

德士古气化炉托砖盘温度高的探讨及优化处理

陈世亮^{1,2*}

(1. 中国神华煤制油化工有限公司, 北京 100011; 2. 陕西咸阳化学工业有限公司, 陕西 咸阳 712000)

摘要:为了解决德士古气化炉托砖盘频繁出现温度超标的实际问题,对激冷水流量、激冷室结垢、激冷室液位、气化炉液位及气化炉温度引起托砖盘超温的原因进行了分析,并叙述了优化、处理措施。结果显示,激冷室结垢是引起托砖盘温度升高的主要原因,改善系统水质可缓解结垢现象;激冷水流量在 350 m³/h 左右时可降低热负荷对托砖盘温度的影响;气化炉液位在 42%~44%、洗涤塔液位在 44%~46% 时,对稳定托砖盘温度的效果较好。

关键词:水煤浆;德士古气化炉;激冷室;托砖盘;下降管

中图分类号:TQ052.6;TQ545

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2017)05-0166-04

DOI:10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2017.05.039

Discussion and optimal treatment of the higher temperature at prop plank in Texaco gasifier

CHEN Shi-liang^{1,2*}

(1. China Shenhua Coal to Liquid and Chemical Co., Ltd., Beijing 100011, China;

2. Shaanxi Xianyang Chemical Industrial Co., Ltd., Xianyang 712000, China)

Abstract: In order to solve the practical problem of frequently over-temperature at prop plank in Texaco gasifier, the reasons of quench water flow, fouling in quench chamber, quench chamber liquid level, gasifier liquid level and the gasifier temperature causing over-temperature at prop plank are analyzed. And the optimization and treatment measures are described. The results show that the quench chamber fouling is the main cause of over-temperature at prop plank. Improving system water quality can ease fouling problem. If the quench water flow is around 350 m³/h, the influence of heat load on temperature at prop plank in the gasifier can be dropped. The liquid level in gasifier in the range of 42%~44% and the liquid level in washing tower being 44%~46%, which both has good effects on the stability of temperature at prop plank.

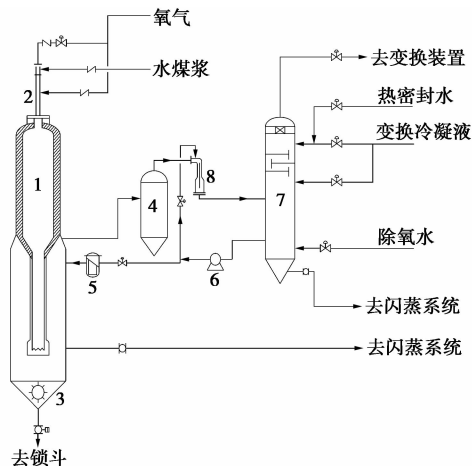
Key words: coal water slurry; Texaco entrained-flow gasifier; quench chamber; prop plank; vertical pipe

德士古水煤浆加压气化技术是广泛应用的煤气化技术之一,该技术碳转化率高,环境污染小,生产稳定,设备已基本实现国产化,它以氧气为气化剂与水煤浆混合雾化后一起高速通过三流道喷嘴进入气化炉,并在高温下发生不完全氧化反应最终生成 H₂、CO、CO₂ 等工艺气^[1-3]。气化炉托砖盘温度高是气化装置普遍存在的频繁面临的棘手问题,极大地缩短了气化炉运行周期,增大了检修频次,增加了运行成本,制约着企业降本增效的步伐。因此,探讨、解决气化炉托砖盘温度高的问题具有至关重要作用。本文中以气化装置托砖盘频繁出现超温的实际问题,对激冷水流量、激冷室结垢、气化炉液位、洗涤塔液位及气化炉温度引起托砖盘温度升高的原因进行了分析,并叙述了优化、处理措施,其结果为在实践应用中对此类异常问题的优化处理等提供参考。

1 德士古水煤浆加压气化的工艺流程

德士古煤气化工艺流程见图 1,质量分数为 62.5% 的水煤浆和体积分数高于 99.6% 的氧气通

过三流道烧嘴进行混合、雾化,进入气化炉,在温度为 1 300~1 450℃、压力为 6.5 MPa 下,进行不完全氧化还原反应生成工艺气,工艺气及夹带的熔融态的渣经渣口、激冷环、下降管进入气化炉激冷室水浴,激冷水从下降管顶部的激冷环槽隙沿下降管内



1—气化炉;2—烧嘴;3—破渣机;4—气液分离器;
5—激冷水过滤器;6—激冷水泵;7—洗涤塔;8—文丘里洗涤器

图 1 德士古煤气化工艺流程图

壁膜状向下流,与工艺气一起并流至激冷室水浴,传质传热后,工艺气被冷却到该压力下的饱和蒸汽温度后从水浴内沿下降管和上升管的环隙空间均匀鼓泡上升,对托砖盘进行冷却后出激冷室,通过文丘里管进入碳洗塔进一步增湿、除尘,最后离开气化装置;水煤气中夹带的熔渣冷却固化后沉积到激冷室底部,经破渣机破碎后通过锁斗系统收集排出系统。气化炉激冷室中黑水和碳洗塔中洗涤黑水去闪蒸系统进行处理,回收热量及灰水。

2 气化炉运行概况

气化装置3套气化炉以2开1备运行模式,在

表1 气化炉运行参数及结垢状态

时间	气化炉	负荷/ ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	氧煤比	激冷水 流量/ ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	气化炉 液位/%	洗涤塔 液位/%	托砖盘 升温速率/ ($^{\circ}\text{C} \cdot \text{d}^{-1}$)	甲烷含量/ ($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	结垢状态
2016.4	1#	80	480~490	300~240	37~42	55~61	0~4.8	600~760	上升管与下降管间环隙堵塞,托砖盘垢厚13 mm,下降管外壁及上升管内壁结垢11 mm,气相出口大量软垢,管径减小至1/5
2016.4	2#	82	490~495	325~320	48~62	57~63	0~1.9	760~910	托砖盘垢厚8 mm,下降管外壁及上升管内壁结垢11 mm,气相出口大量软垢,管径减小至1/2
2016.6	3#	79	480~490	303~300	45~50	58~61	0~2.4	530~600	托砖盘垢厚13 mm,下降管外壁及上升管内壁结垢10 mm,气相出口大量软垢,管径减小至1/3
2016.8	2#	78	495~500	245~240	43~60	58~62	0~2.7	450~530	托砖盘垢厚15 mm,下降管外壁及上升管内壁结垢14 mm,气相出口大量软垢,管径减小至1/5
2016.9	3#	80	495~500	400~380	44~73	56~62	0~4.0	380~450	托砖盘垢厚9 mm,下降管外壁及上升管内壁结垢11 mm,气相出口大量软垢,管径减小至1/3

在5次气化炉托砖盘温度超标停车检修中发现(见表1),托砖盘、上升管、下降管均出现结垢严重的现象,垢样呈灰白色,层次清晰,硬度较大,密度为 $2\ 598\ \text{kg}/\text{m}^3$;气化炉工艺气出口结垢更为严重,垢样呈灰黑色,层次不明显,松软。这些位置硬度较大的垢层清理难度大,需用风镐将其破碎清除,过程缓慢,检修时间长。

3 结果与讨论

气化炉正常运行过程中,1 450 $^{\circ}\text{C}$ 高温工艺气及熔融态的灰渣源源不断地将热量经炉砖传递给气化炉托砖盘,托砖盘的热量由下降管与上升管间环隙来的240 $^{\circ}\text{C}$ 的工艺气带出,从而达到冷却降温的效果,并维持托砖盘温度恒定。

3.1 激冷水流量的影响

由激冷水泵从洗涤塔底部将含固量较低的水抽出,送入激冷环(激冷环下接下降管,下降管下端浸

生产负荷、氧煤比(氧气标准体积流量与煤浆标准体积流量之比)、煤浆浓度(平均为62.5%)、气化炉排黑流量、洗涤塔排黑流量等比较稳定的情况下,满负荷运行15 d左右,气化炉托砖盘温度开始缓慢上涨,激冷水流量缓慢下降(见表1),为维持气化炉液位,气化炉排黑流量逐渐减小,同时为防止液位波动引起联锁跳车,提高了气化炉及洗涤塔的液位,并维持液位在高液位运行,同时提高甲烷含量;随着运行时间的推移,气化炉托砖盘温度升高速率逐渐增大,渣口压差(气化炉燃烧室压力与出气化炉的工艺气压力之差)逐渐增大,最终超过托砖盘温度控制指标,被迫停炉检修。

入黑水中)作为激冷水,经过激冷环分配孔进入激冷环室,迅速降低激冷环表面温度,再经8 mm宽的环形槽缝流出,沿下降管内壁呈膜状向下流动,同时与气化炉燃烧室来的1 450 $^{\circ}\text{C}$ 的高温工艺气(成分主要有 CO 、 CO_2 、 H_2 、 H_2O 和一定浓度的灰分)并流接触,进行激烈的传质、传热过程,高温工艺气将热量传递给水膜,使水部分气化,并进入工艺气主流,工艺气的温度急剧降低并增湿、除灰,这一降温过程主要在下降管的上半段完成,以辐射传热为主,进入激冷室底部黑水前,工艺气温度降低到300 $^{\circ}\text{C}$ 左右^[4]。进入黑水后,工艺气进一步被降温至240 $^{\circ}\text{C}$,再通过下降管下端的锯齿平稳气流后,进入下降管与上升管间的环隙,与黑水分离。

高温工艺气的降温、增湿过程主要在下降管内完成,要避免下降管因高温所致的变形、烧穿,要求激冷水流量要保持足够,下降管烧穿会导致托砖盘温度快速上涨;此外,激冷水流量也决定了激冷室底

部排黑流量的大小,激冷水流量偏小时,排黑流量随之减小,215℃的激冷水与工艺气换热后温度升高,排黑流量减小后,热平衡失衡,激冷室出现热量积累,导致水浴降温效果变差,工艺气温度升高,引起工艺气对托砖盘的降温效果降低,托砖盘温度出现上涨;工艺气进入洗涤塔后再次进行传质、传热过程,引起激冷水温度升高,进而气化炉激冷室热量积累加剧,激冷室底部黑水与工艺气的传热方式由自然对流传热变为泡核沸腾传热,黑水蒸发量增大,导致气化炉排黑再次减小,黑水含固量增大,如此恶性循环,严重时导致传热效率急剧下降,传热方式转为膜状沸腾传热,这时气相中夹带大量的水膜造成激冷室出现带水现象^[2],使托砖盘温度持续升高。

激冷水流量的大小决定了下降管内壁水膜的厚度,当气化炉在低负荷运行时,激冷水流量可以保持低流量运行(220 m³/h 以上);气化炉在高负荷下运行时或者高炉温操作时,需要增大激冷水流量才能保证水膜的厚度,维持热平衡,否则高温将会造成下降管变形或穿孔,实践证明,保持在 350 m³/h 左右可以满足要求。

3.2 激冷室结垢的影响

由表 1 可知,下降管外壁、上升管内壁、托砖盘及工艺气出口均出现结垢现象,由于环隙流通面积较下降管小,相同气量的工艺气突然经过较小横截面积的通道,流速会突增,含 H₃SiO₄⁻、H₄SiO₄、HCO₃⁻、Ca²⁺、Mg²⁺、Al³⁺ 等的液滴及颗粒物容易被高速的工艺气带离激冷室液面,在重力作用下大部分颗粒物及液滴分离后回到液相中,分离后延上升管及下降管管壁向下流动的液滴及颗粒物极易附着在管壁上,并按单分子硅酸→多聚硅酸→硅酸凝胶→硅质垢的原理形成垢层^[5-6]。随着下降管外壁及上升管内壁垢层厚度的增加,其环隙流通面积逐渐减小,在负荷不变的情况下,工艺气流速逐渐增大,夹带的液滴及颗粒物增多,气流中液滴和颗粒物的获得的动量增大,使气液分效果降低,部分颗粒物及液滴往后续带,导致托砖盘结垢,垢层的导热系数较低,托砖盘的热量不能及时被工艺气带走,使得托砖盘温度升高,在初期结垢较少时,托砖盘升温速率较小;随着时间的推移,工艺气夹带的液滴及颗粒物越来越多,大量液滴带出气化炉后,导致排黑流量减小,激冷室黑水中固含量逐渐增大,水平衡、热平衡失衡,带水、带灰现象加剧,托砖盘及工艺气出口结垢加剧,托砖盘升温速率及渣口压差增大,严重时导致下降管与上升管环隙堵塞。

3.3 洗涤塔液位的影响

在图 2 中可以看到,托砖盘温度变化趋势与激冷水温度、洗涤塔液位的变化趋势相似度极高,与出气化炉工艺气温度、出洗涤塔工艺气温度亦有一定相似度;在 2.8 h 时,洗涤塔液位上涨到 61.4% (未出现带水现象),随后激冷水温度、出气化炉工艺气温度、出洗涤塔工艺气温度、托砖盘温度依次出现上涨,在 3.8 h 时,洗涤塔液位降低至 40.9%,激冷水温度、出洗涤塔工艺气温度、托砖盘温度均出现降低,在第 18 h 左右,洗涤塔液位维持在 64.4%,时长 1.5 h,激冷水温度、出气化炉工艺气温度、托砖盘温度依次上涨至 226.6、241.3、259.0℃,出洗涤塔的工艺气温度增大了 110℃,除氧水的加入量未明显上升,在降低洗涤塔液位后,激冷水温度、出气化炉工艺气温度、托砖盘温度均降低;这是因为洗涤塔液位升高,工艺气与洗涤塔内水的接触时间增大,传热增大,使得激冷水温度升高,出洗涤塔工艺气温度降低,气化炉激冷室热量增加,蒸发量增大,引起工艺气流量增大、温度升高,最终导致托砖盘温度升高,表 1 中洗涤塔液位均较高,托砖盘温度升高速率

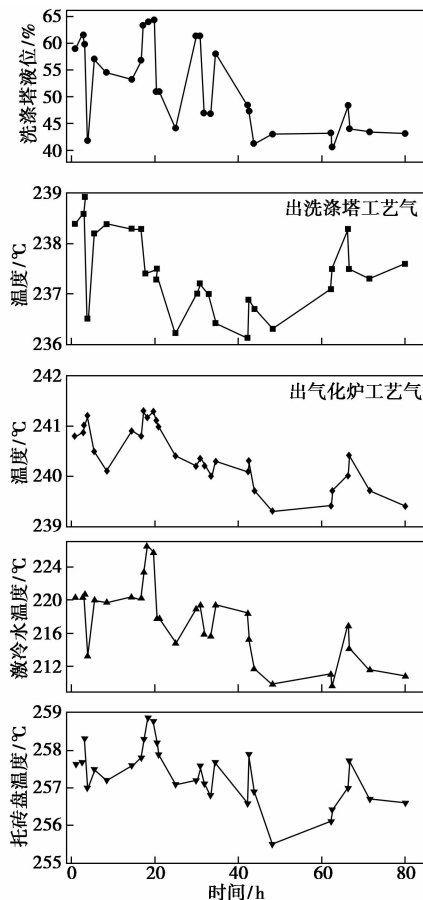


图 2 温度及液位随时间的变化

均较大,也说明了这一点;增大洗涤塔底部排黑流量后,洗涤塔液位降低,热量积累现象消失,传热减小,因此激冷水温度、出气化炉工艺气温度、出洗涤塔工艺气温度、托砖盘温度均降低。在第48~62 h过程中(见图2),维持洗涤塔液位在44%~46%,各温度均稳定在较低水平。洗涤塔液位太低,会导致工艺气增湿、除尘效果降低,粉尘进入变换后会导致变换催化剂活性降低。

3.4 气化炉激冷室液位的影响

甲烷的含量作为判断气化炉温度高低的有效方法^[3],表1中2016年9月3[#]气化炉甲烷含量在380~450 mg/m³,炉温较高,以此降低灰渣中残炭含量,在380~400 m³/h的激冷水流量范围,炉温对激冷后的工艺气温度的影响较小,但激冷室液位长期处于高液位,托砖盘温度上升较快;这是由于激冷室液位较高,相当于缩短了从液面到折流板之间的距离,使液面以上分离空间变小,大量液滴及颗粒物不能有效分离,附着在托砖盘及工艺气出口处管口,使其出现结垢现象^[2]。液位太低会导致工艺气增湿、除灰效果降低,加剧带灰现象发生,会加剧下降管、上升管及托砖盘的结垢,同时增大洗涤塔的含固量,引起进入激冷环的激冷水含固量增大,导致激冷环内结垢,流通面积减小,激冷水流量降低,再经过前文所述的一些过程,导致托砖盘温度快速上涨,2016年4月1[#]气化炉运行情况很好地证实了这一点(见表1)。

所以应该平衡二者之间关系,找出最佳控制液位;与此同时,系统压力的波动会引起工艺气流速的波动,会加剧气化炉带水问题,在实际生产中应最大程度地保持系统压力的稳定,以维持气化炉的稳定运行。

图2中,将气化炉液位控制在42%~44%,洗涤塔液位控制在44%~46%,对稳定托砖盘温度的效果较好。

3.5 气化炉温度的影响

正常运行时,气化炉温度应该控制在所用煤种灰熔点以上50℃左右。在激冷水流量、气化炉排黑流量偏小时,如果炉温偏低,气化反应速率降低,碳转化率降低,渣中可燃物增加,煤炭利用率降低,造成资源浪费,会导致含固量增大,引起工艺气带灰;炉温偏高,气化炉激冷室内热流强度增加,热负荷增大,工艺气流量增大,从而使气速增大,加剧气化炉带水、带灰,加剧激冷室结垢,使托砖盘温度升高^[2]。所以控制合适的炉温对提高气化炉产气量、

提高碳转化率、稳定托砖盘温度等有着至关重要的作用。

4 处理措施

(1)提高激冷水流量到350 m³/h以上,增大水流速,防止管道结垢或垢片积累堵塞激冷管道及激冷环,检修中对激冷管道全面清理,防止垢片在管道内积累。此外,通过降低除氧水温度,从而降低激冷水温度,对降低托砖盘的温度亦有较好效果。

(2)改善系统水质,增大气化炉、洗涤塔黑水排放量,提高系统水循环量,确保渣水处理系统运行正常,控制好闪蒸系统的真空度,保证闪蒸效果;对絮凝剂、分散剂的用量要严格控制,保证沉降效果,降低灰水碱度及硬度;对系统内的水尽可能地置换,使水系统碱度及硬度处于相对较低的状态;控制水系统的pH在合适的范围,防止硅酸盐结垢加剧。

(3)降低洗涤塔液位,并严格控制在最佳液位范围内,以此降低激冷水温度,减小水系统热负荷。

(4)严格控制气化炉液位在最佳液位范围内,适当增大上升管的直径,增大环隙流通面积,降低工艺气对液滴的夹带能力,可以有效抑制带水、带灰现象,从而保持托砖盘温度稳定。

5 结论

(1)激冷水流量偏低,带水、带灰加剧,使下降管外壁、上升管内壁、托砖盘结垢严重,甚至堵塞上升管及下降管间的环隙,此外,也会引起气化炉下降管变形或穿孔,托砖盘升温速率增大。保持在350 m³/h左右时可以满足要求。

(2)激冷室结垢是引起托砖盘温度升高的主要原因,改善系统水质可缓解结垢问题。

(3)控制气化炉液位在42%~44%,洗涤塔液位在44%~46%,对稳定托砖盘温度的效果较好。

参考文献

- [1] 倪龙宇. 德士古气化炉下降管的损坏原因及预防[J]. 辽宁化工, 2011, 40(11): 1191-1193.
- [2] 安晓熙, 曹月梅. Texaco煤气化炉带水问题的分析与探讨[J]. 当代化工, 2012, 41(8): 850-852.
- [3] 王永康, 李正平, 任文平, 等. Texaco煤气化工艺的影响因素[J]. 洁净煤技术, 2010, 16(1): 47-49.
- [4] 赵永志, 顾兆林, 李云, 等. 水煤浆气化炉激冷室下降管内流动与传热数学模拟[J]. 化工学报, 2013, 54(1): 115-118.
- [5] 李志祥, 武兵元, 刘泽. GE气化炉上升管环隙堵渣的原因分析及调整措施[J]. 煤化工, 2015, 43(5): 31-33.
- [6] 闫雪. 弱碱三元复合驱注采系统成垢性质研究[D]. 大庆: 大庆石油学院, 2010. ■