

# 煤气脱硫“AS”循环洗涤法工艺优化改进与效益分析

苗健平 (中滦煤化工有限公司, 河北 承德 067000)

**摘要:** 中滦公司针对焦炉煤气 AS 工艺脱硫中存在脱硫效率低, 脱硫塔后煤气硫化氢含量超标等问题, 提出将剩余氨水全部直接引进固定氨塔, 增加入脱硫塔贫液量, 提高脱硫塔下段洗涤介质的有效氨含量等措施提高了脱硫塔的效率, 避免了脱硫塔贫液量与成分受到剩余氨水量变化的影响, 保证了煤气中硫含量, 提高了净煤气质量, 同时增加了硫磺产量, 年增加经济效益约 40 万元。工艺的改进对系统稳定运行, 降低蒸氨废水指标, 减少换热器堵塞, 节约蒸汽能源消耗都起到了十分有效的实践应用价值。

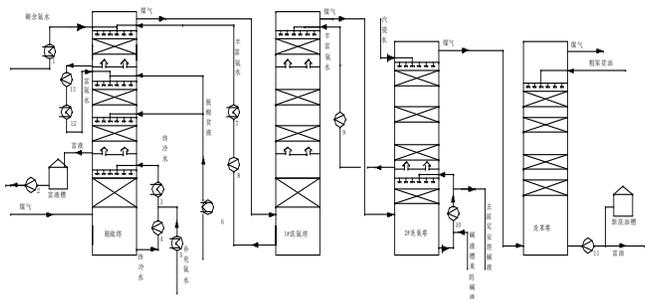
**关键词:** 煤气脱硫“AS”工艺; 技改优化; 经济效益

## 0 引言

焦炉煤气无论是工业应用还是民用, 都需要降低其硫含量。通常炼焦生产时干煤会有 75% ~ 78% 转化成焦炭, 22% ~ 25% 转化成荒煤气, 干煤中含有质量分数 1% 左右的硫, 其中 30% ~ 40% 的硫会转化到荒煤气中, 以无机硫化物和有机硫化物形式存在<sup>[1]</sup>。在焦炉煤气的含硫化合物中, H<sub>2</sub>S 体积分数超过 90%, 而 H<sub>2</sub>S 属于冶金工业有害物质, H<sub>2</sub>S 含量超标的焦炉煤气会降低钢的质量标准, 燃烧后排放出含二氧化硫(SO<sub>2</sub>)的废气, 对环境造成严重影响<sup>[2]</sup>。因此, 焦炉煤气脱硫净化是必不可少的一个环节, 可以提高煤气质量, 减轻对设备的腐蚀, 提升经济效益和实现不断提高的环保要求。

## 1 洗涤脱酸工段的工艺流程介绍

承德中滦煤化工有限公司有 2 × 55 孔 JN60-6 型复热式焦炉, 设计年产焦炭 110 万吨、焦油 5 万吨、焦炉煤气 4.6 亿立方、粗苯 1.4 万吨、硫磺 4250 吨。所采用的 AS 脱酸工艺如图 1 所示。



1. 剩余氨水冷却器 2. 富液泵 3. 终冷循环水冷却器 4. 终冷循环水泵 5. 补充氨水冷却器  
6. 贫液冷却器 7. 半富氨水冷却器 8. 半富氨水泵A 9. 半富氨水泵C 10. 碱液循环泵  
11. 富油泵 12. 富氨水冷却器 13. 富氨水泵

图 1 洗涤工艺流程图

煤气先进入脱硫塔的下段将煤气温度降低到 23℃ 后进入塔的中段和上段去脱硫洗氨。在脱硫塔上段,

1# 洗氨塔来的半富氨水和冷凝工段来的剩余氨水一起进入此段喷洒, 从煤气中除去部分氨, 产生富氨水与脱酸工段来的贫液一起进入脱硫塔中部喷洒, 将得到富液从塔的中断受液盘引出自流到富液槽中。

煤气经脱硫塔顶的捕雾器除去雾沫后大约 23℃ 进入 1# 洗氨塔底部。煤气自下而上流经 1# 洗氨塔, 从 2# 洗氨塔来的半富氨水与煤气逆向接触吸收煤气中的氨, 经 1# 洗氨塔顶的捕雾器除去雾沫后大约 23℃ 进入 2# 洗氨塔底部, 自下而上流经 2# 洗氨塔。2# 洗氨塔被受液盘分成上、下两段, 塔上段主要作用为深度洗氨, 下段为碱洗段。

脱酸工段来的汽提水经过汽提水一段冷却器和汽提水二段冷却器冷却到 22℃ 后进入洗氨塔的上段, 在此段进行深度洗氨, 产生的半富氨水从受液盘用半富氨水泵抽出送至 1# 洗氨塔上段。

由洗涤工段送来的富液经除油后的富液由流量控制送到脱酸塔。约 2/3 的富液从上部进入脱酸塔的解析段。约 1/3 的冷富液由流量控制直接送到脱酸塔顶部用来浓缩酸汽。

脱酸塔解析用的热源是由两氨塔来的含氨蒸汽提供的, 从脱酸塔顶逸出的含 H<sub>2</sub>S、CO<sub>2</sub>、HCN 的酸气约 88℃ 进入克劳斯炉焚烧炉生产单质硫。脱酸塔底的贫液用贫液泵抽出, 一部分由流量控制, 经板式换热器换热后送往洗涤工段, 其余的一部分经流量控制送到挥发氨塔去蒸氨, 另一部分由脱酸塔底液位自动控制送往固定氨塔去分解固定铵盐。

固定铵塔的热源是由固定铵塔的再沸器提供的。引固定铵塔底的一部分废水从再沸器下部进入再沸器, 由流量控制通蒸汽进入再沸器给废水间接加热, 使废水部分气化挥发, 形成的气液混合物依靠虹吸原理从再沸器顶部返回固定铵塔。固定氨塔底约 110℃

蒸氨废水，经板式换热器换热后送往水处理生化处理。

挥发氨塔的热源是由挥发氨塔的再沸器提供的，其原理与固定氨塔再沸器相同。挥发氨塔底约 110℃ 的汽提水用汽提水泵抽出，抽出量由液位自动控制经板式换热器换热后送往洗涤工段。

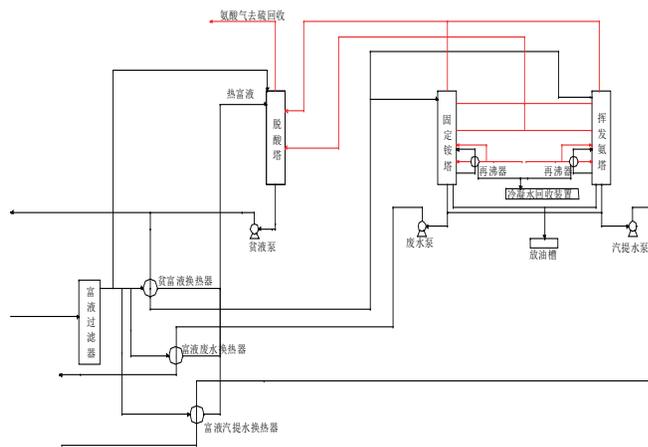


图 2 脱酸蒸氨工艺流程图

## 2 生产现状

### 2.1 运行状态与存在问题

①脱硫塔脱硫效率低，硫磺产量低。脱硫塔脱硫液有效氨成分偏低，脱硫塔效率在 65–70% 左右，远低于正常的 92%<sup>[3]</sup>，洗涤后煤气含硫化氢指标偏高，脱硫塔后煤气硫化含量为 1800–2000mg/m<sup>3</sup> 之间，洗氨塔后煤气硫化氢含量 700–1000mg/m<sup>3</sup>。硫磺产量低，平均收率在 0.1%–0.11%；

② AS 系统洗液介质含油高，富液、贫液、汽提水的油含量 200mg/m<sup>3</sup>，换热器冲洗更换频次快，换热器设备费用高。

### 2.2 原因分析

①脱硫液有效氨成分偏低。由于 2019 年取消了两氨塔再沸器，0.4–0.5MPa 的饱和蒸汽直接进入固定氨塔、挥发氨塔，致使约 16 吨左右的蒸汽冷凝水在脱酸蒸氨过程中进入脱酸贫液之中，导致脱硫液有效氨成分偏低，脱硫效率低，硫磺产量低；

② AS 洗液解制含油高，设备冲洗频繁，费用高的原因。受一期事故池不定期的打水至机械刮渣槽前进入氨水系统，通过剩余氨水进入脱硫塔洗涤液中不仅增加了外排废水的压力并会造成富液、贫液成分的波动。对煤气指标产生了很大的影响硫化氢含量居高不下。

## 3 技改思路及方案

### 3.1 技改思路

①提高脱硫液中贫液的比例，增加脱硫液的有效

氨成分；②降低 AS 系统液体介质固定铵盐、油类物质的含量。

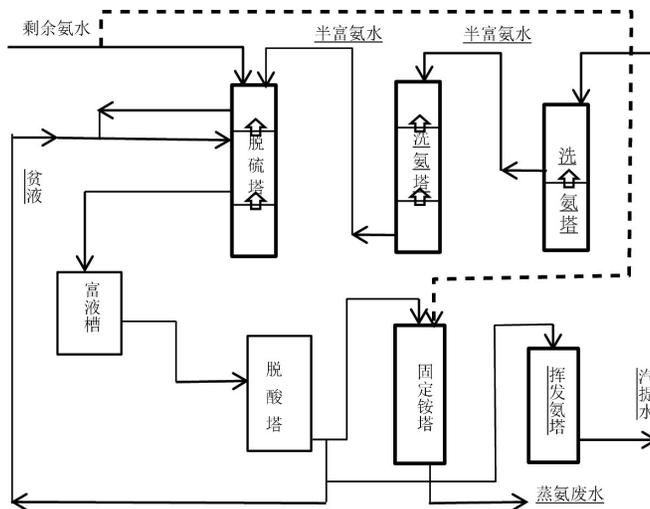
### 3.2 技改方案

①提高脱酸贫液入脱硫塔流量，原来进脱硫塔的 30–40 吨的剩余氨水改成了脱酸贫液；

②剩余氨水改入固定氨塔，将剩余氨水部分或全部直接引入固定氨塔，剩余氨水脱离原工艺路线，形成了一个相对独立运行的系统。剩余氨水在固定氨塔经过加碱蒸氨去除固定铵盐后直接形成蒸氨废水去水处理工段，降低剩余氨水中固定铵盐、油类物质在 AS 液相系统中的聚集；

③增加汽提水及贫液冷却器，保证洗液温度，提高煤气中 H<sub>2</sub>S、NH<sub>3</sub> 的脱除效率；

④增加剩余氨水废水换热器，将冷凝来的 75℃ 剩余氨水经过换热器与蒸氨废水换热后提高到 97℃ 左右直接进入固定氨塔，提高能源的综合利用。



注：--- 表示工艺变更路线

图 3 为中滦公司煤气脱硫“AS”工艺流程图

## 4 改造前后对比及效益分析

### 4.1 改造前后对比

AS 工艺流程改变后，液相系统达到新的平衡，脱硫塔贫液量增加，贫液去固定氨塔量减少，同时两氨塔蒸汽消耗量降低，技改前后脱硫塔贫液量、固定氨塔贫液量以及两氨塔蒸汽量见表 1。

表 1 技改前后脱硫塔、固定氨塔贫液量以及两氨塔蒸汽量对比

	挥发氨塔蒸汽量 (t/h)	固定氨塔蒸汽量 (t/h)	脱硫塔贫液量 (t/h)	固定氨塔贫液量 (t/h)
技改前	6.5	9.5	60	55
技改后	6	8	90–100	15–20

液相系统贫液总循环量 150t/h，技改前去挥发氨塔 35 t/h，去脱硫塔贫液量约 60t/h，入固定氨塔贫液量达 55 t/h（剩余氨水 25–30 t/h，蒸汽冷凝水 16 t/h，

其余为油库事故池来水), 挥发氨塔蒸汽量 6.5 t/h, 固定氨塔蒸汽量 9.5 t/h。技改后去挥发氨塔 35 t/h, 去脱硫塔贫液量约 90-100t/h (根据脱硫塔后煤气硫化氢含量进行调整), 入固定氨塔贫液量达 15-20 t/h。

由于剩余氨水的有效氨只有 7g/l, 而贫液的有效氨在 20g/l, 原来进脱硫塔的 30-40 t/h 的剩余氨水改成了贫液, 可以大大提高脱硫塔下段的有效氨含量, 从而提高脱硫塔的效率。并且去脱硫塔的贫液量与成分不会再受到剩余氨水量的变化影响, 有利于煤气指标的稳定。技改前后煤气含硫化氢、含氨指标以及“AS”洗液含固定铵盐、蒸氨废水含氨指标见表 2。

表 2 技改前后煤气、“AS”洗液、蒸氨废水技术指标对比

	脱硫塔后 H <sub>2</sub> S (mg/ m <sup>3</sup> )	脱氨塔后 H <sub>2</sub> S (mg/ m <sup>3</sup> )	“AS”洗 液固定铵 盐 (g/l)	净煤气氨 (50mg/l)	蒸氨废水 氨 (50mg /l)
技改前	1800-2000	700-1000	1.8-2.0	30-50	< 100
技改后	800-1000	200-500	0.3	< 20	< 50

脱硫塔后煤气硫化氢含量由原来的 1800-2000mg/m<sup>3</sup> 降至 800-1000 mg/m<sup>3</sup>, 洗氨塔后煤气硫化氢含量 700-1000mg/m<sup>3</sup> 降至 200-500mg/m<sup>3</sup>。由于剩余氨水不在进入 AS 系统, 富液、贫液、汽提水的固定氨盐含量由原来的 1.8-2.0g/l 降至 0.3g/l, 增加了对煤气中氨的吸收推动力, 有利于洗氨操作, 净煤气含氨由 30-50 mg/m<sup>3</sup> 降至 20 mg/m<sup>3</sup> 以下。由于剩余氨水的氨含量只有 7g/l, 而贫液的氨含量在 20g/l 以上, 在固定氨塔减少蒸汽用量的前提下废水含氨可以由 100mg/l 降至 50mg/l。

## 4.2 效益分析

### 4.2.1 提高了硫磺的产量

脱硫塔后硫化氢含量由原来的 1800-2000mg/m<sup>3</sup> 降至 800-1000 mg/m<sup>3</sup>, 每立煤气可多生产硫磺 0.8-1.0 克, 收率提高 15-20%。煤气量以 50000m<sup>3</sup>/h 计算每小时硫磺产量增加 40-50 kg, 每日可增加 1-1.2 吨, 每年硫磺产量可增加 400 吨左右。现在硫磺价格在 1000 左右, 1000\*400=400000 元, 每年创效约合人民币 40 万元左右。

### 4.2.2 降低了系统含油

由于剩余氨水不在进入 AS 系统, 富液、贫液、汽提水的油含量由 200mg/m<sup>3</sup> 降低至 100mg/m<sup>3</sup>, 降低了换热器堵塞情况减少换热器的冲洗次数即降低了劳动强度又延长了换热器的使用寿命。预计每年减少更换换热器 2 组, 设备费用节约 60 万。

### 4.2.3 节约能源消耗

由于剩余氨水的氨含量只有 7g/l, 而贫液的氨含

量在 20g/l 以上, 所以固定氨塔在减少 1t/h 蒸汽用量的情况下就可以达到更好的蒸氨效果 (受垂直筛板塔特性的限制蒸汽节约量较少) 每日可减少蒸汽用量 24 吨每年 360 吨。剩余氨水由原工艺的 75℃ 冷却至 20℃ 进入脱硫塔再被加热至 100℃ 进行蒸氨改为由 75℃ 直接加热至 97℃ 进行蒸氨, 剩余氨水流量 30 吨 / h 计算。

每小时节能为:

$$Q=CM\Delta T=1*30000\text{ Kg/h}*(97-75)^\circ\text{C}=660\text{ 千卡}$$

每小时节约蒸汽为:

$$Q_m=Q/Hfg=660*4.186/2163=1.3\text{ 吨}$$

每小时总减少蒸汽量约 2 吨, 每日减少蒸汽 48 吨, 价格按照 80 元 / 吨计算, 80\*48\*365=1401600 元, 每年创效人民币 140 万元左右。

## 5 结束语

焦炉煤气作为焦化企业的重要副产品, 脱硫净化是必不可少的一个环节。中滦煤化工有限公司通过改变“AS”工艺路线, a. 剩余氨水改入固定铵塔, 将剩余氨水部分或全部直接引入固定氨塔, 剩余氨水脱离原工艺路线, 形成了一个相对独立运行的系统。剩余氨水在固定氨塔经过加碱蒸氨去除固定铵盐后直接形成蒸氨废水去水处理工段, 降低剩余氨水中固定铵盐、油类物质在 AS 液相系统中的聚集。b. 原来进脱硫塔的剩余氨水改成了脱酸贫液, 提高脱硫塔下段洗涤介质的有效氨含量, 从而提高脱硫塔的效率; 并有利于脱酸三塔的稳定运行以提高汽提水、贫液的质量; 避免了脱硫塔的贫液量与成分受到剩余氨水量变化的影响, 从而保证了煤气指标稳定, 净煤气质量提高, 硫磺产量增加, 系统含油减少, 换热器设备费用降低, 蒸氨废水指标降低, 节约了蒸汽能源消耗, 为企业增加了经济效益, 也为煤气净化“AS”脱硫工艺提供了技术改造的实践经验。

### 参考文献:

- [1] 贺永德. 现代煤化工技术手册 (第 2 版) [M]. 北京: 化学工业出版社, 2010: 828-829.
- [2] 朱珂玮, 朱斌鹏, 余雪峰, 王静松. 焦炉煤气脱硫技术路线现状 [J]. 河北冶金, 2019, S1, (09): 18-19.
- [3] 周晓奇. 焦炉煤气精脱硫工艺 [J]. 气体净化, 2008(08): 63-66.

### 作者简介:

苗健平 (1986—), 男, 汉族, 河北张北人, 硕士, 中级, 工程师, 研究方向: 化学工程与工艺。