

固定层制气技术的发展及问题探讨

贺 华¹, 周晓堃²

(1. 宁夏大学, 宁夏 银川 750021; 2. 宁夏丰友化工有限公司, 宁夏 银川 750021)

摘要:介绍了固定层制气技术的发展过程,指出了今后固定层制气的发展方向。针对目前固定层制气生产过程中存在的工艺配套、设备及操作等问题,提出了解决问题的方法和思路:①增大炉径,提高单个煤气发生炉的产气量;②在解决好工艺配置的前提下,大胆使用先进技术和设备;③采用富氧空气进行加氮。

关键词:固定层制气;合成氨;工艺;设备

中图分类号:TQ113.2

文献标识码:A

文章编号:0253-4320(2007)06-0053-02

Discussion of development and problems of fixed-bed gasifier technology

HE Hua¹, ZHOU Xiao-ye²

(1. Ningxia University, Yinchuan 750021, China; 2. Ningxia Fengyou Chemical Corporation, Yinchuan 750021, China)

Abstract: The development process and direction of fixed-bed gasifier technique is introduced. Based on the problems that lie in the process of fixed-bed gasifier, such as technical coordination, equipment and operation, the countermeasures and thoughts are pointed out to solve these problems: ① enlarging the diameter of gas generator to increase gas output of a single unit; ② after the problems in the process coordination is being solved, advanced techniques and equipments are encouraged into use; ③ oxygen-rich air is used to add nitrogen.

Key words: fixed-bed gasifier; ammonia; process; equipment

固定层制气技术从 1935 年引入我国,几十年来在我国已有较大的发展,目前我国固定层制气已经走上循环经济的轨道,煤炭利用率得到大幅度的提升,一些企业的煤炭利用率已基本接近国际先进的粉煤气化等技术水平,有很大的发展前景。同时,从固定层制气技术现状来看,各企业的技术水平存在很大差异,并且由于技术认识的不同,煤耗消耗水平也有很大差距,生产中还存在工艺配套、设备结构和尺寸优化等问题,这些问题都应引起我们足够重视。

1 发展过程

1.1 固定层制气技术的发展历程

我国目前固定层制气中主要有 3 类炉型:第 1 类是中氮肥装置广泛采用的 $\Phi 3\ 000\ \text{mm}$ 系列的几种炉型,1935 年由美国引进的 UGI 型煤气发生炉发展而来;第 2 类是从前苏联引进的 $\Phi 3\ 600\ \text{mm}$ 煤气发生炉;第 3 类是从小氮肥装置发展起来的 $\Phi 1\ 980\sim 2\ 800\ \text{mm}$ 系列的煤气发生炉^[1]。

由于小氮肥装置在建设初期就没有设计燃烧室和废热锅炉,流程短、安全性高,气体损失少,而且随着操作能力和认识水平的不断提高,逐步降低炉上温度,增加高径比,炉内蓄热能力大幅增加,带出系

统的热量减少,相比之下煤耗要低得多。目前小氮肥装置的经典流程是 1 个风机、4 台煤气发生炉、1 台联合废热锅炉、1 座洗气塔的设计,特别是高压头风机和具有合理高径比的发生炉配套, $\Phi 2\ 400\ \text{mm}$ 、 $\Phi 2\ 600\ \text{mm}$ 炉型的产气量比 $\Phi 3\ 000\ \text{mm}$ 系列的还要大。

1.2 小炉型的发展

由于 $\Phi 3\ 000\ \text{mm}$ 系列和 $\Phi 3\ 600\ \text{mm}$ 系列的炉型投资较大,各生产单位的技术改造比较保守,因此这 2 种炉型从工艺到设备上基本没有大的改进,而小氮肥装置的技术改造就明显较大,可以说,正是由于小氮肥企业技术改造的推动,近几十年制气技术才取得了不小的进步^[2]。由小氮肥装置的 $\Phi 1\ 980\ \text{mm}$ 炉型发展而来的 $\Phi 2\ 400$ 、 $\Phi 2\ 600$ 、 $\Phi 2\ 800$ 、 $\Phi 2\ 600\sim 2\ 800\ \text{mm}$ 锥形炉等几种炉型,由于运行稳定、能够燃用各地劣质煤和型煤等优点而被广泛采用。

1.3 吹风气的回收

推动固定层制气的另一项技术是吹风气的回收。中氮肥工艺的 UGI 流程有燃烧室和废热锅炉,在燃烧焦炭时炉上温度较高,吹风气达到 $550\ ^\circ\text{C}$ 以上就可以在燃烧室加二次风,把吹风气中有效气体

的潜热进行燃烧并回收热量,但是炉上温度高,大量的热量不能聚集在炉内,造成热量损失^[3]。因此,近年来各中氮肥企业纷纷向小氮肥企业学习,降低炉上温度,这样燃烧室就不起作用,致使吹风气中的有效气体被白白浪费。

2 存在的问题和解决问题的思路

2.1 工艺配套问题

由于一些中氮肥企业技术改造时完全照搬小氮肥的流程,去掉了燃烧室、废热锅炉和洗气箱等设备,但是产气量和消耗水平几乎没有变化。从另外一个角度看, $\Phi 3\ 000\ \text{mm}$ 炉型现有的高度并没有被有效地利用,主要原因是炭层提高后吹风阻力过大,吹风风量明显下降,会严重影响单炉产气量。中氮肥装置配套的 D700 风机风压为 18~24 kPa,夏天的风压最高为 18 kPa,在有效炭层(炉条帽以上)只有 1.7 m 左右的高度下,风压就很难克服炭层的阻力。因此可以说, $\Phi 3\ 000\ \text{mm}$ 系列的炉型连现有的高度都没有完全有效利用,根本没有必要进一步增加高径比,最主要还是解决工艺配套的问题。

2.2 设备问题

煤气发生炉的问题绝大部分出现在发生炉的下部,而在操作过程中解决好排渣和防流的问题最为重要,解决这一问题的关键是解决炉篦及防流板的问题,目前不同厂家在认识上还有很大的差距,这一问题至今仍然没有得到很好解决。

(1) 炉篦

炉篦是煤气发生炉的“心脏”,中氮肥装置由于风机风压低,炭层控制得很低,为了追求有效炭层高度,就必须在炉篦上想办法,适当降低炉篦的高度。从最初锦西化机厂的 M 型炉篦 $\Phi 3\ 000\ \text{mm}$ 炉(高度 1 750 mm)到 DL 型,炉篦高度降至 1 600 mm,而扇型炉篦高度只有 1 450 mm,这样做虽然使有效炭层高度得到提高,但是炉篦的锥度变小,导致灰渣的下落角度变小,大块灰渣不能顺利地地下落,时间一长,炉况必然恶化。但是对于 $\Phi 3\ 000\ \text{mm}$ 的煤气发生炉,由于产气量低、入炉风量小、气化层薄,这种现象并不明显,而且,由于有效炭层高度提高,所以采用这种炉篦时炉况较好。必须指出,对于一些新建的制气系统来说,高径比达到了要求,已不存在有效炭层低的问题,这种情况下再采用低高度的炉篦就不合适了,否则会导致吹风风量不敢加大、气化层厚度无法提高的结果,从而使单炉产气量无法提高。因此各厂应重视炉篦下落角的问题。

(2) 推灰角

炉篦底座的推灰角也是一个应引起重视的问题,目前生产中广泛使用的是六边炉篦,炉篦底座做成正六边形的,正六边形的角就是推灰角。在转动过程中,若推灰角和灰犁之间的距离较大,会造成大量的炉渣不能强制排出,只能加大炉条转速,这样不但加速了炉条机的磨损,还会对气化层造成损害,因此建议加大推灰角,使其向外延伸,尽量缩小推灰角和灰犁之间的距离^[4]。

(3) 防流板

防流板的问题也非常重要,一些操作控制不好的企业经常会出现流炭等问题,往往并不完全是操作上调整的问题,而可能是防流板的参数没有调整好。

由于中氮肥装置在扩径过程中往往只是把炉体进行扩径,并没有考虑到炉底安息角的问题,在出现流炭后,在灰盘外加了一条外防流板,而小氮肥装置是在夹套下向炉内加了一条内防流板,这 2 种防流方式被广泛采用。但是有些控制水平较差的厂内防流板和外防流板一起使用,这样,在努力减少流炭的同时,又加大了炉条机转速强制排渣,这 2 方面是矛盾的。

分析这 2 种防流方式,内防流板的上部是气化层和炭层,所以内防流板可以阻止上部的煤流出,但是一些厂家在使用时,由于内防流板和炉篦最底层扇面之间的距离配合不好,从间隙仍会向下流炭。在设计内防流板向内伸的尺寸时,要和炉篦的最底层进行配合,保证二者之间的间隙不会流炭。而外防流板又称假灰盘,上面托的是需要排出的灰渣,虽然可以通过托住灰渣来防止上面流炭,但是由于灰渣的状态不稳定,经常还是会出现小股的流炭现象,而需要及时排出的灰渣却不易排出,只有加大炉条转速来强制排渣。因此在防流设计上,内防流板的设计比外防流板的设计更加合理。

2.3 操作问题

炉况调优的过程有许多要点需要把握好,煤气发生炉最佳调整方案是:强风短吹、上吹强短、下吹弱长。各厂应根据所烧的煤种情况尽量基于以上几点基本原则寻找平衡关系而进行调整。随着 DCS 和 PLC 等自控技术的发展,造气操作开始转向闭环操作,自动控制加煤量、自动控制下灰量、自动调整气化层位置。虽然目前由于技术所限,炉况还难以达到最优化,但是能够通过人工调整最大限度地使炉况维持在一个较好的水平上运行。

(下转第 58 页)

250℃, 即负荷较轻。中变气 CO 体积分数为 4.5%~5.4%, 而低变气 CO 体积分数为 0.6%~0.9%, 系统生产稳定, 符合工艺操作控制指标。

表 5 扬绿化肥厂低变炉催化剂投产后运行数据

运行时间/ 年—月—日	流量/ m ³ ·h ⁻¹	进口	低变炉上段温度/℃					CO 体积分数/%		
			上层 顶部	上层 热点	下层 顶部	下层 底部	半水 煤气	中变 气	低变 气	
2006—03—01	17200	208	220	244	241	237	20.5	4.3	0.8	
2006—03—06	17200	216	231	244	242	242	20.0	4.5	0.9	
2006—03—11	17200	211	217	254	254	255	22.0	5.3	0.8	
2006—03—16	17200	210	225	255	253	250	21.7	4.9	0.7	
2006—03—21	17200	212	214	254	253	252	21.9	5.0	0.8	
2006—03—26	19200	201	211	251	250	247	21.5	5.2	0.8	
2006—04—01	19200	208	224	250	244	253	21.1	5.4	0.6	
2006—04—06	19200	212	221	255	253	253	22.0	5.0	0.6	
2006—04—11	19200	202	222	244	244	244	22.0	4.8	0.6	

注: 低变炉上段填装厦门大学化工厂 XH-2/3 型催化剂。

3 结论

(1) XH-3 型耐硫变换催化剂 Co-Mo-K-W/ γ -Al₂O₃ 在 XH-2 型耐硫变换催化剂 Co-Mo-K/ γ -Al₂O₃ 的基础上引进第 3 种活性组分 W, 组成三元原子族活性组分。与传统的 Co-Mo-K 工业催化剂不

(上接第 54 页)

3 发展方向

3.1 增大炉径, 提高单炉产气量

目前造气改造借鉴小氮肥流程是一种趋势, 在炉径的选择上则是趋向于采用大炉径造气炉。目前 Φ 2 600 mm 炉型已经成为主流, Φ 2 800 mm 炉型也开始在生产中大量应用。而 Φ 3 000 mm 系列炉型通过增加高径比和高压头风机, 提高有效炭层高度, 优化工艺配置并解决好炉下几个设备的问题, 煤耗水平会更低、产气能力会进一步提高。 Φ 3 000 mm 系列炉型如果能够改造成功, 很快就会出现 Φ 4 000 mm 系列甚至 Φ 5 000 mm 系列的炉型, 相信煤耗水平会更低。

3.2 大胆使用先进技术

在解决好工艺配置的前提下, 要大胆使用先进技术和设备, 如炉况闭环操作系统、调压风机等。炉况闭环操作系统是利用在上下行温度测点、灰箱温度测点、气化层温度测点等处设置几支热电偶, 来检测渣层温度和气化层温度的变化。这套系统基本做

同之处在于, 此举提高了催化剂的耐热性能。

(2) 经放大生产和工业侧线评价显示, XH-2 型变换催化剂的低温活性比 XH-3 型变换催化剂好, 而 XH-3 型变换催化剂的耐热性能较 XH-2 型好。

(3) 12 t XH-2/3 型组合式催化剂在合成氨厂试用成功, 证明 XH-2/3 型催化剂可作为同一变换炉组合式催化剂用于中低压 (0.8~2.0 MPa) 变换系统。

参考文献

- [1] Newsome D S. The water gas shift reaction[J]. Catal Rev Sci Eng, 1980, 21(2): 275-318.
- [2] Xie Xiaofan, Yin Hengbo, Dou Bosheng, et al. Characterization of a potassium-promoted cobalt-molybdenum/alumina water-gas shift catalyst [J]. Applied Catalysis, 1991, 77(2): 187-198.
- [3] 刘全生, 张前程. 变换催化剂研究进展[J]. 化学进展, 2005, 17(3): 389-398.
- [4] 龚世斌, 魏士新. 一氧化碳耐硫变换催化剂技术进展[J]. 化学工业与工程技术, 2002, 23(6): 33-35.
- [5] 厦门大学. 一种一氧化碳耐硫变换催化剂及其制备方法: 中国, 200410005731.1[P]. 2005-01-05.
- [6] 连奕新, 王会芳, 陈汉宗, 等. XH-1 型无钾耐硫变换催化剂的生产与工业侧线试验[J]. 现代化工, 2007, 27(2): 49-52.
- [7] 武汉大学, 吉林大学. 无机化学[M]. 3 版. 北京: 高等教育出版社, 1994: 950-951. ■

到了闭环操作, 并且能够使系统长时间地维持在操作者确定的优化炉况下自动运行, 对稳定生产和低耗操作起到了很大的辅助作用。

3.3 采用富氧空气进行加氮

减少吹风气量是加氮操作最好的办法, 目前减少吹风气量技术只有采用上下吹方式加氮气, 这是因为: 首先, 加氮能够维持气化层温度不会很快地降低, 其次是上下吹的过程气体流速很慢, CO₂ 的还原反应能够比较充分地进行, 气体中 CO₂ 含量要比回收吹风气所补充氮的气体中的 CO₂ 含量低, 因此应尽量地用好用足加氮量。

参考文献

- [1] 雷利军. 国内外几种主要煤制气技术的发展现状及利弊简评[J]. 安徽化工, 2003(1): 10-11.
- [2] 汪家铭. 我国氮肥工业发展历程及前景展望[J]. 泸天化科技, 2006(4): 299-306.
- [3] 李文秀. 浅谈我国煤化工现状及其发展趋势[J]. 内蒙古石油化工, 2006(10): 37-38.
- [4] 沈石华, 张建国, 孙琛华. 中氮肥造气炉系统技改与节能[J]. 石油化工应用, 2006(3): 34-36. ■