

顺酐装置废气焚烧炉工艺改造

刘丹, 文学, 乔伟强

(兰州石化公司助剂厂, 甘肃 兰州 730060)

摘要:针对兰州石化公司顺酐装置废气焚烧炉不能完全焚烧废气的问题,从焚烧炉的燃烧原理、废气成分、燃烧器结构等方面进行了深入的分析,并根据分析的结果采取了工艺改造措施,最终实现了焚烧炉的长周期、满负荷运行。

关键词:废气焚烧炉;熄火;风道改造;燃烧器

中图分类号:TQ209

通常正丁烷法顺酐装置产生的废气中含有相当质量分数的正丁烷、一氧化碳及其他有机物,需经处理后才能达标排放^[1]。以兰州石化公司顺酐装置为例,每小时约产生75t的废气,废气处理方法采用的是热焚烧净化处理技术,该方法的主要设备是废气焚烧炉。但是在实际操作中,该焚烧炉最多只能焚烧70%左右的废气,再引入过多的废气就会导致焚烧炉熄火。

本文通过对焚烧炉的现状进行研究,实施了多条工艺改造措施,解决了焚烧炉不能完全焚烧废气的问题,取得了良好的效果。

1 现象及原因分析

1.1 焚烧炉焚烧废气时的现象

在焚烧炉开始焚烧废气时,通过炉膛的观火视镜可以看见火焰已经烧到了花格墙处,并且细长的火焰主要集中在炉膛中部,如图1所示。从炉膛尾部位于同一截面的三个温度计的指示来看,温差大于150℃(大于50℃的设计标准),说明发生严重的偏烧现象。

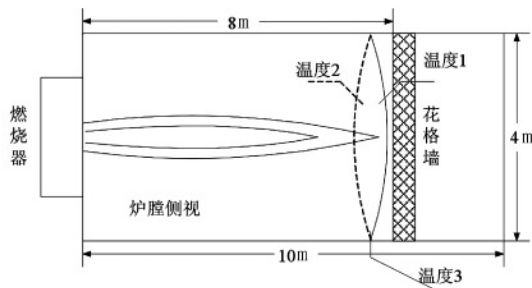


图1 焚烧炉火焰燃烧示意

如果增加废气进入炉膛的流量后,火焰进一步拉长并超过花格墙。同时炉膛温度下降,火焰出现连续的明暗交替、上下波动情况。当炉膛温度下降

时即使全开燃料气进料阀门,燃料气流量最高也只能达到810 m³/h(低于1 000 m³/h的设计值),仍无法使炉膛温度上升。

总结以上现场实际观察到的现象,可以归纳为以下三点:

(1)火焰细长而且偏烧,炉膛内的温度极不均匀;

(2)增加废气量后,炉膛温度下降,火焰明暗交替、上下波动;

(3)燃烧器满负荷运行仍无法提供足够热量使炉膛温度上升。

以上三点导致了焚烧炉的三个火焰检测器交替出现检测不到火焰的现象。当这三个火焰检测器中的任意两个同时检测不到火焰达2s时,自控仪表将切断燃料气及废气进料而停炉,因此导致焚烧炉不能完全焚烧废气。

1.2 原因分析

1.2.1 火焰细长及偏烧的原因

废气分两路进入炉膛,其中一路进入燃烧器与燃料气充分混合后进入炉膛燃烧,称为一次风;另一路从炉膛中部以切线方向进入炉膛,称为二次风。

因一次风管道流通面积较小,一次风流速高、流量小,燃料气与一次风的混合气体在炉膛前部的停留时间短、燃烧不完全,可燃物随气流一直燃烧到炉膛尾部,形成火焰细长的现象。

由于二次风只有一个入口,风进入炉膛后靠近入口处流量大,远离入口的一侧则流量偏小,导致燃料气与空气混合不均,焰面传播速度慢,火焰刚性差,形成火焰偏烧的现象^[2]。

1.2.2 增加废气量后,炉膛温度下降,火焰明暗交替、上下波动的原因

1)废气进入炉膛后,由于空气量增加、氧含量

降低,炉膛温度会出现正常的下降现象。

2) 废气来自吸收塔塔顶,由于吸收塔塔顶压力无法控制且塔顶除沫网设计不合理,导致大量的溶剂邻苯二甲酸二丁酯(DBP)随废气进入焚烧炉。DBP的沸点是 340°C ,只有进入炉膛后才会汽化,汽化时大量的吸热会造成炉膛温度下降,火焰明暗交替、上下波动。

1.2.3 燃烧器满负荷运行仍无法提供足够热量使炉膛温度上升的原因

通过查阅焚烧炉设计资料发现:燃烧器额定燃烧能力为 $6.7 \times 10^7 \text{kJ/h}$,而使用的燃烧器设计燃烧能力为 $5.5 \times 10^7 \text{kJ/h}$,说明设计单位对燃烧器选型存在问题,设计燃烧能力无法满足额定的需要。

2 改造措施及效果

表1 一次风及二次风管道改造前后数据对比

时间	一次风流量/ $\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$	一次风流速/ $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$	温度 1/ $^{\circ}\text{C}$	温度 2/ $^{\circ}\text{C}$	温度 3/ $^{\circ}\text{C}$	最大温差/ $^{\circ}\text{C}$
改造前	18.6	85.1	692	755	604	151
改造后	30.5	43.6	811	798	767	44

在废气总线上原二次风管道引出的地方增加一条直径为 700mm 的二次风管道,从炉膛北侧与原二次风管道进炉膛的入口相对的地方进入炉膛,如图2所示。经过改造,火焰偏烧现象明显好转,炉膛尾部位于同一截面的三个温度计的最大温差下降至低于设计标准,见表1。

2.2 吸收塔顶除沫网改造并增加压力控制系统

吸收塔顶原来的除沫网是由多张小网连接起来的,在 74.5t/h 的废气流量吹动下,除沫网的连接处出现断裂,造成过多的DBP从缺口处随废气进入焚烧炉。因此将多张小网改为整片的大网,并在塔内增加了部分规整填料。

在吸收塔顶出口至焚烧炉的管道上增加一台压力控制阀,使吸收塔顶压力处于可控状态,当吸收塔操作出现异常时,通过调节压力控制阀可以保证吸收塔顶压力控制在 $30 \sim 40 \text{kPa}$,减少DBP从吸收塔顶的损失量,见表2。

表2 吸收塔改造前后数据对比

时间	吸收塔塔顶压力控制范围/ kPa	吸收塔塔顶 DBP 损失量/ $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$
改造前	20 ~ 60	80
改造后	30 ~ 40	25

2.3 燃烧器重新选型

为保证燃烧器在较低参数下运行时能达到额定燃烧能力,其设计燃烧能力应为额定燃烧能力的

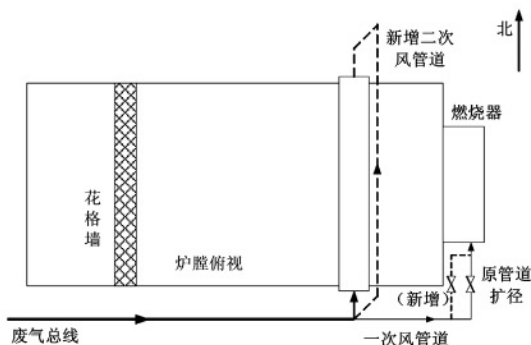


图2 一次风及二次风管道改造示意

2.1 一次风及二次风管道改造

将一次风管道及相应阀门的直径由 250mm 改为 400mm ,并从废气总线上新增一条直径为 200mm 的一次风管道进入燃烧器,如图2所示。经过改造,增加了一次风流量、降低了一次风流速,见表1,炉膛内的火焰长度明显缩短。

$110\% \sim 125\%$ ^[3]。因此我们最终将新燃烧器的设计燃烧能力定为额定燃烧能力的 115% ,即 $6.7 \times 10^7 \text{kJ/h} \times 115\% = 7.7 \times 10^7 \text{kJ/h}$ 。

通过对燃烧器及其火嘴结构进行研究发现,如图3所示,燃烧器结构简单,进风口单一;而火嘴是一根细长的圆柱上开了共44个小孔,小孔直径为 $6 \sim 10 \text{mm}$ 不等。火嘴流通面积小,造成一次风在此出现流通瓶颈,因此若不对火嘴进行重新选型,即使增加了一次风管道的直径,也不能完全解决一次风流量低的问题。经过重新选型,如图4所示,燃烧器选为开放的翅片式结构,进风口由原来的一层改为三层,增加了火嘴的流通面积。

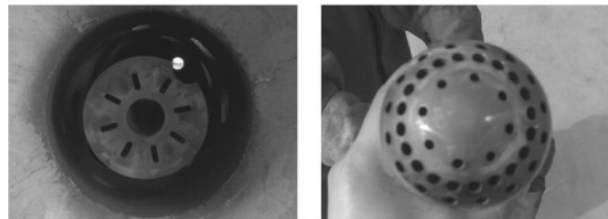


图3 旧燃烧器及火嘴示意



图4 新燃烧器及火嘴示意

新的燃烧器投用后,燃料气的最大流量达到了设计值,燃烧器的实际燃烧能力也达到了额定值,见表 3。

表 3 燃烧器更换前后数据对比

燃烧器	燃料气最大流量 $/\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	燃烧器额定燃烧 能力/ $\text{kJ} \cdot \text{h}^{-1}$	燃烧器设计燃烧 能力/ $\text{kJ} \cdot \text{h}^{-1}$	燃烧器实际燃烧 能力/ $\text{kJ} \cdot \text{h}^{-1}$
原燃烧器	810	6.7×10^7	5.5×10^7	5.0×10^7
新燃烧器	1050	6.7×10^7	7.7×10^7	6.8×10^7

2.4 结果

经过上述针对性的处理方法后,焚烧炉处理废气的的能力明显改观,实现了工艺改造的目标。见表 4,废气处理比例达到了 100%,尾气中的丁烷排放浓度也低于国家标准^[4]规定的最高排放浓度 $120 \text{ mg}/\text{m}^3$ 。

表 4 废气处理及排放数据对比

时间	废气处理 比例/%	废气处理量 $/\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$	尾气中的丁烷 排放浓度/ $\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$
改造前	70	52.2	1323
改造后	100	74.5	48

3 结论

- 1) 通过充分增加一次风流量、提高二次风与燃料气的均匀混合程度,解决了火焰细长及偏烧的问题。
- 2) 通过改进吸收塔顶除沫网结构及压力控制

系统,减少废气中的 DBP 含量,解决了炉膛温度下降,火焰明暗交替、上下波动的问题。

3) 通过更换具有更先进火嘴结构及更大设计燃烧能力的燃烧器,解决了燃烧器无法提供足够热量使炉膛温度上升的问题。

4) 经过有效的改造,解决了焚烧炉不能完全焚烧废气的问题。目前设备已能 100% 焚烧废气并平稳运行了一段较长的时间,证明改进措施是卓有成效的。

参考文献:

- [1] 张庆红. 正丁烷氧化生产顺酐尾气处理技术[J]. 化学工业与工程, 2006, 23(4): 374-377.
- [2] 刘品涛, 李开胜. 一段炉顶烧嘴偏烧原因及改进措施[J]. 大氮肥, 2005, 28(6): 392-394.
- [3] HGJ12-1988, 化学工业炉燃烧器设计规定[S].
- [4] GB16297-1996, 大气污染物综合排放标准[S].