

# 苯/甲苯/邻二甲苯精馏系统的稳态模拟与动态控制

张治山<sup>1</sup>, 李国达<sup>1</sup>, 李桂杰<sup>2</sup>, 张青军<sup>1</sup>, 高 军<sup>1</sup>

(1. 山东科技大学 化学与环境工程学院, 山东 青岛 266590; 2. 山东科技大学 材料科学与工程学院, 山东 青岛 266590)

**摘要:**利用 Aspen plus 对苯/甲苯/邻二甲苯体系的直接分离序列和间接分离序列两种方案进行模拟分析, 确定了最佳工艺条件; 然后, 对两种方案的能耗和固定成本进行比较, 结果表明前者较后者固定成本节约 7.62%, 能耗成本节约 9%, 年度总成本节约 8.87%; 最后分别用斜率判据、温度增益判据和恒温板判据三种方法确定精馏塔的灵敏度板位置并建立了精馏系统的控制结构, 通过动态模拟得出系统面临进料流量和进料组成扰动时, 控制不同灵敏度板的流量、再沸器热负荷、塔板温度和产品纯度的过渡分析曲线, 从而得出最佳温度控制板位置。

**关键词:**芳烃精馏; 稳态模拟; 动态控制; 经济优化; 灵敏度板

中图分类号: TQ202

文献标志码: A

文章编号: 1672-3767(2015)05-0006-08

## Steady Simulation and Dynamic Control of Benzene/Toluene/Ortho-xylene Distillation System

Zhang Zhishan<sup>1</sup>, Li Guoda<sup>1</sup>, Li Guijie<sup>2</sup>, Zhang Qingjun<sup>1</sup>, Gao Jun<sup>1</sup>

(1. College of Chemical and Environmental Engineering, Shandong University of Science and Technology, Qingdao, Shandong 266590, China; 2. College of Materials Science and Engineering, Shandong University of Science and Technology, Qingdao, Shandong 266590, China)

**Abstract:** With the help of Aspen plus, the optimum conditions were firstly determined through the simulation analysis of both direct and indirect separation sequence schemes for the benzene/toluene/ortho-xylene separation system. Then, by comparing the energy consumption and fixed cost of the two schemes, it was found that the direct separation sequence scheme saved 7.61% in fixed cost, 9% in energy consumption and 8.87% in total annual cost in comparison with the indirect separation sequence scheme. Finally, by using slope criterion, a temperature gain criterion and constant temperature plate criterion, the sensitivity plate position was determined and the control structure of distillation system was established. Through dynamic simulation, the transition analysis curves of various sensitivity plates' flux, reboiler heat load, plate temperature and product purity when the system was faced with feed flow or feed composition disturbance were obtained, thus acquiring the optimum position of temperature control plate.

**Key words:** aromatic distillation; steady simulation; dynamic control; economic optimization; sensitivity plate

苯、甲苯及二甲苯是重要的基本有机化工原料, 同时又是多种农药、医药中间体的起始原料, 用途广泛<sup>[1]</sup>。Ling 等<sup>[2-4]</sup>对芳烃分离的分壁式精馏塔的研究取得了一系列成果, Abdul 等<sup>[5]</sup>在研究相同体系中首次使用温度代替组分作为控制变量, 提出温度控制结构。虽然常规精馏较分壁式精馏能耗偏高, 但其操作较为简单且易于控制, 故依然存在较大研究价值, 本研究主要针对芳烃分离常规精馏方法的直接序列 (direct sequence, DS) 和间接序列 (indirect sequence, IS) 工艺进行比较, 确定最佳的分离序列及最优的操作参数并建立最佳控制方案。

### 1 问题描述

现有苯/甲苯/邻二甲苯三元混合物, 进料量 1 kmol/s, 进料组成 (摩尔分数) 为: 苯 30%、甲苯 30%、邻二

甲苯 40%；泡点进料，产品摩尔纯度为：苯 99.98%、甲苯 99.9%、邻二甲苯 99.9%。在保证产品纯度的前提下，为降低投资和运行成本，需对精馏塔塔板数、进料位置，回流比等设计参数进行优化，并建立合理控制方案，使其面对进料流量或进料组成扰动时能够稳定运行。

## 2 稳态模拟与优化

### 2.1 简捷模拟

对于三组分精馏分离过程可分为直接分离序列和间接分离序列<sup>[6]</sup>，如图 1 和图 2 所示。直接分离序列塔 T1 塔顶采出苯，塔底为甲苯和邻二甲苯，塔 T2 塔顶采出甲苯，塔底采出邻二甲苯；间接分离序列塔 T1 塔顶采出苯和甲苯，塔底采出邻二甲苯，塔 T2 塔顶采出苯，塔底采出甲苯。

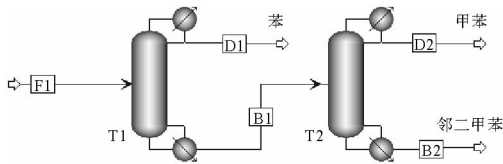


图 1 直接分离序列

Fig. 1 Direct separation sequence

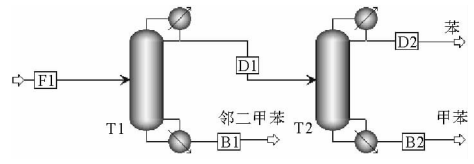


图 2 间接分离序列

Fig. 2 Indirect separation sequence

采用 Aspen Plus 简捷精馏模块对两种方案进行模拟计算，模拟结果如表 1 所示，可作为严格模拟初值。

表 1 简捷法精馏过程模拟结果汇总

Tab. 1 Summary of distillation simulation results with shortcut method

参数	直接分离序列		间接分离序列	
	T1	T2	T1	T2
最小回流比	1.56	1.72	3.11	1.48
实际回流比	1.87	2.06	3.73	1.78
最小理论板数	16.50	16.20	16.16	16.37
实际理论板数	33.21	32.34	31.11	33.11
进料位置	16.72	16.20	15.65	16.63
实际进料位置	15.72	15.20	14.65	15.63
再沸器热负荷/MW	34.42	31.12	16.79	26.40
冷凝器热负荷/MW	26.42	30.75	91.65	25.51
塔顶温度/K	353.02	384.73	365.69	353.02
塔底温度/K	408.09	426.37	426.37	391.57

### 2.2 严格模拟

由于精馏塔的设计和受物料平衡、能量平衡和相平衡关系的制约，而理论板数、回流比和进料位置对操作成本和固定成本会产生不同影响，所以精馏过程存在一个总成本最佳的工艺条件<sup>[7]</sup>。

以简捷模拟获得的工艺参数作为初值，对直接序列和间接序列两种分离方案进行严格模拟和经济优化，即在保证产品纯度的情况下考察不同理论板数及相应最佳进料位置(以最小热负荷为选择标准)对全年总成本(total annual cost, TAC)的影响，其中精馏系统的固定费用主要考虑塔器(不包括塔内件)、再沸器和冷凝器的成本，操作费用主要考虑塔底蒸汽费用<sup>[8]</sup>，经济核算过程如下：

$$\text{冷凝器成本}(\$) \quad C_1 = 7\,296 \left( \frac{-Q_c}{K_1 \Delta T_1} \right)^{0.65}, \quad (1)$$

其中： $Q_C$ —冷凝器热负荷，kW； $K_1$ —冷凝器传热系数， $0.9 \text{ kW} \cdot \text{K}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ ； $\Delta T_1$ —传热温差，13.9 K。

$$\text{再沸器成本}(\text{\$}) \quad C_2 = 7\,296 \left( \frac{Q_R}{K_2 \Delta T_2} \right)^{0.65}, \quad (2)$$

其中： $Q_R$ —再沸器热负荷，kW； $K_2$ —再沸器传热系数， $0.6 \text{ kW} \cdot \text{K}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ ； $\Delta T_2$ —传热温差，34.8 K。

$$\text{塔器成本}(\text{\$}) : \quad C_3 = 17\,640 D^{1.066} H^{0.802}, \quad (3)$$

其中： $D$ —塔径，m； $H$ —塔高，m。

$$\text{全年总成本} \quad TAC = \frac{C_1 + C_2 + C_3}{n} + Q_R TP. \quad (4)$$

其中： $T$ —一年操作时数，8 000 h； $P$ —能耗价格， $11.029 \times 10^{-6} \text{ \$/kJ}$ ； $n$ —投资回收期，3 年。

直接分离序列和间接分离序列的各塔理论板数对全年总费用的影响分别如图 3 和图 4 所示。由图 3 可知，直接分离序列塔 T1 的理论板数为 50，塔 T2 理论板数为 49 时，全年总费用最小；由图 4 可知，间接分离序列塔 T1 理论板数为 52，塔 T2 理论板数为 54 时，全年总费用最小。

上述最优方案的各塔经济优化结果及两种分离序列的全年总费用如表 2 所示，直接分离序列较间接分离序列固定成本节约 7.62%，能耗成本节约 9%，年度总成本节约 8.87%。

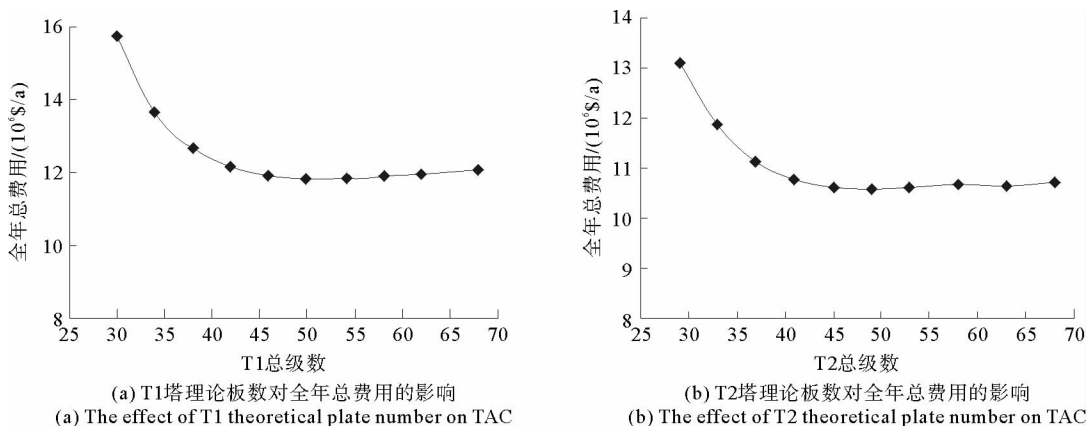


图 3 直接分离序列各塔操作费用与总级数的关系

Fig. 3 The relationship of operation cost with the theoretical plates for direct separation sequence

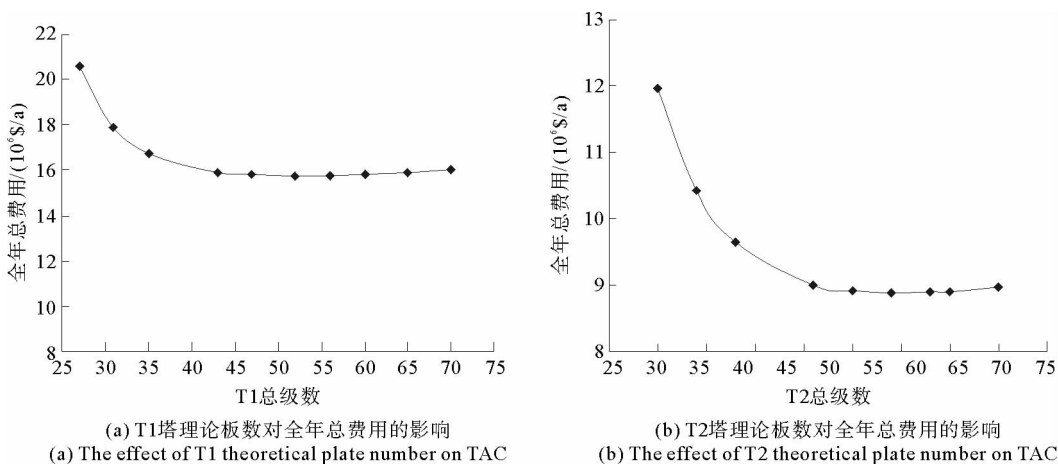


图 4 间接分离序列各塔操作费用与总级数的关系

Fig. 4 The relationship of operation cost with the theoretical plates for indirect separation sequence

表 2 经济优化结果汇总

Tab. 2 Economic optimization results summary

参数	直接分离序列		间接分离序列	
	T1	T2	T1	T2
总级数 $N$	50	49	52	54
进料位置 $N_F$	26	24	28	28
回流比 $R$	1.77	1.95	0.87	1.62
塔径 $D/m$	5.78	5.45	6.76	4.79
塔高 $H/m$	35.14	34.40	36.60	38.06
冷凝器热负荷 $Q_C/MW$	-25.32	-29.43	-36.90	-23.98
再沸器热负荷 $Q_R/MW$	33.98	30.07	45.23	25.15
全年能耗/ $(10^6 MJ)$	97.85	86.61	130.27	72.42
固定成本/ $(10^6 \$)$	3.11	3.07	4.05	2.64
能耗成本/ $(10^6 \$/a)$	10.79	9.55	14.37	7.99
全年总成本 TAC/ $(10^6 \$/a)$	11.83	10.58	15.72	8.87
总固定成本/ $(10^6 \$)$	6.18		6.69	
总能耗成本/ $(10^6 \$)$	20.34		22.36	
全年总成本 TAC/ $(10^6 \$/a)$	22.40		24.58	

### 3 动态模拟

#### 3.1 温度控制板的确定

精馏塔的产品质量控制是指进料流量或组成发生波动时通过调节塔顶液相回流量和再沸器热负荷控制产品纯度满足要求。由于直接检测产品纯度的方法成本较高且存在滞后,故常采用控制精馏塔某一塔板温度的方法进行产品质量控制,即灵敏板温度控制方法。通过稳态模拟确定灵敏度板的常用方法<sup>[9]</sup>有以下三种:

##### 1) 斜率判据

斜率判据是指分析相邻塔板温度差曲线,温差较大说明该区域成分组成发生了较大变化,若控制此塔板温度不变,则可以维持此精馏塔的成分分布稳定,防止轻组分流向塔底、重组分窜入塔顶。通过稳态模拟的结果可得直接分离序列相邻塔板温差曲线(图 5)。由图 5 可知塔 T1 灵敏度板为第 17 和第 35 块,塔 T2 的灵敏度板为第 14 块和第 36 块。在进料板处有一个很大的变化,由于在该处引入进料,所以此处不宜进行温度控制。

##### 2) 温度判据

温度判据是指回流量或再沸器热负荷发生较小波动(设计值的 0.1%)时,塔板温度与受控变量之间的温度增益( $\frac{\Delta T}{\Delta Q_R}$  或  $\frac{\Delta T}{\Delta R}$ )较大的塔板为灵敏度板。通过稳态模拟结果可得直接分离序列温度增益曲线(图 6 和图 7)。从图 6 可知塔 T1 第 14 块板对热负荷变化较为敏感,第 36 块板对回流量变化较为敏感;从图 7 可知塔 T2 第 14 块板对热负荷和回流量变化均较为敏感,第 36 块板对回流量变化较为敏感。

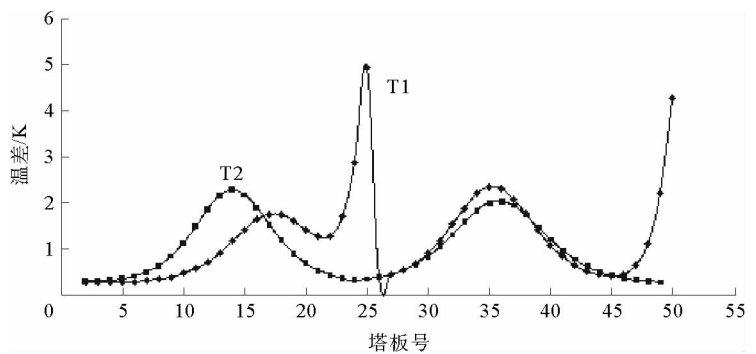


图 5 相邻塔板温差曲线

Fig. 5 Adjacent plate temperature difference curve

### 3) 恒温板判据

恒温板判据是指保持塔顶和塔底产品纯度不变, 进料组成改变时, 温度恒定的塔板为灵敏度板。将进料中苯/甲苯/邻二甲苯的摩尔组成分别设为 0.25/0.35/0.4, 0.35/0.25/0.4, 0.25/0.25/0.5 时, 塔 T1 的塔板温度曲线见图 8。由图 8 可知当进料中苯和甲苯的组成变化时, 塔顶段(1~8)及第 41 块塔板温度保持恒定, 可选择控制塔顶端温度保证塔顶产品质量, 控制第 41 块塔板温度保证塔底产品质量。当进料中三组分均发生变化时, 控制塔顶段(1~8)温度保持恒定可保证塔顶产品质量, 而塔底产品质量无法控制。进料中苯的组成不变, 甲苯/邻二甲苯的组成发生变化, 即 0.3/0.35/0.35, 0.3/0.25/0.45, 塔 T2 的塔板温度曲线分如图 9 所示, 由图 9 可知塔顶段(1~4)和塔底段(45~49)的温度保持恒定, 故控制精馏塔两端温度即可保证两端产品质量。

以上三种方法确定的灵敏度板并不相同, 其有效性还需动态模拟控制进行验证<sup>[10]</sup>, 接下来将对不同控制板面临进料流量以及进料组成扰动时的动态响应结果进行分析。

### 3.2 控制回路的动态模拟

直接精馏序列的控制结构如图 10 所示。塔 T1 回流罐液位由塔顶采出量控制(LC12), 塔釜液位由塔底采出量控制(LC11), 塔顶压力由冷凝器冷却水用量控制(T1\_CondPC), 灵敏度板的温度由再沸器的热负荷控制(TC11), 进料流量由阀门 V1 控制(FC1), B1 表示进料流量与回流流量的比值; 塔 T2 回流罐液位由塔顶采出量控制(LC21), 塔釜液位由塔底采出量控制(LC22), 塔顶压力由冷凝器冷却水用量控制(T2\_CondPC), 灵敏度板的温度由再沸器的热负荷控制(TC21), B4 表示进料流量与回流流量的比值。

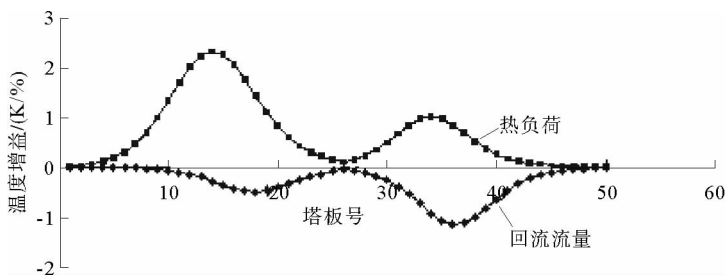


图 6 T1 温度增益曲线

Fig. 6 Temperature gain curve of T1

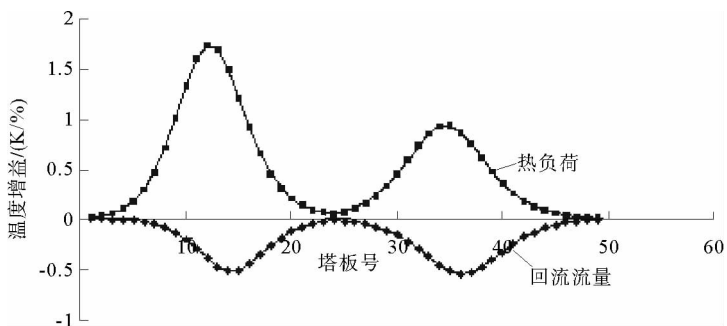


图 7 T2 温度增益曲线

Fig. 7 Temperature gain curve of T2

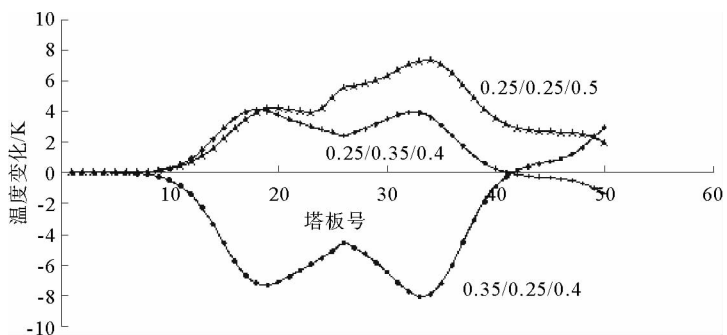


图 8 T1 进料组成引起的塔板温度变化

Fig. 8 Plate temperature change caused by T1 feed composition disturbance

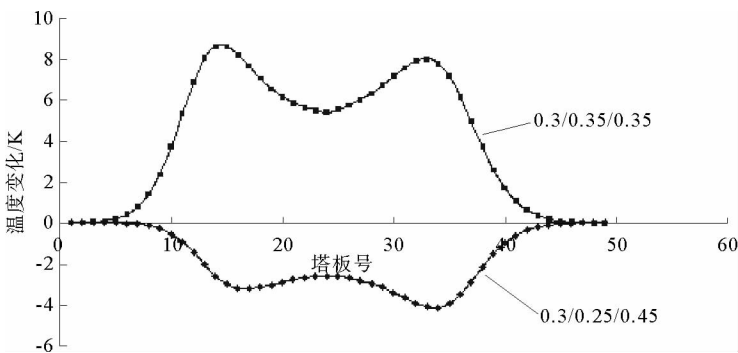
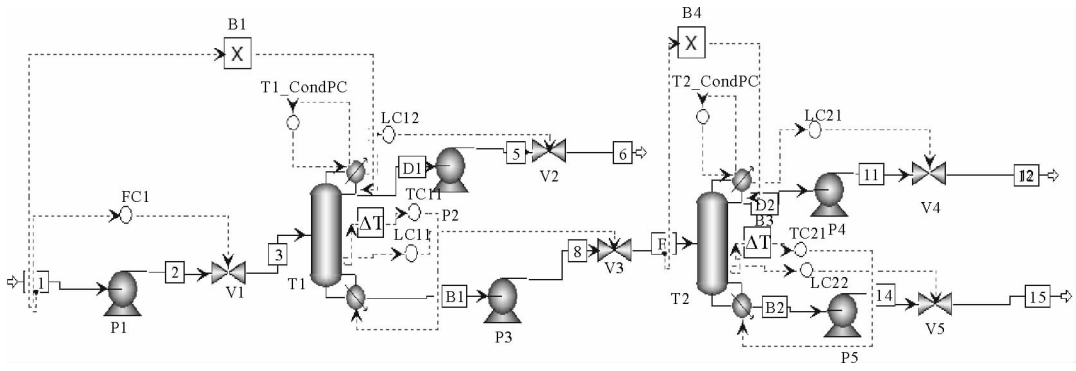


图 9 T2 进料组成引起的塔板温度变化

Fig. 9 Plate temperature change caused by T2 feed composition disturbance

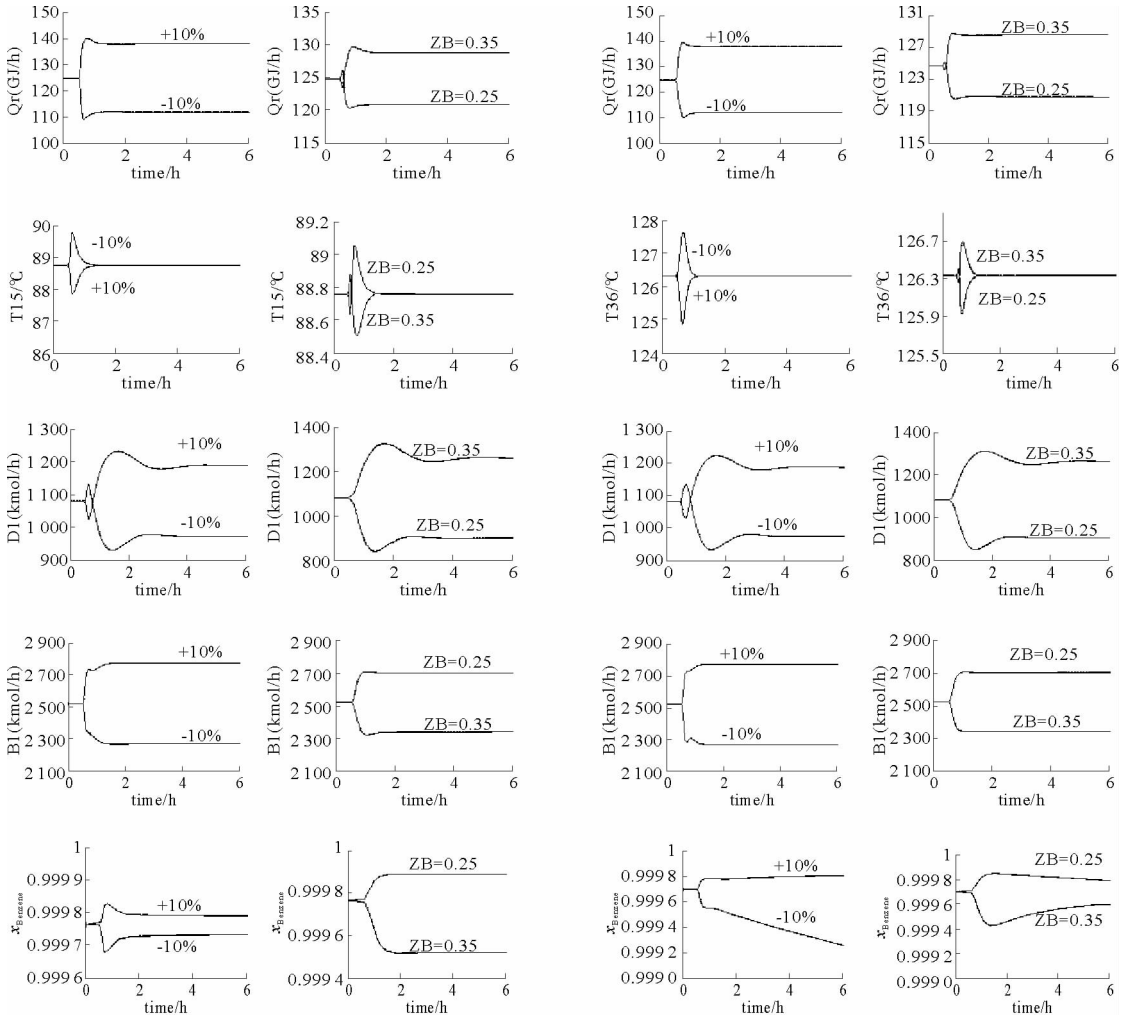


T—精馏塔, P—泵, V—阀门, PC—压力控制器, LC—液位控制器, TC—温度控制器, X—控制比例,  $\Delta T$ —死时间

图 10 直接分离序列的控制结构

Fig. 10 Control structure of direct separation sequence

综合前两种判据,选择塔 T1 的温度控制板为 15 块和 36 块板时,再沸器热负荷、控制板温度、塔顶流量、塔底流量和产品纯度面临进料流量或进料组成扰动的过渡分析曲线如图 11 所示。由图可知控制第 15 块板的温度能使系统面临扰动时尽快达到稳态,同时也可以实现产品纯度的平稳控制。



(a) 控制第15块板温度

(a) Fifteenth tray temperature controlled

(b) 控制第36块板温度

(b) Thirty-sixth tray temperature controlled

图 11 T1 不同温度控制板面临进料流量或进料组成扰动的过渡分析

Fig. 11 Transition analysis facing feed flow or composition disturbances for various temperature control plates of T1

当 T1 温度控制板选择第 15 块时,塔 T2 的温度控制板为第 14 块和第 36 块板的过渡分析曲线情况如图 12 所示。由图可知控制第 14 块板的温度能使系统面临扰动时尽快达到稳态,同时也可以实现产品纯度的平稳控制。

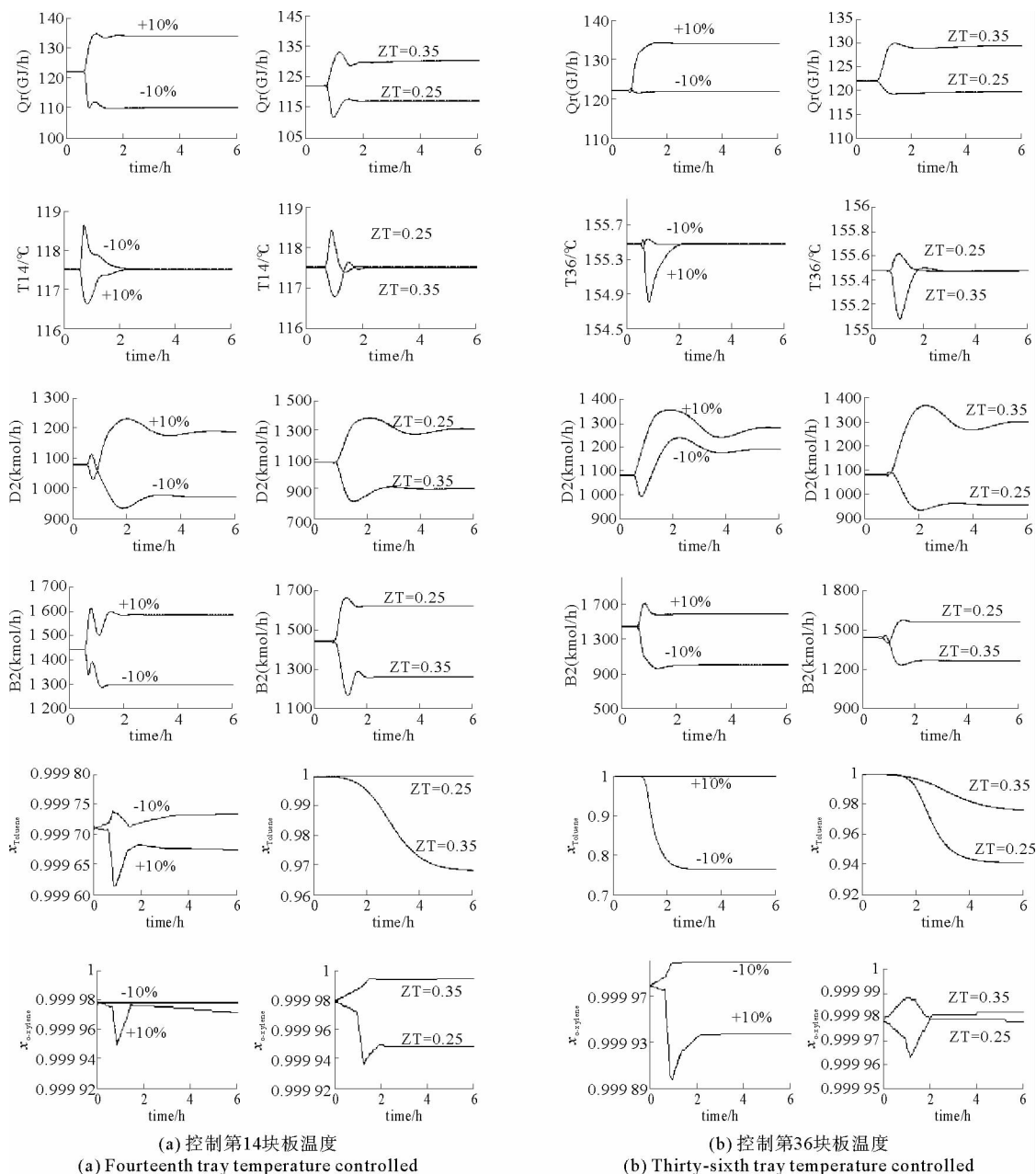


图 12 T2 不同温度控制板面临进料流量或进料组成扰动的过渡分析

Fig. 12 Transition analysis facing feed flow or composition disturbances for various temperature control plates of T2

## 4 结论

通过对苯/甲苯/邻二甲苯精馏分离系统进行稳态模拟、经济优化和动态控制的研究可知:直接分离序列较间接分离序列固定成本节约 7.62%,能耗成本节约 9%,年度总成本节约 8.87%;综合斜率判据、温度增益判据和恒温板判据三种方法确定的不同灵敏度板位置,根据动态模拟的各量过渡分析曲线,确定塔 T1 和塔 T2 的最佳温度控制板分别为第 15 块板和第 14 块板。

## 参考文献:

- [1]许杰,朱玉明,郝立刚.芳烃分离技术进展[J].石化技术与应用,2005,23(3):228-230.  
Xu Jie,Zhu Yuming,Hao Ligang. Progress of separation technologies for aromatics[J]. Petrochemical Technology & Application,2005,23(3):228-230.
- [2]Ling H,Luyben W L. Temperature control of the BTX divided-wall column[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research,2010,49:189-203.
- [3]Ling H,Luyben W L. New control structure for divided-wall column[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research,2009,48:6034-6049.
- [4]Ling H,Cai Z,Wu H,et al. Remixing control for divided-wall column[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research,2011,50(22):12694-12705.
- [5]Abdul Mutalib M I,Zeglam A O,Smith R. Operation and control of dividing wall columns (II): Simulation and pilot plant studies using temperature control[J]. Transactions of the Institution of Chemical Engineers:Part A,1998,76:319-334.
- [6]史志刚,匡国柱.用分隔壁精馏塔对苯类混合物分离的工艺分析[J].炼油与化工,2008(4):17-20.  
Shi Zhigang,Kuang Guozhu. Process analysis of separating BTX by DWC[J]. Refining and Chemical Industry,2008(4):17-20.
- [7]赵永祥,李鑫钢,赵金海,等.热集成重整芳烃分离模拟[J].化工进展,2006,25:61-64.  
Zhao Yongxiang,Li Xingang,Zhao Jinhai,et al. Simulating the heat integration and aromatic hydrocarbon separation technics [J]. Chemical Industry and Engineering Progress,2006,25:61-64.
- [8]黄英博,黄克锦.外部热耦合技术在BTX分离中的应用[J].广州化工,2011,39(9):19-22.  
Huang Yingbo,Huang Kejin. Application of the external heat-integration technique in BTX separation process[J]. Guangzhou Chemical Industry,2011,39(9):19-22.
- [9]栾国颜,高维平,刘艳杰.稳态模拟法求取精馏塔灵敏板的途径[J].2002,12(2):18-19.  
Luan Guoyan,Gao Weiping,Liu Yanjie. Approach of using steady simulation to determine sensitive plate of distillation tower [J]. Chemical Engineering Design,2002,12(2):18-19.
- [10]蒯锡钰,吴昊,沈本贤,等. Kaibel分壁精馏塔分离芳烃的稳态和动态模拟[J].化工学报,2015,66(4):1353-1362.  
Lin Xiyu,Wu Hao,Shen Benxian,et al. Steady-state behavior and control of Kaibel divided-wall column for aromatics separation[J]. CIESC Journal,2015,66(4):1353-1362.

(责任编辑:吕海亮)

---

## (上接第5页)

- [7]郭育华,刘刚,朱学林,等.热模压成形技术中的脱模研究[J].中国机械工程,2005,16(S1):432-434.  
Guo Yuhua,Liu Gang,Zhu Xuelin,et al. Study on demolding process during hot embossing[J]. China Mechanical Engineering,2005,16(S1):432-434.
- [8]王伊卿,张庆,甘代伟,等.微透镜阵列热压印应力与脱模温度研究[J].西安交通大学学报,2013,47(4):6-10.  
Wang Yiqing,Zhang Qing,Gan Daiwei,et al. A research on stress and demolding temperature during hot embossing process of microlens array[J]. Journal of Xi'an Jiaotong University,2013,47(4):6-10.
- [9]Lan H B,Ding Y C,Liu H Z,et al. Mold deformation in soft UV-nanoimprint lithography[J]. Science in China Series E: Technological Sciences,2009,52(2):294-302.
- [10]Yoshihiko H,Masaki F,Takahiro O,et al. Study of the resist deformation in nanoimprint lithography[J]. Journal of Vacuum Science and Technology B,2001,19(6):2811-2815.
- [11]孙国良,王海容,高鲜妮,等. TiN模板热压印中的若干关键影响因素仿真分析[J].机械强度,2011,33(2):285-289.  
Sun Guoliang,Wang Hairong,Gao Xianni,et al. Investigation on several crucial factors influencing the hot-embossing lithography with TiN mold[J]. Journal of Mechanical Strength,2011,33(2):285-289.
- [12]Guo Y H,Liu G,Xiong Y,et al. Study of the demolding process-implications for thermal stress,adhesion and friction control[J]. Journal of Micromechanics and Microengineering,2007,17(1):9-19.

(责任编辑:吕海亮)