

烯烃分离装置精制汽提塔工艺优化措施及其经济性

Optimization measures and economy of distillate stripper in olefin separation unit

张 锐 (国能榆林化工有限公司, 陕西 榆林 719000)

Zhang Rui(Chn Energy Yulin Chemical Co.,Ltd,Shanxi Yulin 719000)

摘 要: 本文介绍了烯烃分离装置精制汽提塔的生产运行情况,对精制汽提塔生产中存在的问题从现象及后果方面进行了详细分析。结合实际对工艺优化措施进行研究并完成改造,最终解决了生产难题,取得了良好的经济效益。

关键词: 烯烃分离;精制汽提塔;优化

Abstract: this paper introduces the operation of distillate stripper in olefin separation unit,and analyzes the problems in the production of distillate stripper in detail from the aspects of phenomenon and consequence.Combined with the actual process optimization measures to study and complete the transformation,the final solution to the production problems,has achieved good economic benefits.

Keywords: olefin separation;distillate stripper;optimization

1 烯烃分离装置简介

国能榆林化工有限公司(以下简称“榆林公司”)烯烃分离装置采用美国 KBR 专利技术,由 KBR 进行工艺包设计,中石化上海工程公司进行基础设计和详细工程设计。采用 KBR 前脱丙烷后加氢工艺技术。上游装置来的产品气进入烯烃分离装置,首先经过三段压缩、酸性气体脱除、洗涤和干燥后,进入脱丙烷进行分离,塔底物流送至脱丁烷塔,得到混合碳四产品和煤基混合戊烯产品,塔顶物流经四段压缩后冷凝,一部分送至脱甲烷塔。脱甲烷塔顶主要是甲烷、氢气,经过升温后送燃料气管网,塔底物流送至脱乙烷塔进行碳二和碳三分离。脱乙烷塔顶碳二经过乙炔加氢后进入乙烯精馏塔,乙烯精馏塔顶得到聚合级乙烯产品。脱乙烷塔底碳三进入丙烯精馏塔,丙烯精馏塔顶得到聚合级丙烯产品。聚合级乙烯产品和聚合级丙烯产品分别送至储运罐区。

2 精制汽提塔工艺流程介绍

精制汽提塔设置在产品气压缩机三段出口,用来分离出产品气中的碳五重组份,这样可以减少后系统负荷同时降低重组份在脱丙烷塔结焦的可能性。自碱洗塔顶部出来的产品气经干燥器进料急冷器冷却后进

入干燥器分液罐 V430,冷凝物进入分液罐后被分为冷凝水和烃类。冷凝水送至产品气压缩机三段吸入罐,烃类经精制汽提塔进料预热器预热后进入精制汽提塔上部,PE 装置弛放气从填料下部进入精制汽提塔。精制汽提塔顶部气相去产品气压缩机二段吸入罐,塔釜由急冷水再沸器 E407A/B 提供热量,塔釜物料经塔底泵 P402A/B 升压后首先进入聚结器 V408A/B,聚结器底部脱液包将物料中的水脱除后送至产品气压缩机二段吸入罐 V402,脱水后的物料进入脱丁烷塔。精制汽提塔工艺流程见图 1。

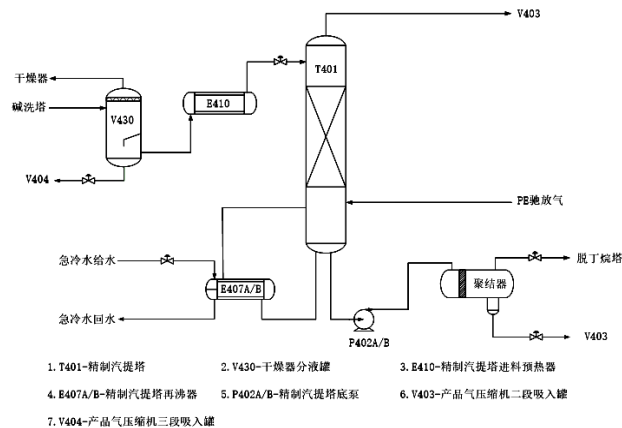


图 1

3 精制汽提塔运行存在的问题

3.1 精制汽提塔负荷过大

由于上游 MTO 装置产品气实际组分与设计组分相差较大,其中重组分比例偏大,造成进入精制汽提塔重组份的量超出了设计值,精制汽提塔超负荷运行,导致分离效果变差(表 1)。

表 1 精制汽提塔设计与实际物料平衡对比表

	单位	设计值	实际值
PE 弛放气	kg/h	1100	1600
V430 烃类凝液	kg/h	4192	12650
塔顶气相	kg/h	4504	9000
塔釜液相	kg/h	788	5250

为保证精制汽提塔塔釜碳三及以下组分合格,需要提高塔釜加热量,这就导致一部分碳四及以上组份随精制汽提塔顶气相物料返回至产品气压缩机二段吸入罐。

表 2 精制汽提塔顶气相主要物料组成表 (mol%)

乙烯	乙烷	丙烯	丙烷	反丁烯	正丁烯	异丁烯	顺丁烯	1,3-丁二烯	C ₅ ⁺ 组分
27.30	0.54	45.38	1.86	7.06	4.91	0.33	5.17	0.32	3.64

从表 2 中可以看出,精制汽提塔顶部物料中碳四及以上组份含量在 21.4% 左右,此部分物料在精制汽提塔 T401—产品气压缩机二段吸入罐 V403—产品气压缩机三段排出罐—水碱洗塔—干燥器分液罐 V430—精制汽提塔 T401 循环。重组份在产品气压缩机系统内循环,导致产品气压缩机负荷增加,压缩机透平需要消耗更多的中压蒸汽做功,中压蒸汽消耗量增加,装置运行成本增多。另外重组份进入碱水洗塔增加碱水洗塔负荷,重烃更易在碱洗塔内生成黄油,造成废碱液处理难度增加,影响碱洗塔稳定运行。

3.2 碳四回炼导致干燥器分液罐液位高

上游 MTO 装置产品气经过烯烃分离装置加工处理后生产出的混合碳四产品、煤基混合戊烯产品送至罐区单元作为副产品销售。大连化物所针对 DMTO 技术副产品碳四、碳五及以上组分开发催化剂回炼预积碳技术^[1],碳四、碳五在 MTO 反应器的再生催化剂输送管内,与再生催化剂接触进行反应预积炭,优化 MTO 反应,增加双烯收率。从烯烃分离单元来的液相碳四、碳五或者混合碳四、碳五,经碳五汽化器气化后,进入再生催化剂循环管,作为部分再生输送气进入反应器。回炼流程示意图如图 2:



图 2

碳四回炼直接影响产品气中各组分的含量,通过对 4.5t/h 碳四回炼量生产运行工况进行技术标定,将碳四回炼前后的各产品产量进行统计分析。

表 3 碳四回炼产品产量对比

	乙烯产量 (t/d)	丙烯产量 (t/d)	碳四产量 (t/d)	丙烷 (t/d)	碳五 (t/d)	燃料气 (t/d)
碳四回炼	995.39	929.84	186.71	12.03	124.91	144.66
碳四未回炼	977.79	910.46	249.54	12.86	122.56	142.00
差值 (t/h)	-0.73	-0.81	2.62	0.03	-0.10	-0.11

从表 3 中可以看出,碳四回炼的碳四转化率为 42%,有 2.62t/h 的碳四未参与转化,此部分碳四随产品气进入产品气压缩机系统,最终在碱洗塔出口经冷却进入干燥器分液罐 V430。此时精制汽提塔已至最大运行负荷,干燥器分液罐底部烃类凝液调节阀全开,的情况下仍无法处理多余的碳四组份,直接导致干燥器分液罐 V430 液位上涨,若不及时调整碳四回炼量,干燥器分液罐 V430 会满液位,影响正常操作。

3.3 干燥器内分子筛吸附性能衰减

由于产品气中重组份偏离设计值,干燥器分液罐 V430 易高液位运行。干燥器分液罐 V430 高液位运行时,罐内冷凝的水和烃类凝液没有足够的停留和分层时间,大量的冷凝水跟随产品气进入产品气干燥器,导致干燥器分子筛负荷增加,吸附性能下降。当干燥器分液罐 V430 满液位时,产品气夹带冷凝水与烃类凝液一起进去干燥器,气液相物料同时进入干燥器床层下部容易导致分子筛粉碎,失去吸附能力,若干燥器被水分穿透,微量的水还会进入脱乙烷塔和乙烯精馏塔形成烃水化合物堵塞塔盘。烯烃分离装置脱乙烷塔和乙烯精馏塔曾出现冻塔现象,原因为微量水进入精馏冷区系统,最后通过注甲醇解决了冻塔问题。

3.4 精制汽提塔冻塔

同样因为干燥器分液罐 V430 高液位运行,罐内冷凝的水和烃类凝液没有足够的停留和分层时间,部分冷凝水与烃类凝液由干燥器分液罐 V430 油侧调节阀进入精制汽提塔,烃类凝液中的液相乙烯和丙烯减压后产生低温效应,烃类凝液中夹带的水分在精制汽提塔填料上部发生冻凝,物料无法进入精制汽提塔下部,直接由精制汽提塔顶部气相管线进入产品气压缩机二段吸入罐。产品气压缩机二段吸入正常温度为 35℃,当烃类凝液由精制汽提塔顶部气相管线进入产品气压缩机二段吸入罐后,液相烃类节流汽化吸收热量,二段吸入温度由 35℃降至 27℃,此部分物料再次循环至干燥器分液罐 V430,导致干燥器分液罐 V430 满液位,此两点现象证明了上述分析结果。精

制汽提塔发生冻塔时,物料无法进入精制汽提塔填料下部,精制汽提塔塔釜采出量逐渐减少,也为上述分析结果提供了有利证据。

4 精制汽提塔工艺优化措施

针对精制汽提塔运行中存在的问题,烯烃分离装置决定对精制汽提塔系统进行优化,增加精制汽提塔的处理能力,提升分离效果。改造后新精制汽提塔工艺流程见图3。

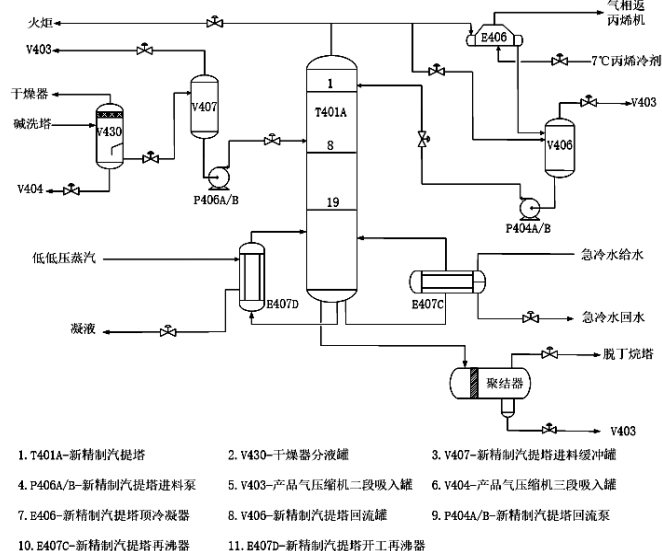


图 3

4.1 新精制汽提塔工艺流程介绍

干燥器分液罐 V430 内烃类凝液进入新精制汽提塔进料缓冲罐 V407,进料缓冲罐顶部气相返回至产品气压缩机二段吸入罐 V403,底部液相物料经新精制汽提塔进料泵 P406A/B 送至新精制汽提塔 T401A。新精制汽提塔顶气相经 7℃丙烯冷凝器 E406 冷凝后进入新精制汽提塔回流罐 V406,新精制汽提塔回流罐顶部不凝气在压力控制下返回至产品气压缩机二段吸入罐 V403,液相物料由新精制汽提塔回流泵 P404A/B 返至塔顶作为回流。新精制汽提塔釜设有两台再沸器,正常运行再沸器 E407C 使用急冷水作为加热介质,开车再沸器 E407D 使用低低压蒸汽作为加热介质。新精制汽提塔釜物料由自身压力送至聚结器,聚结器底部脱液包将物料中的水脱除后送至产品气压缩机二段吸入罐 V402,脱水后的物料进入脱丁烷塔。PE 装置弛放气则直接返回至产品气压缩机二段吸入罐 V403。

4.2 新精制汽提塔设计技术参数

新精制汽提塔将原来的填料改为高效导向梯形浮阀塔盘。高效导向梯形浮阀具有良好的导向作用,可

以大大减少塔板上液面梯度和液体返混现象及雾沫夹带,提高塔板效率;同时该浮阀结构简单,制造、安装使用方面,具有较高的操作弹性及较低的压降,目前已得到广泛应用。其具体特点如下^[2]:①浮阀阀盖有一个或两个导向孔,导向孔的开口方向与塔板上的液流方向一致,在操作中,从导向孔喷出的少量气体能推动塔板上液体流动,从而减少塔板上的液面梯度;②气体从浮阀的两侧流出,气体流出的方向垂直于塔板上的液体流动方向,气液返混量很小;③浮阀在操作中不转动,浮阀无磨损,不脱落。

新精制汽提塔全塔共设计 19 层导向梯形浮阀塔盘,塔盘由上至下依次为 1#~19#,板间距均为 500mm,溢流程数为单溢流。1# 塔盘上方设置回流挡板,8# 塔盘上方设置进料分布管,19# 塔盘下方设置液封盘。塔操作弹性为 50~120%。

5 精制汽提塔改造后运行效果

新精制汽提塔投用后,对新精制汽提塔回流罐顶物料进行全组分分析。

表 4 新精制汽提回流罐顶气相主要物料组成表 (mol%)

乙烯	乙烷	丙烯	丙烷	反丁烯	正丁烯	异丁烯	顺丁烯	1,3-丁二烯	C ₅ ⁺ 组分
18.35	0.53	78.52	1.86	0.05	0.02	0.01	0.04	0.01	0.16

从表 4 中可以发现新精制汽提塔回流罐顶气相物料中碳四及以上组份占比 0.32mol%,绝大部分碳四及以上组份经过分离从塔底馏出送至脱丁烷塔。新精制汽提塔投用后,根据实际运行参数,产品气压缩机系统循环量减少,产品气压缩机三段排出流量降低约 4t/h,机组中压蒸汽使用量降低了约 1.5t/h,按照年运行时间 8000h,中压蒸汽价格 150 元/t,蒸汽凝液 14 元/t 计算,每年可节省中压蒸汽成本 (150-14)*1.5*8000 元=163.2 万元。

6 结语

新精制汽提塔改造后,塔的处理能力增加,解决了干燥器分液罐液位高、精制汽提塔冻塔、干燥器分子筛吸附性能衰减等问题,改造效果达到了预期目标,经济效果良好。

参考文献:

- [1] 王洪涛,齐国祯,李晓红,王莉.SAPO-34 催化剂上 C₄ 烯烃催化裂解与甲醇转化制烯烃反应耦合[J]. 化学反应工程与工艺,2013,29(2):140-146.
- [2] 张武龙,杜庆浩,李春雷,等.导向孔-梯形浮阀复合塔板流体力学及传质性能[J]. 北京化工大学学报(自然科学版),2015,42(2):35-40.