

# 焦炉煤气粗苯回收单元增产降耗的改进实践

苗健平 (中滦煤化工有限公司, 河北 承德 067000)

**摘要:** 粗苯回收率直接影响着焦化企业的经济效益。本文针对中滦公司粗苯单元粗苯回收率低, 能耗高的问题进行系统分析, 给出改进措施, 从而使粗苯回收率由 0.80% 提升至 0.90%, 节约能耗 0.67t 标煤/h。技改达到了降本增效的目的, 增加企业的经营效益, 为煤气净化粗苯回收能源合理利用提供了技术改造的实践经验。

**关键词:** 粗苯; 收率; 技术改造; 节能降耗

## 0 引言

焦炉煤气中粗苯含量约为 25~35g/m<sup>3</sup>, 焦炭产能在 100 万吨/年以上的焦化企业可生产粗苯 1 万吨以上<sup>[1]</sup>。粗苯作为一种非常复杂化合物, 作为焦炉煤气的产物, 其主要成分有: 苯、甲苯以及二甲苯等芳香烃, 而这些正是重要的有机化学工业原料, 经过深加工后, 可得到二硫化碳、苯、甲苯、三甲苯、古马隆、酚、甲酚和吡啶盐及沥青等<sup>[2]</sup>, 这些产品有广泛的用途, 是合成纤维、塑料、染料、合成橡胶、医药、农药、耐辐射材料、耐高温材料以及国防工业的重要原料<sup>[3]</sup>。近些年来, 粗苯价格的逐渐提升, 提升粗苯回收率对焦化企业有较高的经济效益。

承德中滦煤化工有限公司有 2×55 孔 JN60-6 型复热式焦炉一组两座的生产装置, 设计年产焦炭 1097315t、焦油 50589t、焦炉煤气 4.62528×10<sup>8</sup>m<sup>3</sup>、粗苯 14454t、硫磺 4250t。经过处理后的净煤气一部分直接送入焦化厂自用, 另一部分直接外送。

煤气经 2# 洗氨塔顶出口捕雾器去除雾沫后大约 23℃ 由底部进入洗苯塔。煤气洗苯(脱苯): 脱除了 H<sub>2</sub>S 和 NH<sub>3</sub> 的煤气进入洗苯塔, 用煤焦油洗油物理吸收煤气中的苯。洗苯塔内装有波纹孔板填料, 各层填料间装有液体再分配盘。煤气由洗苯塔底部进入, 从粗苯工段来的大约 28℃ 的贫油由液位自动控制进入洗

苯塔顶部。贫油与煤气逆向接触, 吸收煤气中的苯。脱苯后的煤气经过捕雾器除去夹带的雾沫和小液滴大约 26℃ 从顶部离开洗苯塔出工段。塔底的富油用富油泵抽出送至粗苯工段。粗苯洗涤工艺流程图如图 1 所示。

## 1 粗苯回收工段脱苯工艺流程

从洗苯塔送来的富油经贫富油换热器, 再经富油加热器加热至 185℃ 后进入脱苯塔, 由再生器来的蒸汽直接进行汽提和蒸馏形成热贫油。脱苯塔底排出的热贫油, 经贫富油换热器后送至热贫油槽, 然后用热贫油泵抽出经一段贫油冷却器、二段贫油冷却器冷却至 27℃ 后去洗苯塔。塔顶逸出的苯蒸汽经油气换热器、苯冷凝冷却器冷却后, 进入油水分离器, 分出的苯送入轻苯回流槽, 部分用苯回流泵送至塔顶作为回流, 其余进入苯中间槽, 再用苯产品泵送至油库。

为保持稳定洗油质量, 从富油加热器后富油管线上引出 1~1.5% 的热富油, 送入再生器内, 用经富油加热器加热的过热蒸汽蒸吹再生, 再生残渣排入残渣槽, 用泵送油库焦油槽。在脱苯塔上部侧线引出含萘油馏份, 以降低贫油含萘, 引出的萘油馏份兑入残渣油槽, 定期用泵送至焦油槽内。粗苯回收工段的工艺流程图如图 2 所示。

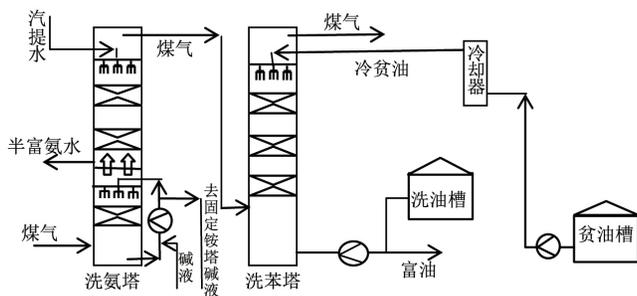


图 1 粗苯洗涤工艺流程图

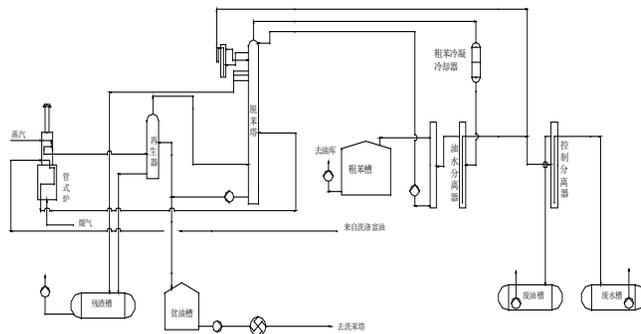


图 2 粗苯单元工艺流程图

## 2 存在问题及原因分析

中漆公司粗苯工段经过 10 年的运行后,洗苯塔塔后煤气苯含量高、贫油含苯高,粗苯贫富油换热器后富油温度低于设计温度,换热器后贫油温度偏高,管式炉后富油温度偏低、过热蒸汽温度偏低等问题,粗苯收率仅为 0.80%,严重影响企业的经营效益。

### 2.1 运行状态

①管式炉富油出口温度 170℃,低于设计温度近 15℃,脱苯塔效率低;②贫富油换热器富油出口温度只能达到 115℃,低于设计温度近 30℃,管式炉热负荷增加;③管式炉过热蒸汽出口温度 350℃,低于设计温度 400~430℃,影响脱苯效率;④贫油含苯 0.2%,对比同行业贫油含苯 0.12% 指标偏高<sup>[4]</sup>;⑤洗苯效率低,塔后煤气含苯高达 2.25mg/l。

### 2.2 原因分析

针对生产运行状态和存在问题,承德中漆煤化工有限公司对原工艺流程进行综合系统分析。

第一,管式炉富油出口温度低的主要原因:①管式炉加热煤气受承钢用户影响,压力不稳,导致实际入炉煤气量低,管式炉加热效果差;②贫富油换热器富油出口温度低,导致管式炉热负荷增加,管式炉富油出口温度远低于设计温度。

第二,贫富油换热器后富油温度偏低的主要原因:①贫富油换热器 6 组并联运行,实际生产中换热器内存在流体分布不均匀、局部短路的情况,导致换热器效率降低;②循环洗油流量 110m<sup>3</sup>/h 分 6 股进入换热器内,流速偏低,一段时间运行后管壁容易形成较厚静止层,换热器效率逐渐降低。

第三,饱和蒸汽使用干熄焦汽轮机抽汽,管式炉加热效果差,导致管式炉过热蒸汽出口温度只能加热至 350℃,严重影响脱苯效率,导致循环洗油含苯高,粗苯收率低。

第四,贫油含苯较高的原因:①脱苯塔入口富油温度 170℃ 偏低,且过热蒸汽温度 350℃ 偏低,脱苯塔效率低。②为了保障生产,需要提高蒸汽量,过度增加蒸汽量,塔顶温度升高、塔顶压力增加,为了保证粗苯质量,蒸汽用量受到限制,两者冲突,导致贫油含苯较高。

第五,洗苯效率低的主要原因:①循环洗油质量 270℃ 前馏出量 55%,低于行业标准 270℃ 前馏出量 60%,指标偏低;②贫油含苯 0.2%,指标偏高,影响洗苯效率;③现有洗苯塔塔径为 4200mm,煤气处理量

约为 50000m<sup>3</sup>/h,循环洗油量 110m<sup>3</sup>/h,液相喷淋密度偏小,气液比高,粗苯吸收率低,雾沫夹带多,导致塔后含苯高。

## 3 技改思路及方案

### 3.1 技改思路

综合以上原因分析,可以看出几个问题相互影响,需要从提高脱苯塔富油入口温度,提高贫富油换热器效率,提高入再生器蒸汽温度,增加循环洗油量几方面入手,制定以下技改方案。

### 3.2 技改方案

第一,贫富油换热器改造,提高贫富油换热器效率。原设计 6 台螺旋板换热器,换热面积 250 m<sup>2</sup>/台,6 台贫富油换热器并联使用。技改后,3 组并联,每组 2 台换热器串联,与之前相比,换热器内流速增加,流通管道更加通畅,减少偏流现象,换热器效率提高,提高富油出口温度,减少富油再升温的热量。

第二,投用新工艺富油加热器替代管式炉,提高脱苯塔富油入口温度,提高入再生器蒸汽温度,降低贫油含苯量。2022 年初粗苯工段投用富油加热器,利用干熄炉高压蒸汽为富油加热以及通过减压装置提供贫油再生过热蒸汽。

第三,提高循环洗油量,增大液相喷淋密度,降低出塔煤气中的苯含量。

## 4 改造前后对比及效益分析

### 4.1 改造前后对比

第一,贫富油换热器效率提高,改造前后贫富油换热器后富油温度、贫油温度以及富油加热器后贫油温度富油温度对比见表 1。由表 1 可知,贫富油换热器技改后,贫油进口温度上升 10℃,经过贫富油换热器后贫油温降由 85℃ 升高到 112℃;而富油升温由原来的 85℃ 升高到 110℃,换热效果明显提高。

表 1 技改前后贫油、富油进、出口温度(单位℃)

	贫油进口	贫油出口	富油进口	富油出口
管式炉加热贫富油换热器技改前	170	83	30	115
管式炉加热贫富油换热器技改后	180	68	30	140
富油换热器加热技改后	185	68	30	145

富油换热器加热技改后,脱苯塔底温度达到设计值 185℃,热贫油经过贫富油换热器换热后温降增至 117℃;富油升温增至 115℃,达到了提高富油温度的目的,通过表 2 所示贫油含苯量可知,贫油含苯量也

得到了降低。

第二，提高循环洗油量，出塔煤气含苯量降低。技改前后循环洗油量、贫油含苯、塔后煤气含苯对比见表2。由表2可知，技改前循环洗油量110m<sup>3</sup>，技改后提高至120m<sup>3</sup>/h，液气比增加。塔后煤气含苯技改前2.25g/m<sup>3</sup>，技改后下降至2.0g/m<sup>3</sup>，综合以上数据，洗涤效果明显提高。

表2 循环洗油量、贫油含苯、塔后煤气含苯

项目	循环洗油量	贫油含苯	塔后煤气含苯
富油加热器技改前	110m <sup>3</sup> /h	0.16-0.20%	2.25g/m <sup>3</sup>
富油加热器技改后	120m <sup>3</sup> /h	0.08-0.15%	2.0g/m <sup>3</sup>

第三，循环洗油质量。洗油质量直接影响洗苯效果，对技改前后循环洗油质量检测结果如表3所示。

表3 循环洗油质量

项目	初馏点/℃	270℃前馏出量	300℃前馏出量
技改前	240	55	93
技改后	257	75	97

从表3可知，技改前循环洗油质量偏低，低于行业标准，初馏点240℃，270℃前馏出量55%，300℃前馏出量93%，技改后循环洗油质量与同行业先进企业相同，初馏点257℃，270℃前馏出量75%，300℃前馏出量97%，循环洗油质量明显提高，并且吨苯洗油消耗低于55kg，参考同行业洗油消耗，属于行业优秀水准。

#### 4.2 经济效益分析

第一，粗苯收率提高。对技改前后粗苯收率进行计算，结果见4所示。由表4可知，2021年技改前粗苯平均收率为0.80，1-12月粗苯收率均低于0.84，其中5月粗苯收率低至0.68；2022年技改后粗苯平均收率为0.90，1-12月粗苯收率均高于0.87，且保持稳定，技改后粗苯收率明显提高。

第二，降低了能源消耗。改造前后蒸汽用量、管式炉煤气用量，贫油冷却水用量见表5所示。由表5可知，改造后蒸汽用量增加4t/h，冷却水用量节约

50m<sup>3</sup>/h，节约煤气用量1500m<sup>3</sup>/h，节约能耗折合标煤数量为0.67t/h，费用为295.8元/h。改造后2022年全年增加蒸汽用量35040t，节约煤气用量1.314\*10<sup>8</sup>m<sup>3</sup>，节约冷却水用量4.38\*10<sup>5</sup>m<sup>3</sup>，全年费用节约260万元。

表5 技改前后煤气用量、蒸汽用量、冷却水用量

项目	煤气用量	蒸汽用量	一段贫油冷却器冷却水用量
技改前	1500m <sup>3</sup> /h	3t/h	210m <sup>3</sup> /h
技改后	0	7 t/h	160 m <sup>3</sup> /h

第三，经济效益提升。技改后粗苯收率由0.80%提高至0.90%，2022年多产粗苯约300t，创造经济效益约200多万。

#### 5 结束语

承德中滦煤化工有限公司通过对粗苯单元的两项技术改造，首先，贫富油换热器的技术改造，原6台螺旋板换热器由并联使用，改为3组并联，每组2台换热器串联使用，换热器内流速增加，流通管道更加通畅，减少偏流现象，换热器效率提高，提高富油出口温度，减少富油再升温的热量。其次，投用富油加热器新工艺，利用干熄炉高压蒸汽为富油加热以及通过减压装置提供贫油再生过热蒸汽。提高了粗苯回收率，提高了能源的高效利用，减少了冷却水、煤气能源介质的消耗，取得了明显的经济效益，为煤气净化粗苯回收能源合理利用提供了技术改造的实践经验。

#### 参考文献：

- [1] 张波, 杨金花. 焦化粗苯回收工艺改进及安全环保治理提升的实践[J]. 燃料与化工, 2021(01).
- [2] 曾丽萍, 赵存雨, 等. 焦炉煤气和焦化粗苯的综合加工[J]. 燃料与化工, 2009(06):32-34,39.
- [3] 贺永德. 现代煤化工技术手册(2版)[M]. 北京: 化学工业出版社, 2010: 828-829.
- [4] 高峰, 常晓, 朱长春. 煤气净化系统粗苯回收工段的技术改造[J]. 燃料与化工, 2019(04).

#### 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。

表4 技改前后粗苯收率

项目	平均	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
2021年技改前粗苯收率%	0.80	0.82	0.80	0.81	0.76	0.68	0.78	0.83	0.84	0.84	0.84	0.82	0.76
2022年技改后粗苯收率%	0.90	0.94	0.92	0.90	0.91	0.89	0.87	0.88	0.89	0.90	0.91	0.89	0.92