

基于分壁塔的重整拔头油分离工艺模拟研究

丁鑫宇, 薄德臣*, 金庆方, 王贺, 孙京
(辽宁石油化工大学石油化工学院, 辽宁抚顺 113001)

摘要:本研究以某企业重整拔头油加氢反应装置产物为研究对象,对重整拔头油分离工艺展开研究,目的在于开发出一条高效节能的重整拔头油分离流程。利用 Aspen Plus V12 模拟软件对重整拔头油的直接精馏流程、调优精馏流程和分壁塔精馏流程进行稳态模拟,同时对隔壁塔单变量因素进行优化研究,确定基于分壁塔模拟的节能高效分离方案。结果表明,采用隔壁塔的精馏流程冷凝和加热能耗比常规流程降低了 34.24% 和 34.17%;比调优流程冷凝和加热能耗分别降低 27.83% 和 27.87%。获得分壁塔的最佳进料位置在预分馏塔的第 19 块塔板、21 块塔板,最佳回流比为 19.5、15.5,最佳隔板位置为隔板上端位于第 33 块塔板、22 块塔板,最佳液相分配比为 0.45、0.44,最佳侧线采出位置在第 66 块塔板、36 块塔板。

关键词:重整拔头油;隔壁精馏塔;能耗;分离工艺;模拟优化

中图分类号:TQ018

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2026)07-0227-06

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2026.07.039

Simulation research on the reforming head oil separation process based on a dividing wall column

DING Xin-yu, BO De-chen*, JIN Qing-fang, WANG He, SUN Jing

(College of Petrochemical Engineering, Liaoning Petrochemical University, Fushun 113001, China)

Abstract: This study investigated the separation process of reforming head oil using the product from an enterprise's reforming head oil hydrogenation unit. The objective was to develop an efficient and energy-saving separation process for reforming head oil. Using Aspen Plus V12 simulation software, steady-state simulations were conducted on the direct distillation process, optimized the distillation process, and the dividing wall column distillation process for reforming head oil. Simultaneously, single-variable optimization studies were conducted on the dividing wall column to determine an energy-efficient separation scheme based on its simulation. Results indicated that the dividing-wall column distillation process reduced condensation and heating energy consumption by 34.24% and 34.17%, respectively, compared to the conventional processes. Compared to the optimized process, condensation and heating energy consumption are reduced by 27.83% and 27.87%, respectively. The optimal feed positions for the dividing-wall column were identified as the 19th and 21st trays in the pre-fractionation tower. The optimal reflux ratios were 19.5 and 15.5, respectively. The optimal positions of the dividing wall are at the 33rd tray and the 22nd tray from the top, and the optimal liquid distribution ratios were 0.45 and 0.44, respectively, while the optimal side-line withdrawal positions were at the 66th and 36th trays.

Key words: reforming head oil; dividing wall column; energy consumption; separation process; simulation optimization

重整原料经预分馏,将低于 80℃ 的馏分切出,预分馏塔顶的这部分切出的馏分称为重整拔头油,具有碳五含量高且基本为饱和烷烃的特点,这对后续加工利用有重要影响^[1]。目前,许多石化企业通常把拔头油作为裂解原料或燃料出售,价格低廉,生产效益不高。对重整拔头油进行深加工,通过分离可以生产一系列高附加值的化工产品^[2]。近年来随着“分子炼油”理念的不断推进,对重整拔头油进行深度精细分离,提升企业综合效益。重整拔头油通过分离可以得到的异戊烷、正戊烷、环戊烷和正己烷等产品,这些产品在工业中具有广泛用途。

重整拔头油产物分离过程具有产物分离难度大、产品多、流程长、能耗高等特点,结合重整拔头油组分分布特点开发出一条高效节能的分离工艺是决定重整拔头油深加工利用效益高低的关键。近年来,随着化工产业的发展,精馏过程节能新技术不断涌现,精馏过程可通过增设中间再沸器和冷凝器^[3]、热泵精馏^[4]、多效精馏^[5]、热耦合精馏^[6]等过程强化技术实现节能^[7]。分壁蒸馏技术是一种重要的分离过程节能新技术,近年来已成为精馏过程节能的重要手段^[8-9]。分壁塔是在精馏塔中添加一块竖直隔板,将精馏塔分为公共精馏段、公共提馏

收稿日期:2025-10-11;修回日期:2026-05-08

作者简介:丁鑫宇(2000-),女,硕士生;薄德臣(1984-),男,博士,教授,研究方向为传质与分离工程,通讯联系人,bodechen@163.com。

段、预分馏段和主塔段 4 个部分^[10],用于代替常规两塔分离三元混合物,其独特的结构可以通过降低物料的返混而提高精馏效率,因此采用分壁蒸馏技术可以缩短工艺流程,且能耗较双塔流程一般可降低 20%~30%^[11]。余超^[12]将分壁精馏塔用于环己酮装置醇酮精馏流程,节省冷凝器能耗 30.94%,再沸器能耗 2.87%。邵圣娟等^[13]分别研究了萃取精馏分壁塔和共沸精馏分壁塔在无水异丙醇工艺上的应用,模拟结果显示,隔壁萃取精馏塔可以使年度总费用和设备费用分别降低 4.87% 和 29.34%,隔壁共沸精馏塔可以使年度总费用和设备费用分别降低 22.41% 和 16.87%。为降低煤基合成气中低碳醇($C_1 \sim C_4$)因 $C_2 \sim C_4$ /水共沸物导致的高能耗分离问题,Hu 等^[14]提出通过分流壁塔(DWC)精简流程、盐析(SO)破除共沸物并初步脱水、渗透蒸发(PV)实现深度脱水的 DWC-SO-PV 组合工艺,结果表明该工艺显著降低年总成本 48.74%,节能 50.01%,为煤化工节能提供有效方案。目前尚没有关于分壁塔用于重整拔头油精馏分离过程的报道。

本研究以某石化企业拟新建 25 万 t/a 重整拔头油分离装置原料组成为基础数据,以能耗为对比指标,采用 Aspen Plus V12 化工模拟软件对不同拔头油分离工艺流程进行模拟研究,旨在开发出一条高效节能的拔头油分离工艺,确定最佳的生产技术方案,提高经济效益。

1 原料组成及控制指标

本研究以某企业的重整拔头油为原料,进料组成及质量分数见表 1。

由表 1 可知,重整拔头油是由 $C_4 \sim C_6$ 组成的烃类混合物,主要为饱和烷烃,芳烃含量很少;正构烷烃和异构烷烃在原料中的占比很大,分别为 50.27% 和 36.79%,其次为环烷烃和芳烃,占比分别为 12.55% 和 0.39%。

表 1 原料组成与质量分数

序号	组分	质量分数/%	序号	组分	质量分数/%
1	N-C ₄	0.01	5	I-C ₆	9.78
2	I-C ₅	27.01	6	N-C ₆	8.89
3	N-C ₅	41.37	7	C-C ₆	2.10
4	C-C ₅	10.45	8	A-C ₆	0.39

重整拔头油经过分离可以得到高纯度的异戊烷、正戊烷、环戊烷和正己烷等产品,产品控制指标分别为:异戊烷质量分数不低于 99.0%,质量满足《HGT 5613—2019 工业用异戊烷》要求;正戊烷质量分数不低于 99.5%;环戊烷质量分数不低于 95.0%,质量要求满足《GB/T 18825—2002 工业用环戊烷》,正己烷质量分数不低于 80.0%。

2 重整拔头油分离方案设计

重整拔头油通过分离获得异戊烷、正戊烷、环戊烷和正己烷产品,通过深入分析重整拔头油组分分布规律,本研究分别对常规重整拔头油精馏分离工艺、基于有序直观推断法的重整拔头油精馏分离工艺和基于分壁塔的重整拔头油精馏分离工艺进行深入模拟研究,旨在以能耗为对比指标,确定最佳工艺流程,为重整拔头油分离工艺的工业应用提供理论依据。

方案一:重整拔头油常规精馏工艺流程如图 1 所示,该方案分离工艺按照原料组分沸点由低到高的顺序进行切分,也是某石化企业工业装置实际采用的工艺流程^[15],原料首先进入异戊烷塔,塔顶产出异戊烷,塔底物料进入正戊烷塔,正戊烷塔塔顶分离出正戊烷,塔底物料由塔底进入环戊烷塔,环戊烷塔塔顶脱出环戊烷,塔底物料进入异构己烷塔,异构己烷塔塔顶分离出己烷的异构烷烃,塔底物料进入正己烷塔,正己烷塔塔顶分离出正己烷。

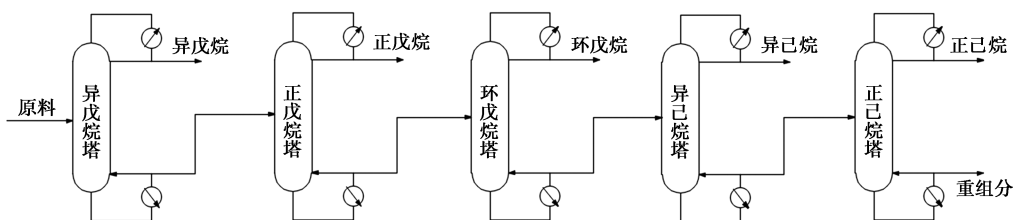


图 1 重整拔头油常规精馏工艺流程

方案二:根据有序直观推断理论^[16-17],对重整拔头油组分进行分析,寻找最优精馏序列工艺,最终

确定基于有序直观推断法的重整拔头油常规精馏工艺流程,如图 2 所示,戊烷塔塔顶产出异戊烷,塔底

产出正戊烷,环戊烷塔塔顶产出环戊烷,异构己烷塔塔顶产出异己烷,正己烷塔塔顶产正己烷。

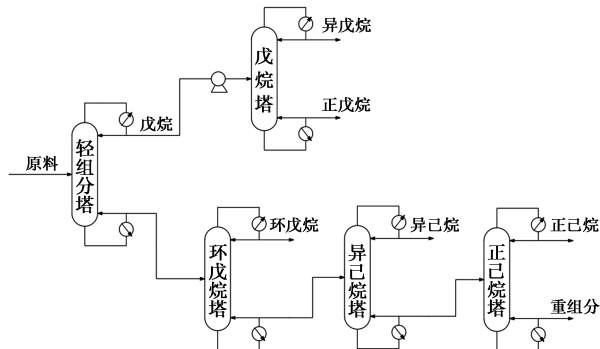


图2 基于有序直观推断法的常规精馏工艺流程

方案三:在基于有序直观推断法的精馏工艺流程基础上,通过分析现有流程中各塔的分离任务,结合分壁塔的选用原则^[18],对分壁塔在工艺流程中的合理布局进行系统性研究,最终确定重整拔头油分壁塔精馏工艺流程,如图3所示,该工艺中采用分壁塔a (DWC-a)取代方案二中轻组分塔和戊烷塔,分壁塔b

(DWC-b)取代方案二中环戊烷塔和异己烷塔。

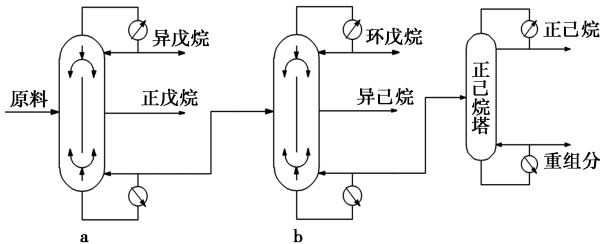


图3 重整拔头油分壁塔精馏工艺流程

3 方案分析与能耗对比

按照加工负荷 21.56 万 t/a、年操作 8 000 h 为基准,在保持相同进料条件下采用 Aspen Plus 模拟软件分别对上述 3 种工艺流程进行模拟优化,使产品达到相同的分离目标,通过对比分离能耗,确定最佳的拔头油分离工艺流程。

表 2 对比了 3 种工艺流程的产品分离结果。由表 2 可知,3 种不同分离工艺流程均可以满足产品分离指标要求,获得合格产品。

表 2 不同工艺流程产品模拟结果 %

技术参数	组分	出料要求	方案 1	方案 2	方案 3
正戊烷技术参数	正戊烷质量分数	≥99	99.0	99.0	99.0
异戊烷技术参数	异戊烷质量分数	≥99.5	99.5	99.5	99.5
	C ₆ 及以上组分	≤0.2	2.86×10 ⁻⁴	6.02×10 ⁻⁵	1.51×10 ⁻¹⁴
	C ₄ 及以下组分	≤0.5	0	2.53×10 ⁻¹⁸	0.04
环戊烷技术参数	异戊烷质量分数	≥95	95.0	95.0	95.0
	正己烷质量分数	≤0.001	2.26E×10 ⁻⁴	4.8×10 ⁻⁴	1.97×10 ⁻⁵
	苯的质量分数	≤0.0001	8.28×10 ⁻¹¹	2.95×10 ⁻¹⁰	3.98×10 ⁻¹²
正己烷技术参数	正己烷质量参数	≥80	80.0	80.0	80.0

表 3 对比了不同工艺流程条件下的塔板数和热负荷。由表 2 可知,均满足在产品质量要求条件下,方案三中冷凝器负荷和再沸器负荷最低,塔板数最少,方案二相对于方案一冷凝器负荷降低 8.89%,再沸器负荷降低 8.73%,塔板数减少 12 块;方案三对于方案二冷凝器负荷降低 27.83%,再沸器负荷降低 27.87%,塔板数减少 22 块,相对于方案一、方案二,方案三仅需要 3 个精馏塔及配套的冷凝器和再沸器。因此,选用基于分壁塔分离工艺作为重整拔头油生产高附加值产品的工艺流程,可以降低能量消耗,减少设备投资和占地面积。综合考虑方案三为基础进行优化研究,确定最优运行参数。

表 3 能耗与塔板数分析

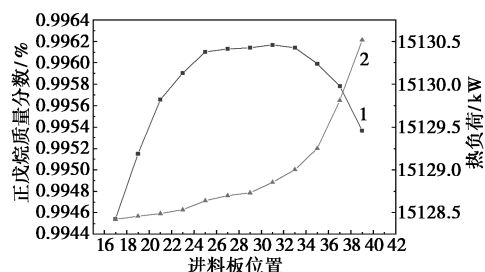
方案	冷凝器/kW	再沸器/kW	塔板数	冷凝器	再沸器
方案一	32665.45	32609.18	286	5	5
方案二	29761.61	29763.58	274	5	5
方案三	21479.37	21467.53	252	3	3

4 重整拔头油分离优化研究

以基于分壁塔分离工艺为研究对象,分别对进料位置、回流比、液相分配比、侧线产出位置和隔板塔位置进行单变量因素研究^[19],考察对分壁塔的产品质量和能耗的影响,确定最佳工艺参数。

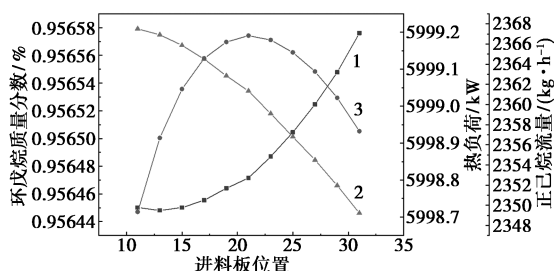
4.1 进料板位置

不同的进料位置会影响侧线产品质量^[20]。在其他条件不变的情况下,改变进料板位置,研究不同的进料位置对分壁塔的产品质量和能耗的影响^[21]。结果如图 4(a)所示,随着进料板的下移,DWC-a 侧线正戊烷质量分数先增加再减小,热负荷逐渐增加,正戊烷的质量分数在进料位置为第 19 块塔板时开始达标,且热负荷最低;如图 4(b)所示,随着进料板的下移,DWC-b 塔顶环戊烷质量分数逐渐增加,热负荷逐渐减小,侧线异己烷流量在第 28 块板达到最大值。综合考虑,DWC-a 确定第 19 块板作为进料位置,DWC-b 确定第 28 块板作为进料位置。



1—正戊烷质量分数;2—再沸器热负荷

(a) DWC-a



1—环戊烷质量分数;2—再沸器热负荷;3—MIXC6

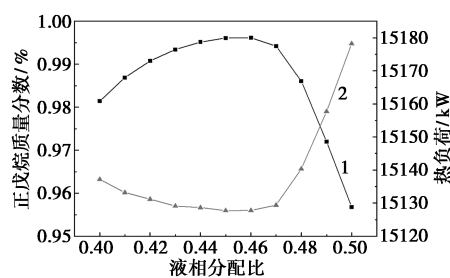
(b) DWC-b

图 4 进料位置对 DWC-a 和 DWC-b 的质量分数和热负荷的影响

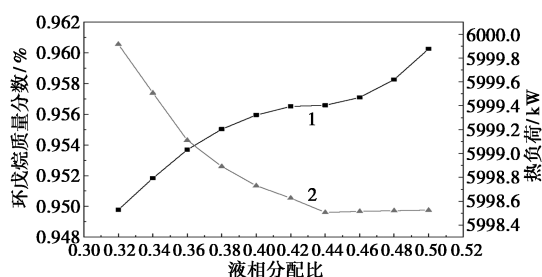
4.2 液相分配比

公共精馏段流向隔板的液相,于隔板两侧进行分配,此处将液相分配比定义为进料预分馏段与侧线采出段所分配到的液相量之比。在其他条件不变的情况下,改变液相分配比,研究不同的液相分配比对分壁塔的产品质量和能耗的影响。结果如图 5(a)所示,随着液相分配比的增大,DWC-a 侧线正戊烷质量分数先增加后减小,分壁塔热负荷先减小再增加。在液相分配比为 0.45 时产品质量达标且能耗最低;如图 5(b)所示,随着液相分配比的增大,DWC-b 塔顶环戊烷质量分数逐渐增加,热负荷先减小后再缓慢增加。综合考虑,可以选择 0.45 作为 DWC-a 的液相分配比,选择 0.44 作为 DWC-b 的

液相分配比。



(a) DWC-a



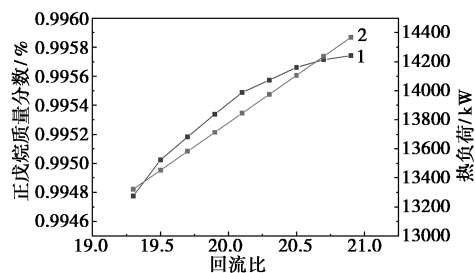
(b) DWC-b

1—正戊烷质量分数;2—再沸器热负荷

图 5 液相分配比对 DWC-a 和 DWC-b 的质量分数和热负荷的影响

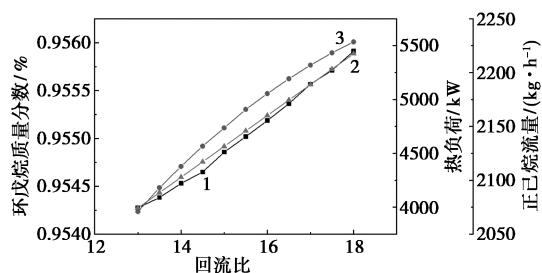
4.3 回流比

回流比在精馏过程中,对分离效果起着关键作用^[22],回流比过大会造成大量不必要的能量消耗,回流比过小会造成产品不合格。回流比对分壁塔影响如图 6 所示,塔釜热负荷随着回流比的变大而不



1—正戊烷质量分数;2—再沸器热负荷

(a) DWC-a



1—环戊烷质量分数;2—再沸器热负荷;3—正己烷流量

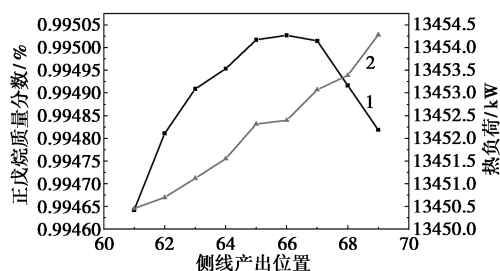
(b) DWC-b

图 6 回流比对 DWC-a 和 DWC-b 的质量分数和热负荷的影响

断增加,基本呈线性关系增长,DWC-a 中侧线正戊烷质量分数逐渐增大;DWC-b 塔顶环戊烷质量分数逐渐增大,DWC-b 塔底正己烷流量逐渐增大,流量大于 2 150 kg/h 即可。鉴于回流比过高会导致能耗增大,为保障分离精度的同时实现效益最大化,综合考虑,当 DWC-a 和 DWC-b 回流比设定为 19.5、15.5 时,能达成最优的经济性能。

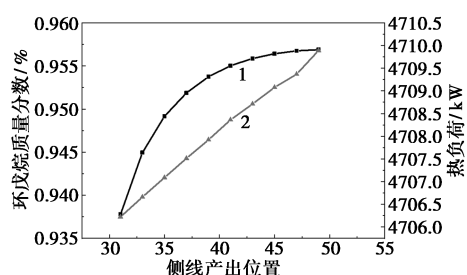
4.4 侧线产出位置

分壁塔侧线产品采出位置的变化,对侧线产品纯度影响显著。在维持其他条件恒定的状态下,探究分壁塔不同侧线采出位置对侧线产品纯度的影响,结果如图 7 所示,分壁塔再沸器热负荷随着采出位置向下偏移逐渐增大,DWC-a 侧线正戊烷质量分数逐渐增大,达到 0.995 032 时逐渐降低,DWC-b 塔顶环戊烷质量分数逐渐增大后趋于平缓。因此,在保证产品质量要求的前提下,确定 DWC-a 侧线采出位置在 65 层塔板,DWC-b 侧线采出位置在 36 层塔板时,分壁塔再沸器热负荷最小。



1—正戊烷质量分数,2—a 再沸器热负荷

(a) DWC-a



1—环戊烷质量分数,2—b 再沸器热负荷

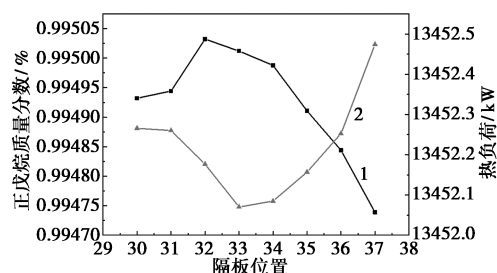
(b) DWC-b

图 7 侧线产出位置对 DWC-a 和 DWC-b 的质量分数及热负荷的影响

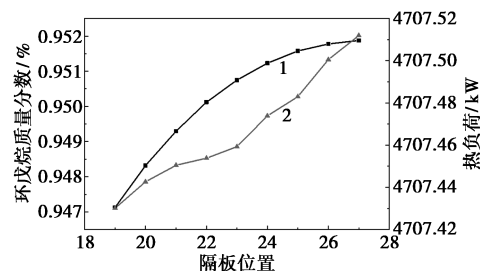
4.5 隔板位置

将 DWC-a 副塔的理论板数固定为 64 块,DWC-b 副塔的理论板数固定为 51 块对隔板位置进行调整,研究隔板位置的变化对隔壁精馏塔分离效果的影响。结果如图 8(a) 所示,随着隔板位置的下移,

器热负荷先减小后增加;如图 8(b) 所示,DWC-b 塔顶环戊烷质量分数和再沸器热负荷随着隔板位置下移逐渐增加。综合分析质量分数和热负荷,当 DWC-a 隔板上端处于第 33 块板(底端为第 97 块板),DWC-b 隔板上端处于第 27 块板(底端为第 79 块板)时,再沸器热负荷能耗最低,质量分数达标,确定该位置为隔板的最优设置。



(a) DWC-a



(b) DWC-b

1—正戊烷质量分数,2—再沸器热负荷

图 8 隔板位置对 DWC-a 和 DWC-b 质量分数及热负荷的影响

5 结论

(1) 采用 Aspen Plus 软件,以实现分壁精馏塔塔底热负荷的最小化为目标,同时确保目标产物达标,得到产品分离塔的操作参数需满足以下控制要求:进料位置在第 19 块塔板、第 21 块塔板,最佳回流比为 19.5、15.5,最佳隔板位置为隔板上端位于第 33 块塔板、第 22 块塔板,最佳液相分配比为 0.45、0.44,最佳侧线采出位置在第 66 块塔板、36 块塔板。

(2) 采用 Aspen Plus 软件分别对重整拔头油分离的 3 种精馏流程进行稳态模拟并优化。研究显示,采用隔壁塔的精馏流程冷凝和加热能耗比常规流程降低了 34.24% 和 34.17%;比调优流程冷凝和加热能耗分别降低 27.83% 和 27.87%,通过能耗和设备数量分析,确定分壁精馏塔能耗低、投入成本少、占地面积少,可以作为重整拔头油的分离技术方案。

参考文献

- [1] 花卉,唐琼英,吐尔孙那依·比哈孜.重整拔头油生产戊烷发泡剂的研究[J].石油化工应用,2012,31(9):77-80.
- [2] 彭珂.环戊烷分离隔壁精馏塔的设计与优化[D].大连:大连理工大学,2021.
- [3] 邓春,陆炫彤.具有中间再沸器和中间冷凝器的二元精馏塔操作线斜率分析和理论板数计算[J].山东化工,2020,(7):245-250.
- [4] 汪文健,孟园,孙国江,等.热泵精馏技术在碳五混合烷烃分离过程中的应用[J].辽宁化工,2022,51(1):89-91,95.
- [5] 余栋梁,李芳,张荣莉,等.多效精馏的模拟与优化[J].广东化工,2019,46(7):20-21,41.
- [6] 李爱国,彭华忠,李楠,等.热耦合精馏技术研究与应用进展[J].当代化工研究,2025,(5):24-26.
- [7] 孙诗瑞,杨傲,石涛,等.特殊精馏热耦合强化技术研究进展[J].化工学报,2020,71(10):4575-4589.
- [8] Di Pretoro A, Fedeli M, Ciranna F, *et al.* Flexibility and environmental assessment of process-intensified design solutions: A DWC case study [J]. *Computers & Chemical Engineering*, 2022, 159: 107663.
- [9] Zhu J, Jing C, Hao L, *et al.* Insight into controllability and operation of extractive dividing-wall column [J]. *Separation and Purification Technology*, 2021, 263: 118362.
- [10] 孙兰义,李军,李青松.隔壁塔技术进展[J].现代化工,2008,(9):38-41,43.
- [11] 范丽佳,许腾强,李佳佳,等.三元混合物分壁塔精馏分离的研究[J].天津化工,2013,27(5):17-19.
- [12] 余超.隔壁塔在环己酮装置醇酮精馏中的模拟与优化[J].化工与医药工程,2021,42(4):10-15.
- [13] 邵圣娟,甄烁,蔡斌鑫,等.隔壁塔萃取精馏及共沸精馏分离异丙醇-水体系的模拟与优化[J].石油化工,2024,53(3):330-338.
- [14] Hu Y, Gao Y, Liu X, *et al.* Dividing wall column-salting-out-pervaporation intensified process for low-carbon alcohols separation [J]. *Separation and Purification Technology*, 2025, 358(PA): 130080.
- [15] 刁晶晶.戊烷分离装置的过程模拟研究[J].化工管理,2019,(22):64-66.
- [16] 栾国颜,高维平,姚平经,等.轻烃生产己烷油分离方案的研究与应用[J].石油炼制与化工,2003,34(10):33-37.
- [17] 彭桂林.戊烷油精馏设计优化[J].山东化工,2011,40(6):21-23.
- [18] Tedder D W, Rudd D F. Parametric studies in industrial distillation: Part I design comparisons [J]. *AIChE J*, 1978, 24(1): 303.
- [19] 周怡,苏成利.基于改进NSGA-II算法的氯乙烯精馏过程多目标优化[J].辽宁石油化工大学学报,2016,36(2):52-59.
- [20] 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.
- [21] 刘亲浓,易争明,颜大维,等.反应精馏分解过氧化氢异丙苯的工艺设计及经济优化[J].辽宁石油化工大学学报,2023,43(5):1-6.
- [22] 李剑锐.探索芳烃精馏塔系最小回流比操作降耗增效[J].化工设计通讯,2016,42(4):95-96,120.■
- (上接第226页)
- [11] 宋鹏飞,张超,侯建国,等.不同场景海上风电制氢及储运技术经济性分析[J].现代化工,2025,45(6):252-257.
- [12] Carmo M, Fritz D L, Mergel J, *et al.* A comprehensive review on PEM water electrolysis [J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2013, 38(12): 4901-4934.
- [13] 赵特,朱文君,詹宏伟,等.电解海水制氢发展现状与展望[J].现代化工,2024,44(8):16-21.
- [14] 张正,宋凌璐.电解水制氢技术:进展、挑战与未来展望[J].工程科学学报,2025,47(2):282-295.
- [15] Saba S, Müller M, Robinius M, *et al.* The investment costs of electrolysis-A comparison of cost studies from the past 30 years [J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2018, 43(3): 1209-1223.
- [16] Joris P. Critical assessment of the production scale required for fossil parity of green electrolytic hydrogen [J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2020, 45(35): 17067-17075.
- [17] 胡鹏,李志川,李子航,等.深远海原位电解海水制氢的战略及技术研究[J].太阳能学报,2024,45(8):63-70.
- [18] IRENA. Making the Breakthrough: Green Hydrogen Policies and Technology Costs [R/OL]. Abu Dhabi: International Renewable Energy Agency, 2021. https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2020/Nov/IRENA_Green_Hydrogen_breakthrough_2021.pdf
- [19] Vincent I, Bessarabov D. Low cost hydrogen production by anion exchange membrane electrolysis: A review [J]. *Renewable & Sustainable Energy Reviews*, 2018, 81(pt.2): 1690-1704.
- [20] 孙旭东,成雪蕾,王树萌,等.我国新能源风光发电制氢成本动态测算[J].洁净煤技术,2023,29(6):1-10.■