

低碳烷烃脱氢丙烯精馏系统优化设计

高海见*

(中石化宁波工程有限公司工艺系统室,浙江宁波315103)

摘要:通过对某60万t/a烷烃脱氢装置丙烯精馏系统进行分析发现,设计中采用的塔板效率过低是造成塔的操作能耗偏高的主要原因。选取塔板效率95%,通过PROII软件对此精馏塔进行模拟,在实际塔板数不变的情况下,回流比可降低至18.76,塔顶和塔釜热负荷可分别降低至-428.0MkJ/h,437.2MkJ/h。在此基础上对温水系统进行改进,可取得节省2772.4万元投资和节省操作费用768万元/a的效果,同时简化了操作流程。

关键词:烷烃脱氢;丙烯精馏塔;流程优化

中图分类号:TQ211;TE08

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2023)03-0217-04

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2023.03.040

Optimization of propylene distillation system in light alkane dehydrogenation plant

GAO Hai-jian*

(Process System Division, Sinopec Ningbo Engineering Co., Ltd., Ningbo 315103, China)

Abstract: Based on the analysis to the propylene distillation system of a 600 000 t/a PDH plant, it is found that the low efficiency of the trays employed in the design results in excessive energy-consumption in the operation of the distillation tower. By selecting 95% as tray efficiency, the propylene distillation tower is simulated through PROII software. Result shows that the reflux ratio can drop to 18.76, the duty of tower condenser and reboiler can decrease to -428.0 MkJ·h⁻¹ and 437.2 MkJ·h⁻¹ respectively while the actual number of trays remains unchanged. On this basis, the warm-water system is modified, which can save RMB 27 724 000 of cost and RMB 7.68 million per year of operating cost.

Key words: alkane dehydrogenation; propylene distillation tower; process optimization

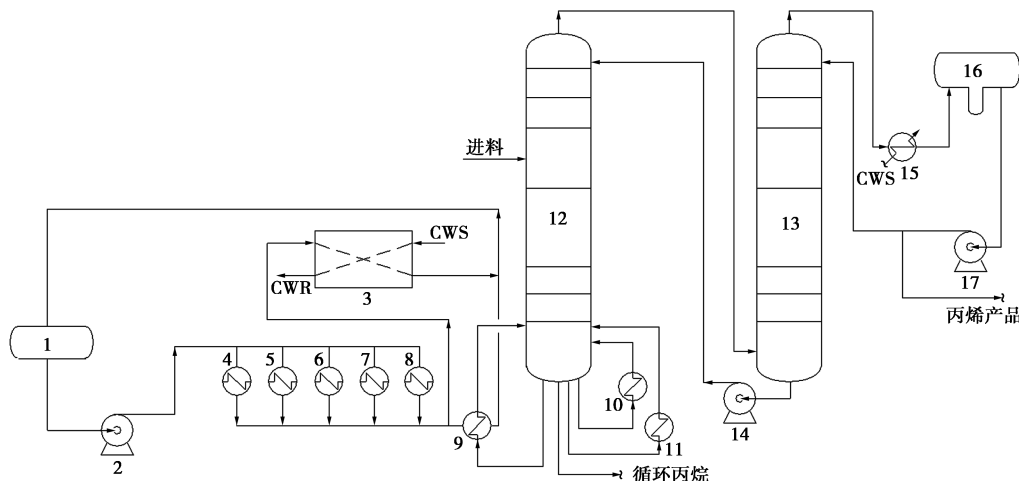
丙烯精馏塔是烷烃脱氢装置中的关键设备。由于脱氢反应单程转化率较低,丙烯精馏塔进料中丙烯含量低,丙烯/丙烷相对挥发度小,故该塔具有塔板多、回流比大、能耗高等特点。在某60万t/a烷烃脱氢装置中,为降低能耗,流程中设置了低位热回收系统(温水系统),将回收的热量作为塔釜热源。但此系统在增加投资和操作复杂性的同时,却未能起到节能降耗的效果。本文中通过模拟软件对丙

烯精馏塔进行模拟与优化,在此基础上对温水换热网络进行分析,提出优化方案,并从投资及操作费用方面对其效果进行分析与对比。

1 丙烯精馏系统介绍

1.1 流程简介

某工艺烷烃脱氢装置中,丙烯精馏塔采用双塔串联操作,流程如图1所示,从上游脱乙烷塔来的进



1—温水缓冲罐;2—温水循环泵;3—温水冷却器;4—压缩机入口冷却器;5—一段冷却器;6—二段冷却器;
7—三段冷却器;8—反应器抽真空冷却器;9—温水再沸器;10—再沸器1#;11—再沸器2#;12—丙烯精馏塔1#;
13—丙烯精馏塔2#;14—精馏塔中间泵;15—塔顶冷凝器;16—回流罐;17—回流泵

图1 丙烯精馏系统流程

收稿日期:2022-03-31;修回日期:2022-12-23

作者简介:高海见(1980-),男,硕士,高级工程师,主要从事化工设计工作,通讯联系人,0574-87974771,gaohj.snec@sinopec.com。

料进入一塔,经分离后塔顶得到高纯丙烯产品,塔釜丙烷则循环回反应单元。塔釜热源大部分来自低压蒸汽,其余部分由热温水提供,温水系统为闭路循环系统,用于回收产品气压缩机段间和反应器抽真空出口气体中的低位热(110~120℃)。温水缓冲罐中的冷温水(68℃)通过温水泵送至各换热器,回收热量后的热温水(温度约 75℃)作为热源送至丙烯精馏塔再沸器;温水回路设有旁路,通过循环水除去系统中多余的热量,以调节热平衡。

1.2 进料组成及分离要求

丙烯精馏塔进料组成如表 1 所示。

表 1 进料组成及流量

项目	数值
组成(质量分数)	
乙烯/ 10^{-6}	≤ 10
乙烷/ 10^{-6}	≤ 80
丙烯/%	40.8
丙烷/%	57.0
C ₄ +/%	2.2
流量/(t·h ⁻¹)	179.1

分离要求:①塔顶丙烯质量分数 $\geq 99.6\%$;②塔底丙烯质量分数 1.5%~3.0%。

1.3 原设计塔操作参数

原设计丙烯精馏塔操作参数如表 2 所示。

表 2 丙烯精馏塔操作参数

操作参数	数值
塔顶压力/MPa	1.83
塔顶温度/℃	47
塔釜压力/MPa	2.0
塔釜温度/℃	60
回流比	21.8
塔顶丙烯产量/(t·h ⁻¹)	75
塔底再沸器负荷/(GJ·h ⁻¹)	501.8
塔顶冷凝器负荷/(GJ·h ⁻¹)	-493.2
实际板数/块	290

从表 2 可知,该丙烯精馏塔回流比较大,塔顶冷凝器与塔底再沸器热负荷较高,而塔板效率仅有 74.5%,而对于丙烯精馏系统,工业中应用的塔板效率远高于此。

1.4 塔釜热量来源

表 3 列出了塔釜热量的主要来源,原设计中塔釜所需的总热量为 501.8 GJ/h,其中低压蒸汽提供 80.3%的热源,剩余的热量由温水系统回收的热量提供。温水系统共回收 167.2 GJ/h 热量,除提供塔釜所需的 98.8 GJ/h 热量外,剩余的热量在温水冷却器中由循环水带走。在温水系统中,温水冷却器起到调节系统热平衡的作用。

表 3 塔釜热量来源

设备名称	热负荷/(GJ·h ⁻¹)	公用介质
塔底再沸器		
温水再沸器	98.83	热温水
再沸器 1 [#]	138.51	低压蒸汽
再沸器 2 [#]	264.51	低压蒸汽
小计	501.84	
温水系统回收热量		
压缩机入口冷却器	32.33	冷温水
一段冷却器	52.97	冷温水
二段冷却器	18.57	冷温水
三段冷却器	15.54	冷温水
反应器抽真空冷却器	47.83	冷温水
小计	167.24	
富余热量		
温水冷却器	-68.41	循环水

1.5 存在问题

从表观来看,温水系统回收了大量的低位热作为塔釜热源,可节约低压蒸汽和用于冷却低位热的循环水消耗,起到节能降耗的效果。但结合塔板效率综合来看,此精馏系统的设计存在着许多不足之处。原设计中丙烯精馏塔塔板效率选取过于保守,仅有 74.5%,而对于丙烯-丙烷分离系统,实际塔板分离效率可达 95%,甚至高达 100%^[1-3]。在保持实际塔板数不变的情况下,如采用高效塔板,理论板数可增加,在相同的分离要求下,塔的回流比可减少,塔釜和塔顶热负荷也可相应减少。在此情况下,过量的热量输入精馏塔无非是将温水回收的热量转移,最终仍需在塔顶冷凝器和温水冷却器中通过循环水移除,未必能带来节能的效果。相反,温水系统的设置反而会增加设备和管道的投资,并给操作带来一定的复杂性。

2 丙烯精馏系统优化

根据以上分析可知丙烯精馏塔和温水系统存在不足之处,具有一定的优化余地。本文中结合塔板效率,优化塔的设计,在维持实际塔板数和分离要求下,降低回流比,减少塔顶、塔底负荷。并在优化塔的设计基础上,对温水系统进行分析与改进。

2.1 塔的设计优化

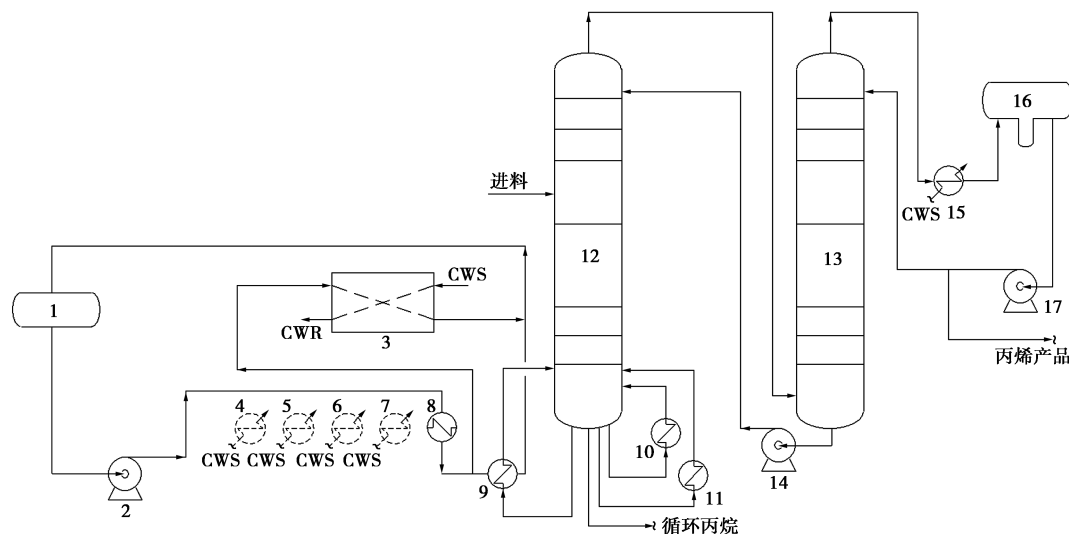
为便于定量分析塔的操作条件,采用 SIMSCI 公司的 PROII 10.0 软件,并选用 SRK 热力学方法对丙烯精馏塔进行模拟^[4-5]。在维持实际塔板数不变的情况下,如按照塔板效率 95% (即理论板数为 277 块)、回流比 21.8 对该塔进行重新核算,塔顶丙烯质量分数可达 99.9%,高于分离要求 0.3%;如将塔顶丙烯质量分数调整至 99.6%,则回流比仅需要 18.76,塔顶负荷、塔底负荷分别为 -428.0、437.2 GJ/h,比原设计减少 13.2%、12.9%,原设计和优化后的丙烯精馏塔方案对比详见表 4。可见,采用高效塔板可减少塔釜热量的输入。

表 4 丙烯精馏塔方案对比

操作参数	原设计		优化方案
	低塔板效率	高塔板效率	
塔顶丙烯质量分数/%	99.6	99.9	99.6
理论板数/块	218	277	277
实际板数/块	290	290	290
塔板效率/%	74.5	95	95
回流比	21.8	21.8	18.8
再沸器负荷/(GJ·h ⁻¹)	501.8	501.8	437.2
冷凝器负荷/(GJ·h ⁻¹)	-493.2	-493.2	-428

2.2 温水系统优化

从以上对塔的分析结果来看,优化后的塔釜需要 437.2 GJ/h,2 台低压蒸汽再沸器和回收反应器抽真空气体中的热量(共 450.8 GJ/h)即可满足要求,无需再回收产品压缩机段间的低位热,取而代之的是采用循环水直接冷却此部分低位热,流程简图见图 2。



1—温水缓冲罐;2—温水循环泵;3—温水冷却器;4—压缩机入口冷却器;5—一段冷却器;6—二段冷却器;7—三段冷却器;8—反应器抽真空冷却器;9—温水再沸器;10—再沸器 1#;11—再沸器 2#;12—丙烯精馏塔 1#;13—丙烯精馏塔 2#;14—精馏塔中间泵;15—塔顶冷凝器;16—回流罐;17—回流泵。

图 2 优化后丙烯精馏系统流程

3 优化效果分析

3.1 公用工程及能耗对比

根据计算,原设计和优化方案的公用工程消耗情况如表 5 所示。

从表 5 可以看出,与原设计相比,优化方案电和循环水消耗分别减少了 585.7 kWh 和 1 874.9 m³/h^[6-8]。

表 5 公用工程消耗对比

项目	优化前	优化后	增量
电耗量/kWh			
温水循环泵	442.4	126.5	-315.9
塔顶回流泵	1047.4	900.8	-146.6
精馏塔中间泵	879.6	756.5	-123.1
小计	2369.4	1783.7	-585.7

续表

项目	优化前	优化后	增量
循环水消耗量 ($\Delta T=10^{\circ}\text{C}$)/($\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$)			
塔顶冷凝器	11867	10296.5	-1570.5
温水冷却器	3185	635.7	-2549.3
压缩机段间冷却器	0	2245.0	2245.0
小计	15052	13177.1	-1874.9

按照 GB/T 50441—2016《石油化工设计能耗计算标准》对能耗进行折算,优化后流程可降低能耗 14 234.1 MJ/h。年节约操作费用约 768 万元^[9]。

3.2 设备及管道投资

丙烯精馏系统经优化后,设备数量、规格及投资变化情况如表 6 所示。

表 6 设备数量及投资对比

设备	设备数量/台		设备规格 变化/%	投资 节约/ 万元
	原方案	优化 方案		
换热器	(换热面积减少)			
压缩机入口冷却器	3	3	39.7	223.4
一段冷却器	3	3	52.0	346.5
二段冷却器	1	1	77.5	85.9
三段冷却器	1	1	78.3	53.3
反应器抽真空冷却器	1	1	—	0.0
温水冷却器	4(3 开 1 备)	2(1 开 1 备)	80.0	179.8
温水再沸器	1	1	65.4	186.8
再沸器 1 [#]	1	1	—	0.0
再沸器 2 [#]	1	1	—	0.0
塔顶冷凝器	4	4	13.2	224.4
机泵	(功率减少)			
温水循环泵	3(2 开 1 备)	2(1 开 1 备)	71.4	76.0
精馏塔中间泵	3	3	13.9	198.8
回流泵	3	3	13.9	232.1
罐	(罐容减少)			
回流罐	1	1	13.9	63.6
温水缓冲罐	1	1	71.4	67.5
塔	(塔径减少)			
丙烯精馏塔 1 [#]	1	1	7.0	324.3
丙烯精馏塔 2 [#]	1	1	7.0	273.9
合计设备数量	33	30		
合计节省设备投资				2536.4

从表 6 可以看出,经优化后,系统内的换热器面积、机泵功率、罐及塔器规格均有所减小,部分设备数量由原来的 33 台减少至 30 台,设备投资共节省

约 2 536.4 万元。此外,管道、管件及仪表费用可节约 236 万元。可见,优化方案可节约的投资费用十分可观。

3.3 其他

优化方案除节约操作成本、投资费用外,还具有以下优点。

(1) 丙烯精馏塔回流比的降低,可减少塔中碳三的蒸发与冷凝量,减少系统中的能耗损失。

(2) 直接采用循环水用作压缩机段间冷却介质,可提高产品压缩机运行的稳定性。

(3) 经优化后,产品压缩机与精馏塔之间不再通过温水进行热量传递,二者之间操作也不再相互影响。

(4) 简化温水系统流程,减少温水的循环量,降低温水控制系统的复杂性。

4 结论

(1) 在维持实际塔板数不变的情况下,如采用高效塔板,回流比可由 21.8 降低至 18.76,塔釜和塔顶冷凝器负荷可降低至 437.2 GJ/h 和 -428.0 GJ/h。

(2) 经优化后,温水系统可减少热量回收,产品压缩机段间可直接采用循环水冷却。设备、管道及仪表投资可节约 2 772.4 万元。

(3) 经优化后的精馏系统共可减少电和循环水消耗 585.7 kWh 和 1 874.9 m³/h,年节约操作费用约 768 万元。

参考文献

- [1] 戴薇薇,谢恪谦,张星,等.丙烯精馏塔节能及扩能优化方案研究[J].石油炼制与化工,2019,50(4):64-68.
- [2] 董万军.丙烯精馏塔稳定运行过程模拟与评价[J].化纤与纺织技术,2020,49(12):59-61.
- [3] 孙卫国,伏妍,丁冠政,等.丙烯精馏塔的优化操作[J].石油技术与应用,2008,26(1):61-65.
- [4] 邓生鑫.关于丙烯精馏塔动态过程模拟研究[J].化工管理,2017,(19):58.
- [5] 杨青云,张励,张晓光.气体分馏装置丙烯精馏塔三种软件包的计算对比[J].炼油设计,2000,30(8):35-38.
- [6] 肖锦堂.烷烃催化脱氢生产 C₃~C₄ 烯烃工艺之二[J].天然气工业,1994,14(3):69-71.
- [7] 肖锦堂.烷烃催化脱氢生产 C₃~C₄ 烯烃工艺之三[J].天然气工业,1994,14(4):72-76.
- [8] 肖锦堂.烷烃催化脱氢生产 C₃~C₄ 烯烃工艺之四[J].天然气工业,1994,14(6):64-67.
- [9] 中国石油化工参数与数据[Z].中国石油化工集团公司经济技术研究院,2011.■