

液态烃分离装置扩能改造分析

张银伟

(洛阳石化工程设计有限公司, 河南 洛阳 471012)

摘要:为扩大液态烃分离装置的处理能力,提高精丙烯产量,对洛阳石化公司液态烃分离装置进行了扩能改造。改造的内容主要包括:采用 B 型导向浮阀塔板替换原 F₁ 型浮阀塔板,脱乙烷塔顶冷凝由内回流改成外冷凝加外回流,扩大丙烯脱水、微量 S 精制系统等。装置生产能力由原来的 6.6 万 t/a 提高到 13.0 万 t/a,工业生产标定结果表明各项技术指标值均优于改造前。

关键词:液态烃;处理量;改造分析;扩能

中图分类号:TQ028

文献标识码:A

文章编号:0253-4320(2009)04-0060-03

Analysis on the capacity expansion revamping of the liquefied hydrocarbon separation unit

ZHANG Yin-wei

(Luoyang Petrochemical Engineering Cooperation, Luoyang 471012, China)

Abstract: To enlarge the processing capacity of liquefied hydrocarbon separation unit and improve the output of fine propylene, the capacity expansion revamping of a liquefied hydrocarbon separation unit is conducted in Luoyang Petrochemical Company Ltd. SINOPEC. The transformation items include the followings: the F₁ type of valve tray is replaced with B type of directed valve trays, the inner reflux on the top of the deethanizer is revamped to the out cooling and out reflux, the system of propylene dehydration and trace sulfur refinement is enlarged. The processing capacity of liquefied hydrocarbon separation unit is improved to 130 kt/a from 66 kt/a. The industrial production test result shows that all the technical indexes are superior to those of the former.

Key words: liquefied hydrocarbon; processing capacity; analysis on revamping; capacity expansion

石化炼厂气体分馏系统的任务是根据后续气体加工装置的需求,切割分离出各种馏分,原料液态烃经分离后可以得到丙烷、丙烯、碳四和碳五等基本有机化工原料,用于生产以聚丙烯为主的多种化工产品^[1]。中国石化洛阳石化公司下属的宏力化工厂主要由液态烃分离和聚丙烯生产 2 个主系统组成。2001 年该厂对液态烃分离装置进行了检修并重新开车,液态烃处理能力为 6.6 万 t/a。原料液态烃目前由总厂脱硫后送来,原装置中液态烃脱硫、水洗部分停止运行,只开 4 个塔(脱丙烷塔、脱乙烷塔、粗丙烯塔和精丙烯塔),该装置运行平稳正常,产量逐年提高。为适应总公司及自身利益的发展需要,使液态烃的处理能力新上一个台阶,宏力化工厂对其现有的液态烃分离装置进行了扩能改造。改造主要包括工艺流程调整,4 台塔内件改造,自控部分改造,丙烯精制系统改造等内容。上述改造已全部投用,改造效果良好,经济效益显著。

1 可行性分析

1.1 改造的必要性

总厂炼油加工能力达 650 万 t/a 后,液态烃产量

超过 45 万 t/a。总厂内有 1 套处理能力为 30 万 t/a 的液态烃分离装置(二联合气分装置),而宏力化工厂已有液态烃分离装置处理能力仅为 6.6 万 t/a。如此使得液态烃富裕量较大,造成可利用资源浪费,这就为扩建改造提供了一个机会。

另一方面聚丙烯装置产品量逐年扩大,对丙烯的需求也有所增加,改造前宏力化工厂气体分馏装置尽管已达最大的生产能力,但是仅能满足丙烯聚合装置生产能力的 70%。这样一来,产品精丙烯既有原料又有市场,为液态烃分离的改扩建创造了较为有利的条件。

1.2 技术方案

为了达到上述的改造目标,可以采用如下的技术方案:一是换塔,将 4 个塔全部换成大处理能力装置,某些化工厂即采用此方法进行改造;二是改造塔内件,即塔体不动,塔板数不变,对塔板做局部改造。从投资角度看,前者投资大,后者投资小;从改造时间看,前者用时长,后者所需时间短。为了节省时间和投资费用,选择第 2 种方案,可以采用专利技术 B 型导向浮阀塔板替换原系统的 F₁ 型浮阀塔板^[2]。利用现有的 4 个塔,更换为高效率的导向浮阀后

生产处理能力可以提高1倍。

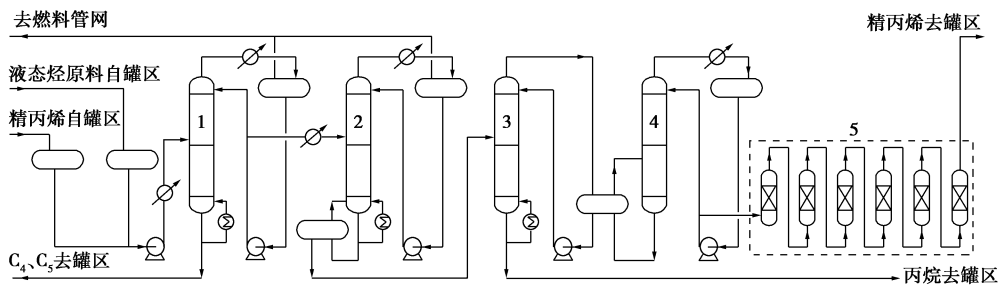
1.3 经济效益

项目建成后,年均新增税后利润359万元,财务内部收益率41.47%(详见表1),经济效益好,因此,改造方案是可行的。

表1 主要技术经济指标表

项目名称	数值
改造后液态烃处理能力/ $t \cdot a^{-1}$	130000
新增液态烃处理能力/ $t \cdot a^{-1}$	64000
改造后精丙烯产量/ $t \cdot a^{-1}$	30000
净增精丙烯量/ $t \cdot a^{-1}$	13000
新增供水量/ $万 m^3 \cdot a^{-1}$	918
新增供电量/ $万 kWh \cdot a^{-1}$	75.6
新增用蒸汽量/ $万 t \cdot a^{-1}$	14
车间定员/人	200
项目总投资/万元	1254
新增建设投资/万元 ^①	484
新增流动资金/万元	770
年均销售收入/万元	19838
年均总成本/万元	18470
年均利润总额/万元	535
财务评价指标	
投资利润率/%	109.08
投资收益率/%	42.67
投资回收期(所得税后)/a ^②	3.93
内部收益率(所得税后)/%	41.47

注:①新增建设投资含销项税;②投资回收期包含建设期。



1—脱丙烷塔;2—脱乙烷塔;3—粗丙烯塔;4—精丙烯塔;5—分子筛精制系统

图1 工艺流程图

浮阀塔板。部分塔板数有所增减,塔板降液管面积适当扩大。

(2)脱乙烷塔塔顶氨冷器改为外冷却器,采用循环水冷却。相应增加脱乙烷塔顶冷却器、脱乙烷塔顶回流罐和脱乙烷塔回流泵。

(3)液态烃进料分为2路,1路来自罐区,1路来自精丙烯气柜,利用比值调节自动控制液态烃的进

2 改造分析

2.1 工艺流程简述

该厂液态烃分离装置工艺流程如图1所示,来自精丙烯回收罐和脱丙烷塔进料罐的液态烃混合后进入脱丙烷塔进料泵,经换热器加热后进入脱丙烷塔。从塔底出来的 C_4 、 C_5 馏分经冷却后送至罐区,小于 C_3 的馏分从脱丙烷塔顶出来经冷凝后进入脱丙烷塔回流罐,由脱丙烷塔回流泵将一部分馏分回流到脱丙烷塔顶,一部分加热后进入脱乙烷塔。

在脱乙烷塔中,大部分 C_3^- 、 C_3^0 馏分冷凝后经脱乙烷塔回流泵回流到塔顶,不凝气 C_2 及少量 C_3 进入低压瓦斯管网。塔底物料自压进入粗丙烯塔。粗丙烯塔塔顶富集的 C_3^- 进入粗丙烯塔中间罐,罐内液体丙烯经粗丙烯塔回流泵回流,蒸汽丙烯直接进入精丙烯塔。粗丙烯塔塔底馏分丙烷经冷却后送至丙烷罐区。

从精丙烯塔顶分离出纯度99.5%的精丙烯,一部分经精丙烯塔回流泵回流,一部分经过丙烯固碱干燥器、丙烯脱硫器进行初步脱水、脱硫,接着经过丙烯水解器、丙烯分子筛干燥器进一步脱水,再经过脱氧器、分子筛干燥器降低丙烷氧含量和进一步脱水、干燥,干燥后的精丙烯含水质量分数 $< 5 \times 10^{-6}$,靠自压进入罐区。分子筛利用热氢再生利用^[3]。

2.2 改造内容

(1)改造脱丙烷塔、脱乙烷塔、粗丙烯塔、精丙烯塔内件,将原有的 F_1 型浮阀塔板更换为B型导向

料组成。

(4)根据生产经验,粗丙烯塔再沸器更换为双程U型管式换热器,可以克服浮头式换热器漏液的缺点。

(5)由于精丙烯塔的精丙烯产量增加1倍,新增1台脱丙烷塔进料泵,与原有的2台脱丙烷塔进料泵并联使用,互为备用。

(6) 由于精丙烯产量增加接近 1 倍, 新增加 1 个系列丙烯精制设备, 原有的 2 个系列改为并联同时使用与新增设备互为备用。

3 生产标定分析

3.1 原料液态烃组成

原料液态烃组成见表 2。

表 2 原料液态烃组成表 摩尔分数/%

组分	平均值	设计值	实际最高值	实际最低值
$C_2^0 + C_2^=$	0.42	0.12	0.77	0.20
C_3^0	12.62	10.64	14.22	10.50
$C_3^=$	27.70	37.14	34.05	23.22
异丁烷	22.42	17.28	19.98	23.18
正丁烷	9.00	5.26	9.89	7.60
正异丁烯	15.54	16.36	13.57	18.12
反丁烯	6.72	7.16	5.92	8.49
顺丁烯	4.98	5.08	4.24	6.08
异戊烷	0.60	0.30	0.65	0.32

3.2 标定数据

标定期间(48 h)各种经济技术指标汇总见表 3。

表 3 标定技术指标汇总表

项目	标定值	设计值
加工液态烃量/t	728.448	720.000
生产精丙烯量/t	168.585	
生产液化气量/t	538.757	
加工损失量/t	21.106	
加工损失率/%	2.9	
蒸汽单耗 ^① /t·t ⁻¹	4.42	8.20
循环水单耗 ^① /t·t ⁻¹	61	446
电单耗 ^① /kWh·t ⁻¹	56	48
综合能耗 ^② /kg·t ⁻¹	419	682
产品纯度/%	99.52	99.50

注:①单耗均指生产 1 t 精丙烯的单耗值(下同);②指生产 1 t 精丙烯折合成标油的综合能耗(下同)。

3.3 标定结果分析

(1) 标定时原料液态烃中丙烯摩尔分数为 27.00%, 低于设计值 37.14%, 其他组分和设计指标

相差不大, 在此情况下, 脱丙烷塔、脱乙烷塔都能达到设计负荷, 精丙烯塔按此丙烯含量推算, 加工能力还没有达到设计能力。

(2) 设计加工量在标定期间为 720.000 t, 而实际加工量为 728.448 t, 产品精丙烯产量 168.585 t, 平均丙烯纯度达 99.52%, 大于设计指标值。

(3) 加工损失率 2.9%, 主要损失在于脱乙烷塔塔顶的连续排放, 在排放 C_2 的同时, 带走一部分 C_3 。原因在于原料中实际 C_2 含量远高于设计指标, 回流罐压控排放调节阀选型偏小, 造成了连续排放。

(4) 综合能耗为 419 kg/t, 低于设计指标 682 kg/t。电耗 56 kWh/t, 超出设计值, 主要原因是新增 2 台蒸汽增湿泵(每台 17 kW)和 1 台冷凝水泵(7.5 kW), 设计时没有核算在内。循环水用量偏小, 估计是循环水总管原流量计量程太大而指示不准, 实测情况循环水总管压力总是偏高也反映出装置的实际用水量比改造前明显降低。由于蒸汽采用增湿处理, 蒸汽消耗明显降低。

4 结语

(1) 液态烃分离装置扩能改造后, 装置处理能力由原来的 6.6 万 t/a 提高到 13.0 万 t/a, 各项技术指标均优于改造前, 节能效果显著, 且产品质量合格。

(2) 标定生产时, 塔底温控、塔顶压控不能投入自动, 以及脱乙烷塔回流罐压控阀选型偏小, 需要设计更新。

(3) 扩容改造后, 大处理量时, 造成部分蒸汽冷凝水流失、浪费, 需增上 1 台大流量的冷凝水回收泵。另外装置扩容后新启用的循环水泵流量过大, 管网波动较大, 需增压力自动调节设施。

参考文献

- [1] 侯祥麟. 中国炼油技术[M]. 北京: 中国石化出版社, 1991: 203 - 206.
- [2] 路秀林, 赵培, 李玉安. 导向浮阀塔板的性能和工业应用[R]. 上海: 华东理工大学, 1998: 1 - 7.
- [3] 韩相军, 高岱巍, 云丽霞, 等. 聚丙烯装置扩能技术改造[J]. 炼油设计, 2001, 31(5): 15 - 17. ■

《现代化工》“海外纵横”栏目征稿启事

《现代化工》“海外纵横”主要介绍国外某一国家或地区热点科研领域的开发应用状况、开发方向, 或某一行业的发展现状、发展方向和问题探讨, 以及有突出表现的国外公司的科研动态和研发经验等。

有意投稿的作者, 请与“海外纵横”栏目编辑董志勇联系, 以确定合适的主题和格式。联系电话: 010 - 64444105 - 839, Email: tongzy@cheminfo.gov.cn。(本刊编辑部)