

隔壁萃取精馏分离正己烷-甲基环戊烷的模拟与优化

薄守石, 付雨, 张家凯, 孙兰义*

(中国石油大学(华东)化学化工学院, 山东 青岛 266580)

摘要:以 NMP 为萃取剂, 对正己烷-甲基环戊烷共沸物体系进行分离研究。提出了传统双塔萃取精馏耦合隔壁塔的新工艺。选取了常规的 2 组分双塔萃取精馏流程(ED)和隔壁萃取精馏(EDWC)流程, 对共沸体系进行了分离研究。借助改进非支配排序遗传算法(NSGA-II)对稳态工艺进行优化设计, 以年总费用(TAC)与二氧化碳排放量(E_{CO_2})为目标变量, 进行多目标参数优化。结果表明, 各操作变量之间耦合性高。2 个目标变量呈一定的竞争关系, 随着二氧化碳排放量的增加, TAC 在逐步降低。当优化至 200 代时, 目标变量年总费用 TAC 与二氧化碳排放量 E_{CO_2} 基本稳定不发生变化, 选取了第 200 代中 TAC 最小的一组 Pareto 最优前沿解作为优化后的最优解。与传统的双塔萃取精馏相比, 萃取精馏隔壁塔节约 TAC 6.72%, 减少二氧化碳排放量 4.56%, 说明采用 EDWC 技术分离正己烷-甲基环戊烷是一种有效的节能降本方法。

关键词:多目标; 遗传算法; 萃取精馏; 隔壁塔; 正己烷; 甲基环戊烷

中图分类号: TQ028.3

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2025)06-0241-06

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2025.06.041

Simulation and optimization of dividing-wall extractive distillation for separating n-hexane from methylcyclopentane

BO Shou-shi, FU Yu, ZHANG Jia-kai, SUN Lan-yi*

(College of Chemistry and Chemical Engineering, China University of Petroleum (East China), Qingdao 266580, China)

Abstract: Using NMP as an extractant, a separation study is conducted on the n-hexane/methylcyclopentane azeotropic system. A novel process coupling traditional dual-column extractive distillation into one dividing-wall column is proposed. Conventional dual-component dual-column extractive distillation process and dividing-wall column extractive distillation process are selected to study the separation of the azeotropic system. An improved non-dominated sorting genetic algorithm (NSGA-II) is utilized to optimize and design the steady-state process, and the total annual cost (TAC) and carbon dioxide emission (E_{CO_2}) are taken as the objective variables for multi-objective parameter optimization. The results show that there are high coupling degrees among the operational variables, and there exists a competitive relationship between the two objective variables. As carbon dioxide emission increases, TAC decreases gradually. When the optimization reaches the 200th generation, both TAC and E_{CO_2} become stable and change hardly. A set of Pareto optimal front solutions with the minimum TAC from the 200th generation is selected as the optimal solution after optimization. TAC of the dividing-wall column extractive distillation process is 6.72% less than that of the traditional dual-column extractive distillation process, and E_{CO_2} is 4.56% less, demonstrating that using dividing-wall column extractive distillation process for the separation of n-hexane/methylcyclopentane is an effective method for energy saving and cost reduction.

Key words: multiple objectives; genetic algorithm; extractive distillation; dividing-wall column; n-hexane; methylcyclopentane

溶剂油^[1]作为 5 大石油产品之一, 广泛应用于工业生产及日常生活。6#抽提溶剂油作为一种沸程在 60~80℃的低沸点溶剂油, 是由直链烷烃、环烷烃及少量芳香烃组成。正己烷沸点为 341.88 K, 不同纯度的正己烷有着不同的应用: 摩尔分数 60% 的正己烷用于浸出法生产植物油的萃取溶剂, 也是正己烷产品的主要应用方向; 摩尔分数 80% 的正己烷用

作医药中间体合成试剂; 摩尔分数 99% 的高纯度正己烷产品用作化学试剂、液相色谱检验的标准液^[2]。甲基环戊烷的沸点为 344.96 K, 可用作色谱分析的标准物质、有机合成溶剂等^[3-4]。两者为同分异构体, 沸点相近, 在常温下会形成共沸物, 普通精馏难以使其分离得到纯度较高的产品。萃取精馏^[5-7]是在原混合组分中加入第 3 种组分溶剂, 以

收稿日期: 2024-08-21; 修回日期: 2025-04-13

作者简介: 薄守石(1980-), 男, 博士, 讲师, 研究方向为过程强化技术, shoushibo@upc.edu.cn; 孙兰义(1972-), 男, 博士, 教授, 研究方向为过程强化技术, 通讯联系人, sunlanyi@163.com。

改变 2 种共沸组分的相对挥发度,从而实现共沸物的分离。相较于普通精馏,萃取精馏可提高产品纯度,降低工艺能耗,从而减少整个工艺的费用。

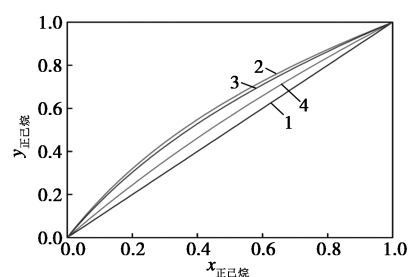
目前,国内外学者对此共沸体系的分离进行了相关研究。顾正桂等^[8]测定了正己烷与甲基环戊烷在 7 种不同的有机溶剂的无限稀释活度系数,进而计算出 7 种有机溶剂的溶解度及选择性。Sun 等^[9]采用 UNIFAC 基团贡献法计算了正己烷-甲基环戊烷、正庚烷-甲基环戊烷在待选溶剂中的溶解度,并对以苯甲醇作萃取剂的流程进行流程模拟。晁贺^[10]以溶剂油中具有代表性的共沸物为研究对象,采用计算机辅助筛选离子液体的方法,并结合 Aspen Plus 流程模拟软件对工艺参数进行优化。张利利^[11]从气液相平衡的角度筛选出 2 种溶剂,并测得了气液相平衡数据,最后使用 Aspen Plus 流程模拟软件进行初步模拟。然而,常规的 2 组分双塔萃取精馏面临着投资费用高、占地面积大的缺点,同时,由于多组分混合造成的返混会使热力学效率降低,增加工艺能耗。基于过程强化的理念,隔壁塔萃取精馏技术^[12]将隔壁塔应用于萃取精馏工艺中,将常规双塔集成在 1 个塔中,减少了塔设备费用与换热设备的数量,从而降低了工业成本。李军等^[13]将隔壁塔应用于苯、甲苯、二甲苯体系中,建立 BTX 分离的隔壁塔两塔模型,结合 NSGA-II 实现了多变量的优化。翟建等^[14]将隔壁塔应用于苯、环己烷共沸体系中,以糠醛作为萃取剂,建立隔壁塔萃取精馏工艺,使用 NSGA-II 对多个操作变量进行优化,获得最优结构参数。

本文中,以某厂催化重整前轻石脑油去除碳四等组分的组成为原料,建立萃取精馏分离流程,选取 *N*-甲基吡咯烷酮(NMP)为萃取剂,搭建萃取隔壁精馏塔^[15-17],因工艺中涉及经济指标与环境指标的多维度、大规模优化问题,本文中的创新之处在于借助改进非支配遗传算法对工艺进行优化,开发了基于 COM 技术的遗传算法接口工具箱,将 Matlab 的数据处理功能与 Aspen Plus 的模拟仿真功能有机结合,对多个操纵变量进行优化,比较常规双塔萃取精馏与萃取精馏隔壁塔的年总费用与二氧化碳排放量,为相关分离过程的工艺设计提供理论依据。

1 热力学模型及萃取剂的选择

热力学模型的选取对流程模拟的准确性至关重要。根据文献^[11],选用 Wilson 模型作为本研究的物性方法。萃取剂的选取是影响萃取精馏过程能

否实现的重要条件,合适的萃取剂意味着加入少量即可改变待分离组分的相对挥发度,帮助工艺减少能耗,降低经济成本。目前萃取剂的选择方法主要包含 3 种:一是实验法^[18],二是性质约束法^[19],三是计算机辅助筛选溶剂法^[20]。分离该体系常用的萃取剂有 *N*-甲基吡咯烷酮(NMP)、*N,N*-二甲基甲酰胺(DMF)、苯甲醇。对比上述萃取剂对正己烷-甲基环戊烷体系气液平衡的影响,结果如图 1 所示。由图 1 可以发现,NMP 与对角线之间的距离最远,说明萃取效果更佳,DMF 次之,苯甲醇效果最差。因此,选取 NMP 作为工艺的萃取剂是合适的。



1—对角线;2—NMP;3—DMF;4—苯甲醇

图 1 萃取剂对正己烷-甲基环戊烷体系气液平衡的影响

2 流程模拟及优化

2.1 常规萃取精馏

Aspen Plus 模拟工艺原料进料流量及组成见表 1,进料温度为 94.8℃,压力为 0.2 MPa,萃取剂选用 NMP,产品分离要求见表 2。传统双塔萃取精馏流程如图 2 所示。首先对原料进行预处理,原料混合物进入环己烷塔,塔顶脱除环己烷,塔底产物进入萃取精馏塔继续分离。萃取剂自萃取精馏塔靠近塔顶位置加入。在萃取精馏塔顶部得到正己烷产品,溶剂回收塔塔顶得到甲基环戊烷产品,塔釜得到质量分数为 99.99% 以上的萃取剂 NMP,并返回至萃取精馏塔中循环使用。因两塔塔顶采出物均携带少量的 NMP,所以需要补充少量萃取剂以保持物料平衡。

表 1 原料进料流量及组成

| 组分 | 流量/(kg·h ⁻¹) | 质量分数/% |
|--------|--------------------------|--------|
| 正己烷 | 1350.85 | 61.0 |
| 甲基环戊烷 | 488.05 | 22.0 |
| 环己烷 | 354.22 | 16.0 |
| 2-甲基戊烷 | 0.08 | 0.0 |
| 3-甲基戊烷 | 6.75 | 0.0 |
| 总计 | 2199.95 | 100.0 |

表 2 产品分离要求

| 产品 | 质量分数/% | 回收率/% |
|-------|--------|-------|
| 正己烷 | 0.99 | 0.95 |
| 甲基环戊烷 | 0.94 | 0.95 |

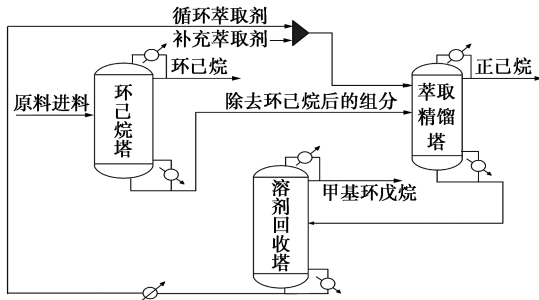


图 2 传统双塔萃取精馏流程

2.2 隔壁塔萃取精馏

隔壁塔是热耦合技术在精馏过程的重要代表,早期主要用于分离一些轻重组分含量较低的体系。随着隔壁塔技术的革新,隔壁塔不仅可以应用于醇、酮、醛、胺等分离体系,也可以用于共沸精馏、萃取精馏、反应精馏中。隔壁塔将两塔集中于一台单壳体、带隔板的精馏塔内,实现了 2 种甚至是 3 种以上混合物的分离,具有设备投资费用低、占地面积小等优势。萃取精馏隔壁塔是将隔壁塔构型应用于萃取精馏中,由于萃取精馏隔壁塔工艺计算的复杂性,相对于传统双塔萃取精馏,国内研究起步较晚。开展相关研究,对解决工业实施问题具有重要的意义。

萃取隔壁塔在传统双塔萃取精馏的基础上,将主塔副塔两塔合并在一个塔中,隔壁塔萃取精馏模型如图 3 所示,热力学等价模型如图 4 所示。其中, I 区域代表萃取精馏段,经环己烷分离塔分离得到的塔顶物料中主要含有正己烷-甲基环戊烷共沸物,与萃取剂一同进入隔壁塔 I 区域,塔顶得到高纯度正己烷产品,塔底物流 II 区域代表侧线精馏段,用于回收甲基环戊烷产品。III 区域代表公共提馏段,从塔底得到高纯度萃取剂 NMP 作为循环流股返回至 I 区域中。

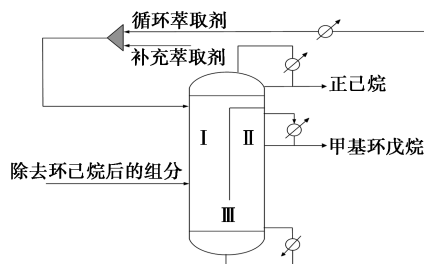


图 3 隔壁塔萃取精馏模型

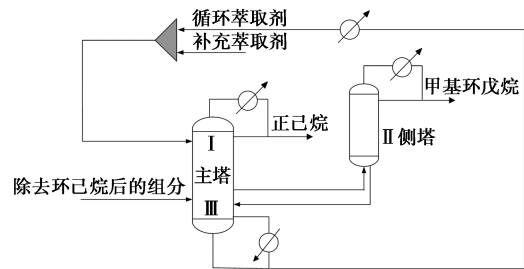


图 4 热力学等效模型

2.3 评价指标

(1) 经济指标-年总费用(TAC)

年总费用 TAC 是评价工艺经济指标的重要方式,包括设备投资费用与年操作费用,具体计算见式(1):

$$\text{年总费用} =$$

$$\text{设备投资费用} / \text{投资回收期} + \text{操作费用} \quad (1)$$

设备费用主要包括塔壳、塔板、冷凝器、再沸器等。操作费用主要包括加热蒸气费用、冷却水费用等。假设装置每年运行时间为 8 000 h,投资回收期为 3 a。

(2) 环保指标-二氧化碳排放量(E_{CO_2})

二氧化碳排放量是评价工艺环保指标的重要方式,化工工艺中二氧化碳主要产生于煤炭、燃料油与天然气的燃烧。本文中假设所有的燃烧均为完全燃烧,二氧化碳排放量的计算公式见式(2),式(2)中的 Q_{Fuel} 为燃烧热负荷,计算公式见式(3)。

$$[\text{CO}_2]_{\text{Emiss}} = Q_{\text{Fuel}} \times T_{\text{Fact}} = (Q_{\text{Fuel}} / \text{NHV}) \times (C\% / 100) \times \alpha \quad (2)$$

$$Q_{\text{Fuel}} = (Q_{\text{proc}} / \lambda_{\text{proc}}) \times (h_{\text{proc}} - 419) \times [(T_{\text{FTB}} - T_0) / (T_{\text{FTB}} - T_{\text{stack}})] \quad (3)$$

式中, Q_{Fuel} 为燃烧热负荷, kW; $C\%$ 为燃料中碳元素的百分比, 数值为 86.5%; NHV 为燃料净热值, 代表 1 个单位燃料燃烧释放出的热量, 本文中参考燃料油数值为 39 771 kJ/kg; α 为二氧化碳与碳原子的摩尔质量之比, 数值为 3.6。 λ_{pro} 和 h_{proc} 为蒸气的潜热及其焓值, kJ/kg; Q_{proc} 为工艺热负荷, kW; T_{FTB} 为料气温度, 取 1 800℃; T_0 取 25℃; T_{stack} 为烟囱温度, 取 160℃。

2.4 优化流程

隔壁塔萃取精馏中包含多个优化变量,包括主塔塔板数 N_1 、侧塔塔板数 N_2 、原料进料位置 N_{F1} 、萃取剂进料位置 N_s 、主塔气相采出位置 N_g 、主塔回流比 R_1 、进入侧塔的气相量 V_1 、补充萃取剂流量 S 、主塔塔顶采出量 D 、侧塔塔底采出量 B , 共 10 个优化操作变量。目标变量有二氧化碳排放量 E_{CO_2} 与年总

费用 TAC 。约束变量为正己烷质量分数 ≥ 0.99 , 甲基环戊烷质量分数 ≥ 0.94 。变量自由度大, 优化困难。针对此问题, 本文中借助 Python 可以实现 Matlab 与 Aspen Plus 之间的信息通信, 进而实现多目标优化, 快速解决隔壁塔高度耦合性的问题。首先, 向算法提供一个初始设计作为种子, 基于这个种子, 算法会生成含有多个个体的初始种群, 随后这些个体会被输送至 Aspen Plus 中进行模拟运算; 其次, 评估每个个体的目标函数及约束情况, 对于满足所有约束条件的个体通过交叉及变异产生新的种群。新种群会再被送到 Aspen Plus 中重新模拟, 整个过程会持续进行, 直到目标函数基本不发生变化时达到最优。多目标遗传算法的优化流程如图 5 所示, 其中个体为 200, 遗传代数为 500, 交叉分率为 0.85, 变异分率为 0.1。

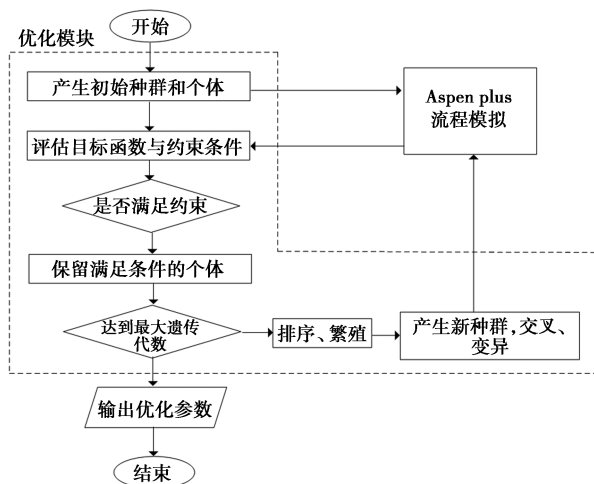


图 5 多目标遗传算法的优化流程

3 结果与讨论

3.1 不同代数 Pareto 最优前沿解

以 TAC 与 E_{CO_2} 为目标变量, 借助改进非支配排序遗传算法 (NSGA-II), 对隔壁萃取精馏流程进行优化, 并绘制不同代数的帕累托 (Pareto) 最优前沿解集如图 6 所示。由图 6 可以发现, 多目标优化函

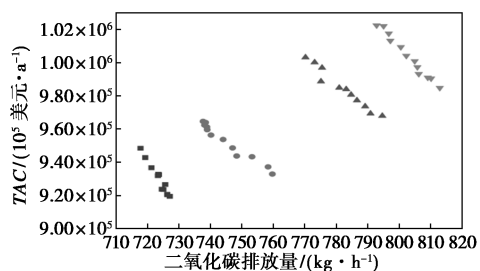
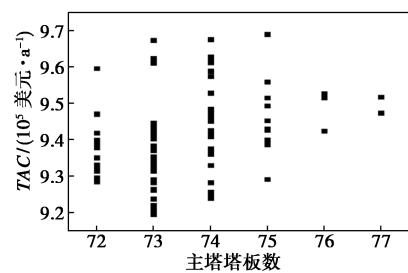


图 6 不同代数的 Pareto 解集

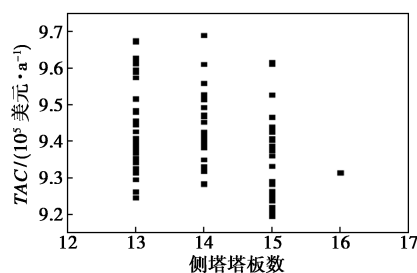
数 TAC 与 E_{CO_2} 呈现一定的竞争关系, 随着 E_{CO_2} 的增加, TAC 逐步降低。随着优化代数的增加, 目标变量年总费用与二氧化碳排放量均出现明显的减小趋势, 优化至 200 代时 2 个目标变量基本不发生变化, 表明各项操作变量已经达到最优了。

3.2 操作变量与目标变量

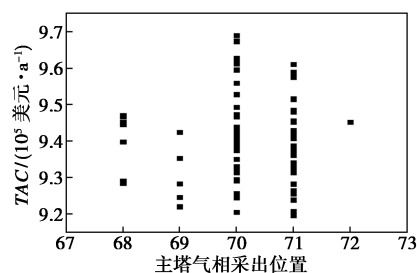
分析各个操作变量对目标变量的影响, 有助于寻找全局最优解, 从而确定最佳操作参数。选取第 200 代 Pareto 解集, EDWC 工艺年总费用与关键优化变量的关系如图 7 所示。由图 7 可以发现, 最优 Pareto 前沿解集对应的主塔板数分布在 72~77 块, 侧塔板数在 13~16 块, 主塔气相采出位置为 68~72 块。随着塔板数的增加, 年总费用 TAC 呈现先减少后增加的趋势, 原因在于随着理论塔板数的增加, 设备费用会增加, 进而会增加年总费用; 但当塔板数较少时, 为达到目标纯度, 精馏塔所需回流比会增加, 进而增加年总费用。



(a)



(b)

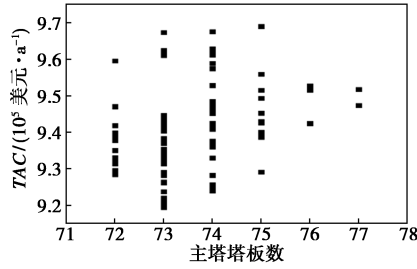


(c)

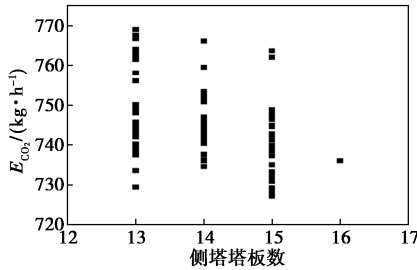
图 7 EDWC 工艺年总费用与关键优化变量的关系

主塔塔板数、侧塔塔板数、主塔气相采出位置对

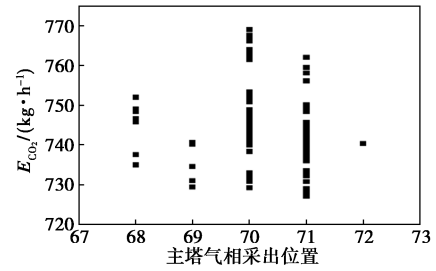
E_{CO_2} 的影响如图 8 所示。由图 8 可以发现,关键优化变量对 E_{CO_2} 的影响与 TAC 一致,原因在于计算 TAC 时操作费用占主导,而操作费用中的加热蒸气费用占较大比重,二氧化碳排放量也与加热蒸气的用量正相关。



(a)



(b)



(c)

图 8 EDWC 工艺 E_{CO_2} 与关键优化变量的关系

3.3 工艺对比

第 200 代 Pareto 最优前沿解见表 3,选择第 8 组数据作为隔壁萃取精馏经多目标遗传算法优化后的最优参数,此时具有最低年总费用。对优化后的常规双塔萃取精馏及隔壁塔萃取精馏工艺进行对比,最优操作变量及目标变量见表 4。由表 4 可以发现,与常规双塔萃取精馏工艺相比,隔壁塔萃取精馏工艺年总费用及二氧化碳排放量分别降低了 6.72% 和 4.56%,说明将隔壁塔应用于正己烷-甲基环戊烷萃取精馏分离工艺具有较好的经济与环保优势。

表 3 第 200 代 Pareto 最优前沿解

| | N_1 | N_2 | N_{F1} | N_S | N_g | R_1 | $V_1/$ ($kg \cdot h^{-1}$) | $S/$ ($kg \cdot h^{-1}$) | $D/$ ($kg \cdot h^{-1}$) | $B/$ ($kg \cdot h^{-1}$) | $E_{CO_2}/$ ($kg \cdot h^{-1}$) | $TAC/$ (10^5 美元 $\cdot a^{-1}$) |
|----|-------|-------|----------|-------|-------|-------|---------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|--------------------------------------|--|
| 1 | 72 | 13 | 42 | 4 | 70 | 4.25 | 2943.17 | 0.56 | 494.31 | 6631.47 | 744.61 | 9.38 |
| 2 | 73 | 15 | 43 | 4 | 71 | 4.15 | 2691.92 | 0.48 | 494.31 | 7022.88 | 732.30 | 9.24 |
| 3 | 74 | 13 | 43 | 4 | 71 | 4.42 | 2917.49 | 0.57 | 494.28 | 6496.92 | 749.37 | 9.49 |
| 4 | 74 | 13 | 42 | 4 | 71 | 4.28 | 2841.95 | 0.58 | 494.30 | 6610.46 | 738.96 | 9.37 |
| 5 | 73 | 14 | 42 | 4 | 71 | 4.21 | 2886.77 | 0.56 | 494.32 | 6642.85 | 742.81 | 9.33 |
| 6 | 73 | 14 | 42 | 4 | 71 | 4.14 | 2886.77 | 0.57 | 494.32 | 6676.31 | 736.20 | 9.32 |
| 7 | 73 | 15 | 43 | 4 | 71 | 4.20 | 2700.00 | 0.57 | 494.34 | 6929.65 | 727.14 | 9.20 |
| 8 | 73 | 15 | 43 | 4 | 70 | 4.16 | 2824.53 | 0.56 | 494.32 | 7022.88 | 729.30 | 9.21 |
| 9 | 73 | 15 | 43 | 4 | 71 | 4.22 | 2805.55 | 0.56 | 494.32 | 6929.65 | 728.34 | 9.21 |
| 10 | 74 | 13 | 43 | 4 | 71 | 4.25 | 2705.73 | 0.61 | 494.30 | 6918.48 | 729.45 | 9.25 |
| 11 | 73 | 15 | 43 | 4 | 71 | 4.15 | 2694.31 | 0.48 | 494.31 | 7022.88 | 728.69 | 9.21 |
| 12 | 73 | 13 | 42 | 4 | 70 | 4.20 | 2852.82 | 0.58 | 494.28 | 6681.57 | 738.36 | 9.33 |

表 4 常规双塔萃取精馏流程与萃取隔壁精馏塔的工艺参数对比

| 工艺参数 | 常规萃取精馏 | | 萃取精馏隔壁塔流程 | |
|--------|--------|-------|-----------|----|
| | 萃取精馏塔 | 溶剂回收塔 | 主塔 | 侧塔 |
| 理论塔板数 | 62 | 15 | 73 | 15 |
| 原料进料位置 | 36 | 8 | 43 | — |

| | | | | |
|-----------------------------------|--------|------|--------|---|
| 萃取剂进料位置 | 5 | — | 4 | — |
| 侧线抽出位置 | — | — | 71 | — |
| 补充萃取用量/($kg \cdot h^{-1}$) | 0.69 | | 0.57 | |
| 回流比 | 2.10 | 1.35 | 4.20 | — |
| 二氧化碳排放量/($kg \cdot h^{-1}$) | 760.26 | | 727.14 | |
| 年总费用/(10^5 美元 $\cdot a^{-1}$) | 9.83 | | 9.20 | |

4 结论

(1) 使用 Matlab 结合 Aspen Plus 与多目标遗传算法, 以年总费用与二氧化碳排放量为目标变量, 产品纯度和回收率为约束变量, 对隔壁塔萃取精馏工艺进行优化, 优化至 200 代时, 目标变量较前几代不再发生明显改变。

(2) 使用 NMP 作萃取剂, 以二氧化碳排放量为年总费用为目标变量。对 2 种工艺进行优化, 优化后常规萃取精馏工艺最佳工艺参数为: 萃取精馏塔塔板数为 62 块, 萃取剂进料位置为 5 块, 原料进料位置为 36 块, 回流比为 2.10, 补充萃取剂用量为 0.69 kg/h; 溶剂回收塔塔板数为 15 块, 进料位置为 8 块, 回流比为 1.35。萃取精馏隔壁塔主塔塔板数为 73 块, 萃取剂进料位置为 4 块, 原料进料位置为 43 块, 回流比为 4.20, 侧塔塔板数为 71 块, 补充萃取剂用量为 0.57 kg/h。

(3) 借助多目标遗传算法优化具有高度耦合性的隔壁塔, 得到 Pareto 最优解集。结果表明, 相较于传统双塔萃取精馏, 隔壁塔萃取精馏年总费用降低了 6.72%, 二氧化碳排放量降低了 4.56%。隔壁塔萃取精馏在环保指标与经济指标下均显示了优势。

参考文献

- [1] 王盼盼. 石油烃类溶剂油的现状及发展趋势[J]. 石化技术, 2019, 26(12): 28-29.
- [2] 孔瑞用, 孔维立, 林国民, 等. 一种负载型加氢催化剂脱芳烃生产 D28 溶剂油的方法与流程: CN 107541251A [P]. 2018-01-05.
- [3] Schaumburg H, Spencer P S. Degeneration in central and peripheral nervous systems produced by pure n-hexane: an experimental study [J]. Brain A Journal of Neurology, 1976, 99(2): 183-192.
- [4] 彭海燕. 溶剂油市场现状及加氢生产低芳溶剂油技术进展[J]. 山西化工, 2022, 42(3): 36-39.
- [5] 白媛媛. 萃取精馏分离正己烷-丙酮共沸体系模拟研究[J]. 石油工程设计, 2023, 40(4): 42-49.
- [6] 杨文东. 萃取精馏分离二元共沸物的研究[D]. 杭州: 浙江大学, 2013.
- [7] 李朋广, 刘欣然, 高瑞昶. 萃取精馏分离乙酸乙酯与丁酮的研究[J]. 现代化工, 2019, 39(6): 219-223.
- [8] 顾正桂, 林军, 司玲, 等. 正己烷-甲基环戊烷-邻苯二甲酸二丁酯气液平衡数据测定及关联[J]. 南京师范大学学报: 工程技术版, 1999, (1): 41-45.
- [9] Sun Y H, Fu D L, Ma S T, et al. Isobaric vapor-liquid equilibrium data for two binary systems n-hexane + 1, 2-dimethoxyethane and methylcyclopentane + 1, 2-dimethoxyethane at 101.3 kPa [J]. Journal of Chemical & Engineering Data, 2019, 63(2): 395-401.
- [10] 晁贺. 烷烃-环烷烃萃取精馏分离的计算机辅助离子液体设计及过程优化[D]. 上海: 华东理工大学, 2018.
- [11] 张利利. 正己烷-甲基环戊烷萃取精馏分离的研究[D]. 青岛: 中国石油大学(华东), 2020.
- [12] 孙兰义, 李军, 李青松. 隔壁塔技术进展[J]. 现代化工, 2008, 28(9): 38-41, 43.
- [13] 李军, 王纯正, 马占华, 等. 基于 Aspen Plus 和 NSGA-II 的隔壁塔多目标优化研究[J]. 高校化学工程学报, 2015, 29(2): 400-406.
- [14] 翟建, 刘育良, 李鲁闽, 等. 萃取精馏分离苯/环己烷共沸体系模拟与优化[J]. 化工学报, 2015, 66(9): 3570-3579.
- [15] 刘金贵. 萃取隔壁精馏塔工艺优化及其跨壁传热影响分析[D]. 重庆: 重庆大学, 2021.
- [16] 刘诗尧, 李凭力, 赵雅静, 等. 隔壁塔应用于萃取精馏技术的研究进展[J]. 现代化工, 2019, 39(6): 65-69.
- [17] 昌兴武. 隔壁塔应用于萃取精馏及共沸精馏体系的研究[D]. 青岛: 中国石油大学(华东), 2010.
- [18] 宋海华, 孙伟, 王秀丽, 等. 萃取精馏溶剂选择的研究进展[J]. 化学工业与工程, 2002, (1): 83-88.
- [19] 吴传昌. 抽余油综合利用过程中的萃取精馏溶剂筛选研究[D]. 青岛: 中国石油大学(华东), 2017.
- [20] 杨博. 低共熔溶剂(DESs)应用于萃取精馏过程的研究[D]. 青岛: 中国石油大学(华东), 2021. ■
- [1] 余果, 刘海峰, 李海涛, 等. 川南页岩气峰值产量预测[J]. 天然气勘探与开发, 2023, 46(1): 97-104.
- [2] 沈金才, 董长新, 常振. 涪陵页岩气田气井生产阶段划分及动态特征描述[J]. 天然气勘探与开发, 2021, 44(1): 111-117.
- [3] 房大志, 马伟竣, 谷红陶, 等. 南川区块平桥地区页岩气井生产阶段划分与合理生产方式研究[J]. 油气藏评价与开发, 2022, 12(3): 477-486.
- [4] 汤亚硕. 页岩气开发调整区生产特征及产能影响因素[J]. 江汉石油职工大学学报, 2023, 36(3): 8-10, 16.
- [5] 曾琳娟. 页岩气藏水平井筒积液预判研究[D]. 成都: 成都理工大学, 2020.
- [6] 王玉婷. 采用机器学习方法的页岩气产量递减研究[D]. 成都: 成都理工大学, 2023.
- [7] 何希鹏, 张培先, 房大志, 等. 渝东南彭水-武隆地区常压页岩气生产特征[J]. 油气地质与采收率, 2018, 25(5): 72-79.
- [8] 沈金才. 涪陵焦石坝区块页岩气井动态合理配产技术[J]. 石油钻探技术, 2018, 46(1): 103-109.
- [9] 陈正阳. 基于大数据技术的页岩气产量预测[D]. 成都: 电子科技大学, 2022.
- [10] 韩克宁, 王伟, 樊冬艳, 等. 基于产量递减与 LSTM 耦合的常压页岩气井产量预测[J]. 油气藏评价与开发, 2023, 13(5): 647-656.
- [11] 林魂, 孙新毅, 宋西翔, 等. 基于改进人工神经网络的页岩气井产量预测模型研究[J]. 油气藏评价与开发, 2023, 13(4): 467-473.
- [12] 余洁. 涪陵页岩气田常压气藏试气返排规律[J]. 江汉石油职工大学学报, 2023, 36(1): 5-7.
- [13] 韩珊, 车明光, 苏旺, 等. 四川盆地威远区块页岩气单井产量预测方法及应用[J]. 特种油气藏, 2022, 29(6): 141-149.
- [14] 姜宇玲, 陈晓宇, 包汉勇. 页岩气分段压裂水平井产量递减快速预测新模型——以涪陵页岩气田为例[J]. 天然气地球科学, 2021, 32(6): 845-850.
- [15] 陈元千, 傅礼兵, 徐佳倩. 两类产量递减模型在预测页岩气井和致密气井中的应用与对比[J]. 油气地质与采收率, 2021, 28(3): 84-89.
- [16] 于荣泽, 姜巍, 张晓伟, 等. 页岩气藏经验产量递减分析方法研究现状[J]. 中国石油勘探, 2018, 23(1): 109-116.
- [17] 刘斌, 吴惠梅, 翟晓鹏. 涪陵页岩气井压裂后返排及生产特征研究[J]. 辽宁化工, 2015, 44(10): 1237-1239. ■