

变压吸附脱碳系统扩改总结

葛慧玲

(河南省新乡市燃料化肥总厂 453002)

河南省新乡市燃料化肥总厂原四塔吸附脱碳系统的处理气量为 $5\ 000\ \text{m}^3/\text{h}$ (标态), 加上原碳化系统的两氨盈余后, 日产液氨可达 46 t 左右。随着市场经济的不断变化, 液氨价格不断上升且供不应求, 而碳铵却销路不畅。面对这种情况以及系统中尚存在的一些不足之处, 于 2003 年 7 月, 投资 300 万元对脱碳系统进行了扩建和改造。2003 年 8 月底改造完毕, 现已投入运行, 经济效益显著, 特总结如下。

1 扩建的目的

(1) 系统处理气量 $15\ 000\ \text{m}^3/\text{h}$ (标态), 加上两氨盈余液氨达 100 t/d 左右;

(2) N_2 的回收率 $\geq 95\%$ 、 H_2 的回收率 $\geq 99\%$, 以减少气体损失。

2 扩建后的新增设备

吸附塔: 4 台 DN200, H=8 000, V=24 m^3 ;

水环式真空泵: 1 台 2BE III40-471 型;

程控阀: 8 台 DN300 ZSPJ-1.6A;

21 台 DN150 ZSPJ-4.0A;

4 台 DN100 ZSPJ-4.0A;

5 台 DN80 ZSPJ-4.0A;

全自动化微机、电脑程序软件: 1 套。

3 扩建后的流程

原料气在压力 $\geq 0.8\ \text{MPa}$ 、温度 $\leq 40\ ^\circ\text{C}$ 下进入变压吸附 (PSA) 装置。由水分离器除去水分后送入由 8 台吸附塔组成的 PSA- CO_2/R 系统, PSA 采用 8-3-4PP/V 流程。变压吸附过程中, 任一时刻总是有 3 台吸附塔处于吸附步骤, 由入口端

通入原料气, 在出口端获得净化气。每台吸附塔在不同的时间依次经历吸附、顺放 1、第 1 级压力均衡降、第 2 级压力均衡降、第 3 级压力均衡降、第 4 级压力均衡降、顺放 2、逆向放压、抽真空、第 4 级压力均衡升、第 3 级压力均衡升、第 2 级压力均衡升、第 1 级压力均衡升和最终升压。吸附塔所有的压力均衡降、顺放步骤都是用于其它吸附塔的压力均衡升, 以充分回收再生吸附塔中的净化气; 其中顺放 1 步骤的顺放气送至碳化固定副塔, 顺放 2 步骤的顺放气送至气柜, 逆放和顺放视具体情况可合并; 逆放步骤排出了吸附塔中吸收的大部分杂质组分, 剩余的杂质组分通过抽真空步骤进一步解析。

改造前、后工艺上没多大区别, 只是改造后多了 1 路管线。即改造前去气柜的顺放 2 管线与去中间罐的管线在程控阀 KV-12 前是共用 1 路管线, 根据压力的变化由程控阀 KV-12 进行调节。改造后去中间罐的管线改由程控阀 KV-14 控制。通过分开管线, 使整个运行过程比改造前多了 2 次均压步骤, 同时由于改造后在同一时刻总是有 3 台吸附塔同时进行吸附, 故将原料气、净化气管道由 DN150 改为 DN200。

4 改造后运行情况

本次扩改以后, 每一周期由原来的 10 个步骤变为现在的 14 个步骤, 且由原半自动化操作改为现在的全自动化微机操作, 变压吸附循环时间根据预先设定的时间运行, 当原料气参数变化时, 由人工改变设定值以满足新的工况要求。同时可根据实际生产需要, 随时调节真空泵的开启数量, 更改工艺流程, 进行 8-3-4PP/V、6-2-3PP/V、

干气量的增加分析也变得更加准确, 不必分析汽气比, 直接分析出口干气 H_2 含量并利用配氢原料

气干基 H_2 含量, 即可利用该式判断催化剂的还原程度。

4- 1- 2PP/V 等工序的互相切换, 以便于维修和降低能耗。运行 8- 3- 4PP/V 工序时, 跟踪分析的一些参数见表 1。

表 1 系统内运行参数

项目	流量/ (m ³ ·h ⁻¹ , 标态)	气体主要成分/%				
		CO ₂	CO	H ₂	N ₂	其它
原料气	15 000	27. 60	0. 80	52. 20	18. 20	1. 20
产品气	10 326	0. 50	0. 05	74. 00	24. 60	0. 85
顺放 1	250	1. 00	0. 10	67. 80	26. 80	4. 30
顺放 2	25	9. 00	0. 60	33. 00	51. 00	6. 40
解析气	4 390	87. 00				23. 00
抽空气	9	96. 50				3. 50

由表 1 计算:

气体总回收率: (10 326+ 250+ 25) ÷15 000= 70. 67% ;

H₂ 回收率: (10 326 × 74. 00% + 250 × 67. 80% + 25 × 33. 00%) ÷(15 000 × 52. 20%) = 99. 86% ;

N₂ 回收率: (10 326 × 24. 60% + 250 × 26. 80% + 25 × 51. 00%) ÷(15 000 × 18. 20%) = 95. 97% 。

同时又对脱碳系统开车前以及脱碳系统开车后处理不同气量所产生的结果进行了汇总(以连续 3 d 的平均值为准), 详见表 2。

表 2 脱碳系统调试阶段的有关数据对比表

半水煤 气流量/ (m ³ ·h ⁻¹ , 标态)	脱碳变换 气流量/ (m ³ ·h ⁻¹ , 标态)	开真空 泵台数	吸附 时间/ s	碳铵 产量/ (t·d ⁻¹)	两氨 盈余 (t·d ⁻¹)	吨氨耗 半水煤气/ (m ³ ·h ⁻¹ , 标态)
27 875	0	0	0	919.67	29.487	3 019
29 194	7 224	2 台小泵	528	782.00	65.990	3 055
30 583	13 686	1 大 1 小	360	620.50	91.565	3 318
31 229	15 092	3 台泵全开	297	635.50	107.161	3 124

注: 大泵 165 kW、小泵 75 kW

5 运行结果考核

(1) 此装置投入运行以后, H₂ 回收率达 99. 86%, N₂ 回收率达 95. 97%, 气体损失极少, 几近于零, 已达到设计要求。

(2) 处理气量在 15 000 m³/h(标态) 以上, 日产液氨在 107 t 以上。

(3) 由表 2 还可以看出: 随着脱碳系统处理气量的不断增加, 半水煤气的流量也在增加, 这是

因为我厂长期以来, 固定副塔、综合塔及精炼系统的生产能力有限, 致使量加不上去。以处理变换气 15 000 m³/h(标态)、出系统的净化气 10 326 m³/h(标态) 为例计算: 已知变换气中的 CO₂ 含量为 27. 6%, 扩改前, 进入固定副塔气体的 CO₂ 体积分数分别为 2. 0%、1. 5% 时, 入固定副塔气体中 CO₂ 量分别为 206 m³/h(标态)、155 m³/h(标态), 扩改后, 出本系统的净化气 CO₂ ≤ 0. 5% (以 CO₂ = 0. 5% 为准), 入固定副塔气体中 CO₂ 量为 52 m³/h(标态), 则改造后固定副塔少吸收 CO₂ 量分别为 154 m³/h(标态)、103 m³/h(标态)。同时, 本系统还能除去入系统的原料气中大部分的 CO, 从而降低了精炼系统铜液的消耗, 所以说扩产后降低了固定副塔、综合塔及精炼系统的生产负荷。

6 经济效益

(1) 变压吸附脱碳系统满负荷运行后, 每天比不开脱碳系统少生产碳铵 284. 17 t, 多生产液氨 77. 674 t, 多开 3 台真空泵;

每天少消耗软水为:

$$284. 17 \times 3. 5\% = 9. 95(t)$$

每天动力消耗增加量为:

$$(75 \times 2 + 165) \text{ kW} \times 24\text{h} \times 0. 29\text{元/kWh} = 2 192. 4(\text{元})$$

每年可增加效益(按生产天数 310 d、碳铵 300 元/t、液氨 1 650 元/t、软水 1. 2 元/t 计算):

$$(77. 674 \times 1 650 - 284. 17 \times 300 - 2 192. 4 + 9. 95 \times 1. 2) \times 310 = 1 262. 7(\text{万元})。$$

(2) 本装置自投入运行以来, 共投资 640 万元。由以上计算可知, 3 个月即可收回本次投资的 300 万元, 半年即可回收全部投资。

7 前景展望

由表 1 看出, 本装置运行以来, 经处理后的气体纯度比较高, 但同时每小时有 4 390 m³(标态) 含 CO₂ 纯度在 85% 以上的解析气被放空, 这是一笔不小的损失。如果资金许可, 下一步计划回收解析气中的 CO₂, 并进一步提纯至 100% 并加工成食品级 CO₂ 或干冰之类的产品, 以调整产品结构、进一步降低消耗。