

大型煤化工装置联动改造应用总结

张本峰¹, 吴培^{2*}

(1. 郑州大学化工学院, 河南 郑州 450001;

2. 河南心连心化学工业集团股份有限公司, 河南 新乡 453731)

摘要:先进煤化工装置正在逐步取代固定床技术,但对于合成氨、尿素装置来说生产线较长,全部退出则给企业造成的损失较大。为弥补损失,在气头替代的前提下,将后续合成氨、尿素装置进行利用会在一定时间内给企业带来较大的效益。在先进煤气化技术中,氨合成装置是整个合成氨装置产能中的瓶颈所在,汽化、净化装置仍存在一定的产能无法释放,为此将先进煤化工技术中汽化、净化多余的产能结合固定床后续装置加以改造利用,在投资增加较小的情况下,实现了合成氨、尿素的产能增加。

关键词:产能替代;汽化;配气;污氮;工艺流程

中图分类号:TQ113.2

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2024)12-0220-04

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2024.12.040

Summary on application of linkage transformation in large coal chemical plant

ZHANG Ben-feng¹, WU Pei^{2*}

(1. School of Chemical Engineering, Zhengzhou University, Zhengzhou 450001, China;

2. Henan Xinlianxin Chemicals Industry Group Co., Ltd., Xinxiang 453731, China)

Abstract: The advanced coal chemical plant is gradually replacing the fixed bed technology. As for synthetic ammonia and urea plants with longer production line, their total withdrawal will cause huge loss to the enterprises. In order to make up for the loss, under the precondition of air head substitution, the subsequent utilization of synthetic ammonia and urea plants will bring benefits to the enterprises in a certain period of time. In the advanced coal gasification technologies, ammonia synthesis unit is often the bottleneck in the production capacity of the whole ammonia plant, and there is still a certain capacity of the gasification and purification units that cannot be utilized. Therefore, the excess gasification and purification capacity in the advanced coal chemical industry is combined with the fixed bed follow-up units to transform and utilize to achieve the production of synthetic ammonia and urea at a small increase in investment.

Key words: capacity substitution; gasification; gas distribution; polluted nitrogen; process flow

先进煤气化装置设计总氨产能120万t/a,配套气化炉3台,2开1备运行,单台气化炉额定产有效气的能力为187500 m³/h,最大能力按照110%负荷进行设计为206250 m³/h,2台炉最大产气量为412500 m³/h,而120万t总氨(60万t氨、60万t甲醇)的总用气量为375760 m³/h(60万t氨、60万t甲醇均按110%负荷运行),富裕气量为36740 m³/h,折合合成氨产量为13.2万t/a,23.2万t/a尿素,为此具有改造的意义与价值,针对2套60万t/a总氨能力的生产线,为增加整体产品的调节柔性,决定对醇线进行改造,以下为具体改造措施。

1 变换装置

变换装置新增深度变换61880 m³/h的处理能力与醇线未变换线配气后实现总有效气量139240 m³/h,折合甲醇产能47.7万t/a,醇线原有深度变化

线处理有效气量90000 m³/h,全部送往利旧合成氨装置,折合总氨32.4万t/a(利旧合成氨装置原设计规模30万t/a,按108%负荷运行考虑),符合利旧合成氨、尿素的实际装置能力,可以实现先进煤气化工艺醇线与利旧装置合成氨、尿素产能的最大柔性调节的目的;表1、表2为改造前后变换装置的配气及产能分配情况,图1、图2为改造前后变换装置流程。

表1 改造前进变换装置的配气及产能分配情况

项目	先进煤化工氨线	先进煤化工醇线	
		深度变换 气量	热量回收 (未变换)
有效气量/(m ³ ·h ⁻¹)	183260	85560	106940
变换出口CO干基摩尔 分数/%	<0.6	0.5	45
产能	66万t/a合成氨	66万t/a甲醇	
总有效气量/(m ³ ·h ⁻¹)	375760		

收稿日期:2024-02-01;修回日期:2024-10-21

作者简介:张本峰(1988-),男,博士生,高级工程师,从事煤化工技术研究及项目管理工作,15236606198@163.com;吴培(1990-),女,硕士,高级工程师,从事煤化工项目管理工作,通讯联系人,15225966165@163.com。

表 2 改造后进变换装置的配气及产能分配情况

项目	先进煤化工氨线	先进煤化工醇线		
		深度变换气量	热量回收(未变换)	新增深度变换线
有效气量/(m ³ ·h ⁻¹)	183260	90000	77360	61880
变换出口 CO 干基摩尔分数/%	<0.6	0.5	45	0.5
产能	66 万 t/a 合成氨	32.4 万 t/a 合成氨	47.7 万 t/a 甲醇	
总有效气量/(m ³ ·h ⁻¹)	412500			

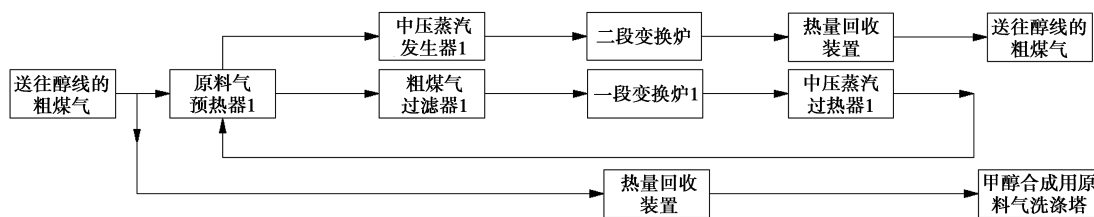


图 1 改造前变换装置流程

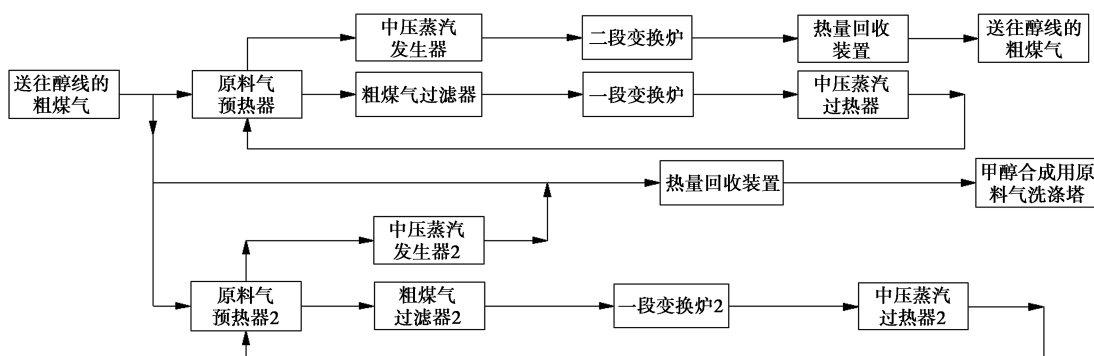


图 2 改造后变换装置流程

经过技术方案论证,新上一段变换炉有 3 种技术方案。具体见表 3。

表 3 一段变换改造方案介绍

方案描述	新增设备	占地 面积	投资/ 万元	工期/ 月
一段绝热炉	原料气预热器、中压蒸汽发生器、中压蒸汽过热气	20 m× 20 m	2200	10
一段等温变换炉	原料气预热器、脱毒槽、等温变换炉、汽包	14 m× 20 m	2200	10

变换改造方案从大面上分为 2 个,一段绝热炉和一段等温炉,其中一段绝热炉又优化出一个采用进口内件的方案,3 种方案的整体投资差别不大,从行业应用情况看,6.5 MPa 水煤浆气化一段变换使用的绝热炉厂家较多,且绝热炉副产的过热蒸汽可以用来拖动合成氨氮氢压缩机或冰机,等温变换产

生的饱和蒸汽需要减压利用,从效率及稳定性考虑选择进口内件,故整体从稳定性、经济适用性进行分析,最终采用绝热变换炉进行本次改造。

2 低温甲醇洗装置

为平衡原醇线变换气洗涤塔、未变换气洗涤塔的负荷,将新增深度变换线产气 12 300 m³/h (有效气)分配到变换气洗涤塔进行洗涤净化,则原醇线变换气洗涤塔的气量变为 90 000+12 300=102 300 m³/h,净化后再将该股气重新分配到去往甲醇的合成气,剩余 90 000 m³/h 去往利旧合成氨装置生产合成氨,则去往原醇线未变换气洗涤塔的气量变为 77 360+(6 880-12 300)=126 940 m³/h,表 4、表 5 为改造前后变换气洗涤塔(T3601)、未变换气洗涤塔(T3608)进口组成情况及负荷情况。

表4 改造前进口组分及负荷情况

项目	T3601 进口		T3608 进口	
	体积分数/%	流量/(m ³ ·h ⁻¹)	体积分数/%	流量/(m ³ ·h ⁻¹)
CH ₄ O	0	0	0	0
将 CO ₂	43.3859	66456.0	18.2856	24225.3
H ₂	55.3535	84787.2	35.3696	46858.6
N ₂	0.2260	346.2	0.3266	432.7
H ₂ S	0.2440	373.7	0.3483	461.4
H ₂ O	0.1841	282.0	0.1724	228.4
Ar	0.0822	125.9	0.1188	157.4
CH ₄	0.0196	30.0	0.0283	37.5
CO	0.5047	773.1	45.3504	60081.4
COS	0	0	0	0
总量	100	153174.1	100	132482.7
CO+H ₂	55.86	85560	80.72	106940
负荷	110%		110%	

表5 改造后进口组分及负荷情况

项目	T3601 进口		T3608 进口	
	体积分数/%	流量/(m ³ ·h ⁻¹)	体积分数/%	流量/(m ³ ·h ⁻¹)
CH ₄ O	0	0	0	0
CO ₂	42.4679	67172.4	29.2335	52956.5
H ₂	56.3939	89199.5	46.0765	83467.6
N ₂	0.2244	354.9	0.2566	464.8
H ₂ S	0.0996	157.5	0.1119	202.7
H ₂ O	0.1830	289.5	0.1779	322.3
Ar	0.0761	120.4	0.0871	157.8
CH ₄	0.0510	80.7	0.0583	105.6
CO	0.5041	797.3	23.9982	43472.7
COS	0	0	0	0
总	100		100	
Nm ³ /h	158172.2		168919.1	181150.0
CO+H ₂	56.90	102300	72.07	126940
负荷	132		131	

具体改造措施^[1]如下。

措施1:增加变换气精洗塔段间深冷器及液相接力泵,此措施相当于变换气吸收塔接了一段塔。

措施2:增加未变换气精洗塔段间换热器及液相接力泵,此措施相当于未变换气吸收塔接了一段塔。

措施3:增加变换气冷却器、富甲醇换热器。

根据改造后的物流平衡进行核算,增加部分换热器。

措施4:增加CO₂产品塔。

改产氨后,原料气中CO₂增加,二氧化碳解析

塔和H₂S浓缩塔上段气相负荷增加,需要增加1个用于CO₂解吸的小塔。

措施5:增加闪蒸气压缩机。

中压闪蒸气量增加较多,需要增加1台闪蒸气压缩机。

措施6:尾洗塔盘改造。

尾洗塔由于关系到尾气组分的合格,不改造环保压力较大,塔盘需要按新负荷参数进行改造。

3 氮气装置

合成氨新增产能32.4万t/a,折合需要氮气29 250 m³/h,目前厂区内2套空分的设计氮气余量为19 500 m³/h,存在近10 000 m³/h缺口,为解决该问题,将空分外排的污氮气进行处理后进行重新利用,以下为具体方案。

3.1 污氮气成分及组成情况

原料气组成如表6所示。

表6 污氮气组成

组分	正常工况		极端工况	
	N ₂	O ₂	N ₂	O ₂
体积分数/%	99.2~99.8	<0.1	98	<2
入口温度/℃	10~30			
气体压力/kPa	5~10			
原料气流量/(m ³ ·h ⁻¹)	10000			
出口氧含量/10 ⁻⁶	<5			

3.2 工艺流程

3.2.1 工艺流程简介

原料污氮气约10 000 m³/h、5 kPa、含氧量0.2%~1.0%,经离心压缩机加压到0.8 MPa,温度100℃以上,配上300 m³/h的过量氢气,混合后进入脱氧反应器。脱氧后的氧含量降低至5×10⁻⁶以下,温度上升30~150℃。然后经过脱氧冷却器到30℃,再进入脱氧水分离器分离出生成水。脱氧后的污氮气压力0.7 MPa,温度30℃,流量10 000 m³/h,经管道送至压缩机加压后补充合成氨所需的氮气^[2],工艺流程如图3所示。

3.2.2 工艺技术说明

(1)钨催化剂对氯、硫、氨、氰化物、重金属等毒物很敏感,这些毒物会导致催化剂活性迅速下降,所以需要保证原料气中的毒物含量小于0.1×10⁻⁶。

(2)一般情况下原料气入口温度≥40℃,但由于在温度≤80℃时,CO会抑制H₂和O₂的反应,所以需要保证入口温度>80℃。

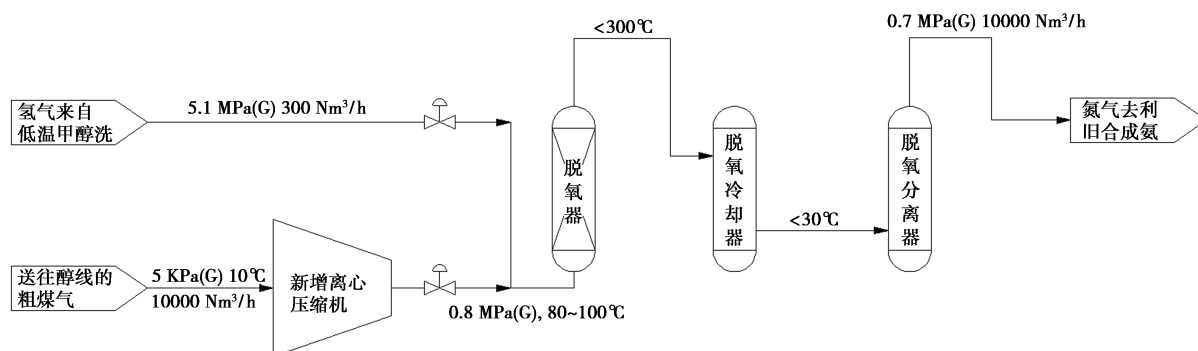


图3 污氮除氧工艺流程

(3)脱氧催化剂的使用效果与原料气通过催化剂床层的均匀程度有较大关系,所以在设计脱氧反应器时,必须做好气体分布,尽量让原料气较为均匀地通过催化剂床层。

3.2.3 主要技术参数

(1)空速 $\sim 5\ 000\ \text{h}^{-1}$; (2)脱氧后氧含量 $\leq 5 \times 10^{-6}$; (3)反应器温度 $\leq 350^{\circ}\text{C}$; (4)反应器压力 $0.8\ \text{MPa}$; (5)反应器高径比 >3 ; (6)催化剂用量 $2\ \text{m}^3$ (约 $1.6\ \text{t}$); (7)催化剂参数:型式加氢脱氧催化剂,颜色灰色,形状球形,规格 $\phi 3\sim\phi 5\ \text{mm}$,堆密度 $0.8\pm 0.05\ \text{kg/L}$ 。

4 合成利旧装置改造

4.1 压缩机改造

高压机改造6台,5开1备,低压机改造3台(作为氮压机),2开1备运行。

整体改造方案涉及到低压改造、高压机改造、 CO_2 压缩机改造等,以及内部公用工程的再平衡问题。低压机进行改造后作为氮气压缩的动力,将污氮除氧后的气体压缩至 $2.0\ \text{MPa}(\text{G})$ 。

高压机改造为,一级缸打氮气,进口压力 $2.0\ \text{MPa}(\text{G})$,出口压力 $5.0\ \text{MPa}(\text{G})$;二级气缸打氮氢气,进口压力 $4.9\ \text{MPa}(\text{G})$,出口压力 $8.0\ \text{MPa}(\text{G})$;三级气缸打氮氢气,进口压力 $7.5\ \text{MPa}(\text{G})$,出口压力 $16.50\ \text{MPa}(\text{G})$ 。

尿素合成的原料气 CO_2 来源由PSA脱碳变成低温甲醇洗,压缩机一入进口压力由 $0.025\ \text{MPa}(\text{G})$ 变为 $0.125\ \text{MPa}(\text{G})$,需对压缩机进行改造,对一级缸径进行缩径,同时更换一级活塞组件等。

4.2 氨合成系统改造

改造后目的是根据装置设备损耗情况以及热平衡情况,对氨合成热回收系统进行改造,整体年产能

达到 $32.4\ \text{万}\ \text{t/a}$,包括新上合成废锅、热交、水冷却器等设备。

利旧合成氨装置原回路副产过热蒸汽送醇烃化,改煤头后高压醇烃化停用,合成回路改为副产饱和蒸汽送尿素,压力 $\geq 2.5\ \text{MPa}(\text{G})$,相应的改造为取消原有蒸汽过热器,因现有废锅存在泄露,且改造后负荷增加,现有废锅不够。新增加的废锅直接放在原来蒸汽过热器位置,新增锅炉给水预热器设置在废锅下游。

合成塔外壳及塔底四通/出口管线的设计温度和最高操作温度为 400°C ,同时考虑回路尽可能多副产蒸汽,因此合成塔出口温度控制在 380°C ,同时新增锅炉给水预热器,将热量在进入热交前尽量回收,避免热量后移、多产饱和蒸汽,锅炉给水预热器设置热旁路增加可操作性。锅炉给水水侧出口管道设置温度指示和报警。根据需要,在尽量利原有管线的基础上,需要进行部分管线走向的改造、增加管道支架或者局部管架。

因工厂不再需要过热蒸汽,故原蒸汽过热器改造后做锅炉给水预热器用,以降低投资。

5 小结

经过对先进煤气化装置的局部改造,将利旧合成氨、尿素装置产能发挥出来,实现增产的同时,也可以进行大幅度的产品能力调节,最终实现了增产 $13.2\ \text{万}\ \text{t/a}$ 合成氨或 $23.2\ \text{万}\ \text{t/a}$ 尿素产能,产品调节能力为 $32.4\ \text{万}\ \text{t/a}$,给企业带来了较好的效益。

参考文献

- [1] 陈立,包宗宏.低温甲醇洗装置的扩能改造设计[J].煤炭转化,2005,(2):92-96.
- [2] 李小定.脱氧催化剂的研究、工业应用及发展趋势[J].湖北化工,1997,(2):2-4. ■