

# 甲醇制烯烃工业装置的分离优化

李雪<sup>1</sup>, 江洪波<sup>1\*</sup>, 李德飞<sup>2</sup>, 陈玉石<sup>2</sup>

(1. 华东理工大学化工学院石油加工研究所, 上海 200237;

2. 石化盈科信息技术有限责任公司, 上海 200050)

**摘要:**以煤为原料的甲醇制烯烃(MTO)技术可以有效降低我国对石油资源的依赖,但MTO工业装置普遍存在分离能耗较高的问题。采用Aspen Plus对某厂180万t/a甲醇制烯烃装置分离部分的工艺流程进行稳态模拟,模拟结果与实际值吻合良好。运用灵敏度分析工具对工艺参数进行优化,优化后1年可增产乙烯554 t、丙烯487 t,并节约 $3.5 \times 10^6$  kW的热负荷。将脱丙烷塔釜去乙烯回收塔的热物流用于丙烯塔进料预热,可进一步提高经济效益。

**关键词:**甲醇制烯烃;分离;流程模拟;工艺优化

**中图分类号:**TQ028

**文献标志码:**A

**文章编号:**0253-4320(2023)11-0219-05

**DOI:**10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2023.11.040

## Optimization of separation process in commercial methanol to olefin plant

Li Xue<sup>1</sup>, JIANG Hong-bo<sup>1\*</sup>, LI De-fei<sup>2</sup>, CHEN Yu-shi<sup>2</sup>

(1. Petroleum Processing Research Institute, School of Chemical Engineering, East China University of Science and Technology, Shanghai 200237, China; 2. Petro-CyberWorks Information Technology Co., Ltd., Shanghai 200050, China)

**Abstract:** Coal-based methanol to olefins (MTO) technology effectively reduces China's dependence on petroleum resources, but the separation section in MTO plant usually consumes high energy consumption. The separation section of a 1.8 million tons/year MTO plant is simulated in steady state by means of Aspen Plus software, and the simulation result shows a good coincidence with the actual industrial data. The sensitivity analysis tool is utilized to optimize the process parameters. After optimization, additional 554 tons of ethylene and 487 tons of propylene can be produced, and  $3.5 \times 10^6$  kW of heat load can be saved. The economic benefits will be further improved by using the heat flow from the bottom of de-propane tower to preheat the propylene tower feed.

**Key words:** methanol to olefin; separation; process simulation; technology optimization

乙烯和丙烯是非常重要的化工原料,在石化工业和有机工业中占有重要的地位,对促进国民经济发展和改善人民生活水平具有重要作用<sup>[1]</sup>。目前,我国乙烯生产路线主要以石脑油裂解为主,占72.7%<sup>[2]</sup>。当今世界经济发展下行压力增大、油价震荡波动加剧<sup>[3]</sup>,我国的资源状况是富煤、贫油、少气,因此以煤为原料的甲醇制烯烃技术可以有效降低我国对石油资源的依赖。

在煤制烯烃工艺中,煤制甲醇、烯烃聚合技术已经十分成熟,根据产品目标的不同可以分为2大类:甲醇制烯烃技术(methanol to olefin, MTO)和甲醇制丙烯技术(methanol to propylene, MTP)<sup>[4]</sup>。国外具有代表性的甲醇制烯烃工艺技术主要有UOP/Hydro MTO工艺和德国Lurgi MTP工艺。国内具有代表性的甲醇制烯烃工艺技术主要有大连化物所DMTO工艺和中石化SMT0工艺。本装置采用中石化自主研发的SMT0工艺技术。典型的

MTO工业流程一般包括3个工段:反应工段、初步分离工段和烯烃分离精制工段<sup>[5]</sup>。烯烃分离部分存在工艺流程过长、设备塔器数量多和能耗偏高的问题。目前,国内针对甲醇制烯烃装置分离工艺的改进和节能降耗进行了广泛研究,如MTO装置烯烃分离工艺优化<sup>[6]</sup>、LNG冷能用于MTO装置烯烃分离的研究<sup>[7]</sup>等。柳杨华<sup>[6]</sup>通过优化烯烃分离单元和裂解单元提高烯烃收率和降低综合能耗。刘占卫<sup>[7]</sup>提出利用LNG替代原工艺的公用工程,节省制冷系统功耗,大幅度降低MTO装置的能耗成本。

本文用Aspen Plus软件对某厂180 wt/a SMT0装置的分离部分进行流程模拟,将稳态模拟结果与工业实际生产数据进行比对确保模拟的准确性;分别对操作参数和换热进行优化,利用灵敏度分析对塔的操作参数进行优化,保证分离效果的同时降低生产能耗;通过冷热流股间的换热优化,降低能耗,

收稿日期:2022-12-30;修回日期:2023-09-09

作者简介:李雪(1998-),女,硕士生;江洪波(1971-),男,博士,副教授,研究方向为反应动力学模型与过程模拟优化,通讯联系人, hbjiang@ecust.edu.cn。

提高经济效益。

## 1 过程建模

SMTO 工艺反再系统产生的工艺气中乙烯、丙烯含量高,氢气、甲烷含量低, $C_4$  以上烃类相对含量较低,还有少量氧化物,工艺气经过压缩急冷后烯烃分离部分进行后续分离,SMTO 工艺采用的是前脱

乙烷的技术。根据工厂甲醇制烯烃分离部分的实际工艺和操作数据进行搭建工艺流程,选择合适的物性方法和单元模块,将模拟结果与实际值做比较,验证所搭建的模型与工业实际的吻合性。

### 1.1 工艺流程

使用 Aspen Plus 软件对 MTO 装置的分离部分进行了流程建模,分离工艺流程如图 1 所示。

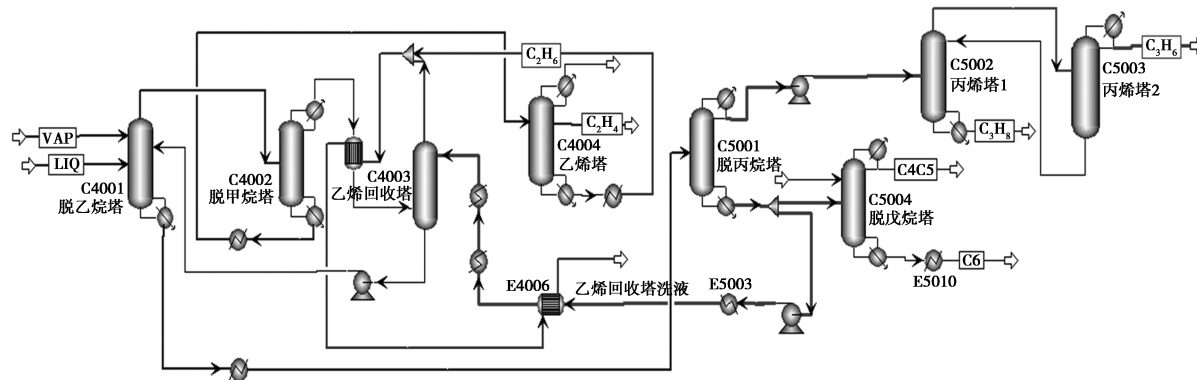


图 1 MTO 分离部分工艺流程

来自气相干燥器的气态烃和液相干燥器的凝液被送入脱乙烷塔 (C-4001)。脱乙烷塔将较轻的  $C_1$ 、 $C_2$  组分与较重的  $C_3$ 、 $C_4$  和  $C_5$  组分分离,釜液送入脱丙烷塔 (C-5001),塔顶采出的轻组分送入脱甲烷塔 (C-4002)。脱甲烷塔将  $C_1$  与  $C_2$  分离,釜液送入乙烯精馏塔 (C-4004),塔顶的轻组分进入乙烯回收塔 (C-4003),与乙烯回收塔塔顶加入的脱丙烷塔的碳四洗液逆向接触,乙烯回收塔塔顶的不凝气送去燃料气系统,塔釜液相经泵抽出返回脱乙烷塔。乙烯精馏塔 (C-4004) 釜液送去燃料气系统,塔顶气相为不凝气,乙烯产品在塔的第 9 块塔板采出。

脱乙烷塔 (C-4001) 釜液冷却后进入脱丙烷塔 (C-5001) 进行分离,在脱丙烷塔分离出的轻组分  $C_3$  从塔顶采出,进入丙烯精馏塔 1 (C-5002) 进行分离,塔釜采出的是  $C_4$  及更重组分,一部分作为乙烯回收塔洗液,经加压冷却后加入乙烯回收塔塔顶,另一部分进入脱戊烷塔 (C-5004) 进行分离。脱戊烷塔塔顶碳四碳五作为产品采出,塔釜采出的重组分作为重烃产品由水冷却器冷却后送出界区。丙烯精馏塔 1 塔底液相采出得到产品丙烷,经丙烯精馏塔 2 (C-5003) 塔顶冷凝器冷凝后的液相采出得到产品丙烯。

### 1.2 热力学模型及模块选择

产品分离过程涉及的气体主要是为烯烃、烷烃,还有少量氢气、氮气、一氧化碳等混合的体系,属于

非极性体系,用于烯烃分离的精馏塔大多数是在低温高压的操作条件下,因此模型选用的物性方法为 RK-SOAVE。

烯烃分离装置主要单元设备包括精馏塔、换热器和泵等。精馏塔均采用 RadFrac 模块,换热器采用 Heater 及 HeatX 模块,泵均采用 Pump2 模块。

### 1.3 模型验证

根据企业实际的工艺流程,运用上述热力学模型和单元模块,对多套实际运行数据进行了流程模拟,拟合效果良好。下面列出其中 1 套数据的详细拟合结果,原料组成如表 1 所示,气相进料流量为 40.73 t/h,液相进料流量为 70.50 t/h。

表 1 原料组成 (体积分数)

项目	%	
	气相进料	液相进料
甲烷	5.2526	1.1825
乙烷	0.9184	0.8166
乙炔	0.0002	0.0002
氢气	3.4865	0.1824
二氧化碳	0.0000	0.0000
一氧化碳	0.2102	0.0214
乙烯	62.8923	41.0930
丙烯	19.5445	41.3166
丙烷	1.3357	3.2111
丙炔	0.0004	0.0012
丁烷	0.0418	0.2682

续表

项目	气相进料	液相进料
丁烯	0.9386	5.2055
1,3-丁二烯	0.0215	0.1233
C <sub>5</sub>	0.3177	5.3583
C <sub>6</sub>	0.0100	0.6854
二甲醚	0.0020	0.0066
乙醛	0.0043	0.0392
氧气	0.0889	0.0129
氮气	4.9335	0.4663
戊烯	0.0007	0.0093

对装置进行流程模拟后,主要物流模拟结果和工业生产值对比如表 2 所示。所搭建的模型能够准确反映工业装置的实际运行状况,可利用该模型对工艺参数和工艺流程进一步优化。

## 2 操作参数的优化

聚合级乙烯和聚合级丙烯是 MTO 装置的主要产品,在保证两者产品质量合格的前提下,本文中以提高乙烯和丙烯的产量、节能降耗为目标对模型进行优化分析,利用灵敏度分析对每台精馏塔的操作参数进行分析,对脱丙烷塔回流比、乙烯塔侧线采出

表 2 产物模拟值与实际值(质量分数)对比

%

	甲烷尾气		乙烯产品		丙烯产品		丙烷产品		碳四碳五		重烃	
	模拟值	实际值	模拟值	实际值	模拟值	实际值	模拟值	实际值	模拟值	实际值	模拟值	实际值
甲烷	29.74	30.34	0.00	0.00	0.00	0.00	—	—	—	—	—	—
乙烷	16.31	16.55	0.01	0.02	0.00	0.00	—	—	—	—	—	—
乙炔	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	—	—	—	—	—	—
氢气	2.04	2.08	0.00	0.00	—	—	—	—	—	—	—	—
二氧化碳	—	—	0.00	0.00	0.00	0.00	—	—	—	—	—	—
一氧化碳	1.81	1.85	0.00	0.00	0.00	0.00	—	—	—	—	—	—
乙烯	0.61	0.69	99.99	99.98	0.00	0.00	—	—	—	—	—	—
丙烯	0.02	0.00	0.00	0.00	99.63	99.62	1.96	1.91	0.01	0.06	—	—
丙烷	0.00	0.00	—	—	0.37	0.37	97.85	97.85	0.00	0.01	—	—
丙炔	0.02	0.00	—	—	0.00	0.00	0.00	0.03	—	—	—	—
丁烷	0.33	0.16	—	—	—	—	0.01	0.00	2.15	2.25	0.01	0.00
丁烯	5.31	3.45	—	—	0.00	0.00	0.00	0.01	41.35	42.70	0.01	0.00
1,3-丁二烯	0.08	0.07	—	—	—	—	0.00	0.00	0.95	0.97	0.01	0.00
C <sub>5</sub>	0.30	0.77	—	—	—	—	0.01	0.00	52.34	52.96	2.55	2.55
C <sub>6</sub>	—	—	—	—	—	—	—	—	2.94	0.70	97.45	97.46
二甲醚	0.02	0.00	—	—	—	—	0.17	0.20	0.00	0.00	—	—
乙醛	0.00	0.01	—	—	—	—	—	—	0.26	0.26	—	—
氧气	0.92	0.94	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
氮气	42.23	43.07	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
戊烯	0.25	0.00	—	—	—	—	—	—	0.00	0.09	—	—

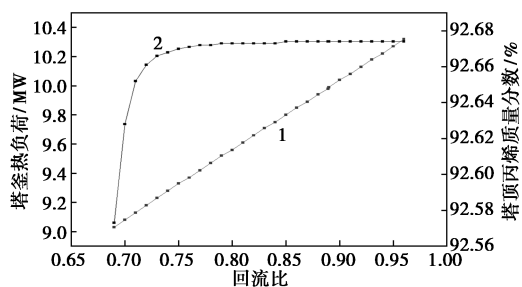
量和丙烯塔塔顶采出量进行详细说明,给出最优操作参数,获取优化后的模拟结果。

### 2.1 脱丙烷塔回流比

回流比是脱丙烷塔重要的操作参数之一,脱丙烷塔的塔釜热负荷约占分离精制单元总热负荷的 10%,能量消耗较大。脱丙烷塔的目的是将 C<sub>3</sub> 组分和 C<sub>4</sub> 组分分离,分离后的 C<sub>3</sub> 及其更轻的组分从塔顶进入丙烯塔,C<sub>4</sub> 及其更重的组分进入脱戊烷塔。若回流比太小,达不到预期的分离效果,同时后续精

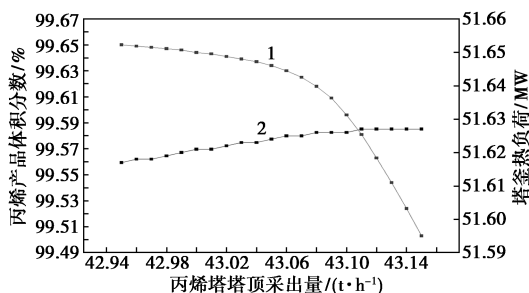
馏塔的操作费用也会增加;若回流比太大,加热剂和冷却剂的消耗量增加<sup>[8]</sup>。因此,脱丙烷塔在操作时应选取合适的回流比。

由图 2 可以看出,随着脱丙烷塔的质量回流比的增大,塔顶丙烯含量先急剧增加后趋于稳定,全塔热负荷也相应增大,当回流比增大到 0.75 时,会出现拐点,即塔顶丙烯含量趋于稳定,继续增大回流比会使脱丙烷塔热负荷增大,塔顶丙烯的含量基本保持不变,因此脱丙烷塔回流比设置为 0.8。



1—塔釜热负荷;2—塔顶丙烯质量分数

图 2 脱丙烷塔质量回流比对分离效果和全塔热负荷的影响

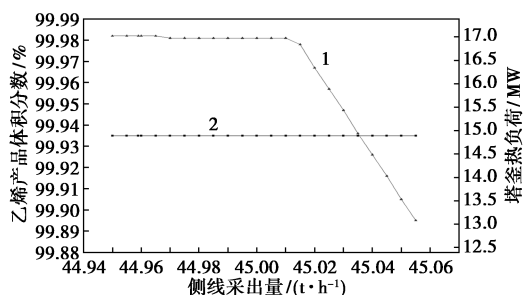


1—丙烯产品体积分数;2—塔釜热负荷

图 4 丙烯塔塔顶采出量对丙烯产品体积分数和热负荷的影响

### 2.2 乙烯塔侧线采出量

当前乙烯产品体积分数为 99.98%, 而装置的乙烯工艺指标为 99.95%, 因此可让产品体积分数维持在 99.95% 以提高乙烯产量。保持乙烯塔进料流量、进料组成和塔顶气相采出量不变, 研究改变乙烯塔侧线采出量对乙烯产品体积分数和塔釜热负荷的影响, 模拟结果如图 3 所示。



1—乙烯产品体积分数;2—塔釜热负荷

图 3 乙烯塔侧线采出量对乙烯产品体积分数和热负荷的影响

如图 3 所示, 随着侧线采出量的增加, 塔釜热负荷基本不变, 乙烯产品体积分数先基本不变, 后直线下降。在制冷剂的冷却范围内, 当乙烯塔合理的侧线采出量为 45.025 t/h, 这时乙烯产品体积分数为 99.95%, 冷凝器温度为 -34.5℃。

### 2.3 丙烯塔采出量

当前丙烯产品体积分数为 99.64%, 而装置的丙烯工艺指标为 99.60%, 因此可以让产品体积分数维持在 99.60% 以提高丙烯产量。保持丙烯塔进料量、进料组成和塔顶回流比不变, 研究改变丙烯塔的塔顶采出量对丙烯产品体积分数和塔釜再沸器热负荷的影响, 模拟结果如图 4 所示。

由图 4 所示, 随着塔顶采出量的增加, 热负荷变化波动比较小, 丙烯产品体积分数先缓慢降低, 后直线下降, 当塔顶采出量提高至 43.097 t/h, 丙烯产品

体积分数为 99.60%。

### 2.4 优化后的模拟结果

根据以上分析, 确定最佳操作参数, 优化前后模拟结果见表 3。

表 3 优化前后模拟结果

项目	优化前	优化后
脱丙烷塔塔顶回流比	0.89	0.80
脱丙烷塔塔釜热负荷/MW	9.985	9.565
乙烯产量/(t·h <sup>-1</sup> )	44.959	45.025
乙烯产品体积分数/%	99.98	99.95
丙烯产量/(t·h <sup>-1</sup> )	43.032	43.090
丙烯产品体积分数/%	99.64	99.60

经过计算, 可节约 420 kW 热负荷, 年操作时间为 8 400 h, 1 年可节约 3.5×10<sup>6</sup> kW 的热负荷, 乙烯产品 1 年可增加 554 t, 同时丙烯产品 1 年可增加 487 t。

### 3 换热优化

烯烃分离部分总的热公用工程为 9.06×10<sup>4</sup> kW, 丙烯塔塔釜热负荷占分离部分总热负荷的 57%, 具有较大的优化空间。丙烯塔 1 塔顶温度为 49.4℃, 塔釜温度为 58.6℃, 进料温度为 12.8℃, 进料温度偏低, 使塔釜所需的热负荷增加, 因此可以通过提高丙烯塔的进料温度来降低能耗。脱丙烷塔去乙烯回收塔的物流温度约为 86℃, 经过泵加压后利用循环水冷却至 40℃, 再与甲烷尾气进行换热冷却至 28℃, 经过 7℃ 丙烯冷却至 9℃, 最后经 -25℃ 丙烯冷却至 -24℃ 进入乙烯回收塔塔顶, 该过程使用多种介质进行冷却, 未能充分利用该股物流的热量。

结合工业实际, 将图 5 中脱丙烷塔塔釜去乙烯回收塔的热物流用以加热丙烯塔进料流股, 改造方案如图 6。在不影响产品质量的情况下, 提高进料

温度,可减少丙烯塔塔釜蒸汽的用量,并节省循环水的用量。

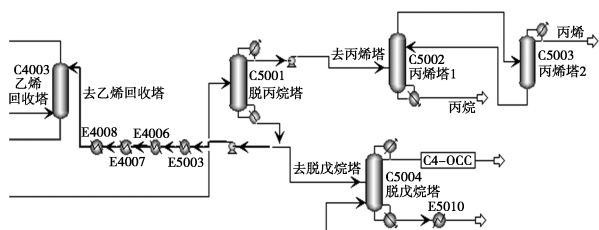


图5 换热优化前的工艺流程

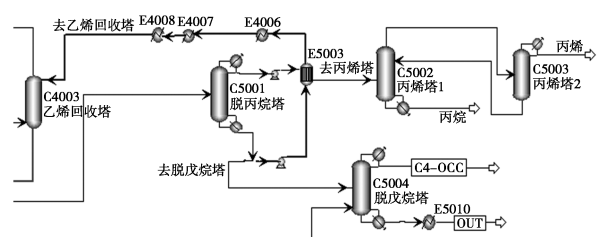


图6 换热优化后的工艺流程

换热器 E5003 的管程设计压力为 0.8 MPa,而丙烯塔进料压力为 2.2 MPa,因此需要使用新的换热器,并计算投资成本。先使用 Aspen Plus 对新增预热器进行简捷计算,再利用 Aspen EDR 进行换热器的在线设计和校核。经校核后新增换热器型号为 BEU,换热器长度 3 000 mm、内径 500 mm,换热管规格为 19×2 mm 的碳钢管,换热面积 60.1 m<sup>2</sup>,管中心间距 25 mm,换热管数量 326 根,管程数为 2,折流板间距为 200 mm,折流板切割率为 25% 的单弓形折流板。换热面积余量为 19%,流体压力降与流速均符合设计要求。

将新增的换热器带入工艺流程进行模拟,优化后的结果见表 4,将丙烯塔进料从 12.8℃ 加热到 38.6℃,脱丙烷塔塔釜去乙烯回收塔物流可从 86℃ 冷却至 43.8℃。新增换热器的投资成本约为 4 万元。经过脱丙烷塔塔顶物流换热降温后可节约冷却水用量 100.1 t/h,1 年可节约冷却水 84 万 t(按年操作 8 400 h 计算),1 t 水按照 0.2 元计算,则可节省 16.8 万元/a,经过换热后,丙烯塔再沸器热负荷由 51 641.5 kW 减小到 50 833.8 kW,可节约 807.7 kW

的热负荷,以 1 t 蒸汽等于 720 kW 热量折算,1 年相当于节约 9 423 t 蒸汽,1 t 蒸汽按照 150 元计算,则可节省 141.3 万元/a,合计经济效益 158.1 万元/a。

表 4 优化前后模拟结果对比

项目	丙烯塔进料 温度/℃	丙烯塔热负荷/ kW	循环水用量/ (t·h <sup>-1</sup> )
优化前	12.8	51641.5	107.6
优化后	38.6	50833.8	7.5

## 4 结论

(1) 采用 Aspen Plus 软件,对甲醇制烯烃装置的分选部分进行了流程模拟,流程模拟的计算结果与实际值吻合良好,可进一步用于装置操作条件的优化计算。

(2) 分别对脱丙烷塔、乙烯塔和丙烯塔的操作参数进行了优化,优化后 1 年可节约 3.5×10<sup>6</sup> kW 的热负荷,增产乙烯产品 554 t 和丙烯产品 487 t。

(3) 用脱丙烷塔塔釜去乙烯回收塔的热流股加热丙烯塔进料物流,工业优化后 1 年可节约 9 423 t 蒸汽和 84 万 t 冷却水,带来经济效益 158.1 万元/a。

## 参考文献

(上接第 218 页)

[10] Gu Jinglian, You Xinqiang, Tao Changyuan, *et al.* Analysis of heat integration, intermediate reboiler and vapor recompression for the extractive distillation of ternary mixture with two binary azeotropes [J]. *Chemical Engineering and Processing-Process Intensification*, 2019, 142: 107546.

[11] Gerbaud Vincent, Rodriguez-Donis Ivonne, Hegely Laszlo, *et al.* Review of extractive distillation. Process design, operation, optimization and control [J]. *Chemical Engineering Research & Design*, 2019, 141: 229-271.

[1] 宋艳萍,陈伟,陈慧敏,等.中国聚烯烃高端化产品发展现状及前景分析[J].*油气与新能源*,2022,34(4):12-20.

[2] 陆浩.我国乙烯工业及下游产业链发展现状及展望[J].*当代石油石化*,2022,30(4):22-27.

[3] 李雪静.新形势下炼油工业发展新动向及新挑战[J].*石化技术与应用*,2019,37(4):225-229,236.

[4] 崔普选.煤基甲醇制烯烃工艺技术发展现状[J].*现代化工*,2020,40(4):5-9.

[5] 陈洪派,高辉,孔志媛.甲醇制烯烃工艺技术发展现状[J].*现代化工*,2022,42(8):80-84,88.

[6] 柳杨华.MTO 装置烯烃分离工艺优化[J].*石油化工*,2016,45(1):102-107.

[7] 刘占卫.LNG 冷能用于 MTO 装置烯烃分离的研究[J].*现代化工*,2018,38(4):189-192.

[8] 李秀梅.精馏塔节能优化综述[J].*价值工程*,2014,33(28):34-35.■

[12] Zhu Zhaoyou, Geng Xueli, Li Guoxuan, *et al.* Control comparison of extractive distillation with two different solvents for separating acetone and tetrahydrofuran[J]. *Process Safety and Environmental Protection*, 2019, 125: 16-30.

[13] Qi Jun, Li Yafang, Xue Jiaying, *et al.* Comparison of heterogeneous azeotropic distillation and energy-saving extractive distillation for separating the acetonitrile-water mixtures[J]. *Separation and Purification Technology*, 2020, 238: 116487.

[14] Luyben W L. *Distillation design and control using Aspen simulation* [M]. John Wiley & Sons, 2013. ■