



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 103463946 A

(43) 申请公布日 2013. 12. 25

(21) 申请号 201310459262. X

B01D 53/56(2006. 01)

(22) 申请日 2013. 09. 30

B01D 53/50(2006. 01)

(71) 申请人 武汉钢铁(集团)公司

地址 430080 湖北省武汉市武昌友谊大道  
999号A座15层

申请人 武汉悟拓科技有限公司  
武汉科技大学

(72) 发明人 吴高明 杨秀林 肖扬 陈旺生  
秦林波 韩军 罗静

(74) 专利代理机构 武汉开元知识产权代理有限  
公司 42104

代理人 涂洁

(51) Int. Cl.

B01D 53/75(2006. 01)

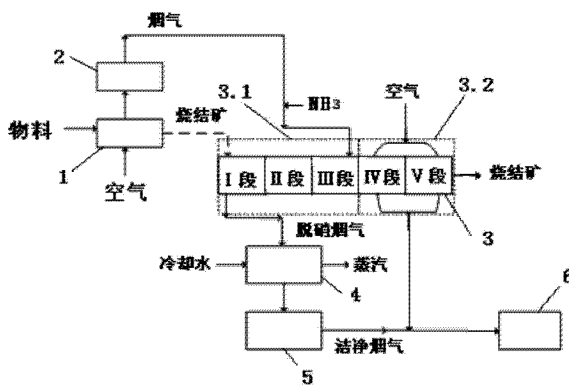
权利要求书1页 说明书7页 附图3页

(54) 发明名称

基于热烧结矿催化作用的烧结烟气净化方法

(57) 摘要

本发明公开了一种基于热烧结矿催化还原的烧结烟气净化方法及其系统,解决了现有烧结烟气净化存在工艺复杂、能耗大、设备投资和运行成本高的问题。技术方案包括将烧结机引出的除尘后的烧结烟气与烧结机引出的烧结矿在烧结矿冷却设备中直接换热,并在烧结矿作用下进行选择性的催化还原反应,将烟气中的NO<sub>x</sub>转化为N<sub>2</sub>,控制烟气中NH<sub>3</sub>/NO<sub>x</sub>的体积比=0.4~0.5,从烧结矿冷却设备引出的脱硝烟气经余热回收降温至100~150℃后,再进行氨法脱硫脱硝得到洁净烟气,再由烟囱排出,在烧结矿冷却设备中换热降温至150℃以下的烧结矿送入下一工序。本发明方法工艺简单、能耗低、不消耗SCR催化剂、脱硝脱硫效果好、本发明系统占地面积小、投资成本和运行成本低、对环境友好。



1. 一种基于热烧结矿催化作用的烧结烟气净化方法,其特征在于,包括将烧结机引出的除尘后 120-180℃的烧结烟气与烧结机引出的 800-900℃的烧结矿在烧结矿冷却设备中直接换热,并在烧结矿作用下进行选择性的催化还原反应,将烟气中的  $\text{NO}_x$  转化为  $\text{N}_2$ , 通过向进入烧结矿冷却设备前的烧结烟气中加入氨的方式控制烟气中  $\text{NH}_3/\text{NO}_x$  的体积比=0.4~0.5, 出烧结矿冷却设备的换热升温至 450-500℃的脱硝烟气经余热回收降温至 100~150℃后,再进行氨法脱硫脱硝得到洁净烟气,再由烟囱排出,在烧结矿冷却设备中换热降温至 150℃以下后的烧结矿送入下一工序。

2. 如权利要求 1 所述的基于热烧结矿催化作用的烧结烟气净化方法,其特征在于,所述烧结烟气与烧结机引出的 800-900℃的烧结矿在烧结矿冷却设备中逆向直接换热。

3. 如权利要求 1 所述的基于热烧结矿催化作用的烧结烟气净化方法,其特征在于,控制所述进入烧结矿冷却设备前的烧结烟气中  $\text{O}_2$  浓度为体积百分比 14~18%,  $\text{NO}$  浓度为 300-500mg/ $\text{Nm}^3$ ,  $\text{SO}_2$  的浓度为 1000-3000mg/ $\text{Nm}^3$ 。

4. 如权利要求 1 所述的基于热烧结矿催化作用的烧结烟气净化方法,其特征在于,所述烧结矿中成分为:Fe 含量为 55-65wt%, FeO 含量为 8.0-15.0wt%, CaO 的含量为 8.0-15wt%,  $\text{SiO}_2$  的含量为 5.0-10.0wt%, MgO 的含量为 1.0-5.0wt%, 其它物质总含量为 0-5.0%。

5. 如权利要求 1-4 任一项所述的基于热烧结矿催化作用的烧结烟气净化方法,其特征在于,在所述烧结矿冷却设备中,所述烧结烟气在 350~600℃环境下停留时间不少于 1.6s,在  $\geq 600^\circ\text{C}$  的环境下不少于 0.4s。

6. 如权利要求 5 所述的基于热烧结矿催化作用的烧结烟气净化方法,其特征在于,在所述烧结矿冷却设备中,所述烧结烟气在 350-600℃环境下停留时间 1.6~2.0s,在  $\geq 600^\circ\text{C}$  的环境停留时间为 0.4~2.0s。

## 基于热烧结矿催化作用的烧结烟气净化方法

### 技术领域

[0001] 本发明涉及一种烟气净化方法,具体的说是一种基于热烧结矿催化作用的烧结烟气净化方法。

### 背景技术

[0002] 随着我国经济的快速发展和工业化水平的显著提高,大气污染状况日益严重。2010年,我国二氧化硫( $\text{SO}_2$ )和氮氧化物( $\text{NO}_x$ )排放量分别为2267.8万吨和2276.6万吨,均位居世界第一,国家环保部2010年环境统计年报显示,钢铁行业 $\text{SO}_2$ 和 $\text{NO}_x$ 排放量分别为176.65万吨和93.10万吨,均位居各工业排放源的前列,其中70%以上的 $\text{SO}_2$ ,50%以上的 $\text{NO}_x$ 来自炉窑烧结机。2012年国家环境保护部颁布了《钢铁烧结、球团工业大气污染物排放标准(GB28662-2012)》,该标准对烧结烟气大气污染物的排放与控制提出了新的要求。因此,钢铁烧结烟气脱硫脱硝将是钢铁工业 $\text{SO}_2$ 和 $\text{NO}_x$ 排放控制的重心。

[0003] 烧结烟气是各种粉状含铁原料、燃料和熔剂在点火熔化、高温烧结成型过程中所产生的含有多种污染成分的气体。烧结烟气具有烟量大( $4000 \sim 6000\text{m}^3/\text{吨烧结矿}$ )、温度变化大( $120 \sim 180^\circ\text{C}$ )、CO浓度高( $0.5 \sim 2.0\%$ )、 $\text{SO}_2$ 浓度变化大( $1000 \sim 3000\text{mg}/\text{Nm}^3$ )、 $\text{NO}_x$ 浓度低( $300 \sim 500\text{mg}/\text{Nm}^3$ )、含湿量大( $7 \sim 12\%$ )和含氧量高( $15 \sim 18\%$ )等特点。与电厂烟气相比具有许多自身的特点,其烟气成分更复杂,变化波动更大,处理更困难。

[0004] 国外烧结烟气脱硫技术研究起步较早,经过几十年的发展,脱硫技术种类很多,且相对成熟。在日本,以石灰石-石膏法和氧化镁法为主,近年来建设的烧结烟气脱硫设施则是以活性炭法为主。欧洲则形成了以循环流化床为主的干法与半干法脱硫技术格局。我国采用的烧结烟气脱硫工艺有10余种,已投产和在建的烧结烟气脱硫工艺主要有循环流化床法、氨-硫铵法、石灰石-石膏法、NID法等,其中氨-硫铵法脱硫应用较多。

[0005] 相比烧结烟气脱硫技术,国内外烧结烟气脱硝技术相对较少,特别是成熟的技术更少。我国烧结烟气脱硝技术研究起步较晚,目前还没有开发出成熟的烧结烟气脱硝技术。但是 $\text{NH}_3$ 选择性催化还原( $\text{NH}_3\text{-SCR}$ )法已成功应用于燃煤烟气脱硝。SCR技术是指在催化剂存在下,向烟气中喷入 $\text{NH}_3$ ,使其选择性地与 $\text{NO}_x$ 反应生成 $\text{N}_2$ ,而不与 $\text{O}_2$ 发生非选择性氧化,从而达到降低 $\text{NO}_x$ 还原温度、提高 $\text{NO}_x$ 脱除效率的目的。 $\text{NH}_3\text{-SCR}$ 技术的核心是SCR催化剂体系;SCR催化剂不同,其还原 $\text{NO}_x$ 的最佳温度区间不同。目前工业上用于SCR脱硝的催化剂( $\text{V}_2\text{O}_5\text{-WO}_3(\text{MoO}_3)/\text{TiO}_2$ )在 $350 \sim 400^\circ\text{C}$ 温度窗口内具有优异的 $\text{NO}_x$ 净化效率,但是存在催化剂成本较高、容易硫化失活等问题。

[0006] 德国、美国、日本、以色列等国在烟气脱硫、脱硝技术研发的基础上,已成功开发出了几种烟气同时脱硫脱硝技术,如活性炭吸收同步脱硫脱硝工艺、CuO同时脱硫脱硝工艺、电子束法、络合吸收法等。我国烧结烟气污染物综合治理还处于发展阶段,烧结烟气同时脱硫脱硝技术还处于研究阶段。目前我国烧结烟气脱硫、脱硝基本采用联合方式来进行,即脱硫与脱硝分开处理,比较主流的方法是氨法脱硫-SCR脱硝相结合法。氨法脱硫-SCR脱硝相结合法净化烧结烟气主要有两种工艺路线。一种是采用先除尘再SCR脱硝最后进行湿法脱

硫的技术路线,即将烟气脱硝工艺置于脱硫工艺之前,除尘后的烧结烟气先进行 SCR 技术脱硝,然后用换热装置进行降温处理,最后将烟气经湿法脱硫装置净化后,从烟囱排出。该技术路线存在工艺较复杂、占地面积较大和烟气中高浓度的  $\text{SO}_2$  容易使 SCR 脱硝催化剂中毒失活等问题。为了防止烟气中粉尘和  $\text{SO}_2$  对 SCR 脱硝催化剂的毒害作用,学者提出了先除尘再脱硫最后进行 SCR 脱硝的技术路线,即将烟气脱硝工艺置于脱硫工艺之后,烧结烟气先经过电除尘、湿法脱硫后,再通过加热装置升温到  $350^\circ\text{C}$  左右进行脱硝,最后用换热装置进行降温处理,净化后烟气经烟囱排出。但是由于该工艺先进行湿法脱硫,则烟气温度大幅度降低,需要经加热装置升温达  $350^\circ\text{C}$  左右后,方能进行脱硝处理。该工艺存在能源消耗较大,运行成本较高和占地面积较大等问题。

### 发明内容

[0007] 本发明的目的是为了解决上述技术问题,提供一种工艺简单、占地面积小、能耗低、不消耗 SCR 催化剂、脱硝脱硫效果好、投资成本和运行成本低、对环境友好的基于热烧结矿催化作用的烧结烟气净化方法。

[0008] 本发明方法包括将烧结机引出的除尘后  $120 \sim 180^\circ\text{C}$  的烧结烟气与烧结机引出的  $800 \sim 900^\circ\text{C}$  的烧结矿在烧结矿冷却设备中直接换热,并在烧结矿作用下进行选择性的催化还原反应,将烟气中的  $\text{NO}_x$  转化为  $\text{N}_2$ ,通过向进入烧结矿冷却设备前的烧结烟气中加入氨的方式控制烟气中  $\text{NH}_3/\text{NO}_x$  的体积比  $=0.4 \sim 0.5$ ,出烧结矿冷却设备的换热升温至  $450 \sim 500^\circ\text{C}$  的脱硝烟气经回收余热降温至  $100 \sim 150^\circ\text{C}$  后,再进行氨法脱硫脱硝得到洁净烟气,再由烟囱排出,在烧结矿冷却设备中换热降温至  $150^\circ\text{C}$  以下后的烧结矿送入下一工序。

[0009] 进一步的,控制所述进入烧结矿冷却设备前的烧结烟气中  $\text{O}_2$  浓度为体积百分比 14-18%,  $\text{NO}$  浓度为  $400\text{mg}/\text{Nm}^3$ ,  $\text{SO}_2$  的浓度为  $1400\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

[0010] 所述烧结矿的成分为:Fe 含量为 55-65wt%, FeO 含量为 8.0-15.0wt%, CaO 的含量为 8.0-15wt%,  $\text{SiO}_2$  的含量为 5.0-10.0wt%, MgO 的含量为 1.0-5.0wt%, 其它物质总含量为 0-5.0%。

[0011] 在所述烧结矿冷却设备中,所述烧结烟气在  $400 \sim 500^\circ\text{C}$  环境下停留时间不少于 1.6s,在  $\geq 600^\circ\text{C}$  的环境下不少于 0.4s。

[0012] 在所述烧结矿冷却设备中,所述烧结烟气在  $400-500^\circ\text{C}$  环境下停留时间 1.6 ~ 2.0s,在  $\geq 600^\circ\text{C}$  的环境停留时间为 0.4 ~ 2.0s。

[0013] 本发明系统用于上述基于热烧结矿催化还原的烧结烟气净化方法,包括烧结机,所述烧结机的矿石出口与烧结矿冷却设备连接,所述烧结机的烟气出口与除尘装置、烧结矿冷却设备、换热锅炉、氨法脱硫脱硝系统及烟囱依次连接。

[0014] 所述烧结矿冷却设备由依次连接的高温段和低温段组成,所述烧结机的矿石出口与烧结矿冷却设备的高温段入口连接,所述烧结机的烟气出口与烧结矿冷却设备的高温段出口连接,所述烧结矿冷却设备的高温段入口与换热锅炉连接。

[0015] 本发明将烧结机引出的烧结烟气和烧结矿同时送入烧结矿冷却设备中,一方面利用烧结矿的高温对烧结烟气升温,使其满足反应温度的要求,另一方面,利用烧结矿本身作为催化剂替代原有的 SCR 催化剂使烧结烟气在烧结矿冷却设备中进行选择性的催化还原反应,达到脱硝的目的。

[0016] 上述反应中,本发明特别采用烧结机引出的高温烧结矿替代现有的 SCR 催化剂作为脱硝催化剂,发明人认为热烧结矿 SCR 脱除  $\text{NO}_x$  的反应机制为 Eley-Rideal 型,起催化作用的主要成分为  $\gamma\text{-Fe}_2\text{O}_3$ ,脱硝机制如图 2 所示。其作用原理是:氨吸附在  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  铁的 Lewis 酸性位上, $\text{NH}_3$  分子的 1 个 H 原子与  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  铁表面的晶格氧反应,来自氨气中 N 原子的 1 个电子被吸附在  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  上,同时,电子在吸附和被吸附物种之间相互转移。电子转移后形成的电子洞被吸附态氨气产生的  $\text{NH}_2$  自由基转变的  $\text{NH}_2^-$  占据,被吸附了  $\text{NH}_3$  的 1 个 N 中的一个电子转向  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  中的铁离子,形成的  $\text{NH}_2$  自由基和来自气态中的  $\text{NO}$  反应产生  $\text{NH}_2\text{NO}$  中间产物,中间产物然后分解为  $\text{N}_2$  和  $\text{H}_2\text{O}$ ,然后 2 价铁离子被氧气重新氧化到 3 价铁离子。 $\gamma\text{-Fe}_2\text{O}_3$  有较低的活化能且处于亚稳定状态,使其上的 Lewis 酸性位较活泼,较易同  $\text{NH}_3$  中的 H 原子发生反应,所以  $\gamma\text{-Fe}_2\text{O}_3$  的催化脱硝效果较好。

[0017] 并且,发明人还发现采用高温的烧结矿石进行脱硝具有多种效果:1) 其本身组成成份中含有作用催化剂的成份,而且也来自烧结机,也就是说,处理烧结烟气时,能够有效保证烧结矿的持续同步供给,保证了催化剂的需求量;2) 由于烧结机连续不断的向冷却设备中供给热烧结矿,即使烟气中含有高浓度的  $\text{SO}_2$ ,也不存在作为催化剂的烧结矿发生中毒失活的问题,保证了脱硝的正常进行,解决了先脱硝再脱硫工艺存在的催化剂中毒失活的问题,烧结烟气可直接送入烧结矿冷却设备中先进行脱硝,而把氨法脱硫工艺放在脱硝之后,从而也同时解决了先脱硫再脱硝存在的资源消耗大,运行成本较高和占地面积大的问题;3) 来自烧结机的烧结矿石温度高,为  $800 \sim 900^\circ\text{C}$ ,这部分热完全满足脱硝催化反应所需的反应温度要求,不需要另外增加升温设备,使烧结矿的余热得到充分利用;4) 由于烧结矿温度可高达  $800 \sim 900^\circ\text{C}$ ,因而烧结烟气在烧结矿冷却设备中与烧结矿直接换热的后期,其周围的环境温度可达  $600^\circ\text{C}$  以上,而发明人在该温度下意外发现,采用烧结烟气和烧结矿逆向直接换热的方式,会随着烟气流动其温度会逐渐增高,因而会先发生 SCR 的脱硝,当温度升高至  $600^\circ\text{C}$  以上时,脱硝基本完成,此时检测脱硝后的烟气成分时,发现在  $\geq 600^\circ\text{C}$  高温下,烟气中会有  $30 \sim 80\text{mg}/\text{Nm}^3$  的  $\text{NO}_2$  生成,初步分析是由于烧结烟气中  $\text{O}_2$  浓度高达  $14 \sim 18\%$ ,在  $\geq 600^\circ\text{C}$  高温下,烧结烟气中未被还原的  $\text{NO}$  部分会进一步氧化生成  $\text{NO}_2$ ,而这一部分  $\text{NO}_2$  有利于在所述的氨法脱硫时同步对  $\text{NO}_x$  进行进一步脱除。

[0018] 进一步的,在为了保证高效脱硝效率,所述烧结烟气在  $350\text{--}600^\circ\text{C}$  (优选  $400 \sim 500^\circ\text{C}$ ) 环境下停留时间不少于  $1.6\text{s}$ ,以保证催化反应充分,优选停留时间为  $1.6\text{--}2.0\text{s}$ ,停留时间过长会导致催化反应不够充分,停留时间过短会使  $\text{NO}$  与  $\text{NH}_3$  反应不够充分,导致脱硝率低;在  $\geq 600^\circ\text{C}$  的环境下不少于  $0.4\text{s}$ ,以保证氧化反应充分进行,优选  $0.4\text{--}2.0\text{s}$ ,停留时间过长会导致  $\text{NH}_3$  的氧化率上升,停留时间过短会使  $\text{NO}$  与  $\text{NH}_3$  反应不够充分,导致脱硝率低,综合考虑氨气利用率和采用烧结矿作为催化剂的脱硝效率,优选  $\text{NH}_3/\text{NO}=0.4\text{--}0.5$ , $\text{NH}_3/\text{NO}$  过大会导致  $\text{NH}_3$  利用率低、氨逃逸严重, $\text{NH}_3/\text{NO}$  过小会导致脱硝率过低。

[0019] 进一步的,本发明中作了催化剂的烧结矿的成分为烧结石引出的高温的烧结矿,为了保证其高效催化效果,要求烧结矿中 Fe 含量为不小于  $50\text{wt}\%$ ,因为在烧结矿催化反应过程中,起催化作用的主要物质为铁基氧化物,更为优选为 Fe 含量为  $55\text{--}65\text{wt}\%$ ,FeO 含量为  $8.0\text{--}15.0\text{wt}\%$ ,CaO 的含量为  $8.0\text{--}15\text{wt}\%$ , $\text{SiO}_2$  的含量为  $5.0\text{--}10.0\text{wt}\%$ ,MgO 的含量为  $1.0\text{--}5.0\text{wt}\%$ ,其它物质总含量为  $0\text{--}5.0\%$ 。

[0020] 本发明系统中,为了尽快使烧结烟气升温至脱硝窗口温度,优选所述烧结烟气可

直接由烧结矿冷却设备的高温段出口进入,由高温段入口排出,在烧结矿冷却设备的高温段与烧结矿直接逆向接触,高效脱硝。

[0021] 有益效果:

[0022] ①本发明以铁基氧化物(热烧结矿)作为脱硝催化剂完全替代现有 SCR 催化剂,其来源广泛、成本较低,大大降低了系统的运行成本,并且,将烧结烟气在除尘后直接进行脱硝,也不存在对使作为脱硝催化剂的烧结矿失活的问题。

[0023] ②本发明充分利用烧结矿余热来加热烟气,不需要额外补充能源给烟气加热,使其达到 SCR 脱硝的窗口温度,同时加热后烟气温度达到 450-500℃,可加以利用;

[0024] ③本发明工艺简单、占地面积较小,脱硝的催化反应在烧结矿冷却设备中完成,不需要额外安装 SCR 脱硝反应系统、设备投入成本降低;整个系统余热利用率高,节能降耗效果显著。

[0025] ④本发明工艺可以实现烧结烟气同时脱硫脱硝,净化效果好,对  $\text{NO}_x$  的含量高达 300-500mg/ $\text{Nm}^3$ ,硫高达 1000-3000mg/ $\text{Nm}^3$  的烧结烟气均适用,其脱硫效率  $\geq 95\%$ ,脱硝效率为 50-70%,净化后的烟气满足国家规定的烧结烟气排放标准(GB 28662-2012)。

#### 附图说明

[0026] 图 1 本发明工艺流程图。

[0027] 图 2 热烧结矿 SCR 脱除  $\text{NO}_x$  的反应机制图。

[0028] 图 3 为本发明中反应温度和  $\text{NH}_3/\text{NO}$  比对脱硝效率的影响。

[0029] 图 4 烧结烟气停留时间对脱硝效率的影响。

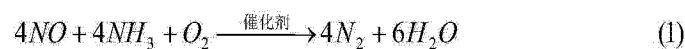
[0030] 图 5 反应温度对  $\text{NO}_2$  生成量的影响。

[0031] 其中,1- 烧结机、2- 除尘装置、3- 烧结矿冷却设备、3.1- 高温段、3.2- 低温段、4- 换热锅炉、5- 氨法脱硫脱硝系统、6- 烟囱。

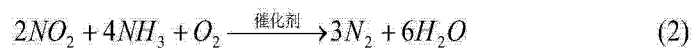
#### 具体实施方式

[0032] 所述 SCR 脱硝阶段的反应的理如下:

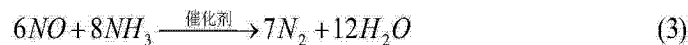
[0033]



[0034]



[0035]



[0036]



[0037]

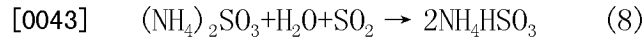
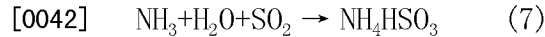
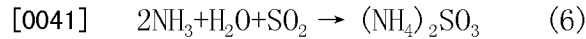


[0038] 在反应温度为 350-600℃时,烟气中的  $\text{NO}_x$  与  $\text{NH}_3$  在热烧结矿作用下进行选择性的催化还原反应,将烟气中的  $\text{NO}_x$  转化为  $\text{N}_2$  (如反应方程式(1)-(3)),从而实现 SCR 脱硝,由

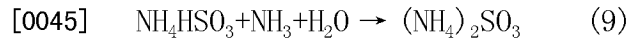
于烧结烟气中  $O_2$  浓度高达 14-18%，因此，在高温 ( $\geq 600^\circ\text{C}$ ) 下，未被反应的  $NO$  部分会进一步氧化生成  $NO_2$  (如反应方程式 (4) - (5))。

[0039] 所述氨法脱硫脱硝工艺，在脱硫同时还能同步脱除烟气中未脱除的硝，其反应原理如下：

[0040] 脱硝后的烧结烟气引入到脱硫脱硝塔内，采用氨水作为同步脱硫脱硝的吸收剂，其化学反应方程式如下：

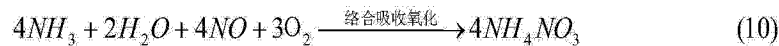


[0044] 在吸收过程中所生成的酸式盐  $\text{NH}_4\text{HSO}_3$  对  $\text{SO}_2$  不具有吸收能力，随着吸收过程的进行，吸收液中  $\text{NH}_4\text{HSO}_3$  的数量增加，吸收液的吸收能力下降，因此需要向吸收液中补充氨水 (控制吸收液的 pH 为 5.0-6.5)，使其转化为  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$  以保持吸收液的吸收能力，其方程式如下：

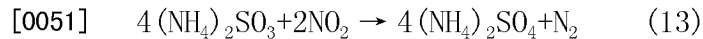
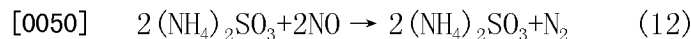


[0046] 向同步脱硫脱硝的吸收剂 - 氨水添加亚铁盐为主的络合剂以提高吸收液对  $\text{NO}_x$  络合吸收效果。其化学反应方程式如下：

[0047]



[0049] 吸收液中的  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$  除了吸收烟气中  $\text{SO}_2$  外，还对烟气中的  $\text{NO}_x$  具有一定的还原作用，其化学反应成如下：



[0052] 系统实施例：

[0053] 烧结机 1 的矿石出口与烧结矿冷却设备 3 的高温段 3.1 入口连接，所述烧结机 1 的烟气出口与除尘装置 2、烧结矿冷却设备 3、换热锅炉 4、氨法脱硫脱硝系统 5 及烟囱 6 依次连接。所述烧结矿冷却设备 3 由依次连接的高温段 3.1 和低温段 3.2 组成，所述烧结机 1 的矿石出口与烧结矿冷却设备 2 的高温段入口 3.1 连接，所述烧结机 1 的烟气出口经除尘装置 2 与烧结矿冷却设备 3 的高温段 3.1 出口连接，所述烧结矿冷却设备 2 的高温段 3.1 入口与换热锅炉 4 连接。所述烧结矿冷却设备 2 优选为环型冷却机，本实施例中包括 5 个冷却段，由烧结矿入口至出口依次为 I 段、II 段、III 段、IV 段、V 段，其中 I - III 段为高温段 3.1，IV 段和 V 段为低温段 3.2。所述氨法脱硫脱硝系统 5 为现有的可实现氨法脱硫脱硝工艺的系统 (为现有技术，不作详述)。本实施例 1 低温段 3.2 以空气作为换热介质，低温段 3.2 的空气出口也与烟囱 6 连接。

[0054] 工艺实施例：

[0055] 烧结机 1 引出的  $120-180^\circ\text{C}$  的烟气 (又称烧结烟气) 经除尘装置 2 除尘，除尘后的烧结烟气温度的  $120-180^\circ\text{C}$ ，其中烟气中  $O_2$  的含量为 14-18vol%， $\text{CO}_2$  的含量为 3.0-7.0vol%， $\text{CO}$  的含量为 0-2.0vol%， $\text{NO}_x$  的含量为  $300-500\text{mg}/\text{Nm}^3$  (其中 90-95% 的  $\text{NO}$ )， $\text{SO}_2$  的含量为  $1000-3000\text{mg}/\text{Nm}^3$ ；向除尘后的烟气中喷入  $\text{NH}_3$  控制烟气中的  $\text{NH}_3/\text{NO}_x=0.4-0.5$  送入烧结机 1

的高温段 3.1 出口;烧结机引出的烧结矿(烧结机引出的烧结矿的温度为 800-900℃,粒径为 1-100mm,其中,以合计总量 100% 计,Fe 含量为 55-65wt%,FeO 含量为 8.0-15.0wt%,CaO 的含量为 8.0-15wt%,SiO<sub>2</sub> 的含量为 5.0-10.0wt%,MgO 的含量为 1.0-5.0wt%,其它物质总含量为 0-5.0%)。由烧结矿冷却设备 3 的高温段 3.1 入口进入、低温段出口排出,所述烟气和烧结矿在烧结矿冷却设备 3 中的换热段 3.1 逆向直接换热,烟气向换热段出口方向行进过程中,环境温度逐渐升高,首先在 300-600℃ 的环境下(烟气在此温度范围的停留时间不少于 1.6s,优选 0.6-2s),热烧结矿作为催化剂,烟气中的 NO<sub>x</sub> 与 NH<sub>3</sub> 在烧结矿作用下进行选择性的催化还原反应进行脱硝,将烟气中的 NO 部分转为 N<sub>2</sub> 和 NO<sub>2</sub>,在大于 600℃ 的环境下(烟气在此温度范围的停留时间不少于 0.4s,优选 0.4-2s),未被还原的 NO 部分会进一步氧化生成 NO<sub>2</sub>,脱硝后的 450-500℃ 的脱硝烟气由结矿冷却设备 3 的高温段入口 3.1 排出送入余热锅炉 4 回收热能降温至 100-150℃,换热后的脱硝烟气引入氨法脱硫脱硝系统 5 通过氨法脱硫脱硝工艺脱除烟气中的 SO<sub>2</sub> 和 NO<sub>x</sub>,脱硫后的洁净烟气的温度降至 50-60℃ 经烟囱直接排放,在烧结矿冷却设备 2 中换热降温后的 150℃ 以下的烧结矿由低温段 3.1 的出口排出送入下一工序。所述烧结矿冷却设备 2 低温段 3.2 的冷却介质为空气,换热后与洁净烟气一起由烟囱排出。

[0056] 测得经氨法脱硫工序出口烟气中 NO<sub>x</sub> 的浓度为 105-250mg/Nm<sup>3</sup>,SO<sub>2</sub> 的浓度为 20-150mg/Nm<sup>3</sup>。本发明脱硫效率为 95-98%,脱硝效率为 50-70%。

[0057] 按照上述方法,对烧结机 1 引出的不同 NO<sub>x</sub> 浓度的烟气进行处理,其处理指标见下表。

[0058]



	除尘后的烟气中NO <sub>x</sub> 和SO <sub>2</sub> 的含量	洁净烟气中NO <sub>x</sub> 和SO <sub>2</sub> 的含量	脱硫效率	脱硝效率
实施例 1	NO <sub>x</sub> : 300~400mg/Nm <sup>3</sup> (其中 90~95%的NO), SO <sub>2</sub> : 1000~2000 mg/Nm <sup>3</sup>	NO <sub>x</sub> : 105~180 mg/Nm <sup>3</sup> , SO <sub>2</sub> : 25~80 mg/Nm <sup>3</sup>	96~97.5%	55~65%
实施例 2	NO <sub>x</sub> : 400~500mg/Nm <sup>3</sup> (其中 90~95%的NO), SO <sub>2</sub> : 1000~2000 mg/Nm <sup>3</sup>	NO <sub>x</sub> : 140~220 mg/Nm <sup>3</sup> , SO <sub>2</sub> : 20~80 mg/Nm <sup>3</sup>	96~98%	56~65%
实施例 2	NO <sub>x</sub> : 300~400mg/Nm <sup>3</sup> (其中 90~95%的NO), SO <sub>2</sub> : 2000~3000 mg/Nm <sup>3</sup>	NO <sub>x</sub> : 105~120 mg/Nm <sup>3</sup> , SO <sub>2</sub> : 60~150 mg/Nm <sup>3</sup>	95~97%	65~70%
实施例 2	NO <sub>x</sub> : 400~500mg/Nm <sup>3</sup> (其中 90~95%的NO), SO <sub>2</sub> : 2000~3000 mg/Nm <sup>3</sup>	NO <sub>x</sub> : 160~250 mg/Nm <sup>3</sup> , SO <sub>2</sub> : 70~120 mg/Nm <sup>3</sup>	96~97%	50~60%

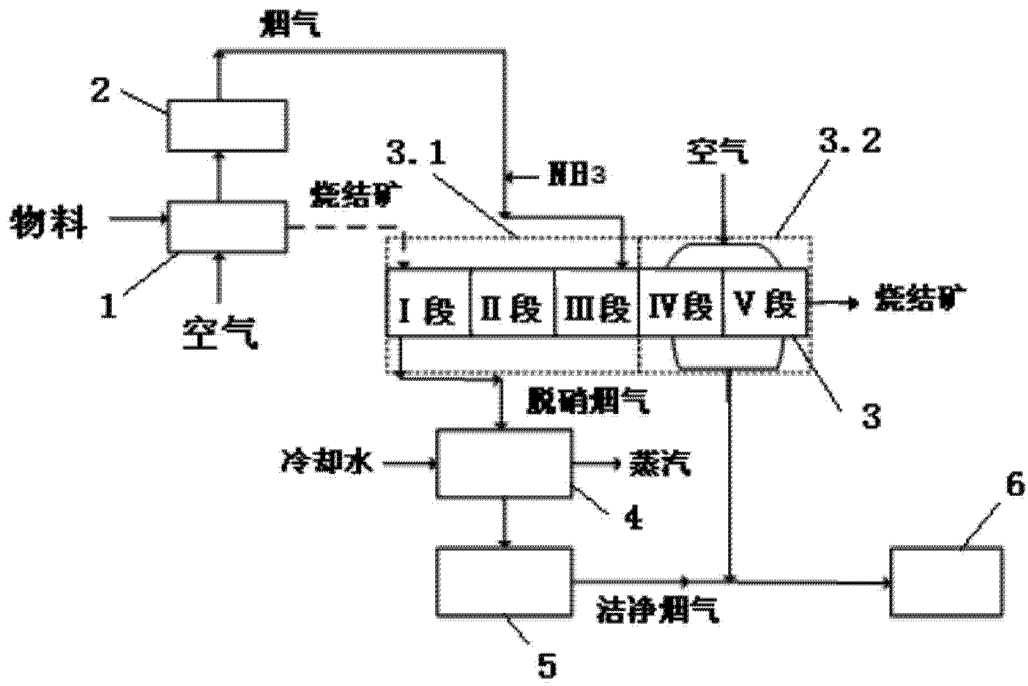


图 1

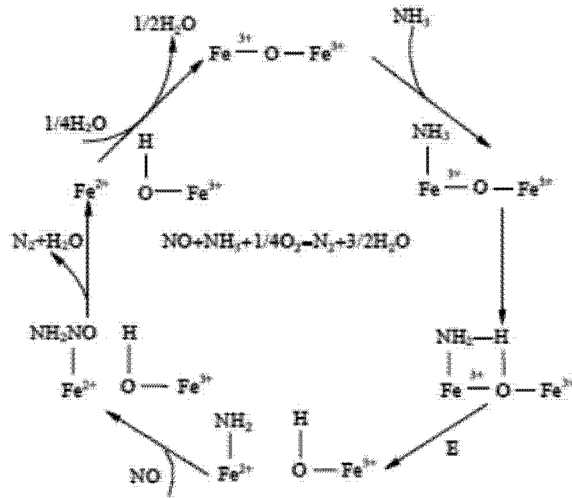


图 2

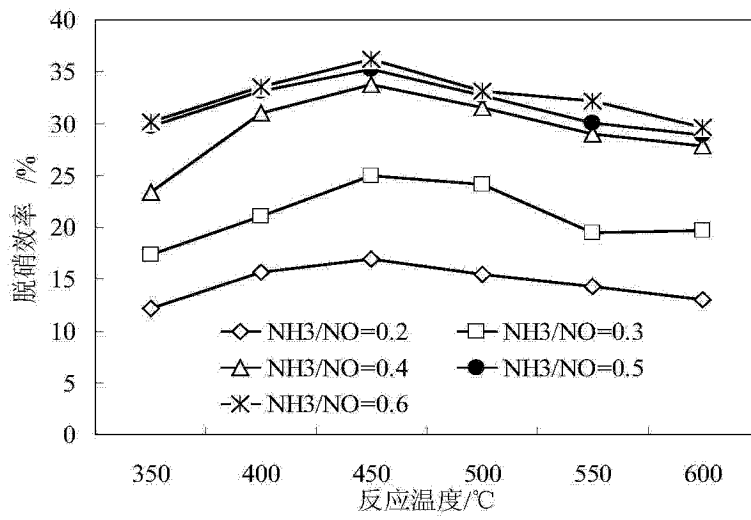


图 3

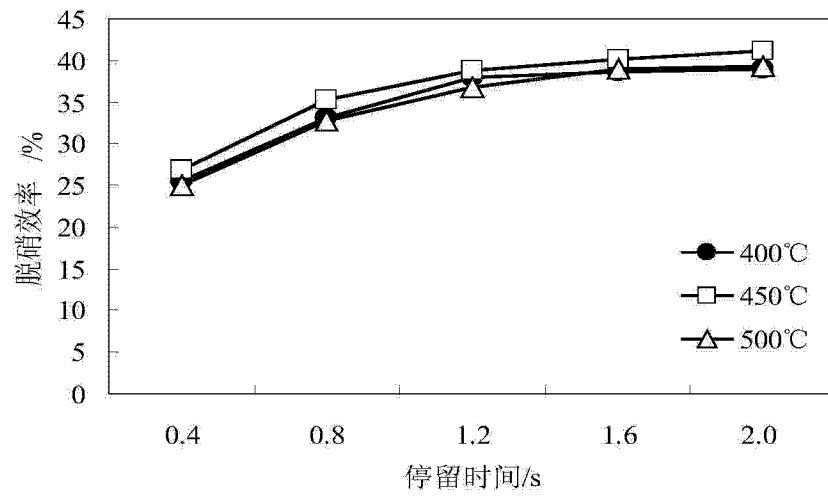


图 4

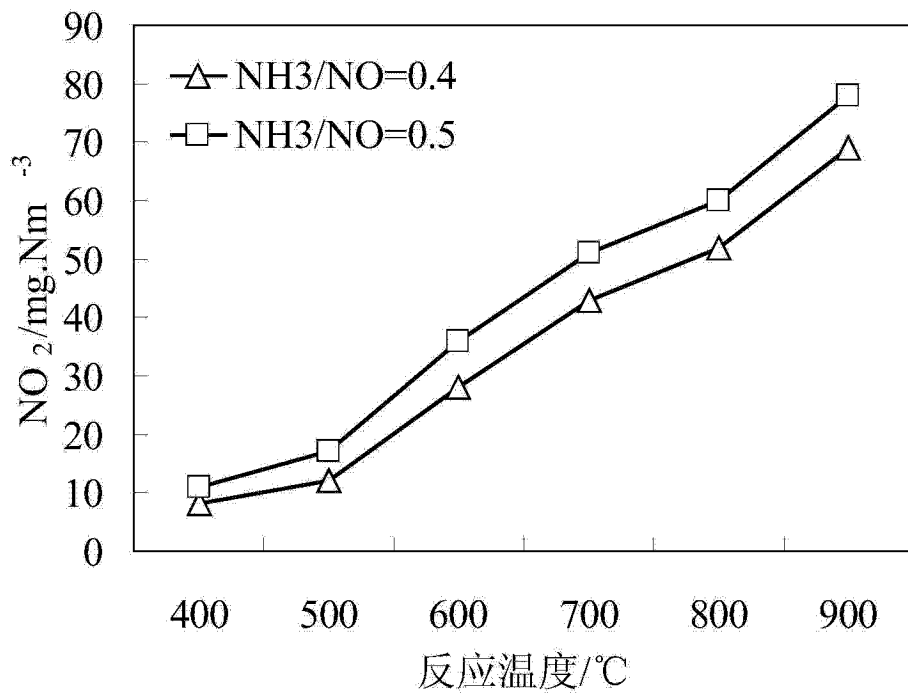


图 5