

# 催化重整精馏装置的模拟仿真与操作优化

刘志明,程明\*

(南京工业大学电气工程与控制科学学院,江苏南京211816)

**摘要:**为了优化精馏装置的操作参数,提高工业生产过程中芳烃的产品收率,提出了50万t/a催化重整装置的设计方案。首先对催化重整芳烃精馏过程进行了认知与分析,指出关键参数的选取与判断是设计过程中的难点。在此基础上运用流程模拟软件 Aspen Plus 建立模型并对芳烃精馏过程进行模拟,包括对苯塔、甲苯塔、二甲苯塔的模拟与分析,得出每个精馏塔的主要操作条件与参数。然后结合芳烃精馏模拟结果,分析塔板数、回流比、进料位置、操作压力对精馏的影响,确定最优操作参数。模拟结果表明,参数优化有效且可行,对工业生产过程中相关参数的设定有重要的指导意义。

**关键词:**芳烃精馏; Aspen Plus; 参数分析; 流程模拟; 参数优化

**中图分类号:** TQ028.4

**文献标志码:** A

**文章编号:** 0253-4320(2016)03-0160-04

**DOI:** 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2016.03.041

## Simulation and optimization of catalytic reforming rectification device

LIU Zhi-ming, CHENG Ming\*

(College of Electrical Engineering and Control Science, Nanjing Tech University, Nanjing 211816, China)

**Abstract:** To optimize the operating parameters of the distillation device and improve the aromatics yield in the process of industrial production, a design method based on 500000 tons/year catalytic reforming unit is presented. Firstly, the process of catalytic reforming aromatic hydrocarbons distillation is recognized and decomposed. It is pointed out that the difficulty in design is to identify and evaluate the key parameters. On that basis, the model is constructed by process simulation software Aspen Plus and the aromatic hydrocarbons distillation process is simulated, including the simulation and analysis of benzene tower, toluene tower and xylene tower. Major operating conditions and parameters of each rectification column are concluded. Then, combining with the result of aromatic hydrocarbons distillation simulation, the influence of the number of plate, reflux ratio, feed stage and operating pressure on distillation are studied to determine the optimal operating parameters. The simulation results show that parameter optimization is effective and feasible. It has important guiding significance for the setting of correlation parameters in the process of industrial production.

**Key words:** aromatic hydrocarbons distillation; Aspen Plus; parameter analysis; process simulation; parameter optimization

在现代国民经济中,芳烃是石油化工的重要基本原料,在已知的有机化合物中,有1/3是芳香烃化合物,其中BTX芳烃(苯、甲苯、二甲苯)为一级基本有机原料。人类生产和使用芳烃产品已有1个多世纪,由于科学技术的快速进步且人们对生活的需求日益提高,促使以芳烃为基础原料的纤维制品、塑料、橡胶等合成材料以及类别众多的有机溶剂、涂料、化妆品等生产迅猛发展,也使得芳烃需求的增长速度不断提高。而催化重整技术作为生产芳烃的关键性技术,已经成为现代炼油工业的重要任务之一。

Aspen Plus起源于20世纪70年代末<sup>[1]</sup>,由美国能源部在麻省理工学院(MIT)等多所高校和公司的参与下共同开发。该项目称为“过程工程的先进系统”(advanced system for process engineer, Aspen)。Aspen Plus是一款功能强大的化工设计、过程模拟及计算的软件,可以广泛地应用在工艺开发、装置设计优化以及脱瓶颈分析与改造等。它具有充分的物

性数据库,可以处理非理想、极性高的复杂物系;并独具多种方法相结合的解算方法以及一系列拓展的模型库,此外还能够进行灵敏度分析、收敛等功能<sup>[2]</sup>。Aspen Plus用户操作环境便捷,以交互式图形界面(GUI)来定义问题,数据可以快速、直观地以表格形式输入,专家系统Model Manager可指引用户完成各项数据的输入工作;物性模型库和单元模型可以进行物性数据回归、自选物性和数据库管理操作,方便各种化工生产流程的构成。本文中以Aspen Plus为基础搭建精馏塔模型,通过分析塔板数、回流比、进料位置、操作压力以获得参数的最佳值,最终达到产量最优的目标<sup>[3]</sup>。

## 1 精馏装置的工艺流程

图1可见,混合芳烃中通常会含有少量烯烃,需经白土塔液相精制处理并与进料换热后才可送至苯塔中间位置,经冷凝冷却后的塔顶馏出物进入回流

罐,回流罐底设有水斗可去除少量水分,罐中冷凝液经加压后全部打回塔顶作为塔顶回流,若回流中出现非芳烃变多的情况,可将小部分回流液送至抽提回流罐,以保证苯的品质。产品苯由苯塔测线抽出,经水冷冷却后排出装置<sup>[4]</sup>。苯塔底馏出物经加压后送至甲苯塔中间位置,塔顶馏出物经冷凝冷却后进入回流罐,其中一部分经加压后打回塔顶作为塔顶回流,另一部分作为产品甲苯经水冷冷却后送出装置。甲苯塔底产物经加压后入二甲苯塔中间位置,塔顶蒸馏出来的产物经冷凝冷却后进入回流罐,其中一部分经加压后打回塔顶作为塔顶回流,剩余的作为产品二甲苯经水冷冷却后送出装置。二甲苯塔塔底馏出物为重芳烃,经冷却后排出装置。

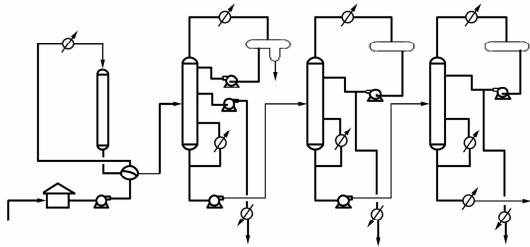


图1 芳烃精馏系统工艺流程

## 2 精馏装置的流程模拟

### 2.1 模型搭建

#### 2.1.1 环境基本设置

基本单位体系:IS-CBAR。

#### 2.1.2 建立模拟流程

图2所示,F为混合芳烃进料,P1为脱水,P2为产品苯,P3为产品甲苯,P4为产品二甲苯,W1为脱苯精馏塔底馏出物,W2为脱甲苯精馏塔底馏出物,W3为重芳烃<sup>[5]</sup>。

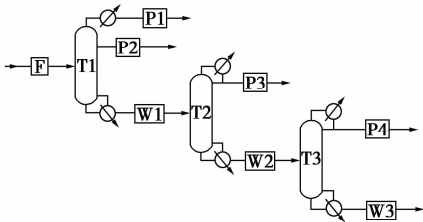


图2 Aspen Plus 模拟流程图

#### 2.1.3 定义混合 BTX 的化学组分

含苯( $C_6H_6$ )、甲苯( $C_7H_8$ )、环庚烷( $C_7H_{14}$ -1)、邻二甲苯( $C_8H_{10}$ -01)、间二甲苯( $C_8H_{10}$ -02)、对二甲苯( $C_8H_{10}$ -03)、乙苯( $C_8H_{10}$ -04)、二甲苯环己烷( $C_8H_{16}$ -01)、丙基苯( $C_9H_{12}$ -01)、异丙基苯( $C_9H_{12}$ -

02)、均三甲苯( $C_9H_{12}$ -03)、偏三甲苯( $C_9H_{12}$ -04)、连三甲苯( $C_9H_{12}$ -05)、环丁砜( $C_4H_8O$ -01)以及水。

#### 2.1.4 热力学模型

UNIQUAC 模型结合了 Wilson 的局部组成概念和统计力学方法<sup>[6]</sup>。其优点是仅用2个可调参数便可应用于液-液系统,其参数随着温度的变化值较小。该模型适用于大分子或者聚合物溶液,适用于非极性、各类极性组分的多元混合物,并且具有很好的收敛性,因此以它建立模型,其表达式为:

$$G^E = G^{E,comb} + G^{E,res}$$

$$G^{E,comb}/RT = x_1 \ln(\Phi_1/x_1) + x_2 \ln(\Phi_2/x_2) + (z/2)[q_1 x_1 \ln(\theta_1/\Phi_1) + q_2 x_2 \ln(\theta_2/\Phi_2)]$$

$$G^{E,res}/RT = -q_1 x_1 \ln(\theta_1 + \theta_2 \tau_{21}) - q_2 x_2 \ln(\theta_2 + \theta_1 \tau_{12})$$

### 2.2 装置操作条件和参数

装置操作条件和参数见表1。

表1 基本条件和参数

	进料 温度/ ℃	塔顶 压力/ MPa	塔底 压力/ MPa	塔顶采 出量/ (kg·h <sup>-1</sup> )	塔板数	进料 位置
苯塔	90~100	0.12	0.18	3.0	6087	60
甲苯塔	135~145	0.12	0.18	3.0	14068.2	60
二甲苯塔	150~160	0.12	0.18	3.5	13858	70

### 2.3 分离要求

苯塔各成分质量分数要求:甲苯<0.2%,非芳烃<0.2%;甲苯塔各成分质量分数要求:苯<0.1%,二甲苯<0.1%,非芳烃<0.25%;混合二甲苯塔各成分质量分数要求:甲苯<0.1%,非芳烃<0.25%<sup>[7]</sup>。

### 2.4 运行结果

由表2可见,产品苯的质量分数为99.82%,甲苯、混合二甲苯等质量分数都低于0.1%。产品甲苯的质量分数为99.88%,其他的都低于0.1%。产品混合二甲苯的质量分数为99.81%,且其他的都低于0.05%,基本符合要求。另外,模拟得出的苯塔顶、塔底温度分别为74、147℃;甲苯塔顶、塔底温度分别为16.7、167.4℃;二甲苯塔顶、塔底温度分别为146.1、187.9℃<sup>[8]</sup>。3个塔的塔顶塔底温度与实际温度很接近。

## 3 精馏塔优化

使用 RadFrac 模块进行精馏塔的严格核算,运用 Aspen Plus 中的 Sensitivity 功能对3塔的塔板数、回流比和进料位置进行优化<sup>[9]</sup>,使其达到相应的指标。

表 2 3 塔模拟计算值

组分/(kg·h <sup>-1</sup> )	UNIQUAC 计算值							
	进料 F	P1	P2	W1	P3	W2	P4	W3
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	6086.95		6077.82	9.13043	9.13043	4.9 × 10 <sup>-15</sup>	0	0
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	14059.2		0.01405	14059.2	14058.5	0.70296	0.70296	1.5 × 10 <sup>-19</sup>
C <sub>7</sub> H <sub>14</sub> -1	0.03		2.8 × 10 <sup>-8</sup>	0.02999	0.02874	0.00125	0.00125	5.7 × 10 <sup>-19</sup>
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub> -01	3207.29		3.0 × 10 <sup>-20</sup>	3207.29	0.00342	3207.29	3187.18	20.1091
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub> -02	3087.71		9.6 × 10 <sup>-15</sup>	3087.71	0.03087	3087.68	3087.65	0.03088
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub> -03	6011.01		7.2 × 10 <sup>-18</sup>	6011.01	0.00673	6011.01	6010.97	0.03391
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub> -04	1553.51		0.00146	1553.51	0.00286	1553.51	1553.51	0.00057
C <sub>8</sub> H <sub>16</sub> -01	0.07		1.6 × 10 <sup>-12</sup>	0.06999	0.04859	0.0214	0.02141	1.5 × 10 <sup>-16</sup>
C <sub>9</sub> H <sub>12</sub> -01	1220.24		3.7 × 10 <sup>-22</sup>	1220.24	0.00314	1220.24	0.00122	1220.24
C <sub>9</sub> H <sub>12</sub> -02	672.89		2.5 × 10 <sup>-24</sup>	672.891	0.00072	672.89	1.37849	671.511
C <sub>9</sub> H <sub>12</sub> -03	943.81		4.1 × 10 <sup>-9</sup>	943.811	0.00243	943.81	1.13 × 10 <sup>-8</sup>	943.808
C <sub>9</sub> H <sub>12</sub> -04	846.22		2.1 × 10 <sup>-7</sup>	846.221	0.00218	846.22	5.33 × 10 <sup>-7</sup>	846.218
C <sub>9</sub> H <sub>12</sub> -05	983.17		6.9 × 10 <sup>-9</sup>	983.171	0.00253	983.17	3.02 × 10 <sup>-6</sup>	983.168
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O-01	0.01		8.3 × 10 <sup>-16</sup>	0.09999	2.5 × 10 <sup>-8</sup>	0.00999	1.69 × 10 <sup>-30</sup>	0.00999
H <sub>2</sub> O	31.04	22.83	8.20560	1.25 × 10 <sup>-8</sup>	0	0	0	0
总量/(kg·h <sup>-1</sup> )	38703.2	22.83	6086.04	32594.4	14067.8	18526.5	13841.4	4685.13
温度/°C	90	74	74	147.2	116.7	167.4	146.1	187.9

### 3.1 苯塔优化

图 3 可见, 苯塔塔板数随回流比增大而减小。塔板数大于 53 时, 塔板数减小, 回流比增大不明显; 塔板数小于 53 时, 回流比明显增大。图 4 可见, 回流比上升, 塔顶产率提高, 当回流比为 2.6 左右时塔顶产率到达一个峰值。图 5 可见, 当确定回流比时, 就可以得出进料塔板位置。表 3 可见, 当塔顶产品质量分数不变时, 操作压力变大的同时回流比也在不断变大。当回流比为 2.6 时, 操作压力为 0.10 MPa。

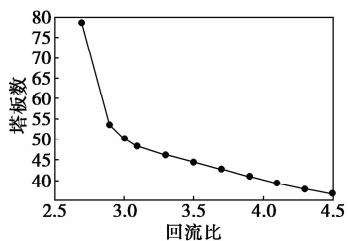


图 3 苯塔回流比对塔板数关系图

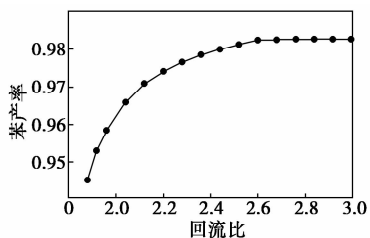


图 4 苯塔回流比对塔顶产率关系图

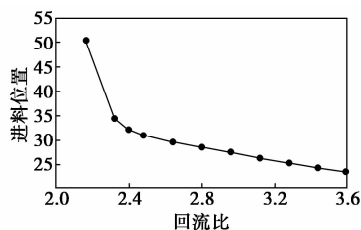


图 5 苯塔回流比对塔进料位置关系图

表 3 苯塔操作压力对回流比的影响

操作压力/MPa	0.12	0.10	0.08	0.06	0.04
塔顶产品质量分数/%	99.82	99.82	99.82	99.82	99.82
回流比	3.0	2.6	2.5	2.0	1.8

### 3.2 甲苯塔优化

图 6 可见, 甲苯塔板数随回流比增大而减小。塔板数大于 56 时, 塔板数减小, 回流比增大不明显; 塔板数小于 56 时, 回流比明显增大。塔板数增大与减小都会对设备的费用和塔顶冷凝器及塔釜再沸器负荷产生影响。图 7 可见, 回流比小于 2.5 时, 回流比上升, 塔顶产率明显上升; 回流比大于 2.5 时, 回流比上升对塔顶产率影响不明显。图 8 可见, 当确定回流比时就得出进料塔板位置。表 4 可见, 当塔顶产品质量分数不变时, 操作压力变大, 回流比也在不断变大。当回流比为 2.5 时, 操作压力为 0.09 MPa。

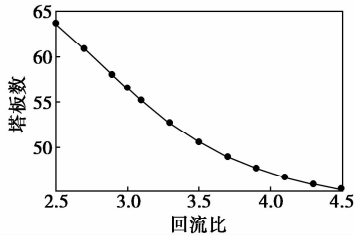


图6 甲苯塔回流比对塔板数关系图

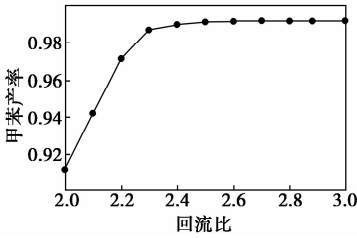


图7 甲苯塔回流比对塔顶产率关系图

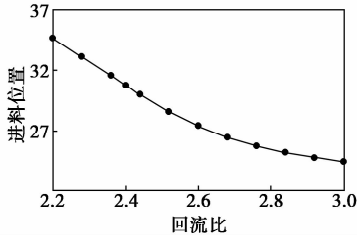


图8 甲苯塔回流比对塔进料位置关系图

表4 甲苯塔操作压力对回流比的影响

操作压力/MPa	0.12	0.10	0.08	0.06	0.04
塔顶产品质量分数/%	99.88	99.88	99.88	99.88	99.88
回流比	3.0	2.7	2.3	2.1	1.8

### 3.3 二甲苯塔优化

图9可见,二甲苯塔板数随回流比增大而减小。塔板数大于65时,塔板数减小,回流比增大不明显;塔板数小于65时,回流比明显增大。塔板数增大与减小都会对设备的费用和塔顶冷凝器及塔釜再沸器负荷产生影响。图10可见,回流比小于3.3时,回流比上升,塔顶产率明显上升;回流比大于3.3时,回流比上升对塔顶产率影响不明显。图11可见,当确定回流比时就得出进料塔板位置。表5可见,

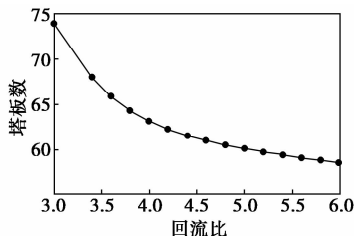


图9 二甲苯塔回流比对塔板数关系图

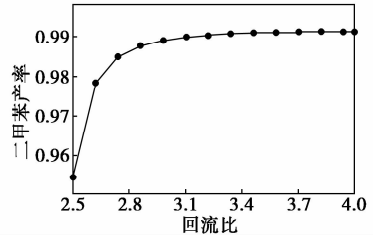


图10 二甲苯塔回流比对塔顶产率关系图

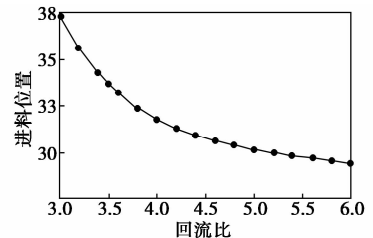


图11 二甲苯塔回流比对塔进料位置关系图

表5 二甲苯塔操作压力对回流比的影响

操作压力/MPa	0.12	0.10	0.08	0.06	0.04
塔顶产品质量分数/%	99.81	99.81	99.81	99.81	99.81
回流比	3.5	3.4	2.9	2.8	2.4

当塔顶产品质量分数固定时,操作压力变大,回流比也在不断变大。当回流比为3.3时,操作压力为0.11 MPa。

### 3.4 优化前后比较

表6可见,经过模拟与优化,当保持产品纯度不变时,塔板数、回流比、进料位置、操作压力都有所降低。苯塔、甲苯塔、二甲苯塔再沸器热负荷和冷凝器热负荷都有所下降,分别降低14.1%、8.5%、8.6%和18.7%、10.5%、13.7%。这不仅节约了精馏装置费用的投入<sup>[10]</sup>,而且减少了冷凝器和再沸器的操作投入。

表6 优化结果比较

	塔板数	回流比	进料位置	操作压力/MPa	再沸器热负荷/kW	冷凝器热负荷/kW
苯塔						
优化前	60	3	30	0.12	3867.3	2824.3
优化后	53	2.6	28	0.10	3322.6	2280.3
甲苯塔						
优化前	60	3	30	0.12	5690.2	5719.4
优化后	56	2.5	29	0.09	5203.5	5118.3
二甲苯塔						
优化前	70	3.5	35	0.12	5830.9	5857.2
优化后	65	3.3	34	0.11	5327.2	5054.3

立不同时刻的优化性能函数,并经过反复迭代计算,获得最优解。然后,求取当前时刻的最优解与前一时刻偏差,并将当前的最优解和偏差传输到网络上,这样便于信息交互。在求偏差时,若2次结果在给定的误差精度范围内,则优化过程结束。最后,将当前时刻的最优控制律作用于各子系统,进行预测控制。上述过程完成后,时间顺次延续到下一时刻,再重复上面的操作,直到整个系统的优化任务完成<sup>[10]</sup>。子系统的基本控制结构如图1所示。

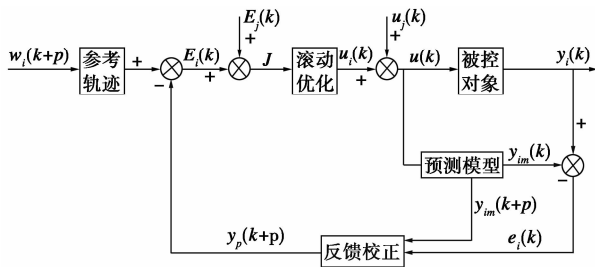


图1 子系统的分布式 MPC 系统结构图

## 2 改进全局性能指标的快速分布式 MPC 算法

为了在不影响系统全局性能的前提下加快分布式 MPC 算法实施的收敛速度,本文中在全局最优控制的基础上,在子系统协调阶段对全局最优性能指标进行改进,对邻域子系统的目标函数进行简化,求解其控制律,以此来减少迭代时间并有效地改善收敛速度。基于此本文中提出一种改进全局性能指标的快速分布式 MPC 算法。

假设一个线性离散大系统由  $n$  个线性离散的子系统  $S_i (i=1, \dots, n)$  构成,每个子系统不仅能够相对独立地进行自身局部控制和工作,而且可以与其他子系统通过通信交流协调出最佳的控制策略。

设每子系统  $S_i$  的状态空间模型为:

$$\begin{aligned} x_i(k+1) &= A_i(k)x_i(k) + B_{ii}(k)u_i(k) + w_i(k), (i=1, \dots, n) \\ y_i(k) &= C_i(k)x_i(k) \end{aligned} \quad (1)$$

其中,  $x_i \in R^{x_i}$  为子系统  $S_i$  的状态变量,  $u_i \in R^{u_i}$  为子系统的  $S_i$  输入变量,  $w_i$  为相互作用量:

$$w_i(k) = \sum_{j=1, j \neq i}^n B_{ij}(k)u_j(k) \quad (2)$$

其中,  $u_j (j \neq i, j=1, \dots, m)$  是相邻子系统的输入变量。

基于子系统协调的快速分布式 MPC 协调策略如图2所示。

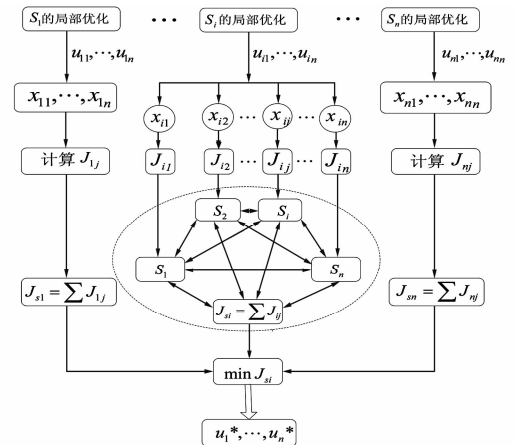


图2 基于子系统协调策略的 DMPC

(上接第163页)

## 4 结语

通过 Aspen Plus 构建芳烃精馏模型并进行模拟,结果与国内大部分芳烃生产相吻合。运用灵敏度分析,得到操作变量与回流比的关系,使塔板数、回流比、进料位置、操作压力达到最优,且降低了塔的热负荷。既调节了精馏效果,又提高了工作效率,使工业生产中能源消耗降低,为获得更大的经济效益创造了条件。

### 参考文献

- [1] 李峰,赵新堂,万宝峰. 流程模拟软件 Aspen Plus 在精馏塔设计中的应用[J]. 浙江化工,2014,45(9):48-51.
- [2] 张治山,高军,李敏. Aspen Plus 在精馏操作分析中的应用[J]. 中国教育技术装备,2011,95(15):95-96.

- [3] 孙兰义. 化工流程模拟实训——Aspen Plus 教程[M]. 北京:化学工业出版社,2012:88-110.
- [4] 赵仁殿,金彰礼,陶志华. 芳烃工学[M]. 北京:化学工业出版社,2001.
- [5] 何西涛,于爱华,陈宁. 分壁精馏塔分离苯/甲苯/二甲苯的模拟工艺研究[J]. 化学工业与工程,2012,29(2):51-57.
- [6] 周灵丹,汤立新. 精馏过程节能技术浅谈[J]. 山东化工,2009,38(7):28-36.
- [7] Hao Ling, William L Luyben. Temperature control of the BTX divided-wall column[J]. Ind Chem,2010,49(1):189-203.
- [8] Yuan-Hao Fu, Hasan Orbey, Stanley I Sandler. Prediction of vapor-liquid equilibria of associating mixtures with UNIFAC models that include association[J]. Ind Eng Chem Res,1996,35(12):4656-4666.
- [9] 李绍军,钱锋. 丁二烯第一萃取精馏塔操作参数的优化[J]. 华东理工大学学报:自然科学版,2006,32(5):592-595.
- [10] 李恒. 芳烃联合装置 B/T 分馏单元扩产改造研究[D]. 大连:大连理工大学,2006. ■