

# 基于 MVR 热泵和热集成的 混合二甲苯节能精馏工艺

杨德明, 顾强, 朱碧云, 蒋宇, 高晓新\*

(常州大学石油化工学院, 江苏常州 213164)

**摘要:**针对混合二甲苯体系分离能耗高的特点,把热集成和 MVR 热泵技术应用于该体系的分离研究,提出了热集成精馏工艺、带预分的 MVR 精馏工艺和完全 MVR 热泵精馏工艺。以能耗和年总费用(TAC)作为评价指标,对以上提出的3种节能精馏工艺进行模拟与优化,并与常规精馏工艺的计算结果进行了比较与分析。研究表明,热集成精馏工艺要比常规精馏工艺具有一定的经济优势,平均可减少能耗 34.44%,节省 TAC 23.33%。而 MVR 热泵精馏工艺则是分离该体系的最合适的工艺路线,与热集成精馏工艺相比,带预分的热集成 MVR 精馏工艺和完全 MVR 热泵精馏工艺可分别减少能耗 23.23% 和 64.45%;节省 TAC 18.32% 和 21.68%。

**关键词:**混合二甲苯;热集成;热泵精馏;能耗;年总费用

中图分类号:TQ028

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2017)02-0165-04

DOI:10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2017.02.039

## Energy saving distillation process for mixed xylene system based on MVR heat pump and heat integration

YANG De-ming, GU Qiang, ZHU Bi-yun, JIANG Yu, GAO Xiao-xin\*

(College of Petrochemical Engineering, Changzhou University, Changzhou 213164, China)

**Abstract:** According to the characteristic of high energy consumption for separation of mixed xylene system, heat integration and MVR heat pump technology are applied. The heat-integrated distillation process, MVR rectification process with pre-fractionation and the complete MVR heat pump distillation process are proposed for separation of mixed xylene system. The energy saving and annual total cost (TAC) are used as the evaluation indexes to simulate and optimize the three energy-saving distillation processes, using conventional rectification process as control. The results show that the heat integrated distillation process has certain economic advantages compared with the conventional distillation process, which can save 34.44% of energy and 23.33% of TAC. The MVR heat pump distillation process is the most suitable process for separation of the mixed xylene system. The MVR rectification process with pre-fractionation and the complete MVR heat pump distillation process can save 23.23% and 64.45% of energy, 18.32% and 21.68% of TAC, respectively, compared with the heat integrated distillation process.

**Key words:** mixed xylene system; heat integration; heat pump distillation; energy consumption; annual total cost

混合二甲苯的主要成分是邻二甲苯(OX)、间二甲苯(MX)、对二甲苯(PX)和乙苯(EB)4种同分异构体,有关该体系的分离研究主要集中在以下几个方面:精密精馏法<sup>[1]</sup>,采用多塔流程,能耗大;熔融结晶法<sup>[2-3]</sup>,产品纯度不稳定,操作条件苛刻;吸附分离法<sup>[4-5]</sup>,流程复杂,组分回收率不高;膜分离法<sup>[6]</sup>,很难得到高纯度的产品;吸附-结晶集成分离法<sup>[7]</sup>,存在纯度不高以及溶剂回收等问题。鉴于精馏分离技术成熟但能耗高的特点,本文中把热集成和机械蒸汽再压缩(MVR)热泵技术应用于该体系的模拟,研究其节能效果和综合经济效益,预期找到

一条经济高效的可行的节能精馏工艺路线。

## 1 模拟规定与评价指标

### 1.1 模拟规定

规定混合二甲苯处理量为 25 kmol/h,其中乙苯 EB 含量为 0.17(质量分数,下同)、对二甲苯 PX 为 0.18、间二甲苯 MX 为 0.4、邻二甲苯 OX 为 0.25。要求 4 种组分的纯度均不低于 0.98。精馏塔顶采用冷却水与冷冻水冷凝,冷却水的进出口温度规定为 33℃ 和 39℃;塔底采用 0.3 MPa 的饱和水蒸汽供热。本体系选用软件中的 RK-Soave 状态方程计算

收稿日期:2016-07-27;修回日期:2016-12-09

作者简介:杨德明(1966-),男,教授,主要从事分离工程与节能方面的研究工作;高晓新(1979-),男,博士,副教授,主要从事化工模拟方面的工作,通讯联系人,0519-86330255, dmy216@163.com。

气液相平衡数据。

### 1.2 评价指标

为比较评价各种精馏工艺,以年总费用 TAC (total annual cost) 作为评价指标。TAC 包括操作费 OC (operating cost) 和设备折旧费 CI (capital investment), 其中 OC 包括蒸汽、冷却水和冷冻水等操作费用, CI 包括精馏塔塔体、塔内件及换热器等设备的折旧费用, OC 和 CI 的具体计算参照文献 [8]。

## 2 精馏工艺模拟

### 2.1 分离系列的优化

本研究体系共有 4 个组分,常规精馏共需 3 个精馏塔。根据多组分精馏原理,共有以下 5 种分离序列。序列 1:依次分出 EB、PX、MX 和 OX。序列 2:依次分出 EB、OX、PX 和 MX。序列 3:依次分出 OX、MX、EB 和 PX。序列 4:依次分出 OX、EB、PX 和 MX。序列 5:依次分出 EB、PX、MX 和 OX。利用软件中的设计规定与优化功能,对各精馏序列进行模拟,结果见表 1。

表 1 常规精馏工艺模拟结果汇总

项目	分离序列 1	分离序列 2	分离序列 3	分离序列 4	分离序列 5
总塔板数/块	840	830	790	830	760
塔顶热负荷/kW	8120.64	8126.35	7623.94	8134.93	7712.64
塔底热负荷/kW	8146.92	8159.41	7668.91	8167.88	7749.95
总换热面积/m <sup>2</sup>	5124.31	5065.72	6027.71	5039.20	6249.62
年总费用/万元	3336.72	3313.12	3179.21	3309.04	3266.95

表 1 数据可知,分离序列 3 要优于其他分离序列,能耗要比分离序列 1、2、4 和 5 分别减少 5.87%、6.01%、6.11% 和 1.05%; TAC 较其他 4 种分离序列的平均值减少 3.85%。

### 2.2 热集成精馏工艺

采用差压精馏工艺,即高压塔塔顶的蒸汽用于

低压塔塔底的供热,则构成了塔间热集成<sup>[9-11]</sup>。表 2 是常规精馏工艺模拟得到的各塔顶和塔底的热负荷,根据热量匹配的原则(即塔顶热负荷 ≥ 塔底热负荷),提出了 5 种相应的热集成精馏工艺方案,见图 1,图中的虚线表示热流方向。

表 2 常规精馏工艺各塔顶塔底的热负荷 kW

分离序列	塔顶/塔底热负荷		
	T1	T2	T3
序列 1	1832.53/1884.76	5166.59/5144.15	1121.52/1118.02
序列 2	1831.37/1883.61	1380.60/1361.12	4955.38/4955.69
序列 3	1542.59/1575.23	5159.37/5153.04	921.98/940.64
序列 4	1540.41/1573.06	1668.74/1687.59	4925.78/4907.23
序列 5	5678.29/5701.35	929.23/948.06	1105.11/1100.54

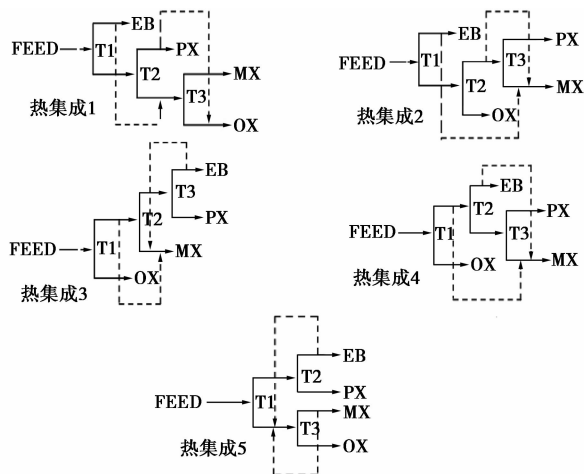


图 1 热集成精馏方案

表 3 为热集成精馏工艺模拟结果汇总,可以看出,热集成方案 4 能耗最低,较最优的常规分离序列 3 节约能耗约 35.18%,节省 TAC 约 24.51%,但能耗还是较高。为寻求更为节能的精馏工艺,以下的研究以热集成方案 4 为基础,把 MVR 热泵技术应用于该体系的分离,研究其节能效果。

(上接第 164 页)

[12] Dejanovic I, Matijasevic L, Jansen H, et al. Designing a packed dividing wall column for an aromatics processing plant [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2011, 50 (9) : 5680 - 5692.

[13] Sangal V K, Kumar V, Mishra I M. Optimization of structural and operational variables for the energy efficiency of a divided wall distillation column [J]. Computers & Chemical Engineering, 2012, 40: 33 - 40.

[14] Wu Y C, Lee H Y, Huang H P, et al. Energy-saving dividing-wall column design and control for heterogeneous azeotropic distillation systems [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2014, 53 (4) : 1537 - 1552.

[15] Turton R, Bailie R C, Whiting W B, et al. Analysis, synthesis and design of chemical processes [M]. Upper Saddle River, NJ: Pearson Education, 2008.

[16] Bao Z, Zhang W, Cui X, et al. Design, optimization and control of extractive distillation for the separation of trimethyl borate-methanol [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2014, 53 (38) : 14802 - 14814.

[17] Ge X L, Yuan X G, Ao C, et al. Simulation based approach to optimal design of dividing wall column using random search method [J]. Computers & Chemical Engineering, 2014, 68: 38 - 46.

[18] Becker H, Godorr S, Kreis H, et al. Partitioned distillation columns-Why, When & How [J]. Chemical Engineering, 2001, 108 (1) : 68 - 74. ■

表3 热集成精馏工艺模拟结果汇总

项目	热集成1	热集成2	热集成3	热集成4	热集成5
T1/T2/T3 压力/kPa	11/0.5/10	10/10/0.5	10/0.5/10	10/10/0.5	0.5/10/10
T1/T2/T3 顶温/°C	70/12/71	68/70/12	70/11/68	70/68/12	12/68/71
T1/T2/T3 底温/°C	88/59/87	87/87/58	87/58/84	87/85/58	45/84/85
总塔板数/块	920	910	880	920	840
塔顶热负荷/kW	5176.77	4943.94	5159.38	4925.76	5678.24
塔底热负荷/kW	8421.63	8430.28	7816.40	8410.89	7887.06
外供热负荷/kW	5229.21	4988.73	5220.21	4970.62	5745.51
总换热面积/m <sup>2</sup>	3590.73	3389.46	4812.97	3362.91	5283.70
年总费用/万元	2515.80	2408.8	2508.45	2400.01	2744.22

### 2.3 带有预分的热集成MVR精馏工艺

鉴于T3塔的能耗较大,将原来的T3塔分成预分塔T3A和精制塔T3B 2个塔,T1和T2两塔的塔顶蒸汽为精制塔T3B塔底供热,而预分塔T3A采用机械蒸汽再压缩(MVR)热泵精馏技术<sup>[12-13]</sup>,由此提出了带有预分的热集成MVR精馏工艺,如图2所示。

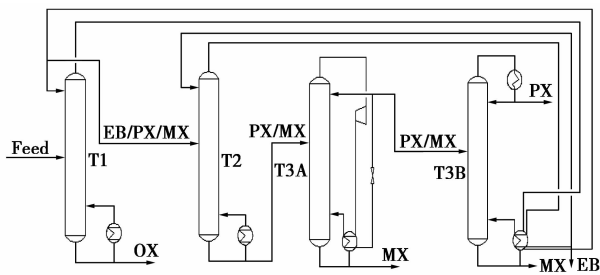
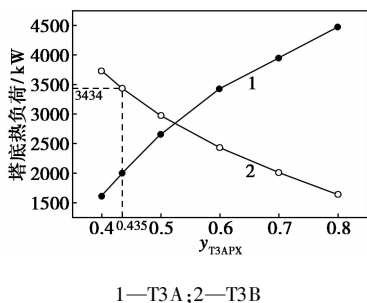


图2 带有预分的热集成MVR精馏工艺

考察了预分塔T3A的分离程度(即塔顶PX的含量,用 $y_{T3APX}$ 表示)对T3A和T3B两塔塔底热负荷的影响,结果见图3。当 $y_{T3APX}$ 达到0.435时,T3B塔底热负荷正好与T1和T2两塔的塔顶热负荷之和匹配,由此规定T3A塔顶PX的含量为0.435。

图3  $y_{T3APX}$ 对T3A和T3B两塔热负荷的影响

在规定了以上操作条件和有关工艺参数后,对该工艺进行全流程模拟,结果见表4。可以看出,优化后的带有预分的热集成MVR精馏工艺较热集成方案4节约能耗约23.23%,节省TAC约18.32%。

表4 带有预分的热集成MVR精馏工艺模拟结果汇总

项目	T1	T2	T3A	T3B
操作压力/kPa	10	10	3	0.5
塔板数/块	230	340	280	350
进料位置/块	162	94	30	167
塔径/m	2.08	2.31	2.87	5.08
塔顶温度/°C	69.81	67.64	44.19	12.30
塔底温度/°C	86.88	85.17	69.31	57.53
塔顶热负荷/kW	—	—	—	3554.03
塔底热负荷/kW	1639.36	1877.11	—	—
压缩比	—	—	2.5	—
压缩机功耗/kW	—	—	255.82	—
总换热面积/m <sup>2</sup>	2743.98			
TAC/万元	1960.38			

### 2.4 完全MVR热泵精馏工艺

带有预分的热集成MVR精馏工艺,能耗主要取决于T1和T2塔底的加热蒸汽消耗量,因此未达到最大幅度的节能效果。若在热集成方案4的分离序列基础上,三塔均采用MVR热泵技术,充分利用塔顶蒸汽的潜热,可以达到大幅度节能的目的,完全MVR热泵精馏工艺见图4。

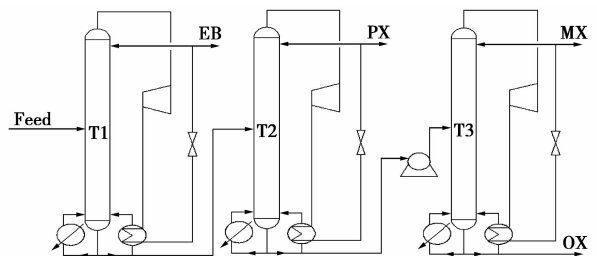


图4 完全MVR热泵精馏工艺

MVR热泵精馏工艺与热集成精馏工艺一样,要同时满足塔顶塔底的传热温差以及热负荷这两个条件。各塔的操作压力参考热集成方案4,即各塔的塔顶和塔底温度已确定,由此可通过改变压缩机的压缩比来确定塔顶塔底的传热温差。规定塔顶压缩蒸汽与塔底物料的传热温差不小于10°C,以此确定各蒸汽压缩机的压缩比。完全MVR热泵精馏工艺模拟结果见表5。

由表5数据可知,三塔的塔顶塔底换热温差分

别为 11.9、11.1、10.6℃,均大于 10℃;而三塔的塔顶压缩蒸汽冷凝负荷均低于塔底所需的热负荷,因此三塔所需补充的热量分别为 67.65、57.98、113.45 kW。

表 5 完全 MVR 热泵精馏工艺模拟结果汇总

项目	T1	T2	T3
操作压力/kPa	3	3	3
塔板数/块	200	280	350
进料位置/块	139	75	183
塔径/m	2.47	2.63	5.19
塔顶温度/℃	43.7	41.4	43.7
塔底温度/℃	70.4	69.1	71.9
压缩蒸汽温度/℃	82.3	80.2	82.5
塔顶塔底换热温差/℃	11.9	11.1	10.6
塔顶热负荷/kW	274.65	300.78	1170.74
塔底热负荷/kW	1573.04	1687.59	6545.54
塔底补充热负荷/kW	67.65	57.98	113.45
压缩比	5.5	5.5	5.5
压缩机功耗/kW	239.6	261.65	1024.3
总换热面积/m <sup>2</sup>		1047.86	
年总费用/万元		1879.36	

### 3 结果分析与比较

各精馏工艺的计算结果汇总表 6,无论是能耗还是 TAC,完全 MVR 热泵精馏工艺均是最优的。原因是完全 MVR 热泵精馏工艺充分利用了各塔顶的蒸汽潜热,最大程度减少了界外蒸汽的用量,因此能耗最低。而操作费用在 TAC 中占比较大,因此能耗的降低直接导致了 TAC 的降低。

表 6 精馏工艺模拟结果汇总

项目	常规分离 序列 3	热集成精 馏方案 4	带预分的 MVR 精馏	完全 MVR 精馏
总塔板数/块	830	920	1200	830
总换热面积/m <sup>2</sup>	5039.2	3362.91	2743.98	1047.86
年操作费/万元	2540.54	1678.80	1410.51	1270.81
设备折旧费/万元	768.50	721.21	549.87	608.55
年总费用/万元	3309.04	2400.01	1960.38	1879.36
能耗(折标煤)/(t·a <sup>-1</sup> )	7223.77	4396.07	3374.95	1562.76
节省能耗/%	—	39.1	53.3	78.4
节省年总费用/%	—	27.5	40.8	43.2

### 4 结论

通过对混合二甲苯体系各精馏的模拟研究,得出如下结论。

(1)对于该体系的常规精馏,就综合经济效益而言,5 种精馏分离序列优势相当。

(2)热集成精馏工艺要比常规精馏工艺具有一定的经济优势,平均可减少能耗约 34.44%,节省 TAC 约 23.33%。

(3)MVR 热泵精馏工艺是分离该体系的最合适的工艺路线。与最优的热集成精馏工艺相比,带预分的热集成 MVR 精馏工艺和完全 MVR 热泵精馏工艺可分别减少能耗约 23.23%、64.45%;节省 TAC 约 18.32% 和 21.68%。完全 MVR 热泵精馏工艺是分离该体系最合适工艺。

### 参考文献

- [1] 陈强,孟爱民,梁志荣. Aspen Plus 软件在 C<sub>8</sub> 芳烃分离工艺设计中的应用[J]. 炼油设计,2001,31(10):42-45.
- [2] Krupp-Koppers G M B H. P-xylene crystallization[J]. Hydrocarbon Processing,1979,58(11):253-266.
- [3] Laurich Stephen A. P-xylene process: US,3467724[P]. 1969-09-16.
- [4] Otani S. Adsorption separates xylenes[J]. Chem Eng,1973,80(21):106-107.
- [5] Rasouli M, Yaghoobi N, Chitsazan S, et al. Adsorptive separation of meta-xylene from C<sub>8</sub> aromatics[J]. Chem Eng Res Des,2012,90(9):1407-1415.
- [6] Touil Salah, Tingry Sophie, Bouchtalla Sahib, et al. Selective pertraction of isomers using membranes having fixed cyclodextrin as molecular recognition sites[J]. Desalination,2006,193:291-298.
- [7] Swift John D. Crystallization process for para-xylene recovery using two-stage recovery section;US,5329061[P]. 1994-07-12.
- [8] 杨德明,陶磊. 基于多级蒸汽机械再压缩热泵的稀 N,N-二甲基甲酰胺水溶液蒸馏浓缩工艺[J]. 石油化工,2012,41(11):1298-1301.
- [9] 辛燕平,赵明,夏铭,等. 热集成变压精馏分离吡啶-水的工艺模拟与优化[J]. 化学工程,2014,45(5):1-5.
- [11] 杨德明,谭建凯,王颖,等. 低碳混合醇分离序列的合成与热集成工艺[J]. 节能技术,2015,33(4):349-353.
- [12] Aybar Hikmet S. Analysis of a mechanical vapor recompression[J]. Desalination,2002,142:282-286.
- [13] Hisham Ettouney. Design of single-effect mechanical vapor recompression[J]. Desalination,2006,190:1-15. ■