

工业技术

带侧线采出脱异丁烷塔的多目标优化和动态控制

刘澳琦^{1,2}, 朱红伟^{1,2}, 周明川^{1,2}, 尚汝松^{1,2}, 盛 晓^{1,2}, 孙 冰^{1,2}, 姜 杰^{1,2*}

(1. 化学品安全全国重点实验室, 山东 青岛 266104;

2. 中石化安全工程研究院有限公司, 山东 青岛 266104)

摘要:为实现硫酸烷基化流程本质安全化,在脱异丁烷塔提出了多目标优化算法对流程进行优化,并在此基础上实现动态控制。带侧线采出精馏塔(DST)流程可实现一塔分离3组分,相较于常规两塔精馏序列可减少再沸器热负荷至少8.28%。在DST流程结合NSGA-II算法对其进行多目标优化,可得一组解作为最优参数解。在此基础上,构建了2种控制结构,包括组分控制结构(CCC)和组分-温度控制结构(TCC)。结果表明,CCC结构能够控制 $\pm 5\%$ 的进料流量和组分扰动,调节时间相对较长,偏差较大。TCC结构需求的温度控制器在工业应用中成本低且易于实施。相较于CCC结构,具有更短的调节时间,扰动偏差更小,具有较好的控制性能。

关键词:硫酸烷基化;流程模拟;多目标优化算法;动态控制;组分-温度控制

中图分类号:TE08

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2026)09-0214-07

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2026.09.036

Dynamic control and multi-objective optimization of deisobutanizer column with side-stream distillation process

LIU Ao-qi^{1,2}, ZHU Hong-wei^{1,2}, ZHOU Ming-chuan^{1,2}, SHANG Ru-song^{1,2},
SHENG Xiao^{1,2}, SUN Bing^{1,2}, JIANG Jie^{1,2*}

(1. State Key Laboratory of Chemical Safety, Qingdao 266104, China;

2. SINOPEC Research Institute of Safety Engineering Co., Ltd., Qingdao 266104, China)

Abstract: In order to achieve the intrinsic safety of the sulfuric acid alkylation process, a multi-objective optimization algorithm is proposed to optimize the process in the deisobutanizer column, and dynamic control is realized on this basis. The distillation with side-stream (DST) process can achieve the separation of three components, which can reduce the heat load of the reboiler by at least 8.28% compared with the conventional two-column distillation process. The DST process used NSGA-II algorithm to obtain a set of the optimal parameter solutions. On this basis, two control structures were constructed, including Composition Control Structure (CCC) and Composition-Temperature Control Structure (TCC). The results indicate that the CCC structure can handle feed flow rate and composition disturbance of $\pm 5\%$. The adjustment time is relatively long and the deviation is large. The TCC structure has low capital cost and is easy to implement in industrial applications. Compared to the CCC structure, it has shorter adjustment time, smaller disturbance deviation, and better control performance.

Key words: sulfuric acid alkylation; process simulation; multi-objective optimization algorithm; dynamic control; composition-temperature control (TCC)

在全球对清洁能源要求不断提高,以及我国积极推行“双碳”战略背景下,烷基化油作为汽油调和组分的关键组分,已经成为炼油行业的重要产品之一^[1-3]。目前,工业上生产烷基化油的方法以硫酸法为主,该工艺以硫酸为催化剂,使异丁烷与异丁烯发生加成反应^[4-5]。脱异丁烷塔是分离异丁烷、正

丁烷和烷基化油的关键设备,工业上实现3组分分离一般采用两塔进行分离精馏,为实现一塔分离3个组分,对脱异丁烷塔进行带侧线采出改造,对硫酸烷基化流程的降本增效具有重要意义。

带侧线采出的精馏塔是过程强化技术的一种,可以在1个精馏塔内分离多种物质^[6]。该设备相较

收稿日期:2025-11-05;修回日期:2026-06-29

基金项目:国家重点研发计划项目(2024YFC3013500)

作者简介:刘澳琦(1999-),女,硕士,助理工程师,研究方向为化工过程安全,liuaq.qday@sinopec.com;姜杰(1980-),男,博士,研究员,通讯联系人,0532-83786453,jiang.jday@sinopec.com。

于普通连续两塔精馏体系,一定程度上可以减少塔设备投资成本、占地面积,并降低能耗^[7]。侧线采出不仅可以和普通精馏塔耦合,还可以与其他过程强化技术结合,如隔壁塔、热泵精馏和压差热耦合等^[8-10],简化流程、降低能耗。金浩等^[11]将侧线采出技术与反应精馏塔耦合移出水促进乙酸酯化法正反应方向生产乙酸乙酯,不仅简化了分离过程,降低热负荷,还一定程度提高反应物的转化率和产品纯度。

精馏系统中的目标变量一般是多个,如年总成本(TAC)、再沸器热负荷(Q)、热力学效率和选择性等,变量之间耦合性强、相互关联,因而对于体系的最小年总成本优化和能耗等目标值无法同时取最优值^[12]。多目标优化算法可以结合各个目标需求得到一个折中最优值。高伟等^[13]以总投资费用和热负荷为目标函数利用 NSGA-III 算法对戊烷分离流程精馏系统进行优化,有效降低总投资成本 5.37% 和热负荷 8.17%,与传统单变量优化相比,多目标算法表现优异。He 等^[14]通过 NSGA-II 多目标优化分离甲醇和三甲氧基硅烷共沸物,使多目标优化方法结合过程强化技术,发现多目标优化方法可以更好寻找最优参数,降低能耗和费用。稳态模型的优化是模拟流程稳态条件下能够运行成功的重要节点,选择合适的控制方法是动态模型的关键步骤。现阶段未有带侧线采出脱异丁烷精馏塔的动态控制,而且带侧线精馏塔的稳态结构比普通精馏塔稳态结构复杂,相应地其控制结构也因耦合度高而难度略有增加^[15]。高勇等^[16]通过对分离二甲醚-甲醇-水 3 组分混合物搭建带侧线精馏的稳态模型,并在其基础上进行动态控制、添加扰动,发现控制方案可以高效运行。谢力^[17]对分离 5 组分烃类混合物的带侧线精馏塔采用添加 R/F 比值的双温度控制,扰动结果表明,控制方案实现有效控制。

基于 Aspen Plus 的灵敏度分析功能,完成带有侧线采出的脱异丁烷塔结构参数的优化。在此基础上,利用 NSGA-II 多目标优化算法,以 TAC 和 CO_2 排放量为目标函数进一步优化结构参数。在稳态模型基础上搭建动态模型,添加组分和温度控制、进料流量扰动和进料组成扰动,检验动态控制方案可行性。

1 模型分析

模拟计算的脱异丁烷塔进料组分为异丁烷(35%)、正丁烷(10%)、2,2,4-三甲基戊烷

(40%) 和 2,3-二甲基己烷(15%)。以原料 1 000 kg/h 进料、塔顶采出为流量 350 kg/h 和侧线采出流量为 100 kg/h 为基准进行计算。产品纯度要求分别是异丁烷质量分数 $\geq 99.9\%$, 正丁烷质量分数 $\geq 99.3\%$ 。

1.1 两塔模型搭建及分析

以某工厂工业塔数据为例,采用 Aspen Plus 中的 RadFrac 模块搭建常规两塔模型并进行严格模拟,物性方法选择 BWR-LS^[18]。图 1 为常规两塔精馏流程示意图。对常规两塔模型流程进行优化,调整回流比,使产品纯度达标。其中脱异丁烷塔(I)热负荷 > 500 kW, 脱正丁烷塔(II)热负荷 36.95 kW。

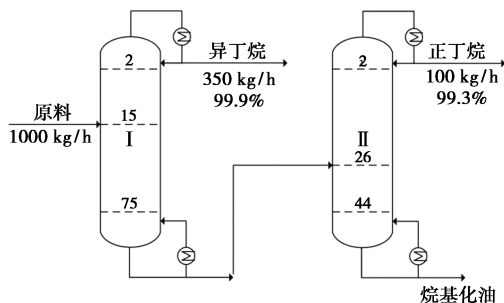


图 1 常规精馏流程

1.2 DST 模型搭建及分析

在产品纯度达标的要求下,以 TAC 为目标函数利用灵敏度分析对 DST 流程进行优化,最终选取 DST 塔板数 N ; 原料进料位置 N_F ; 侧线采出位置 N_S 和回流比 RR 作为待优化变量。根据灵敏度分析优化结果可知,计算出 N 为 74, N_F 为第 32 块塔板处, N_S 为第 64 块塔板处, RR 为 14.4, DST 流程如图 2 所示。

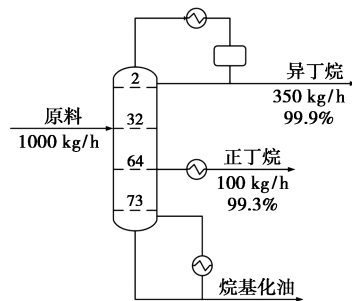


图 2 DST 流程

2 DST 多目标优化

多目标优化对于精馏体系是常见的优化方法,通过同时优化多个目标,找到多个目标的折中最优值,也可以使精馏体系更好地找到最优的模

型参数^[19]。

2.1 目标变量及约束条件

选择 TAC 和 CO_2 排放量作为目标函数,二者的计算公式分别是式(1)^[20]、(2)^[21]:

$$TAC = OC + TC/T \quad (1)$$

式中, TC 为设备总投资费用; OC 为年总操作费用; T 为设备投资回收期(3 a, 8 000 h/a)。

$$F(CO_2) = [Q_R / (\varepsilon \times NHV)] \times (C\% / 100) \times 3.67 \quad (2)$$

式中, $F(CO_2)$ 为单位时间内 CO_2 排放的质量流量, kg/h; NHV 为煤炭的净热值, 22 000 J/g; $C\%$ 为燃料含碳量, 0.68; Q_R 为总加热热负荷, kW; ε 为锅炉的加热效率, 取经验值 0.85。约束条件为异丁烷质量分数 $\geq 99.9\%$, 正丁烷质量分数 $\geq 99.3\%$ 。

2.2 NSGA-II 算法简介

NSGA-II 算法是一种常用的多目标优化算法,

是由 Niching 方法改进来的^[22]。NSGA-II 通过非支配排序分层与拥挤度距离计算来维持种群多样性,并结合精英保留策略,确保每代种群的多样性与精英性^[23]。

2.3 NSGA-II 优化策略

TAC 和 CO_2 排放量作为目标函数, RR 实数型变量(real); N 、 N_F 、 N_S 为整数型变量(integer); 种群数为 40; 基因重组方式为多项式变异; 交叉方式为中间交叉, 约束条件是异丁烷质量分数 $\geq 99.9\%$, 正丁烷质量分数 $\geq 99.3\%$ 。优化模型见式(3):

$$\begin{aligned} \min(TAC, CO_2) &= f(N, N_F, N_S, RR) \\ \text{s. t. 异丁烷} &\geq 99.9\%(\text{mass}) \\ \text{正丁烷} &\geq 99.3\%(\text{mass}) \end{aligned} \quad (3)$$

2.4 优化流程及结果

图 3 是 NSGA-II 多目标优化流程示意图。

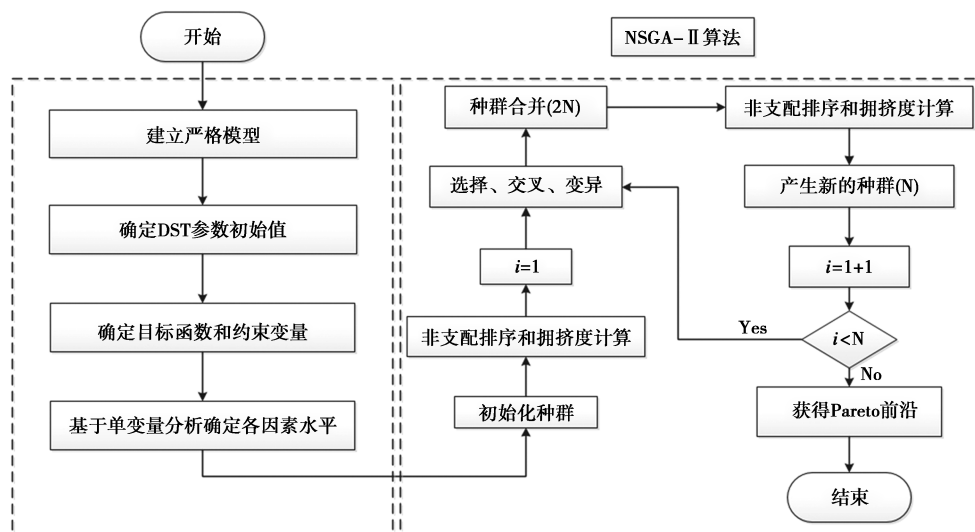


图 3 NSGA-II 多目标优化流程示意图

图 4 为 NSGA-II 优化所得 Pareto 前沿, 各解均满足约束且流程收敛。前沿图呈对勾型, 源于塔板数增加虽能提升分离效率、降低热负荷及 CO_2 排放, 却同时增加费用成本, 反之亦然。 TAC 与 CO_2 排放量呈反比例关系, 前沿图顶点处两者同时取得最小值。顶点处作为最优解, 参数为: N 为 72、 N_F 为

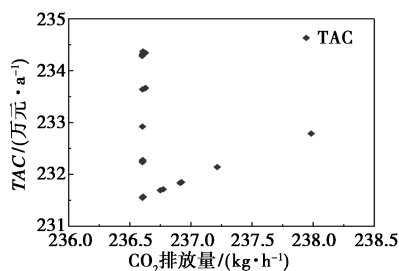


图 4 Pareto 前沿

32、 N_S 为 65、 RR 为 14.3, 此时再沸器热负荷为 492.48 kW, CO_2 排放量为 236.604 kg/h, TAC 为 231.548 万元/a, 相较于常规两塔精馏序列可节省再沸器负荷至少 8.28%。

3 DST 动态控制结构

为了在动态控制运行中有操作裕度, 将稳态回流比提至 14.7, 再沸器热负荷也随之增加到 511.71 kW。

3.1 组分控制结构 CCC

3.1.1 组分结构控制设计

采用 Aspen Dynamic 对最优解稳态模型建立组分控制结构, 如图 5。在进料流量和进料关键组分发生扰动时, 满足产品的分离要求。基础控制器的

反馈调节情况:流量控制器和压力控制器,负反馈调节;液位控制器,正反馈调节。利用 Tyreus-Luyben 继电反馈得到组分控制的增益值和积分时间,其中死时间为 3 min。表 1 是控制器参数整定表。

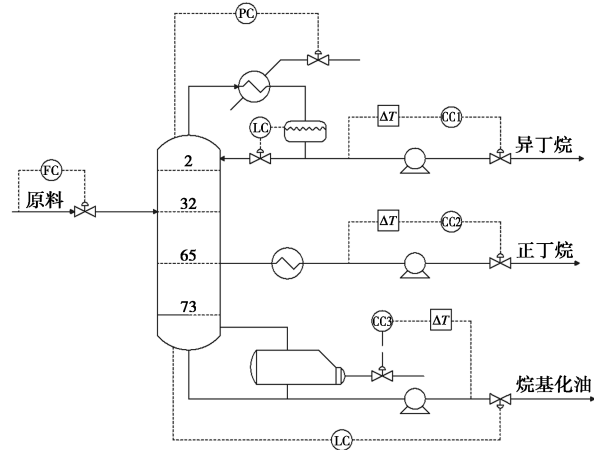


图 5 DST 组分控制结构

3.1.2 CCC 结构控制结果

为验证控制方案的有效性,分别在进料流量与组成中加入扰动进行动态响应测试。在进料流量、异丁烷组分及正丁烷组分 3 类±5%扰动下,塔顶异丁烷、侧线正丁烷及塔底 2,3-二甲基己烷纯度的回

表 1 DST 组分控制器的参数整定

控制器	调节变量	控制变量	比例增益	积分时间/min
CC1	阀门开度	塔顶异丁烷质量分数	70.0	52.8
CC2	阀门开度	侧线异丁烷质量分数	1283.6	52.8
CC3	塔底再沸器热负荷	塔底 2,3-二甲基己烷	6.9	39.6

归平稳时间与最大偏差分别是:流量扰动下,三者回归时间分别为 35.8、5.9、24.6 h,最大偏差分别为 1.07×10^{-4} 、 4.02×10^{-4} 、 7.91×10^{-4} ;异丁烷组分扰动下,分别为 19、4、19.4 h,最大偏差分别为 1.17×10^{-4} 、 1.15×10^{-4} 、 5.6×10^{-4} ;正丁烷组分扰动下,分别为 20.2、5.8、30.6 h,最大偏差分别为 1.55×10^{-4} 、 5×10^{-4} 、 9×10^{-4} 。

脱异丁烷塔 CCC 控制结构在±5%扰动(0.5 h 施加)下的动态响应如图 6~图 8 所示,依次为塔顶异丁烷纯度、侧线正丁烷纯度及塔底 2,3-二甲基己烷纯度的变化情况。产品纯度的过渡曲线均为典型的衰减震荡型,满足设计规定要求,符合实际操作工况。

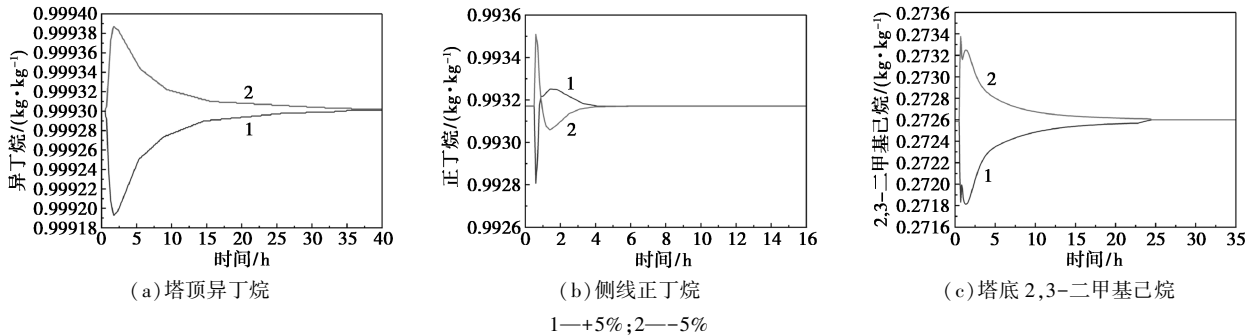


图 6 进料流量±5%扰动

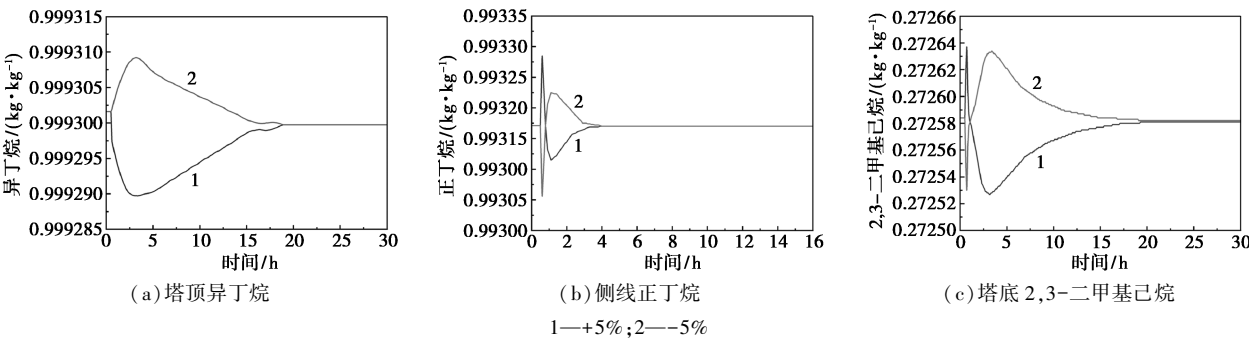


图 7 异丁烷组分±5%扰动

3.2 组分-温度控制结构 TCC

3.2.1 组分-温度控制结构设计

在线组分分析仪价格昂贵、维护成本高且响应

滞后,而温度控制器在上述方面更具优势^[24]。精馏过程中,恒压条件下塔板组成与温度一一对应,故流程模拟普遍采用温度控制。

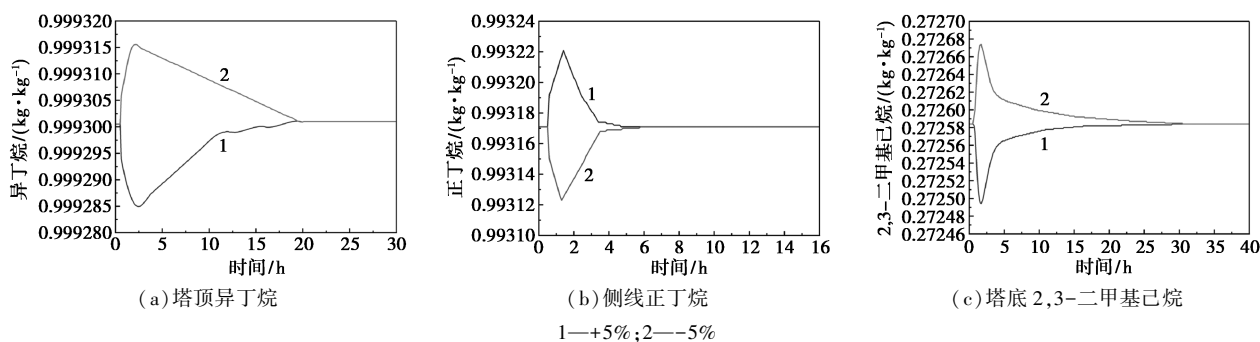


图 8 正丁烷组分±5%扰动

为构建响应快速且能耗低的温度控制结构,需基于对操作变量变化反应最敏感的塔板确定灵敏板^[25]。采用奇异值分解判据(SVD),在灵敏度判据获取操作变量稳态增益的基础上,通过 SVD 方程得到稳态增益矩阵,比较 U 矩阵中各列数值,最大值所在塔板即为灵敏板,其对应列的操作变量即为匹配的控制变量。据此,以 Q 和 RR 在各塔板的温度变化值与操作变量差值作为稳态增益,结合 SVD 所得 U 矩阵各控制变量对应列数值,绘制图 9。

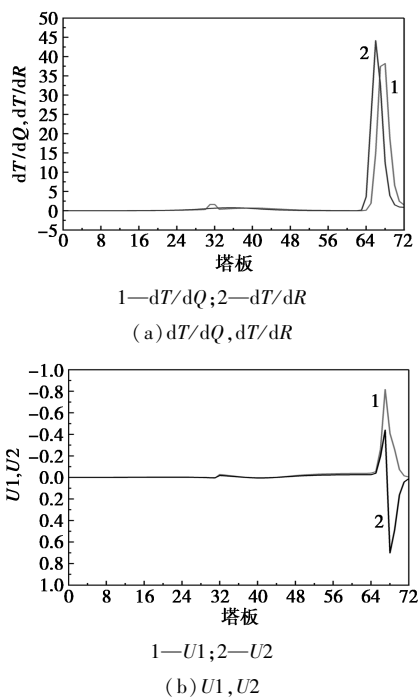


图 9 DST 塔 SVD 分析结果

图 9 中, U_1 (Q 控制) 的极值出现在第 67 块塔板, U_2 (回流量控制) 的极值出现在第 66 块塔板。DST 塔共 72 块板, 回流比控制第 66 块板的效果劣于 Q 控制, 故选用 Q 控制第 67 块板温度, 即 DST 温度控制方案的灵敏板-操作变量配对为 M67- Q 。

图 10 为 DST 的组分-温度控制流程, 温度控制

死时间为 1 min。表 2 是控制器参数整定表。

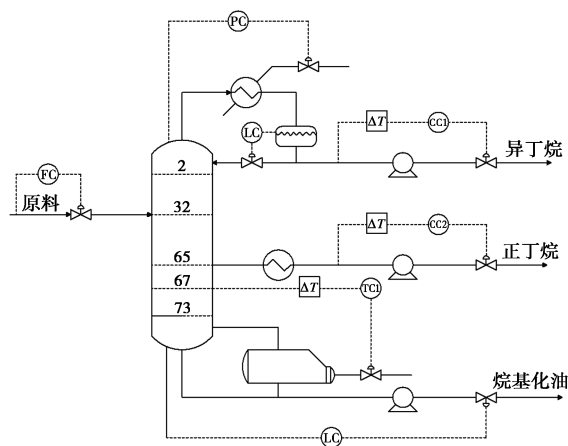


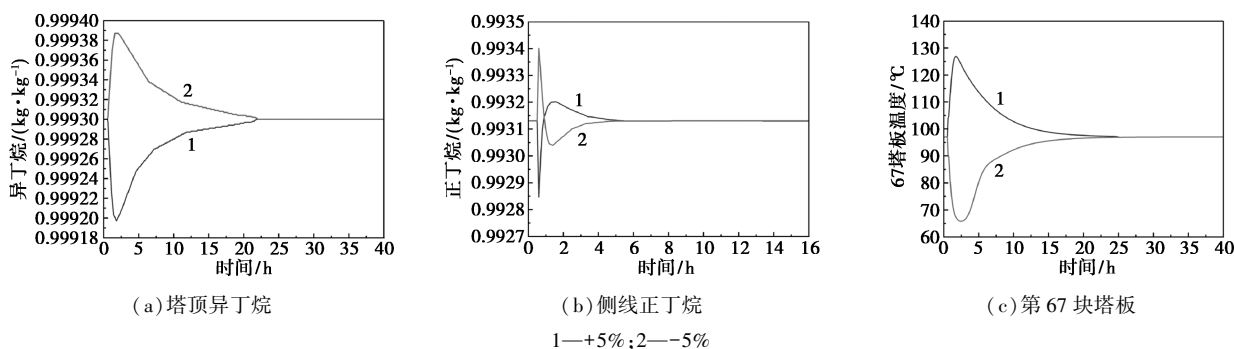
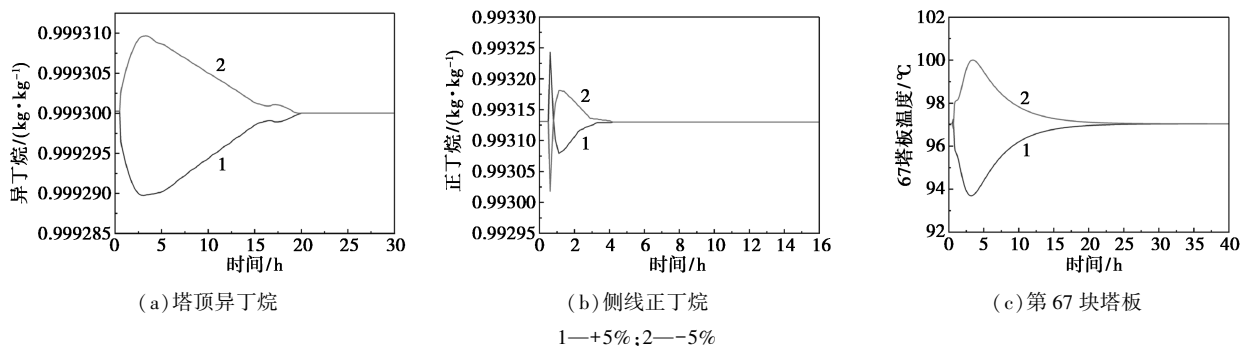
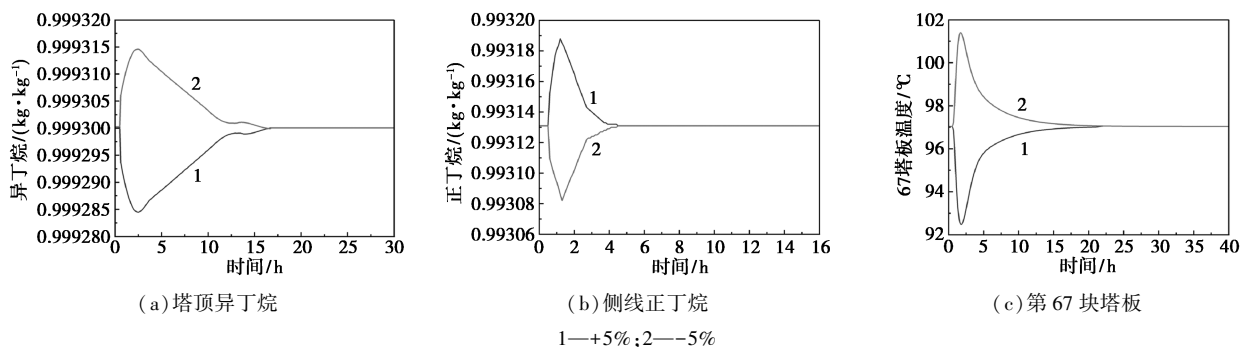
图 10 DST 组分-温度控制结构

表 2 DST 组分-温度控制器的参数整定

控制回路	调节变量	控制变量	比例增益	积分时间/min
CC1	阀门开度	塔顶异丁烷质量分数	80.00	52.8
CC2	阀门开度	侧线异丁烷质量分数	1288.35	52.8
TC1	塔底再沸器热负荷	67 块塔板温度	0.10	211.2

3.2.2 TCC 结构控制结果

脱异丁烷塔 TCC 控制结构在±5%扰动(0.5 h 施加)下的动态响应如图 11~图 13 所示, 依次为塔顶异丁烷纯度、侧线正丁烷纯度及第 67 块塔板温度的变化。在进料流量、异丁烷组分及正丁烷组分 3 类±5%扰动下, 塔顶异丁烷、侧线正丁烷纯度的回归平稳时间与最大偏差分别是: 流量扰动下, 异丁烷纯度与正丁烷纯度的回归平稳时间分别为 22、5.3 h, 最大偏差分别为 1.03×10^{-4} 、 2.85×10^{-4} ; 异丁烷组分扰动下, 两者回归时间为 20、4.2 h, 最大偏差为 1.05×10^{-5} 、 1.13×10^{-4} ; 正丁烷组分扰动下, 两者回归时间为 16.8、4.5 h, 最大偏差为 1.57×10^{-5} 、 5.7×10^{-5} 。

图 11 进料流量 $\pm 5\%$ 扰动图 12 异丁烷组分 $\pm 5\%$ 扰动图 13 正丁烷组分 $\pm 5\%$ 扰动

4 结论

(1) 提出 DST 脱异丁烷塔流程, 结合 NSGA-II 算法对其进行多目标优化。可得一组解作为最优解, 最优解的参数为: N 为 72、 N_F 为 32、 N_S 为 65、 RR 为 14.3, 此时 Q 为 492.48 kW, CO_2 排放量为 236.604 kg/h, TAC 为 231.548 万元/a, 相较于常规两塔精馏序列可节省再沸器负荷至少 8.28%。

(2) DST 虽可降低脱异丁烷塔设备投资成本, 但其带侧线采出构型增加了操作控制难度。针对 DST 在该 3 组分分离体系中的动态控制问题, 提出了 CCC 与 TCC 并予以评估。CCC 能应对 $\pm 5\%$ 的进料流量与组分扰动, 但依赖多套昂贵在线分析仪, 实施成本高且调节时间较长。相比之下, TCC 采用工

业上易于实施且成本低廉的温度控制器, 减少 1 个组分分析回路, 在降低设备投资的同时, 调节更快、稳定时间更短、扰动偏差更小, 鲁棒性与控制效果均优于 CCC。

参考文献

- [1] 蒋配其, 江洪波, 张振远, 等. SINOALKY 硫酸法烷基化反应动力学模型[J]. 石油学报: 石油加工, 2025, 41(1): 175-186.
- [2] 岳坤. 烷基化油生产工艺研究与开发[D]. 青岛: 青岛科技大学, 2018.
- [3] 赵阳, 焦大勇, 杨忠义. 硫酸法烷基化油辛烷值影响因素分析与优化策略[J]. 石油化工技术与经济, 2025, 41(2): 28-32.
- [4] 毕建国. 烷基化油生产技术的进展[J]. 化工进展, 2007, (7): 934-939.
- [5] 宋新民, 于海军, 高永兴. 硫酸法烷基化装置节能降耗措施[J].

- 石化技术,2025,32(7):53-54.
- [6] Xu D, Mu J, Sun H, *et al.* A vapor phase side stream intensified extractive distillation process for separation of azeotropic mixture 2,2,2-trifluoroethanol and water[J]. *Process Safety and Environmental Protection*, 2024, 190: 1164-1174.
- [7] 王晓红, 丁欣, 李文魁, 等. 叔丁醇-乙醇-水分离的萃取精馏节能设计与动态控制[J]. *石油学报: 石油加工*, 2021, 37(1): 100-112.
- [8] Feng Z, Li Q, Rangaiah G P, *et al.* Economic and exergy analysis of three-product dividing-wall column and double liquid-only side-stream distillation processes[J]. *Chemical Engineering Research and Design*, 2023, 200: 729-740.
- [9] Wang M, Song E, Li L, *et al.* Application of dividing wall column in azeotropic distillation with intermediate boiling-point heteroazeotrope: Simulation and optimization[J]. *Chemical Engineering Research and Design*, 2023, 189: 384-400.
- [10] Xu Z, Wang Y, Li J, *et al.* Multi-objective optimization and performance evaluation for the recovery of isopropanol and benzene from effluent via side-stream extractive distillation with intermediate reboiler processes[J]. *Separation and Purification Technology*, 2025, 358: 130338.
- [11] 金浩, 陆佳伟, 汤吉海, 等. 带侧线反应精馏-渗透汽化生产乙酸乙酯集成过程模拟与分析[J]. *化工学报*, 2018, 69(8): 3469-3478.
- [12] Wang K, Zu C, Zhao Y, *et al.* Energy efficient process for the separation of acetone/methanol/dichloromethane by extractive distillation with mixed entrainers based on multi-objective optimization algorithm[J]. *Separation and Purification Technology*, 2025, 361: 131691.
- [13] 高伟, 景旭亮, 陈景, 等. 精馏系统的多目标优化设计及分析[J]. *化学工程*, 2024, 52(11): 71-76.
- [14] He Q, Li Q, Tan Y, *et al.* Multi-objective optimization of sustainable extractive dividing-wall column process for separating methanol and trimethoxysilane azeotrope mixture[J]. *Chemical Engineering and Processing-Process Intensification*, 2022, 181: 109141.
- [15] Li M, Xu H, Tian H. Design and control of an extractive distillation process for separating isopropanol and water with side-stream extraction[J]. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 2025, 80: 231-247.
- [16] 高勇, 亢玉红, 贺贝贝, 等. 侧线精馏塔高效分离二甲醚-甲醇-水的稳态模拟与动态控制研究[J]. *现代化工*, 2018, 38(3): 214-217.
- [17] 谢力. 烃类物系复杂塔精馏分离流程的动态控制研究[D]. 青岛: 青岛科技大学, 2018.
- [18] 陈杰. 硫酸烷基化过程研究及流程模拟[D]. 上海: 华东理工大学, 2013.
- [19] 张姣. 基于流程模拟的双减压原油蒸馏多目标操作优化[D]. 广州: 华南理工大学, 2016.
- [20] Pan J, Li J, Xu Z, *et al.* Economic, thermodynamic and environmental analysis of separating high-concentration azeotropic mixture by a novel extractive dividing wall column configuration combining pre-concentration and extractive distillation based on multi-objective optimization[J]. *Energy*, 2025, 319: 134935.
- [21] 石晓青, 朱炜玄, 叶昊天, 等. 碳五隔壁反应精馏预处理工艺模拟及多目标优化[J]. *化工学报*, 2022, 73(3): 1246-1255.
- [22] Zheng W, Doerr B. Mathematical runtime analysis for the non-dominated sorting genetic algorithm II (NSGA-II)[J]. *Artificial Intelligence*, 2023, 325: 104016.
- [23] Kumar M, Guria C. The elitist non-dominated sorting genetic algorithm with inheritance (i-NSGA-II) and its jumping gene adaptations for multi-objective optimization[J]. *Information Sciences*, 2017, 382/383: 15-37.
- [24] 高岩, 李永帅, 李高洋, 等. Agrawal 分壁精馏塔的动态控制[J]. *化工进展*, 2025, 44(8): 4594-4605.
- [25] 吴昊, 沈本贤, 蔺锡钰, 等. 分壁精馏塔分离芳烃的温差控制[J]. *石油学报: 石油加工*, 2016, 32(1): 88-100. ■

中化塑料联合上下游深化燃料乙醇出海合作

近日,中化塑料联合国内燃料乙醇头部供应商及重点海外客户开展三方专项会谈,聚焦燃料乙醇跨境贸易、常态化保供和长期深度战略合作等事项深入交流,共同探讨海外出口新模式。

三方全面复盘前期合作成果,深入研判目标市场供需、价格及行业政策趋势,并就长期保供、年度贸易协议、价格

联动机制、业务增量等达成多项共识。

今年以来,中化塑料加速国际化布局,深耕东南亚市场,成功实现10万吨级燃料乙醇对越南散水出口,搭建起成熟顺畅的东南亚外销渠道,外贸业务稳步攀升。下一步,公司将不断增强供应链韧性,提升海外综合服务能力,推动国际化经营不断取得新突破。

(中化塑料)