

煤间接液化加氢装置减压塔技术改造

石永胜*, 刘志学, 杜娟

(内蒙古伊泰煤制油有限责任公司, 内蒙古鄂尔多斯 010300)

摘要:介绍了加氢装置减压塔改造的工艺流程及工艺参数的调整,并将改造前后的操作状况进行了对比。解决了常压柴油收率低、减压柴油质量不稳定、操作难度大、减压柴油与重柴重叠严重、重柴拔出率低等问题,重柴油产量由 2.5 t/h 提高到 4.0 t/h,柴油总体收率也得到了提高。

关键词:减压塔;柴油;收率;改造

中图分类号:TE624

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2015)06-0149-02

Technical innovation of hydrogenation vacuum distillation tower for coal indirect liquefaction

SHI Yong-sheng*, LIU Zhi-xue, DU Juan

(Inner Mongolia Yitai Coal to Liquefaction Co., Ltd., Erdos 010300, China)

Abstract: The transformation process of hydrogenation unit vacuum tower and the adjustment of the process parameters are performed. The operating conditions before and after technical innovation are compared. The problems such as low yield of atmospheric diesel, unstable quality of vacuum gas oil, difficult to operate, seriously overlapping of vacuum gas oil and heavy diesel, low extraction rate of heavy diesel, and so on, are solved after technical innovation in this study. The yield of heavy oil has been improved from 2.5 t/h to 4.0 t/h and the overall yield of diesel has also been improved.

Key words: vacuum tower; diesel; yield; transform

目前炼厂采用的加氢过程,按生产目的分有:加氢精制、加氢裂化、临氢降凝、润滑油加氢等。根据法国石油研究院(IFP)标准,主要包括加氢裂化和加氢精制等技术^[1]。近年来,世界各国对能源的综合利用、原油的深度加工、产品质量的改善以及社会环保的要求日益提高,这些因素都促进了加氢的迅速发展。这时期内炼油化工科技的进步已使加氢工艺的经济效益大大提高,使它成为除了催化裂化、重整以外石油炼制工业中应用最广泛的催化过程。催化加氢对于提高原油加工深度,合理利用石油资源,改善产品质量,提高轻油收率以及减少大气污染都具有重要意义。

我公司加氢装置采用加氢精制、加氢裂化组合工艺,在中压条件下采用重质馏分油循环流程,在加入费托合成蜡,不出尾油情况下,生产优质柴油组分及合格石脑油。自开工以来该装置一直存在常压柴油收率低、减压柴油质量不稳定、操作难度大、减压柴油与重柴油重叠严重、重柴油拔出率低等问题。2012年公司对减压塔流程进行改造,并调整了减压塔工艺参数,达到了增产柴油、提高产品质量的目的。

1 工艺流程简介

加氢装置反应系统热、冷低分生成油换热后混

合,进入产品分馏塔进料加热炉加热到所需温度后,进入产品分馏塔 T-1,塔顶气相经分馏塔顶空冷器 A-1、水冷器 E-1 冷凝、冷却后,进入分馏塔顶回流罐 D-1,其气相(富气)出界区去往吸收稳定装置,液相经分馏塔顶回流泵 P-1 抽出,一部分作为分馏塔顶回流,另一部分作为石脑油送出装置。分馏塔设一侧线,其馏出物进入柴油汽提塔 T-2,轻组分返回产品分馏塔,塔底馏出物经柴油泵 P-2 加压后,再经柴油空冷器 A-2 冷却后送出装置。

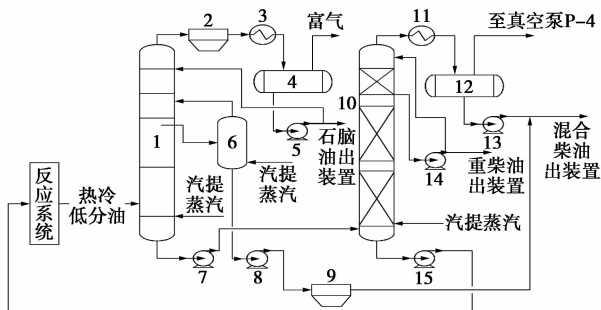
产品分馏塔底油经分馏塔底泵 P-3 加压后进入减压塔 T-3,塔顶油气经减压塔顶水冷器 E-2 冷却后,进入减压塔顶分水罐 D-2 进行气液分离,气相经真空泵 P-4 抽出后排入大气。液相经减压塔顶泵 P-5 抽出与常压塔柴油混合送出装置。在减压塔上部抽出一侧线,经重柴油泵 P-6 加压后,一部分作为顶部回流,另一部分作为重柴油产品出装置。塔底油经泵 P-7 加压后,进入加氢裂化反应系统(具体流程见图 1)。

2 存在问题及成因

2.1 减压柴油闪点低、凝点高

原因分析:减压柴油闪点高是由于分馏塔分离不彻底,将轻组分带入减压塔顶。虽然对分馏塔各

工艺参数做过多次调整试验,但是在现有分馏塔结构下,要想将轻组分彻底分离出来是不可能的。减压柴油凝点高是由于减压塔分离精度低,减压柴油与重柴油重叠严重,重柴油混入减压塔顶柴油中,导致减压柴油凝点高。



1—分馏塔 T-1;2—空冷器 A-1;3—水冷器 E-1;4—回流罐 D-1;5—回流泵 P-1;6—汽提塔 T-2;7—塔底泵 P-3;8—柴油泵 P-2;9—空冷器 A-2;10—减压塔 T-3;11—水冷器 E-2;12—回流罐 D-2;13—柴油泵 P-5;14—柴油泵 P-6;15—减底泵 P-7

图 1 加氢装置工艺流程图

2.2 混合柴油质量不稳定

原因分析:常压柴油与减压柴油混合后作为产品送出装置。由于减压柴油闪点低、凝点高且波动较大,导致混合柴油质量不稳定。减压柴油闪点、凝点不稳定,为使混合柴油产品合格,就要经常调整常压柴油指标,造成操作困难。

2.3 减压塔重柴油拔出率低

原因分析:由于减压柴油凝点高,加大汽提蒸汽后会导致减压柴油凝点更高。所以汽提蒸汽较设计值偏低,重柴油拔出率低。部分重柴油混入减压塔底油重新进入反应系统。

2.4 常压柴油收率低

原因分析:一方面是常压柴油与减压柴油混合后作为产品送出装置。由于减压柴油闪点低、凝点高,要使混合柴油质量合格就必须提高分馏塔顶温度,使轻组分减少,闪点合格,同时要减小分馏塔侧线柴油抽出量保证凝点合格,这就造成了常压柴油收率低的问题。另一方面减压塔重柴油拔出率低导致部分重柴油混入减压塔底油,重新进入裂化反应器裂解断链,再次进入常压分馏塔分馏时,生成大量的石脑油和少量的轻柴油,这样也使常压柴油收率降低。

3 改造内容

3.1 减压柴油重新回炼

减压柴油不再与常压柴油混合作为成品柴油,将减压柴油送往中间罐区,重新作为加氢装置反应

系统进料进行回炼

常压柴油单独作为产品送出装置后,不用考虑减压柴油闪点低、凝点高对产品质量的影响。操作上将分馏塔顶温度由 100℃ 降到了 97℃,加大柴油侧线抽出,使常压柴油切割范围拓宽,在保证闪点、凝点合格的前提下提高了常压柴油收率。

3.2 降低减压塔压力

压力的平衡与否直接影响到产品质量、系统热平衡、物料平衡,甚至关系到装置的安全操作。压力是产品的定性值,取决于油品的沸点,在相同温度、相同组成下,决定油品的气化率,对整个塔的操作有直接影响^[2]。一般来说,在温度一定的条件下,塔压升高,产品在塔内的沸点升高,分馏困难,馏出产品的沸点降低,产品质量变轻,反之亦然。

因此将减压塔压力由设计值 -0.07 MPa 调整为 -0.08 MPa,从而提高减压塔柴油和重柴油的分离效果。同时也加大了回流量使减压柴油凝点降低,重柴油产量也有所提高。

3.3 加大减压塔回流量

合适的塔顶回流量是保证产品切割的重要前提,塔顶回流量也是控制塔顶温度的重要手段,增加塔顶回流量可以适当降低塔顶温度,确保塔顶轻馏分中不含重关键组分。但过大的回流量也没有必要,对于一定的板效率和要求的分离精度,回流比再增大对分离影响不大,又增大了加热炉的负荷^[3]。

因此在保证加工量和反应转化率不变的情况,适当提高了减压塔回流比,使减压塔顶回流量由 4 200 kg/h 提高到 5 000 kg/h,使减压塔顶柴油重组分含量少,凝点得到降低。

3.4 加大汽提蒸汽,尽量多产重柴油

汽提蒸汽量高低可改变进料段的油气分压,在保证减压塔顶真空度不变的条件下应尽量提高进料气化率^[4]。对减压塔来说,塔底汽提蒸汽的目的主要用于降低气化段的油气分压,拔出底部馏分中的轻组分,降低轻组分的含量。在实际的正常生产中,因为塔径是固定不变的,注汽量过大时会使上升蒸汽的体积过大,很容易使塔内气体线速度超过允许限度而造成冲塔事故。为此注汽一般为进料量的 3%。

因此将减压塔底汽提蒸汽注入量由 340 kg/h 增大到 420 kg/h,卡在设计值上限。这样一方面使得重柴油拔出率得到提高,另一方面减压塔底循环油中的重柴油组分降低,避免了重柴油组分再次进入反应系统发生二次裂解,损失柴油组分。

(下转第 152 页)

氧化安定性变差,可见,聚 α -烯烃润滑油产品分离必须采用高真空精馏技术。而填料塔在热敏物料的真空蒸馏中优势明显,如压降低、传质面积大、分离效率高等,因此在高真空精馏中应用广泛。对于填料塔用于 PAO 产品的精馏来说,如何降低塔底残压是 PAO 润滑油真空精馏的关键所在。应着力解决以下 3 个问题:①进一步降低填料层的压降;②合理设计冷凝器,降低塔顶至抽真空系统的压降(冷凝器可内置塔内);③选用高真空泵。影响 PAO 润滑油受热分解速率的另一个因素是物料在高温区的受热时间,为了避免 PAO 产品的高温分解变质,还必须减少料液在进料加热器或塔釜中的停留时间,通常可采用降膜再沸器来实现。

1.2 分子蒸馏技术

应用于高附加值精细化工产品的分子蒸馏技术,由于其操作温度低、受热时间短,特别适宜于高沸点、热敏性、易氧化物质的分离,此技术在聚 α -烯烃润滑油的产品分离领域也得到了一些研究者的关注。研究单位对 PAO 混合物料进行分子蒸馏实验的结果表明,在绝压 100 Pa,蒸发面最高温度 250℃ 的条件下,94% 的物料可分离出来,而 PAO 馏分的溴指数及色度则不发生明显变化。

分子蒸馏不同于传统蒸馏,是靠不同物质分子

运动平均自由程的差别实现分离。这里,分子运动自由程(用 λ 表示)是指 1 个分子相邻 2 次碰撞之间所走的路程,分子蒸馏的原理图见图 1。当液体混合物沿加热板流动并被加热,轻、重分子会逸出液面而进入气相,由于轻、重分子的自由程不同,因此,不同物质的分子从液面逸出后移动距离不同,若能恰当地设置一块冷凝板,则轻分子达到冷凝板被冷凝排出,而重分子达不到冷凝板沿混合液排出,这样,达到物质分离的目的^[2]。

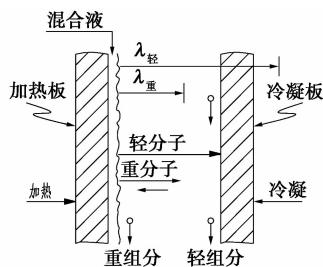


图 1 分子蒸馏的原理图

但分子蒸馏分离效率低和生产规模较小的特点限制了其应用领域,此外分子蒸馏还存在设备投资大、操作费用高、能耗高等不利因素。PAO 润滑油由于其卓越的综合性能,其市场前景广阔,鉴于现阶段分子蒸馏技术的局限性,以及制约产量的特点,PAO 产品分离采用高真空精馏技术。

(上接第 150 页)

4 改造后生产状况总结

4.1 常压柴油收率提高

减压柴油送至中间罐区作为反应进料回炼后,不再影响常压柴油闪点、凝点。通过拓宽柴油切割范围,使得常压柴油收率得到提高。操作上由于单纯地考虑常压柴油的质量,使得操作简单,易于控制。

改造前后常压柴油对比情况如表 1 所示。

表 1 改造前后常压柴油变化情况

常压柴油	馏程					闪点/℃	凝点/℃	收率/%	
	HK	10%	50%	90%	95%				
改前	169	182	212.5	264	273.5	282	60	-24	44
改后	158	179	219.5	277	286	296	57	-17	46

4.2 重柴油产量提高

对减压塔压力、回流量、汽提蒸汽等关键参数进行调整后,解决了减压柴油与重柴油重叠严重、重柴油拔出率低的问题。工艺指标调整前后生产状况对

比情况如表 2 所示。

表 2 生产状况对比

工艺参数	改造前	改造后
减压塔进料温度/℃	296	296
减压塔顶压/MPa	-0.07	-0.08
减压塔顶温/℃	100	90
减压塔塔顶回流量/(t·h ⁻¹)	4.2	5.0
减压塔重柴油抽出量/(t·h ⁻¹)	2.5	4.0
减压塔汽提蒸汽量/(t·h ⁻¹)	0.34	0.42

由表 2 可以看出,重柴油产量由 2.5 t/h 提高到了 4.0 t/h,柴油总体收率也得到了提高,为企业创造了较高的经济效益。

参考文献

[1] 丛义春,高金森,徐春明. 国内外加氢技术的最新进展[J]. 当代石油化工,2003,11(12):29-32.
 [2] 殷敏,王熹. 降低轻石脑油收率在加氢裂化装置中的应用与探讨[J]. 广州化工,2014,42(12):199-213.
 [3] 金德浩,刘建晖,申涛. 加氢裂化装置技术问答[M]. 北京:中国石化出版社,2011:170.
 [4] 刘志刚,周立岩. 常减压蒸馏装置减压深拔的影响因素及改进措施[J]. 石化技术与应用,2010,28(1):41-43. ■