

渗透汽化-萃取精馏耦合分离 水/异丙醇/正丙醇体系

刘 康,张学会,张思远,张青瑞*
(青岛科技大学化工学院,山东 青岛 266042)

摘要:丙烯水合法生成异丙醇过程中会产生水/异丙醇/正丙醇共沸体系,将其中有机产物及附加产品高效回收是分离领域的研究重点。通过量子化学计算筛选出二甲亚砜为萃取剂。利用 Aspen Plus V12 软件搭建常规萃取精馏(ED)工艺并分离出符合工业要求的产品。引入渗透汽化技术进行节能改进,进一步提出渗透汽化-萃取精馏耦合工艺(PV-ED)。通过计算年总成本(TAC)、气体排放量(M_{gas})和烟效率来对工艺进行经济性能、环境性能和热力学效率方面的评价和比较。计算结果显示,相较 ED 工艺,PV-ED 工艺的 TAC 减少了 21.31%; M_{gas} 降低了 38.83%;整体烟损失减少了 541.46 kW,烟效率提高了 7.01%。

关键词:异丙醇;萃取剂筛选;萃取精馏;烟效率;渗透汽化

中图分类号:TQ225.24

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2025)02-0237-06

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2025.02.043

Separation of water/isopropanol/n-propanol system by pervaporization coupled extractive distillation

LIU Kang, ZHANG Xue-hui, ZHANG Si-yuan, ZHANG Qing-rui*

(College of Chemical Engineering, Qingdao University of Science and Technology, Qingdao 266042, China)

Abstract: Water/isopropanol/n-propanol azeotropic system will be generated in the process of propylene hydration to produce isopropanol. The efficient recovery of organic products and additional products in the azeotropic system is the research highlight in the separation field. Dimethyl sulfoxide is selected as the extractant through quantum chemical calculation. A conventional extractive distillation process is established by utilizing Aspen Plus V12 software, and the products meeting the industrial requirement are successfully separated. The pervaporation technology is employed for energy saving renovation, and the pervaporation-extractive distillation coupling process (PV-ED) is further proposed. The economic performance, environmental performance and thermodynamic efficiency of the process are evaluated and compared by calculating the annual total cost (ATC), gas emissions (M_{gas}) and exergy efficiency. Calculation results show that the TAC of PV-ED process is 21.31% less than that of ED process, M_{gas} is 38.83% lower, the overall exergy loss is 541.46 kW lower, and the exergy efficiency is 7.01% higher.

Key words: isopropanol; extractant screening; extractive distillation; exergy efficiency; pervaporation

我国异丙醇(IPA)产能在全球占据重要地位^[1]。丙烯直接水合法由于单程转化率高和过程简捷在诸多异丙醇生产方法中最为常见,然而反应中会产生副产品正丙醇(NPA),进而形成 H₂O/IPA/NPA 共沸体系^[2]。如何将其中的产物和高附加值有机产品分离出来是异丙醇生产的技术难点。余期捷等^[3]采用乙二醇(EG)为萃取剂,设计出带预分离的四塔萃取精馏工艺对水/异丙醇/正丙醇体系进行分离,并通过模拟和参数优化成功得到符合要求的产品。但所设计流程较复杂且并未进行性能评价。Kang 等^[4]设计出以甘油和离子液体 1-乙基-3-甲基亚胺唑双氰胺(EmiM[DCA])为萃取剂的 2 种萃取精馏工艺。结果显示,与甘油相比,采

用 EmiM[DCA] 的工艺可降低年总成本和气体排放量,但离子液体昂贵的价格使得相关工艺难以被大规模工业化应用。

研究数据显示,精馏过程的能耗约占分离工艺总能耗的 50% 以上^[5]。萃取精馏是分离共沸物系的常见特殊精馏手段。在当前化工行业低碳绿色转型的大背景下,对常规萃取精馏进行节能强化是大势所趋^[6]。渗透汽化技术是新型节能分离技术的一种,通过高选择渗透性能的膜材料实现有机混合组分的高效分离。目前,通过渗透汽化技术和精馏技术的耦合实现精馏的节能改进是分离工业的新方向。刘鑫等^[7]设计出两塔精馏和渗透汽化-隔壁塔精馏分离工艺对费托合成水进行分离。结果表明,

收稿日期:2024-04-08;修回日期:2024-12-25

作者简介:刘康(1999-),男,硕士生,研究方向为化工过程模拟;张青瑞(1972-),女,副教授,研究方向为过程系统工程、生物催化转化,通讯联系人,zhangqingrui@qust.edu.cn。

渗透汽化-隔壁塔精馏工艺具有明显的节能优势。Meng 等^[8]针对酯化反应过程中生成的乙酸乙酯/乙醇/水三元共沸体系,提出萃取精馏和渗透汽化相结合的混合工艺。结果显示混合工艺的 CO₂ 排放量为 5.15 t/h,环境性能极佳。本文中为探究萃取精馏分离水/异丙醇/正丙醇体系的最佳节能工艺,设计出常规萃取精馏工艺对产品分离,为改进工艺引入渗透汽化技术对高能耗的溶剂回收塔进行替换,进一步设计出萃取精馏-渗透汽化耦合工艺。并通过评价指标计算探究了不同工艺性能的差异,为萃取精馏最佳节能工艺的设计应用提供了参考。

1 工艺的经济和环境性能评价

1.1 经济评价指标

在此项工作中,经济标准用年总成本(TAC)来表示^[9]。TAC 由总资本成本(TCC)和年度运营成本(AOC)2部分组成。

$$TAC = AOC + TCC/\text{payback period} \quad (1)$$

TCC 包括流程中使用的塔设备、换热器、真空泵和膜设备等的设备投资成本。AOC 包括加热蒸汽、冷却水和电公用工程的费用。塔体、膜组件及各种设备投资回收期都设为 3 a。具体计算公式见表 1。

表 1 各单元 TAC 详细计算方法

| 设备名称 | 经济核算 |
|------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| 冷凝器 | 传热系数=0.852 kW/(K·m ²) 设备费用=7296×(A _C ,m ²) ^{0.65} 传热面积 A=Q _c /(K _c ×Δt _c) |
| 再沸器 | 传热系数=0.568 kW/(K·m ²) 设备费用=7296×(A _R ,m ²) ^{0.65} 传热面积 A=Q _R /(K _R ×Δt _R) |
| 塔板 | 费用=(M&S/280)×97.243×D ^{1.066} ×H×F _c |
| 塔体 | 费用=17640×D ^{1.066} ×H ^{0.802} 塔高 H=1.2×0.61×(N _T -2) |
| 膜 | 膜费用 327.6×A _m 膜组件费用(400/A _m) ^{0.3×125550} 真空泵费用:4200×(60×F _{Permeate} ×8.314×273.15/3600/101.325) ^{0.55} |

1.2 环境评价指标

气体排放量(CO₂/SO₂/NO_x)通过计算工艺各耗能单元的排放气体总量来评价工艺的环境效益^[10]。气体排放量 M_{gas} 的值可以通过公式(2)计算得到。

$$M_{\text{gas}} = a_{\text{gas}} M_{\text{coal}} + W b_{\text{gas}} \quad (2)$$

M_{coal} 代表过程工业燃煤的消耗质量;W 表示过程的总消耗电量;系数 a_{gas} (kg/kg) 和 b_{gas} (kg/kWh) 代表标准煤和电力气体排放系数,其值分别为 2.49 (CO₂)、0.075 (SO₂)、0.0375 (NO_x) 和 0.997 (CO₂)、0.03 (SO₂)、0.015 (NO_x)。M_{coal} 的计算见公式(3):

$$M_{\text{coal}} = [(Q_r + Q_{pr}) \cdot N] / (Q_{\text{stanglard}} \cdot \eta_{\text{coal trans}}) \quad (3)$$

1.3 热力学效率评价指标

基于热力学第二定律的焓分析是评价工艺整体热力学效率的重要标准。公式(4)、(5) 是进行焓效率计算的主要公式。

$$Ex_D = Ex_{in} + Ex_{out} \quad (4)$$

$$\eta = [(\sum Ex_{out}) / (\sum Ex_{in})] \times 100\% \quad (5)$$

其中,Ex_{in} 和 Ex_{out} 分别代表进出物流的焓值;Ex_D 代表工艺的焓损失;η 代表工艺的焓效率。对于稳态物流流股,焓值往往包括物理焓和化学焓,采用公式(6)、(7)对物流焓值进行相应计算。

$$Ex_{ph} = H - T_0 S \quad (6)$$

$$Ex_{ch} = \sum x_i EX_i^{ch,o} + RT_0 \sum x_i \ln x_i \quad (7)$$

其中 Ex_{ph} 和 Ex_{ch} 分别代表单位摩尔物流的物理焓和化学焓;H (kJ/mol) 代表物流的焓值;S 代表物流的熵值[kJ/(mol·K)];T₀ 代表环境温度;x_i 代表组分的摩尔分数;R 代表气体常数,值为 0.008 314 kJ/(mol·K);EX_i^{ch,o} 代表组分 i 的标准摩尔化学焓,各组分的 Ex_i^{ch,o} 由文献给出,对应数据如表 2 所示。

表 2 各物质的标准摩尔化学焓

| 物质 | IPA ^[11] | NPA ^[12] | H ₂ O ^[12] | DMSO ^[12] |
|----------------------------------------------------------|---------------------|---------------------|----------------------------------|----------------------|
| EX _i ^{ch,o} /(kJ·mol ⁻¹) | 0.90 | 2026.96 | 2026.02 | 1986.14 |

而对于输入或输出系统的热量或其他功,称为热量焓和功焓,采用公式(8)、(9)进行计算。

$$Ex_Q = \sum Q_R(1 - T_0/T_R) + \sum Q_C(1 - T_0/T_C) \quad (8)$$

$$Ex_w = W_R + W_C \quad (9)$$

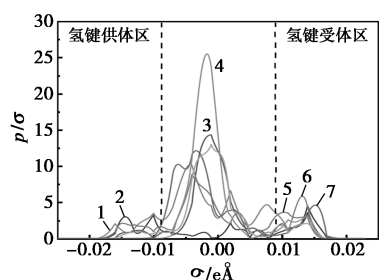
其中,Q_R 和 Q_C 为系统对外释放和吸收的热量;W_R 和 W_C 为外界对系统和系统对外界所做的机械功或电功总和;T_C 和 T_R 分别为冷热公用工程的温度。

2 常规萃取精馏工艺

2.1 萃取剂筛选

为筛选萃取精馏工艺所需萃取剂,决定采用量子化学计算分析萃取剂和体系的相互作用。COSMO 模型(conduct-like screening model)目前已经被广泛应用于分子性质预测中^[13]。利用 Dmol3

模块对 Material Studio 8.0 软件中分子的化学结构优化形成 COSMO 文件,进一步生成 σ 剖面的表面电荷密度分布。 σ -剖面通常分为 3 个区域:氢键供体区 ($-\infty \sim -0.0082 \text{ e}/\text{\AA}^2$)、氢键受体区 ($0.0082 \text{ e}/\text{\AA}^2 \sim +\infty$) 和非极性区 ($-0.0082 \text{ e}/\text{\AA}^2 \sim 0.0082 \text{ e}/\text{\AA}^2$)。将二甲基亚砜 (DMSO)、甘油 (Glycerol)、乙二醇 (EG) 和环己酮 (CYC) 作为备选萃取剂,相关 σ -Profile 如图 1 所示。由此可以对物系间的相互作用效果进行初步探讨。



1—IPA;2—H₂O;3—NPA;4—CYC;5—EG;
6—Glycerol;7—DMSO

图 1 共沸体系和 4 种萃取物的 σ 图谱

从图 1 可以看出, NPA 和 IPA 在氢键受体区的峰值大于供体区,说明 2 种醇作为氢键受体与水结合,这也是形成共沸物的原因。要想打破共沸需要筛选出氢键受体能力高于 IPA 和 NPA 的萃取剂。在氢键受体区域, DMSO 和 Glycerol 的峰值明显高于 IPA 和 NPA,表明两者都能破坏 H₂O-IPA 和 H₂O-NPA 的共沸体系; EG 和 CYC 在氢键受体区峰值低于 IPA 和 NPA,难以打破共沸。此外为探究水分子与萃取剂的相互作用强弱,对两者之间的最优构型进行了计算,得到的键长及相互作用能结果如图 2、表 3 所示。

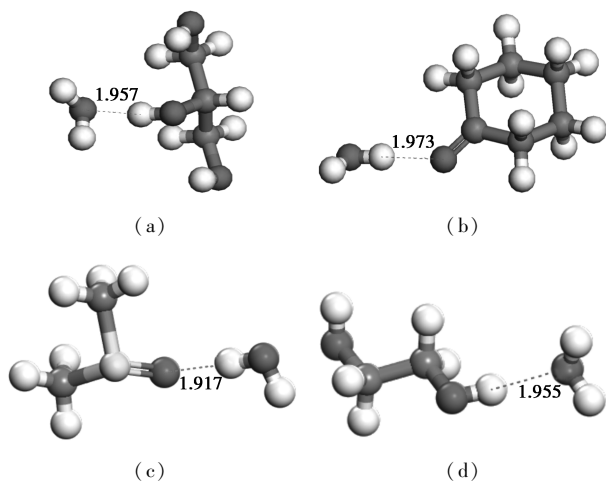


图 2 萃取剂和水分子的氢键长度

表 3 萃取剂与水分子之间的相互作用能

| 物系 | $E_h/\text{hartree}$ | E_{BSSE} | $\Delta E/(\text{kJ}\cdot\text{mol}^{-1})$ |
|---------------------------|----------------------|-------------------|--------------------------------------------|
| H ₂ O | -76.474436 | | |
| Glycerol | -230.366360 | | |
| CYC | -344.841738 | | |
| DMSO | -553.325823 | | |
| EG | -309.861507 | | |
| Glycerol-H ₂ O | -421.319160 | -0.001049 | -10.595963660 |
| CYC-H ₂ O | -386.335540 | -0.001548 | -3.005436884 |
| DMSO-H ₂ O | -629.820946 | -0.000516 | -55.674103430 |
| EG-H ₂ O | -306.845566 | -0.000471 | -13.763672080 |

注: $1 \text{ eV} = 2629.26 \text{ kJ}\cdot\text{mol}^{-1}$ 。

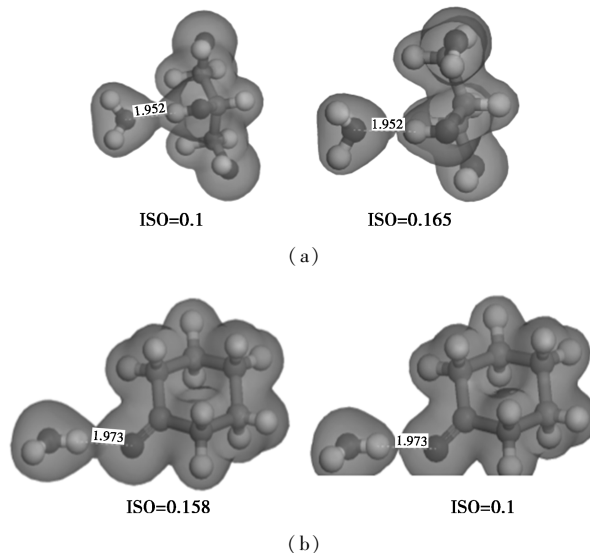
图 2 中数据代表键长,键长越短,代表相互作用越强。由数据可知 Glycerol、CYC、DMSO 和 EG 与水分子之间最短的范德华半径分别为 1.957、1.973、1.917、1.955。DMSO 和水分子之间键长最短,相互作用最强。

相互作用能计算见公式(10)、(11)。 E_{AB} 为萃取剂和水分子之间的相互作用能; E_{A} 为萃取剂分子的能量; E_{B} 为水分子的能量; $E_{(\text{A},\text{AB})}$ 和 $E_{(\text{B},\text{AB})}$ 是 A 和 B 基中 A 和 B 的能量。经 BSSE 校正后的相互作用能如表 3 所示。由表可知 DMSO 和水分子之间的相互作用能为 $-55.67410343 \text{ kJ/mol}$,在 4 种萃取剂分子中最强。相互作用能分析在数据方面为萃取剂和水分子间的作用力大小给出了直观说明。

$$\Delta E_{\text{interaction}} = E_{\text{AB}} - E_{\text{A}} - E_{\text{B}} + E_{\text{BSSE}} \quad (10)$$

$$E_{\text{BSSE}} = E_{\text{A}} - E_{(\text{A},\text{AB})} + E_{\text{B}} - E_{(\text{B},\text{AB})} \quad (11)$$

图 3 表示不同等值面下萃取剂和水分子的总电荷密度。等值面 (ISO) 越高,表示分子间氢键断裂



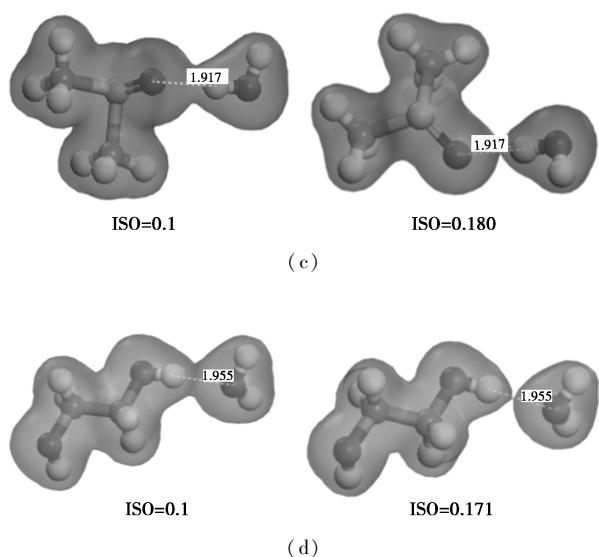


图 3 不同等值面下萃取剂和水分子的总电荷密度越困难,氢键作用越强。由图可知 Glycerol、CYC、DMSO 和 EG 与水分子 ISO 值分别为 0.165、0.158、

0.180 和 0.171。可以看出,DMSO 的 ISO 值最大,进一步说明 DMSO 和水分子之间的相互作用最强。通过量子化学计算最终选定 DMSO 为萃取剂。

2.2 工艺模拟

常规萃取精馏(ED)工艺中,原料流量为 100 kmol/h,原料中 H₂O、IPA、NPA 的摩尔分数分别为 80%、10%、10%。3 种物质的分离要求为 IPA ≥ 99.9% (优等品)、NPA ≥ 99.5% (一等品)、水中有机醇质量分数 ≤ 0.002%。选用 DMSO 为萃取剂,热力学方法为 NRTL-RK。通过 Aspen Plus V12 软件模拟得到的相关工艺如图 4 所示,具体参数结果见表 4。原料在塔 EDC1 第 22 块板进料,萃取剂在第 5 块板进料,塔顶得到质量分数 99.9% 的 IPA 产品;在 EDC2 塔顶得到质量分数大于 99.8% 的 NPA 产品;在 ERC 塔顶位置得到质量分数大于 99.9% 的产品水,塔底得到质量分数大于 99.9% 的萃取剂用于循环利用。

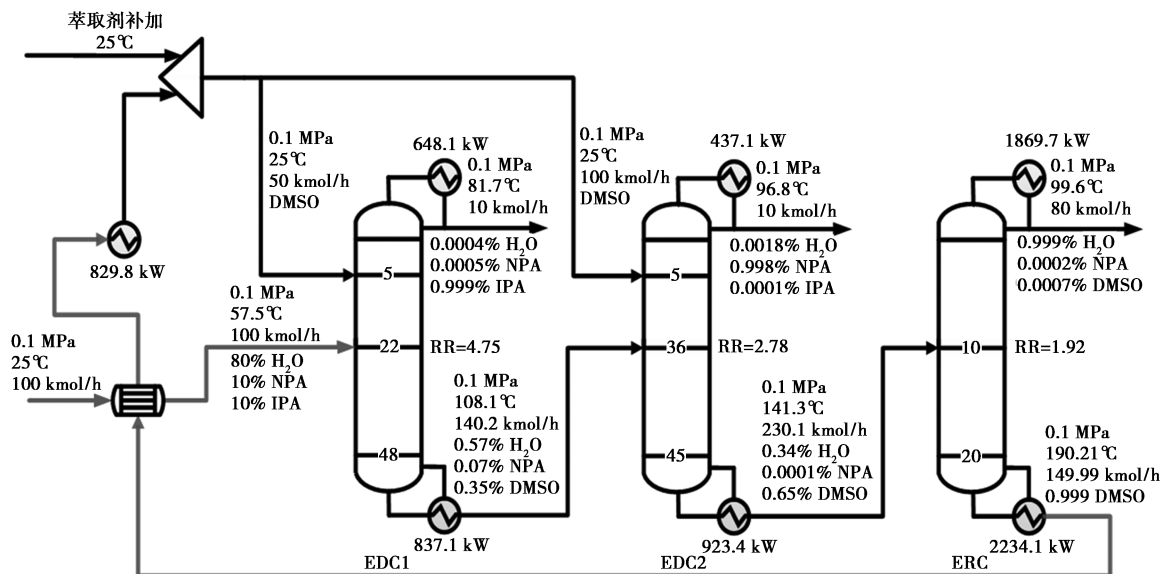


图 4 ED 工艺的工艺流程

表 4 ED 工艺参数结果

| 变量 | EDC1 | EDC2 | EDC |
|-------------------------------|------|------|------|
| 理论塔板数/块 | 48 | 45 | 20 |
| 萃取剂进料位置/块 | 5 | 5 | — |
| 原料进料位置/块 | 22 | 36 | 10 |
| 回流比 (RR) | 4.75 | 2.78 | 1.92 |
| 萃取剂流量/(kmol·h ⁻¹) | 50 | 100 | — |

3 渗透汽化-萃取精馏耦合工艺

渗透汽化由于绿色节能的特点被广泛应用于有

机产品的分离中。在此引入渗透汽化单元代替高能耗的溶剂回收塔来分离 DMSO/H₂O 混合物。采用的膜是 Zhang 等^[14]制备出的一种用于分离 DMSO/H₂O 混合物的改性耐溶剂陶瓷管状膜,通过拟合验证得到 DMSO 和 H₂O 在陶瓷管状膜中的渗透参数。渗透相关方程见公式(12)、(13)。

$$F_{p,i} = A_m \cdot D_i (C_{R,i} - C_{P,i}) \quad (12)$$

$$D_i = D_{i,o} \cdot \exp(-E_i/RT) \quad (13)$$

式中, $F_{p,i}$ 表示渗透通量,kg/(m²·h⁻¹); D_i 为扩散系数,m/h; E_i 为渗透活化能,kJ/mol; A_m 代表膜面积,m²。

根据拟合出的参数可以得到:在陶瓷管状膜中, $D_{\text{DMSO,o}}$ 、 $D_{\text{Water,o}}$ 分别为0.074、73.19。 $C_{R,i}$ 、 $C_{P,i}$ 通过公式(14)、(15)计算得到。 P_{prem} 表示渗透侧压力, MW_i 和 $Z_{P,i}$ 分别表示渗透侧物质的摩尔质量和摩尔分数。

$$C_{R,i} = 984.436 \text{ kg} \cdot \text{m}^3 \times Z_{W_{R,i}} \quad (14)$$

$$C_{P,i} = (Z_{P,i} \times P_{\text{prem}} \times MW_i) / (0.08206 \times T) \quad (15)$$

公式(16)~(18)用来描述每个单元中所有流量的动态平衡。 $F_{R,n}$ 表示微分单位 n 的摩尔流率, Z_i 表示组分 i 的摩尔分数。 $h_{R,n}$ 表示组分 i 的摩尔焓。通过相关方程,在Aspen Custom Modeler软件中成功建立了渗透汽化模型,相关物性计算调用Aspen Properties中的热力学模型及物性数据。

Total mass balance:

$$0 = dM_R/dt = F_{R,n-1} - F_{R,n} - F_{P,n} \quad (16)$$

Component balance:

$$M_R(dz_{R,n,i}/dt) = F_{R,n-1}z_{R,n-1,i} - F_{R,n}z_{R,n,i} - F_{P,n}z_{P,n,i} \quad (17)$$

Energy balance:

$$M_R(dh_{R,n}/dt) = F_{R,n-1}h_{R,n-1} - F_{R,n}h_{R,n} - F_{P,n}h_{P,n} \quad (18)$$

建立渗透汽化模型后,在Aspen Plus V12软件中搭建渗透汽化-萃取精馏耦合(PV-ED)工艺,流程见图5,参数结果见表5。在萃取精馏塔EDC1、EDC2塔顶得到质量分数99.9%的IPA和99.8%的NPA。经过PV装置的分选,成功在渗透侧采集到质量分数99.9%的水,渗余侧得到质量分数99.9%的DMSO流股。

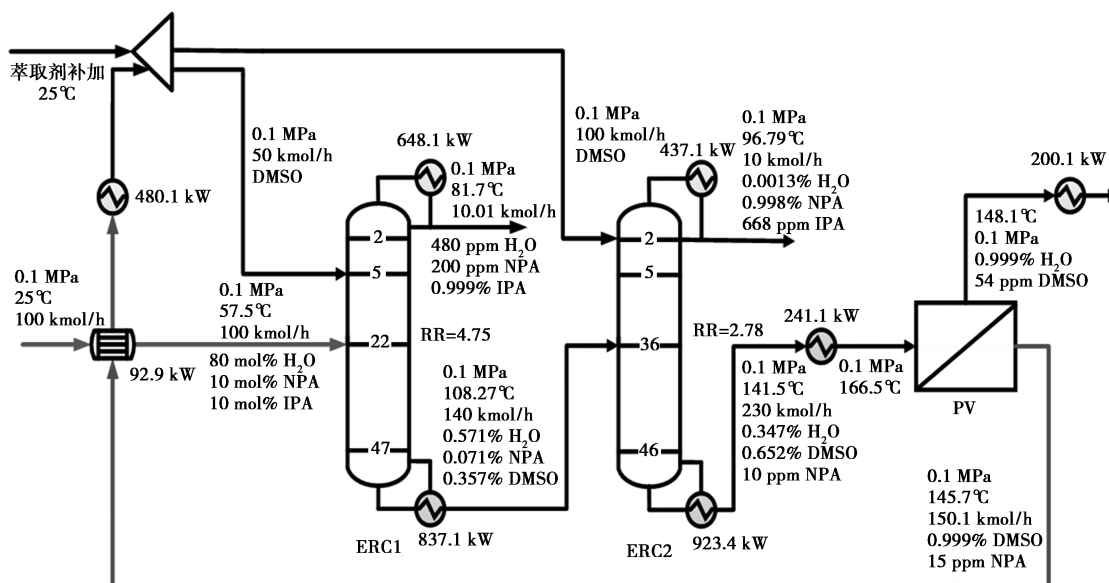


图5 渗透汽化-萃取精馏工艺的工艺流程

表5 PV-ED工艺参数结果

| 变量 | EDC1 | EDC2 | PV |
|-------------------------------|------|------|-----|
| 理论塔板数/块 | 47 | 46 | — |
| 萃取剂进料位置/块 | 5 | 5 | — |
| 原料进料位置/块 | 22 | 36 | — |
| 回流比 | 4.75 | 2.78 | — |
| 萃取剂流量/(kmol·h ⁻¹) | 50 | 100 | — |
| 膜面积/m ² | — | — | 608 |

4 工艺综合评价对比

4.1 经济性比较

表6是工艺的各项经济指标计算结果。由于渗透汽化单元的使用,PV-ED工艺的再沸器能耗降低了1993.2 kW,因此运营成本有所下降,由表6中数据可以计算得到:PV-ED工艺的AOC降低了28.56%。在设备成本的比较中,PV-ED工艺的

TCC降低并不明显。而在整体TAC的比较中,PV-ED工艺的TAC减少了 3.31×10^5 美元/a,相较ED工艺降低了21.31%。

表6 工艺经济指标计算结果

| 变量 | ED | PV-ED |
|-------------------------------------------|---------|--------|
| TCC/(10 ⁵ 美元·a ⁻¹) | 3.9612 | 3.9571 |
| AOC/(10 ⁵ 美元·a ⁻¹) | 11.5730 | 8.2675 |
| TAC/(10 ⁶ 美元·a ⁻¹) | 1.5534 | 1.2224 |

4.2 环境性比较

表7是工艺的各项气体排放指标计算结果。由表7数据可以得到PV-ED工艺在各项环境指标评价中均有较大优势。通过计算得到PV-ED工艺的二氧化碳排放量减少了 4.2209×10^6 kg/a;二氧化硫排放量减少了 1.2701×10^6 kg/a;氮氧化物排放量减少了 0.635×10^6 kg/a;气体总排放量减少了

4. 411 8×10⁶ kg/a, 相较 ED 工艺降低了 38. 83%。

表 7 工艺环境指标计算结果

| 变量 | ED | PV-ED |
|------------------------------------------------------|----------|---------|
| $M_{CO_2}/(10^6 \text{ kg}\cdot\text{a}^{-1})$ | 10. 8710 | 6. 6501 |
| $M_{SO_2}/(10^5 \text{ kg}\cdot\text{a}^{-1})$ | 3. 2706 | 2. 0006 |
| $M_{NO_x}/(10^5 \text{ kg}\cdot\text{a}^{-1})$ | 1. 6353 | 1. 0003 |
| $M_{\text{gas}}/(10^6 \text{ kg}\cdot\text{a}^{-1})$ | 11. 3620 | 6. 9502 |

4.3 热力学效率比较

精馏工艺塔内热量梯度差距过大且存在液泛等现象造成热力学效率低下。通过图 6、图 7 描述了不同工艺各分离单元的焓流分布, 数据显示在 ED 工艺中, 溶剂回收塔单元造成最大焓损失 485. 15 kW。PV-ED 工艺中采用渗透汽化单元来代替溶剂回收塔, 过程焓损失因此急剧下降, 渗透汽化单元焓损失仅为 79. 69 kW。从表 8 数据中也进一步得到 PV-ED 相较 ED 工艺的整体焓损失减少了 541. 46 kW; 焓效率提高了 7. 01%。

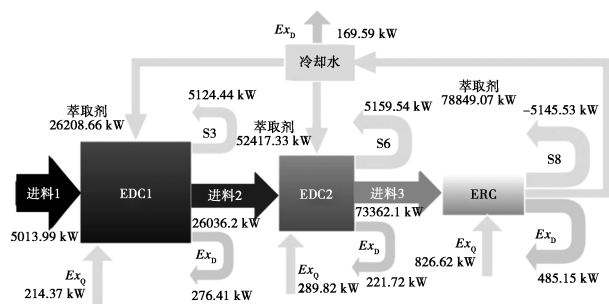


图 6 ED 工艺的焓流分布

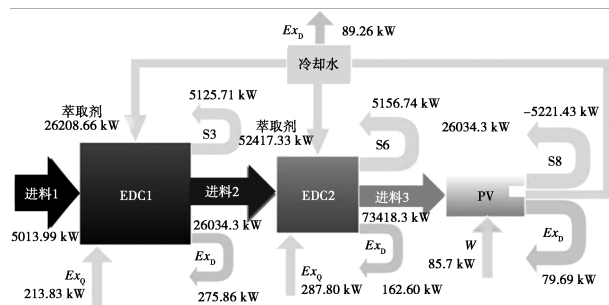


图 7 PV-ED 工艺的焓流分布

表 8 工艺焓损失及焓效率计算结果

| 变量 | ED | PV-ED |
|----------------------|----------|----------|
| Ex_{in}/kW | 5410. 70 | 5174. 90 |
| Ex_{out}/kW | 6559. 60 | 5782. 40 |
| Ex_D/kW | 1148. 80 | 607. 41 |
| $\eta/\%$ | 82. 48 | 89. 49 |

5 结论

针对水/异丙醇/正丙醇共沸体系, 设计出以

DMSO 为萃取剂的常规萃取精馏分离工艺, 并引入渗透汽化技术对工艺进行节能改进, 进一步提出了渗透汽化-萃取精馏耦合工艺。并对工艺进行性能评价比较, 结果如下。

(1) 在经济性能的比较中, PV-ED 工艺相较 ED 工艺的 TAC 降低了 3. 31×10⁵ 美元/a, 减少了 21. 31%。

(2) 在环境性能比较中, 通过计算得到 PV-ED 工艺的 M_{gas} 为 6. 950 2×10⁶ kg/a, 相较于 ED 工艺降低了 38. 83%。

(3) 在热力学效率比较中, PV-ED 相较 ED 工艺的整体焓损失减少了 541. 46 kW; 焓效率提高了 7. 01%。

随着渗透汽化技术的引入, 工艺的经济、环境和热力学性能有了明显提高。渗透汽化-萃取精馏耦合工艺的性能优势为共沸体系的节能分离提供了新方向。

参考文献

- [1] 李星. 异丙醇的生产技术及市场分析[J]. 山东化工, 2021, 50(11): 79-81, 85.
- [2] 刘春杰, 刘成. 异丙醇及其生产技术比较[J]. 石油科技论坛, 2011, 30(6): 56-57, 60, 71-72.
- [3] 余期捷, 路战胜, 李诺, 等. 乙二醇萃取精馏分离异丙醇-正丙醇-水三元混合体系的流程模拟与优化[J]. 当代化工, 2022, 51(12): 2973-2980.
- [4] Kang H, Zhao F, Zhu R, et al. Extractive distillation for separation of isopropanol-n-propanol-water ternary system; Mechanism analysis and process design [J]. Chemical Engineering Research and Design, 2023, 200: 793-802.
- [5] 吴启铭, 王振, 徐文武, 等. 绿色节能的萃取精馏工艺设计与强化[J]. 石油炼制与化工, 2024, 55(2): 128-134.
- [6] 李春利, 刘亚磊, 段丛. 萃取精馏分离丙酮、甲醇和四氢呋喃[J]. 现代化工, 2023, 43(11): 214-218, 223.
- [7] 刘鑫, 潘阳, 刘公平, 等. 渗透汽化-隔壁塔精馏耦合初步分离费托合成水的过程研究[J]. 化工学报, 2022, 73(5): 2020-2030.
- [8] Meng D, Dai Y, Xu Y, et al. Energy, economic and environmental evaluations for the separation of ethyl acetate/ethanol/water mixture via distillation and pervaporation unit[J]. Process Safety and Environmental Protection, 2020, 140: 14-25.
- [9] Douglas J M. Conceptual design of chemical processes [M]. New York: McGraw-Hill, 1988.
- [10] Li Y, Sun T, Ye Q, et al. Economic and environmental assessment for purification of acetonitrile and isopropanol by reactive coupling extractive distillation[J]. Separation and Purification Technology, 2021, 275: 119133.
- [11] Marques J, Costa A, Pereira C. Exergy analysis for the Na-O-H (sodium-oxygen-hydrogen) thermochemical water splitting cycle[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2020, 45(20): 11424-11437.
- [12] Haghbakhsh R, Raeissi S. A novel atomic contribution model for the standard chemical exergies of organic compounds[J]. Fluid Phase Equilibria, 2020, 507: 112397.
- [13] 刘红. 协同萃取脱酚的机理分析与工艺优化[D]. 青岛: 青岛科技大学, 2023.
- [14] Zhang Y, Chong J, Xu R, et al. Effective separation of water-DMSO through solvent resistant membrane distillation (SR-MD) [J]. Water Research, 2021, 197(13): 117103. ■