

doi: 10.3969/j.issn.2095-0411.2023.01.005

水-乙酸甲酯-四氢呋喃三元共沸物系 热集成萃取精馏工艺

娄 超, 李 铭, 万德浩, 恽 一, 杨德明

(常州大学 石油化工学院, 江苏 常州 213164)

摘要: 针对水-乙酸甲酯-四氢呋喃三元共沸体系的特点, 提出了热集成萃取精馏工艺对其进行分离研究。选择 WILSON 热力学模型计算该物系的气液相平衡数据, 利用 ASPEN PLUS 软件中的两相闪蒸模块, 模拟得到了不同萃取剂条件下, 该物系各共沸组分间的相对挥发度。结果表明, 乙二醇作为该物系的萃取剂比较合适, 且最佳的溶剂比为 0.37。在此基础上, 以能耗和年总费用 (C_{AT}) 作为技术经济评价指标, 对常规三塔萃取精馏工艺进行了模拟与参数优化, 并利用夹点分析技术对精馏系统的换热网络进行了优化。基于换热网络的优化结果, 对常规三塔萃取精馏工艺进行了热量集成。研究结果表明, 与常规三塔萃取精馏工艺相比, 热集成萃取精馏工艺其能耗降低约 34.70%, C_{AT} 节省约 21.98%, 热力学效率提高约 36.34%。因此, 热集成萃取精馏工艺是分离该三元共沸物系比较合适的节能工艺。

关键词: 水-乙酸甲酯-四氢呋喃; 萃取精馏; 热集成; 能耗; 年总费用

中图分类号: TQ 028

文献标志码: A

文章编号: 2095-0411(2023)01-0034-09

Heat integrated extractive distillation process for water-methyl acetate-tetrahydrofuran azeotrope system

LOU Chao, LI Ming, WAN Dehao, YUN Yi, YANG Deming

(School of Petrochemical Engineering, Changzhou University, Changzhou 213164, China)

Abstract: In view of the characteristics of the water-methyl acetate-tetrahydrofuran ternary azeotropic system, a heat integrated extractive distillation process was proposed to study its separation. The WILSON thermodynamic model was selected to calculate the vapor-liquid equilibrium data of the system, and the two-phase flash module in ASPEN PLUS software was used to simulate the relative volatility between the azeotropic components for the system under different extractant conditions. The results showed that ethylene glycol was more suitable as the extractant for the system, and the best solvent ratio was 0.37. On this basis, taking energy consumption and annual total cost (C_{AT}) as technical

收稿日期: 2022-06-02。

作者简介: 娄超(1997—), 男, 江苏南京人, 硕士生。通信联系人: 杨德明(1966—), E-mail: dmy216@163.com

引用本文: 娄超, 李铭, 万德浩, 等. 水-乙酸甲酯-四氢呋喃三元共沸物系热集成萃取精馏工艺[J]. 常州大学学报(自然科学版), 2023, 35(1): 34-42.

and economic evaluation indicators, the conventional three-column extractive distillation process was simulated and the parameters were optimized, and the heat exchange network of the distillation system was optimized by using pinch point analysis technology. Based on the optimized results of the heat exchange network, the conventional three-column extractive distillation process was integrated with heat. The research results showed that compared with the conventional three-column extractive distillation process, the heat integrated extractive distillation process can reduce energy consumption by about 34.70%, save C_{AT} about 21.98%, and increase thermodynamic efficiency by 36.34%. Therefore, the heat integrated extractive distillation process is a more suitable energy-saving process route for separating the ternary azeotrope system.

Key words: water-methyl acetate-tetrahydrofuran; extractive distillation; heat integration; energy consumption; annual total cost

乙酸甲酯和四氢呋喃是重要的有机合成原料,同时也是化工及制药领域重要的溶剂^[1-2],化工装置产生的废水中经常会含有以上两种组分。由于该物系中存在水-四氢呋喃和水-乙酸甲酯两种最低二元共沸物,因此如何有效回收乙酸甲酯和四氢呋喃就显得尤为必要。

WANG 等^[3-5]采用热集成变压精馏和萃取精馏对四氢呋喃-甲醇共沸物进行了分离及节能工艺研究;黄动昊等^[6-11]采用变压精馏和萃取精馏对四氢呋喃-水二元共沸物进行分离及节能工艺研究;GU 等^[12]采用负压萃取精馏以及热集成对四氢呋喃-甲醇-水三元共沸物系进行分离及节能工艺的研究。对甲醇-乙酸甲酯-水三元物系的分离,王克良等^[13-14]采用变压精馏和萃取精馏对甲醇-乙酸甲酯二元共沸物进行了研究;GAO 等^[15]采用萃取耦合变压精馏对甲醇-乙酸甲酯-水三元共沸物系进行了分离研究。曹慧斌等^[16]对乙酸甲酯-甲醇-水进行热集成萃取精馏工艺进行节能工艺研究。杨德明等^[17]采用基于机械蒸汽再压缩和有机朗肯循环技术的双溶剂协同萃取精馏工艺对乙酸甲酯-甲醇-水进行节能工艺研究。

而对水-乙酸甲酯-四氢呋喃三元共沸物系的分离以及节能工艺的研究,目前未见文献报道。本研究在分析了该三元物系工艺特性的基础上,把萃取精馏及热集成技术应用于该物系的分离研究,预期能找到一条较为合理的节能分离工艺。

1 热力学模型的选择

物性方法的选择对精馏过程模拟结果的准确性有很大的影响。该物系存在两个二元共沸物,四氢呋喃(Tetrahydrofuran, THF)和乙酸甲酯(Methyl acetate, MAC)的极性均较小,而水(H₂O)的极性较大,对于极性物系,一般选择活度系数方程来计算热力学数据。常压下,该三元物系中存在的二元共沸物的共沸组成(质量分数),基于 ASPEN PLUS 软件中各种活度系数方程计算得到的共沸数据,见表 1。可以看出, WILSON 热力学模型计算值与资料上报

表 1 共沸数据
Table 1 Azeotropic data

数据来源	$\omega(\text{H}_2\text{O})\sim\omega(\text{THF})$	$\omega(\text{H}_2\text{O})\sim\omega(\text{MAC})$
溶剂手册 ^[18]	0.053-0.947	0.035-0.965
NRTL 方程	0.052-0.948	0.018-0.982
WILSON 方程	0.054-0.946	0.036-0.964
UNIQUAC 方程	0.063-0.937	0.000-1.000
SR-POLAR 方程	0.000-1.000	0.021-0.979

道的数据最为接近,因此选用 WILSON 方程模拟计算本物系较为合适。虽然 WILSON 方程不太适用于乙酸甲酯-水这样不完全互溶的物系,但由于模拟的物系中存在 THF 及强极性的萃取剂乙二醇(Ethylene glycol, EG),以上四元物系为均相物系,因此认为选择 WILSON 方程来模拟本物系也是合理的。

2 基础数据与评价模型

2.1 基础数据

规定原料液的进料量为 5 000 kg/h, 其中 THF, MAC, H₂O 的质量分数分别为 0.4, 0.3, 0.3。要求分离得到的 THF 和 MAC 产品的纯度均不低于 0.998, 废水中 COD(化学需氧量)含量不大于 5×10^{-4} 。冷却介质采用冷却水, 规定其进出口温度分别为 33, 39 °C, 其单价为 1.81 元/GJ。加热介质采用 0.5 MPa 的低压蒸汽和 1.5 MPa 的高压蒸汽, 其单价分别为 50.02 元/GJ 和 58.05 元/GJ。

2.2 评价模型

2.2.1 年总费用

为了对各种分离工艺进行统一比较, 以综合经济效益, 即年总费用(Annual total cost, C_{AT})作为评价指标, C_{AT} 包括了操作费用(Operating cost, C_O)和设备折旧费用(Equipment cost, C_E)。 C_O 包括加热介质和冷却介质的操作费用, C_E 包括精馏塔塔体、塔内件及换热器等设备的折旧费用。 β 为设备折旧年限, 取 5 a, 年操作时间按 7 200 h 计。

C_{AT} , C_O , C_E 的计算见式(1)~式(3)^[19-21]:

$$C_{AT} = C_E / \beta + C_O \quad (1)$$

$$C_O = (7.72 \times Q_{R1} + 8.96 \times Q_{R2} + 0.28 \times Q_C) \times 7\,200 \times 6.478\,8 \quad (2)$$

$$C_E = (C_S + C_T + C_{HX}) \times 6.478\,8 \quad (3)$$

式中: Q_{R1} 为萃取塔和分离塔塔釜再沸器热负荷; Q_{R2} 为回收塔塔釜再沸器热负荷; Q_C 为塔顶冷凝器的冷凝负荷; C_S 为塔壳费用(式(4)); C_T 为塔板费用(式(5)); C_{HX} 为换热器费用(式(6))。

$$C_S = 22\,688.6 \times D^{1.066} \times H^{0.802} \times 6.478\,8 \quad (4)$$

$$C_T = 1\,426 \times D^{1.55} \times H \times 6.478\,8 \quad (5)$$

$$C_{HX} = 9\,445.2 \times (A_R^{0.65} + A_C^{0.65}) \times 6.478\,8 \quad (6)$$

式中: D 为精馏塔的塔径; H 为精馏塔的塔高(式(7)), m; A_R 为再沸器换热面积(式(8)), m²; A_C 为冷凝器换热面积(式(9)), m²。

$$H = 1.2 \times (N_T - 2) \times 0.609\,6 \quad (7)$$

$$A_R = Q_R / (U_R \times \Delta t_m) \quad (8)$$

$$A_C = Q_C / (U_C \times \Delta t_m) \quad (9)$$

式中: N_T 为理论板数; U_R 为再沸器的传热系数, 取 0.568 kW/(K·m²); U_C 为冷凝器的传热系数, 取 0.852 kW/(K·m²); Δt_m 为对数平均温差; Q_R , Q_C 分别为塔底再沸器的加热负荷和塔顶冷凝器的冷凝负荷, kW。

2.2.2 热力学效率

能量不仅有数量大小之分, 还有能位高低的区别。有效能(焓)是表征能位高低的热力学状态参数, 严格意义上来讲, 节能即节焓^[22]。过程的有效能损失越大, 其热力学效率就越低, 因此, 有效能损失的大小能够明显反映过程的节能特性及能量转化的不可逆程度^[23]。为简化计算, 忽略流体动能和位能, 则精馏过程有效能的变化可按式(10)计算

$$\Delta E = \sum n_i (H_i - T_0 S_i) - \sum n_j (H_j - T_0 S_j) \quad (10)$$

精馏过程的实际功(W_{ac})按式(11)计算

$$W_{ac}=Q_R(1-T_0/T_R)-Q_C(1-T_0/T_C)$$

(11)

精馏过程的热力学效率 (η) 按式 (12) 计算

$$\eta=\frac{\Delta E}{W_{ac}}$$

(12)

式中: ΔE 为精馏过程的有效能变化, kJ/h; n_i, n_j 分别为出口, 进口物料量, kg/h; H_i, H_j 分别为出口, 进口物流的焓, J/g; S_i, S_j 分别为出口, 进口物流的熵, J · K/g; T_0 为环境温度, 取 273.15 K; T_R 为加热介质的温度, K; T_C 为冷却介质的温度, K。

3 常规萃取精馏工艺

萃取精馏是通过加入萃取剂来打破共沸组成, 从而加大组分间的相对挥发度达到分离共沸物和近沸物的目的。萃取精馏的优点在于, 通过萃取剂的加入, 使得原本难以分离的共沸物更容易分离。

3.1 萃取剂的筛选

该三元物系存在 THF-H₂O 和 MAC-H₂O 两个二元共沸物。利用 ASPEN PLUS 中的 Flash2 模块, 分别以 N, N-二甲基甲酰胺、丙二醇、二甲基亚砷、乙二醇和丙三醇作为萃取剂, 模拟得到添加不同萃取剂时的气液平衡数据, 以此计算组分间的相对挥发度, 模拟结果见表 2。

由表 2 数据可知, 对于 THF-H₂O 和 MAC-H₂O 物系, 虽然丙三醇的萃取效果最好, 但由于其沸点较高, 在回收萃取剂时需要消耗高温位的加热介质, 因此选择乙二醇作为萃取剂较为合适。

3.2 溶剂比的确定

萃取精馏塔 T1 是整个精馏系统中最为关键的一个塔, 它要求塔顶得到不含水的 THF 和 MAC 混合物, 而塔底则要求不含 THF 和 MAC, T1 塔的分离效果与溶剂 (萃取剂) 的用量密切相关。

溶剂比 (萃取剂质量流量与原料液质量流量的比值) 对萃取精馏的分离效果影响较大, T1 塔顶混合物中的水含量取决于溶剂比的大小。溶剂比越小, 则 T1 塔顶的水含量就会越高, 从而降低 THF 或 MAC 产品的纯度; 溶剂比越大, 则 T1 塔顶水含量就会越低, 塔顶 THF 和 MAC 混合物的含量就越高, 从而导致溶剂回收塔 T3 的操作回流比加大, 能耗也会随之增加, 因此选择合适的溶剂比是萃取精馏的关键。

图 1 为模拟得到的乙二醇作为萃取剂对萃取精馏塔的分离效果及 T3 塔底热负荷 (Q_{RT3}) 的影响, 可以看出, 当溶剂比达到 0.37 时, T1 塔顶混合物和塔底 H₂O 的质量分数均能达到分离指标, 且基本保持不变, 由此确定溶剂比为 0.37。

表 2 不同萃取剂对组分间相对挥发度的影响
Table 2 Influence of different extractants on the relative volatility between components

萃取剂	沸点/℃	相对挥发度	
		THF-H ₂ O	MAC-H ₂ O
N, N-二甲基甲酰胺	151.8	2.57	4.30
丙二醇	188.0	2.48	5.76
二甲基亚砷	190.7	1.39	2.39
乙二醇	197.1	3.61	6.53
丙三醇	287.6	3.53	8.45

说明: 模拟条件为常压, 三元物系各组分的内容量为进料组成, 溶剂比为 1 : 1, 汽化率为 0.5。

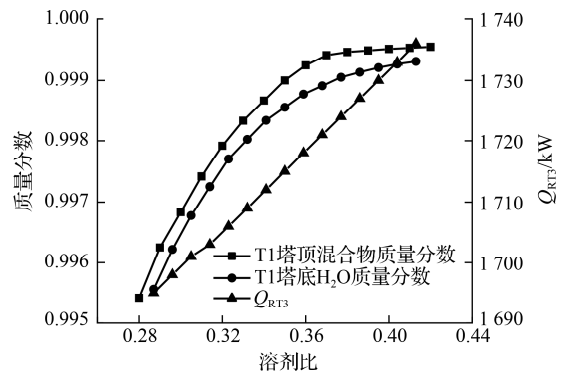


图 1 溶剂比对 T1 塔顶混合物质量分数、塔底 H₂O 的质量分数和 Q_{RT3} 的影响

Fig.1 Influence of solvent ratio on mass fraction of mixture at the top of T1, mass fraction of H₂O at the bottom of T1 and Q_{RT3}

3.3 常规萃取精馏工艺模拟

如图 2 所示，原料液从 T1 萃取精馏塔的第 58 块板进料，乙二醇从第 6 块塔板进料。其目的是在塔的上部打破 THF-H₂O 和 MAC-H₂O 的共沸组成，由此在 T1 的塔顶可以得到纯度很高的 THF 和 MAC 混合物，而 H₂O（包括萃取剂）则富集在塔底。T1 塔顶的馏出物进入 T2 分离塔，由于 THF 和 MAC 不形成共沸物，因此 T2 塔顶得到纯度为 0.998 的 MAC，塔底得到纯度为 0.999 的 THF。T1 塔底采出的为 H₂O 和乙二醇的混合物，进入溶剂回收塔 T3，在塔顶得到 COD 含量低于 5×10^{-4} 的废水，塔底得到高纯度乙二醇返回 T1 塔作为萃取剂循环使用，三塔均采用常压操作^[24-26]。

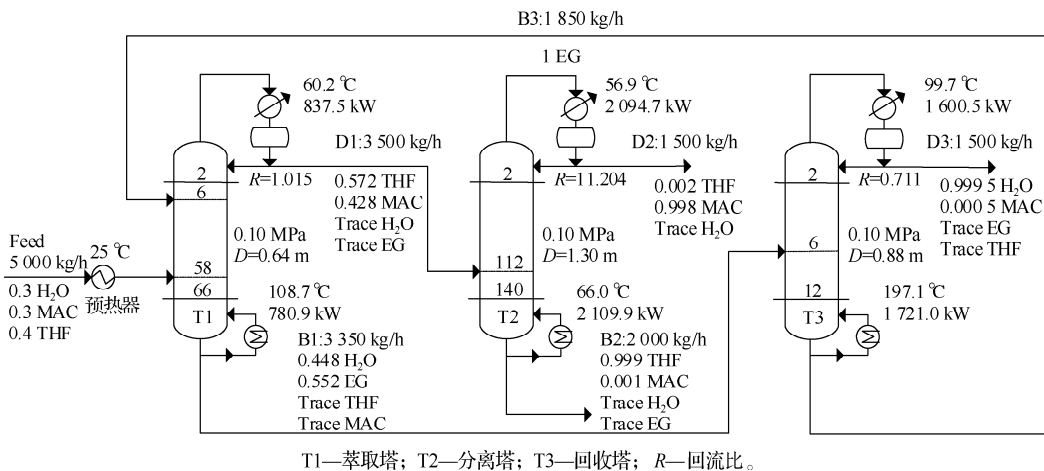


图 2 常规萃取精馏工艺流程与优化结果汇总

Fig.2 Conventional extractive distillation process and the summary of optimization results

在确定了溶剂比及各塔的操作压力后，采用 ASPEN PLUS 中的 RadFrac 模型模拟精馏塔，并利用软件中的灵敏度分析模块（Sensitivity analysis module）和设计规定（Design specifications），以 C_{AT} 最小为原则，对常规萃取精馏工艺中各塔的理论塔板数、原料进料板位置、萃取剂进料位置、回流比等工艺参数进行优化，得到了各塔的最佳工艺参数、塔顶和塔底的热负荷以及相关的设备参数，优化后的部分数据一并在图 2 中列出。

3.4 参数优化

在对 T1 塔进行优化的过程中，规定塔顶出口流量为 3 500 kg/h，改变塔板数，在塔顶 THF 和 MAC 混合物质量分数维持 0.999 8 不变的情况下，以 C_{AT} 最小为原则，对回流比和进料位置进行优化，以得到最佳的塔板数、进料位置以及回流比，优化结果如图 3 和图 4 所示。

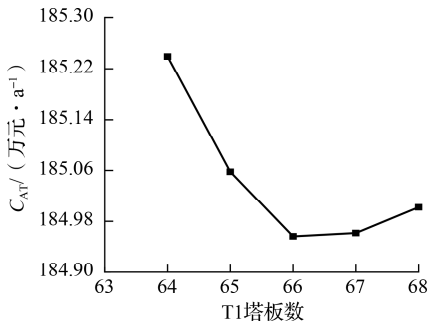


图 3 T1 塔板数对 C_{AT} 的影响

Fig.3 Influence of tray number of T1 on C_{AT}

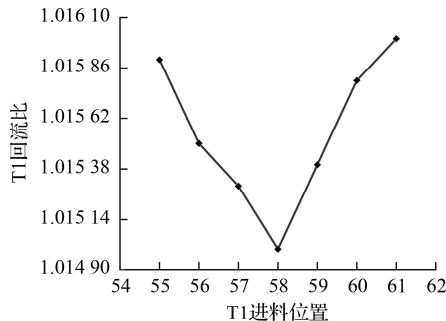


图 4 T1 进料位置对回流比的影响

Fig.4 Influence of feed position of T1 on reflux ratio

优化结果显示,在满足 THF 和 MAC 混合物纯度的条件下,当萃取精馏塔塔板数为 66 时, C_{AT} 最小。在此基础上,对进料位置进行优化,当进料位置为 58 时,回流比最小为 1.015,此时能耗最低。

在对 T2 塔进行优化的过程中,规定塔顶采出量为 1 500 kg/h,设计规定 MAC 的质量分数为 0.998,以塔板数和进料位置为自变量,回流比和 C_{AT} 为因变量,对 T2 塔的各项操作参数进行优化,如图 5 和图 6 所示。

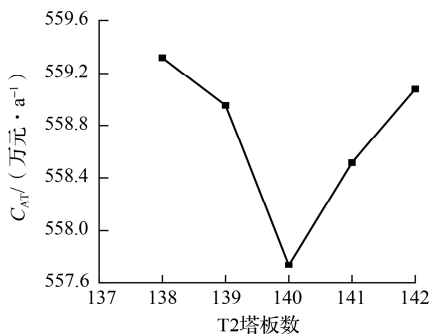


图 5 T2 塔板数对 C_{AT} 的影响
Fig.5 Influence of tray number of T2 on C_{AT}

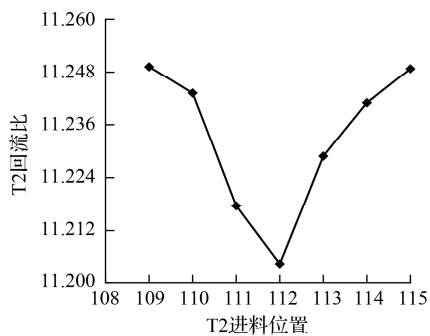


图 6 T2 进料位置对回流比的影响
Fig.6 Influence of feed position of T2 on reflux ratio

优化结果显示,在满足塔顶 MAC 质量纯度为 0.998 的情况下,当塔板数为 140 时, C_{AT} 最小。在此基础上,对进料位置进行优化,当进料位置为 112 时,回流比最小为 11.204,此时能耗最低。

4 热集成萃取精馏工艺

4.1 热集成萃取精馏工艺模拟

对常规萃取精馏的节能工艺进行研究,提出了如图 7 所示的热集成萃取精馏工艺。即 T3 塔顶蒸汽(水蒸气)作为热流为 T2 塔釜供热,由此 T3 塔顶的潜热得到了充分利用。而 T3 塔底的高温萃取

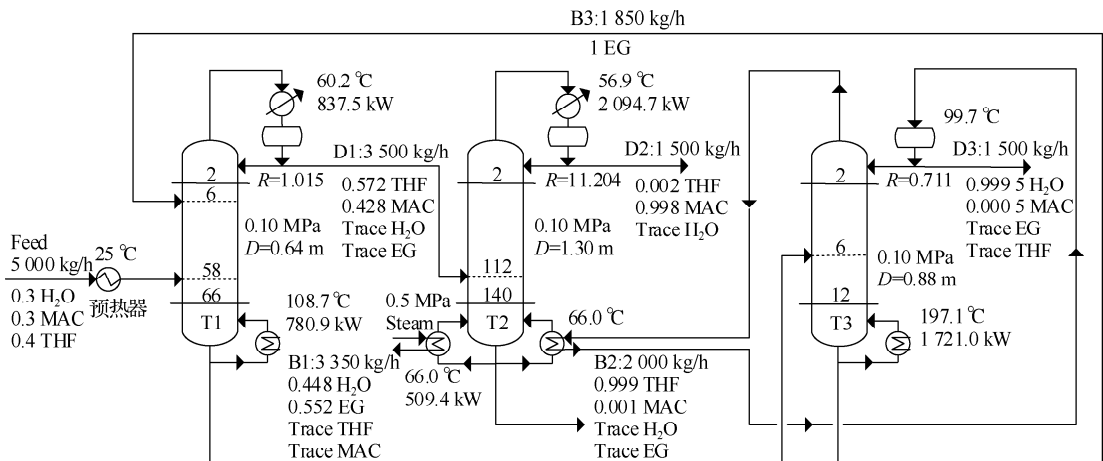


图 7 热集成萃取精馏工艺流程与优化结果汇总
Fig.7 Heat integrated extractive distillation process and the summary of optimization results

剂则与进料换热降温后, 返回 T1 塔, 由此 T3 塔底的显热也得到了充分利用。由于 T3 塔顶的热负荷低于 T2 塔底的热负荷, 因此, T2 塔底需要增加一个辅助再沸器以补充部分热量。

T1 和 T2 塔顶均采用 33 °C 的冷却水来冷凝。T1 塔底再沸器和 T2 塔底辅助再沸器均采用 0.5 MPa 的低压蒸汽加热; 而 T3 塔底则采用 1.5 MPa 的高压蒸汽来加热。由此, 热集成萃取精馏工艺的能耗主要消耗在 T1 和 T3 的塔底。基于热集成的萃取精馏工艺模拟结果在图 7 中一并列出。

4.2 换热网络优化

基于图 7 给出的各塔塔顶、塔底温度以及塔顶、塔底热负荷数据, 可以利用 T2 塔顶蒸汽来加热 T3 塔底物料, 以节省冷公用工程的用量。应用 ASPEN PLUS 中的 Aspen energy analyze 夹点分析技术, 对常规萃取精馏工艺流程进行换热网络优化, 取夹点温差 $\Delta t_{\min}=10\text{ }^{\circ}\text{C}$, 得如图 8 所示的冷热物料的换热网络。可以看出, 优化后换热网络其消耗的冷公用工程为 2 932.16 kW, 较常规萃取精馏降低了 35.31%; 热公用工程为 3 011.3 kW, 较常规萃取精馏节约了 34.71%。

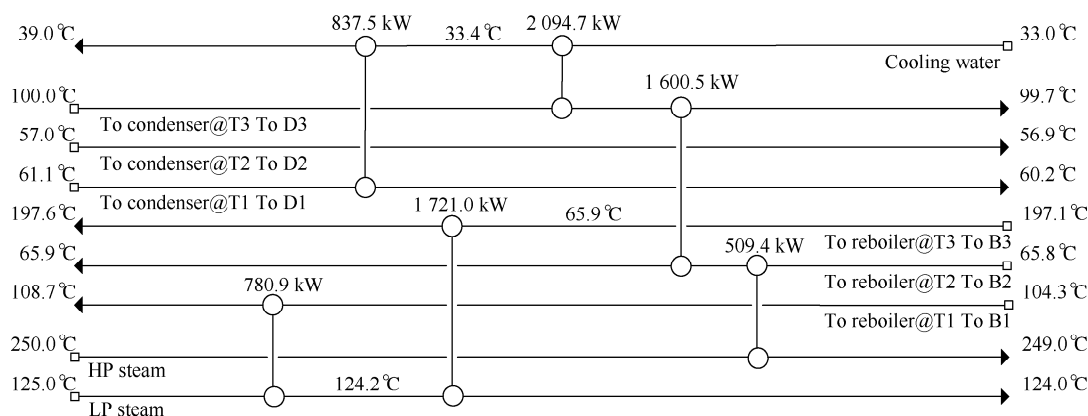


图 8 基于夹点技术的萃取精馏系统换热网络

Fig.8 Heat exchange network of extractive distillation system based on pinch technology

5 工艺比较

常规萃取精馏中 3 个塔的塔底均需要采用外界蒸汽供热, 整个分离系统需要外界提供的热量为 4 611.8 kW; 而热集成萃取精馏工艺需要外界提供的热量即为 T1 和 T3 塔底消耗的热量, 共为 3 011.3 kW, 相对于常规萃取精馏工艺可节能 1 600.5 kW。同时, 常规萃取精馏各塔塔顶均需消耗大量的冷却介质, 而采用了热集成后, 冷凝器的热负荷从原来的 4 532.6 kW 减少为 2 932.16 kW, 相对于常规萃取精馏降低了 35.31%。2 种萃取精馏工艺的模拟结果见表 3。

表 3 数据可以看出, 与常规萃取精馏工艺相比, 基于热集成的萃取精馏工艺可以降低能耗 34.70%, 节省操作费用 31.54%, 而 C_{AT} 则节省了 21.98%。由于热集成萃取精馏工艺充分利用了塔顶蒸汽的热量, 因而其热力学效率也提高了 36.34%。

表 3 萃取精馏工艺模拟结果汇总

Table 3 Summary of the simulation results for extractive distillation process

项目	常规萃取精馏工艺			热集成萃取精馏工艺		
	T1	T2	T3	T1	T2	T3
塔板数	66	140	12	66	140	12
进料位置	58	112	6	58	112	6
萃取剂进料位置	6				6	
回流比	1.015	11.204	0.711	1.015	11.204	0.711
操作压力/MPa	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
塔径/m	0.64	1.30	0.88	0.64	1.30	0.88
塔顶温度/℃	60.2	56.9	99.7	60.2	56.9	99.7
塔底温度/℃	108.7	66.0	197.1	108.7	66.0	197.1
Q _C /kW	837.5	2 094.7	1 600.5	837.5	2 094.7	—
Q _R /kW	780.9	2 109.9	1 721.0	780.9	509.4	1 721.0
换热面积/m ²		393.25			316.01	
操作费用/(万元·a ⁻¹)		681.62			466.61	
设备费用/(万元·a ⁻¹)		396.39			374.45	
C _{AT} /(万元·a ⁻¹)		1 078.01			841.06	
热力学效率/%		3.66			4.99	

6 结 论

通过对水-乙酸甲酯-四氢呋喃三元共沸物系工艺特性的分析,研究了常规萃取精馏和热集成萃取精馏 2 种分离工艺,得到:

- 1) 对比各种活度系数方程计算得到的共沸数据与溶剂手册中报道的共沸数据,结果表明,选用 WILSON 方程模拟计算本物系最为合适。
- 2) 萃取剂的加入可以明显改变组分间的相对挥发度。模拟结果表明,对于 THF-H₂O 和 MAC-H₂O 共沸物,选用乙二醇为萃取剂最为合适,且最佳的溶剂比为 0.37。
- 3) 热集成萃取精馏工艺明显优于常规萃取精馏工艺,其能耗降低约 34.70%, C_{AT} 节省约 21.98%,热力学效率提高 36.34%。
- 4) 以乙二醇为萃取剂的热集成萃取精馏工艺,具有明显的节能效果和经济优势。

参考文献:

[1] 韩淑苹,杨金杯. 变压精馏和萃取精馏分离四氢呋喃-水模拟及节能[J]. 化学工程, 2018, 46(11): 6-10, 62.

[2] 马春蕾,唐建可. 萃取精馏分离四氢呋喃-水共沸物的模拟研究[J]. 现代化工, 2016, 36(9): 182-185, 187.

[3] WANG Y L, ZHANG Z, ZHANG H, et al. Control of heat integrated pressure-swing-distillation process for separating azeotropic mixture of tetrahydrofuran and methanol[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2015, 54 (5): 1646-1655.

[4] WANG Y L, CUI P Z, ZHANG Z. Heat-integrated pressure-swing-distillation process for separation of tetrahydrofuran/methanol with different feed compositions[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2014, 53(17): 7186-7194.

- [5] 王俊, 王克良. 萃取精馏分离甲醇-四氢呋喃共沸体系的流程模拟[J]. 山东化工, 2017, 46(19): 153-154, 157.
- [6] 黄动昊, 张志刚, 郑立娇, 等. 萃取精馏分离四氢呋喃/水共沸物系的 Aspen 模拟[J]. 沈阳化工大学学报, 2015, 29(3): 211-215.
- [7] 洪素芬. 四氢呋喃-水体系变压共沸精馏模拟[J]. 化学工程与装备, 2018(11): 47-49.
- [8] 沈体峰, 仇汝臣, 万京帆, 等. 四氢呋喃-水高压双塔共沸精馏设计与热集成[J]. 当代化工, 2015, 44(10): 2418-2421.
- [9] 刘鑫洋, 尚大军, 刘智勇. 四氢呋喃-水共沸物体系分离方法[J]. 现代化工, 2017, 37(10): 168-171.
- [10] 张光旭, 王延儒, 卞白桂, 等. 四氢呋喃-水恒沸物萃取精馏的模拟计算[J]. 武汉化工学院学报, 2003, 25(1): 36-39.
- [11] 张光旭, 王延儒, 卞白桂, 等. 四氢呋喃-水恒沸物萃取精馏过程的三塔优化计算[J]. 武汉化工学院学报, 2004, 26(4): 27-30.
- [12] GU J L, YOU X Q, TAO C Y, et al. Energy-saving reduced pressure extractive distillation with heat integration for separating biazeotropic ternary mixture tetrahydrofuran-methanol-water[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2018, 57(40): 13498-13510.
- [13] 王克良, 李静, 刘萍, 等. 变压精馏分离乙酸甲酯和甲醇共沸物[J]. 化学工程, 2019, 47(10): 48-52.
- [14] 刘艳杰, 潘高峰, 王桂英, 等. 萃取精馏分离乙酸甲酯-甲醇共沸物的模拟[J]. 青岛科技大学学报(自然科学版), 2015, 36(6): 635-639.
- [15] GAO X X, ZHU B Y, MA J Q, et al. A combination of pressure-swing and extractive distillation for separating complex binary azeotropic system[J]. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 2017, 122: 269-276.
- [16] 曹慧斌, 王洪海, 李春利, 等. 乙酸甲酯-甲醇-水的热集成萃取精馏工艺[J]. 现代化工, 2017, 37(4): 148-151, 153.
- [17] 杨德明, 朱碧云, 顾强, 等. 基于机械蒸汽再压缩和有机朗肯循环技术的双溶剂协同萃取精馏分离乙酸甲酯-甲醇-水节能工艺[J]. 化工进展, 2018, 37(5): 2010-2015.
- [18] 程能林. 溶剂手册[M]. 5 版. 北京: 化学工业出版社, 2015.
- [19] GAO X X, GU Q, MA J Q, et al. MVR heat pump distillation coupled with ORC process for separating a benzene-toluene mixture[J]. Energy, 2018, 143: 658-665.
- [20] CHEN J X, YE Q, LIU T, et al. Improving the performance of heterogeneous azeotropic distillation via self-heat recuperation technology[J]. Chemical Engineering Research and Design, 2019, 141: 516-528.
- [21] GU J L, YOU X Q, TAO C Y, et al. Improved design and optimization for separating tetrahydrofuran-water azeotrope through extractive distillation with and without heat integration by varying pressure[J]. Chemical Engineering Research and Design, 2018, 133: 303-313.
- [22] YANG D M, LENG B Q, LI T, et al. Energy saving research on multi-effect evaporation crystallization process of bittern based on MVR and TVR heat pump technology[J]. American Journal of Chemical Engineering, 2020, 8(3): 54.
- [23] SUPHANIT B, BISCHERT A, NARATARUKSA P. Exergy loss analysis of heat transfer across the wall of the dividing-wall distillation column[J]. Energy, 2007, 32(11): 2121-2134.
- [24] 李文秀, 陈金玲, 张骏. 萃取精馏分离苯-异丙醇共沸体系的模拟[J]. 现代化工, 2019, 39(2): 211-214.
- [25] 任琪, 秦俏, 张建海, 等. 丙酮-氯仿萃取精馏分离工艺优化研究[J]. 现代化工, 2019, 39(3): 219-222.
- [26] 李朋广, 刘欣然, 高瑞昶. 萃取精馏分离乙酸乙酯和丁酮的研究[J]. 现代化工, 2019, 39(6): 219-223.

(责任编辑: 谭晓荷)