

C₃ 分离塔提效扩能改造实例

侯鹏成^{1*}, 赵志勇¹, 张鑫¹, 洪俊科², 高培生²

(1. 苏尔寿化工(上海)有限公司, 上海 200120;

2. 宁夏润丰新材料科技有限公司, 宁夏 银川 750409)

摘要:某新建丙烷脱氢装置中, 丙烯精馏塔采用了多溢流塔盘设计, 面临着分离效率和处理能力不达标等各种问题, 导致了最终产品纯度无法满足设计要求和额外的产品损失。通过对该丙烯精馏塔的成功改造, 着重介绍了影响多溢流塔盘的分离效率和处理能力的各个设计要点。并通过该丙烯精馏塔改造前后的运行效果对比, 阐述了影响该丙烯精馏塔产品不达标的关键设计因素。

关键词:丙烯精馏塔; 多溢流塔盘; 分离效率; 处理能力

中图分类号: TQ41

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2025)08-0256-05

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2025.08.045

Retrofit of C₃ splitter to improve separation efficiency and capacity

HOU Peng-cheng^{1*}, ZHAO Zhi-yong¹, ZHANG Xin¹, HONG Jun-ke², GAO Pei-sheng²

(1. Sulzer Chemtech (Shanghai) Co., Ltd., Shanghai 200120, China;

2. Ningxia Runfeng New Material Technology Co., Ltd., Yinchuan 750409, China)

Abstract: The C₃ splitter (propylene distillation column) in a certain new propane dehydrogenation (PDH) plant, which is designed with multi-pass trays, suffers from poor separation efficiency and low capacity utilization. These issues result in that the product purity does not meet specifications and unexpected product loss is encountered. This paper delves into the key parameters influencing the efficiency and capacity of multi-pass trays through the successful retrofit of this C₃ splitter. In addition, by comparing operational performance of the splitter before and after the retrofit, the key design factors leading to the off-specification product are described.

Key words: propylene distillation column; multi-pass tray; separation efficiency; processing capacity

丙烯 (Propylene) 作为关键的基础化工原料, 在工业生产中具有举足轻重的地位。其可通过一系列化学反应, 衍生出聚丙烯、丙烯腈、环氧丙烷等高附加值化工产品, 广泛应用于塑料、橡胶、纤维等众多领域。丙烷脱氢 (PDH) 工艺凭借投资规模相对较小、经济效益显著等优势, 近年来产能迅速扩张, 目前通过该工艺生产的丙烯产能已占国内丙烯总产能的 20% 以上^[1-2]。

丙烯精馏塔是丙烷脱氢装置中的核心设备, 主要功能是实现混合碳三中丙烷与丙烯的高效分离, 以获取聚合级丙烯。在工业生产中, 塔顶丙烯产品摩尔分数要求大于 99.6%, 塔釜循环丙烷中的丙烯摩尔分数通常要求小于 1%。然而, 丙烷和丙烯之间的相对挥发度非常小, 分离难度较大, 因此需要大量的塔盘来实现理想的产品纯度和产品回收率。

宁夏宁东基地的某丙烷脱氢装置中的丙烯精馏塔, 自初始开车以来, 塔顶丙烯产品达不到设计要求, 同时塔釜循环丙烷中的丙烯损失远超设计值, 对整套装置的稳定、高效运行造成了显著影响。

1 工艺装置描述

该丙烯精馏塔的进料为来自上游的富含丙烷和丙烯的混合碳三, 从第 142 层塔盘进入精馏塔。精馏塔塔径为 6 500 mm, 分离内件设计为 207 层 4 溢流形式塔盘, 塔顶出口的气相丙烯经丙烯压缩机压缩后, 进入该塔的塔釜再沸器作为塔釜热源, 经再沸器换热后冷凝至液态丙烯, 一部分降压后进入该塔第一层塔盘, 闪蒸后的液相作为该塔的回流。另一部分作为塔顶产品由回流罐中采出, 循环丙烷由塔釜采出。具体工艺流程如图 1 所示。

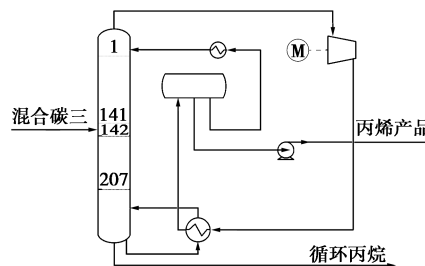


图 1 丙烷丙烯分离工艺流程

收稿日期: 2025-03-17; 修回日期: 2025-06-10

作者简介: 侯鹏成 (1983-), 男, 学士, 工程师, 研究方向为化工分离工艺和设备的研发, 通讯联系人, Peng-Cheng.Hou@sulzer.com。

根据工艺包设计参数,塔顶丙烯摩尔分数为 99.6%,塔釜丙烯摩尔分数为 1.06%,相关进料、回流、塔顶采出和塔釜采出的具体参数如表 1 所示。

表 1 工艺包设计流股参数

控制指标	进料	回流	塔顶采出	塔釜采出
丙烯摩尔分数/%	42.07	99.6	99.6	1.06
丙烷摩尔分数/%	56.47	0.34	0.34	96.46
体积流量/(m ³ ·h ⁻¹)	179.5	1607.7	75.5	118.9
温度/℃	12.7	46.1	53	42.4
压力/MPa	1.59	2.13	2.13	1.34

2 装置运行情况

该装置自 2021 年 9 月开车以来,丙烯产品指标与设计值存在较大偏差,为了保证产品质量,装置长期维持低负荷、高回流比运行。在确保产品指标的前提下,该塔最大处理能力仅能达到设计进料负荷的 70%,当负荷进一步提升至 80%时,会出现压降大幅上升、产品指标恶化、塔釜液位急剧下降等液泛现象。具体开车负荷及运行指标如表 2 所示。

表 2 开车运行参数

运行指标	设计值	运行负荷	
	100%	80%	100%
进料体积流量/(m ³ ·h ⁻¹)	179.5	143	175.5
进料丙烯摩尔分数/%	42.07	36.2	37.4
进料丙烷摩尔分数/%	56.47	62.92	61.4
回流体积流量/(m ³ ·h ⁻¹)	1607	1790	1834
塔顶产品丙烯摩尔分数/%	99.6	99.345	98.415
塔釜产品丙烯摩尔分数/%	1.06	2.025	1.14

苏尔寿化工(上海)有限公司通过现场数据采集与效率回归分析,发现该塔的实际运行全塔效率只有 52%,远低于工艺包设计规定的 81%全塔效率,具体效率曲线回归如图 2 所示。

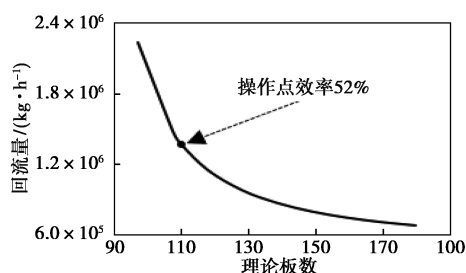


图 2 效率曲线回归

3 诊断与分析

该丙烯精馏塔原设计采用了 207 层 4 溢流塔盘,精馏段板间距为 440 mm,提馏段板间距为 500 mm,塔盘设计采用了等流程长度、凹形受液盘等设计理念,为了尽可能地降低全塔压降,鼓泡区设计采用了较大的开孔率,具体塔盘结构设计参数如表 3 所示。

表 3 原装置塔盘结构设计

水力学分析项	塔盘数	
	1~141#	142~207#
原塔机械结构		
塔径/mm	6500	6500
溢流数	4	4
塔板间距/mm	440	500
受液盘深度/mm	100	100
流程长度/mm	917.5	917.5
阀型	固阀	固阀
开孔率(基于鼓泡区面积)/%	>25	>25
水力学核算结果		
液泛值/%	82	82
溢流强度/(m ³ ·m ⁻¹ ·h ⁻¹)	90.78	112.53
干板压降/Pa	87.57	93.94
单板压降/Pa	309	322
降液管泡沫层高度/%	64	66
底隙出口压头损失/Pa	75.44	104.65
降液管液泛率/%	55	70

为了分析判断该丙烯精馏塔塔盘效率大幅低于设计值的原因,苏尔寿化工对影响该塔效率的因素进行了逐一分析排查,主要原因有以下几点。

3.1 鼓泡区气液相平衡设计不当

在 4 溢流塔盘形式中,奇数层和偶数层塔盘的几何结构存在差异,如图 3 所示,奇数层塔盘具有 2 个偏中心降液管,偶数层塔盘具有 1 个中心降液管和 2 个边降液管^[2]。奇数层和偶数层塔盘因为降液

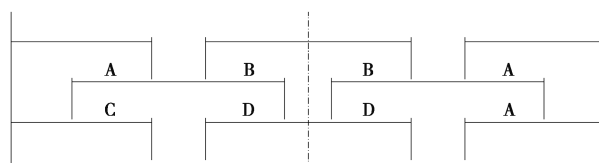


图 3 4 溢流塔盘

管的设计被分为不同的鼓泡区,如图 3 中 A、B、C、D 所示。在塔盘运行过程中,液相自上而下由上一层塔盘降液管流至鼓泡区,并穿过鼓泡区进入塔盘的降液管内,气相由下至上逐层穿过鼓泡区,并和塔盘上的液相进行接触和传质。

气相和液相在塔内流动时,优先选择通过阻力较小的通道。为确保气、液两相在流动过程中不发生偏流,4 溢流塔盘在水力学设计过程中需要采用特殊的平衡方法,来确保被分配至每个独立鼓泡区内的气液相比值的比值等于 $1(V/L=1)^{[3-5]}$,从而保证全塔良好的分离效率和不会发生提前液泛。

然而,该塔原设计的 4 溢流塔盘没有采用平衡的设计,致使气相和液相在流动过程中出现偏流,严重影响了该塔的分效率。

3.2 过大的开孔率设计

丙烯精馏塔通常具有大塔径、低板间距、高压、高回流比等特点^[6]。大塔径和低板间距易导致液体流程长度偏长、流程长度与板间距的比值偏大。高压和高回流比容易造成塔内液体的溢流强度过大、液体在流动过程中液面梯度过高等问题。气液相偏流(vapor cross-flow channeling, VCFC),如图 4 所示,通常发生在同时具备溢流强度超过 $50 \text{ m}^3/(\text{m}\cdot\text{h})$,流程长度/板间距比值大于 2 且开孔率过大的塔盘设计中^[3-4]。而丙烯精馏塔的特点恰好符合 VCFC 的发生条件。

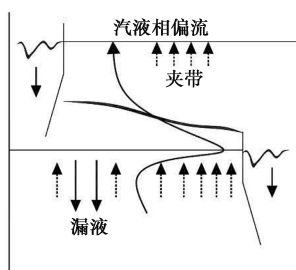


图 4 VCFC 现象

该丙烯精馏塔的设计采用了较大的开孔率,导致干板压降偏小,气相在流通过程中优先选择液层偏薄的鼓泡区区域,加剧了因为没有平衡设计而引发的气液相偏流现象^[7-10],最终导致塔盘效率急剧下降。

3.3 凹形受液盘设计过高

凹形受液盘的设计目的通常是为了保证降液管底隙的净密封,或者在液体流量过大时降低降液管底隙流出速度^[11-14]。机械结构上,凹形受液盘一般和液体的流动方向垂直布置,如图 5 所示。塔盘工

作时,气体穿过塔盘上的液体呈鼓泡状态。在水力学设计过程中,要求凹形受液盘的高度不得阻碍塔盘上的泡沫层流动至降液管^[11-12]。

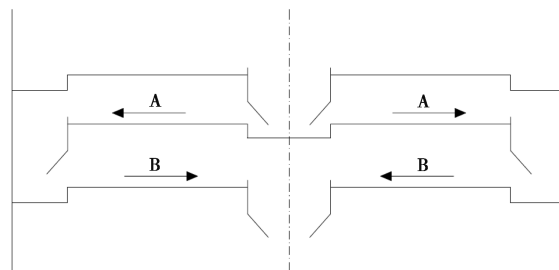


图 5 凹形受液盘的机械结构

该丙烯精馏塔的设计中,凹形受液盘的高度设计过高,在较大的溢流强度和过高的泡沫层高度的工况下,过高的凹形受液盘容易阻碍塔盘上的泡沫层流入降液管,从而造成塔盘的提前液泛。同时凹形受液盘的设计,还会造成鼓泡区面积的损失^[2]。

3.4 顶部回流液体初始分布不均

多溢流塔盘由于降液管布置的原因,鼓泡区被划分为多个不同的区域,在不同的鼓泡区区域内液体的混合、流动和平衡会相对困难^[15-18]。如上述图 3 所示,4 溢流塔盘被分为 A、B、C、D 不同的鼓泡区,液体在不同鼓泡区之间的流动和混合较差。因此,多溢流形式塔盘对塔顶液体的初始分配要求更为严格,不合理的回流初始分配设计会导致全塔效率的下降。

该塔设计采用了热泵精馏工艺^[6],由于回流管线和塔内压力不一致的原因,导致进入塔内的回流为气液两相,这使得该塔顶部回流分布设计更为复杂,由于原顶部回流设计未考虑气液相分离空间及平衡设计,导致液体的初始分配不合理,从而导致该塔的全塔效率下降^[15]。

4 改造方案

苏尔寿化工采用苏尔寿高性能塔盘 VGPLUS™ 对原有塔盘进行了升级改造。苏尔寿 VGPLUS™ 高性能塔盘技术是增强型塔盘板与高性能降液管设计的有机结合,具有以下优势^[3]:①增加约 30% 的处理能力;②降低约 20% 的操作压降;③传质分离效率等同或更高;④液面梯度更低;⑤液相和气相分布更均匀。相关塔盘及性能曲线如图 6 和图 7 所示。

在改造设计中,对鼓泡区的开孔率设计进行了优化;采用了苏尔寿特有的气液相平衡方法对原 4 溢流塔盘进行了平衡设计;对该塔塔顶回流的液体



图6 VGPLUS™高性能塔盘

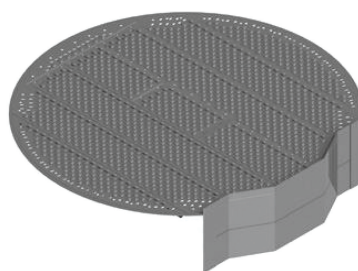
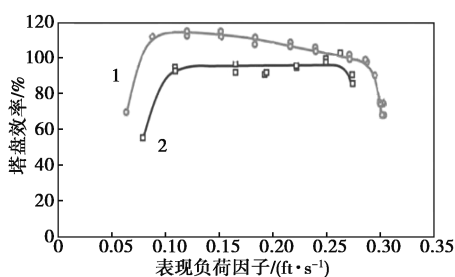


图8 单溢流多弦型降液管



1—VGPLUS™塔盘;2—其他高性能塔盘

图7 苏尔寿高性能塔盘性能曲线

分布装置进行了升级改造,提供了气液相分离空间,优化了塔顶回流液体的初始分配;拆除原有的凹形受液盘,消除液体在流动过程中被阻碍的风险,同时也增加了鼓泡区面积。

除上述改造措施外,还采用了以下提高塔盘效率的方法。

4.1 采用 ModArc 多弦型降液管

多弦型降液管^[2]如图8所示,相比于传统降液管可以在保持降液管面积相同的情况下,增加出口堰的长度,从而有效降低液体溢流强度。同时,可以增加液体在流程长度方向上最小弦长和最大弦长的比值,进而减少液体液面梯度和流动滞留区域,有效地促进液体的平推流,提高塔盘效率^[19-21]。

4.2 合理布置苏尔寿推动阀

液体在塔盘板上流动时,因流程长度过长和弓形区域过大等因素,易在塔盘上存在较大的滞留区域和液面梯度。苏尔寿推动阀^[15]可以有效减少塔盘上液体滞留区域和液面梯度。本次升级改造中,在塔盘板上弓形区域内,流程长度方向上和降液管出口等部分区域合理布置了苏尔寿推动阀,降低了液面梯度,减少了滞留区域,保障了塔盘效率的提升^[22-23]。苏尔寿推动阀如图9所示。

5 现场安装

该套装置的改造工作由苏尔寿化工(上海)有限公司安装团队负责实施,包括全塔原有207层塔

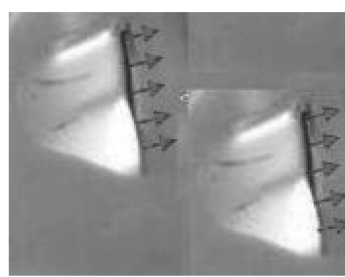


图9 苏尔寿推动阀

盘的拆卸以及新设计塔盘的安装工作。得益于全塔改造设计方案中没有任何动火要求以及现场施工的精益管理,全部的拆卸以及重新安装工作在22 d内顺利完成,并于2023年4月具备开车条件。

6 改造后的运行情况

改造后的丙烯精馏塔于2023年4月重新开车,稳定运行后,苏尔寿化工对该塔的运行数据进行了收集分析,并与工艺包设计数据、改造前运行数据进行了对比。对比结果表明,改造后丙烯精馏塔塔顶丙烯产品指标、塔釜丙烯损失、回流比以及处理能力等指标均优于工艺包设计值,相较于改造前的运行数据有了大幅度的提升。具体数据如表4所示。

表4 改造后运行数据与工艺包设计数据以及改造前数据对比

运行指标	设计工况	改造前工况		改造后工况	
	100%	80%	100%	100%	125%
塔顶丙烯摩尔分数/%	99.60	99.345	98.42	99.84	99.77
塔釜丙烯摩尔分数/%	1.00	2.025	1.14	0.05	0.30
回流量/(m ³ ·h ⁻¹)	1607	1790	1834	1646	1681

为了进一步评估改造后该塔的全塔效率,苏尔寿化工对开车后的运行数据进行了模拟分析,并与工艺包设计效率以及改造前的全塔运行效率进行了对比。结果显示,改造后该塔的全塔效率高于93%,优于工艺包设计数据,且大幅高于改造前该塔的实际运行效率。具体数据如表5所示。

表 5 改造前后全塔效率对比

效率	工艺包设计	改造前工况		改造后工况	
	100%	80%	100%	100%	125%
全塔效率/%	81	50	52	93	>100

7 结语

丙烯精馏塔因为特定的操作工况和产能需求,通常采用大塔径、低板间距和多溢流或多降液管的塔盘设计,对塔盘及其内件的设计提出了极高的要求。任何设计不合理都可能导致该塔操作效率严重下降,进而影响处理能力和产品指标。本次丙烯精馏塔的成功改造,充分证明了合理的塔盘设计是保障塔顶产品质量、塔釜循环丙烷中丙烯损耗和装置处理能力的关键,为装置的长周期、低能耗稳定运行提供了有力支撑,有效提升了企业的经济效益。

参考文献

- [1] 夏兵.丙烷脱氢(PDH)工艺技术及经济性分析[J].山东化工,2021,50(14):165-167.
- [2] Ang C P, Hou P C, Senthil K. Trays for mega towers[J]. Hydrocarbon Engineering, 2023, 28(3): 8-12.
- [3] 侯鹏成, 徐圣君, 马青茂, 等. OXO 低板间距异构物塔扩能改造[J]. 现代化工, 2023, 43(2): 223-226.
- [4] Fractionation Research Inc. 塔器设计手册[M]. 中国石化集团公司 F.R.I. 精馏协作组, 译. 北京: 中国石化出版社, 2005: 123-160.
- [5] Ang C P. High-capacity valves for distillation towers[J]. Petroleum Technology Quarterly, 2021, 26(5): 25-27.
- [6] 刘阁飞. 丙烯塔采用热泵工艺与常规精馏工艺的对比分析[J]. 现代化工, 2008, 28(1): 102-104.
- [7] Kister H Z, Summers D R. Troubleshooting and rectification of a giant C₃ splitter tower problem; Distillation Topical Conference, AIChE Spring Meeting[C]. 2014.
- [8] Kister H Z. Distillation operation[M]. McGraw-Hill: 1990.
- [9] Kister H Z, Larson K F, Madsen P E. Vapor cross flow channeling on sieve trays fact or myth[J]. Chemical Engineering Progress, 1992, 88(11): 86-93.
- [10] Kister H Z, Dionne R W, Stupin W J, et al. Preventing maldistribution in four-pass trays[J]. Chemical Engineering Progress, 2010, 104(4): 32-41.
- [11] Yang Q, Christian B, Hou P C, et al. Troubleshooting liquid side draw-off trays: The 12th international conference Distillation & Absorption[C]. 2022.
- [12] Kister H Z. Distillation troubleshooting[M]. John Wiley & Sons: 2006.
- [13] Ang C P, Lee S H. Advanced column internals for fouling towers[J]. Hydrocarbon Engineering, 2021, 26(7): 29-32.
- [14] Pilling M. Dealing with column fouling[J]. Petroleum Technology Quarterly, 2016, 21(1): 85-87.
- [15] Summers D R. Push valve experience on distillation trays; AIChE Spring Meeting[C]. 2005.
- [16] 毛克有, 冀红飞, 胡春峰, 等. 超大型丙烷丙烯分离塔运行故障诊断与改造[J]. 现代化工, 2022, 42(9): 219-222.
- [17] 姚克俭. 大流量高效 DJ 系列塔盘的开发及其工业应用; 全国精馏技术交流与展示大会[C]. 2008.
- [18] Summers D R. Harmonic vibrations cause tray damage; AIChE Annual Meeting[C]. 2003.
- [19] Hills P D. Designing piping for gravity flow[J]. Chemical Engineering, 1983, 90(18): 111-114.
- [20] Summers D R. A novel approach to quick sizing trayed towers; AIChE Spring Topical Conference[C]. 2011.
- [21] Lockett M J. Distillation tray fundamentals[M]. Cambridge University Press: 1986.
- [22] Harrison M E. Gamma scan evaluation for distillation column debottlenecking[J]. Chemical Engineering Progress, 1990, 86(3): 37-44.
- [23] Kister H Z. Use quantitative gamma scan to troubleshoot maldistribution on trays[J]. Chemical Engineering Progress, 2013, 109(2): 33-42. ■
- [6] Zou X M, Huang F X, Zhang L M, et al. Discussion on water dew point and hydrocarbon dew point of natural gas[J]. IOP Conference Series: Earth and Environmental Science, 2021, 651(3): 1-6.
- [7] Netusil M, Dittl P. Comparison of three methods for natural gas dehydration[J]. Natural Gas Chemistry, 2011, 20(5): 471-476.
- [8] 堵祖荫. 建立更加严格和科学的乙烯装置能耗计算体系与方法的探讨[J]. 当代石油石化, 2014, 22(1): 22-27, 34.
- [9] 赵志钧. 以碳减排为目的伴生气脱水脱烃工艺能耗优化研究[J]. 绿色低碳, 2024, 14(8): 97-101, 108.
- [10] 中国石油化工有限公司. GB/T 50441—2007 石油化设计能耗计算标准[S]. 北京: 中国计划出版社, 2008.
- [11] Banat F, Younas O, Didarul I. Energy and exergetic dissection of a natural gas sweetening plant using methyldiethanol amine (MDEA) solution[J]. Journal of Natural Gas Science and Engineering, 2014, 16(1): 1-7.
- [12] Jones B, Nelson D. Finding benefits by modeling and optimizing steam and power systems[J]. Energy Technology, 2007, 33(7): 108-112.
- [13] 堵祖荫. 化工装置能耗的计算[J]. 化工与医药工程, 2018, 39(3): 59-68.
- [14] 曹蕴. 油田伴生气脱氮工艺参数及能效分析[J]. 石油石化节能与计量, 2024, 14(9): 59-64. ■

(上接第 255 页)