

德士古煤气化工艺及装置的长周期安全运行分析

国 蓉, 程光旭, 郑宝祥, 王 毅

(西安交通大学能源与动力工程学院, 710049, 西安)

摘要: 针对德士古煤气化系统运行周期短的问题, 提出了危险与可操作性分析(HAZOP)方法, 依据拟定的引导词, 选取 6 个分析节点, 得到煤气化系统可能的故障原因及失效后果. 与传统安全分析方法相比, 所提方法的优势在于: 将 HAZOP 与失效模式、效应和危害度分析(FMECA)方法结合起来, 建立了工艺与设备相结合的综合分析方法. 应用该方法, 对煤气化操作工艺失常状态及设备的长周期运行可靠性进行了深入分析, 确定了引起煤气化装置非正常运行状态的关键因素和设备故障的危害度. 研究表明, 气化炉(燃烧室、激冷室)是整个系统易发生故障的薄弱环节.

关键词: 德士古煤气化; 危险与可操作性分析; 安全分析; 长周期运行

中图分类号: TQ546.8 **文献标识码:** A **文章编号:** 0253-987X(2005)09-0994-04

Long Period and Safety Running Analysis of Texaco Coal Gasification Process and Units

Guo Rong, Cheng Guangxu, Zheng Baoxiang, Wang Yi

(School of Energy and Power Engineering, Xi'an Jiaotong University, Xi'an 710049, China)

Abstract: Hazard and operability analysis (HAZOP) method was proposed to solve the short-period running problems of Texaco coal gasification system. According to a set of guide words, six analysis nodes were chosen and some possible breakdown causes and consequences of each deviation were obtained. A new comprehensive assessment approach which combined HAZOP with failure modes, effects, and criticality analysis (FMECA) was established to analyze safety status of process and unit, and then this approach was used to analyze the reliability and unusual operating process of the Texaco coal gasification system. The advantages of this approach are that the most important effect factors on operating process and criticality of the most dangerous equipment could be found out more easily and quickly. It is shown that the assessment principle is suitable for the long period and safety running analysis of other coal gasification process systems. The gasifier (consisting of an upper refractory-lined reaction chamber and a lower quench chamber) is easier to break down than other equipment.

Keywords: *Texaco coal gasification; HAZOP; safety analysis; long-period running*

德士古(Texaco)水煤浆气化技术是国内外成功应用的煤气化技术之一, 但是统计国内外现有 Texaco 煤气化装置的投料和停炉次数以及两次停车之间的平均运行寿命等几项数据发现, 国内装置的整体运行水平比国际水平落后, 尤其是两次停车之间的平均运行寿命低 50%左右. 由于煤气化工艺

及装置长周期安全运行是确保企业安全生产和提高经济效益的基本条件, 煤气化工艺及装置的长周期安全运行受到了高度重视, 因此实现装置安、稳、长、满、优运行是企业迫切需要达到的目标, 也是目前化学工程与技术领域的热点研究课题. 笔者已经从工艺侧面或设备失效角度研究了煤气化系统的可靠性

问题^[1,2],但尚未把工艺波动及设备失效与长周期安全运行结合起来考虑。

危险与可操作性分析(HAZOP)是分析工艺失常的有效方法,失效模式、效应和危害度分析(FMECA)也是国内外行之有效的设备可靠性分析方法之一。本文将HAZOP方法与FMECA方法结合起来,建立了综合分析方法,并针对Texaco煤气化工艺及设备的失效模式及故障分析,找出了其薄弱环节和潜在的危險源及造成的后果,为确保煤气化系统长周期安全运行提供了新的理论方法。

1 Texaco 煤气化系统的工艺流程和运行现状

1.1 工艺流程

Texaco水煤浆气化过程包括煤浆制备、煤浆气化、灰水处理等工序:将煤、石灰石(助熔剂)、添加剂和NaOH称量后加入到磨煤机中,与一定量的水混合后磨成一定粒度的水煤浆;煤浆由高压给料泵与空分装置来的氧气一起进入气化炉,在1300~1400℃下送入气化炉工艺喷嘴进行部分氧化生成粗煤气;粗煤气经喷嘴洗涤器进入碳洗塔,冷却除尘后进入CO变换工序;气化炉出口灰水经灰水处理工段4级闪蒸处理后,一部分灰水返回碳洗塔作洗涤水,经泵进入气化炉,另一部分灰水作废水处理^[1]。

1.2 运行现状

国内某企业Texaco煤气化装置的运行情况见表1。1996年开工时,气化装置的单炉平均连续运行时间仅为3.39d,即使在情况最好的2001年,也只有22d。由停车原因分析可知,大约有48.8%的非

计划停车是因气化炉出现了问题。

2 Texaco 煤气化系统的 HAZOP 方法与流程

HAZOP即是通过一系列的分析会议对工艺图纸和操作规程进行分析。在这个过程中,由各专业人员组成的分析组按照规定的方式系统地分析偏离设计工艺条件的偏差,以确定是否会导致不希望后果。在分析过程中,通过分析“分析节点”,分析组将列出引起偏差的原因、后果,以及针对这些偏差及后果已使用的安全装置,当分析组确信对这些偏差的保护措施不当时,将提出相应的改进措施^[3-5]。

HAZOP中最关键的步骤就是将工艺参数与引导词组合成偏差,但只有组合后有意义的偏差才是值得分析的,例如:工艺参数“压力”适用的引导词是“More, Less, None”;“温度”适用的引导词是“More, Less”;“流量”适用的引导词是“More, Less, None, Reverse”;“液位”适用的引导词是“More, Less, None”。

在HAZOP研究中,笔者将需要审查的P&ID图(Piping and Instrumentation Diagram)分区分节,并根据拟定的引导词对P&ID图进行集思广益式的提问审查。审查工作以会议的形式进行,从多专业的角度对所研究的工艺过程进行分析。笔者针对Texaco煤气化系统,选取6个分析节点,分析了53项偏差,得到了192项可能的原因及后果,并对各项原因提出了改进措施。限于篇幅,本文仅列出气化炉激冷室的HAZOP结果,见表2。

表1 气化炉非计划停车的数据统计及原因分析

年份	总停炉次数	单炉平均运行时间/d	气化原因引起的停炉次数	设备故障次数	电气故障次数	仪表故障次数	工艺失调次数	其他原因引起的停炉次数
1996	58	3.39	33	17	4	6	5	1
1997	40	9.59	21	14	2	1	4	0
1998	52	9.69	35	17	9	1	7	1
2000	49	13.50	11	5	1	1	3	1
1999	57	10.23	30	17	7	3	3	0
2001	30	22.00	8	3	2	1	0	2
2002	42	12.60	30	15	6	3	5	1
2003	49	13.70	16	9	3	1	3	0
合计			184	97	34	17	30	6

表 2 Texaco 煤气化炉激冷室的 HAZOP 结果

引导词	偏差	原因	后果	措施
No	激冷水流量为 0	①控制阀失效, 阀门关闭; ②激冷水管堵塞; ③激冷水源失效; ④控制器失效, 阀门关闭; ⑤泵设计的气蚀余量小; ⑥泵入口破旋板坏; ⑦泵电机断电; ⑧泵连节轴断; ⑨泵叶轮脱落; ⑩过滤器堵死	工艺气出口处温度过高	①安装备用控制阀或手动旁路阀; ②设置备用激冷水源; ③安装备用控制器; ④安装高温报警器, 警告操作者; ⑤安装高温紧急关闭系统; ⑥安装激冷水流量计和低流量报警器; ⑦更换或修复压缩机; ⑧清理过滤器
More	激冷水流量偏高	①控制阀失效, 开度过大; ②控制器失效, 阀门开度过大	气化炉激冷室液位过高, 工艺气含水量增加, 保温失控	①更换控制阀、控制器; ②教育操作者执行操作规程
Less	激冷水流量偏低	①控制阀失效而关小阀门; ②激冷水管部分堵塞; ③激冷水管线泄漏; ④水源部分失效; ⑤控制器失效而关小阀门; ⑥泵入口阀开得太小; ⑦泵出口阀开得太小; ⑧泵叶轮磨蚀过; ⑨泵入口管线结垢, 流通面积变小; ⑩泵出口管线结垢, 流通面积变小; ⑪过滤器部分堵塞	工艺气出口处温度过高	①安装备用控制阀或手动旁路阀; ②清理过滤器; ③设置备用激冷水源; ④安装备用控制器; ⑤安装高温报警器, 警告操作者; ⑥安装高温紧急关闭系统; ⑦安装激冷水流量计和低流量报警器; ⑧修复损坏的压缩机
As Well As	激冷室液位过高	①激冷水流量过高; ②激冷水输送管线泄漏; ③液位计故障——信号强; ④黑水流量异常	激冷室内部黑水循环量急剧增大, 工艺气将严重带灰、带水	①检修并更换故障液位计; ②检查并维修输送管线; ③检修并确保高液位报警装置动作正常
	激冷水中含杂质	①水源被污染; ②污水倒流	工艺气冷却能力下降, 有可能引起反应失控	①在激冷水管上安装备用止逆阀; ②安装高温报警装置, 以警告操作者
Other Than	泵启动过载	①出口阀开得太小; ②泵出口管线断开; ③电机过载保护故障; ④电机绝缘不好	工艺气无法激冷	①检查并修复故障电机; ②安装备用泵
	激冷室压差异常	①激冷环压差异常; ②导气管压差异常; ③工艺气出口接管压差异常; ④气化炉压差异常	系统工艺参数偏离正常, 可能造成系统停车	①降低系统负荷, 密切观察温度、压力等工艺参数的变化; ②必要时停车检修

3 Texaco 煤气化装置的 FMECA

虽然通过 HAZOP 可得知气化炉的各种故障模式、原因及后果, 但是诸如“各种故障模式对整个系统的具体危害度是多少?”“系统危险预防的关键部位是什么?”这类涉及到定量分析的问题, 却无法用 HAZOP 技术得到答案. 这是因为 HAZOP 是一种定性分析技术, 虽然现在已有“半定量 HAZOP 技术”等的出现, 但都处于尝试阶段, 未能实际应用于具体系统. 比较 HAZOP 与 FMECA 方法可以发现, HAZOP 的目的等价于 FMECA 的功能定义, 偏差相当于功能故障, HAZOP 的原因相当于故障类型, 后果相当于故障影响, 因此 HAZOP 与 FMECA

这两种分析方法具有相当的一致性, 可结合起来用于系统的危险与可靠性分析^[3]. 下面, 笔者运用 FMECA 技术与 HAZOP 相结合来做定量分析, 得到了各种故障模式的危害度大小, 为利用 HAZOP 和 FMECA 综合分析 Texaco 煤气化系统做了有益的尝试.

3.1 FMECA 方法与步骤

FMECA 方法的定量分析是基于对故障模式的危害度所进行的评估, 可采用危害度等级评定法或危害度定量计算法. 当不知道历史运行数据、故障发生概率时, 可采用危害度等级评定法, 具体方法包括危险顺序数排序法等^[6]. 当搜集到确切的故障数据时, 可以采用定量计算的方法^[7]; 首先, 将所研究的

对象划分为具有一定功能的子系统,设子系统*i*以故障模式*j*发生故障,致使该子系统发生故障的危害度为 C_{ij} ,计算公式为

$$C_{ij} = \alpha_{ij}\beta_{ij}\lambda_i \quad (1)$$

子系统*i*对整个系统的危害度为 C_i ,计算公式为

$$C_i = \sum_{j=1}^n C_{ij} \quad (2)$$

将式(1)代入式(2),得到

$$C_i = \sum_{j=1}^n \alpha_{ij}\beta_{ij}\lambda_i \quad (3)$$

$$\alpha_{ij} = \frac{n_j}{n_i} \quad (4)$$

式中: n 为子系统*i*出现的故障模式的种类数; α_{ij} 为子系统*i*以故障模式*j*而引起该子系统发生故障的故障模式概率; n_j 为子系统*i*第*j*种故障模式出现的次数; n_i 为子系统*i*全部故障模式发生的次数; β_{ij} 为子系统*i*以故障模式*j*发生故障造成该子系统损伤的概率,国标将此称为丧失功能的条件概率, $\beta_{ij} = 1$ 表示该子系统肯定发生损伤, $\beta_{ij} = 0.5$ 表示该子系统可能发生损伤, $\beta_{ij} = 0.1$ 表示对该子系统很少发生损伤, $\beta_{ij} = 0$ 表示对该子系统无影响; λ_i 为子系统*i*的基本故障率。

进行FMECA时,若能搜集到所分析对象的历史运行数据并加以分析、提炼,就可以应用上述的定量计算方法确切地计算出故障的危害度,从而采取有效措施,确保装置的高效、稳定、长周期运行。

3.2 Texaco 煤气化装置的 FMECA

由表1的历史运行数据可知,气化炉是Texaco气化系统的关键设备,也是故障多发部位,它的非计划停车是影响整个系统长周期运行的主要因素,因此本文对煤气化炉建立FMECA模型,并进行了分析。

依据FMECA的流程与步骤,首先将气化系统划分为6个子系统:气化炉燃烧室;气化炉激冷室;工艺烧嘴; O_2 输送管线;水煤浆输送管线;工艺气输送管线。然后,针对HAZOP的结果——各子系统的每种故障模式,计算 α_{ij} 和 λ_i ,定义 β_{ij} ,得到 C_{ij} ,进一步求和,可计算出 C_i ,进而得到每种失效模式的危害度及部位失效危害度,分析结果见表3(限于篇幅,表中仅列出激冷室的分析结果),表中所列出的是针对气化炉激冷室所做的FMECA结果,此部位的主要功能是工艺气降温,其基本故障率 λ_i 为 $11.27 \times 10^{-4} h^{-1}$,由表中数据及式(2)计算得到其部位危害度为 $10.335 \times 10^{-4} h^{-1}$ 。

表3 Texaco 煤气化炉激冷室的 FMECA 结果

故障现象	α_{ij}	β_{ij}	模式危害度/ $10^{-4} \times h^{-1}$
激冷水流量为0	0.055	1.0	0.620
激冷水流量偏高	0.111	0.5	0.625
激冷水流量偏低	0.139	1.0	1.567
激冷室液位过高	0.333	1.0	3.753
激冷水中含杂质	0.055	0.5	0.310
泵启动过载	0.141	1.0	1.589
激冷室压差异常	0.166	1.0	1.871

FMECA的结果如下:

(1)气化炉燃烧室和激冷室的部位危害度都较大,应重点监测其安全状态。

(2)物流进出管线的磨损与腐蚀也是危险的失效模式,应及时采取措施消除其潜在故障,从而确保系统的正常运转。

(3)原料煤中含砷使变换触媒失活和激冷室灰水呈酸性等问题,也是值得注意的,虽然这些问题不至于造成装置的非正常停车,但前者会降低反应活性,从而减缓反应的进行,后者会造成环境污染,因此应采取改善工艺条件,有效降低这些问题的不利影响。

HAZOP发现,气化炉是煤气化系统的薄弱环节,而这一结论通过FMECA的定量计算得到了验证。

4 结 论

(1)针对Texaco煤气化系统,运用HAZOP技术得到了系统可能的失效原因及后果,并提出了改进措施。从分析结果来看,气化炉(燃烧室、激冷室)较其他设备更容易发生故障,也即为薄弱环节,气化炉燃烧室最主要的失效模式是温度过高和进料(O_2 和水煤浆)不足,而激冷室的失效形式是液位过高、激冷水流量不足和压差异常,所以要重点监测其“健康”状态。

(2)基于FMECA方法,建立了Texaco煤气化系统失效分析的一般方法和步骤,认为采用FMECA不仅可以确定煤气化系统的薄弱环节或潜在的危险部位,而且可以提前制定设备检修计划和应采取的措施,从而提高装置运行的可靠性。

(3)与单独使用HAZOP或FMECA的方法相

(下转第1002页)

- [3] Xu Yide, Lin Liwu. Recent advances in methane dehydro-aromatization over transition metal ion-modified zeolite catalysts under non-oxidative conditions [J]. Appl Catal: A, 1999, 188(1-2): 53-67.
- [4] 齐随涛, 杨伯伦. 甲烷芳构化反应的研究进展[J]. 现代化工, 2002, 22(8): 13-17.
- [5] Meriaudeau P, Tiep L V, Ha V T T, et al. Aromatization of methane over Mo/H-ZSM-5 catalyst: on the possible reaction intermediates [J]. J Mol Catal: A, 1999, 144(3): 469-471.
- [6] Ohnishi R, Liu Shetian, Dong Qun, et al. Catalytic dehydrocondensation of methane with CO and CO₂ toward benzene and naphthalene on Mo/HZSM-5 and Fe/Co-modified Mo/HZSM5[J]. J Catal, 1999, 182(1): 92-103.
- [7] Iliuta M C, Larachi F, Grandjean B P A, et al. Methane nonoxidative nromatization over Ru-Mo/HZSM-5 in a membrane catalytic reactor[J]. Ind Eng Chem Res, 2002, 41(10): 2 371-2 378.
- [8] Shu Yuying, Xu Yide, Wang Shetian, et al. Promotional effect of Ru on the dehydrogenation and aromatization of methane in the absence of oxygen over Mo/HZSM-5 catalysts[J]. J Catal, 1997, 170(1): 11-19.
- [9] 张贺, 李钢, 王祥生, 等. 不同晶粒大小 HZSM-5 载体对甲烷无氧芳构化反应的影响[J]. 催化学报, 2003, 17(1): 70-74.
- [10] Hamid S B D, Andeson J R, Schmidt I, et al. Effect of the activation procedure on the performance of Mo/H-MFI catalysts for the non-oxidative conversion of methane to aromatics [J]. Catal Today, 2000, 63(2-4): 461-469.
- [11] Lu Yuan, Xu Zhusheng, Tian Zhijian, et al. Methane aromatization in the absence of an added oxidant and the bench scale reaction test [J]. Catal Lett, 1999, 62(2-4): 215-220.
- [12] Li Shuang, Zhang Chunlei, Kan Qiubin, et al. The function of Cu(II) ions in the Mo/CuH-ZSM-5 catalyst for methane conversion under non-oxidative condition [J]. App Catal: A, 1999, 187(2): 199-206.
- [13] Qi Suitao, Yang Bolun. Methane aromatization using Mo-based catalysts prepared by microwave heating [J]. Catal Today, 2004, 98(4): 639-645.
- [14] 金钦汉, 戴树珊, 黄卡玛. 微波化学[M]. 北京: 科学出版社, 1999. 10-11.

(编辑 荆树蓉)

(上接第 997 页)

比, 本文将两种方法结合起来, 能够有效地将工艺与设备的可靠性结合起来, 可考虑到化工系统的各种复杂因素, 从而使得分析结果更加准确, 分析速度更快, 依据分析结果所提出的建议能够确保更好、更完全地解决单元级和系统级等各个级别上的问题。

参考文献:

- [1] 国蓉, 程光旭, 王毅. Texaco 煤气化装置长周期运行影响因素分析[J]. 现代化工, 2004, 24(1): 49-52.
- [2] 国蓉, 程光旭, 赵勇平. Texaco 煤气化工艺技术经济指标的评价方法与评价系统设计[J]. 化工进展, 2003, 22(9): 1 001-1 004.
- [3] 廖学品. 化工过程危险性分析[M]. 北京: 化学工业出版社, 2000. 12-13, 32-33.
- [4] Kletz T A. HAZOP—past and future[J]. Reliability Engineering and System Safety, 1997, 55(3): 263-266.
- [5] Swann C D, Preston M L. Twenty-five years of HAZOPs[J]. Journal of Loss Prevention in the Process Industries, 1995, 8(6): 349-353.
- [6] 程光旭, 刘亚杰. 催化裂化反应——再生系统的失效模式、效应和危害度分析[J]. 化学工程, 2003, 31(2): 55-60.
- [7] 张海波, 贾亚洲. 数控系统故障模式、影响及危害度分析(FMECA)[J]. 中国机械工程, 2004, 15(6): 491-494.

(编辑 荆树蓉)