

# 超大型丙烷丙烯分离塔运行故障诊断与改造

毛克有<sup>1</sup>, 冀红飞<sup>1</sup>, 胡春峰<sup>1</sup>, 陈福帮<sup>1</sup>, 谢润兴<sup>2\*</sup>

(1. 东华能源(宁波)新材料有限公司, 浙江 宁波 315812; 2. 北京泽华化学工程有限公司, 北京 100095)

**摘要:**新建丙烷脱氢装置的丙烷丙烯分离塔采用六溢流塔板设计, 开车运行时分离效果差, 产品不合格。通过对塔内件设计参数详细核算并结合  $\gamma$  射线扫描检测, 对运行故障进行了分析论证, 查清了原因并进行了相应改造, 改造后达到良好的分离效果。

**关键词:**丙烷脱氢; 丙烷丙烯分离塔; 故障诊断; 六溢流塔盘

中图分类号: TQ051.8+1

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2022)09-0219-04

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2022.09.043

## Troubleshooting and revamp of a giant C<sub>3</sub> splitter

MAO Ke-you<sup>1</sup>, JI Hong-fei<sup>1</sup>, HU Chun-feng<sup>1</sup>, CHEN Fu-bang<sup>1</sup>, XIE Run-xing<sup>2\*</sup>

(1. Oriental Energy (Ningbo) New Material Co., Ltd., Ningbo 315812, China;

2. Beijing Zehua Chemical Engineering Co., Ltd., Beijing 100095, China)

**Abstract:** The C<sub>3</sub> splitter of a newly-constructed propylene dehydrogenation unit (PDH) adopts 6-pass trays design scheme, which exhibits a poor splitting effect during start-up and produces unqualified products. Troubleshooting investigation is conducted to identify the root cause of poor performance based on existing tray design and gamma scanning. The operation fault is analyzed and demonstrated, the reason is found out and the corresponding transformation has been performed. After the transformation, a good separation effect is achieved.

**Key words:** propylene dehydrogenation; C<sub>3</sub> splitter; troubleshooting; 6-pass tray

近年来,丙烷脱氢(PDH)已经成为丙烯生产的主要工业技术<sup>[1]</sup>,本公司已采用美国UOP公司的Oleflex™工艺,完成及正在建设多套丙烷脱氢装置,以生产高纯度聚合级丙烯及下游产品。在已建成投产的2套丙烷脱氢装置中,丙烯丙烷分离塔均采用了多降液管塔盘,产品纯度达到设计指标,但回流较大,能耗高。在位于宁波的PDH(二期)项目中,丙烯丙烷分离塔首次采用了六溢流塔盘,以期达到降低回流和能耗的目的,在2021年2月初次试生产开车过程中发现丙烷丙烯分离塔分离效果差,产品纯度未达到设计值。在对该塔进行故障诊断分析后进行了改造,该塔性能达到了预期指标,并且回流量明显降低,为装置节能提供了前提和保证。

## 1 塔设备介绍

综合考虑投资和操作费用,本公司丙烷丙烯分离塔系统采用热泵精馏工艺<sup>[2-3]</sup>,分离系统包含丙烷丙烯分离塔、压缩机、换热器、分离罐、泵等设备。丙烷丙烯分离塔塔径为 $\phi$  9 700 mm,内件采用195层六溢流塔盘,从上至下依次为1~195#,正常板间距均为470 mm。1#塔盘上方的回流入口处设置回

流分布管和分布盘,94#塔盘的受液盘处设置二烯烃采出口,122#塔盘上方的进料口处设置进料分布管,195#塔盘下方设置液封盘,再沸气相返回口处设置气体进料挡板,塔盘采用导向梯形固阀。设计操作弹性为60%~110%。

## 2 工艺流程及设计数据

丙烷丙烯分离塔的物料来自上游脱乙烷塔塔釜,与循环丙烷和产品丙烯换热后进入第122层塔盘,塔顶丙烯气经气液分离罐D607后进入压缩机K601,进行两级压缩。一级压缩气相物料作为热介质进入塔釜再沸器管程加热塔釜丙烷物料后冷凝为液相,然后经流量调节阀降压后进入塔顶第1层塔盘上部,闪蒸降温后的液相作为回流。二段出口气相一部分在1号脱丙烷塔再沸器中被冷凝送至热泵入口罐,提供额外的回流和纯液相产品;二段出口气相的另一部分在丙烯调温冷凝器中被冷凝,用于控制系统压力。气液分离罐D607内的液相丙烯一部分由产品泵P609送至罐区,一部分由回流泵P606送至丙烷丙烯分离塔塔顶作为补充回流;塔釜丙烷经循环丙烷泵P607送至脱丙烷塔系统作为反应进

收稿日期:2021-10-21;修回日期:2022-07-06

作者简介:毛克有(1984-),男,学士,工程师,从事丙烷脱氢(PDH)装置的运行管理工作;谢润兴(1966-),男,硕士,高级工程师,从事化工分离工艺和设备的研究工作,通讯联系人,rxie@zehua-chem.com。

料重新利用。具体工艺如图 1 所示。

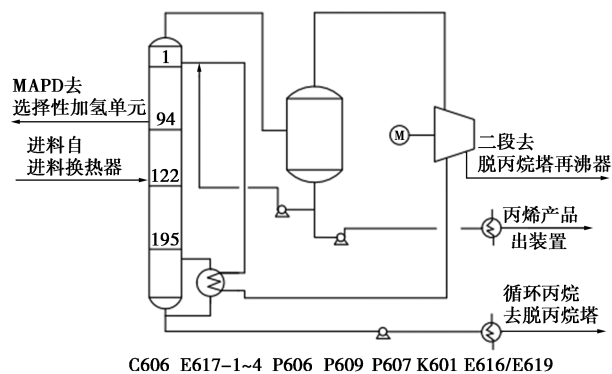


图 1 丙烷丙烯分离塔流程简图

丙烷丙烯分离塔的设计指标为:进料 305 397 kg/h,主要组分为质量分数 70% 丙烷和 30% 丙烯及其他少量组分;塔顶丙烯产品中丙烯体积分数不小于 99.6%,丙烷体积分数不大于 0.4%;塔釜循环丙烷中丙烯体积分数小于 1%。

### 3 实际运行状况

#### 3.1 分离效果差

在 2021 年开车期间发现丙烷丙烯分离塔分离效果差,在不同的进料量及回流量的条件下,产品丙烯及循环丙烷纯度始终不能达到设计指标,结合前几套装置的生产经验、专利商的意见以及文献中关于丙烯塔的操作调节方法<sup>[4-5]</sup>,最终生产过程中塔底循环丙烷中丙烯体积分数的控制在 2% 左右,塔顶产品丙烯体积分数的控制在 95%~96%,但仍远低于设计值 99.6%。见表 1 丙烷丙烯分离塔在不同工况下的分离结果。

表 1 丙烷丙烯分离塔在不同工况下的分离结果

日期	再沸量/ (kg·h <sup>-1</sup> )	进料量/ (kg·h <sup>-1</sup> )	塔压/ MPa	回流量/ (m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> )	进料组 分丙烯 体积分 数/%	循环丙 烷中丙 烯体分 数/%	产品丙 烯中丙 烯体分 数/%
2/13	1828000	243500	0.645	1912	23.57	4.69	98.37
2/24	1845000	226000	0.686	1929	22.99	0.89	96.94
2/25	1882000	216000	0.683	1927	25.10	7.93	99.06
2/26	1616000	218500	0.669	1690	23.36	3.82	97.88
2/27	1542000	217000	0.676	1627	23.11	1.82	95.67
2/28	1602000	217000	0.676	1687	27.22	2.49	96.57
3/1	1618000	232500	0.676	1702	27.62	3.14	96.57
7/29	1782000	278000	0.677	1951	29.66	2.14	95.42

#### 3.2 塔压降高于设计压降

丙烷丙烯分离塔设计压降为 90 kPa,在设计再

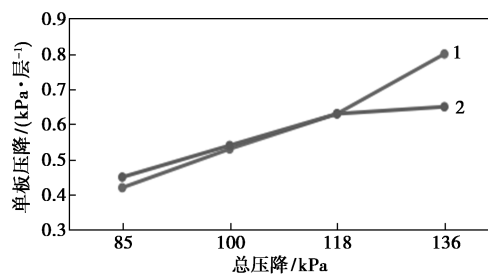
沸量指标范围内操作,塔总压降实际值达到 113 kPa,表 2 为丙烷丙烯分离塔在不同再沸量下的压降值。

表 2 丙烷丙烯分离塔塔压降值

再沸量/ (kg·h <sup>-1</sup> )	总压降/kPa		单板压降/kPa		
	全塔 压降	进料口 以上	进料口 以下	进料口 以上	进料口 以下
1414000	86	55	31	0.45	0.42
1640000	100	63	37	0.52	0.51
1770000	118	74	44	0.61	0.60
2300000	136	79	58	0.65	0.79

#### 3.3 高负荷时发生液泛

当再沸量增大到 2 300 000 kg/h,塔压降升高到 136 kPa 时,塔压轻微波动就会造成塔盘上液体大量落入塔釜造成满液位,丙烷丙烯分离塔发生液泛。在全塔压降低于 118 kPa 时,进料以上和进料以下的单板压降基本相同,且走势也很一致,继续提高再沸量时,进料以下的单板压降快速升高,此时塔板开始液泛。见图 2 提馏段和精馏段单板压降与总压降的变化趋势。



1—进料以下;2—进料以上

图 2 提馏段和精馏段单板压降与总压降的变化趋势

### 4 故障诊断及分析

结合实际操作数据、 $\gamma$  射线扫描结果<sup>[6]</sup>、塔内件的设计以及常见的精馏塔故障原因<sup>[7-8]</sup>,对丙烷丙烯分离的运行故障进行了分析。

#### 4.1 排除安装及再沸器泄露原因

首先对塔盘安装检查记录和照片进行了核查,塔盘安装水平度和清洁度都符合国家标准,排除工程安装和验收环节出问题的可能,然后将有可能窜物料的管道和阀门全部盲板隔离,校验所有仪表,调整负荷,均不能达到满意效果。

关于再沸器泄露的隐患,在正常情况下塔底换热器丙烯侧的压力高于丙烷侧的压力,通过增加塔

底再沸量,降低塔顶回流量,塔底循环丙烷中丙烯体积分数最低能够达到小于 0.3%,并且检查塔底再沸器试压记录也符合试压标准,可以排除再沸器内漏的可能。

## 4.2 射线扫描

射线扫描检测就是利用  $\gamma$  射线对精馏塔塔盘上的液层及降液管中的液层进行扫描,通过数据采集和软件分析,对精馏塔存在的异常现象进行故障分析诊断,该技术由 Harrison<sup>[9]</sup> 首次应用,后来 Kister<sup>[10]</sup> 进一步发展用于塔盘气液相偏流的定量分析。塔盘本次扫描分别对塔盘各鼓泡区进行扫描,并对奇数层塔板左右对称的 2 个降液管进行扫描。扫描从塔顶开始到塔底结束。通过扫描可以了解塔内件完整性、塔板液层高度、泡沫层高度及密度特征、塔板液泛和雾沫夹带等情况。

2021 年 4 月下旬开展了为期 10 d 的扫描工作,扫描时塔进料量 251 000 kg/h,再沸量 1 780 000 kg/h,回流量 1 960 000 kg/h,系统压力 0.67 kPa,塔压降 119 kPa。扫描结果显示,精馏段大部分鼓泡区的鼓泡层高度为 300~350 mm,局部为 350~470 mm;提馏段大部分鼓泡区的鼓泡层高度为 350~470 mm,局部 300~350 mm。考虑到塔盘间距为 470 mm,所以扫描结论为精馏段塔盘为严重雾沫夹带状态,提馏段塔盘为接近液泛的状态。同时,扫描结果显示在同一层塔盘上的不同鼓泡区呈现鼓泡层高度相差较大的现象,如图 3 所示。

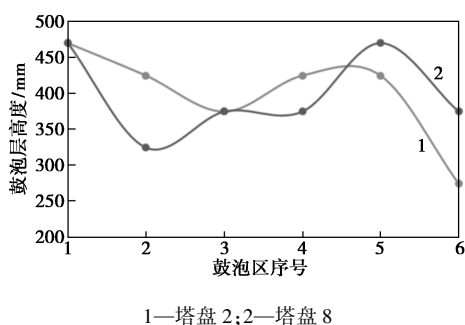


图 3 塔板上各鼓泡区的鼓泡层高度

## 4.3 扫描结论分析

### 4.3.1 雾沫夹带严重

按照在射线扫描时的负荷,对塔盘的水力学进行计算,丙烷丙烯分离塔进料以上的喷射液泛率为 84.23%,进料以下的喷射液泛率为 88.63%。通常,在喷射液泛率超过 85%时,塔板的效率会由于过量雾沫夹带而降低 10%~20%,计算结果与扫描结论和实际操作的情况非常吻合。

### 4.3.2 塔盘上气液相偏流

通过核算,丙烷丙烯分离塔的实际板效率只有 40%~50%,只有正常板效率的一半。说明除过量雾沫夹带之外,还有其他因素影响丙烷丙烯分离塔的分效率。通过扫描图显示的同一层塔盘各鼓泡区液层高度差别较大(图 3),说明存在气液偏流的情况。所谓偏流,是指塔板上气液分配不均衡,导致各鼓泡区的鼓泡状态和鼓泡层高度有明显差异。六溢流塔板的偏流对效率的影响非常明显,因为它不仅影响气液平衡,还会导致部分鼓泡区提前液泛。

在图 3 中,如果没有偏流,6 个鼓泡区的鼓泡层高度应该基本相同,且鼓泡层高度曲线应该左右对称,即 1 和 6 的高度相同,2 和 5 的高度相同,3 和 4 的高度相同,这是因为塔板的结构就是中心对称的。扫描结果显示,不仅各鼓泡区的鼓泡层高度差别大,而且完全没有对称性。

降液管底部结构不合理以及塔板开孔率过大是导致塔内气液偏流的主要原因。目前塔板的开孔率达到 24%,明显偏离正常设计范围。塔板的开孔率过大不仅加剧偏流,而且低负荷时更容易造成漏液。

## 4.4 塔内件结构设计缺陷

(1) 丙烷丙烯分离塔设计存在的一个问题是底层塔板的液封盘高度过高,液封盘的高度达到 180 mm,液封盘高度过高会使底层降液管内的液位升高,从而导致降液管提前达到满液位,造成底层塔板的液泛。

(2) 塔顶回流分布器设计不合理,加剧了气液偏流。由于丙烷丙烯分离塔是热泵流程,塔顶回流到塔内时会有一定量的气相闪蒸,目前的回流分布器没有提供足够的闪蒸空间,气液无法快速分离,加剧了主槽内的液体扰动;而液体分布不理想,会导致其下的塔板产生偏流。

(3) 降液管结构设计不合理,液体流动具有很大的随机性和偶然性,很容易引起液体分布不均,造成偏流。

## 5 丙烷丙烯分离塔改造

北京泽华化学工程公司结合对丙烷丙烯分离塔丰富的设计经验<sup>[11]</sup>及以上分析论证,提出丙烷丙烯分离塔的改造内容应该包括 5 个方面:①改造塔顶回流分布器;②降液管增加导流装置;③封堵塔板部分开孔来降低塔板开孔率;④消除底层液封盘所产生的瓶颈;⑤通过降低回流量来降低塔内的气液相负荷,使塔板的液泛率不超过 85%,消除塔板上的

过量雾沫夹带。

### 5.1 改造实施

本次改造的实施单位为北京泽华化学工程公司,施工及管理人数约 150 人,施工时间为 18 d,主要有以下改造内容。

(1)改造塔顶回流的液体分布器,具体改造内容包括增加横向回流管、改造目前的主槽以及在主槽内安装防溅装置。

(2)改造底层塔板之下的液封盘,通过现场切割降低液封盘的高度。

(3)降液管安装导流装置,导流装置通过已有的螺栓和降液管连接,现场无需焊接。

(4)塔盘堵孔,按列均匀堵孔。堵孔条和塔板通过螺栓和专用卡子进行连接,共安装堵孔条约 10 万件。

### 5.2 改造效果

改造完成后,装置重新开车,并于 2021 年 9 月 18 日生产出合格丙烯。经过一段时间的运行,目前丙烷丙烯分离塔进料量 282 000 kg/h,塔底再沸量 1 525 000 kg/h,回流量 1 670 000 kg/h,循环丙烷量约 210 000 kg/h,系统压力 0.67 kPa,塔压降 118 kPa,进料组分中丙烷约占体积分数 70.7%,丙烯约占 29.2%,塔底循环丙烷中丙烯体积分数小于 0.1%,丙烯产品丙烯体积分数大于 99.6%,丙烯产量约 73 000 kg/h。塔顶和塔底产品质量合格,系统满负荷运行稳定。核算改造后的丙烷丙烯塔的实际板效率超过 80%。

## 6 结论

丙烷丙烯分离塔自开车以来分离效果差,严重影响产品质量和产量,装置运行能耗高,且影响下游

聚丙烯装置良好运行。通过本次改造,彻底扭转了此前不利的生产局面,使得装置运行能耗下降,循环丙烷中丙烯含量远远好于设计指标,增加了反应转化率,下游聚丙烯装置能够良好运行,取得了较高的经济效益。在大规模的丙烷脱氢制丙烯装置中,丙烷丙烯分离塔多数采用 10 m 左右的超大型多降液管板式塔,该类塔盘通量高但效率较低。通过本次对塔盘故障分析和改造,证明了设计良好的六溢流塔盘不仅具有较高的通量,而且效率明显高于多降液管塔盘,从而起到节能降耗的作用。

### 参考文献

- [1] 杨英,彭蓉,肖立楨.丙烷脱氢制丙烯工艺及其经济性分析[J].石油化工技术与经济,2014,30(3):6-10.
  - [2] 贾兆年,高海见,许晨.丙烷脱氢精馏塔能耗及经济性比较[J].现代化工,2012,32(11):84-87.
  - [3] 路敏菲,冯霄.丙烯精馏塔热泵流程的优化[J].石化技术与应用,2007,25(5):420-424.
  - [4] 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.
  - [5] 刘玉花,张志恒,肖红.丙烷脱氢装置中产品分离塔操作要点浅析[J].天津化工,2016,30(1):31-34.
  - [6] 颜祥富,魏伟胜. $\gamma$ 射线检测技术在分馏塔故障诊断中的应用[J].试验研究,2011,33(5):25-27.
  - [7] Kister H Z. Distillation operation [M]. New York: McGraw-Hill, 1990.
  - [8] Kister H Z. Distillation troubleshooting [M]. New Jersey: John Wiley & Sons, 2006.
  - [9] Harrison M E. Gamma scan evaluation for distillation column debottlenecking [J]. Chemical Engineering Progress, 1990, 86(3): 37-44.
  - [10] Kister H Z. Use quantitative gamma scan to troubleshoot maldistribution on trays [J]. Chemical Engineering Progress, 2013, 109(2): 33-42.
  - [11] Jason L, Hongping T, Fred T. A range of trays [J]. Hydrocarbon Engineering, 2014, (1): 37-42. ■
- (上接第 218 页)
- (4)该工艺取消了重沸器与冷凝器,减少了设备数量与设备投资,氮气回收率和粗氮纯度高,且回收率可调,流程适应性强。
- ### 参考文献
- [1] 廖维仁.透平膨胀机制冷天然气提氮新工艺工业试验[J].天然气工业,1993,13(5):82-86.
  - [2] 龙增兵,琚宜林,钟志良,等.天然气提氮技术探讨与研究[J].天然气与石油,2009,27(4):28-31.
  - [3] 罗尧丹,诸林.低含氮天然气提氮联产 LNG 工艺分析[J].天然气与石油,2015,33(4):21-24.
  - [4] 马国光,杜双.天然气提氮与制 LNG 结合工艺分析[J].化学工程,2019,47(1):74-78.
  - [5] Handley J R, Miller W C. Process requirements and enhanced economics of helium recovery from natural gas [C]. In: From the Reservoir to the Burner Tip, 1992: 11-20.
  - [6] Arash Shafaei, Mehdi Mehrpooya. Process development and sensitivity analysis of novel integrated helium recovery from natural gas processes [J]. Energy, 2018, 154: 52-67.
  - [7] 彭桂林,龚智,章学华.氮气提纯技术发展现状与应用分析[J].低温与超导,2012,40(6):4-7.
  - [8] 张良聪.天然气提氮膜深冷耦合工艺研究[D].大连:大连理工大学,2013. ■