

氢回收装置的改造

潘友明

(湖南大乘资氮集团公司 冷水江市 417506)

0 前 言

我公司氢回收装置于 1990 年建成投入运行, 分离设备采用大连化物所的中空纤维膜分离器。经过几年的运行, 该分离器性能基本稳定, 气体处理能力、氢回收率和渗透气氢浓度基本上都能达到设计值。但装置的原设计处理气体能力为 $1200 \text{ m}^3/\text{h}$ (标准状况下, 下同), 在最优操作条件下, 实际处理气体能力也只 $1500 \text{ m}^3/\text{h}$ 左右。公司翻番扩建工程投产以后, 装置处理能力就显得有些紧张, 系统阻力增大, 氢回收率下降。需对氢回收装置进行改造, 增大装置处理能力。1995 年公司决定开发新产品盐酸乙腈, 而生产盐酸乙腈需要 98% 以上的高纯度氢气作为主要生产原料之一。为生产出高纯氢气, 也需对原氢回收装置作技术改造, 增加二级膜分离器。

1 改造方案的确定

对原有装置进行分析, 可知膜分离器组中第 1 根膜分离器的负荷最大, 得到的渗透气中氢气浓度也最高。可见, 第 1 根膜分离器是膜分离器组处理气体能力的关键。而要保证二级膜分离器的氢气纯度, 二级膜分离器必须以第 1 根膜分离器的渗透气为原料, 这样就会使第 1 根膜分离器的压差减小, 进一步降低其处理气体的能力, 渗透气量的不足又会影响到二级膜分离器的分离效果。因此, 改造的关键在于如何提高第 1 根膜分离器的处理能力, 使得改造后既能达到生产出高纯度的氢气, 又能提高装置处理能力的目的。根据以上分析, 改造方案确定以原装置第 1 根和第 2 根膜分离器并联后再串联第 3 根膜分离器作为一级膜分离器组, 取 2 根并联膜分离器的渗透气作为二级膜分离器的原料气。改造后的流程如图 1 所示。

根据以上方案, 需新增 2 根膜分离器。由于

资金的原因 (2 根膜分离器需资金 20 万元), 新购膜分离器有困难。能否先利用换下的 2 根膜分离器? 笔者根据膜分离器换下前的生产数据和当时在运装置的分析数据, 在计算机上编程进行模拟分析, 发现这 2 根膜分离器的分离性能尚可, 仅比原设计性能降低约 8%, 比在运的膜分离器性能低约 5%。据此, 再以二级膜分离器的渗透气氢浓度 $\geq 98\%$ 为目标值, 对不同的处理气量、一级膜分离器组的操作压力、以及一、二级的压差分配进行计算机模拟分析, 得出如下结果: 利用原有 2 根膜分离器, 一根加到一级膜分离器组中, 另一根作为二级膜分离器, 只要保证有一定的原料气量 (吹出气), 要达到提取高纯度氢气是可行的。同时还得出了不同条件下的工艺操作参数。一般说来, 吹出气量越大, 二级膜分离器的渗透气氢浓度越易保证。因为盐酸乙腈生产所需的氢气较少, 仅 $10 \text{ m}^3/\text{h}$ 左右, 所以只要合成氨系统吹出气量达到 $1000 \text{ m}^3/\text{h}$ 以上, 便可通过调整工艺操作参数, 使二级膜分离器生产出合格的高纯度氢气。

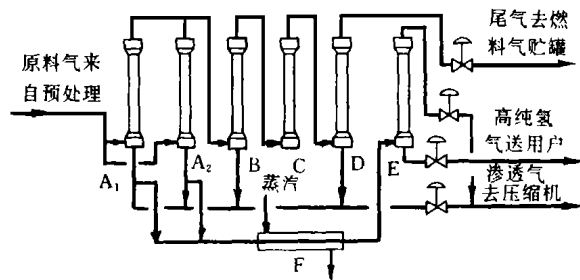


图 1 氢回收装置改造提取高纯氢气流示意图

A₁、A₂、B、C、D- 一级膜分离器; F- 加热器;
E- 二级膜分离器

2 改造实施

改造方案确定后, 便着手施工图的设计。在施工图设计中, 对整个装置中部分过小的管道和阀门进行了更换, 并根据各个膜分离的性能, 调

如何降低精馏残液中甲醇含量

丁玉道

(安徽淮化集团有限公司 淮南市 232038)

1 概 况

我公司化工制品厂于 70 年代初兴建了精甲醇装置。经二次扩建, 现在实际生产能力为 50000 t/a。工艺流程为: 粗甲醇由预塔入料泵输送, 经预热器进入预精馏塔, 塔底用蒸汽加热, 塔内甲醇沸腾蒸发, 在塔板上与回流液进行热与质的交换, 甲醇蒸汽与低沸点组分从顶部出塔, 甲醇蒸汽被冷凝收集, 用回流泵送入塔顶回流, 低沸点组分经分离后排出大气。预后甲醇由主塔入料泵输送, 经换热器进入主精馏塔, 塔底用蒸汽加热, 塔内甲醇沸腾蒸发, 在塔板上与回流液进行热与质的交换, 塔内甲醇蒸汽从塔顶出塔, 被冷凝收集, 用

回流泵送入塔顶回流, 少量不凝性气体经分离后排出大气, 塔上部采出的精甲醇经冷却后入成品贮槽, 主塔底残液排入生化池, 其中甲醇含量指标 $\leq 0.7\%$ 。精馏热源由厂内 0.5 MPa 蒸汽管网供给。

2 精甲醇装置运行中存在的问题及分析

由于生产能力扩大以及部分设备老化, 使主塔底部残液中甲醇含量长时间超标。残液中甲醇含量: 1994 年 5.795%, 1995 年 2.370%, 1996 年为 2.950%, 3 年平均为 4.544% (正常指标 $\leq 0.7\%$)。

影响残液中甲醇含量超标的因素

(1) 蒸汽的影响

整了原有膜分离器顺序。整个改造需增加 2 根膜分离器和部分管道阀门, 如另建支架, 不仅需较多的资金, 同时也受场地的限制。因此设计中充分利用原有支架, 将增加的 2 根膜分离器悬挂在原有膜分离器的对面, 使得装置更为紧凑。

盐酸乙腈所需氢气较少, 只需二级膜分离器的一小部分, 设计中将多余的氢气送压缩机一段, 并预留接头, 供以后双氧水生产或其它新产品开发之需。

氢回收装置的改造投资不到 10 万元, 于 1996 年 5 月完成, 并一次试车成功。

3 改造效果

3.1 生产出高纯度氢气

氢回收装置改造后, 可生产出纯度 $\geq 98\%$ 的氢气 200~250 m³/h, 不仅满足了盐酸乙腈生产的需要, 而且为公司今后开发新产品提供了条件。根据计算, 当吹出气量达到 1800 m³/h 以上时, 回收的高纯度氢气可达 300 m³/h 以上, 能满足 1 万 t/a 双氧水生产的需要。

盐酸乙腈装置投产以后, 曾出现过氢气纯度

不高的情况, 主要是由于当时合成氨系统生产负荷低, 吹出气量小, 气体在膜内停留时间长的缘故。通过调整一、二级膜分离器的压差, 即增大一级膜分离器的压差, 控制二级膜分离器压差在 2.5~3.0 MPa 左右, 使二级膜分离器中的流速增大, 回收的氢气纯度便提高到了控制指标。

为了保证进入二级膜分离器的气体温度达到一定的指标, 在改造设计时考虑采用提高预处理气温度的办法。但实际运行中, 此办法难以控制好温度。加上二级膜分离器用的是旧设备, 又是原装置中的第 1 (或第 2) 根, 由于膜表面污染等原因, 氢气在膜中的渗透性降低, 温度对分离性能的影响就尤为显著。1996 年初曾出现过二级膜分离器基本上没有渗透气送出的现象。在流程中重新增加 1 个套管加热器后, 明显改善了整个系统的操作性能。

3.2 装置生产能力提高

改造后, 氢回收装置处理气体的能力明显提高。在合成氨系统高负荷生产、吹出气量达 1800 m³/h 左右时, 装置的氢回收率仍可达 80% 以上。

(收稿日期 1998-02-17)