

萃取精馏隔壁塔分离正丁醇-苯-水的模拟与优化

李锦文, 周楚航, 翟建, 廉梅花, 李婷, 郑雪珂, 赵艺伟

(沈阳理工大学 环境与化学工程学院, 沈阳 110159)

摘要: 含正丁醇和苯的废水中存在多个共沸体系, 为有效回收废水中的正丁醇和苯, 将萃取精馏隔壁塔用于正丁醇-苯-水三元体系的分离, 使用 Aspen Plus 软件对工艺过程进行模拟与优化。选用非随机双液体(NRTL)方程作为热力学模型, 通过分析不同萃取剂对该共沸体系的汽液平衡关系及表面电荷密度的影响情况, 优选出乙二醇作为萃取剂, 实现了正丁醇-苯-水体系的分离, 水、正丁醇和苯的纯度均达到 99.9%; 以年总费用(TAC)作为优化目标, 采用序贯迭代方法对工艺流程进行优化, 确定了最优工艺参数, 优化后最小 TAC 为 3.402×10^6 美元。研究结果可为隔壁塔精馏技术在三元共沸体系分离中的实际应用提供一定的理论指导。

关键词: 萃取精馏; 隔壁塔; 正丁醇-苯-水三元共沸体系; 年总费用

中图分类号: TQ420.6⁺⁷ 文献标志码: A DOI:10.3969/j.issn.1003-1251.2026.04.009

Simulation and Optimization of Extractive Distillation Dividing Wall Column for Separating *n*-Butanol-Benzene-Water System

LI Jinwen, ZHOU Chuhang, ZHAI Jian, LIAN Meihua, LI Ting, ZHENG Xueke, ZHAO Yiwei

(Shenyang Ligong University, Shenyang 110159, China)

Abstract: In wastewater containing *n*-butanol and benzene, multiple azeotropic systems exist. To recycle *n*-butanol and benzene from the wastewater, an extractive distillation dividing wall column was adopted to separate the *n*-butanol-benzene-water ternary system. The extractive distillation process was simulated and optimized using Aspen Plus software, with non-random two liquid (NRTL) equation as the thermodynamic model. By analyzing the effect of extractant on the vapor-liquid equilibrium relationships and surface charge density for this azeotropic system, ethylene glycol is optimally selected as the extractant for the separation system. The separation of the *n*-butanol-benzene-water system with purities of water, *n*-butanol, and benzene all reach 99.9%. Then, with the total annual cost (TAC) as the optimization goal, the sequential iterative method was employed to optimize the process flow, and the optimal process parameters were determined. The optimized minimum TAC is 3.402×10^6 dollars. The research results can provide theoretical guidance for the practical application of dividing wall column distillation technology in the separation of ternary azeotropic systems.

Key words: extractive distillation; dividing wall column; *n*-butanol-benzene-water ternary azeotropic system; total annual cost

随着经济的快速发展, 废水排放问题日益突出, 对废水中的有价值组分进行回收利用以减少环境

污染和资源浪费是近年来的研究热点。正丁醇和苯是重要的有机化工原料, 广泛用于化工、医药、食

收稿日期: 2025-09-02

基金项目: 辽宁省自然科学基金计划博士科研启动项目(2024-BS-111); 辽宁省教育厅高等学校基本科研项目(JYTQN2023043, LJ212510144005); 辽宁省应用基础研究计划项目(2025JH2/101330020)

作者简介: 李锦文(2000—), 男, 硕士研究生; 翟建(1990—), 通信作者, 男, 副教授, 博士。

品及能源等领域^[1-2]。含正丁醇和苯的废水中存在多个共沸体系,且组分间极性差异较大,采用常规的精馏方法能耗高、经济性差,较难实现高纯度分离,亟需开发一种高效节能的特殊精馏工艺。

热耦合精馏^[3]是一种节能强化技术,通过重构多塔系统的能量流,利用不同塔的温度梯度实现热量直接耦合,即将高温塔的塔顶蒸汽直接作为低温塔的塔釜再沸热源,替代传统独立传热模式,以减少蒸汽与冷却水消耗。隔壁塔^[4]是集成化的热耦合精馏设备,通过在塔内设置垂直隔板将单塔分隔为精馏段、提馏段与中间进料段/侧线采出段,将传统多塔流程集成于单塔,在同一塔内完成多组分分段分离,既实现塔内热量耦合利用,又避免组分二次混合与设备冗余。隔壁塔内进行的分离过程在热力学上等效于一种完全热耦合精馏^[5],兼具能量集成与设备集成的特点,趋近于热力学理想状态,不仅可大幅降低能耗,还能有效减少设备投资成本^[6-7]。

目前对于隔壁塔分离工艺方面的研究已取得一定进展。刘澳琦等^[8]将隔壁塔用于萃取精馏分离环己烷-环己烯体系,与普通萃取精馏流程相比,实现了年度总费用(TAC)减少9.46%,碳排放减少17.25%。Huang等^[9]利用隔壁塔分离乙酸乙酯-异丙醇-水体系,相比三塔萃取精馏工艺,TAC降低了46.01%,热力学效率由5.4%提升至43.64%。Pan等^[10]将隔壁塔用于苯酚-吡啶体系的分离,实现了TAC降幅26.97%、酸性气体排放总量降低39.98%、热力学效率提高54.72%。然而,将隔壁塔技术用于正丁醇-苯-水体系的分离尚未见相关报道。

本文采用隔壁塔萃取精馏分离正丁醇-苯-水三元体系,使用 Aspen Plus 流程模拟软件对工艺过程进行模拟与优化,实现从废水中回收高纯

度的正丁醇和苯。本研究的创新之处在于:首次提出将隔壁塔技术用于该三元体系的分离,实现萃取精馏过程的热量耦合利用;创新性地结合相对挥发度分析与表面电荷密度分析,更科学合理地确定最优萃取剂。首先,选取非随机双液体(NRTL)方程作为本文研究体系的热力学模型,通过模拟计算值与实验值间的均方根偏差验证热力学方程的准确性;然后,通过相对挥发度分析和表面电荷密度分析对萃取剂进行筛选,确定最优萃取剂;最后,以最小化TAC为目标,采用序贯迭代方法对流程进行优化,确定最优工艺参数,使分离过程更具经济性。

1 物性方法及萃取剂的选择

1.1 物性方法的选择

物性方法是化工流程模拟的基础,是用于计算某体系热力学性质的完整框架,其选择直接影响模拟结果的准确性。热力学模型是物性方法的核心组成部分,聚焦于相平衡关系的定量计算,是实现化工过程模拟的关键依据。在选择物性方法时,必须系统考虑组分、压力和温度等条件,充分评估不同方法的适用性和局限性。本文研究的正丁醇-苯-水三元体系中水与有机物之间存在部分互溶区,而NRTL方程是计算多组分体系(包括完全互溶和部分互溶体系)相平衡最常用的模型之一^[11],能够准确描述分子间的相互作用,可靠预测汽液与液液平衡关系。因此,本文采用NRTL方程进行后续模拟。

为验证所选物性方法的可靠性,利用 Aspen Plus 计算苯-水、正丁醇-水、正丁醇-苯三个二元体系在压力为101.325 kPa时的平衡温度与平衡组成,并将模型预测结果与文献[12-14]中的实验数据进行对比,结果如图1所示,图中变量 $y(x)$

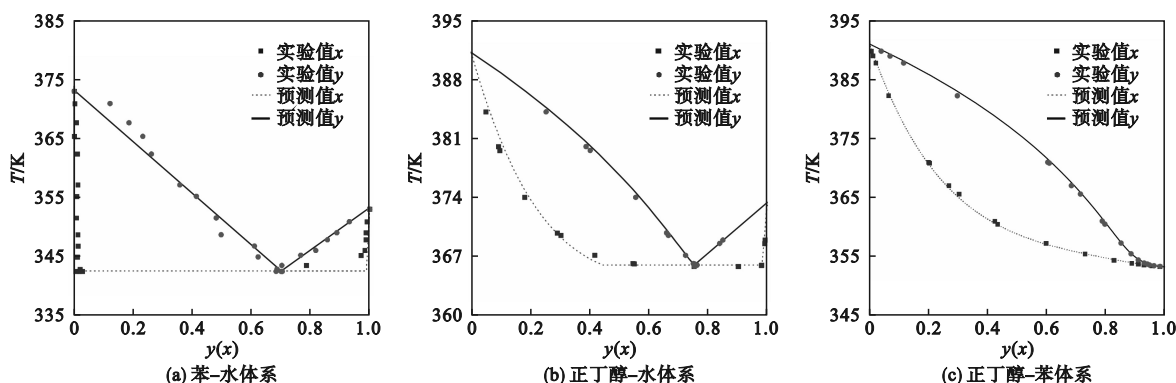


图1 NRTL模型预测汽液平衡关系与实验数据的对比

Fig. 1 Comparison on vapor-liquid equilibrium relationship of data predicted by NRTL model and experimental data

表示二元体系中轻组分的汽相(液相)组成, T 为平衡温度。由图 1 可见, 基于 NRTL 模型的预测值与实验值吻合良好, 本文选择的物性方法比较可靠。

进一步通过均方根偏差^[15]量化分析, 平衡组成及平衡温度的均方根偏差计算式为

$$y_{\text{RMSD}} = \sqrt{\sum_{k=1}^N \frac{(y_k^{\text{exp}} - y_k^{\text{cal}})^2}{N}} \quad (1)$$

$$T_{\text{RMSD}} = \sqrt{\sum_{k=1}^N \frac{(T_k^{\text{exp}} - T_k^{\text{cal}})^2}{N}} \quad (2)$$

式中: y_{RMSD} 表示汽相中轻组分的平衡组成均方根偏差, 用于量化模型预测的汽相平衡组成与实验值的吻合程度, 该数值越小表示预测精度越高; T_{RMSD} 表示平衡温度的均方根偏差; y_k^{exp} 表示第 k 组实验数据中轻组分在汽相中的平衡组成; y_k^{cal} 表示通过 NRTL 模型计算得到的第 k 组数据中轻组分的汽相平衡组成; T_k^{exp} 表示第 k 组实验数据中的相平衡温度; T_k^{cal} 表示通过 NRTL 模型计算得到的

第 k 组数据中相平衡温度; N 表示用于验证的实验数据组数(样本总量)。

均方根偏差计算结果如表 1 所示。由表 1 可见, 三个二元共沸体系的汽液平衡实验数据与 NRTL 模型预测数据的均方根偏差均接近于 0, 表明 NRTL 模型可准确描述正丁醇-苯-水体系的汽液平衡关系, 适用于该体系的精馏过程模拟与计算。

表 1 NRTL 模型预测结果与实验数据的均方根偏差
Table 1 RMSD results between NRTL model predictions and experimental data

二元共沸体系	y_{RMSD}	T_{RMSD}/K
苯-水	0.015	0.058
正丁醇-水	0.006	0.341
正丁醇-苯	0.005	0.457

本文应用 NRTL 模型进行相平衡计算时各组分间的二元交互作用参数如表 2 所示。

表 2 NRTL 模型的二元交互作用参数

Table 2 Binary interaction parameters of NRTL model

组分 i	组分 j	A_{ij}	A_{ji}	B_{ij}	B_{ji}
正丁醇	苯	-0.978	0.050	323.860	519.583
正丁醇	水	-2.040	13.110	763.869	-3 338.950
苯	水	45.190	140.087	591.367	-5 954.310
正丁醇	二甲基亚砜	0	0	412.074	-489.235
苯	二甲基亚砜	0	0	357.739	98.988
水	二甲基亚砜	-1.244	1.752	586.801	-1 130.220
正丁醇	乙二醇	1.217	5.399	6.268	-1 947.460
苯	乙二醇	-1.160	-0.091	1 040.167	490.971
水	乙二醇	0.347	-0.056	34.823	-147.137
苯	N-甲基吡咯烷酮	3.571	-3.298	-1 290.520	1 308.739
水	N-甲基吡咯烷酮	7.408	-2.243	-2 279.960	533.847
二甲基亚砜	乙二醇	0	0	125.280	-407.991
乙二醇	N-甲基吡咯烷酮	0	0	-387.121	261.479
水	二甲基亚砜	0.528	0.891	-300.008	-236.058
N,N-二甲基乙酰胺	水	1.872	-0.956	-423.500	185.200
N,N-二甲基乙酰胺	苯	1.205	-0.487	-286.300	102.700
N,N-二甲基乙酰胺	正丁醇	0.982	-0.613	-215.800	156.400
N,N-二甲基乙酰胺	二甲基亚砜	0.325	0.089	-85.600	22.300
N,N-二甲基乙酰胺	乙二醇	0.756	-0.321	-198.400	95.700
N,N-二甲基乙酰胺	N-甲基吡咯烷酮	0.215	0.076	-52.300	18.900

1.2 萃取剂的选择

萃取精馏是一种通过引入萃取剂改变混合物

中各组分的相对挥发度, 从而实现高效分离的技术, 萃取剂的选择直接影响最终的分离效果。

本文以相对挥发度为核心筛选指标,系统评估不同萃取剂对正丁醇-水、苯-水以及正丁醇-苯三个二元共沸体系的分离效果。相对挥发度是描述混合物中两个组分分离难易程度的核心热力学参数,相对挥发度越大,混合物中两个组分越容易分离。设定萃取剂与进料量之比为1:1(物质的量比),计算各体系加入不同萃取剂后的相对挥发度变化,依据能有效打破共沸现象且不引入新共沸物的原则,初步筛选出能显著提升分离效果的候选萃取剂。为深入理解萃取剂的作用机理并验证基于相对挥发度的筛选结果,进一步利用 COSMO-SAC 模型^[16] 计算各萃取剂的表面电荷密度,分析分子间相互作用特性与分离性能的关联。

选择乙二醇(EG)、N-甲基吡咯烷酮(NMP)、N,N-二甲基乙酰胺(DMAC)和二甲基亚砜(DMSO)作为候选萃取剂,计算采用不同萃取剂时的二元体系汽液平衡关系,用 $y-x$ 相图表示,如图2所示。 $y-x$ 相图表示在一定压力下,汽液两相平衡时易挥发组分在汽相中的组成(y)与其在液相中

的组成(x)之间的关系。相对挥发度越大, $y-x$ 曲线离对角线越远,混合物越易分离,反之越难分离。由图2可见,加入 EG、NMP、DMAC 和 DMSO 均能改变相图形状,表现出不同程度的分离效果。由图2(a)中苯-水体系的 $y-x$ 相图可知:加入 NMP 和 DMAC 后 $y-x$ 曲线均与对角线有交点,说明 NMP 和 DMAC 作为萃取剂会引入新的共沸物,与 DMSO 相比,以 EG 为萃取剂时的 $y-x$ 曲线更远离对角线,且与对角线无交点。由图2(b)中正丁醇-水体系的 $y-x$ 相图可知:EG、DMAC、DMSO 三种萃取剂均可使正丁醇与水得到分离,但以 EG 为萃取剂时效果最好。由图2(c)中正丁醇-苯体系的 $y-x$ 相图可知:与 NMP 和 DMAC 相比,以 DMSO 和 EG 作为萃取剂时的 $y-x$ 平衡曲线距对角线明显更远,两者中以 EG 为萃取剂时的分离效果更好。因此,四种萃取剂中以 EG 作为萃取剂时表现最为突出,加入 EG 能显著提高各二元体系的相对挥发度,且未引入新共沸物。此外,EG 采购成本更低,以 EG 为萃取剂更具经济优势。本文选择 EG 为萃取剂。

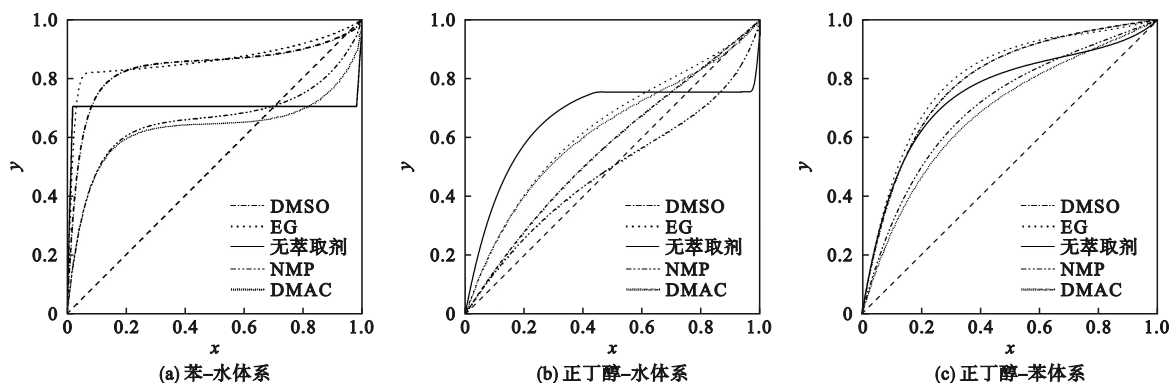


图2 采用不同萃取剂时二元体系的 $y-x$ 相图

Fig. 2 Phase diagrams of $y-x$ for binary systems under different entrainers

为验证上述以相对挥发度为依据的筛选结果,并从分子层面理解 EG 作为萃取剂的优势,本文进一步利用 COSMO-SAC 模型进行定量分析。首先由 Materials Studio 软件的 DMol3 量子化学模块对待筛选萃取剂的分子结构进行优化,获得低能量稳定构型,然后采用密度泛函理论计算待筛选萃取剂的 COSMO 电荷密度,选用 VWN-BP 泛函和 DNP3.5 基组^[17]。图3所示为计算得到的各萃取剂表面电荷密度分布,图中分为三个区域,中间部分为非极性区域,左侧为氢键供体区,右侧为氢键接收区。EG 的表面电荷密度分布在氢键供体区和接收区均表现出明显的强极性峰,说明 EG 分子可同时作为氢键供体和受体,其他萃取剂

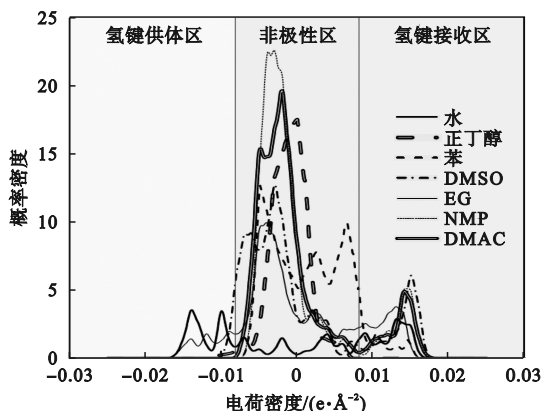


图3 不同萃取剂的表面电荷密度分布

Fig. 3 The surface charge density distribution of different entrainers

在氢键供体区的极性峰明显弱于 EG。对于本文研究的正丁醇-苯-水体系,EG 是优异的氢键供受体,能与极性水分子发生强烈的相互作用,可显著增大水与其他两种物质间的相对挥发度。通过 COSMO-SAC 模型分析,从分子相互作用的角度进一步验证了基于相对挥发度的萃取剂筛选结果,并阐明了 EG 作为最有效萃取剂的本质原因。

2 流程模拟及优化

2.1 萃取精馏隔壁塔的流程模拟

萃取精馏隔壁塔分离正丁醇-苯-水体系的工艺流程如图 4 所示。为搭建图 4(a) 所示的隔壁塔模型,在 Aspen Plus 软件中使用 RadFrac、Heater 等模块对正丁醇-苯-水体系的萃取精馏进行严格流程模拟,建立如图 4(b) 所示的萃取精馏隔壁塔热力学等效模型。设定进料流量为 100 kmol/h,进料中正丁醇、苯、水的组成(物质的量分数)分别为 0.1、0.4、0.5,进料温度为 300 K,选用 EG 为萃取剂,苯、正丁醇和水的分离要求为纯度 99.9%。

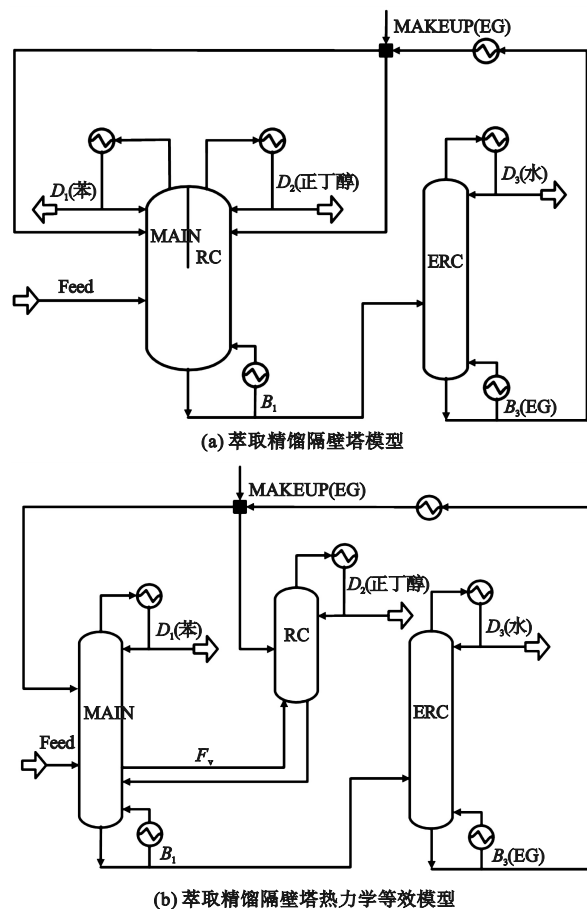


图 4 萃取精馏隔壁塔工艺流程

Fig. 4 Flow sheet of extractive dividing wall column

本工艺的核心设备包括隔壁塔主塔(MAIN)、隔壁塔副塔(RC)和萃取剂回收塔(ERC)。原料(Feed)首先进入 MAIN 塔,在萃取剂的作用下,塔顶(流量为 D_1)分离出苯,塔底得到水和 EG 的混合物(流量为 B_1),该混合物进入 ERC 塔进行进一步分离。MAIN 塔侧线(流量为 F_v)以汽相形式采出,进入 RC 塔底部,在 RC 塔内进一步分离,同时作为塔底蒸汽提供热量,在 RC 塔中萃取剂的作用下,塔顶(流量为 D_2)分离出正丁醇,塔底液相返回至 MAIN 塔。ERC 塔的塔顶馏出物(流量为 D_3)主要为水,萃取剂 EG 由塔底采出(流量为 B_3),通过循环再次进入 MAIN 塔和 RC 塔。由于实际分离过程中会损失少量萃取剂,由 ERC 塔底流出的 EG 流量小于 MAIN 塔中输入 EG 的流量,该物料不平衡问题将导致流程模拟时无法收敛。为确保整体物料平衡和模拟收敛,在 EG 循环回路中加入补充流股(MAKEUP),用于补充损失的 EG。

2.2 萃取精馏隔壁塔的流程优化

采用序贯迭代法进行流程优化,以 TAC 作为经济性评价的核心指标。TAC 的计算式为

$$TAC = TCC/3 + TOC \quad (3)$$

式中:TCC 表示投资费用,投资回收期为 3 年;TOC 表示操作费用。TCC 主要包括精馏塔和换热器等核心设备的费用,TOC 主要包括生产过程中蒸汽和冷却水的消耗费用,本文未考虑其他辅助设备及运行成本。蒸汽根据压力的大小分为低压、中压和高压蒸汽,冷却水包括冷凝水与冷冻水,在实际应用中根据不同温度要求选用相应等级的蒸汽和冷却水,并按各等级价格计算能耗。本文分离工艺中主要涉及低压蒸汽、高压蒸汽和冷凝水的消耗。高压蒸汽与低压蒸汽主要用于 MAIN 塔和 ERC 塔的再沸器,其消耗量由再沸器的热负荷和蒸汽温度决定,为保证足够的传热温差,蒸汽饱和温度与塔底物料温度差大于 20 K。冷凝水主要用于塔顶冷凝,其消耗量由冷凝器的热负荷和冷凝水温度决定。按照文献[18]中提供的经济评价模型计算 TCC 和 TOC。

为实现 TAC 的最小化,本文采用序贯迭代算法[19]对萃取精馏隔壁塔工艺流程进行优化,优化过程如图 5 所示。整个优化过程分为三个阶段:第一阶段,以 MAIN 塔进料板位置 N_{Feed} 、循环流股进料板位置 N_{Si} 和回流比 R_{Ri} 作为内部循环变量,最小化 MAIN 塔的能耗 Q_{MAIN} ,以 MAIN 塔塔板数 N_{MAIN} 作为外部循环变量,最小化 MAIN 塔的

TAC;第二阶段,以RC塔侧线抽出量 F_V 、循环流股进料板位置 N_{S2} 作为内部循环变量,最小化RC塔的能耗 Q_{RC} ,以RC塔塔板数 N_{RC} 作为外部循环变量,最小化RC塔的TAC;第三阶段,以ERC

塔进料板位置 N_{B1} 、回流比 R_{R2} 作为内部循环变量,最小化ERC塔的能耗 Q_{ERC} ,以ERC塔的塔板数 N_{ERC} 作为外部循环变量,最小化ERC塔的TAC。

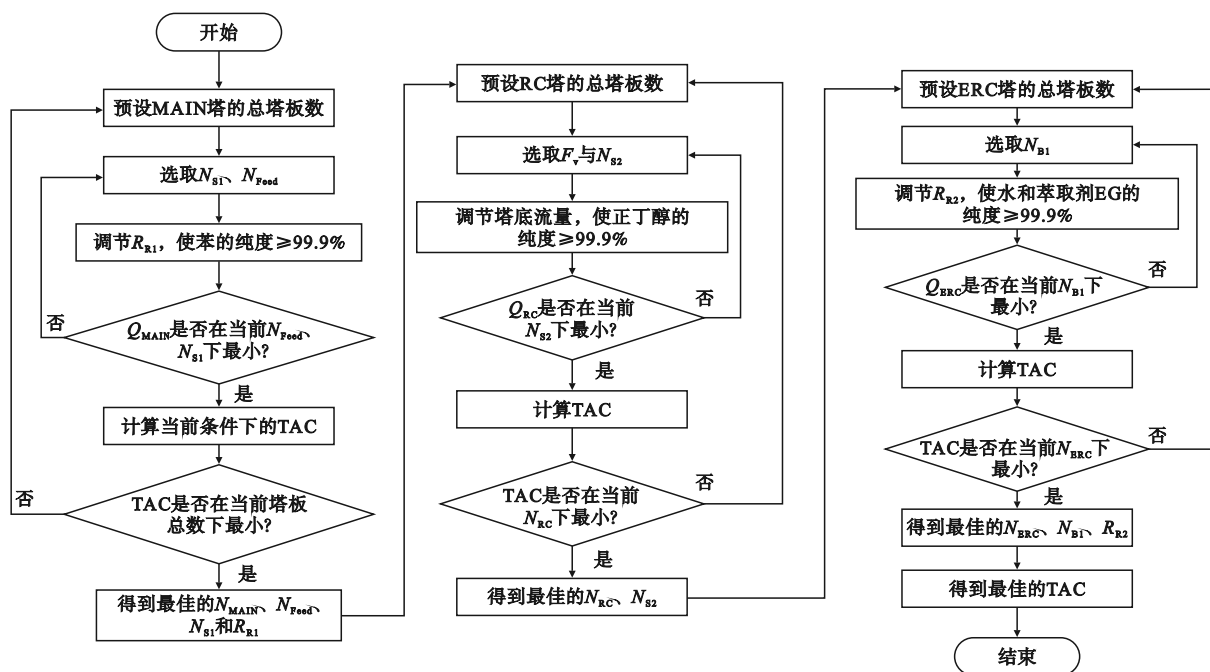
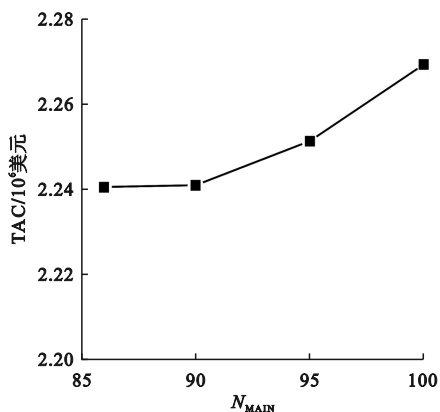


图5 优化过程

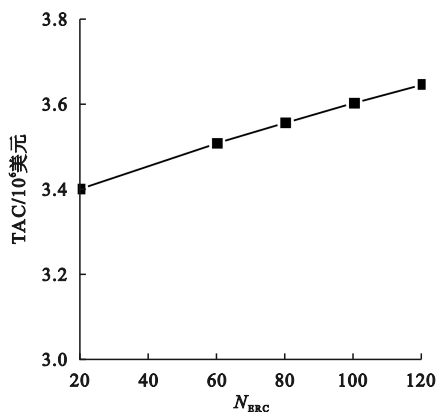
Fig. 5 Optimization process

循环流股流进 MAIN 塔流量 S_1 预设值为450 kmol/h,循环流股流进 RC 塔流量 S_2 预设值为350 kmol/h。模拟得到主要优化变量与TAC的关系如图6所示。由图6(a)中 MAIN 塔总塔板数 N_{MAIN} 与TAC的关系曲线可知,随着 N_{MAIN} 增

加,TAC上升。一方面, N_{MAIN} 增加,回流比 R_{R1} 减小,再沸器热负荷降低,TOC下降;另一方面, N_{MAIN} 增加引起设备投资大幅增长,且其增幅超过TOC的降幅,总体上TAC呈上升趋势。总塔板数 N_{MAIN} 为86时,TAC最小。



(a) N_{MAIN} 与TAC关系



(b) N_{ERC} 与TAC关系

图6 主要优化变量与TAC关系图

Fig. 6 The relationship diagram between main optimization variables and TAC

在优化 MAIN 塔总塔板数时,以5块塔板为步长进行迭代计算获得 MAIN 塔的最小TAC。模拟过程中发现,当 MAIN 塔板总数低于86时,迭代不收敛,无法实现所需的高纯度分离要求。

因此,图中塔板数取值范围为86~100。

MAIN 塔优化后各参数分别为: $N_{MAIN} = 86$, $N_{S1} = 5$, $N_{Feed} = 74$, $R_{R1} = 5.15$ 。基于 MAIN 塔的优化结果,进一步对 RC 塔进行优化,得到优化后的

参数 $N_{RC} = 50$ 、 $N_{S2} = 18$ 。

基于 MAIN 塔和 RC 塔的优化结果,对 ERC 塔进行优化。由图 6(b)中 ERC 塔塔板数 N_{ERC} 与 TAC 的关系曲线可知,随着 N_{ERC} 增加,TAC 上升, N_{ERC} 为 20 时,TAC 最小。ERC 塔优化后的各参

数分别为: $N_{B1} = 10$ 、 $N_{ERC} = 20$ 、 $R_{R2} = 5$ 。优化后该工艺流程的最小 TAC 为 3.402×10^6 美元。图 7 所示为优化后的工艺物料流程图,图中 ID1 和 ID3 分别表示 MAIN 塔和 ERC 塔的塔径。

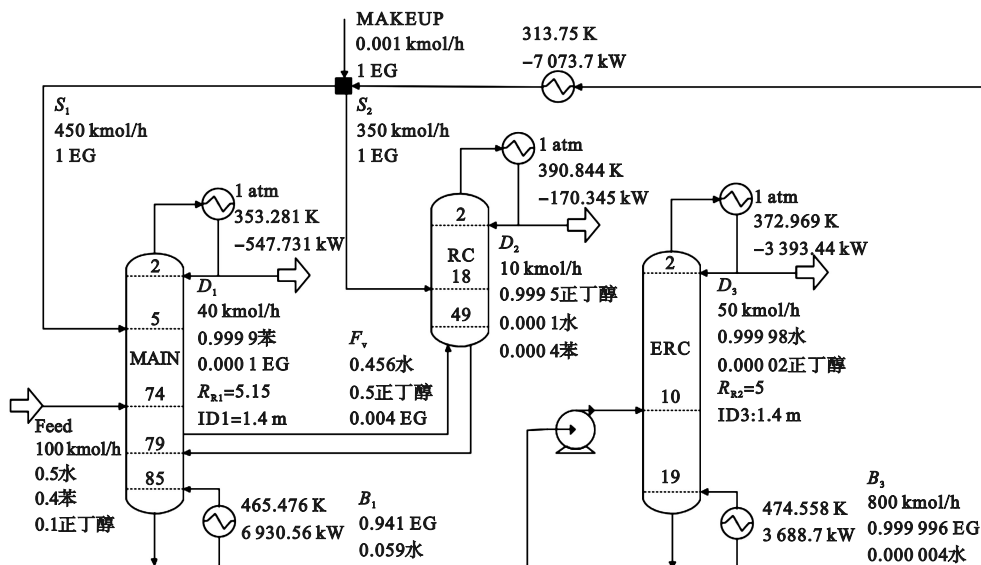


图7 优化后的工艺物料流程图

Fig.7 Optimized process material flow diagram

3 结论

针对正丁醇-苯-水三元共沸体系分离难的问题,创新性地将萃取精馏隔壁塔应用于正丁醇-苯-水三元体系的分离。通过实验数据与模拟计算结果的严格对照,验证了采用 NRTL 物性方法的可靠性;在萃取剂筛选上提出了相对挥发度分析与 COSMO-SAC 模型表面电荷密度计算相结合的方法,从微观层面阐明了 EG 作为最优萃取剂的合理性。工艺流程模拟与优化结果表明,本文提出的分离工艺可使产品纯度达到 99.9% 以上,优化后的最小 TAC 为 3.402×10^6 美元,证实了萃取精馏隔壁塔技术用于该复杂体系分离的高效性与经济性。研究结果可为工业实际生产提供重要的理论依据和方法支持。

参考文献 (References):

[1] Jin C, Yao M F, Liu H F, et al. Progress in the production and application of *n*-butanol as a biofuel[J]. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2011, 15(8): 4080 - 4106.

[2] 王子健, 李东璇, 刘烜辰, 等. 隔板精馏降苯工艺优化模拟[J]. 石化技术与应用, 2023, 41(2): 113 - 117, 158.

Wang Z J, Li D X, Liu X C, et al. Simulation on optimization of benzene reduction process by diaphragm distillation[J].

Petrochemical Technology & Application, 2023, 41(2): 113 - 117, 158. (in Chinese)

[3] Xu Z X, Wang Y Y, Li J L, 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.

[4] 叶启亮, 徐超洋, 王丽涛, 等. 隔壁精馏塔分离氯丙烯工艺模拟优化[J]. 化学工程, 2024, 52(10): 52 - 57.

Ye Q L, Xu C Y, Wang L T, et al. Simulation and optimization of separation of 3-chloropropene in dividing wall column[J]. Chemical Engineering (China), 2024, 52(10): 52 - 57. (in Chinese)

[5] 龚超. 完全热耦合精馏塔的设计与模拟研究[D]. 天津: 天津大学, 2012.

[6] 叶青, 裘兆蓉, 施凤芹, 等. 用分隔壁精馏塔分离三组分混合物的节能研究[J]. 化学工程, 2007, 35(11): 54 - 57.

Ye Q, Qiu Z R, Shi F Q, et al. Study of energy-saving of separation ternary mixture with divided wall distillation column[J]. Chemical Engineering (China), 2007, 35(11): 54 - 57. (in Chinese)

[7] 邵圣娟, 张云凤, 李晓红, 等. 隔壁萃取精馏塔不同等效模型分离异丁醇-乙酸异丁酯共沸物体系的模拟优化[J]. 石油化工, 2025, 54(7): 929 - 936.

Shao S J, Zhang Y F, Li X H, et al. Simulation and optimization of isobutanol-isobutyl acetate azeotrope separation with different equivalent models of extractive distillation dividing wall column[J]. Petrochemical Technology, 2025, 54(7): 929 - 936. (in Chinese)

[8] 刘澳琦, 李强, 石晓青, 等. 隔壁萃取精馏分离环己烷-环己烯过程的模拟与优化[J]. 石油炼制与化工, 2024, 55

- (5):135-140.
- Liu A Q, Li Q, Shi X Q, et al. Simulation and optimization of extractive dividing wall column for cyclohexane/cyclohexene separation [J]. *Petroleum Processing and Petrochemicals*, 2024, 55(5):135-140. (in Chinese)
- [9] Huang J H, Zhang Q J, Liu C J, et al. Optimal design of the ternary azeotrope separation process assisted by reactive-extractive distillation for ethyl acetate/isopropanol/water [J]. *Separation and Purification Technology*, 2023, 306:122708.
- [10] Pan C, Liu Y P, Hu Y F, et al. Heat integrated extractive coupled pressure-swing distillation with dividing wall column technology for separating phenol/pyridine from coal gasification wastewater [J]. *Chemical Engineering Science*, 2025, 304:121038.
- [11] Labarta J A, Olaya M M, Marcilla A F. What does the NRTL model look like? Determination of boundaries for different fluid phase equilibrium regions [J]. *AIChE Journal*, 2022, 68(10):e17805.
- [12] Smith T E, Bonner R F. Vapor-liquid equilibrium still for partially miscible liquids [J]. *Industrial & Engineering Chemistry*, 1949, 41(12):2867-2871.
- [13] Ma Z Y, Yao D, Zhao J G, et al. Efficient recovery of benzene and *n*-propanol from wastewater via vapor recompression assisted extractive distillation based on techno-economic and environmental analysis [J]. *Process Safety and Environmental Protection*, 2021, 148:462-472.
- [14] Yerazunis S, Plowright J D, Smola F M. Vapor-liquid equilibrium determination by a new apparatus [J]. *AIChE Journal*, 1964, 10(5):660-665.
- [15] Iqbal A, Ahmad S A. Pressure swing distillation of azeotropic mixture; a simulation study [J]. *Perspectives in Science*, 2016, 8:4-6.
- [16] 李进龙,袁本峰,叶贞成. COSMO-SAC 模型预测含丙三醇体系的汽液相平衡 [J]. *计算机与应用化学*, 2017, 34(3):217-221.
- Li J L, Yuan B F, Ye Z C. Prediction of vapor-liquid phase equilibrium for binary mixture containing glycerol with COSMO-SAC [J]. *Computers and Applied Chemistry*, 2017, 34(3):217-221. (in Chinese)
- [17] 戚律,崔佳,徐荣,等. COSMO-SAC 法筛选环戊烷/新己烷分离萃取剂及过程模拟 [J]. *常州大学学报(自然科学版)*, 2021, 33(5):43-49.
- Qi L, Cui J, Xu R, et al. Solvents screening for extractive distillation of cyclopentane and neohexane based on COSMO-SAC model and process simulation [J]. *Journal of Changzhou University (Natural Science Edition)*, 2021, 33(5):43-49. (in Chinese)
- [18] 孙小情,党明岩. 萃取精馏分离丙酮-正庚烷的模拟与优化 [J]. *沈阳理工大学学报*, 2023, 42(3):68-74.
- Sun X Q, Dang M Y. Simulation and optimization of extractive distillation for separation of acetone and *n*-heptane [J]. *Journal of Shenyang Ligong University*, 2023, 42(3):68-74. (in Chinese)
- [19] 程晓鹏. 甲苯氧化制苯甲酸反应-分离循环全流程稳态序贯模拟的迭代求解与工艺优化 [D]. 北京:中国石油大学(北京), 2021.

(责任编辑:宋颖韬)

(上接第66页)

- [11] 王国权,刘萌,姚艳春,等. 不同本构模型对橡胶制品有限元法适应性研究 [J]. *力学与实践*, 2013, 35(4):40-47.
- Wang G Q, Liu M, Yao Y C, et al. Application of different constitutive models in the nonlinear finite element method for rubber parts [J]. *Mechanics in Engineering*, 2013, 35(4):40-47. (in Chinese)
- [12] 闫昱全,宋国臣. 基于 Mooney-Rivlin 模型的船用密封圈设计及试验验证 [J]. *橡胶科技*, 2023, 21(7):325-329.
- Yan Y Q, Song G C. Design and experimental verification of marine sealing ring based on mooney-rivlin model [J]. *Rubber Science and Technology*, 2023, 21(7):325-329. (in Chinese)
- [13] Liu X M, Wang Y Q, Geng D X, et al. Mechanical characteristics analysis on PAM with elongation and torsion [C]//2011 International Conference on Mechatronic Science, Electric Engineering and Computer (MEC). Jilin, China. IEEE, 2011:613-616.
- [14] Dong D, Li X N. Development of a novel parallel-spool pilot operated high-pressure solenoid valve with high flow rate and high speed [J]. *Chinese Journal of Mechanical Engineering*, 2015, 28(2):369-378.
- [15] 黄建龙,解广娟,刘正伟. 基于 Mooney-Rivlin 模型和 Yeoh 模型的超弹性橡胶材料有限元分析 [J]. *橡胶工业*, 2008, 55(8):467-471.
- Huang J L, Xie G J, Liu Z W. FEA of hyperelastic rubber material based on Mooney-Rivlin model and Yeoh model [J]. *China Rubber Industry*, 2008, 55(8):467-471. (in Chinese)
- [16] 郑明军,王文静,陈政南,等. 橡胶 Mooney-Rivlin 模型力学性能常数的确定 [J]. *橡胶工业*, 2003, 50(8):462-465.
- Zheng M J, Wang W J, Chen Z N, et al. Determination for mechanical constants of rubber Mooney-Rivlin model [J]. *China Rubber Industry*, 2003, 50(8):462-465. (in Chinese)
- [17] 董虎,王保兴,李巍,等. 基于单向气动驱动器的软体手变形机理 [J]. *东华大学学报(自然科学版)*, 2020, 46(2):288-296,303.
- Dong H, Wang B X, Li W, et al. The deformation mechanism of soft hand based on one-way pneumatic actuator [J]. *Journal of Donghua University (Natural Science)*, 2020, 46(2):288-296,303. (in Chinese)
- [18] 王玲,张驻军,吴鑫,等. 硬度耦合刚度增强型软体夹持器设计研究 [J]. *机械设计*, 2024, 41(2):22-31.
- Wang L, Zhang Z J, Wu X, et al. Design and research of soft holder with hardness coupling and stiffness enhancement [J]. *Journal of Machine Design*, 2024, 41(2):22-31. (in Chinese)

(责任编辑:徐淑姣)