

doi: 10.3969/j.issn.2095-0411.2023.02.004

具有双夹紧区物系带预分塔的分割热泵精馏工艺

李 铭, 娄 超, 恽 一, 万德浩, 杨德明

(常州大学 石油化工学院, 江苏 常州 213164)

摘要: 将机械蒸汽再压缩 (MVR) 热泵精馏应用于该物系的精馏节能研究, 提出了带预分塔的三塔分割式热泵精馏工艺。选用 PENG-ROB 方程计算该物系的热力学数据, 采用 ASPEN PLUS 软件中的严格精馏模型和多变压缩模型模拟精馏塔和蒸汽压缩机, 并以能耗、年总费用 (C_{TA}) 及热力学效率作为精馏工艺的评价指标, 对提出的各种精馏工艺进行模拟与优化。研究表明, 就单塔精馏工艺而言, 单塔 MVR 热泵精馏工艺比常规精馏工艺节能 58.25%、 C_{TA} 节省约 47.15%, 热力学效率提高了 1.00%。对于三塔分割式热泵精馏工艺, 上塔 (乙苯气相) 和下塔 (苯乙烯液相) 的最佳分割点质量分数分别为 0.91 和 0.85。带预分塔的三塔分割式热泵精馏工艺又比单塔 MVR 热泵精馏工艺节能 16.67%, C_{TA} 节省约 12.77%, 热力学效率提高了 9.90%。对于类似乙苯-苯乙烯这样具有双夹紧区特性的物系, 带预分塔的三塔分割式热泵精馏工艺具有较好的技术和经济优势。

关键词: 乙苯-苯乙烯; 夹紧区; MVR 热泵精馏; 分割点质量分数; 节能

中图分类号: TQ 028.8

文献标志码: A

文章编号: 2095-0411(2023)02-0026-10

Split heat pump distillation process with pre-separation tower for double clamping zone

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

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

Abstract: Mechanical vapor recompression (MVR) heat pump distillation was applied to the study of distillation energy saving for the system, and a three tower split heat pump distillation process with pre-separation tower was proposed. The thermodynamic data of the system were calculated by PENG-ROB equation. The strict distillation model and polytropic compression model were used to simulate distillation column and vapor compressor respectively. And taking energy consumption, total annual cost (C_{TA}) and thermodynamic efficiency as the evaluation indexes of distillation process, the proposed distillation processes were simulated and optimized. The results showed that in terms of single

收稿日期: 2022-12-21。

作者简介: 李铭(1996—), 男, 江苏常州人, 硕士生。通信联系人: 杨德明(1966—), E-mail: dmy216@163.com

引用本文: 李铭, 娄超, 恽一, 等. 具有双夹紧区物系带预分塔的分割热泵精馏工艺[J]. 常州大学学报(自然科学版), 2023, 35(2): 26-35.

column distillation process, the single tower MVR heat pump distillation process can save energy by 58.25%, C_{TA} by 47.15% and increase thermodynamic efficiency by 1.00% respectively compared with the conventional distillation process. For the three tower split heat pump distillation process, optimal split point mass fraction of the upper tower and the lower tower were $\omega_g(\text{EB})=0.91$ and $\omega_l(\text{SM})=0.85$ respectively, and the three tower split heat pump distillation process with pre-separation tower can save energy by 16.67%, C_{TA} by 12.77% and increase thermodynamic efficiency by 9.90% respectively compared with the single tower MVR heat pump distillation process. For systems with double pinch point zone characteristics such as ethylbenzene styrene, the three tower split heat pump distillation process with pre-separation tower has better technical and economic advantages.

Key words: ethylbenzene-styrene; pinch point zone; MVR heat pump distillation; split point mass fraction; energy saving

乙苯-苯乙烯物系在高浓区均存在一夹紧区,属于典型的双夹紧区物系,在夹紧区内,组分的相对挥发度仅为1.2~1.3,采用常规精馏来分离该物系需要较大的回流比,能耗较高。因此,如何降低类似乙苯-苯乙烯这种具有夹紧区物系的分离能耗,备受关注。国内外对乙苯-苯乙烯的分离已经做过大量研究,LI等^[1]利用双效热集成和自热恢复技术来优化分离乙苯-苯乙烯,结果表明与常规工艺相比 C_{TA} 节约8%~28%。JONGMANS等^[2-3]利用萃取精馏来分离乙苯-苯乙烯溶液,认为所有的萃取精馏都要优于常规精馏工艺。SHIAU^[4]通过汽提结晶的方法从乙苯-苯乙烯混合物中纯化苯乙烯,但苯乙烯的纯度不太稳定。张洪宇等^[5]利用顺序分离恒沸热回收技术研究了乙苯-苯乙烯的分离,研究表明综合能耗节省约15%。袁孝竞^[6]利用热泵精馏技术优化分离乙苯-苯乙烯,每年可节省500万瑞士法郎。

分割式热泵精馏(SHPD)工艺^[7-8]是将单塔分割成两个塔,在温差较小的塔应用热泵精馏技术^[9-14],以大幅度降低分离能耗。ZHU等^[15]研究了SHPD分离乙醇和水物系的经济性和可操作性;杨德明等^[8,16]使用SHPD研究了2-甲氧基乙醇-水及甲醇-碳酸二甲酯两种体系的节能效果,结果表明分别节约年总费用约34.4%和17.33%;GAO等^[17]使用SHPD研究了甲醇-氯苯体系的分离,年总运营成本节约71.75%。以上研究结果表明,对于具有夹紧区的物系,由于夹紧区内温差较小,采用SHPD工艺要比常规的MVR热泵精馏更具节能效果和经济优势。但以上报道的研究均是针对具有一个夹紧区的物系,而对于具有双夹紧区物系的分割热泵精馏工艺的研究还未见报道。基于乙苯-苯乙烯物系的特性,文章将SHPD首次应用于该物系的节能研究,预期探索一条经济有效的分离路线。

1 物系特性

夹紧区是指精馏塔内出现的气液浓度较为接近的区域,类似于恒浓区的概念,但又有别于恒浓区。根据夹紧区在塔内出现的位置可分为上、中和下3个夹紧区。文章定义出现2个夹紧区的物系为双夹紧区物系。热力学模型的选择对模拟结果的准确性和可靠性影响很大。PENG-ROB方程非常适合于具有弱极性或非极性物系的计算^[18-20],与文献[21]报道的数据非常吻合,因此选用PENG-ROB方程计算乙苯(EB)和苯乙烯(SM)物系的相关热力学数据。图1(a)和图1(b)分别为该物系在常压和负压(10 kPa,绝压,下同)条件下的气液相平衡曲线。可以看出:①无论在常压还是负压条件下,均存在上部和下部2个夹紧区,是一个典型的双夹紧区物系;②负压条件下,组分的相对挥发度要比常压条件下大些,因此采用负压精馏更为节能^[22]。再者,采用负压精馏,还可以大幅度降低操作温度,有效阻止SM的聚合。

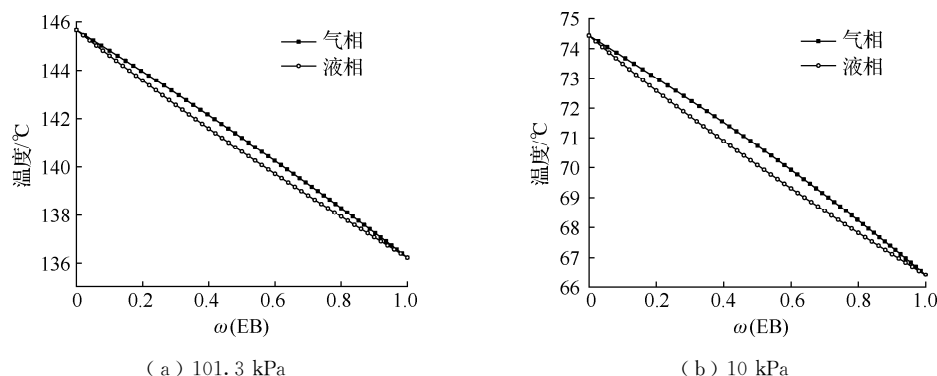


图 1 乙苯-苯乙烯的气液平衡相图

Fig.1 Gas-liquid equilibrium diagram for EB-SM

2 评价模型

2.1 年总费用

为考察各种精馏工艺的综合经济效益,以能耗(标煤)和年总费用(Total annual cost, C_{TA})作为评价指标。 C_{TA} 由两部分组成,即设备折旧费(C_C)和操作费(C_O)。设备折旧费包括精馏塔及塔内件、压缩机、换热器等设备的折旧费;操作费包括冷却水、蒸汽及电费等。设备折旧年限 β ,取 8 a,年工作时间为 7 200 h。压缩机功率计算式^[23]和 C_{TA} 各项计算式^[24]见式(1)~式(6):

$$C_{TA} = C_C / \beta + C_O \quad (1)$$

$$C_O = (8.22 \times Q_R + 0.28 \times Q_C) \times 7\,200 + 0.5 \times P_W \times 7\,200 / 7 \quad (2)$$

式中: Q_R 和 Q_C 分别为再沸器和冷凝器的热负荷,kW;8.22和0.28分别为蒸汽和冷却水的价格系数,\$/GJ; P_W 为压缩机功率,kW,由式(3)计算。

$$P_W = 9.807 \times 10^{-3} q_R \frac{K}{K-1} R Z T_1 (\epsilon^{\frac{K-1}{K}} - 1) \frac{1}{\eta_1} \quad (3)$$

式中: T_1 为压缩机进气口温度,K; R 为气体常数,J/(kg·K); ϵ 为压缩比; η_1 为压缩机效率; q_R 为气体流量,kg/s; Z 为平均压缩因子,由式(4)计算; K 为气体绝热指数,由式(5)计算。

$$Z = (Z_1 + Z_2) / 2 \quad (4)$$

$$K = C_p / C_v \quad (5)$$

式中: Z_1 为进气条件下的压缩系数; Z_2 为排气条件下的压缩系数; C_p 为定压比热容; C_v 为定容比热容。

式(1)中设备费用 C_C 按式(6)计算

$$C_C = C_{TB} + C_{TI} + C_{HE} + C_{CP} \quad (6)$$

式中: C_{TB} 为塔体费用,由式(7)计算; C_{TI} 为塔内部件费用,由式(8)计算; C_{HE} 为换热器费用,由式(9)计算; C_{CP} 为压缩机费,由式(10)计算。

$$C_{TB} = 22\,688.6 \times D^{1.066} \times H^{0.802} \quad (7)$$

$$C_{TI} = 1\,426 \times D^{1.55} \times H \quad (8)$$

$$C_{HE} = 9\,445.2 \times (A_R^{0.65} + A_C^{0.65}) \quad (9)$$

$$C_{CP} = 9\,476 \times P_W^{0.62} / 7 \quad (10)$$

式中: D 为塔径, m; H 为塔高, m, 由式 (11) 计算; A_R 为再沸器换热面积, m^2 , 由式 (12) 计算; A_C 为冷凝器换热面积, m^2 , 由式 (13) 计算。

$$H=1.2 \times (N_T-2) \times 0.6 \quad (11)$$

$$A_R=Q_R / (U_R \times \Delta t_m) \quad (12)$$

$$A_C=Q_C / (U_C \times \Delta t_m) \quad (13)$$

式中: N_T 为塔板数; U_R 为再沸器的传热系数, 取 $0.850 \text{ kW}/(\text{℃} \cdot \text{m}^2)$; U_C 为冷凝器的传热系数, 取 $0.800 \text{ kW}/(\text{℃} \cdot \text{m}^2)$; Δt_m 为对数平均温差, ℃ 。

为便于对各种能耗进行比较, 将蒸汽消耗和电能消耗折算成标煤的消耗^[25], 能源总消耗量 (C_{TE}) 按式 (14) 计算; 加热介质消耗量 (C_{HM}) 按式 (15) 计算; 电力消耗量 (C_{EM}) 按式 (16) 计算。

$$C_{TE}=C_{HM}+C_{EM} \quad (14)$$

$$C_{HM}=Q_R/r \times 3\,600 \times 68/700 \times 7\,200/1\,000 \quad (15)$$

$$C_{EM}=P_W \times 7\,200 \times 0.22/700 \quad (16)$$

式中 r 为 300 kPa 饱和蒸汽的冷凝潜热, 取 $2\,242 \text{ J/g}$ 。

2.2 热力学效率

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^[26]。热力学效率 (η) 的大小反映了有效能的利用率, 过程的有效能损失越大, 其热力学效率就越低, 反之, 热力学效率就越高。在 MVR 热泵精馏工艺中, 由于采用了压缩机, 而压缩机消耗的电能则全部视为有效能, 因此过程的实际分离功应包括电能, 而最小分离功 W_{\min} 即为物流的有效能变化 ΔE , 则有效能变化的可按式 (17) 计算

$$W_{\min} = \Delta E = \sum_{\text{out}} n_i (H_i - T_0 S_i) - \sum_{\text{in}} n_j (H_j - T_0 S_j) \quad (17)$$

实际功 W_{act} 按式 (18) 计算

$$W_{\text{act}}=P_W+Q_R (1-T_0/T_R) - Q_C (1-T_0/T_C) \quad (18)$$

热力学效率按式 (19) 计算

$$\eta=W_{\min}/W_{\text{act}} \quad (19)$$

式中: H 为物流的焓, J/g ; S 为物流的熵, $\text{J}/(\text{g} \cdot \text{K})$; T_0 为环境温度, 取 273.15 K ; T_R 和 T_C 分别为加热介质和冷却介质的温度, 分别取 405.15 K 和 306.15 K 。其中 H_i , H_j , S_i , S_j 分别为物流在给定状态下的焓和熵; n_i , n_j 分别为物流在给定状态下的物质的量。

3 精馏工艺模拟

3.1 基础数据与模拟规定

规定乙苯和苯乙烯混合物的处理量为 $5\,000 \text{ kg/h}$, 常温进料, 其中 EB 质量分数为 0.65 , SM 质量分数为 0.35 , 要求分离得到纯度不低于 0.995 的 EB 和 SM, 年工作时间按 $7\,200 \text{ h}$ 计。精馏塔采用 Radfrac 模型进行模拟与优化, 选用填料塔计算塔内流体力学参数; 蒸汽压缩机采用 Compr 多变离心式压缩机模型计算。并且规定塔顶采用冷却水进行冷却, 取冷却水的进出口温度分别为 33 ℃ 和 39 ℃ ; 塔底采用 300 kPa 的饱和蒸汽加热。

3.2 常规单塔精馏工艺

采用负压（10 kPa）操作，在满足分离要求的前提下，通过利用 ASPEN PLUS 软件中灵敏度分析（Sensitivity analysis module）和设计规定（Design specification）等功能模块，以 C_{TA} 最小为原则，对精馏塔理论板数、进料位置及回流比（ R_R ）等参数进行优化，得到了合适的工艺操作参数及设备参数，优化结果汇总于图 2 中。把优化后的参数代入式（1）～式（19），计算得到 C_{TA} 为 9.85×10^5 \$/a，消耗标煤为 2 686.1 t/a，热力学效率为 12.29%。

图 3 为塔内温度分布曲线，可以看出：① 塔底的温差为 27.7 °C，一方面是由两组分本身的沸点差（8.9 °C）引起的；另一方面，是由 11.2 kPa 的塔压降引起的，温差为 18.8 °C。可见，对于小温差物系的 MVR 热泵精馏工艺，必需要考虑压降对温差的影响。② 靠近塔顶和塔底区域内的温差相对较小，这正是由夹紧区的特性所决定的。图 4 和图 5 分别为理论板数、回流比和 C_{TA} 的关系曲线，由此确定理论板数与回流比。

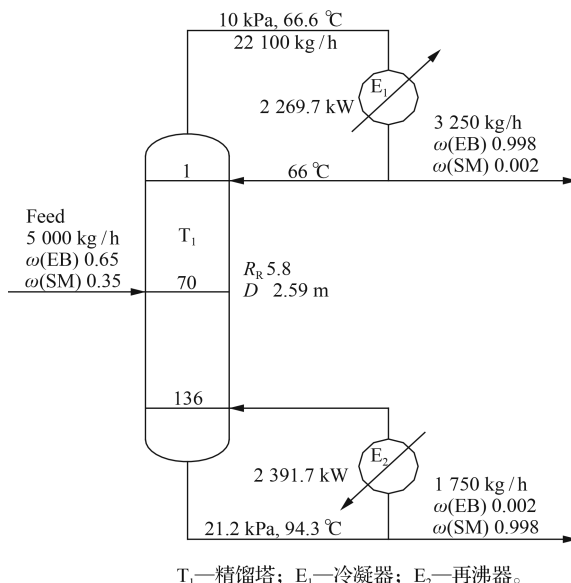


图 2 常规单塔精馏工艺与优化结果汇总

Fig.2 Conventional single column distillation process and summary of optimization results

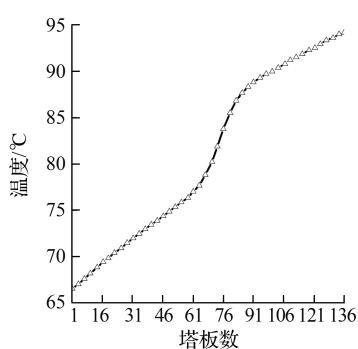


图 3 塔内温度分布曲线

Fig.3 Temperature distribution curve in tower

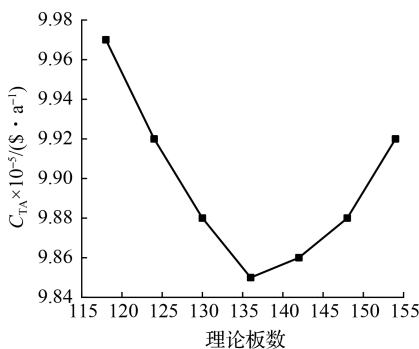


图 4 理论板数和 C_{TA} 的关系

Fig.4 Relationship between theoretical plate number and C_{TA}

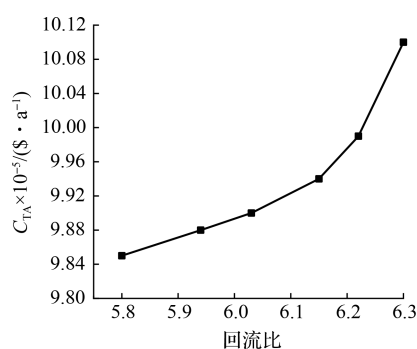


图 5 回流比和 C_{TA} 的关系

Fig.5 Relationship between reflux ratio and C_{TA}

3.3 单塔 MVR 热泵精馏工艺

常规单塔精馏工艺中塔顶蒸汽的热量均被冷却水带走，一方面造成了能量的浪费，另一方面导致了精馏操作的不可逆性和热力学效率的降低。为此，塔顶蒸汽可通过压缩机压缩提高其压力和温度后，再作为塔底再沸器的热源，由此塔顶蒸汽热量得到充分的利用，从而可以达到大幅度节能的效果，即所谓的 MVR 热泵精馏工艺（图 6）。规定压缩蒸汽与塔底物料的换热温度为 10 °C，则压缩蒸汽的饱和温度为 $94.3 + 10 = 104.3$ °C，由此确定压缩机的压缩比（ C_R ）为 3.98。计算发现，塔顶的饱和乙苯蒸汽直接进入压缩机压缩后，会出现带液现象，为此要对塔顶的饱和蒸汽进行预热。图 7 为塔顶饱和蒸汽的预热温度与压缩机出口物料中气相分率的关系曲线，可以看出，当预热温度达 73.2 °C 时，压缩机出口气相中不带液。因此，可利用压缩蒸汽冷凝液先与塔顶饱和蒸汽换热，把塔

顶饱和蒸汽的温度升至 73.2 ℃, 再与进料换热降温至 66 ℃后, 一部分回流入塔, 另一部分作为塔顶产品采出 EB。

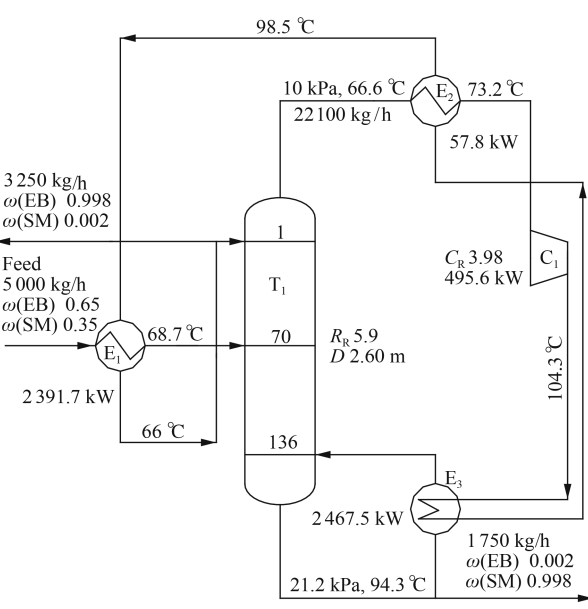
模拟结果表明, 进料温度提高后, 压缩蒸汽冷凝所释放的潜热完全可以满足塔底再沸器的热负荷, 因此塔底不需要辅助再沸器, 单塔 MVR 热泵精馏工艺的模拟结果汇总如图 6 所示。可见, 单塔 MVR 热泵精馏工艺的能耗即为压缩机 C₁ 的电耗, 即 495.6 kW, 折算成标煤为 1 121.5 t/a, 同时计算得到的 C_{TA} 为 5.17 × 10⁵ \$/a, 热力学效率为 13.29%。

3.4 带预分塔的分割热泵精馏工艺

由图 6 可以看出, 单塔精馏时塔底与塔顶的温差较大, 所以采用了较大的压缩比, 导致压缩机的电耗较大。依据图 1 所示的 EB-SM 的气液相平衡特性, 把单塔分成 3 个塔, 物料进入中塔(预分塔)进行粗分, 塔顶馏出物进入上塔分离下部夹紧区内的物料, 塔底物料进入下塔分离上部夹紧区内的物料。由此, 在温差较小的上塔和下塔内应用 MVR 热泵技术, 节能效果会更为显著。基于以上分析, 提出了带预分塔的分割热泵精馏(SHPD)工艺。

图 8 为带预分塔的分割热泵精馏工艺, T₁ 为上塔, T₂ 为预分塔, T₃ 为下塔。进料在 T₂ 塔中完成粗分后, 塔顶部分气相冷凝作为 T₂ 塔的回流, 部分气相不经冷凝直接进入 T₁ 塔以减小 T₁ 的能耗, 塔顶蒸汽压缩升温后为 T₁ 塔底供热, 塔底物料返回 T₂ 塔。T₂ 塔塔底物料进入 T₃ 塔, 同样塔顶蒸汽压缩升温后为 T₃ 塔底供热, 而塔顶物料则返回 T₂ 塔。由于预分塔为粗分塔, 而且预分塔内组分的相对挥发度相对要大些, 因此可以采用较小的回流比, 而上塔和下塔则是分离夹紧区域内的物料, 需要采用较大的回流比, 但由于该两塔的温差均较小, 因此适合应用 MVR 热泵精馏工艺。规定上塔和下塔再沸器的换热温差均为 10 ℃, 依据 T₁ 塔和 T₂ 塔各自的塔底、塔顶温度来确定上塔和下塔压缩机 C₁ 和 C₂ 的压缩比。

SHPD 工艺不是简单的把单塔分割为 3 个塔, 分割位置的确定是 SHPD 工艺的关键, 通常以分割点质量分数来确定合适的分割位置。文章取预分塔塔顶气相中乙苯的质量分数($\omega_g(\text{EB})$)和塔底液相中苯乙烯的质量分数($\omega_l(\text{SM})$)作为分割点来进行研究。分割点对整个工艺的设备费用和操作费用均有很大的影响, 上部分割点($\omega_g(\text{EB})$)越大, 则上塔温差越小, MVR 热泵精馏的节能效果越明显, 但预分塔分离负荷会加大, 操作费就会增大。同样, 若下部分割点($\omega_l(\text{SM})$)越大, 则下塔温差越小, MVR 热泵精馏的节能效果越明显, 而预分塔分离负荷同样会加大。反之, 若分割点质量分数越小, 结果则与上面相反。因此, 对于 SHPD 工艺, 必然会存在一个最佳分割点。



T₁—精馏塔; C₁—压缩机; E₁, E₂—换热器; E₃—再沸器。

图 6 单塔 MVR 热泵精馏工艺与优化结果汇总
Fig.6 Single tower MVR heat pump distillation process and summary of optimization results

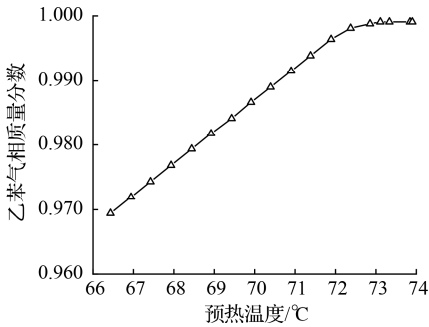
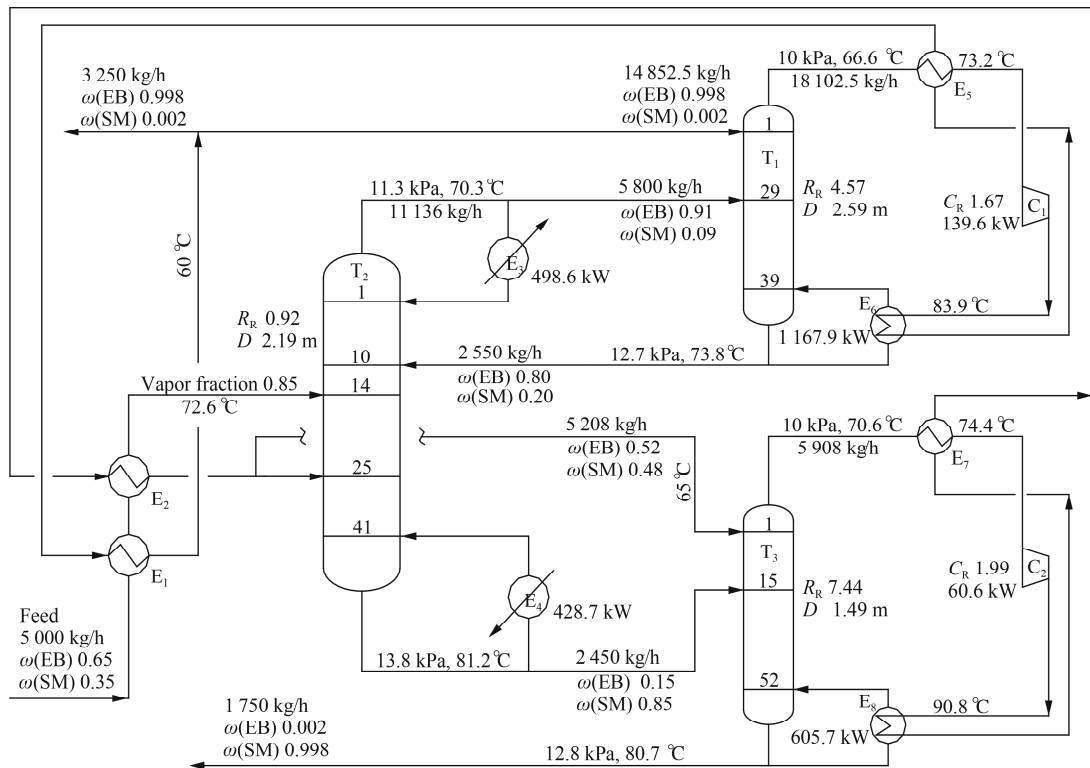


图 7 预热温度与压缩蒸汽气相分率的关系
Fig.7 Relationship between preheating temperature and vapor fraction of compressed vapor



T₁—上塔；T₂—预分塔；T₃—下塔；C₁~C₂—压缩机；E₁~E₈—换热器。

图 8 带预分塔的分割热泵精馏工艺与优化结果汇总

Fig.8 Split heat pump distillation process with pre-separation tower and summary of optimization results

由图 1 可以看出，上部夹紧区（塔下部）的质量分数为 $\omega_l(\text{SM})=0.85\sim 1.0$ ，下部夹紧区（塔上部）的质量分数为 $\omega_g(\text{EB})=0.85\sim 1.0$ ，因此上部和下部的分割点质量分数取值均为 $0.85\sim 1.0$ 。表 1~表 2 为不同分割点条件下模拟得到的各塔工艺参数、设备参数、能耗及 C_{TA} 值。可见，当下塔分割点质量分数 $\omega_l(\text{SM})=0.85$ ，上塔分割点质量分数 $\omega_g(\text{EB})=0.91$ 时，能耗及 C_{TA} 均最小，其值分别为 934.5 t/a 和 4.51×10^5 \$/a，此工况下计算得到的热力学效率为 23.19%。从表 1~表 2 的数据还可以看出，随着分割点质量分数的提高，分割塔的温差越小，因而热力学效率就越高。带预分塔的 SHPD 工艺优化后的主要工艺参数及设备参数汇总于图 8 中。

表 1 T₁ 塔~T₃ 塔不同分割点下的主要参数

Table 1 Main parameters under different split points in T₁—T₃ tower

$\omega_g(\text{EB})$, $\omega_l(\text{SM})$	T ₁ 塔					T ₂ 塔				T ₃ 塔				
	N_T	R_R	C_R	D/m	P_W/kW	N_T	R_R	D/m	Q_R/kW	N_T	R_R	C_R	D/m	P_W/kW
0.85, 0.85	49	4.11	2.36	2.46	176.7	31	0.66	1.86	370.5	52	6.98	1.99	1.44	56.9
0.85, 0.88	49	4.51	2.36	2.58	193.9	34	0.86	2.11	415.2	49	7.27	1.78	1.47	53.1
0.85, 0.91	49	4.79	2.36	2.65	203.6	40	0.97	2.25	439.7	43	7.68	1.63	1.51	51.4
0.88, 0.85	43	4.31	1.92	2.52	151.3	37	0.85	2.11	412.8	52	7.28	1.99	1.47	59.3
0.88, 0.88	43	4.62	1.92	2.61	162.2	40	0.91	2.18	426.5	49	7.52	1.78	1.49	54.8
0.88, 0.91	43	4.89	1.92	2.68	171.3	46	1.02	2.31	450.7	43	7.84	1.63	1.53	52.3
0.91, 0.85	39	4.57	1.67	2.59	139.6	41	0.92	2.19	428.7	52	7.44	1.99	1.49	60.6
0.91, 0.88	39	4.79	1.67	2.65	146.7	44	1.01	2.30	448.6	49	7.67	1.78	1.51	55.9
0.91, 0.91	39	4.98	1.67	2.71	153.8	50	1.28	2.59	507.9	43	7.92	1.63	1.53	52.8

表 2 基于不同分割点得到的指标汇总

Table 2 Summary of indicators based on different split points

$\omega_g(\text{EB}), \omega_l(\text{SM})$	标煤消耗量/ (t · a ⁻¹)	$C_{\text{TA}} \times 10^5 / (\$ \cdot \text{a}^{-1})$	$\eta/\%$
0.85, 0.85	944.7	4.61	19.25
0.85, 0.88	1 025.2	5.04	20.14
0.85, 0.91	1 070.8	5.26	20.89
0.88, 0.85	940.2	4.53	21.35
0.88, 0.88	970.1	4.78	22.11
0.88, 0.91	1 012.1	4.98	22.67
0.91, 0.85	934.5	4.51	23.19
0.91, 0.88	962.3	4.74	24.68
0.91, 0.91	1 037.9	5.09	25.11

由图 8 数据可以看出,把原有的一个塔分成 3 个塔后,上塔 T₁ 和下塔 T₃ 的温差明显减小,分别为 7.2 ℃和 10.1 ℃,因此压缩机的 C_R要比单塔 MVR 热泵精馏工艺的 C_R低很多,从而可节省电耗约 59.6%。虽然分割热泵精馏工艺增加了一个预分塔 T₂,塔底需要消耗一定的蒸汽,但由于 T₁ 塔为气相进料,因此从压缩机 C₁ 出来的压缩蒸汽的潜热要大于 T₁ 塔塔底再沸器 E₆ 所需要的热量,富裕量约 52.7%。这部分富裕的热量用于 T₂ 塔进料的预热,可使进料的汽化率达 0.85 左右,从而可大大降低 T₂ 塔塔底再沸器 E₄ 的蒸汽消耗,进而降低整个精馏工艺的能耗及 C_{TA}。

4 精馏工艺的技术经济比较

4.1 热力学效率

过程的有效能利用率越大,其热力学效率就越高,因此,有效能利用率的大小能明显反映过程的节能特性及其能量转化的不可逆程度^[27]。把模拟优化后得到的相关数据代入第 2.2 节的计算公式,得到了上述 3 种精馏工艺的热力学数据,结果见表 3。可见,带预分塔的 SHPD 工艺其热力学效率最高,而单塔 MVR 热泵精馏工艺的热力学效率并不高,原因是单塔的温差太大而引起热力学效率的降低,这个结果也佐证了 MVR 热泵适合于低温差体系。

表 3 有效能分析与热力学效率

Table 3 Effective energy analysis and thermodynamic efficiency

项 目	常规单塔精馏工艺	单塔 MVR 热泵精馏工艺	带预分塔的分割热泵精馏工艺 ($\omega_g(\text{EB})=0.91, \omega_l(\text{SM})=0.85$)
Q_C/kW	2 269.7	—	498.6
Q_R/kW	2 391.7	—	428.7
P_W/kW	—	495.6	200.2
W_{\min}/kW	65.68	65.87	65.89
W_{act}/kW	534.61	495.6	284.15
$\eta/\%$	12.29	13.29	23.19

4.2 主要技术经济指标

为便于考察不同精馏工艺的综合技术经济特性,将模拟优化后的主要技术经济指标汇总于表 4

中。可见,带预分塔的 SHPD 工艺无论是在能耗还是 C_{TA} ,均低于其他两种精馏工艺。就两种热泵精馏工艺而言,带预分塔的 SHPD 工艺比单塔 MVR 热泵精馏工艺节能约 16.67%、节省 C_{TA} 约 12.77%。

表 4 不同精馏工艺的主要技术经济指标汇总

Table 4 Summary of main technical and economic indexes for different distillation processes

项目	常规单塔 精馏工艺	单塔 MVR 热 泵精馏工艺	带预分塔的分割热泵精馏工艺 ($\omega_g(\text{EB})=0.91$, $\omega_l(\text{SM})=0.85$)
标准煤消耗量/($\text{t} \cdot \text{a}^{-1}$)	2 686.1	1 121.5	934.5
设备折旧费/(\$ $\cdot \text{a}^{-1}$)	2.46×10^5	1.65×10^5	1.68×10^5
操作费用/(\$ $\cdot \text{a}^{-1}$)	7.39×10^5	3.52×10^5	2.83×10^5
C_{TA} /($\$ \cdot \text{a}^{-1}$)	9.85×10^5	5.17×10^5	4.51×10^5
$\eta/\%$	12.29	13.29	23.19
节能/%		58.25	65.21
节约年总费用/%		47.51	54.21

5 结 论

对具有双夹紧区的乙苯-苯乙烯混合物,在分析了该物系特性的基础上,应用分割热泵精馏工艺进行分离研究,得到如下结论:① PENG-ROB 状态方程能够很好地描述乙苯-苯乙烯物系的双夹紧区,适合于具有弱极性和非极性体系物性的计算和预测。② 对于小温差物系的 MVR 热泵精馏工艺,必需考虑塔压降对温差的影响。乙苯-苯乙烯的单塔压降高达 11.2 kPa,由压降引起的温差约 18.8 $^{\circ}\text{C}$ 。③ 单塔 MVR 热泵精馏工艺比常规单塔精馏工艺具有很好的经济优势,节能约 58.25%,节省 C_{TA} 约 47.51%。④ 在塔上部 $\omega_g(\text{EB})=0.91$ 与塔下部 $\omega_l(\text{SM})=0.85$ 处进行分割构成的带预分塔的三塔分割式热泵精馏工艺比单塔 MVR 热泵精馏工艺节能 16.67%,节省 C_{TA} 约 12.77%,热力学效率提高了 9.90%。⑤ 对于类似乙苯-苯乙烯这样具有双夹紧区特性物系的分离,采用带预分塔的三塔分割式 MVR 热泵精馏工艺,不失为一条高效经济的分离路线。

参考文献:

- [1] LI X G, CUI C T, LI H, et al. Process synthesis and simulation-based optimization of ethylbenzene/styrene separation using double-effect heat integration and self-heat recuperation technology: a techno-economic analysis[J]. Separation and Purification Technology, 2019, 228: 115760.
- [2] JONGMANS M T G, SCHUUR B, DE HAAN A B. Ionic liquid screening for ethylbenzene/styrene separation by extractive distillation[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2011, 50(18): 10800-10810.
- [3] JONGMANS M T G, HERMENS E, RAIJMAKERS M, et al. Conceptual process design of extractive distillation processes for ethylbenzene/styrene separation[J]. Chemical Engineering Research and Design, 2012, 90(12): 2086-2100.
- [4] SHIAU L D. Purification of styrene from a styrene/ethylbenzene mixture by stripping crystallization[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2018, 57(19): 6759-6765.
- [5] 张洪宇,刘文杰. 乙苯-苯乙烯分离节能新工艺[J]. 化学工业与工程技术, 2009, 30(6): 49-51.
- [6] 袁孝竞. 乙苯/苯乙烯精馏塔的技术改造[J]. 化学工业与工程, 2010, 27(1): 53-59.

- [7] ZHU Z Y, LIU X Z, CAO Y J, et al. Controllability of separate heat pump distillation for separating isopropanol-chlorobenzene mixture[J]. Korean Journal of Chemical Engineering, 2017, 34(3): 866-875.
- [8] 杨德明, 王杨, 廖巧. 基于分割式热泵的2-甲氧基乙醇-水精馏工艺模拟[J]. 化学工程, 2012, 40(5): 1-5.
- [9] 顾承真, 闵兆升, 洪厚胜. 机械蒸汽再压缩蒸发系统的性能分析[J]. 化工进展, 2014, 33(1): 30-35.
- [10] DÍEZ E, LANGSTON P, OVEJERO G, et al. Economic feasibility of heat pumps in distillation to reduce energy use[J]. Applied Thermal Engineering, 2009, 29(5/6): 1216-1223.
- [11] REDDY C C S, FANG Y, RANGAIAH G P. Improving energy efficiency of distillation using heat pump assisted columns[J]. Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering, 2014, 9(6): 905-928.
- [12] 郑聪, 宋爽, 穆钰君, 等. 热泵精馏的应用形式研究进展[J]. 现代化工, 2008, 28(S1): 114-117.
- [13] 张来勇, 郭绪强, 姜波, 等. 乙烯热泵系统的换热网络分析[J]. 化学工业与工程, 2014, 31(4): 64-68.
- [14] 杨德明, 叶梦飞, 谭建凯, 等. 机械蒸汽再压缩(MVR)热泵技术的应用进展[J]. 常州大学学报(自然科学版), 2015, 27(1): 76-80.
- [15] ZHU P, FENG X. Optimal design and optimal operation of separate heat pump distillation[J]. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 2008, 81(5): 963-967.
- [16] 杨德明, 王杨, 廖巧, 等. 基于双塔精馏的甲醇-碳酸二甲酯分离工艺[J]. 化工进展, 2012, 31(5): 1165-1168, 1172.
- [17] GAO X X, MA Z F, YANG L M, et al. Simulation and optimization of distillation processes for separating the methanol-chlorobenzene mixture with separate heat-pump distillation[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2013, 52(33): 11695-11701.
- [18] 赵文英, 李文文, 孙晓岩, 等. 基于PR立方型状态方程普遍化温度函数的研究与评价[J]. 化工学报, 2020, 71(3): 1234-1245.
- [19] 解祥夫, 赵贵哲, 刘亚青. PR方程对固体溶质的模拟计算[J]. 应用化工, 2006, 35(12): 978-980, 984.
- [20] 陈振华, 曹堃, 姚臻, 等. 基于PR状态方程的二元体系临界性质计算中不同混合规则对比[J]. 高校化学工程学报, 2008, 22(3): 365-370.
- [21] YANG D M, LI T, LENG B Q. Energy-saving technology of styrene unit based on mechanical vapor recompression coupled with organic Rankine cycle process[J]. Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects, 2020: 1-14.
- [22] 朱红艳. 压力变化对乙苯/苯乙烯塔分离效率的影响[J]. 当代化工, 2007(3): 228-230.
- [23] 郁永章, 姜培正, 孙嗣莹. 压缩机工程手册[M]. 北京: 中国石化出版社, 2012: 606-628.
- [24] 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.
- [25] 中国计划出版社. 石油化工设计能耗计算标准: GB/T 50441—2016 [S]. 北京: 中国计划出版社, 2016.
- [26] CUI C T, LI X G, GUO D R, et al. Towards energy efficient styrene distillation scheme: from grassroots design to retrofit[J]. Energy, 2017, 134: 193-205.
- [27] ARAUJO A B, BRITO R P, VASCONCELOS L S. Exergetic analysis of distillation processes: a case study[J]. Energy, 2007, 32(7): 1185-1193.

(责任编辑:谭晓荷)