

三甲苯精馏分离的节能研究

辛江¹, 黄国强¹, 李鑫钢¹, 张津²

(1. 天津大学化工学院精馏技术国家工程研究中心, 天津 300072;

2. 锦州石化精细化工有限公司, 辽宁 锦州 121001)

摘要:以三甲苯精密精馏过程为实施案例, 对多塔分离过程提出了热集成节能工艺。结合 PRO/II 软件对三甲苯分离三塔流程进行了模拟计算和节能优化, 所得模拟结果与工业试验数据吻合良好。针对原有常压工艺难以实现热集成和能耗较高的运行现状, 采用差压技术有效地实现了精馏流程的热集成。通过模拟计算得到了热集成的压强操作条件, 并与原有常压工艺相比较, 在不降低产品质量和收率的前提下, 节能超过 35% 以上。

关键词:热集成; 精馏; 三甲苯; PRO/II 软件; 节能; 模拟

中图分类号: TQ241.15

文献标识码: A

文章编号: 0253-4320(2007)03-0052-03

Study on energy saving in trimethylbenzene distillation

XIN Jiang¹, HUANG Guo-qiang¹, LI Xin-gang¹, ZHANG Jin²

(1. National Engineering Research Center for Distillation Technology, School of Chemical Engineering and Technology, Tianjin University, Tianjin 30072, China; 2. Jinzhou Petrochemical Fine Chemical Co., Ltd., Jinzhou 121001, China)

Abstract: Taking trimethylbenzene precise distillation for example, a new heat integration technology for energy saving was put forward. Trimethylbenzene three-column distillation had been established and simulated by applying the software PRO/II, and the results showed that the data of simulation agreed with the actual process well and the simulative process was accurate enough. Compared with the former process which operated under normal pressure, the new process under differential pressure could make good use of the heat integration. With the heat load as an objective process and the pressure as optimal parameters, the energy-saving for the distillation system would be carried out by the new process. The simulative results indicated that the new process with that heat integration technology could save energy more than 35%.

Key words: heat integration; distillation; trimethylbenzene; software PRO/II; energy saving; simulation

精馏是分离工业中最大的耗能单元, 在精馏分离中采用节能策略尤为重要, 其中热集成技术是主要的节能方式。三甲苯精馏塔系进料为炼油厂铂重整 C₉ 芳烃组分, 它们是一系列同分异构体, 沸点相差小, 其中偏三甲苯、均三甲苯、连三甲苯等组分是重要的精细化工原料。三甲苯分离过程属于精密精馏, 需要的理论板数高, 操作回流比也较大, 属于高难度分离过程, 因此装置的投资和操作费用都较高。

笔者以某厂三塔连续精馏的工艺流程为实例进行模拟计算, 三塔工艺是指在生产偏三甲苯的同时联产富集均三甲苯, 由于该工艺比两塔工艺多了富集均三甲苯塔, 所以导致能耗较大。从优化节能角度出发, 在原有流程的基础上, 笔者采用差压工艺可有效地实现热集成而大幅度降低能耗。在保证产品质量和收率不变的前提下, 塔系热负荷有大幅度的降低。

1 流程简述和物料分析

某厂重整 C₉ 芳烃原料中含有少量 C₈ 芳烃、正丙苯、甲乙苯、三甲苯以及少量的 C₁₀ 组分。各组分的物性数据见表 1。

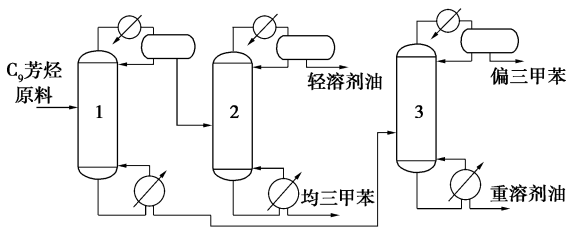
表 1 C₉ 芳烃原料的组成与沸点

组分	质量分数/%	沸点/°C
C ₈ 芳烃	6.15	—
正丙苯	7.59	159.22
对甲乙苯	6.53	162.01
间甲乙苯	20.77	161.33
均三甲苯	9.34	164.72
邻甲乙苯	7.10	165.18
偏三甲苯	31.19	169.35
连三甲苯	5.20	176.08
C ₁₀ 芳烃	6.13	—

收稿日期: 2006-10-09; 修回日期: 2007-01-15

作者简介: 辛江(1981-), 男, 硕士生; 黄国强(1973-), 男, 博士, 副教授, 硕士生导师, 主要研究方向为传质与分离, 通信联系人, 022-27404701, hgq@tju.edu.cn。

由表1可以看出, C_9 重芳烃各组分沸点相差较小, 有的甚至还不到 1°C , 体系分离难度大, 属于精密精馏过程。该厂原三甲苯分离的工艺流程见图1, 原料进料量为 $3\,500\text{ kg/h}$, 待其加热到 135°C 后进入预分馏塔, 塔顶得到的轻组分进入均三甲苯塔, 均三甲苯塔塔釜得到纯度为 35% 的均三甲苯产品, 均三甲苯塔塔顶得到轻溶剂油。预分馏塔塔釜重组分进入偏三甲苯塔, 偏三甲苯塔塔顶得到纯度 98% 以上的偏三甲苯, 塔底得到重溶剂油。



1—预分馏塔; 2—均三甲苯塔; 3—偏三甲苯塔

图1 原三甲苯精馏分离三塔工艺流程图

2 节能策略及热集成工艺的提出

由于精馏单元耗能很大, 精馏节能是目前节能研究的热点, 已开发的精馏节能的工艺流程及方法大致可分为以下6类^[1]: 操作参数的优化、热泵精馏、多效精馏、热偶精馏、具有中间加热和冷凝的精馏系统、热集成。多塔间的热集成技术是系统内能量充分利用的有效途径之一, 是极为有效的节能技术^[2]。这种节能技术已成功地应用于换热网络系统、精馏系统、反应系统及公用工程系统等生产系统中, 节能效果十分显著。关于精馏系统热集成的方法有3种: 一是同塔塔顶冷凝器与塔底再沸器之间的热集成; 二是冷凝器、再沸器与系统外的可用热源之间的热集成; 三是某一精馏塔塔顶冷凝器与另一精馏塔中间再沸器之间的热量集成。笔者在上述基础上针对三甲苯精密分离过程的特点和分离要求, 对均三甲苯塔冷凝器与预分馏塔再沸器实施热集成方法, 可以较少地变动原流程。

该研究中, 热集成的关键是进行换热的单元之间要达到指定的温差, 塔压是影响塔温的主要因素, 通过变动需要热集成的两塔塔压可以达到温差控制要求^[3]。文中将塔压作为关键参数来进行优化热集成。三甲苯精馏分离原工艺中的3个塔一般采用常压, 不可能达到预期的换热温差, 不能有效地实现热集成。针对这种情况, 笔者提出预分馏塔采用减压, 均三甲苯塔采用加压的方案, 使预分馏塔底温度

降低, 均三甲苯塔顶温度升高, 二者温差达到最小传热温差, 从而将均三甲苯塔顶蒸汽作为预分馏塔釜再沸器的热源达到热集成。

3 工业试验、模拟计算及新工艺的提出

3.1 工业试验研究和模拟流程的建立

为了研究三甲苯分离节能问题, 需要建立准确的工艺流程来反映工厂实际运行情况。为此, 笔者在该厂进行了为期5天的工业试验, 获得了填料等内件性能参数和详细的工艺流程数据, 以便为新型节能工艺的提出和实施建立基础。

模拟流程代替实际流程需要首先验证模拟方法和结果的可靠性, 即模拟数据与工业试验数据是否能吻合。笔者采用 SIMSCI SCIENCE 公司的 PRO/II 软件建立模拟流程, 采用 PRM 方程作为基本的热力学模型。模拟数据与工业试验数据见表2, 结果表明两者吻合良好, 各项参数相差不大, 建立的模拟流程有较高的准确度, 从而结果有较高的可信度。国内李杰等^[4]也采用类似的方法进行三甲苯精馏的模拟。

表2 模拟数据与工业试验数据的对比

	预分馏塔		均三甲苯塔		偏三甲苯塔	
	试验值	模拟值	试验值	模拟值	试验值	模拟值
实际塔板数/块	140	140	120	120	100	100
塔顶温度/ $^\circ\text{C}$	160.8	161.0	158.9	159.6	168.8	168.9
塔釜温度/ $^\circ\text{C}$	174.7	174.7	178.4	179.5	185.4	189.1
塔顶压力/kPa	100	100	100	100	100	100
塔底压力/kPa	112	112	130	130	120	120
回流比	6.45	6.45	5.40	5.36	6.80	6.80
塔顶采出量/ $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$	2240.0	2235.9	1720.7	1708.0	1018.0	1013.5
塔底采出量/ $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$	1270.9	1264.1	520.8	527.9	254.8	250.6
塔顶偏三甲苯质量分数/%					98.5	98.5
偏三甲苯收率/%					92.0	92.6
塔底均三甲苯质量分数/%			32.5	32.5		
均三甲苯收率/%			51.8	52.4		

从表2可以看出, 预分塔的压降相比另外2塔要低得多, 这是由于预分塔是新建的, 而其他2塔塔内件因长期运转而可能出现堵塞现象。另外取样的不稳定导致数据不是完全符合实际生产情况, 表现在均三甲苯的纯度和收率较低。以上工业试验数据是用来验证模拟流程的准确性, 而文中研究的是三

甲苯分离的一般热集成技术,应带有普遍性,据此对压降做了一定的修正。目前国内外的填料塔大都采用新型填料,压降一般在 300 Pa/m 左右,在分离能力上每米填料相当于 4 块理论板,可以估算出大致的压降。以下模拟过程中采用的压降是:预分塔压降 20 kPa,均三甲苯塔压降 15 kPa,偏三甲苯塔 10 kPa。该流程通常要达到的指标是偏三甲苯纯度为 98.6%,收率为 90% 以上,富集的均三甲苯纯度为 35.0%,收率要求达到 83%。

3.2 常压工艺简介和差压新工艺的提出

3.2.1 常压工艺

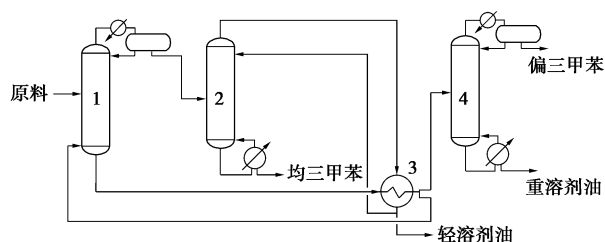
国内三甲苯分离多采用常压进行操作,利用已建立的模拟流程,采用修正后的压降进行模拟,模拟数据见表 3。从各塔的塔顶、塔底温度数据可以看出,三塔中塔顶温度均低于塔底温度,塔顶冷凝器与塔底再沸器不能实现热集成。温差达不到要求,常压工艺不能较好地实现热集成。冷凝器的热量不能得到利用,能耗较大,可计算出塔系的总热负荷为 19.07 GJ/h。

表 3 常压模拟数据

参数	预分馏塔	均三甲苯塔	偏三甲苯塔
塔板数/块	140	120	100
塔顶压力/kPa	100	100	100
塔底压力/kPa	120	115	110
塔顶温度/℃	160.9	158.8	168.9
塔底温度/℃	177.5	170.2	179.2
塔顶冷负荷/GJ·h ⁻¹	-9.47	-6.60	-3.24
塔底热负荷/GJ·h ⁻¹	9.25	6.84	2.98

3.2.2 差压工艺

常压工艺不能实现热集成,考虑采用差压使冷凝温度升高,再沸温度降低来达到温差要求。由表 3 可知预分馏塔与均三甲苯塔能耗较大,所以对这两塔进行热耦合,进行换热需要温差大于最小传热温差,该设计取其值为 15℃。热集成后流程见图 2。



1—预分馏塔;2—均三甲苯塔;3—换热器;4—偏三甲苯塔

图 2 三甲苯精馏热集成新工艺流程图

预分馏塔采用减压操作有 2 个优点:①抽真空可以增加进料各组分之间的相对挥发度,降低分离难度,减少操作回流比;②预分馏塔采用减压操作可以降低操作温度,使 2 塔之间热偶合成为可能。考虑到设计投资问题,尽量使预分塔压力不要过低,因为减压过大会导致预分馏塔塔径过大,投资费用增高,而且对真空装置要求高。相比减压而言,加压要好处理得多,所以给均三甲苯富集塔适当加压,以达到温差要求。另外还要保证均三甲苯塔的塔顶冷负荷与预分馏塔塔釜热负荷尽量接近,提高热集成的效率。按照上述思路使预分馏塔与均三甲苯塔的压力在一定范围内变化,不仅要满足温差要求,而且热量尽可能匹配。塔压的变化与温度、热负荷的关系列于表 4,显然预分馏塔塔压为 50 kPa,均三甲苯塔塔压为 140 kPa 时能满足要求。

表 4 塔的压力与温度、热负荷的关系

预分馏塔塔压/kPa	均三甲苯塔塔压/kPa	预分馏塔塔底温度/℃	均三甲苯塔塔底温度/℃	温差/℃	预分馏塔塔底热负荷/GJ·h ⁻¹	均三甲苯塔塔顶冷负荷/GJ·h ⁻¹
40	130	151.0	169.3	18.3	8.27	-8.38
42	132	152.2	169.9	17.7	8.33	-8.62
44	134	153.4	170.5	17.1	8.38	-8.67
46	136	154.5	171.1	16.6	8.42	-8.76
48	138	155.6	171.7	16.1	8.47	-8.85
50	140	156.6	172.3	15.7	8.51	-8.94
52	142	157.7	172.9	15.2	8.55	-9.04
54	144	158.7	173.5	14.8	8.59	-9.13
56	146	159.7	174.1	14.4	8.63	-9.22
58	148	160.6	174.6	14.0	8.66	-9.30

3.2.3 新工艺节能效率

以上差压条件下的模拟数据见表 5。

表 5 差压工艺操作数据

	预分馏塔	均三甲苯塔	偏三甲苯塔
塔板数/块	140	120	100
塔顶压力/kPa	50	140	100
塔底压力/kPa	70	155	110
塔顶温度/℃	135.9	172.3	168.9
塔底温度/℃	156.6	182.8	179.7
塔顶冷负荷/GJ·h ⁻¹	-8.79	-8.85(0.35)	-3.40
塔底热负荷/GJ·h ⁻¹	8.51(0.00)	9.11	3.19

注:括号内为热集成后数据。

(下转第 56 页)

1.2 联苯资源分析

分析可知,宝钢化工联苯资源主要集中在苯塔塔底排放的物料 SC-203 和洗油加工装置的副产品 WOR-1 中,分别含有质量分数 12% 和 20% 左右的联苯。

因 Litol 苯加氢装置苯塔的塔底液 SC-203 含有质量分数约 70% 的甲苯成分而送往 KK 加氢装置,原工艺并未对其中的联苯资源进行分离回收。如对其中的联苯资源进行回收,除获得良好的经济效益外,回收联苯过程结束后,甲苯馏分仍能送往 KK 加氢装置,这样不仅回收了甲苯而且去除了 SC-203 中的重组分,降低了甲苯回收时的能耗。

WOR-1 中含有大量的甲基萘,目前送往煤精吸苯装置用于苯吸收,并未对其中的联苯资源分离回收。如对其中联苯分离回收,可获得良好的经济效益。此外,回收联苯过程中,吸苯能力强的有效组分甲基萘等也得以浓缩,同时去除了吸苯能力差的重组分,再送往煤精吸苯装置的处理效果预计会更好。目前的处理方式不仅浪费了宝贵的联苯资源,也影响了洗油的质量,给后续工艺增加了负担和操作的复杂性。

因此,有必要分别以上述 2 种原料出发,开发联苯分离与精制的工艺路线,并结合公司实际比较其适用性,从而开发出适合公司联苯资源的生产工艺,降低能耗,优化工艺流程。

2 从 SC-203 中分离精制联苯

2.1 原料和装置

Litol 苯加氢装置苯塔的塔底液 SC-203 的具体

(上接第 54 页)

均三甲苯塔冷凝器与预分馏塔再沸器实现了热集成,可计算出总的热负荷为 12.30 GJ/h。精馏装置中塔底热负荷是主要的能耗,能反映精馏用能状况。通过计算新工艺较原工艺节能可达到 35% 以上。充分考虑原流程存在的问题,在很少变动原流程的基础上提出新工艺,虽然需要增加真空和换热装置等,但是从能源的利用率以及长期运行来说还是切实可行的。

4 结语

针对三甲苯分离三塔流程耗能大的问题,笔者采用热集成技术,使均三甲苯塔的冷凝器与预分馏塔的再沸器进行换热,充分利用系统内的热量,有效

组成见表 1。

表 1 原料 SC-203 组成及组物性数据

组分	质量分数/%	沸点/°C	熔点/°C
苯	0.20	80.10	5.49
甲苯	70.06	110.63	-95.00
乙基苯	—	136.19	-94.95
对二甲苯	—	138.35	13.15
间二甲苯	8.21	139.04	-47.87
邻二甲苯	—	142.00	-27.95
萘	0.35	217.96	80.05
联苯	19.65	254.90	69.20
3-甲基联苯	0.63	272.00	4.70
蒽	0.89	295.00 ~ 297.90	115.00

蒸馏装置:常、减压精馏装置,所用填料均为散装不锈钢填料(2.2 mm × 2.5 mm)。结晶装置:德国 JULABO 公司的 F32-HP 制冷和加热控制器和自行设计的玻璃结晶器。气质联用仪采用美国惠普公司 HP6890 与英国 Micromass GCT 型气相色谱/质谱联用仪。气相色谱仪采用日本岛津公司 GC-14B 气相色谱仪。

2.2 工艺路线

以 SC-203 为原料,利用常、减压精馏和溶剂重结晶相结合的方法,精馏后可获得质量分数 95.0% 以上的联苯窄馏分,进一步重结晶后可获得质量分数 99.0% 以上的联苯。

2.2.1 常压蒸馏

由于 SC-203 中成分复杂、沸程长,各物质的富集程度较低,不利于直接深加工。因此首先应将其

地节约了能量。该工艺需要增设减压装置和加压装置,需要增加固定投资,但考虑到分离装置的能源利用率,从长周期运行角度上分析还是必要的。笔者针对 1 套实际三甲苯生产装置进行了系统研究,所提出的方法在多塔精馏复合领域内有一定的指导和推广意义。

参考文献

- [1] 陈洪钊. 化工分离过程[M]. 北京: 化学工业出版社, 1995.
- [2] Knapp J P, Doherty M F. Thermal integration of homogeneous azeotropic distillation sequences[J]. AIChE J, 1990, 36(7): 969 - 984.
- [3] 冯宵. 化工节能原理与技术[M]. 北京: 化学工业出版社, 2004.
- [4] 李杰, 刘杰. 催化重整 C₉ 芳烃生产三甲苯设计技术改造[J]. 化工技术与开发, 2004, 33(2): 48 - 50. ■