

# 膜分离回收氢气装置及其应用总结

朱春英

(山东青岛碱业股份有限公司天柱化肥分公司 266700)

青岛碱业股份有限公司天柱化肥分公司现拥有年产 100 kt合成氨、160 kt尿素、80 kt碳铵、40 kt甲醇、50 kt甲醛、10 kt食品级液体二氧化碳、20 kt双氧水的生产能力和 12 MW 的发电能力。为进一步发展加氢产品、增强企业竞争力,2004 年公司决定充分利用企业潜在的资源优势,新增 1套氢气回收装置。经过多次考察、论证,最终决定采用中国科学院大连化学物理研究所研制的、技术成熟的国产膜分离提氢装置。

## 1 提氢方案的确定

### 1.1 合成放空气量的计算

已知:新鲜气  $\text{CH}_4$  含量 2.5%,放空气  $\text{CH}_4$  含量 20%,吨氨实耗新鲜气  $3\,018\text{ m}^3$  (标态),则吨氨放空量: $3\,018 \times 2.5\% \div 20\% = 377\text{ (m}^3\text{,标态)}$ 。合成氨产量为 13.3 t/h,每小时则合成放空量: $377 \times 13.3 = 5\,014\text{ (m}^3\text{/h,标态)}$ 。去提氢装置气体的利用率取 80%,则提氢装置处理放空气量为: $5\,014 \times 80\% = 4\,011\text{ (m}^3\text{/h,标态)}$ 。

### 1.2 方案的比较

对于回收  $\text{H}_2$  的方法,据了解,主要有深冷法、变压吸附法和膜分离法。这 3种方法在技术上都是成熟的,现根据了解的情况,3种方法的特性比较见表 1。

根据调查比较,可以看出膜分离法提氢无论在  $\text{H}_2$  纯度、投资、占地、消耗等方面都具有优势,结合我公司实际情况最终决定采用较合理的、处理能力为  $4\,000\text{ m}^3\text{/h}$  (标态)放空气量、由中国科学院大连化学物理研究所研制的、技术成熟的膜分离提氢装置。

## 2 工艺介绍

### 2.1 工艺流程

$\text{H}_2$ 回收工艺流程分为 2个基本过程,即合

表 1 3种提氢方法的特性比较

项目	深冷法	变压吸附法	膜分离法
过程简易程度	复杂	较复杂	简单
操作压力 /MPa	4~6	0.8~2.0	11~13
产品 $\text{H}_2$ 浓度 /%	~90	99.9	99
$\text{H}_2$ 回收率 /%	~95	~85	~83
单位产品能耗	较大	较小	最小
占地面积 / $\text{m}^2$	200	180	40
放空气预处理	严格	简单	简单
相对投资 /万元	240	220	150
操作弹性	小	大	大
运行费用	较高	较低	最低

成放空气的预处理过程和膜分离过程。由合成系统来的 23~32 MPa的放空气经管道过滤器和自调阀减压至 10 MPa左右后进入水洗塔下部,由高压水泵送来的软化水从塔顶喷淋而下通过填料层净化气体中的  $\text{NH}_3$ ,除  $\text{NH}_3$  后的气体经气水分离器、预热器及管道过滤器后通过自调阀送入膜分离器,回收的浓缩  $\text{H}_2$  送加氢产品车间作原料气使用。一级尾气经减压后作为生活燃料气,二级尾气经减压后送压缩三入重返合成系统。水洗塔排出的氨水可送碳化或尿素解吸或外售。

### 2.2 主要设备

主要设备规格、型号见表 2。

### 2.3 主要技术参数

合成放空气压力: 23~32 MPa;

水洗塔压力: 11~13 MPa;

一级膜渗透气压力: 3.0 MPa;

一级尾气压力: 0.25 MPa;

二级膜渗透气压力: 0.7 MPa;

二级膜分离器压差: 3.0 MPa;

蒸汽压力: 1.0~1.2 MPa;

仪表气压力: 0.6 MPa;

进膜分离器气体温度: 40~50 ;

入水洗塔软水温度: <20 ;

表 2 主要设备规格、型号

项目	规格、型号	数量	备注
高压水泵	3DP40 - 1.5/16	2台	1开1备
水洗塔	Ø426 mm ×6 000 mm	1台	塔内填充 16 mm ×16 mm ×0.6 mm 不锈钢鲍尔环填料,高 2.6 m
气液分离器	Ø245 mm ×3 000 mm	1台	
加热器	U形套管式	1台	加热介质为 1.2 MPa 蒸汽
一级膜分离器组	Ø200 mm ×3 000 mm Ø100 mm ×3 000 mm	1支 4支	5支膜串连
二级膜分离器组	Ø150 mm ×2 000 mm	3支	3支膜并联

水洗塔液位: 35% ~ 50%;

膜分离器入口氨含量:  $200 \times 10^{-6}$ ;

高浓氢气纯度: 98%。

### 3 装置运行情况

该膜分离提氢装置设计能力为  $4\ 000\ \text{m}^3/\text{h}$  (标态),一级膜分离器组由 1支  $\text{Ø}200\ \text{mm} \times 3\ 000\ \text{mm}$  和 4支  $\text{Ø}100\ \text{mm} \times 3\ 000\ \text{mm}$  膜串联组成,二级膜分离器组由 3支  $\text{Ø}150\ \text{mm} \times 2\ 000\ \text{mm}$  膜并联组成。该装置工艺设计合理,操作弹性大,放空量小时可适当关停几支一级膜和二级膜;当合成氨生产能力增加时,只需在预留的膜安装位置增加几支膜即可。该装置运行效果很好, $\text{H}_2$  纯度大于 99%,回收率高达 83%。

该装置设置了 1套自控系统,包括 3处压力自调装置,即水洗塔气体入口、分离膜入口及渗透气的压力;2处液位自控,即水洗塔和气水分离器液位;1处温度自控(入膜分离器气体温度);5处自动报警与联锁停车点,即水洗塔超压、氨水液位超上下限、预热器超温、原料气与渗透气之间超压差以及高压水泵跳闸,都会自动联锁使整个装置先行报警,然后进入自我保护状态。因此,该装置具有技术可靠、自动化程度高、操作简单、安全稳定、管理方便等优点。

由于膜分离提氢装置回收放空气中的氢返回合成氨系统压缩三段入口,相当于提高了合成系统补充气中的氢含量,有利于造气工序工艺的稳定,改善了气体质量,延长制气时间,对降低造气消耗有一定作用。

$\text{H}_2$  回收系统投运以后,合成循环气  $\text{CH}_4$  的含量降低 2%左右,这有利于提高合成反应速率,合成氨日产量较原来增加 4 t左右。

膜分离提氢装置运行后,同等负荷下合成系统压力可降低 3 MPa左右,对压缩工段来说,六段出口压力的降低,可以节约大量的电耗。据统计,我厂吨氨耗电较原先下降 18 kWh;同时,由于压缩机五、六段压力的降低,延长了压缩机活塞环及活门等易损件的使用寿命,使压缩机更加安全稳定地运行,从而减少了维修费用和停机影响。

### 4 经济效益分析

#### (1) 膜分离装置运行经济效益

放空气量为  $4\ 000\ \text{m}^3/\text{h}$  (标态)、 $\text{H}_2$  含量为 59%、氢气总回收率为 83%,则 1年回收  $\text{H}_2$  量为:  $4\ 000 \times 59\% \times 83 \times 7\ 200 = 14\ 103\ 360\ (\text{m}^3, \text{标态})$ 。

吨煤实际制取精炼气为  $2\ 320\ \text{m}^3/\text{h}$  (标态),则  $\text{H}_2$  的量为  $1\ 740\ \text{m}^3/\text{h}$  (标态),吨煤以 850 元计,则上述回收的  $\text{H}_2$  可节约原料费用为:

$850 \times (14\ 103\ 360 \div 1\ 740) = 688.96$  (万元)。

若吨氨节电 18 kWh,电价 0.32 元/kWh 计,则年节电费用为:

$0.32 \times 18 \times (13.3 \times 7\ 200) = 55.16$  (万元)。

(2) 未建膜分离装置时,放空气中的  $\text{H}_2$  作生活燃料气 ( $\text{H}_2$  价格 0.4 元/ $\text{m}^3$ ),增加的收入为:

$0.4 \text{元}/\text{m}^3 \times 14\ 103\ 360 = 564$  (万元)。

表 3 膜分离装置运行费用

项目	消耗定额	单价	年总价/万元
蒸汽	0.035 t/h	88 元/t	2.22
电	8 kWh	0.32 元/kWh	1.84
脱盐水	1.5 t/h	5.0 元/t	5.40
仪表空气	$7\ \text{m}^3/\text{h}$ (标态)	0.2 元/ $\text{m}^3$	1.01
人工工资	4人/a	15 000 元/人	6.00
折旧费			14.25
维修费			7.50
合计			38.22

注:固定资产为 150 万元;设备分 10 年折旧,残值 5%计;设备维修费按固定资产的 5%计

#### (3) 膜分离装置运行费用 (每年以 300 d 计)

# 科技简讯

## CFB 物料循环系统的结焦及防范

结焦作为循环流化床锅炉(CFB)物料循环系统常见的故障,直接影响锅炉运行的稳定。本文对物料循环系统结焦原因进行简单分析,并提出一些防范措施。

### 1 物料循环系统

CFB 物料循环系统是将烟气从炉膛中携带的大量物料分离下来,并返回炉内形成循环燃烧。其主要由旋风分离器、立管和回料阀组成。

要保证 CFB 一定的循环倍率,物料循环系统必须具备如下条件:保证物料高效分离;防止炉内烟气经回料阀串入分离器;回料稳定及回料量应连续可调。

### 2 分离器内结焦

#### 2.1 结焦原因

旋风分离器处于绝热状态,循环物料中的细颗粒可燃物及一氧化碳都会产生二次燃烧(或再燃现象),可造成局部超温。

另一方面旋风分离器处于负压状态,其密封性能不好时,漏入空气使得二次燃烧加强,特别对于掺烧造气煤渣的煤种,由于其碱酸比范围为 0.4~0.7,灰熔点较低,使其在较低温度下易结焦。

#### 2.2 结焦防范

(1) 保证旋内分离器保温材料和施工质量,提高保温材料耐高温性能和耐磨性能,防止内部磨损,以防漏风。

(2) 正确控制返料风,维持旋风分离器内较低物料料位,保证分离物料能以一定的流速循环,可减少结焦的形成。同时也应防止过低的料位使炉内烟气经回料阀串入分离器,影响物料循

环及分离器的密封和分离效果。

(3) 控制旋风分离器入口温度。综合多年运行经验,旋风分离器入口温度不宜超过 960,否则结焦可能性较大。

### 3 返料器结焦

#### 3.1 返料器结焦原因

返料结焦与流化程度、循环物料的温度、循环物料量的多少有关系。对非机械式返料器堵塞和结焦是相辅相成的,堵塞后物料在回料阀内燃烧可造成高温结焦,扩大事态,给处理增加难度。回料阀风量不足是造成堵塞的主要原因,产生风量不足的原因有如下几个方面:

(1) 回料阀风帽小孔被堵塞,造成通风不良。

(2) 风帽的开孔率不够,不能满足流化物料所需的流化风。

(3) 回料系统发生故障。

(4) 回料阀床面落入大块冷灰或保温材料,使得流通面积减少。

(5) 风压不够。

#### 3.2 堵塞处理

一旦发现回料阀内堵塞,先要关闭流化风,利用返料排灰管放掉冷灰,然后再采用间断送风的形式投入回料阀,切不可先加强返料风量,以免引起阀内结焦。

#### 3.3 结焦的预防

(1) 应在操作上加强回料风的调节:不同的回料阀,回料风量和调节方式不相同。作为最常用的 U形阀,实际是一个小型流化床,回料风一般由下部两小风室通过流化风帽进入阀内,运行中通过调整松动风量  $Q_1$ 、流化风量  $Q_2$  就可调节回料量的大小,一般只要调整  $Q_2$  就可以,在实际

见表 3。

根据上述分析,新增膜分离装置后每年净增收入为:

$688.96 + 55.16 - 564 - 38.22 = 141.90$  (万元)。

投资回收期为:  $150 \div 141.90 = 1.06$  (a)。

以上分析不计维修费用的降低和加氢产品所产生的效益,由此可见,在合成氨系统新增膜分离提氢装置是合成氨厂增产降耗的重要途径之一。

(收稿日期 2006 - 03 - 28)