

30万 t/a 合成氨变换装置运行总结

陈 捷

(山西兰花煤化工有限责任公司)

前 言:兰花煤化工18万 t/a合成氨原变换装置采用的全低变工艺为中低低变换工艺改造而来,设备及管线仍按照中低低变换工艺的要求布置,并且在改造过程中又新增了部分管道,所以设备间距小,管线弯头多,空间拥挤,进而造成了该工段运行阻力大,开车过程复杂且浪费严重等问题,此外,变换系统中有很多设备在原始开车过程中受到损伤,装置存在缺陷,设备性能有所下降,达不到设计要求。运行中因原工艺设计原因蒸汽用量偏大,导致燃料煤消耗偏高。随着公司生产改造的不断进行,其生产能力已不能满足生产要求。该公司决定新上一套30万 t/a合成氨全低变变换装置(以下简称新变换),以满足扩产要求,同时将老变换装置淘汰。新装置于2014年立项,2017年7月正式投入使用。

关键词:合成氨;变换装置

1 工艺流程及主要运行指标

从压缩工段来半水煤气(CO含量在28%),压力3.5Mpa、温度 $\leq 60^{\circ}\text{C}$ 、总气量(干基)120000 Nm³/h,经半水煤气冷却器冷却后($< 40^{\circ}\text{C}$),再经过丝网除油过滤器、除油剂炉两级除油去除夹带的油水等杂质,先进入主热交换器(管程)与第二变换炉二段出口气体换热到 160°C 后,进入中间热交换器(管程)与第一变换炉二段出口气体换热至 209°C ,再与管网来的高压蒸汽(5.0MPa, 420°C ,16.7t/h)混合进入蒸汽混合器后(240°C),进入第一变换炉一段进行变换反应,气体

(干基CO:16%, 366°C)出第一变换炉一段后进入第一喷水增湿罐(冷激水15300kg/h和微量高压蒸汽)增湿降温至 226°C ,进入第一变换炉二段进行反应,气体(干基CO $\leq 6.5\%$, 313°C)出第一变换炉下段后经中间热交换器(壳程)换热后(274°C)经第二喷水增湿罐上段(冷激水7700kg/h)增湿降温至 214°C ,然后进入第二变换炉一段进行反应,出口变换气(干基CO $\leq 2.4\%$, 254°C)进入第二喷水增湿罐下段(冷激水7400kg/h)增湿降温至 200°C ,再进入第二变换炉二段进行反应,出口变换气(干基CO:0.9%, 215°C)分两路,一部分气体进主热交换器(壳程)换热,再进入锅炉水加热器换热;一部分经冷激水加热器(管程)

与水泵出口来冷激水加热器的脱盐水换热,最终两路气体汇合温度降至 138℃进入脱盐水加热器换热后温度为 55℃,经变换气冷却器降温至 40℃,再进入变换气水分离器分离冷凝液,最后送至变脱工段。

蒸汽系统:高压蒸汽来自管网,分两路:一路与蒸汽混合器入口半水煤气混合进入蒸汽混合器;一路与一变炉一段出口变换气混合进入第一喷水增湿罐。

脱盐水:来自脱盐水站 25℃ 180000kg/h 的脱盐水经脱盐水加热器换热到 80℃后,一部分回脱盐水管网,一部分去脱盐水储罐,经水泵加压后送到冷激水加热器换热到 160℃供喷水增湿罐做冷激水用。

工艺冷凝液:通过冷凝液总管全部回收至冷凝液储槽后,送至烟气脱硫。

2 设备配置

原装置半水煤气、变换气主管线为φ325+φ530设计,系统内各段均采用阀门控制;新变换半水煤气、变换气主管道为φ426+φ630设计,半水煤气经除油剂炉后系统采用 8 字盲板分段隔离。主热交换器、中间换热器、脱盐水加热器、锅炉水加热器,冷激水加热器、变换气冷却器主体材质均采用 S30408 不锈钢材质,增强了设备对变换气冷却后偏酸性冷凝液的抗腐蚀性,提高了设备运行中的安全稳定性。

表一:新变换装置主要设备

| 项目 | 设备参数 | 项目 | 设备参数 |
|---------|----------------|---------|------------------------|
| 第一变换炉 | φ4000×20550 一台 | 蒸汽混合器 | φ1500×5480 一台 |
| 第二变换炉 | φ4000×21350 一台 | 第一喷水增湿罐 | φ2200×7890 一台 |
| 丝网除油过滤器 | φ2400×7565 一台 | 第二喷水增湿罐 | φ2000×14775 一台 |
| 除油剂炉 | φ3200×7680 一台 | 变换气水分离器 | φ2400×7315 一台 |
| 半水煤气冷却器 | 1300×9260 一台 | 冷凝液闪蒸槽 | φ1200×3300 一台 |
| 主热交换器 | φ1800×12220 一台 | 脱盐水储罐 | φ2600×4010 一台 |
| 中间换热器 | φ1300×7885 一台 | 升温电炉 | φ1400×71502600KW 一台 |
| 锅炉给水加热器 | φ1300×10230 一台 | 罗茨鼓风机 | ARG-500M560KW 一台 |
| 冷激水加热器 | φ1800×13110 一台 | | 升压 58.8Kpa |
| 脱盐水加热器 | φ1700×12530 一台 | 水泵 | DF46-50×990KW 二台 |
| 变换气冷却器 | φ1300×10325 一台 | | 流量 35m ³ /h |

3 催化剂装填及工艺特点

本工艺采用二个串联的变换炉,其中第一变换炉:一段上部 LYB-B 抗毒剂 17m³、下部 LYB-A (QCS-04)耐硫变换催化剂 17m³;二段上部装填 QCS-03 耐硫变换催化剂 5m³、下部装填 LYB-A (QCS-04)耐硫变换催化剂 46m³;第二变换炉:一段 LYB-A (QCS-04)耐硫变换催化剂 49m³;二段 LYB-A (QCS-04)耐硫变换催化剂 46.4m³;操作中根据催化剂活性情况,催化剂使用初期时,催化剂活性比较高,根据它的低温活性,可以控制较低的入口温度和热点温度,随着使用时间增加,催化剂活性降低时,可适当提高变换炉入口温度。一般地操作中根据催化剂活性情况,让下一段的温度较上一段低 10~30℃,这样每一段的平衡 CO 含量就能依次降低,就保证把 CO 含量降至低的程度。

本工艺变换催化剂为亲硫型(耐硫型)Co-Mo 系变换催化剂。使用前要进行硫化,催化剂才有活性。在本装置汽气比条件下,如果原料气中的硫含量低于 80mg/Nm³就会使催化剂中的硫流失,催化剂活性降低,原料气要进行补硫,使催化剂活性部分恢复。

为了提高 CO 变换率,将 CO 降至很低的程度,变换工序多采用多炉或多段串联的办法。首先在前面采用较高温度下通过变换炉,由于温度高反应速度快,大部分 CO 都在前面的变换炉里转变成 CO₂。为了降低 CO 含量,必须采用逐级降低温度的方法,由于温度低,同等条件下 CO 平衡浓度就降低,因此变换气中 CO 含量可降至需要的范围。

4 装置运行情况

该公司现有 5 台 6M50 原料气压缩机,按照四开一备设置,单机打气量在 24000Nm³/h。新变换装置投运初期,合成氨系统按照四机运行观察,8 月下

旬,合成氨系统实现五机满负荷生产。新变换投用后,各项工艺参数均得到明显优化,系统阻力明显下降。

表二:四机生产时各参数对比

| 项目 | 原变换 | 新变换 |
|--------------------------|-----------|-----------|
| 高压蒸汽用量 Kg/h | 23000 | 13000 |
| 冷激水加入量 m ³ /h | 16 | 17.5 |
| 一变炉一段热点℃ | 350±10 | 360±10 |
| 一变炉二段热点℃ | 400±10 | 310±10 |
| 二变炉一段热点℃ | 270±5 | 250±10 |
| 二变炉二段热点℃ | 230±5 | 210±10 |
| 装置压差 Kpa | 350 | 80 |
| 装置出口 CO% | 0.55-0.80 | 0.55-0.80 |

表三:五机生产时运行参数

| 项目 | 参数 | 项目 | 参数 |
|-------------|---------|-----------------------------|---------|
| 高压蒸汽用量 Kg/h | 15200 | 二变炉二段热点℃ | 210±10 |
| 一变炉一段入口温度℃ | 230-240 | 冷激水温度℃ | 160-170 |
| 一变炉二段入口温度℃ | 220-230 | 第一喷水增湿罐水量 m ³ /h | 12.7 |
| 一变炉一段热点℃ | 360±10 | 第二喷水增湿罐水量 m ³ /h | 11.2 |
| 一变炉二段热点℃ | 310±10 | 一变炉一段压差 Kpa | 5.3 |
| 二变炉一段入口温度℃ | 210-220 | 一变炉二段压差 Kpa | 8.2 |
| 二变炉二段入口温度℃ | 200-210 | 二变炉一段压差 Kpa | 6.4 |
| 二变炉一段热点℃ | 250±10 | 二变炉二段压差 Kpa | 7.3 |
| | | 装置压差 Kpa | 120 |

5 正常操作要点

变换的正常操作,关键在于熟悉流程,掌握设备结构性能及变换反应的基本理论及特点,要经常注意前后岗位变化,加强联系,勤检查,细调节,稳定生产,保证工艺指标。

(1)用添加蒸汽的办法 FV-20401/FV-20402,控制好出口变换气 CO 含量。

(2)用主热交换器煤气副线及中间换热器副线阀来控制一变炉一段入口煤气温度进而调节床层温度。

(3)用调节第一喷水增湿罐的喷水量 FV-20403 和蒸汽添加量 FV-20402 的办法来控制一变炉二段入口变换气温度进而调节床层温度。

(4)用调节第二喷水增湿罐一段喷水量 FV-

20404 来控制二变炉一段入口温度进而调节床层温度。

(5)用调节第二喷水增湿罐二段喷水量 FV-20405 来控制二变炉二段入口温度进而调节床层温度。

(6)变换炉各段温度的调节,以各段“灵敏点”温度的变化来判断,可及时发现触媒层温度的波动,从而达到控制床层温度的目的。

(7)调节冷激水加热器进口变换气量 TV-20401 来控制冷激水温度。

(8)调节脱盐水加热器的脱盐水,变换气冷却器的循环水量来控制变换气出工段气体温度。

(9)生产负荷增减,应及时调节蒸汽用量、喷水量及副线开度。

(10)经常巡回检查,注意动设备运转情况、泵出口压力和电机温度的变化,及时排放各导淋,过滤器油水。

(11)短期停车,计划检修时,应保持系统处于正压状态。

6 注意事项

(1)控制好催化剂床层温度

①低变催化剂床层温度控制在其活性温度范围内,不得超温。

②床层入口温度应比水蒸汽在操作压力下的露点温度高 30℃。

③操作中,最后一段床层入口温度应尽量控制在操作温度的下限。

④温度波动范围不要超过 10℃/h。

(2)控制适当的进口硫化氢值。运行中应常规分析进出工序 H₂S 含量的变化,当出口 H₂S 含量明显高于入口 H₂S 含量两倍及以上时,可能判断为发生了反硫化,应采用降低蒸汽加入量(下转第 24 页)

3)系统内存在环流

并列运行时,系统内存在环流,并且数值不小。此环流增加了变压器正常运行时的损耗,也使的变压器的实际运行电流增大。

对于环流产生的原因技该组也进行了分析。除了变压器的阻抗不相等外,技术组还注意到1#主变的母线桥进线改造时采用了管型母线,而2#主变还是采用原来的矩形母线,这样使得两个变压器回路在系统中的等效阻抗不同,从而造成两条6KV母线电压的差别,在两台变压器回路中产生了环流。而对于更低一级的车间变电所而言,两个低压变的电源是由电缆引入的,电缆长度的不同或变压器所带负荷大小的不同,以及负荷变化时间的不同,都会引起等效阻抗的不同,所以低压变的并列更会产生不小的环流,此环流甚至会超过变压器的额定电流,造成跳闸。

因此变压器并列时,即使完全满足规程的并列条件,也不一定能保证安全、经济、合理的运行。在执行变压器并列运行时,除了考虑并列条件外还应计算最大运行方式下,分段开关是否满足短路电流的要求;估算变压器回路的等效阻抗;此外并列运行的目的是为了互为备用,一大一小并不能达到100%的备用率,并列运行时,变压器的容量会利用不足,

并且也不经济。

为此我站决定,特殊情况下,在征得地调同意后两台主变可短时并列运行,一般情况两台主变分列运行,将常用负荷加到1#主变上,2#主变带备用负荷,以此来增大1#主变的容量使用率,降低2#主变的实际使用容量,使得两台主变的容量都能够充分利用。并且分列运行也降低了故障时的系统短路电流,对设备、电网都有好处。

5 结束语

变压器并列运行可以扩大供电容量、提升供电可靠性以及降低损耗,但在实际运行时也存在诸多安全问题。建议根据负荷情况、变电站实际、电网安全等方面综合考虑来选出最优的供配电方案。

参考文献:

- [1]吕志明.变压器并列运行故障的分析[J].电工技术杂志.2013.10.
- [2]李彩华.变压器并列运行概述[J].科技咨询.2007.21.
- [3]何昌雄,陈巍,唐军.110kv 变压器并列运行环流分析[J].广西电力.2015.4 .
- [4]林茂盛,冯国灿.某地区 110KV 变压器并列运行方式探讨[J].河南电力.2014.3.

(上接第 18 页)和调整各段反应负荷的方法来控制。

(3)严格控制半水煤气中的氧含量不能超过0.3%,如果氧含量跑高引起床层温度上升时,应开大调温副线,或通过减量来降低炉温,切不可用加大蒸汽的方法来降温,以防反硫化反应发生。

(4)进入变换炉的工艺气体应干净清洁,严禁油类物质进入变换炉。

(5)严禁带水入炉,因为水可以溶解催化剂中的

钾盐,使催化剂永久性失活。

(6)加减量应缓慢,防止炉温波动太大,短时间出现超温反硫化现象,如突然大幅度减量或临时停车,应立即减少蒸汽加入量或切断蒸汽,防止短期内汽气比过高引起反硫化。

(7)冷激水加热器决不允许在未通冷激水的情况下接变换气,防止高温变换气损坏设备。应当在设备过水后,通过TV-20401自调阀的开度,逐渐调整变换气的进气量。