

# 变压吸附提氢装置节能改造新技术的探讨

李广庆

(山西兰花科技创业股份有限公司新材料分公司)

**摘 要:** 本文介绍了兰花新材料分公司提氢装置提高氢收率的重要性,并介绍了氢收率由93%提高至98%的技术改造方案及经济效益情况。

**关键词:** 变压吸附;提氢;氢收率

## 1 背景

随着我国能源价格的不断上涨,同时,也伴随着我国在能耗双控方面的不断深化,通过内部技术改造来降低能耗,对于化工企业来说就显得格外的重要。

兰花新材料分公司生产的己内酰胺,原辅材料

占产品生产成本的比重很大,达到85%左右,主要原辅材料费用占比从大到小依次是苯、煤、液氨、合成气、硫磺等。本文重点探讨在我公司由合成气提取氢气的过程中,提高氢气回收率(以下简称氢收率)对于企业的重要意义。

### 1.1 提氢装置工艺流程简图(见图1)

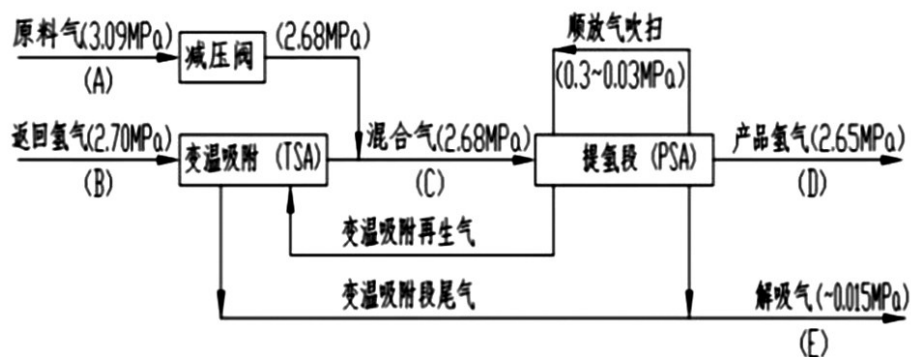


图1

### 1.2 提高氢收率的重要意义

我公司变压吸附(PSA)提氢装置的进气来源有两股:一是来自兰花煤化工公司所生产的合成气,流量最大时约19500Nm<sup>3</sup>/h, H<sub>2</sub>含量约72%;二是我公司环己酮装置脱氢工序的返回氢,最大时流量约3700Nm<sup>3</sup>/h, H<sub>2</sub>含量约99%;即进装置的总H<sub>2</sub>量为17703Nm<sup>3</sup>/h。目前,我公司提氢装置的氢收率为93%,即H<sub>2</sub>产量为:17703×93%=16464(Nm<sup>3</sup>/h)。

保持氢气产量16464Nm<sup>3</sup>/h不变、返回氢气量3700Nm<sup>3</sup>/h不变,在氢收率达到98%的情况下,则可推出所需的合成气量为:

$$(16464 \div 98\% - 3700 \times 99\%) \div 72\% = 18246 (\text{Nm}^3/\text{h})$$

则可节约的合成气量为:

$$19500 - 18246 = 1254 (\text{Nm}^3/\text{h})$$

目前,我公司购买合成气的价格约为1.4元/Nm<sup>3</sup>,一年生产当中考虑到停车检修、限产、减负荷等一些不确定因素,生产时间以7200小时计,则一年节约合成气量的价值为:

$$1254 \times 1.4 \times 7200 = 12640320 (\text{元/年}) = 1264 (\text{万元/年})$$

从以上可看出,提高装置的氢收率,经济效益非常显著。

## 2 节能改造方案

公司为了提高提氢装置的氢收率,近期通过与成都金鼎源科技有限公司技术人员交流与沟通,对装置氢收率测算所需的相关参数进行了分析确认,现将技术改造方案简要汇报如下:

(1)目前,公司提氢装置配置有12个吸附塔,本次方案基本保留原有装置的12-2-7工艺流程,同时,在原装置12个吸附塔的基础上再新增一台吸附塔,用于尽可能多的从混合解吸气中分离出富氢解吸气,富氢解吸气流量约2543Nm<sup>3</sup>/h(正常工况)~2700Nm<sup>3</sup>/h(最大工况),氢气含量约36%。

(2)增设富氢解吸气回收装置,配置9台吸附塔,9-1-5工艺流程,从富氢解吸气中回收纯氢840~880Nm<sup>3</sup>/h,使装置的总氢气回收率达到98%左右。

### 2.1 装置基本条件

表1 原料气条件一览表

序号	名称	指标/V%
1	H <sub>2</sub>	72.00
2	CO	0.42
3	CO <sub>2</sub>	0.15
4	N <sub>2</sub>	25.73
5	CH <sub>4</sub>	1.03
6	Ar	0.37
7	S	0.1ppm
8	O	0.3
	合计	100
9	原料气温度	30.5℃
10	原料气压力	2.70MPaG
11	原料气流量	19500Nm <sup>3</sup> /h

表2 返回氢气条件一览表

序号	名称	指标/V%
1	H <sub>2</sub>	99.0
2	H <sub>2</sub> O	1.0
	合计	100
3	返回气温度	40℃
4	返回气压力	2.70MPaG
5	返回气流量	3700Nm <sup>3</sup> /h

### 2.2 改造后工艺流程简图(见图2)

### 2.3 改造后工艺流程简述

PSA氢回收工序流程简述:新增氢回收工段采用9-1-5工艺流程。

工艺流程简述如下:自主PSA装置富氢回收塔(新增1塔)来压力0.01MpaG(温度40℃)富氢解吸气经解吸气压缩机加压至2.75MpaG(温度40℃)后,自氢回收吸附塔底部进入正处于吸附状态的塔内,在不同种类吸附床层的依次选择吸附下,原料气中

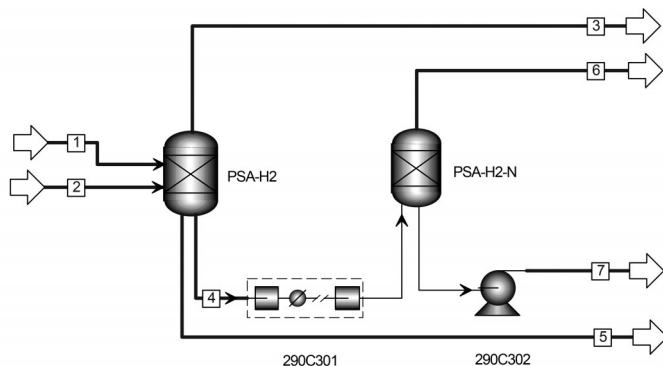


图2

的微量水、二氧化碳、一氧化碳、甲烷及大量氮气被依次吸附下来,未被吸附的氢气作为产品气从塔顶流出去下工序,控制出塔产品氢气纯度 $\geq 99.9\%$ (v)。当被吸附物质的传质区前沿(称为吸附前沿)到达床层出口预留段某一位置时,关掉该段吸附塔底原料气进料阀和塔顶尾气出口阀,停止吸附。吸附床开始转入再生过程。通过多次均压降,一方面将吸附剂吸附的杂质解吸出来,顺着吸附方向去置换和顶替吸附剂吸附的吸附力弱的氢气,增加床层死空间中的杂质气体浓度,另一方面顺着吸附方向将塔内较高压力富含氢气的混合气放入其它已完成再生的较低压力的吸附塔,该过程不仅是降压解吸的过程,更是充分回收床层死空间氢气的过程。

在均压过程结束后,吸附前沿还未达到床层出口。这时,顺着吸附方向将吸附塔内富含氢的混合气体放入缓冲罐中,用作吸附剂的吹扫再生气。在顺放过程结束后,吸附前沿已达到床层出口。这时,逆着吸附方向将吸附塔压力降至接近常压,此时被吸附的杂质开始从吸附剂中大量解吸出来,使吸附剂达到自然降压再生的目的。逆放结束后,为使吸附剂得到进一步的再生,用缓冲罐中的气体依次逆着吸附方向对提氢吸附塔吸附剂床层冲洗,进一步降低杂质组分的分压,使被吸附的杂质解吸,吸附剂得以再次再生。逆放、吹扫解吸气经罗茨风机送往TSA工段做再生气使用。整个操作过程在入塔原料

气温度下进行,每台吸附塔依次经历吸附、均压降、顺放、逆放、吹扫、均压升、最终升压步骤。

#### 2.4 改造后装置物料平衡表

见表3 物料平衡表(正常工况)

见表4 物料平衡表(最大工况)

#### 2.5 改造新增主要配置

见表5

#### 2.6 改造后运行费用情况

(1)改造后,装置新增用电负荷为380KWH/h,电价以0.5元/度计,每年以8000小时计,则一年新增用电费用为: $380 \times 0.55 \times 8000 \div 10000 = 167.2$ 万元

(2)改造后,新增循环冷却水用量为50t/h,循环冷却水价格以0.2元/吨计,每年以8000小时计,则一年新增循环冷却水费用为: $50 \times 0.2 \times 8000 \div 10000 = 8$ 万元

根据以上情况,装置改造后每年新增运行费用为175.2万元。

### 3 结论

本项目总投资约1100万元。通过改造后,氢收率由93%提高至98%,一年可以节约合成气量的价值为1264万元,减去一年新增的运行费用175.2万元,一年的经济效益则为1088.8万元,投资回收期约1年,经济效益显著,是一个非常好的投资项目。

表3 物料平衡表(正常工况)

介质号	1	2	3	4	5	6	7
介质名称	原料气	返回氢	产品氢1	富氢解吸气	燃料解吸气	产品氢2	再生气
来自	界外	TSA	原PSA	原PSA	原PSA	回收装置	回收装置
去向	原PSA	原PSA	界外	回收装置	TSA\界外	界外	TSA
组分单位	vol%	vol%	vol%	vol%	vol%	vol%	vol%
H <sub>2</sub>	72	99	99.96	36.08	6.86	99.90	4.54
CO	0.42	0	0	0.90	1.42	0	1.35
CO <sub>2</sub>	0.15	0	0	0.21	0.58	0	0.32
N <sub>4</sub>	25.73	0	0.03	58.47	84.88	0.07	87.32
CH <sub>4</sub>	1.03	0	0.00	2.22	3.49	0.02	3.30
Ar	0.37	0	0.00	1.58	0.71	0	2.35
O <sub>2</sub>	0.30	0	0.00	0.32	1.23	0	0.48
H <sub>2</sub> O	0	1	0	0.22	0.83	0	0.33
温度(℃)	30.5	30.5	30.5	40	30.5	40	40
压力(MpaG)	2.7	2.7	2.65	0.01	0.01	2.65	0.05
流量(Nm <sup>3</sup> /h)	18246	3700	15629	2543	3774	841	1702

表4 物料平衡表(最大工况)

介质号	1	2	3	4	5	6	7
介质名称	原料气	返回氢	产品氢1	富氢解吸气	燃料解吸气	产品氢2	再生气
来自	界外	TSA	原PSA	原PSA	原PSA	回收装置	回收装置
去向	原PSA	原PSA	界外	回收装置	TSA\界外	界外	TSA
组分单位	vol%	vol%	vol%	vol%	vol%	vol%	vol%
H <sub>2</sub>	72	99	99.96	35.76	6.77	99.90	4.48
CO	0.42	0	0	0.91	1.42	0	1.35
CO <sub>2</sub>	0.15	0	0	0.22	0.58	0	0.32
N <sub>4</sub>	25.73	0	0.03	58.78	85.01	0.07	87.40
CH <sub>4</sub>	1.03	0	0.00	2.23	3.49	0.02	3.31
Ar	0.37	0	0.00	1.59	0.71	0	2.36
O <sub>2</sub>	0.30	0	0.00	0.32	1.23	0	0.48
H <sub>2</sub> O	0	1	0	0.25	0.92	0	0.36
温度(℃)	30.5	30.5	30.5	40	30.5	40	40
压力(MpaG)	2.7	2.7	2.65	0.01	0.01	2.65	0.05
流量(Nm <sup>3</sup> /h)	19500	3700	16470	2703	4027	886	1817

表5

	名称	规格或型号	单位	数量
非标设备	PSA吸附塔	DN1800	台	1
	PSA吸附塔	DN1200	台	9
	缓冲罐	DN1800	台	2
	缓冲罐	DN2000	台	1
动力设备	解吸气压缩机	365KW	台	1
	罗茨风机	15KW	台	1
程控阀	防爆气动程控阀	PN64DN32-200	套	114
	防爆气动程控阀	PN25DN50-200	套	8