

乙烯精馏系统优化与节能减排经济效益分析

陈昌强（国能新疆化工有限公司，新疆 乌鲁木齐 831400）

摘要：本文以某化工厂烯烃分离装置的乙烯精馏塔为研究对象，针对其长期高负荷运行中出现的塔压偏高、塔顶冷凝器操作偏离等问题展开分析。系统存在乙烯精馏塔塔顶压力超设计值、冷凝器冷剂用量超标且换热效率低等问题，根源在于冷剂组成偏差、流程设置不合理及换热器结构缺陷。通过更换具有气液均布结构的冷凝器、增设冷剂混合罐、引入液相轻冷剂等优化方案，改造后系统能耗下降6.66个单位，乙烯收率提高0.92%，八个月内收回全部投资，实现了节能减排与经济效益提升的双赢，为同类烯烃分离装置的乙烯精馏塔优化提供了参考。

关键词：烯烃分离装置；乙烯精馏系统；优化改造；节能减排

中图分类号：TQ221.21 **文献标识码：**A **文章编号：**1674-5167(2025)029-0043-03

Optimization of ethylene distillation system and economic benefit analysis of energy saving and emission reduction

Chen Changqiang (CHN Energy Xinjiang Chemical Co., Ltd., Urumqi Xinjiang 831400, China)

Abstract: This paper takes the ethylene refining tower of an olefins separation unit in a certain chemical plant as the research object, analyzes the problems such as high tower pressure and deviation in the operation of the top condenser during its long-term high-load operation. The system has problems such as excessive pressure at the top of the ethylene refining tower, excessive use of refrigerant in the condenser, and low heat exchange efficiency, which are fundamentally due to the deviation of the refrigerant composition, unreasonable process setting, and structural defects of the heat exchanger. By replacing the condenser with a structure that evenly distributes gas and liquid, adding a refrigerant mixing, and introducing a light refrigerant in the liquid phase, the energy consumption of the system after modification has decreased by 6.66 units, the ethylene yield has increased 0.92%, and the total investment has been recovered within eight months, achieving a win-win situation of energy saving and emission reduction and economic benefits improvement. It provides a reference for the optimization of ethylene refining towers in similar olefins separation units.

Keywords: olefins separation unit; ethylene distillation system; optimization and modification; energy saving and emission reduction

1 烯烃分离装置乙烯精馏塔概况及存在问题

1.1 系统概况

某化工公司烯烃分离装置乙烯精馏塔为板式塔，乙烯精馏塔顶部从脱乙烷塔顶产品气而来，塔顶装有冷凝器将顶部气体冷凝成为液体回至塔顶作为液相回流；塔釜安装有再沸器将液体的一部分气化。塔内气体向上移动、液体向下移动，在塔板上逐板顺流逆向接触。蒸馏分离的过程为混合液进入蒸馏塔后，在每层塔板上，上升的蒸汽与下降的液体充分接触，易挥发的组分较易从液态变成气态，随蒸汽上升；不易挥发的组分较易留在液体中，随液体下降。随蒸气上升，易挥发组分浓度随着上升的层板不断增加；液体下降，难挥发组分在每一层塔板上富集。利用够量的塔板、多次传质分离使塔顶能得到富含易挥发成分的产品，塔底富集难挥发的产品，达到对混合物分离的目的。乙烯精馏塔日常运行进料量稳定在41t/h，乙烯采出约40t/h，乙烷采出1t/h，回流量高达145t/h，各项物料平衡基本合理。塔顶冷凝器采用丙烯冷剂作为冷源，从理论计算冷剂制冷量应该可以满足系统的需求，但

在现场发现制冷效果不好，具体表现为塔顶温度波动大，偶有超标现象，致使乙烯产品纯度不稳定，精馏效率下降。

经初步检查，发现丙烯冷剂在换热器内的换热效果未达设计标准，可能存在冷剂流量不稳定、蒸发器结霜或丙烯压缩机出力不足等问题。此外，回流量较大时，塔顶负荷骤增，冷剂未能及时响应负荷变化，进一步加剧了塔顶温度的波动，需对冷剂系统的流量控制、换热设备清洁度及压缩机运行参数进行全面排查。自开车以来装置就处于满负荷甚至超负荷运行状态，乙烯精馏塔系统和相关压缩系统均存在运行问题和瓶颈，长期高负荷运行加速了设备的磨损，同时使系统的各个参数更易偏离设计值，不利于系统的正常运行^[1]。

1.2 存在问题及分析

1.2.1 塔压偏高

乙烯精馏塔塔顶设计压力1.61MPaG。装置100%负荷时实际塔压1.70MPaG；110%负荷时超1.8MPaG，严重偏离设计且接近容器设计压力，存在较大安全隐患。

患，塔内压力过高，不仅影响系统安全平稳运行，还引起许多连锁反应。一方面从能耗上考量，塔内介质压强较高时沸点也高，而要维持正常精馏过程就要消耗更多的热量去提供再沸所需热量；同时冷凝器负荷提高，增加压缩机的能耗。另一方面从产品品质上来考虑，塔内压力不稳定而引起气液平衡紊乱会导致产品纯度出现变化，进而影响产品的质量，同时高压运行会加快设备密封性能衰弱以及设备强度的降低，加大设备的泄露和故障率，提升设备维修和停机检修成本。

1.2.2 塔顶冷凝器操作偏离

通过对现场操作数据的分析可知，冷凝器操作存在明显偏离设计的情况。原设计冷剂进口温度为-45.5℃，实际无法实测冷剂侧真实进出口温，DCS出口温为旁路混合值。100%负荷时丙烯冷剂流量132/t·h，超设计110t/h，增加冷剂旁路仍未解决操作偏离问题^[2]。具体数据如表1所示：

表1 乙烯精馏塔冷凝器现场操作数据

参数	原设计	实际操作 100% 负荷	实际操作 110% 负荷
冷剂进口温度 /℃	-45.5	N/A	N/A
冷剂出口温度 /℃	-41.8	-39.1(含旁路)	-36.2(含旁路)
塔顶温度 /℃	-34.6	-33.0	-30.6
回流温度 /℃	-36.3	-33.0	-30.9

造成冷凝系统偏离的原因主要有以下几点：①冷剂组成存在偏差。丙烯冷剂的实际组成与设计值不匹配，这直接导致了整个冷剂系统的操作参数偏离预设标准，重冷剂中甲烷和乙烯的含量均低于原设计值，而丙烯组分的含量则高于设计标准，这种组分比例失衡对冷剂的换热效率和系统稳定性产生了不利影响，引发冷凝系统操作异常。关于重冷剂中甲烷、乙烯及丙烯组分的具体偏差数据，可参考表2中的详细记录。冷剂组成的变化直接影响冷剂的制冷量，丙烯过高会影响重冷剂的沸点升高，气化困难，冷剂在冷凝器换热时的制冷效果降低，冷剂量增加，冷剂组成不稳定会对冷剂系统制冷量产生波动，影响冷凝器冷却效果，从而导致塔顶温度与回流温度偏离设计值。②冷剂侧流程与换热器结构存问题：轻、重冷剂气化温差大，板翅式换热器无充分混合及分布措施，致气液相分布不均，影响调节与温差。这部分流道换热温差不够，未能充分冷凝塔顶气相介质；还有一部分流道的换热面积未能得到充分发挥，导致能量浪费。另外，各流道丙烯冷剂组分分压不一致，当发生类似状况的时候，即便该流道换热面积充足，也会因为分压受限，不能充分气化换热，更进一步降低冷凝器的换热效率。③

现场操作中冷剂配比失调，使操作工况偏离设计，换热器出口冷剂未充分汽化，重组分循环加重组分偏重，形成恶性循环，恶化工况。

表2 轻、重冷剂组成操作值和设计值的比较

组分	轻冷剂组成		重冷剂组成	
	原设计	现场操作	原设计	现场操作
甲烷	25.23	25.88	4.46	3.43
乙烯	20.01	20.52	10.95	8.42
丙烯	54.03	52.85	84.58	88.14

2 乙烯精馏系统优化改造方案

在对以上乙烯精馏系统的问题进行深入分析和研究后，提出了如下的优化改进方案：

2.1 更换乙烯精馏塔冷凝器

重新计算并提出换热器工艺数据，在最恶劣工况下，冷凝器换热负荷超出现有冷凝器负荷10%，冷剂用量超出设计值24%^[3]，具体数值见表3。

表3 冷凝器换热负荷

工况	换热负荷 / MW	冷剂流量 /(t · h⁻¹)	相对比例 /%
原设计	28.5	110	100
当前工况	31.4	132	110.0 (换热负荷)、120.0 (冷剂流量)
最恶劣工况	-	138	125.5 (冷剂流量)

考虑到换热器丙烯冷剂侧存在偏流问题，对两台换热器进行重新设计和更换。新换热器中气相冷剂从底部的气相封头进入换热器，通过设置的导流片均匀布到芯体宽度上；液相冷剂通过侧向的液相封头进入注液封条，均匀布到芯体宽度上，气相冷剂通过注液封条时可夹带液相冷剂向上流动，以保证进入换热器流道的两相流冷剂均匀流动。

该结构设计可有效解决气液分布不均问题，提高换热器换热效率，通过新换热器的增面，可满足现场操作的恶劣工况要求，在高负荷情况下可满足冷凝器提供的足够冷量。另外，每台新增冷凝器冷剂侧及裂解气侧管线上分别新投入温度仪表，用以监测冷凝器进出口的温度变化，方便操作人员及时掌握换热器的运行情况，为系统优化操作提供数据支持。

2.2 冷凝器冷剂侧上游增加冷剂混合罐

因丙烯冷剂气液相比例悬殊，改造增设气液分离罐充分混合，罐顶气相、罐底液相分别入冷凝器，保证冷剂均匀以提换热效率。同时在配管设计上加以考虑，使管程阻力降均衡，避免偏流。均衡的阻力降可保证冷剂流量在各流道中均匀分布，提高换热器的换热效果。冷剂混合罐的设置为冷剂的充分混合提供了空间和条件，能够有效解决原有流程中冷剂混合不充分的问题，为冷凝器的高效运行奠定基础^[4]。

2.3 丙烯制冷系统上游冷剂罐引液相至冷凝器

减少气相冷剂量会升高液相冷剂汽化温度不利换热，故改造从丙烯制冷系统引液相轻冷剂入新增混合罐，使冷剂变轻以增换热温差，利于换热。轻冷剂中甲烷和乙烯含量相对较高，具有较低的沸点及较大汽化潜热，在冷凝器中能吸收更多的热量，提升冷却效果。实际运行中，可通过该措施作为冷剂调节的一种补充方法，操作人员可以根据系统工况，灵活控制引入冷凝器的液相轻冷剂量，进行冷剂组分的优化控制，确保冷凝器始终能维持在较优工况。通过引入液相轻冷剂，能够有效改善冷剂的组成，提高冷剂的制冷效率，进一步降低冷剂的消耗量，减少能源消耗。

3 节能减排效果分析

3.1 节能效果

改造后，乙烯精馏系统能耗成本降低较为明显，冷凝器的换热效果得到了一定的提高，使用的冷剂得到了更有效的利用，无冷剂的浪费情况。改后冷凝器、冷剂混合方式使用，负荷相同时冷剂的消耗量大幅度降低，冷剂制备过程减少了制备消耗的能量，冷剂制备过程中要消耗大量的蒸汽带动压缩机进行运转，冷剂消耗量降低时相应蒸汽消耗也随之降低。塔压恢复合理，系统运行稳定，不产生系统的塔压过高的额外能耗。塔压恢复稳定，再沸器的加热负荷、压缩机压缩功均降低，降低消耗，经统计分析节能降耗后每年可以节省大量的能源费用，为企业带来了较好的经济效益。能耗降低，减少化石能源的使用，符合节能减排国策。

3.2 减排效果

降低能耗直接减少污染物的排放。乙烯生产过程中用到的能源发生燃烧过程的同时都会产生大量碳、二氧化硫、氮氧化物等温室气体和污染物。能耗降低代表燃料的消耗量降低，也就相应减少温室气体以及污染物的生成。 CO_2 是重要的温室气体，减少 CO_2 排放可以缓减全球气候变暖趋势； SO_2 、 NO_x 减少可以降低酸雨的产生几率，降低破坏生态环境的风险。同时系统更安全稳定运行，避免了因为操作异常等原因导致的物料泄露等现象，降低了对环境造成的污染风险。物料泄露不仅浪费能源，同时也会造成周边土壤、水和空气污染，破坏生态环境和危害人体健康。改造后的乙烯精馏系统生产过程更环保，符合国家节能减排的政策要求，有利于树立企业良好的企业形象，提高企业的社会责任感^[5]。

4 经济效益分析

4.1 产品收率提高带来的收益

改造后乙烯收率相比改造前提高 0.92%。乙烯作

为高附加值的化工产品，其收率的提高直接意味着企业产值的增加。按照装置的生产规模和乙烯产品的市场价格计算，每年可增加大量的产值。假设装置年生产乙烯量为 Mt（按进料 41t/h、年运行 8000h 计算，年乙烯产量约 32 万 t），乙烯单价为 P 元/t，则每年因收率提高增加的收益为 $M \times 0.92\% \times P$ 。以本装置为例，年生产乙烯量约 32 万 t，乙烯单价为 8000 元/t，则每年因收率提高增加的收益为 $320000 \times 0.92\% \times 8000=23552000$ 元，即 235.52 万元，经济效益十分显著。

4.2 能耗降低带来的成本节约

减少 6.66 个单位的系统能耗，按照系统单位能耗成本折算，每年可以节约大量能源成本。按照单位能耗成本 C 元/单位进行计算，装置年耗能总量 E 个单位，每年节约能源成本 $6.66 \times E \times C$ 元。如果装置年能耗总量 E 为 100000 个单位，单位能耗成本 C 为 100 元/单位，则每年节约能量成本为 $6.66 \times 100000 \times 100=6660000$ 元，即 666 万元。这是直接增加了企业的利润成本^[6]。

4.3 投资回收周期短

从资料上看，投资在 8 个月之内即可收回，为企业带来可观的经济收益，短的投资回收时间降低了企业的投资风险，增加了企业实施技术改造的积极性。

5 结论

通过对该乙烯精馏系统优化技改后，对系统塔压高、冷凝器操作偏离严重问题的改善，采用冷凝器改为带气液均布的结构、设置冷剂混合罐并采用液相轻冷剂等，从根本上解决了该系统冷剂混合不均，以及换热冷剂平均压强过高的问题。技改后乙烯系统的能耗下降 6.66、乙烯收率上升了 0.92%，节能减排的同时经济效益增收节支超过 500 万元，而且在改造投产后 8 个月，折旧完成后收回投资成本。

参考文献：

- [1] 徐秀慧. 复杂精馏过程用能分析评价与能效优化研究 [D]. 杭州：浙江工业大学, 2018.
- [2] 黄建平. 醋酸乙烯精馏模拟、优化与能量利用 [D]. 湘潭：湘潭大学, 2007.
- [3] 李玥. 聚氯乙烯精馏系统优化与节能减排的研究 [D]. 北京：北京化工大学, 2015.
- [4] 刘露. 乙酸乙烯精馏工艺的节能与优化 [J]. 化工管理, 2017(31):122-122.
- [5] 阎昊, 张明, 杨硕, 等. 苯乙烯装置共沸精馏系统的优化与探讨 [J]. 当代化工, 2021, 50(06):1400-1403.
- [6] 刘晓旭. 乙烯装置实现节能节水技术方案分析 [J]. 炼油与化工, 2019, 30(03):57-59.