

丁二烯抽提装置废乙腈溶剂再生过程模拟与优化

席志祥¹, 王 恩¹, 贾 昊¹, 陈佳伦¹, 高杜娟^{1*}, 徐人威¹, 冯江元², 杨二燕²

(1. 中化石油化工有限公司(泉州)有限责任公司, 福建 泉州 362000;

2. 中化泉州石化有限公司, 福建 泉州 362000)

摘要:采用 Aspen Plus 软件对丁二烯抽提工业装置产生的废乙腈溶剂的再生进行变压精馏模拟优化, 选用乙醇、丙酮、甲苯和 4-乙烯基环己烯为代表杂质, 以 NRTL 和 UNIFAC 的物性方法对该多元组分体系进行模拟计算, 以乙腈溶剂再生后乙腈与水的质量分数不低于 99% 为指标, 对变压双塔进行模拟与优化, 获得最佳精馏工艺条件。基于此, 将该流程进行循环运行, 根据实际运行工况, 动态调整高压塔釜采出与循环量, 实现保证再生乙腈质量分数的同时, 最大限度减少乙腈溶剂的损失, 乙腈回收率可达 99.5% 以上。

关键词:乙腈溶剂; 多元组分; 变压精馏; Aspen plus 模拟; 分离

中图分类号: TQ028.3

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2025)10-0270-06

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2025.10.043

Simulation and optimization of regeneration process for spent acetonitrile solvent from butadiene extraction plant

XI Zhi-xiang¹, WANG En¹, JIA Hao¹, CHEN Jia-lun¹, GAO Du-juan^{1*}, XU Ren-wei¹, FENG Jiang-yuan², YANG Er-yan²

(1. Sinochem Petrochemical Research Institute (Quanzhou) Co., Ltd., Quanzhou 362000, China;

2. Sinochem Quanzhou Petrochemical Co., Ltd., Quanzhou 362000, China)

Abstract: Aspen Plus software is utilized to simulate and optimize the pressure swing distillation regeneration process for spent acetonitrile solvent generated in butadiene extraction industrial plants. Ethanol, acetone, toluene, and 4-vinylcyclohexene are selected as representative impurities, and this multi-component system is modeled by using NRTL and UNIFAC physical properties. The pressure swing twin towers are simulated and optimized to obtain the best distillation process conditions through setting the target indexes as that the purity of both acetonitrile and water are not less than 99% after the spent acetonitrile solvent is regenerated. Based on this result, this regeneration process is designed for cyclic operation. The output and circulation rate of the high-pressure tower kettle are dynamically adjusted according to real-time operating conditions, which ensures the purity of regenerated acetonitrile while minimizing acetonitrile solvent losses. As a result, the recovery rate of acetonitrile can reach 99.5% or higher.

Key words: acetonitrile solvent; multi-component; pressure swing distillation; Aspen Plus simulation; separation

乙腈由于优良的溶剂性能而常被用于萃取精馏分离乙烯裂解气中的丁二烯或其他化工分离过程^[1-3]。然而, 在实际生产运行过程中, 乙腈溶剂常因受热发生分解生成有机酸和胺类等物质, 从而导致丁二烯在塔盘发生聚合而造成异常停车。此外, 为防止 C₄ 中的丁二烯和 C₄ 炔烃组分发生聚合反应, 实际运行中常添加少量阻聚剂, 而随着乙腈溶剂在装置中循环, 各类杂质将在溶剂和各精馏塔中不断累积, 造成分离效果大大下降, 同时副反应和杂质急剧增加导致丁二烯聚合^[3]。

现有对于乙腈体系精制的研究大多主要集中于含乙腈的二元和三元共沸物系^[4-17]。郭昊乾等^[4]

对甲醇与乙腈体系的分离进行变压间歇精馏模拟优化, 有效降低排放废水的 COD 及原料成本。王晓红等^[18]针对乙腈/正丙醇/甲苯三元物系进行模拟分析, 结果表明该物系共沸组成对压力具有敏感性, 采用变压精馏对该三元体系进行可行性分析, 优化工艺流程和操作参数, 降低分离成本。由此可知, 对于含有乙腈组分的二元或三元共沸体系, 采用变压精馏可以有效进行组分间的分离。此外, 还有研究者将乙腈相关共沸物系的变压精馏与热集成、双效精馏和离子液体等进行耦合, 可以有效降低公用工程的消耗^[9, 12, 19-21]。然而, 现有研究主要集中于二元与三元组分物系和节能降耗方面, 而对于三元以上

收稿日期: 2024-12-11; 修回日期: 2025-08-14

作者简介: 席志祥(1993-), 男, 博士, 高级工程师, 研究方向为炼化工艺技术开发, xizhixiang@sinochem.com; 高杜娟(1981-), 女, 硕士, 高级工程师, 研究方向为石油石化分析检测, 通讯联系人, gaodujuan@sinochem.com。

组分的乙腈物系的实际废乙腈溶剂精制的研究报道较少,而对实际废乙腈溶剂的精制研究对于工业装置的平稳和安全生产有着重要现实意义。李贵林^[3]针对乙腈法丁二烯抽提装置产生的废乙腈溶剂,在原有乙腈再生装置基础上,采用水洗加变压精馏的手段开发了一种新的乙腈溶剂再生技术,可将再生乙腈质量分数由 80% 提高到 95%,同时脱除乙腈中重组分和氨等杂质。

本文中采用变压精馏方法,利用化工流程模拟软件 Aspen Plus 对多元组分(乙腈、水、乙醇、丙酮、甲苯和 4-乙炔基环己烯)进行严格稳态模拟,讨论了各参数对分离效果的影响,确定了工艺参数,并给出了一种乙腈溶剂的再生方案,为实际工业废乙腈溶剂的再生提供参考。

1 丁二烯抽提装置废乙腈溶剂组分分析

取某丁二烯抽提装置产生的废乙腈溶剂为样品,采用气相色谱-质谱联用仪(GC-MS)对样品进行定性和定量分析,分析结果如表 1 所示。其中,乙腈占比(质量分数)74.5%、乙醇 2.5%、水 16.5%、丙酮 3.5%、芳烃 0.3%、4-乙炔基环己烯 0.3%、其他重组分 1.4%。

表 1 废乙腈溶剂组分分析结果 %

组分	乙腈	乙醇	水	丙酮	芳烃	4-乙炔基环己烯	其他
质量分数	74.5	2.5	16.5	3.5	0.3	0.3	1.4

2 模拟分离过程

2.1 分离物系的热力学模型

文献中常用的乙腈-水和乙腈-醇/酯类体系分离的热力学模型有 NRTL、Wilson、UNIQUAC 和 UNIFAC 模型等^[4,16],考虑到本文中含有乙醇和丙酮等极性组分,选用 NRTL 模型进行分析模拟,而 4-乙炔基环己烯与其他组分的二元交互参数采用 UNIFAC 进行估算分析,其余组分间的二元交互参数直接调用 Aspen Plus 数据库中的参数,结果如表 2 所示。

表 2 本体系中各物系的二元交互作用参数

组分 <i>i</i>	组分 <i>j</i>	A_{ij}	A_{ji}	B_{ij}	B_{ji}
乙腈	乙醇	-0.9745	-0.5982	435.7641	478.0189
乙腈	水	-0.1164	1.0567	256.4588	283.4087
乙醇	水	-0.8009	3.4578	246.1800	-586.0809
乙腈	丙酮	0	0	53.2853	-53.4595

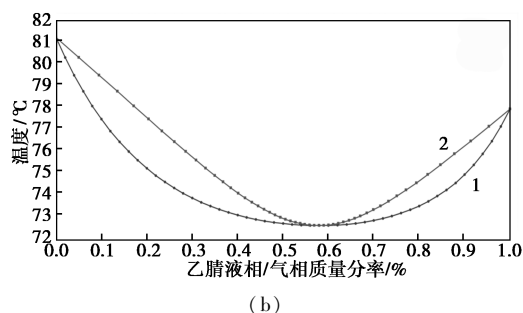
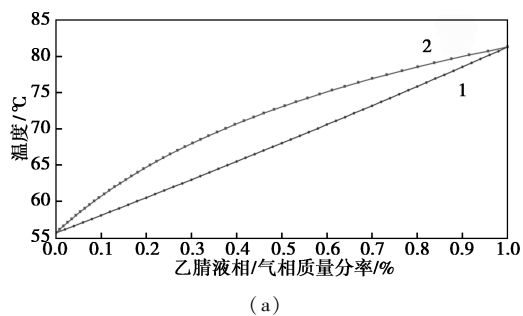
乙醇	丙酮	-1.0787	-0.3471	479.0500	206.5973
水	丙酮	0.0544	6.3981	419.9716	-1808.9910
乙腈	甲苯	0	0	224.4147	227.0806
乙醇	甲苯	1.1459	-1.7221	-113.4658	992.7367
水	甲苯	3.9884	-7.2357	996.7031	4292.4436
丙酮	甲苯	1.2032	-1.2846	-400.5470	630.0969
水	4-乙炔基环己烯	0	0	3113.9038	3113.9038
乙腈	4-乙炔基环己烯	0	0	442.9179	341.3230
乙醇	5-乙炔基环己烯	0	0	543.9078	423.6398
丙酮	6-乙炔基环己烯	0	0	325.3953	54.4832
甲苯	7-乙炔基环己烯	0	0	-121.8022	157.2705

2.2 进料与分离要求

根据装置实际生产规模所产生的废乙腈溶剂产量,设定进料量为 4 000 kg/h,进料温度为 50℃,进料质量分数为乙腈 74.5%、乙醇 3.5%、水 17.55%、丙酮 4%、芳烃 0.25%、4-乙炔基环己烯 0.2%。最终要求再生后乙腈溶剂中乙醇和丙酮总质量分数均低于 1%,乙腈损失率低于 1%。

2.3 精馏分离各杂质可行性分析

由于乙腈溶剂中的含氧有机物可能引发丁二烯发生聚合,因此再生后需重点考虑乙腈溶剂中乙醇和丙酮含量,本节对乙腈-乙醇、乙腈-丙酮进行二元相平衡分析,结果如图 1 所示。由图可知,常压下

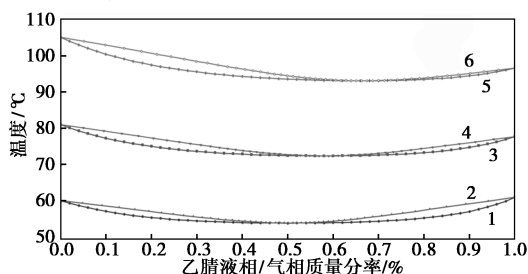


1—液相组成;2—气相组成

图 1 压力 0.1 MPa 下乙腈-乙醇、乙腈-丙酮的温度-组成相图

乙腈与丙酮并未形成共沸物,二者容易分离,但乙腈与乙醇会形成共沸物,共沸组成为质量分数 57%乙醇和 43%乙腈。因此在精馏分离过程中,由于废乙腈原料中乙腈与水占比达到 90%以上,部分乙腈会与乙醇形成共沸物从塔顶抽出,该部分共沸物需考虑二次变压精馏分离。

对乙腈-乙醇共沸体系进行变压二元相平衡分析,结果如图 2 所示。根据分析结果,随着体系压力升高,乙腈-乙醇体系的共沸点右移,共沸物中乙醇含量升高,反之亦然。因此通过对常压下乙腈乙醇形成的共沸物再次进行加压精馏,可将其中的乙醇进一步富集,有利于乙腈溶剂再生。



1—0.05 MPa 下液相组成;2—0.1 MPa 下液相组成;
3—0.2 MPa 下液相组成;4—0.05 MPa 下气相组成;
5—0.1 MPa 下气相组成;6—0.2 MPa 下气相组成

图 2 不同压力下乙腈-乙醇温度-组成图

2.4 工艺流程

基于上节分析,设计了废乙腈溶剂再生流程,采用双塔变压精馏方式,对实际丁二烯抽提装置产生的废乙腈溶剂进行再生精制,具体如图 3 所示,包括 C501 低压塔和 C502 高压塔。原料流股 S1 为包含 4 种杂质的乙腈溶剂,首先通过 C501 低压塔分离,塔釜 W1 流股作为再生乙腈溶剂流股抽出,塔顶流股经增压泵增压后送入 C502 高压精馏塔,回收因共沸损失的乙腈,C502 塔顶气作为尾气通往火炬燃烧,塔釜物料可部分回收,与原料流股 S1 混合。

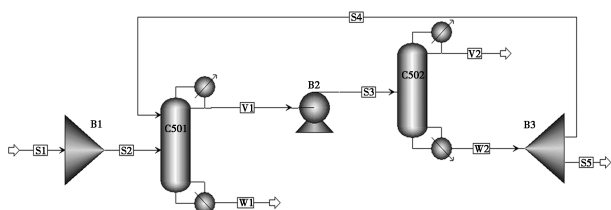


图 3 废乙腈溶剂再生工艺流程

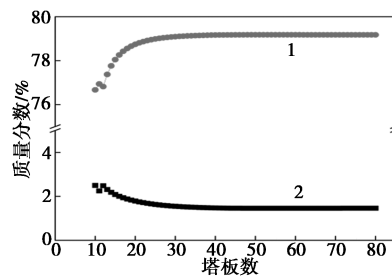
3 工艺模拟与优化

影响精馏生产工艺中的主要参数为回流比、理论板数、进料位置以及塔底采出量,本节采用 Aspen

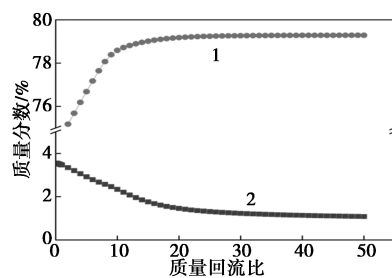
Plus 针对上述流程进行模拟,首先考察了上述 4 种因素对低压塔的乙腈和乙醇分离效果的影响,经过模拟优化后,再以此为基础考察高压塔中的操作参数对物料中各杂质质量分数的影响。为快速进行优化,采用 Aspen 中的设计规范功能,通过调整回流比和塔釜采出,使得乙腈损失率小于 3%,W1 流股中乙醇和丙酮的总质量分数均低于 1%,初步优化得到 C501 理论塔板数为 50,回流比为 30,进料板位置为第 25 块理论板,塔底采出与进料质量比为 0.89,基于本操作条件初步对塔进行优化。

3.1 低压塔 C501 的模拟与优化

由图 4 可知,随着理论板数的增加,塔釜采出物料流股中的乙腈质量分数增加,乙醇质量分数减少,固定其他条件,当理论板数增加至 35 块后,再增加塔板数,塔釜物料组成整体变化不大,此时塔釜物料中乙醇质量分数约为 1.5%,乙腈质量分数约为 79%,因此选定 C501 塔板数为 35 块理论板。



(a)



(b)

1—乙醇;2—乙腈

图 4 理论板数和回流比对 W1 流股的乙腈和乙醇浓度的影响

对于回流比而言,增大回流比可以进一步减少塔釜采出中乙醇的含量,但过大的回流比会增加能耗。由图 4 所示。当塔板数为 35 块板、在第 17 块板进料、塔釜采出比为 0.89 时,随着回流比增加至 15,乙腈质量分数提高至约 80.76%,乙醇质量分数减少至约 0.21%,当回流比大于 15 后,增加回流比带来的乙腈质量分数提升收益开始下降,进一步增加回流比至 20 后,再提升回流比时塔釜出料中乙醇

与乙腈质量分数没有明显变化,此时乙醇质量分数为 0.06%。综合考虑乙醇质量分数和能耗,选择质量回流比为 20。

图 5 为进料位置与塔釜采出比对 W1 流股中的乙腈和乙醇质量分数的影响,由图可以看出,随着进料位置由上至下移动,塔釜采出中的乙腈质量分数先增加后减少,在第 17 块板处达到最高 80.86%,此时塔釜采出中乙醇质量分数同样最低。此外,随着塔底质量采出比的增加,塔底采出中的乙醇质量分数先保持基本不变,但当采出比增加至 0.89 后,乙腈质量分数快速下降,乙醇质量分数快速上升,此时塔釜物流中乙腈质量分数为 80.86%,乙醇质量分数为 0.06%;当塔釜采出比达到 0.95 时,乙腈质量分数降至 78.08%,乙醇质量分数升至 3.05%。

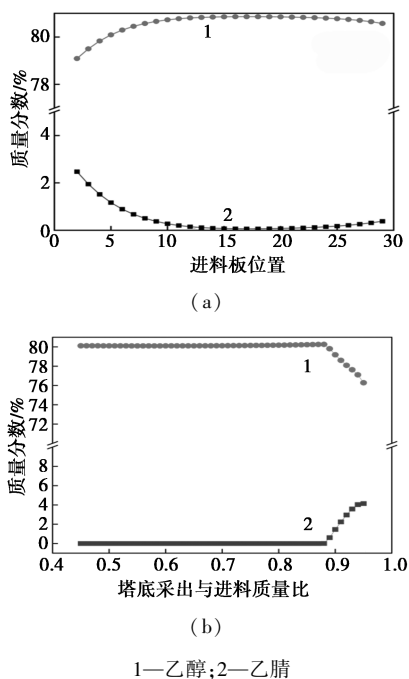


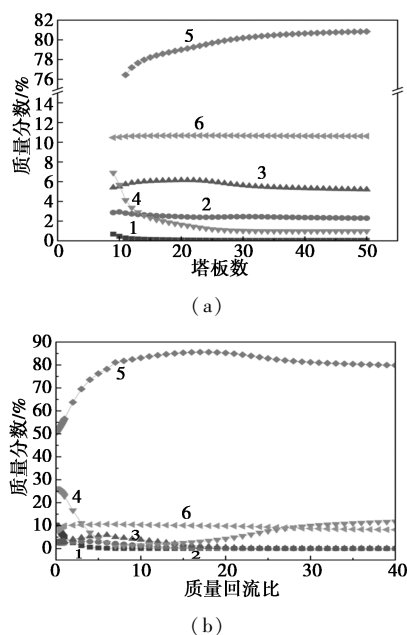
图 5 进料位置与塔底采出比对 W1 流股中的乙腈和乙醇浓度的影响

综合考虑制造和运行成本,初步确定低压 C501 塔的理论塔板数为 35,质量回流比为 20,进料板位置为第 17 块,塔釜质量采出比为 0.89。

3.2 高压塔 C502 的模拟与优化

在上节优化基础上,对高压塔 C502 进行优化,首先考察了理论板数和回流比对塔釜采出中各组分质量分数的影响,如图 6 所示。结果表明,随着理论板数的增加,塔 C502 塔顶采出的轻组分(乙醇、丙酮和乙腈)变化趋势截然不同,乙腈与乙醇减少,而丙酮含量增加。当塔板数增至 30 后,组分中质量分数基本稳定。此外,重组分(甲苯和 4-乙烷基环己

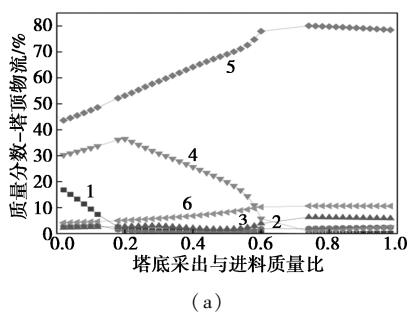
烯)质量分数整体变化较小,随着塔板数增加,其浓度略有降低。随着回流比增加,高压塔釜流股中的乙腈质量分数降低,达到 0.048% 后乙腈质量分数趋于稳定,而丙酮和 4-乙烷基环己烯质量分数呈先增加后减小的趋势,与乙醇质量分数变化相反,综合考虑乙腈损失量和乙醇、丙酮等杂质的去除效果,采用回流比为 4.4 为最佳回流比。



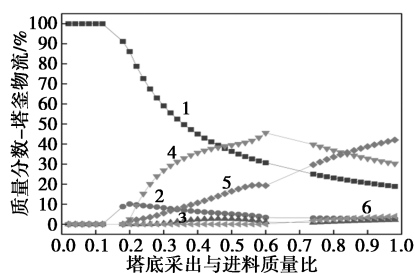
1—乙腈;2—甲苯;3—4-乙烷基环己烯;4—乙醇;5—丙酮;6—水

图 6 理论板数和回流比对高压塔顶采出中各组分浓度的影响

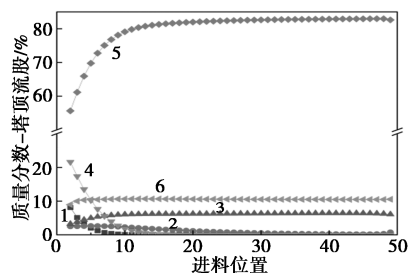
进料位置、塔底采出比及塔顶压力对高压塔顶采出中各组分质量分数影响如图 7 所示。结果表明,随着进料位置下移,塔 C502 塔顶采出中各组分在前 15 块板上变化较大,丙酮浓度增加,而乙醇、乙腈和甲苯组分质量分数降低,4-乙烷基环己烯略有增加。当进料位置大于第 15 快板时,各组分质量分数变化趋于稳定。此外,随着塔底采出比的增加,塔顶采出中丙酮质量分数上升,乙醇质量分数减少,采出比达到 0.2 后,塔顶采出中的乙醇质量分数达到最高,此时塔釜可直接采出质量分数为 99.5% 的乙腈溶液,整个再生系统总乙腈损失率为 0.46%。



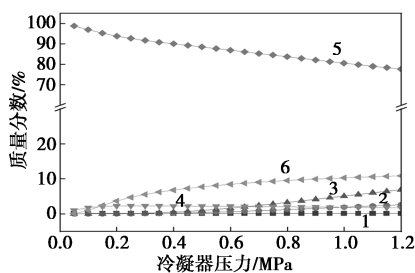
(a)



(b)



(c)



(d)

1—乙腈;2—甲苯;3—4-乙烯基环己烯;4—乙醇;5—丙酮;6—水

图 7 塔釜采出比、进料位置及塔顶压力对各组分质量分数的影响

对比塔顶采出物流和塔釜采出物流组成结果可知,塔顶物流组成以轻组分为主,其次为部分重组分,如 4-乙烯基环己烯。由塔釜物流采出中主要为乙腈、丙酮和乙醇。为减少乙腈物料损失,可增加 C502 塔底采出比例,并将塔底物流循环送入 C501 塔。如保持 C501 塔的操作参数不变,仅将 C502 塔底采出比增加至 0.5,为防止系统内物质累积,将 C502 塔底出料的 5%抽出作为废液,剩余部分送入 C501 塔第 9 块板处,此时 C501 塔底出料中乙腈质量分数为 80.02%,乙腈质量分数未发生明显变化,但再生系统乙腈损失量降低至 0.24%。此外还可通过增加 C502 塔底采出比,间歇调整 C501 塔底采出比,使部分乙醇在再生系统中循环,待系统中乙醇质量分数升高后,再降低 C502 塔底采出比,实现乙腈损失最小,同时保证再生后乙腈溶剂中杂质质量分数低于目标值。

3.3 优化后结果

根据上述优化后的结果,确定了塔 C501 和 C502 的各操作参数与条件,其中 C501 塔理论板数为 35,回流比 20,塔底采出比为 0.89,冷凝器压力为 0.14 MPa,C502 塔理论板数为 30,回流比为 4.4,塔底采出比视情况可进行调节,冷凝器压力为 1 MPa。最终优化后的各流股结果如表 3 所示。结果表明,本体系的废乙腈溶剂经再生后不含重组分杂质,且含氧有机杂质质量分数总和低于 2%,乙腈损失率控制在 0.5% 以下,重组分的脱除率在 99.9% 以上。

表 3 优化后各流股质量流量与各组分浓度

物流流股	S1	W1(再生)	S5	V2
质量流量/(kg·h ⁻¹)				
总流量	4000	3725.30	9.18	36.00
乙腈	2980	2972.81	3.76	3.44
乙醇	140	63.84	2.42	73.74
水	702	678.50	—	23.54
丙酮	160	0.20	1.65	158.16
甲苯	10	—	1.21	8.79
4-乙烯基环己烯	8	—	0.16	7.84
质量分数/%				
乙腈	74.50	80.02	40.90	1.25
乙醇	3.50	1.72	26.32	26.77
水	17.55	18.26	—	8.54
丙酮	4.00	—	17.91	57.40
甲苯	0.25	—	13.14	3.19
4-乙烯基环己烯	0.20	—	1.73	2.85

4 结论

采用 Aspen Plus 软件对含多组分的废乙腈溶剂进行变压精馏流程模拟和优化,确定了两塔的各操作参数与条件,其中低压塔 C501 塔理论板数为 35,回流比 20,塔底采出比为 0.89,冷凝器压力为 0.14 MPa,高压塔 C502 塔理论板数为 30,回流比为 4.4,冷凝器压力为 1 MPa。结果表明,经过再生处理后的乙腈溶剂基本不含重组分杂质,乙醇、丙酮类的杂质质量分数降低至 2% 以下。同时,将高压塔塔釜物料部分循环和动态调整,可以实现在保证乙腈溶剂中杂质指标的同时,最大限度减少乙腈的损失,乙腈损失率可控制在 0.5% 以下。本文中为工

业生产过程中产生废乙腈溶剂的再生和工艺优化提供了参考。

参考文献

- [1] 叶启亮,赵成辉,孙浩,等.乙腈法抽提丁二烯流程模拟与优化[J].现代化工,2023,43(12):204-208.
- [2] 张丽,朱一华,刘芝燕,等.丁二烯抽提装置中粗乙腈制备高纯乙腈的研究[J].现代化工,2022,42(4):245-249.
- [3] 李贵林.丁二烯抽提装置乙腈精制再生技术开发[J].乙烯工业,2019,31(2):15-19.
- [4] 郭昊乾,李雪飞,李小亮.用于甲醇与乙腈体系分离的变压间歇精馏模拟优化[J].煤质技术,2020,35(2):21-26.
- [5] 何桃吉.乙腈-水共沸物分离的模拟与实验研究[D].天津:天津大学,2008.
- [6] 杨阳阳,徐东芳.乙腈-水二元共沸体系的变压精馏动态研究[J].化工设计,2024,34(1):22-26.
- [7] 赵俊彤.乙醇-乙腈混合物分离工艺研究及过程模拟[D].天津:天津大学,2013.
- [8] 杨建发,曾小琴,王泳芳,等.乙醇-乙腈共沸物系分离方法的研究[J].山东化工,2018,47(15):180-181.
- [9] 李肖华.艾双与计建炳,双效变压精馏分离甲醇-乙腈的工艺模拟与优化[J].现代化工,2013,33(12):111-113.
- [10] 施兰,杨太飞,左启军,等.甲醇-乙腈共沸体系变压精馏工艺的模拟与优化[J].山东化工,2022,51(18):150-151,154.
- [11] 沈冬平.萃取精馏分离水-乙腈二元共沸物[D].杭州:浙江工业大学,2017.
- [12] 高晓新,王天宇,陈梦圆,等.常规变压精馏和变压热集成精馏分离乙腈和水的模拟[J].现代化工,2020,40(5):219-222.
- [13] 杨金杯,李冰,余美琼,等.变压精馏和萃取精馏分离乙腈-正丙醇工艺优化[J].精细石油化工,2021,38(3):40-46.
- [14] 仲超,李春梅,朱雅楠.变压精馏分离乙腈-乙醇共沸物的模拟与优化[J].山东化工,2024,53(11):202-206.
- [15] 郑建东,杨靖,陈纲领,等.Aspen Plus 在模拟分离乙腈-水过程中的应用[J].山东化工,2018,47(17):115-117.
- [16] 李文魁,王晓红,陈敬轩,等.分离乙腈-乙醇-水三元物系的变压/萃取耦合精馏工艺及系统优化设计[J].青岛科技大学学报:自然科学版,2021,42(4):39-46.
- [17] 王敏.有机废液的分选—含甲醇、乙醇和水的乙腈废液的分选[D].上海:上海应用技术大学,2022.
- [18] 王晓红,于新帅,李明高,等.变压精馏分离三元共沸物系[J].青岛科技大学学报:自然科学版,2018,39(5):64-69.
- [19] 王乃根.变压精馏分离三组分共沸物的节能研究[D].常州:常州大学,2021.
- [20] 李渝东.高效节能精馏过程分离乙腈-异丙醇-水三元混合物的研究[D].常州:常州大学,2022.
- [21] 陈敬轩,王晓红,田增虎,等.基于离子液体的乙腈-乙醇-水共沸体系节能分离[J].石油学报:石油加工,2023,39(2):310-320. ■
-
- (上接第 269 页)
- [10] Qin W,Zang L,Huang K,et al.Reinforced temperature control of a reactive double dividing-wall distillation column[J].Chinese Journal of Chemical Engineering,2023,54:288-295.
- [11] 李杰.乳酸甲酯双隔板反应隔壁塔的设计与控制[J].化学工程,2020,48(1):18-23.
- [12] Wang S,Huang H,Yu C.Design and control of an ideal reactive divided-wall distillation process[J].Asia-pacific Journal of Chemical Engineering,2011,6(3):357-368.
- [13] Sanz M,María M,Beltrán S,et al.Kinetic study for esterification of lactic acid with ethanol and hydrolysis of ethyl lactate using an ion-exchange resin catalyst[J].Chemical Engineering Journal,2004,43(9):2049-2053.
- [14] Sanz M,Beltrán S,Calvo B,et al.Vapor liquid equilibria of the mixtures involved in the esterification of lactic acid with methanol[J].Journal of Chemical & Engineering Data,2003,48(6):1446-1452.
- [15] Huang K,Han S,Zang L,et al.Configuring topologically optimum vapor recompressed dividing-wall distillation columns to maximize operating efficiency[J].Chinese Journal of Chemical Engineering,2023,57(25):247-264.
- [16] Zhao W,Zang L,Huang K,et al.Optimum topological configuration for the vapor-recompressed dividing-wall distillation columns processing an intermediate-component-dominated and wide-boiling-point ternary mixture[J].Industrial & Engineering Chemistry Research,2022,61(14):4860-4878.
- [17] Al-Arfaj M,Luyben W.Comparison of alternative control structures for an ideal two-product reactive distillation column[J].Industrial and Engineering Chemistry Research,2000,39(9):3298-3307.
- [18] Luyben W,William L.Distillation design and control using Aspen™ simulation[M].New York:John Wiley & Sons,2013:124-131.
- [19] Huang K,Yuan Y,Zang X,et al.Controllability evaluation for reactive distillation columns with multiple reactive sections disproportionating trichlorosilane to silane [J].Industrial & Engineering Chemistry Research,2018,57(3):1102-1108.
- [20] Skogestad S,Havre K.The use of RGA and condition number as robustness measures.Computers & Chemical Engineering,1996,20:1005-1010. ■