

丙酮水吸收-精馏过程分析与能量优化

王 军, 邓 钢*, 高前进, 黄毅松, 廉 磊, 张 涛

(珠海醋酸纤维有限公司, 广东 珠海 519050)

摘要:采用 Aspen Plus 流程模拟软件, 探讨了新型水吸收-精馏工艺过程的丙酮和空气混合的 VLA (acetone vapor laden air) 丙酮体积分数、温度和吸收剂初始温度等对吸收过程能耗及吸收剂用量的影响, 对精馏过程单塔和双塔模型进行了经济分析, 并采用夹点技术对吸收精馏流程换热网络进行了设计与优化。结果表明, 吸收灵敏性分析的数值模拟结果与工业化装置实际运行数据有高度一致性, 最大偏差不超过 3.16%, VLA 进料冷却温度、吸收剂冷却温度以及 VLA 中丙酮体积分数对系统能耗的影响较大。在此基础上研究发现精馏过程的单塔模型相比双塔模型更具优势。基于夹点技术研究优化系统换热网络发现较大节能空间, 可以节约公用工程冷量 68%。

关键词:溶剂回收; 丙酮空气混合气; 吸收; 精馏; 夹点技术; 优化

中图分类号: TQ340.68

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2018)12-0208-05

DOI: 10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2018.12.048

Analysis and energy optimization of acetone water absorption-distillation process

WANG Jun, DENG Gang*, GAO Qian-jin, HUANG Yi-song, LIAN Lei, ZHANG Tao

(Zhuhai Cellulose Fibers Company Limited, Zhuhai 519050, China)

Abstract: Aspen plus process simulation software is utilized to study the effect of the volume concentration of acetone in the acetone vapor laden air (VLA) gas, temperature, the initial temperature of the absorbent and the temperature after cooling on the energy consumption and the amount of absorbent in the new water absorption-distillation process. Economic analysis is performed on the single-tower and twin-tower models for the distillation process. Pinch technology is used to design and optimize the heat exchange network of the water absorption-distillation process. It is shown that the numerical simulation results of absorption sensitivity analysis are high consistent with the operation data in the industrialized unit, with the maximum deviation less than 3.16%. The cooling temperature of VAL feeds and absorbent, and the acetone concentration in VLA gas have a great influence on the energy consumption of the system. On the basis, it is found from the study that single tower model is more advantageous than the double tower model for the absorption-distillation process. Heat exchange network in the system is optimized by pinch technology, which can save 68% of cooling capacity in public works.

Key words: solvent recovery; acetone vapor laden air; absorption; distillation; pinch technology; optimization

丙酮作为一种良好的有机溶媒, 广泛地应用于化工、制药、纤维、皮革和醋酸纤维生产过程^[1]。丙酮沸点较低、挥发性强, 常用作溶媒被真空抽走, 形成丙酮和空气的混合气 (acetone vapor laden air, VLA), 直接排放不仅浪费资源, 对环境和人体健康也造成危害, 同时也会增加生产成本, 所以对丙酮回收再利用是节能减排的根本路径^[2], 其回收技术是相关行业的研究重点。

丙酮回收的方法主要有吸附法、吸收法、冷凝法、燃烧法、渗透热能比气化和膜分离法等^[3-4]。目前, 国内外主要采用活性炭吸附工艺回收丙酮, 其工艺成熟但解吸过程中需要消耗大量能量, 污染物排放量大, 且工艺本质安全性不佳。Marki 等^[5]通过

在填充柱中用水吸收空气中丙酮后渗透蒸发回收丙酮的吸收-渗透气化技术获得了较好的分离和回收效果, 但未见工业化报道。Rhodia 公司研制并工业化应用的水吸收法回收丙酮工艺^[6], 具有能耗低、污染物排放少等核心优势, 但工艺设计条件限制较大, 适用于北欧等常年低气温区域。近年来, 随着国家工业转型升级的迫切需求, 化工行业绿色制造技术的研究开发逐渐成为热点, 国内对水吸收工艺也进行了探索性研究^[7-9]。珠海醋酸纤维有限公司经过近 10 年的技术研究和工业化试验, 通过自主创新开发出新型水吸收丙酮回收工艺^[10-11], 在全年气温较高的亚热带地区具备良好的应用价值。

本文中针对国内首创的新型水吸收-精馏丙酮

收稿日期: 2018-09-24; 修回日期: 2018-10-15

基金项目: 国家绿色制造系统集成项目 (Z13506009002)

作者简介: 王军 (1963-), 男, 硕士, 高级工程师, 研究方向为纤维绿色制造技术, wangjun@zfc.com; 邓钢 (1982-), 男, 博士, 工程师, 研究方向为溶剂回收技术、纤维加工技术, 通讯联系人, dengg@zfc.com。

回收工艺,采用 Aspen Plus 软件对公司新建工业化装置进行建模和数值优化研究,分析吸收过程 VLA 进料温度、丙酮浓度、吸收剂初始温度及冷却后温度对吸收精馏过程能耗的影响;在此基础上,对精馏过程单塔和双塔模型进行经济分析,并对全流程换热网络进行设计与优化,为新工艺系统的进一步节能优化及后续工业化推广提供指导和帮助。

1 吸收过程灵敏度分析

Aspen Plus 流程模拟时,吸收过程采用双塔模型,水-丙酮极性互溶体系热力学方法选择 NRTL-RK 方程,吸收塔模块为 Radfrac 严格模块^[12]。双塔吸收流程如图 1 所示,流程简述如下:VLA 气体经冷却后进入主吸收塔,吸收剂(水)常温下泵入副吸收塔与来自主吸收塔的 VLA 尾气进行逆向接触传质传热,吸收尾气达标后排入大气;吸收液经冷却后进入主吸收塔与 VLA 逆向接触吸收,吸收液一部分冷却后回流到主吸收塔,其余送往精馏单元。

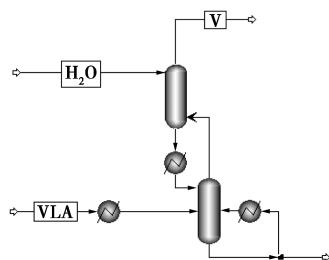


图 1 双塔吸收流程

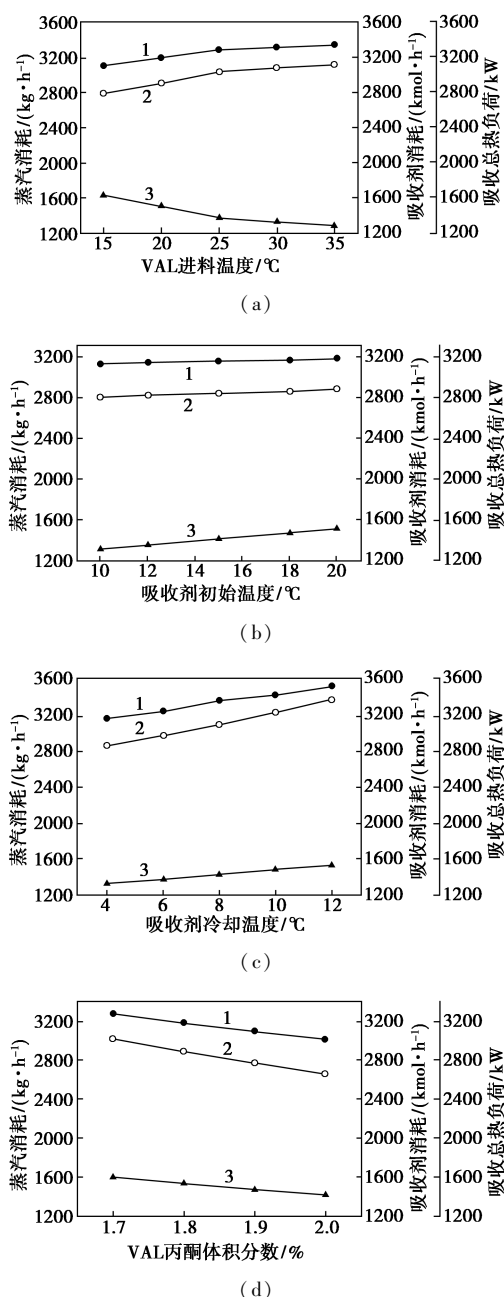
模拟结果与试验数据对比见表 1,模拟结果与实际生产数据之间的误差很小,说明模拟过程所选用的模型、热力学方程是恰当的,用 Aspen Plus 流程模拟软件对水吸收丙酮工艺进行模拟和核算,其结果可信。

表 1 模拟结果与实际生产数据对比

	吸收液 质量分数/%	吸收液 温度/℃	尾气摩尔 分数/ 10^{-6}	尾气 温度/℃
模拟结果	4.53	17.2	70.5	19.57
试验数据	4.41	17.0	72.8	20.00
偏差/%	2.72	1.18	-3.16	2.15

规定排空尾气中丙酮摩尔分数小于 90×10^{-6} ,进行 VLA 进料温度、吸收剂进塔温度、吸收剂冷却温度及 VLA 中丙酮体积分数对吸收剂用量与系统能耗的灵敏度分析。图 2 表明,吸收剂进塔温度对系统能耗影响不是很大,实际生产中可选择常温进

料;而 VLA 进料冷却温度、吸收剂冷却温度以及 VLA 中丙酮浓度对系统能耗的影响较大,VLA 进料温度和吸收剂冷却温度需根据实际选取,后续模拟中分别选择为 19℃ 和 4.5℃,而 VLA 进料中丙酮浓度由丙酮的爆炸下限决定,据文献[13-14]报道 20℃ 以上的丙酮爆炸下限超过体积分数 2.55%,此外 VLA 中水分作为惰性组分也起到提高丙酮爆炸下限的作用^[15]。系统现有体积分数 1.8% 的工况相对比较保守,可适当提高 VLA 进料丙酮浓度来节约系统能耗。



1—蒸汽消耗;2—吸收剂消耗;3—吸收总热负荷

图 2 吸收过程灵敏度分析

由上述灵敏度分析可知, VLA 中丙酮浓度对吸收和精馏过程的能耗影响很大, VLA 中丙酮浓度越大, 进入精馏塔的丙酮浓度越高, 精馏塔能耗越低, 这与高前进^[7]的发现相吻合。因此, 本文中接下来讨论在精馏前进行提浓预处理的双塔模型和单塔模型的经济比较, 以选择最为经济的模型。

2 精馏过程单双塔经济分析

精馏塔的经济优化主要从设备费和能耗 2 方面进行考虑。经济优化的目标是年度总费用(TAC)最小化, 目标函数为^[16]:

$$\min TAC = \min(I_C/P_R + 36\ 660.6Q \cdot I_{EC})$$

式中, I_C 为精馏塔的基础建设费用; P_R 为精馏塔基建建设费用投资回收期; Q 为再沸器热负荷; I_{EC} 为精馏塔能耗与资金之间的折合系数。

各变量计算方法见表 2^[17], D 、 h 分别为精馏塔塔径和有效高度, m。

表 2 经济核算依据

精馏塔的基础建设费用/元	精馏塔能耗资金折合系数/(元·mJ ⁻¹)	投资回收期/a
112500D ^{1.066} ×h ^{0.802}	29.97	3

2.1 单塔模型

精馏过程热力学方法选择 NRTL-RK 方程, 精馏塔模块为 Radfrac 严格模块, 建立单塔模型流程, 见图 3。

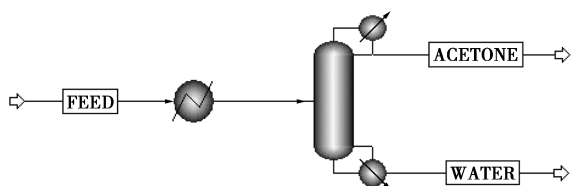


图 3 精馏过程单塔流程

选择不同理论塔板数, 在达到分离要求(塔顶质量分数 98.5%, 塔釜 $\leq 20 \times 10^{-6}$) 前提下, 选取合适的回流比和进料板位置, 消除恒浓区^[18], 使能耗最低。优化得到各操作参数见表 3。

由表 3 可见, 随着理论塔板数的增加, 年能耗成本基本保持不变, 但是塔器成本逐渐增加, 从而年总成本随塔板数增加而增加; 考虑到塔设备为一次性投资, 故选择年能耗成本最低时的最佳理论塔板数为 23 块。

表 3 年总成本、年能耗成本与理论塔板数的关系

理论塔板数	20	21	23	24	25	27	29
塔径/m	1.18	1.17	1.16	1.16	1.16	1.15	1.15
有效高度/m	13.50	14.25	15.75	16.50	17.25	18.75	20.25
进料板位置	8	8	9	9	12	13	4
回流比	3.34	3.28	3.20	3.18	3.19	3.15	3.12
再沸器负荷/(GJ·h ⁻¹)	7.717	7.668	7.61	7.619	7.668	7.669	7.692
年能耗成本/(万元·a ⁻¹)	282.63	280.83	278.78	279.04	280.83	280.87	281.71
年塔器成本/(万元·a ⁻¹)	36.07	37.33	40.08	41.61	43.12	45.68	48.58
年度总费用/(万元·a ⁻¹)	318.70	318.16	318.86	320.64	323.95	326.54	330.29

2.2 双塔模型

考虑到吸收液中丙酮浓度较低, 本文中探讨双塔精馏的可行性, 双塔模型包括 1 个提浓塔和 1 个精制塔, 理论板数均选择 23 块, 提浓塔塔顶气相采出直接进入精制塔, 双塔流程见图 4。提浓塔塔顶丙酮采出浓度变化及精制塔丙酮进料浓度变化对年总成本与年能耗成本的关系见图 5。双塔模型年总

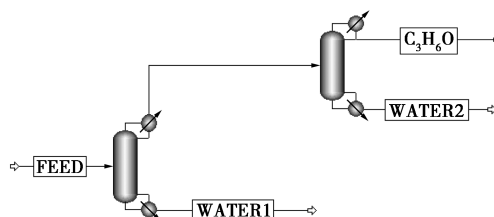
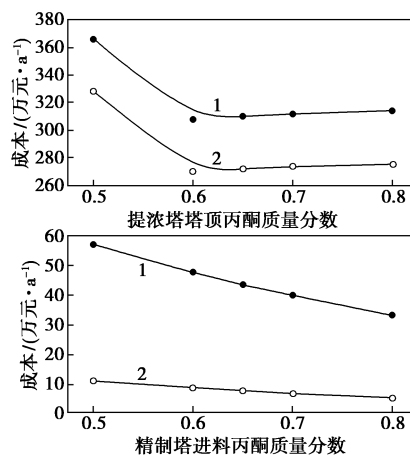


图 4 精馏过程双塔流程



1—年度总成本; 2—年能耗成本

图 5 提浓塔、精制塔费用与提浓塔塔顶浓度的关系

成本与年能耗成本总和与单塔模型比较见图6(虚线代表单塔模型年总成本与年能耗成本)。

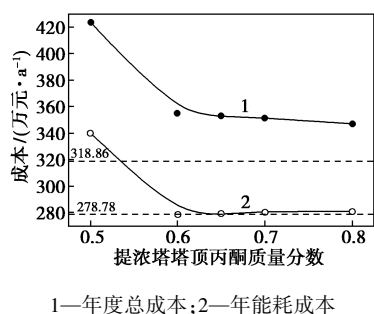


图6 单双塔年总成本、年能耗成本比较

由图5可知,提浓塔年总成本与年能耗成本随塔顶浓度增加先减小后趋于不变,而精制塔年总成本与年能耗成本随进料浓度的增加而不断减小;相比年总成本,年能耗成本变化较缓。由图6可见,随着丙酮浓度的增加,双塔模型年总成本与年能耗成本均趋于稳定,双塔模型年能耗成本与单塔模型相差不大,但年总成本较单塔模型多出30万元/a。

单双塔模型的经济分析表明,双塔模型能耗与设备投资费用和提浓塔塔顶浓度有关。在塔顶浓度小于质量分数60%时,需要更多的蒸汽消耗使进料中的水蒸发到塔顶,尽管所需的回流比很小,塔顶浓度的影响作用大于回流比;当塔顶质量分数大于60%时,回流比的影响起主导作用,回流比小于单塔模型,所以能耗较单塔模型低,但双塔模型总的能耗与单塔相差不大,双塔模型设备成本较单塔高,因此选择单塔模型更具优势。

3 全流程能量分析与优化

夹点技术是化工过程能量综合集成技术,具有简单、直观、实用和灵活等特点被广泛应用于新过程的设计和旧系统的改造。采用夹点技术^[19],对新厂设计而言,比传统方法可节能30%~50%,节省投资10%左右;对老厂改造而言,通常可节能20%~35%,改造投资的回收年限一般为0.5~3.0年。在选择单塔模型的基础上,本文中采用夹点技术对全流程的换热网络进行分析与优化。根据系统冷热物流分析,做出冷热物流复合曲线温焓图,见图7。可见,系统用能主要是冷量,且只有1条物流需要加热,冷热复合曲线最小传热温差约为20℃。

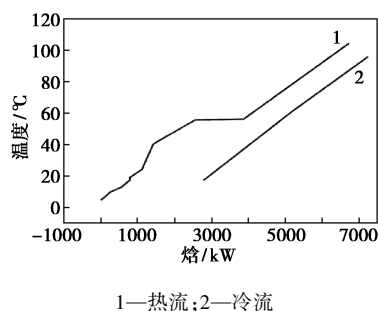


图7 冷热物流复合曲线T-H图

最小传热温差 ΔT_{\min} 取决于总费用成本。最小传热温差过小将导致换热器换热面积增大从而使设备费用增大,过大将导致公用工程用量增大,合适的最小传热温差为12~20℃^[20]。本系统最小传热温差与总费用指数目标的关系见图8。由图8可知,最小传热温差为17℃时总费用指数目标最小,为 9.095×10^{-3} 美元/s;当最小传热温差小于17℃时,可回收的能量增加,公用工程用量减少,换热器换热面积增大,设备费用增大;当最小传热温差大于17℃时,可回收的能量减少,公用工程用量增加,换热器换热面积减小,设备费用减小。

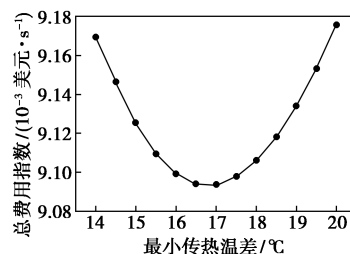


图8 总费用指数目标与最小传热温差关系

考虑到设备投入为一次性投资,当使得回收的能量达到最大,取最小传热温差为冷热物流复合曲线最右端温差,即 $\Delta T_{\min} = 8.46^\circ\text{C}$ 时,根据 Aspen Energy Analyzer 进行优化,调整后换热网络见图9。由图9可见,吸收富液先与精馏塔塔顶气相蒸汽换热从16.9℃升温到42.6℃,然后再与精馏塔釜液换热升温至96℃,其余需要冷却的物流均与冷公用工程换热。该最小传热温差下的总费用指数目标为 9.937×10^{-3} 美元/s,较最小总费用增加9.26%。经换热优化之后的总能耗为冷量-2447 kW,未优化之前无物流间换热的总能耗为冷量-7634.97 kW和热量5188.07 kW,故经换热优化后,可使能耗尽可能地接近最小值,较未优化无物流间换热时节约冷量68%。

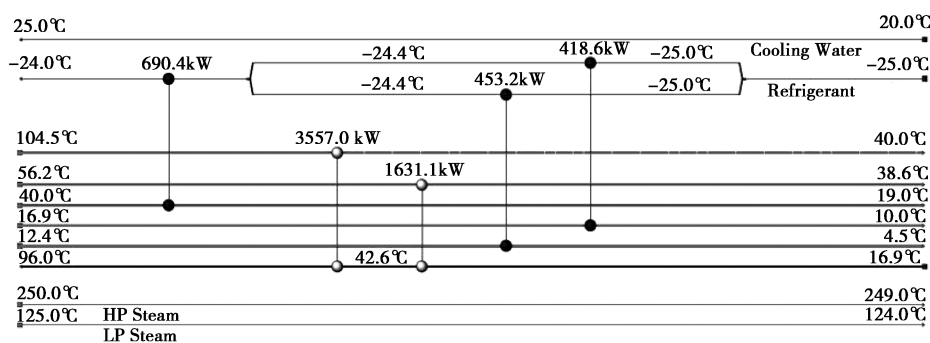


图 9 优化后的换热网络

4 结论

(1) 基于国内首创的新型丙酮回收工艺系统建立了数值试验模型进行优化研究,数值分析结果与现有工业化装置实际数据有高度吻合性。

(2) 通过吸收过程灵敏度分析发现 VLA 丙酮浓度等对吸收精馏过程能耗的影响较大,工业化装置的运行进料浓度仍然相对较为保守,存在提升空间。

(3) 对精馏过程的单/双塔模型进行了经济分析,结果表明,单塔模型年总成本较双塔模型更具优势,每年能节约成本大约 30 万元,进一步为新技术在行业内的工业化推广提供了设备选型参考依据。

(4) 采用夹点技术对全流程能量分析优化,当夹点取为冷热物流复合曲线最右端时可使热公用工程用量为 0,冷公用工程用量为 $-2\ 447\ \text{kW}$,较未优化无物流间换热时节约冷量 68%,对新系统的工艺优化研究为工业化应用和改进提供了有效的理论指导。

参考文献

- [1] 黄铁樾. 醋酸纤维的生产工艺、研究进展及市场分析[J]. 河南化工, 2010, 27(13): 20-23.
- [2] 孙美玲, 王少锋, 项曙光. 工业废气中丙酮处理工艺研究进展[J]. 当代化工, 2014, (9): 1860-1862, 1867.
- [3] 李立清, 唐琳, 高招, 等. 丙酮在活性炭固定床上的吸附穿透曲线数学模拟[J]. 湖南大学学报: 自然科学版, 2005, 35(2): 81-84.
- [4] 张立平, 蒋维钧. 渗透气法分离丙酮水溶液[J]. 高校化学工程报, 1994, 8(2): 187-189.
- [5] Marki E, Lenti B, Vatai G, et al. Clean technology for acetone absorption and recovery[J]. Separation and Purification Technology, 2001, 22/23: 377-382.
- [6] Roberto N J, Maria E S T. Replacement of trays by packing to increase the absorption capacity of acetone during cellulose acetate spinning[J]. Ind Eng Chem Res, 2008, 47: 8376-8383.
- [7] 高前进. 水吸收-精馏回收废气中丙酮的工艺研究[D]. 广州: 华南理工大学, 2010.
- [8] 张治山, 张苗苗, 李敏. 基于 Aspen Plus 的丙酮回收系统的模拟优化[J]. 山东科技大学学报: 自然科学版, 2011, (1): 83-87.
- [9] 孙美玲. 吸收法回收工业废气中丙酮的工艺研究[D]. 青岛: 青岛科技大学, 2014.
- [10] 王军, 王长林, 高前进. 回收微量丙酮的装置及方法: CN, 200810028712.9[P]. 2008-06-30.
- [11] 王长林, 王军, 高前进. 含微量丙酮空气的双塔集成回收装置和方法: CN, 201310161922.6[P]. 2013-05-03.
- [12] 高前进. 丙酮蒸馏塔的工艺模拟与优化[J]. 化工生产与技术, 2009, 16(3): 59-61.
- [13] 冯梦梦. 惰性气体对丙酮的抑爆研究[D]. 太原: 中北大学, 2016.
- [14] 山隈瑞树. 有机溶剂蒸气着火点和爆炸范围的测定[J]. 安全工程, 2008, 47(2): 84-91.
- [15] Chang Y M, Lee J C, Wu S Y, et al. Elevated pressure and temperature effects on flammability hazard assessment for acetone and water solutions[J]. Journal of Thermal Analysis and Calorimetry, 2009, 95(2): 525-534.
- [16] 盖恒君, 江燕斌, 钱宇, 等. 萃取和溶剂回收系统的全系统优化设计方法[J]. 高校化学工程学报, 2006, 20(6): 989-995.
- [17] Luyben W L. Distillation design and control using ASPEN simulation[M]. New Jersey: Wiley, 2013.
- [18] 江燕斌, 廉磊, 高前进, 等. 减压汽提式精馏回收稀丙酮水溶液中丙酮的方法: CN, 201110006970.9[P]. 2011-01-04.
- [19] Linnhoff B, Hindmarsh E. The pinch design method for exchanger network[J]. Chemical Engineer Science, 1983, 38(5): 45-74.
- [20] 马可, 孙铁, 张素香. 夹点技术在换热网络优化中的应用[J]. 化学工程师, 2013, (9): 44-47. ■