

汽油加氢节能降耗建议分析

严增治 (中海石油中捷石化有限公司, 河北 沧州 061100)

摘要: 为满足国家环保要求, 适应市场经济需要, 提高产品竞争力。2009年中捷石化有限公司决定对产品升级, 一方面相应国家号召, 应对国际形势; 另一方面是公司自身实现自我突破, 建设汽油加氢装置的想法应运而生。在全国上下都在提倡“节能减排, 低碳生活”的大背景下, 汽油加氢装置也在贡献着自己的一份力量, 较少不合格样品产品出现, 较少辛烷值损失, 较少碳排放。

关键词: 硫含量; 增效; 加氢; 节能

1 背景

催化裂化汽油在工业生产活动中具有广泛的应用, 其同时也是目前汽车的主要能源类型之一。随着近些年来国家对于汽油的技术标准以及环保要求不断提升, 目前催化裂化汽油的产品质量也逐渐成为行业发展的主要限制因素。随着《国际大气环境保护法》的规定, 控制汽车尾气中SO_x的排放量。SO_x, 特别是以硫酸盐颗粒的形式出现时, 会影响呼吸系统, 有可能引起哮喘, 对人体造成伤害。SO_x的增多, 也会形成酸雨, 对钢铁腐蚀, 乃至对古建筑文物的破坏较为严重。

现私家车逐年增多, 汽车尾气排放量逐年增加, 这使得改善汽油产品质量变得刻不容缓。这也是中海石油中捷石化为什么要上60万t汽油加氢脱硫装置的原因, 满足国家环保要求, 适应市场经济需要, 提高产品竞争力。其实现阶段, 本装置有两个最重要的控制指标, 那就是产品硫含量和辛烷值损失。

催化裂化汽油在我国的车用汽油占比中很高, 所以其清洁度也是目前行业发展中最为关心的问题之一。催化裂化汽油具有烯烃含量高、硫元素含量高的特征, 同时燃烧后会产生大量的硫化物, 从而对环境造成一定的影响。另外, 烯烃本身也属于积碳的主要影响因素, 会影响汽车的性能并导致不完全燃烧, 进而影响燃烧热值。在催化裂化汽油的生产过程中, 催化裂化汽油的处理需要选择合适的处理技术, 而核心就是活性较强且具有针对性的催化剂, 只有选择了合适的高效催化剂, 才能够确保生产效益达到预期的标准。

汽油加氢装置主要生产的是加氢汽油产品, 当看到“95# 国六汽油”这几个字时, 首先映入眼帘的是95#, 所谓“95#”是指汽油的辛烷值; 再就是“国六汽油”, 它的控制指标主要是硫含量, 烯烃、芳烃、

苯等参数的含量。一方面是为了民众的身体健康, 另一方面是顺应当前的环保要求。

2 工艺生产过程中的节能降耗分析

对于汽油加氢装置, 我们主要能左右的指标是硫含量, 减少辛烷值的损失。像烯烃、芳烃、苯等参数, 目前通过油品调和可以达到, 在芳构化原料拓展项目建成之后, 可能有更好的改善。硫含量不合格就会增加回炼, 使装置能耗上升; 辛烷值损失过大, 辛烷值与经济效益息息相关, 会带来经济效益大大受损。

2.1 硫含量

硫含量的控制可以说是汽油加氢最重要的控制指标。硫含量超标影响相当明显, 若硫含量不合格(汽油产品硫含量大于10ppm), 并且未及时改不合格线, 将会对汽油产品罐造成污染, 影响汽油产品的销售, 不合格产品回炼, 增加生产成本, 降低公司收益。

影响产品硫含量有下面几个因素:

2.1.1 催化汽油原料组分和反应器进料变化

若催化汽油原料组分变重(原料硫含量增加, 干点上升), 并且反应器床层温度并未做出调整, 这时有可能造成产品硫含量超标。这也是目前造成硫含量不合格的主要原因。处理方法: ①提高加氢脱硫反应器R201和产品精制反应器R202的床层温度, 以提高反应速度和反应深度; ②降低反应进料量, 以降低反应空速, 增加反应物在催化剂表面停留时间, 来达到提高反应深度的目的。

2.1.2 瓦斯组分变化

瓦斯组分变化最明显的表现形式就是反应温度的变化, 床层温度低了, 反应速度下降, 反应深度会下降, 最终造成产品不合格; 床层温度太高了, 有可能造成催化剂结焦, 缩短催化剂的使用寿命。(开工初期, 瓦斯组分变化较大, 床层温度较为不稳定, 现组分较为稳定, 瓦斯对产品影响变小)。

2.1.3 轻汽油 LCN 的切割温度不合适

若轻汽油 LCN 切割温度高一点，会造成轻汽油 LCN 中硫含量较高（硫在馏分中的分布是馏分越重，硫含量越高）。噻吩与烯烃生成低沸点共沸物，部分噻吩进入轻汽油 LCN 中，所以要严格控制切割点温度，以控制轻汽油 LCN 产品中携带的噻吩。

2.1.4 循环氢和补充氢

脱后循环氢中 H_2S 含量的多少也会影响产品硫含量。若脱后循环氢中 H_2S 超高，会抑制 $R-S-R'+H_2 \leftrightarrow R-R'+H_2S$ 平衡的正向移动，降低反应深度； H_2S 浓度过低，有可能造成催化剂还原，催化剂永久失活。同样循环氢纯度也会影响反应平衡，氢气纯度高，反应平衡更容易正向移动，并且能保证足够的氢油比。

2.1.5 加氢精制反应器 R202 的反应温度不够

加氢精制反应器 R202 的设计温度是 $310^\circ C$ ，而我们现在实际的床层温度大概在 $306^\circ C$ 左右。加氢脱硫反应器 R201 中烯烃和 H_2S 反应生成硫醇，还有一些残余的硫醇进入加氢精制反应器 R202。前一段时间化验结果显示重汽油中的硫醇含量偏高，总硫含量大概和硫醇含量相近，于是提高加氢精制反应器 R202 入口温度，效果明显，重汽油含量下降。

2.2 辛烷值损失

烯烃和芳香烃的辛烷值相对比较高；内烯烃相对于外烯烃来说，辛烷值较高。所以我们在生产中，要尽量减少烯烃和芳香烃的损失，让外烯烃尽量转变成内烯烃，已达到减少辛烷值的损失。烯烃大量存在于轻汽油 LCN 中，我们尽量多抽出一些轻汽油 LCN（在保证轻汽油 LCN 硫含量合格的情况下），让重汽油 HCN 中烯烃含量减少（在较高反应温度下，烯烃饱和较为严重）。

近期，汽油加氢的辛烷值损失过大（ ≥ 1.5 ），而辛烷值是衡量汽油产品的重要指标。损失过大，会造成在汽油调和时增加高辛烷值汽油的添加，高辛烷值汽油价格较高，因此会增加调和成本。所以说，辛烷值损失过大是不经济的，需要在操作过程中严格控制辛烷值损失。前期，我们也做出了一些调整，如降低反应温度，增加轻汽油的采出量。降低反应温度是为了降低烯烃饱和程度（产品中烯烃含量高，辛烷值就高），轻汽油中烯烃含量较高，增加轻汽油采出量也会减少部分烯烃的饱和。

通过这些调整之后，辛烷值损失没有太大的改善。在化验原料馏程时，发现催化汽油初馏点较往常偏低，切割塔不凝气中 C_4^+ 组分含量增加，经询问得知因近

期汽油的经济效益较好，会增加催化汽油的产出量（部分液化气中的 C_4 、 C_5 尽量并入汽油中）。这样调整造成催化汽油原料中的辛烷值较高，部分 C_4^+ （烯烃含量较高）在切割塔中从塔顶排出，没有进入汽油产品中，所以辛烷值损失较为严重。针对催化装置的这种调整，我们做出了如下调整：①降低切割塔冷后温度，减少 C_4^+ 的流失；②增加切割塔压力（此种方法由于工艺卡限制无法更改）。此次开工装置并入了脱砷反应器，由于脱砷反应器内添加了部分 HR806 催化剂，在处理量不变的情况下，增加催化剂量，会使空速降低，增加反应时间，使烯烃饱和增加，辛烷值损失增大。目前，在保证产品硫含量合格的情况下，尽量降低反应温度，减少辛烷值的损失。

近期，加氢脱硫反应器 R201 床层温升较大，耗氢较大，烯烃饱和较为严重，在保证床层温度的情况下，增加急冷油的注入量，减少床层温度，降低烯烃饱和的反应程度。经过调整操作，在保证轻汽油硫含量合格的情况下，尽量能增加轻汽油的采出量，以多采出烯烃组分；在稳定塔底重汽油硫含量合格的情况下，降低加氢脱硫反应器 R-201 及加氢精制反应器 R-202 的反应温度，降低烯烃加氢脱硫 HDS 工段饱和比例，从而降低辛烷值的损失。经过上述调整操作后，辛烷值平均损失 0.94 个点，较初期的辛烷值损失 1.3 个点降低 0.36 个点。

3 其他节能小妙招

3.1 汽油加氢不凝气并入瓦斯管网

汽油加氢装置反应进料加热炉 F201 热负荷 2.2MW，无鼓风机及引风机，受瓦斯管网组分变化影响较大。当瓦斯管网压力降低时，管网并入的丙烷大部分到了反应进料加热炉 F201 加热炉，造成工艺操作波动。为稳定组分变化，降低加热炉波动而引发的工艺波动，部门内部进行了技术攻关。通过对不凝气各项数据化验分析，发现与瓦斯管网组分相似度很高，且不含硫化氢。经过与技术、生产等专业人员反复论证，确认不凝气可并入瓦斯管网，可直接供加热炉燃烧使用。

为确保不凝气并入瓦斯管网万无一失，积极与生产调度联动，操作人员现场查看流程、精心操作，缓慢将不凝气并入瓦斯管网，同时，严格控制瓦斯分液罐 D402、切割塔 C101 操作压力及加热炉燃烧情况，确保装置在调整过程中正常运行。最终，将切割塔不凝气全部并入瓦斯管网，在保证本装置加热炉使用的同时，将剩余不凝气外送至瓦斯管网，供其他装置加热炉使用。

经过数据统计,每小时可节约天然气使用量 200m^3 ,每月可节省外购天然气费用20余万元;缓解气柜排放压力,有效降低了公司的污染物排放。

3.2 切割塔优化操作

提高选择性加氢反应器的温升和提高切割塔入口温度,降低装置中压蒸汽整体用量,大概节省中压蒸汽约 550kg/h 左右。全年可节省4800t中压蒸汽,约合人民币87万元。

3.3 适当降低稳定塔 C202 的塔压如降至 0.7MPa

优点:①降低塔压之后,稳定塔底所需蒸汽相应减少,起到节约蒸汽的作用;②降低塔压,还可以降低稳定系统各密封面的密封等级,降低安全风险;③降低稳定塔压会使重汽油中 H_2S 、 NH_3 、 H_2O 等杂质的脱除变得更加容易,有益于油品的合格。

制约项:①现稳定塔顶不凝气外排至火炬,所以不用担心不凝气排不出去的情况;②稳定塔底P205泵的允许吸入压力是 0.45MPa ,所以降低塔压对稳定塔底P205泵不会有影响,不会出现气蚀现象;③有可能出现问题的是稳定塔顶的冷后温度,降压之后会造成稳定塔顶气相负荷增大,稳定塔顶空冷器A203能否达到冷却要求有待考量(尤其在夏季,冷却温度会很高,无法达到冷却效果)。

综合上述三项制约项,稳定塔压降低幅度可以更大(降至 $0.6\text{--}0.55\text{MPa}$),但鉴于降压操作的初期保守操作,先将塔压降至 0.7MPa ,并进行节能降耗核算和各项指标的检测是否合格。如有需要再进行大幅降压以达到进一步节能降耗的目的。我们可在秋冬季对稳定塔进行降压操作。经操作调整后,大概节省中压蒸汽约 180kg/h 左右。全年总计节约1500t中压蒸汽,按照中压蒸汽180元/t计算,每年节省近30万元。

3.4 将排废氢调节阀关小或关死

在保证重汽油硫含量合格的情况下,适当关小或关死排废氢调节阀。节能效果:减少补充氢的使用量,以达到节能降耗的效果。

3.5 适当降低加氢脱硫反应器 R201 和加氢精制反应器 R202 的操作温度

在保证重汽油的产品质量情况下(重汽油在线硫分析修好之后再行),适当降低加氢脱硫反应器R201和加氢精制反应器R202的反应温度。节能效果:减少瓦斯用量,以达到节能降耗的效果。

3.6 将加氢脱硫反应产物空冷器 A201 的冷后控制温度调高到 30°C

前提:①不造成循环氢压缩机入口分液罐D204

带液;②不造成循环氢脱硫塔C201带油;节能效果:节约电能。

4 总结

综上所述,根据原料的性质和化验结果,对反应温度、进料量、轻汽油采出量等作出及时调整。造成问题的原因是多方面的,要多方面思考,并且做出更精确的判断。产品质量是降本增效的前提保证,保证好产品质量才有可能创造更大的效益。所以在以后的工作中,首先要以装置平稳安全运行、产品质量为前提,做好每一项工作。

通过对汽油加氢降低能耗及辛烷值损失的优化调整操作,带来的经济效益很明显。在相类似的炼化装置,可以借鉴的地方有:优化装置的操作,从能耗组成分析入手,逐个降低单耗,从而达到降低装置能耗和辛烷值损失的目的。该建议不仅为公司生产出更多的高附加值产品,而且还减少经济损失。通过降低加氢汽油的辛烷值损失,有效提高了产品质量,提高了经济效益,一个辛烷值按40元,全年加工量按48万t计算的话,一年可提高效益约 $40 \times 0.36 \times 480000 = 691$ 万元。

优秀的操作调整,可以实现提质增效,减少汽油产品的不合格频次,就是提质增效的最好办法。在切割塔顶不凝气并瓦斯的调整中,每小时可节约天然气使用量 200m^3 ,每月可节省外购天然气费用20余万元;缓解气柜排放压力,有效降低了公司的污染物排放。在切割塔优化操作中,降低装置中压蒸汽整体用量,大概节省中压蒸汽约 550kg/h 左右。全年可节省4800t中压蒸汽,约合人民币87万元。在稳定塔降压操作中,大概节省中压蒸汽约 180kg/h 左右。全年总计节约1500t中压蒸汽,按照中压蒸汽180元/t计算,每年节省近30万元。其他的节能小妙招,虽然没有具体统计,但节能效果也很好。

工艺调整是一个逐渐摸索的过程,需要操作者不断地调节,并加以分析,得到一套属于自己的经验。当然这个过程中,一定要有基础知识的储备,根据专业知识,做出科学调整。多分析,多发现,勤思考,是一个操作人员基本素质。

参考文献:

- [1] 林世雄. 石油炼制工程 [M]. 北京:石油工业出版社, 2002.
- [2] 李大东. 加氢处理工艺与工程 [M]. 北京:中国石化出版社, 2004.