

关于合成氨装置放空气综合利用方法的探讨

杨昭君

(山西兰花科技创业股份有限公司田悦化肥分公司)

摘 要:合成氨是一种用于各种工业生产的化学品,它广泛应用于农业、制药、化工等领域。惰性气体甲烷在氨合成反应中不起反应,而且影响合成塔床层温度,所以,在实际操作中,需排放惰性组分,控制循环气中的惰性气体组分含量。氢回收是将合成岗位的放空气用脱盐水洗涤吸收气氨后,再采用普里森膜分离法提取氢气。通过对工艺流程技术优化及设备系统改造,利用各组分液化温度不同的原理,采用成熟的深度冷却和精馏工艺技术实现气体的分离和提纯,提取高品质的甲烷,冷量来自非渗透气的膨胀。同时将部分弛放气用于替代分子筛吸附剂的再生气,减少压缩机的做功。

关键词:氢回收装置非渗透气;替代分子筛再生气;新产品甲烷

0 前言

在工业合成氨生产过程中,合成气在高温高压及催化剂作用下转化率仅有 10~18%,因此合成气循环使用,以提高新鲜合成气的转化率。新鲜合成气中的甲烷在合成氨转化过程中并不会参与反应,因此会在合成气循环过程中累积,但甲烷浓度又不能过高,过高会降低合成反应物氮、氢气的浓度,影响合成岗位的正常生产,还会造成循环气压缩机能耗增加,因此一般合成氨装置通过将部分循环气放空,以稳定控制合成循环气中的甲烷浓度,保证氨合成反应的正常进行。

合成氨装置放空气压力较高,杂质含量少,目前大部分企业仅回收氢气,主要方法是普里森膜法,将通过渗透膜的渗透气氢气回收至合成利用,未通过膜的非渗透气含有一定的甲烷和氢氮气,是优质的清洁燃料和化工原料,通过减压阀降压后送到锅炉燃烧,从经济性来说,把可作为化肥生产原料的块碳通过一系列复杂的工艺后生成了蒸汽,从能源的合理利用角度来说,相当于高价值的原料替代低价值的原料生产了蒸汽,也是非常不合理的。

通过改造和工艺流程的合理优化,可以从合成氨装置放空气中制取高纯度的甲烷,剩余的氮氢气输送至合成氨系统继续使用,达到降低能耗并拓展

合成氨的产业链,减少排放和环境污染。

1 工艺现状

我公司合成氨的主要流程:原料煤先在煤气炉内气化,在经过变换、脱硫、脱碳等工段净化后,与氢回收的渗透气及分子筛的再生气混合,进入合成气压缩机低压缸,经一段压缩后,送往双甲精制和分子筛工段。

双甲精制是将脱碳装置来的净化气中的少量的CO和CO₂除去,将CO+CO₂控制到≤10ppm,使进入氨合成装置的合成气质量提高,进而保证催化剂活性,延长催化剂寿命,同时副产粗甲醇。分子筛利用变温吸附技术从经过双甲的合成气中脱出水和微量的CO、CO₂,使分子筛出口的合成气中CO₂+CO≤10ppm,H₂O≤1ppm。

经过分子筛的精制气进入合成气压缩机的高压缸压缩,在缸内与氨合成工序来的循环气混合,然后

送至氨合成工段。

合成气压缩机来的合格氢氮气,在高温、高压下,经触媒催化反应后合成氨,再通过换热器冷却、冷凝、分离出液氨,并将产品液氨送往氨库;未反应的气体经合成气压缩机循环段提压后返回合成系统,在进入循环段之前将部分循环气放空以控制循环气中的惰性气体甲烷含量在一定范围内。

流程示意图如下(见图1)。

2 改造思路

氢回收是将合成岗位的放空气用脱盐水洗涤吸收气氨后,再采用普里森膜分离法提取氢气回收合成利用,非渗透气富甲烷气通过减压阀降压后送锅炉燃烧产生蒸汽,从经济性来说,把可作为化肥生产原料的块碳通过一系列复杂的工艺后生成了蒸汽,从能源的合理利用角度来说,相当于高价值的原料替代低价值的原料生产了蒸汽,也是非常不合理

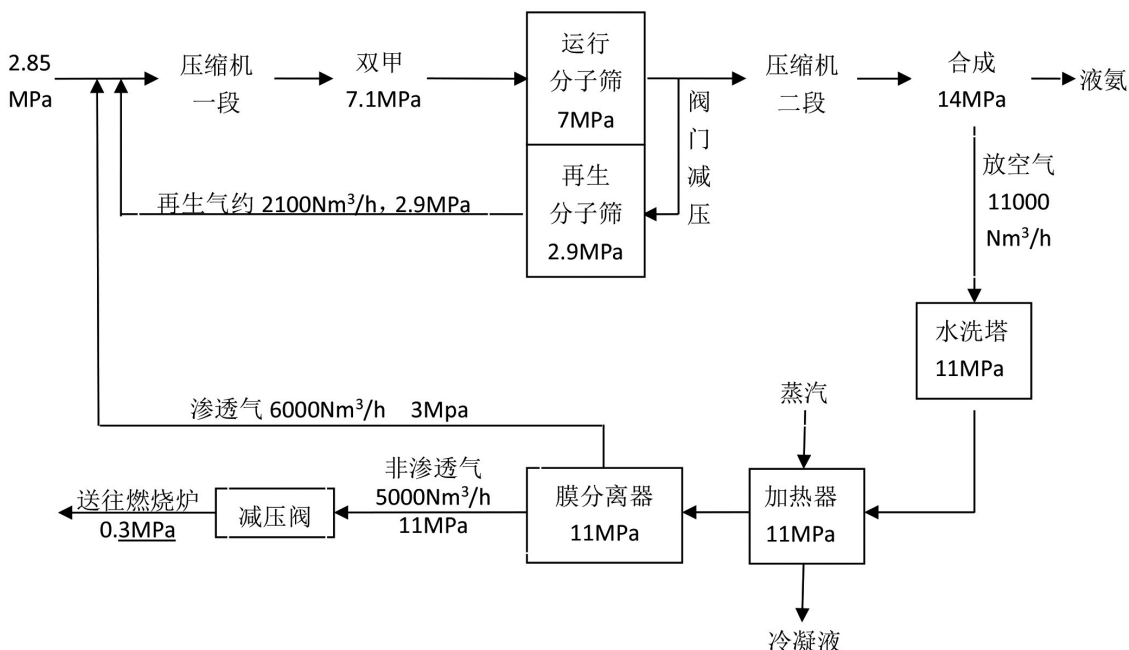


图 1

的,且现场减压阀噪声较大。

分子筛的再生气采用分子筛装置出口合格的工艺气体,再生后回到合成气压缩机一段进口,造成合格的精制气在压缩机一段循环压缩,浪费合成气压缩机的有效做功。

2.1 技术方案选择

经与有关技术单位交流讨论,利用各组分液化温度不同的原理,采用成熟的深度冷却和精馏工艺技术实现气体的分离和提纯,冷量来自非渗透气的膨胀。

改造主要在氢回收非渗透气和分子筛再生气:

(1)为保证气体中的水气浓度能够满足冷箱要求,氢回收非渗透气增加干燥装置;

(2)干燥后的非渗透气进入冷箱,采用低温液化实现气体分离,采用精馏技术生产高品质甲烷,冷量来自自身膨胀;

(3)出冷箱的不凝气作为合成分子筛的再生气使用,减少分子筛出口精制气的循环使用。

(4)精馏塔的放空气作为干燥装置的再生气,再生后送锅炉燃烧。

2.1.1 干燥装置

常用的脱水吸附剂有活性氧化铝、硅胶和分子筛,在本方案中考虑采用复合脱水技术,同时选用两种以上的脱水吸附剂作为干燥剂,在水含量较高的吸附床层选用吸水性能好但脱水深度不高的廉价吸附剂,在水含量较低的吸附床层选用脱水深度高的分子筛,在保证脱水质量的同时节省了投资。

本方案采用两塔干燥流程,当一台干燥塔吸附时,另一台干燥塔再生。利用变温变压吸附(PTSA)原理,复合床层的吸附剂在不同压力和温度下吸附容量存在差异和选择吸附的特性,脱除工艺气体中的水分及杂质,经干燥后的产品气体常压露点为 -70°C 。

2.1.2 液化与分离

利用非渗透气各组分液化温度不同的原理实现

气体的分离和提纯,所需冷量来自液体甲烷的蒸发潜热与合成氨尾气的压力能利用膨胀机制冷提供,过程中要运用的关键技术是已经成熟的深度冷却和精馏工艺技术。甲烷的临界温度为 -82.57°C ,临界压力为 4.6Mpa ,氩气的临界温度 -122.29°C ,临界压力为 4.8Mpa ,氢气临界温度 -239.97°C ,临界压力为 1.297Mpa ,氮气临界温度为 -147.05°C ,临界压力为 3.4Mpa 。为降低冷量需求减少投资,选择液化压力在 4.6Mpa 以上。

2.2 工艺设置

在氢回收非渗透气总阀后新增分子筛装置,整体撬装式深度冷却和精馏装置,装置出口气体分别送到相应的工艺系统,产品气相甲烷送至市政燃料气管网,原管线阀门作为旁路停用,以方便本装置的投用和切出检修操作。

正常运行时,氢回收非渗透气经过本装置将甲烷冷却液化,氢气和氮气不液化,气液分离,气相返回工艺系统作为原料气,液相再到装置内的精馏塔,提纯液体甲烷,复热后的合格产品可以送市政燃料气管网。

出氢回收装置的非渗透气,经过分子筛干燥脱除工艺气体中的水分及杂质,常压露点降为 -70°C ,然后进入冷箱,依次经过一级板翅式换热器、然后进入再沸器,出再沸器依次进入二级、三级板翅式换热器充分换热后,进入低温气液分离器,以氢气、氮气为主的气态流体从分离器顶部出来,进入三、二级换热器、一级换热器复热后出冷箱,作为合成氨分子筛的再生气,然后进入合成氨系统。从气液分离器底部出来的液体进入二、三级板翅式换热器减压后进入低温精馏塔。在精馏塔通过热质交换,越往下,甲烷纯度越高,最后从塔底出来的液体高纯度甲烷,经过二级板翅式换热器、甲烷蒸发器及一级换热器换热复温后,成为天然气产品外送。精馏塔顶部排出的精馏气经过上部冷凝器后部分甲烷被液化然后通

过冷凝分离器分离后作为精馏塔的回流液进入精馏塔上部塔板。没有被液化的富氮气从冷凝分离器顶部排出然后进入膨胀机膨胀制冷,获得低温气体后依次进入冷凝换热器、换热器后作为本装置分子筛再生气去分子筛再生。

2.3 工程建设期约6个月,工程投资约900万元。

改造后流程(见图2)。

3 改造效果

该工艺将合成氨尾气的有效组分充分利用,经济效益明显,节能减排社会效益显著。按照我公司运行状况,预计改造后:

(1)冷箱不凝气替代分子筛再生气,减少合成气压缩机一段循环做功,约可回收氢气 $1500\text{Nm}^3/\text{h}$,氮气 $2500\text{Nm}^3/\text{h}$,按照年运行8000h,年约回收氢气

1200万Nm^3 ,氮气 2000万Nm^3 。

(2)新增产品甲烷气产量 $1200\text{Nm}^3/\text{h}$,年运行8000h,年可产 960万Nm^3 。

(3)新增膨胀机组带动发电,非渗透汽减压膨胀,按照80%转换效率,可发电约40KW。年运行8000h,节电32万度。

(4)甲烷气去锅炉燃烧减少 960万Nm^3 ,氢气减少约 1200万Nm^3 ,年需 5500Kcal/Kg 的燃料煤2.3万吨替代。

(5)新增干燥装置再生蒸汽年消耗8000t。

(6)经济效益:

年回收氢气约 1200万Nm^3 ,氮气约 2000万Nm^3 ,按照氢气0.7元/ Nm^3 ,氮气0.08元/ Nm^3 ,年节约成本1000万元;

新产品甲烷气年产 960万Nm^3 ,送市政燃料气管网按照1元/ Nm^3 计,年增创产值960万元;

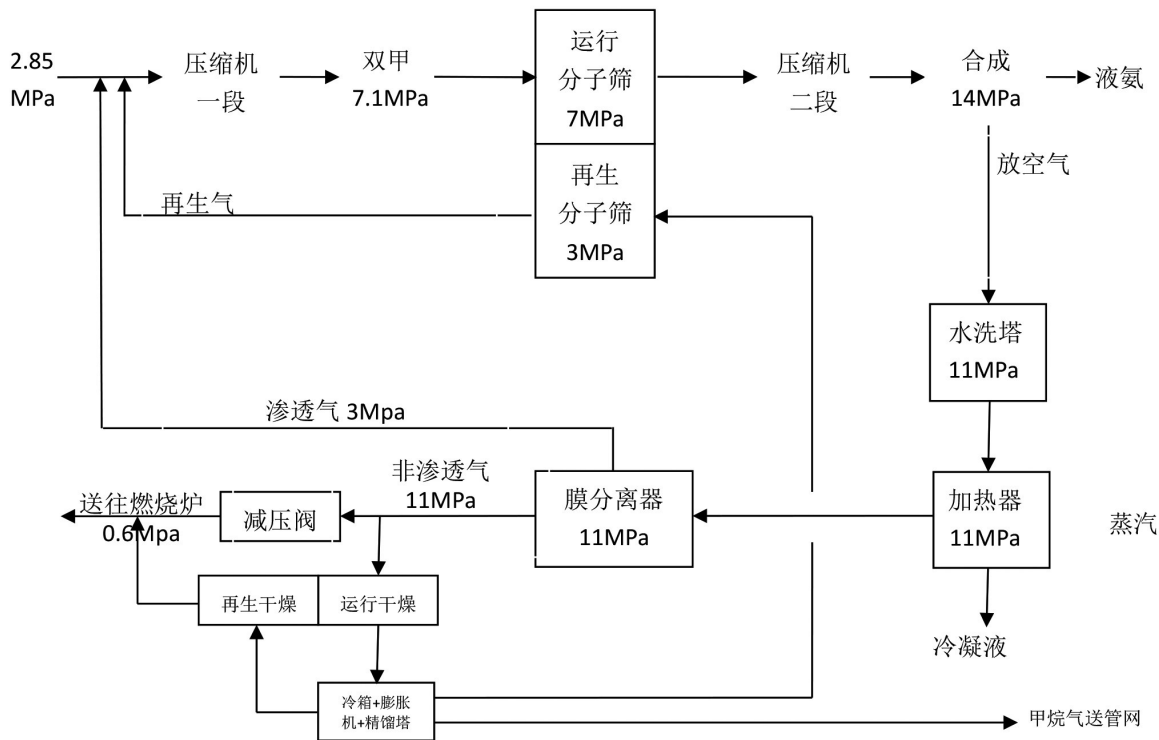


图2

年节约157.6万度,按照电价0.45元/度,年节省电费14.4万元;

年消耗燃料煤1.65万t,按照燃料煤价格820元/t,年增加费用1353万元;

年消耗蒸汽8000t,按照蒸汽价格150元/t,年增加费用120万元;

合计年可增创经济效益501.4万元。

4 结束语

通过初步分析,课件在合成气氢回收非渗透气采用深冷和精馏工艺进行分离提纯回收技术上是可行的,既可生产新产品高纯度的甲烷,剩余的氮氢气

也可回收到合成氨系统使用,充分利用资源,推动企业技术进步,达到降低能耗并拓展合成氨的产业链,减少排放和环境污染,为公司节能减少碳排放的同时创造经济效益。另因为此方法是结合现有流程优化改造,为初次尝试,且本人水平有限,不足之处欢迎批评指正。

参考文献:

[1]徐州瑞智恒制冷工程有限公司《田悦公司合成岗位废气综合利用制PNG项目技术方案》,2023.

[2]郑广俭,张志华《无机化工生产技术》北京化学工业出版社,2002.

[3]张祝华等《工程热力学》西北工业大学出版社,2006.

(上接第35页)

合工厂自身实际的供配电系统布局、设备类型以及操作流程等,制定一套完整的指示灯颜色统一方案。明确规定每种设备状态对应的指示灯颜色,例如将电源接通统一用白色指示灯表示,高、低压设备运行、停止依据行业相关标准实施,并确保该方案覆盖所有涉及供配电系统的车间、区域和设备。

3.3 逐步推进整改实施

按照制定好的统一方案,分区域、分阶段对指示灯进行更换或颜色调整,在整改过程中要做好相应的标识和说明,方便操作人员和维护人员及时了解变化情况。同时,要对相关人员进行培训,使其熟悉新的指示灯颜色含义,避免因习惯问题造成操作失误。

3.4 建立监督与持续改进机制

定期检查指示灯颜色统一后的执行情况,查看是否存在私自更改颜色或者因设备更新等原因又出

现不一致的现象。对于发现的问题及时督促整改,并根据实际运行反馈情况,对统一方案进行持续优化,确保指示灯颜色始终保持统一且符合实际需求。

4 结论

工厂供配电系统中指示灯颜色统一是保障系统安全、稳定、高效运行的重要举措。通过对当前指示灯颜色使用现状及问题的分析,结合相关标准规范,采取有效的统一策略并建立长效的监督改进机制,能够切实解决因颜色不统一带来的诸多问题,提高工厂供配电系统的管理水平和运行质量,减少操作失误和安全事故的发生,为工厂的生产活动提供可靠的电力保障。未来,随着技术的不断发展和标准的进一步完善,工厂供配电系统指示灯颜色统一工作也应与时俱进,持续优化,更好地服务于工业生产。