

浅谈焦化厂烟气脱硫脱硝及余热利用工艺

张 斌 (山西西山煤气化有限责任公司, 山西 太原 030205)

摘 要: 为了使焦化厂焦炉烟气排放满足日益严峻的环保要求。通过该工艺的原理和实际生产运行情况, 得出结论: 该工艺拥有较高的脱硫脱硝及除尘效率, 值得进一步推广。

关键词: 烟气; 脱硫; SCR 脱硝; 余热利用

1 工艺流程

某焦化厂为 5.5m TJL5550D 捣固型焦炉, 焦炉烟道废气脱硫、脱硝、除尘工程主要由烟气系统、脱硫系统、脱硝系统、余热锅炉系统及电气仪表控制系统组成。其中, 烟气系统负责将焦炉烟气抽吸至脱硫系统, 脱硫后的烟气进入除尘脱硝系统, 再送至余热锅炉, 最后经大烟囱排放, 此外烟气系统还负责焦炉正常生产所需分烟道压力值的保持稳定。烟气系统主要由引风机及烟气管道、阀门等单元组成。

1.1 脱硫系统

焦炉烟气净化脱硫系统由脱硫剂制备系统、脱硫塔、脱硫后除尘系统、脱硫灰循环系统、脱硫灰外排系统、压缩空气/压缩氮气系统以及仪表控制系统等组成。主要是抽取的烟气在循环流化床脱硫塔内与经过处理后的脱硫剂碳酸氢钠(小苏打, NaHCO_3)充分接触, 发生物理、化学反应, 气体中的 SO_2 被吸收净化。

1.1.1 流化床在脱硫系统中的优势

首先从焦炉烟道抽取烟气进入脱硫塔, 然后烟气经过脱硫塔下部的文丘里管的加速, 进入循环流化床床体; 物料在循环流化床里, 气固两相由于气流的作用, 产生激烈的湍动与混合, 充分接触, 在上升的过程中, 不断形成絮状物向下返回, 而絮状物在激烈湍动中又不断解体重新被气流提升, 使得气固间的滑落速度高达单颗粒滑落速度的数十倍; 脱硫塔顶部结构进一步优化了絮状物的返回, 进一步提高了塔内颗粒的床层密度, 使得床内的 Na/S 比高达 20 以上, SO_2 充分接触反应。这种循环流化床内气固两相流机制, 极大地强化了气固间的传质与传热, 为实现高脱硫率提供了根本的保证。

烟气在上升过程中, 一部分颗粒因自重重新回流到循环流化床内, 进一步增加了流化床的床层颗粒浓度和延长吸收剂的反应时间, 另一部分随烟气被带出脱硫塔, 进入后续工艺。

从化学反应工程的角度看, SO_2 与 NaHCO_3 的颗粒在循环流化床中的反应过程是一个外扩散控制的反应过程, SO_2 与 NaHCO_3 之间的反应速度主要取决于 SO_2 在 NaHCO_3 颗粒表面的扩散阻力, 或说是 NaHCO_3 表面气膜厚度。当滑落速度或颗粒的雷诺数增加时, NaHCO_3 颗粒表面的气膜厚度减小, SO_2 进入 NaHCO_3 的传质阻力减小, 传质速率加快, 从而加快 SO_2 与 NaHCO_3 颗粒的反应。

只有在循环流化床这种气固两相流动机制下, 才具有最大的气固滑落速度。同时, 脱硫反应塔内能否获得气固最大滑落速度, 是一个鉴别干法脱硫工艺能否达到较高脱硫率的一个重要指标, 同时也是衡量一个干法脱硫工艺先进与否的一个重要指标。

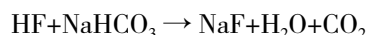
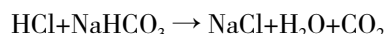
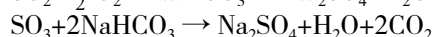
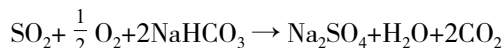
由于流化床中气、固两相间拥有良好的传热、传质效果, 并且 SO_3 去除率高, 再加上排烟始终控制在远高于其露点温度以上, 因此整个系统也无须任何的防腐处理, 大大地节约了投资成本与维护费用。

1.1.2 主要化学反应

烟气在循环流化床脱硫塔内与经过处理后的脱硫剂充分接触, 发生物理、化学反应, 气体中的 SO_2 被吸收净化。

碳酸氢钠(小苏打, NaHCO_3)可以用作烟气脱硫的吸附剂。它通过化学吸附去除烟气中的酸性污染物, 同时, 它还可通过物理吸附去除一些无机和有机微量物质。

发生的反应如下:



一般情况下, 烟气温度的在 160–250℃ 之间。由于 NaHCO_3 吸附剂的高度活性, 通常略微过量的 NaHCO_3 (化学计量因子在 1.1 和 1.3 之间) 就足够。

1.2 除尘脱硝系统

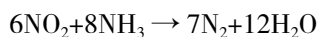
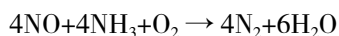
抽取的烟气进入除尘脱硝系统, 通过布袋除尘去除烟气系统中的颗粒物, 在脱硝反应器内在催化剂层的催化作用下, 用 NH_3 作为还原剂脱除烟气中的 NO_x 。

脱硝系统由脱硝反应器、氨气单元、及压缩空气/压缩氮气单元组成。

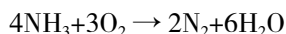
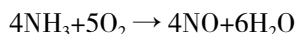
选用的 SCR 法, 该系统是在 300–390℃ 时, 采用 NH_3 将 NO_x 还原成 N_2 。为使 NH_3 只和 NO_x 进行反应, 并加快反应速度, 故在脱硝系统中加入催化剂。该系统使用中温催化剂, 即 300–390℃ 时, 该催化剂有钨、铂贵金属或 Cu、Cr、Fe、Mn、Co、Ni 等的氧化物以铝矾土或 TiO_2 为载体, 使脱硝效率可达 95% 以上。

若以氨作还原剂, NO_x 在 300–400℃ 的催化剂层中被分解为 N_2 和 H_2O 。

主要反应如下:



同时还有一些副反应



该催化剂也有一定弊端，即必须在脱硫系统稳定运行后，脱硝系统方可喷氨运行。一旦 SO_2 浓度 $\geq 300\text{mg}/\text{Nm}^3$ 的烟气接触活化后的脱硝催化剂，则 SO_2 与催化剂接触，使催化剂失活，严重影响脱硝效率。

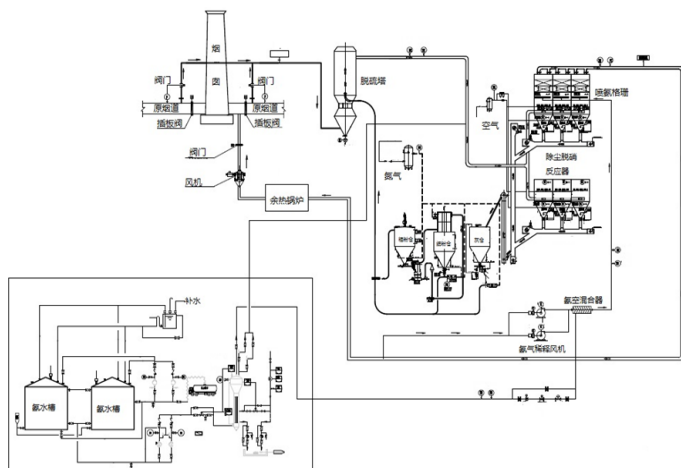


图1 本系统系统工艺图

2 工艺参数

2.1 原烟气排放参数

烟气标况气量 $15\text{万 Nm}^3/\text{h}$;

烟气硫化氢含量范围 $30\text{--}200\text{mg}/\text{m}^3$;

烟气含水量 ($\%\text{VOL}$) $10\text{--}13\%$;

烟气一氧化碳含量范围 $600\text{--}1000\text{mg}/\text{m}^3$;

烟气温度范围 $240\text{--}300^\circ\text{C}$;

入口含尘浓度范围 $\leq 60\text{mg}/\text{Nm}^3$

烟气含氧量范围 ($\%\text{VOL}$) $13\text{--}15\%$;

入口 SO_2 浓度范围 $\leq 300\text{mg}/\text{Nm}^3$;

入口 NO_x 浓度范围 $\leq 1300\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

2.2 加装该系统后烟囱排放目标值

SO_2 浓度: $\leq 30\text{mg}/\text{Nm}^3$;

NO_x 浓度: $\leq 100\text{mg}/\text{Nm}^3$;

颗粒物浓度: $\leq 15\text{mg}/\text{Nm}^3$;

氨逃逸: $\leq 5\text{ppm}$ 。

见表1。

3 余热锅炉系统

自界区外来的除盐水 (20°C) $\rightarrow$ 软水箱 $\rightarrow$ 软水泵 $\rightarrow$ 管式换热器 $\rightarrow$ 热力除氧器除氧 (104°C) $\rightarrow$ 给水泵 $\rightarrow$ 省煤器 I $\rightarrow$ 管式换热器 (板式换热器) $\rightarrow$ 省煤器 II $\rightarrow$ 蒸发器 (产生 1.6MPa 饱和蒸汽) $\rightarrow$ 用户。

余热锅炉启车注意事项: ①在引风机平稳运行后, 并且余热锅炉具备启车条件, 按如下步骤启动余热锅炉, 软水正常供入, 蒸汽正常供出; ②余热锅炉煮炉: a. 将配好的氢氧化钠和磷酸三钠药液注入锅水使其成浓度适当的碱水, 并使锅水保持适当的水位 (保持锅筒内最高水位); b. 加热升温升压, 至汽压为 0.1MPa 时冲洗水位计, 升至 0.2MPa 时排污一次, 使余热锅炉所有排污阀开启半分钟左右, 与此同时注意适当浓度的碱水补充, 以保持锅水水位; c. 汽压升至 $0.3\text{--}0.4\text{MPa}$ 时, 拧紧所有阀门, 有螺栓连接处, 拧紧螺栓, 并在 0.5MPa 压力下煮炉 12h ; d. 以上工作结束后, 使汽压降至 $0.3\text{--}0.4\text{MPa}$ 放掉 $10\text{--}15\%$ 锅筒水, 再注入并加药至所要求的浓度, 并升至 0.6MPa 以下煮炉 $8\text{--}10\text{h}$ 后, 排污 $10\text{--}12\%$, 如此反复煮炉 $2\text{--}3$ 次后, 进除氧水, 并通过上水、放水, 直到锅筒中碱度合格后即可结束煮炉工作。

4 结论

- ①流化床在脱硫塔内的运用有利于 SO_2 的吸收;
- ② SO_2 对脱硝催化剂有着很强的钝化作用;
- ③该系统不仅对焦化厂烟气起到脱硫脱硝的效果, 还能产生一部分蒸汽用于生产;
- ④控制好余热锅炉后烟气的露点温度, 是保证各个设备长期稳定运行的关键;
- ⑤符合该温度范围的脱硝催化剂是保证脱硝稳定的基础。

参考文献:

- [1] 杨爱霞, 王久昌, 谷宗洋. 低温 SCR 脱硝技术分析 [J]. 当代化工, 2013, 42(5): 681-683.
- [2] 韩慧, 白敏冬, 白希尧. 脱硫脱硝技术展望 [J]. 环境科学研究, 2002(1): 55-59.
- [3] 刘刚. 火电厂脱硫脱硝改造中控制系统的选型分析 [EB/OL].

作者简介:

张斌 (1987-), 男, 山西太原, 工程师, 主要从事煤化工技术工作。

表1 脱硫脱硝系统生产情况

时间	结焦时间/(h)	入口 SO_2 浓度 /(mg/Nm^3)	出口 SO_2 浓度 /(mg/Nm^3)	入口 NO_x 浓度 /(mg/Nm^3)	出口 NO_x 浓度 /(mg/Nm^3)	入口颗粒物浓度 /(mg/Nm^3)	出口颗粒物浓度 /(mg/Nm^3)
201601	36	75	35	347	95	15	9.9
201602	36	83	36	367	92	18	9.8
201603	36	77	35	360	91	16	9.4
201604	36	59	36	338	89	14	9.5
201605	36	67	37	272	93	18	9.0
201606	24	93	39	290	95	25	9.4
201607	28	78	37	232	93	21	9.7
201608	28	71	36	237	89	20	9.2
201609	28	73	38	240	86	22	9.6
201610	42	68	32	228	85	13	8.9
201611	36	70	35	196	89	21	9.7
201612	36	69	36	212	91	11	9.6