

DOI: 10.13226/j.issn.1006-6772.2014.01.021

李守成,张鹏飞,屈秀珍. 焦化厂粗苯生产工艺优化[J]. 洁净煤技术 2014 20(1):83-87.

焦化厂粗苯生产工艺优化

李守成,张鹏飞,屈秀珍

(山西太钢不锈钢股份有限公司 焦化厂,山西 太原 030003)

摘要:为解决太钢焦化厂存在的塔后含苯量高、轻苯产量低、洗油消耗量大等问题,在分析了焦化厂粗苯生产现状的基础上,提出了具体的改革措施。主要包括:改善新洗油质量、降低终冷塔出口煤气温度、优化贫富油螺板换热器通道、稳定蒸汽压力、改造洗苯塔后油封槽等。结果表明:改造后,有效降低了洗苯塔后煤气含苯量和轻苯耗洗油量,增加了轻苯产量,不仅为后续工序提供了洁净煤气,还带来了可观的经济效益。

关键词:粗苯;焦化;洗苯塔;脱苯

中图分类号:TQ522.6;TD849

文献标识码:A

文章编号:1006-6772(2014)01-0083-05

Optimization of light benzene production process in coking plant

LI Shoucheng, ZHANG Pengfei, QU Xiuzhen

(Coking Plant Shanxi Taigang Stainless Steel Co., Ltd., Taiyuan 030003, China)

Abstract: There were lots of problems in the coking plant of Shanxi Taigang Stainless Steel Co., Ltd. (TISCO), such as high benzol content after treated by benzol scrubber, low light benzene yield and large absorber oil consumption and the like. Provide specific reform measures after analyzing the light benzene production process. Improve the absorber oil quality, lower the coal gas temperature in the outlet of final cooling tower, optimize the spiral heat exchanger and oil seal groove, stabilize the steam pressure. The results show that, after transformation, the benzol in coal gas and absorber oil consumption decrease significantly, the light benzene yield increase. It provides clean coal gas for the subsequent processes and increases economic benefits.

Key words: benzol; coking; benzol scrubber; benzol removal

0 引言

太钢焦化厂现有两座 7.63 m 焦炉,设计年产焦炭 220 万 t,配套有煤气净化工段,包括鼓冷、硫铵、粗苯、脱硫工序。从焦炉煤气中吸收苯族烃的方法有洗油吸收法、固体吸附法和保持凝结法^[1],太钢焦化厂粗苯工序采用洗油吸收法脱除煤气中的苯族烃,可年产轻苯 2 万 t。

本文针对粗苯工序运行过程中出现的塔后含苯量偏高、轻苯产量低、洗油消耗大等问题进行了研究,并提出了相应的解决措施,为焦化煤气回收系统的清洁高效生产创造了条件。

1 生产现状

粗苯工艺流程:从硫铵系统出来的煤气,分别进入两座终冷塔,分两段与循环喷洒液接触冷却。

收稿日期:2013-11-25 责任编辑:宫在芹

作者简介:李守成(1965—)男,山西浑源人,高级工程师,主要从事焦化生产技术管理工作。E-mail: lisc@tisco.com.cn

冷却后的煤气首先进入洗苯塔,经贫油洗涤脱除苯,再送往煤气脱硫脱氰工序。贫油吸收苯变为富油,将富油从洗苯塔底送至脱苯工序,蒸馏脱苯后,富油变为贫油循环使用。

粗苯工艺特点:富油和再生器所用蒸汽采用管式炉加热;油气换热器、轻苯冷凝冷却器、贫富油换热器、一二段贫油冷却器采用螺板式换热器;终冷塔和洗苯塔采用轻瓷填料。指标要求洗苯塔后煤气中苯的质量浓度小于 4 g/m^3 。图1为终冷、洗苯工艺流程。图2为脱苯工艺流程。

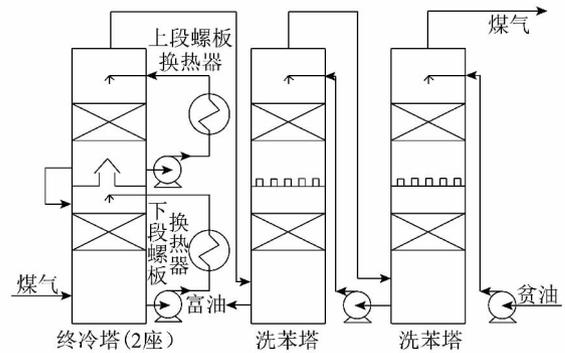


图1 终冷、洗苯工艺流程

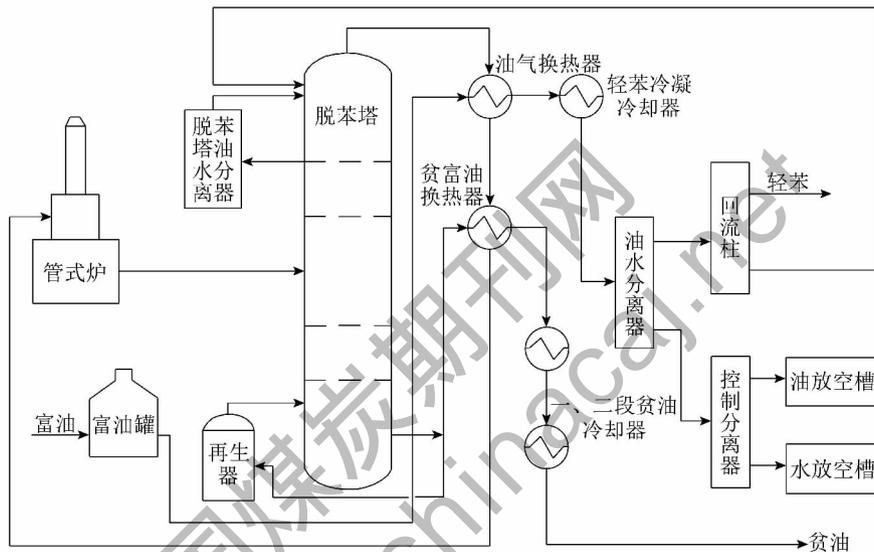


图2 脱苯工艺流程

2 存在问题

2.1 洗苯塔后煤气含苯量高

经过多年的运行实践,总结出影响塔后含苯量指标的因素有以下几点:

1) 洗油质量差。洗油的相对分子质量越小,吸收能力越强,即同类液体吸收剂的吸收能力与其分子量成反比,且吸收剂与溶质的相对分子质量越接近,吸收效果越好^[2-5]。太钢焦化厂选用的吸收剂为焦油洗油,因洗油中的萘熔点较高,在常温下极易析出固体结晶^[6],因此要求洗油中有较低的萘含量,但实际外购洗油含萘量偏高,影响洗苯效果。

2) 终冷塔后煤气温度偏高。吸收温度是影响塔后含苯的重要因素之一,而吸收温度由终冷塔后煤气温度和贫油温度决定^[7-8]。太钢焦化厂采用的终冷塔为轻瓷填料塔,通过循环喷洒液分两段进行煤气冷却。与煤气换热后的循环喷洒液通过螺板

换热器与循环水换热,之后循环水送至凉水架进行冷却并循环使用。在近几年的塔后含苯超标期间,尤其是夏季,终冷塔后煤气温度最高达 $34 \text{ }^\circ\text{C}$,超过规定的 $26 \sim 30 \text{ }^\circ\text{C}$,严重影响洗苯效果。

3) 贫富油螺板换热器发生窜漏。入塔贫油含苯量越高,塔后损失越大^[9-10]。为保证热量的充分利用,富油在脱苯前先与贫油在贫富油换热器内进行换热,使富油温度升高,贫油温度降低。但在运行过程中,由于贫富油互窜^[11-12],造成贫油含苯量远远高于规定的 0.20% ,最大时为 0.87% ,影响贫油质量,恶化洗苯效果。

2.2 轻苯产量偏低

1) 轻苯冷凝冷却器出口温度高。苯类物质蒸汽压大,极易挥发,如果不及时冷凝,轻苯就会挥发^[13]。粗苯工序开产后,轻苯冷凝冷却器出口轻苯温度远高于规定的 $25 \text{ }^\circ\text{C}$,最高达到 $33 \text{ }^\circ\text{C}$,影响轻苯产量。

2) 蒸汽压力不稳。蒸汽作为脱苯的能源动力介质,其压力稳定对于脱苯操作具有重要作用^[14]。粗苯工序采用公司管网内的蒸汽,夏天时使用低压蒸汽。由于夏天蒸汽使用用户增多,公司管网内蒸汽压力明显不足且波动大,造成脱苯塔操作困难,蒸馏效果变差,贫油含苯量升高,降低了洗苯效果,影响了轻苯产量。

2.3 洗油消耗量大

太钢焦化厂采用两座串联的洗苯塔进行洗苯操作,贫油自上而下喷淋,煤气与贫油逆向接触。随着煤气流速的变化,不可避免地将一部分洗油带出洗苯塔,使煤气夹带洗油量增多,增大了洗油消耗^[15]。

3 解决方法及效果

3.1 更换洗油

为降低洗油中的含萘量,经过和其它焦化厂进行对标,根据对标单位的洗油质量标准要求洗油生产厂家进行送货。表1为洗油更换前后指标。

表1 洗油更换前后指标

指标	更换前	更换后
密度/($g \cdot cm^{-3}$) (20℃)	1.04~1.07	1.02~1.05
初馏点/℃	230	240~250
φ (馏出量)/%(300℃前)	≥93	≥95
ω (萘)/%	<13	≤5
黏度(E50)	<2	≤1.5
15℃结晶物	无	无
水分/%	≤1.0	≤1.0

3.2 降低终冷塔出口煤气温度

循环水温度偏高和终冷塔上段螺板换热器换热效果差是导致终冷塔出口煤气温度高的主要原因。为解决循环水温度偏高的问题,太钢焦化厂将凉水架散热材质更换为PVC材质,填料厚度增加0.5m,喷头更换为三溅式喷头,疏通喷洒管内杂质。经过对凉水架的改造检修,循环水温度由35℃降至28~32℃。由于终冷塔阻力偏高时会对终冷塔进行蒸汽吹扫,而吹扫下来的物质为萘和煤粉等混合物。若这些物质经常堵塞终冷塔,螺板换热器内的循环喷洒液通道也会造成堵塞,减少换热面积,影响换热效果。针对此问题,制作安装了一套清洗装置,此装置采用蒸氨废水作为清洗液,利用终冷塔上段泵的吸力将清洗液循环至上段螺板换热器内

进行冲洗,之后冲洗液进入终冷塔内对轻瓷填料进行冲洗,冲洗后的废液排入制作好的废液收集槽,最终泵往焦油船内。图3为清洗装置流程。

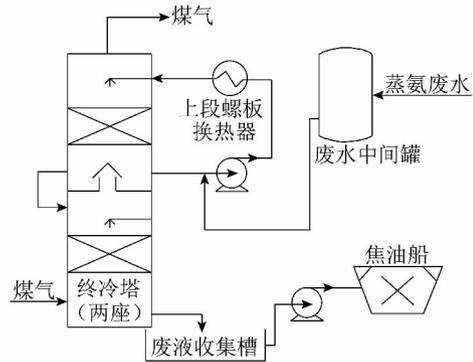


图3 清洗装置流程

清洗装置的应用不仅解决了终冷塔上段螺板换热器换热效果差的问题,更降低了终冷塔的阻力,保证了终冷塔出口煤气温度。表2为终冷塔上段螺板换热器循环喷洒液温度。图4为终冷塔出口煤气温度变化。

表2 终冷塔上段螺板换热器循环喷洒液温度/℃

项目	换热器进口温度	换热器出口温度	温差
清洗前	28~29	27~28	1
清洗后	29~30	24~25	5

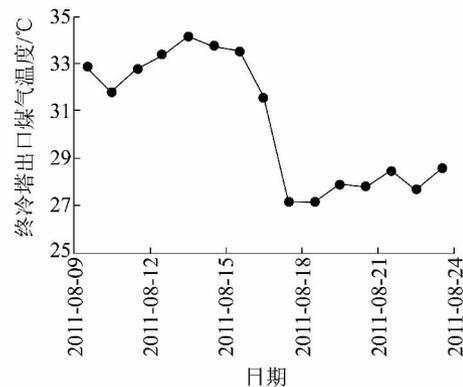


图4 终冷塔出口煤气温度变化

3.3 更换贫富油螺板换热器

操作条件不变,化验的贫油含苯量有明显升高时,说明贫富油螺板换热器发生窜漏,这时需要逐一关闭螺板换热器,并且化验贫油含苯量。当关闭其中一台而贫油含苯量明显下降时,则判断此贫富油螺板换热器发生窜漏。窜漏的螺板换热器需退出系统运行,待系统检修时进行更换。由于原来的

贫油是靠脱苯塔自压压送,后来改为贫油泵压送,且贫富油螺板换热器各介质通道宽度不一,容易造成压力不平衡,损坏换热器。针对此问题,将贫油通道改为与富油通道相同,均为10 mm,从而延长了螺板换热器的使用寿命。图5为贫富油螺板换热器更换前后贫油含苯量。图6为塔后含苯量变化。

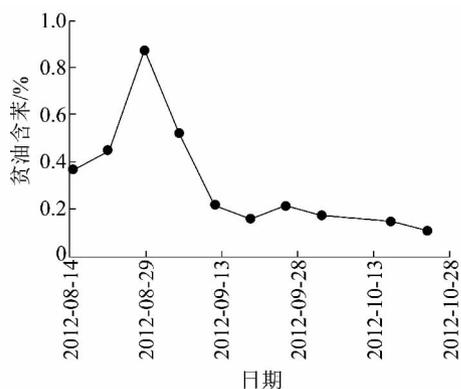


图5 贫油含苯量变化

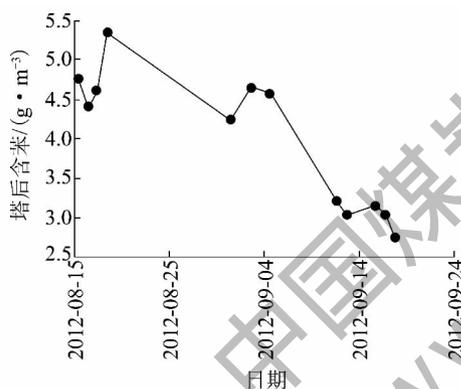


图6 塔后含苯量变化

3.4 改造油气换热器的富油通道

太钢焦化厂油气换热器和轻苯冷凝冷却器采用 $360\text{ m}^2 + 180\text{ m}^2$ 螺板换热器叠加的方式安装,其中油气换热器由2台 180 m^2 螺板换热器组成,苯气经过油气换热器和轻苯冷凝冷却器逐渐冷却至 $25\text{ }^\circ\text{C}$ 。改造前油气换热器的富油采取从两台螺板换热器进入汇合后从中间流出的方式,造成两股富油流通不畅,影响换热器的换热效果。经过将油气换热器的富油通道改为单进料双出料,使轻苯冷凝冷却器出口温度降低至要求的 $25\text{ }^\circ\text{C}$ 以下,减少了轻苯的挥发损失。

3.5 使用减压后的中压蒸汽

太钢焦化厂脱苯蒸汽采用公司管网低压蒸汽,由于夏天制冷机开启等原因,造成低压蒸汽量不

足,且低压蒸汽压力波动频繁,影响脱苯操作,对轻苯产量有极大影响。针对此问题,专门铺设一条减压后的中压蒸汽供脱苯使用,此蒸汽压力稳定在 0.45 MPa 左右,使得轻苯的日产量可增加 3 t 左右。图7为轻苯产量变化。

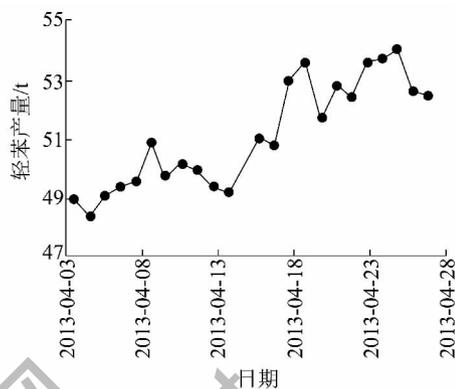


图7 轻苯产量变化

3.6 改造洗苯塔的油封槽

洗油消耗是影响洗脱苯工序经济效益的重要因素。自太钢焦化厂煤气净化回收系统投产以来,轻苯耗洗油一直偏高。经过研究,发现洗油耗量大是由于煤气夹带严重,且洗苯塔的油封槽不具备油水分离能力,因此对洗苯塔的油封槽进行了改造。在油封槽和地下放空槽之间增设了油水分离罐,煤气管道中的洗油从油封槽流到油水分离罐中。油水分离罐中设置了蒸汽加热器,可以实现油水分离,防止气温低时萘结晶造成堵塞。从油水分离罐中分离出的水从脱水口排出,而不带水的洗油则再次进入地下放空槽,通过自吸泵抽到洗油槽中实现循环利用。图8为洗油回收装置示意。

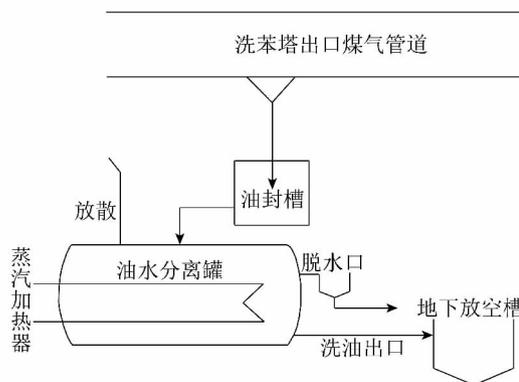


图8 洗油回收装置示意

洗油回收装置的实施应用使轻苯耗洗油由改造前的 95 kg/t 降低至改造后的 72 kg/t ,每年可节

