



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 106110850 A

(43)申请公布日 2016. 11. 16

(21)申请号 201610664057.0

B01D 46/02(2006.01)

(22)申请日 2016.08.12

(71)申请人 浙江富春江环保热电股份有限公司

地址 311418 浙江省杭州市富阳区灵桥镇
春永路188号

申请人 浙江工商大学

(72)发明人 吴祖良 张亮 盛洪产 郝晓东

叶明华 楼军

(74)专利代理机构 杭州中成专利事务所有限公

司 33212

代理人 金祺

(51)Int. Cl.

B01D 53/75(2006.01)

B01D 53/50(2006.01)

B01D 53/56(2006.01)

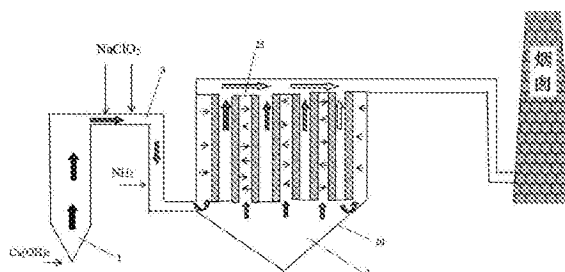
权利要求书2页 说明书7页 附图1页

(54)发明名称

一种烟气污染物超低排放系统及方法

(57)摘要

本发明公开了一种烟气污染物超低排放系统,包括脱硫塔,联通管路的两端分别与脱硫塔和除尘脱硝复合反应器相连通;所述除尘脱硝复合反应器包括壳体,在壳体内设置至少两个的除尘脱硝单元;所述每个除尘脱硝单元包括外筒体和内筒体,内筒体套装在外筒体内,在外筒体、内筒体的侧壁上均设置通气孔;在外筒体的内侧壁和内筒体的外侧壁之间设置催化剂;在外筒体的外表面套装布袋,布袋为有底无盖。本发明还同时提供了利用上述系统进行的烟气污染物超低排放的处理方法。



1. 一种烟气污染物超低排放系统,包括脱硫塔(1),其特征是:联通管路(3)的两端分别与脱硫塔(1)和除尘脱硝复合反应器(2)相连通;

所述除尘脱硝复合反应器(2)包括壳体(20),在壳体(20)内设置至少两个的除尘脱硝单元;

所述每个除尘脱硝单元包括外筒体(22)和内筒体(21),内筒体(21)套装在外筒体(22)内,所述外筒体(22)、内筒体(21)均为有底无盖,在外筒体(22)、内筒体(21)的侧壁上均设置通气孔;

在外筒体(22)的内侧壁和内筒体(21)的外侧壁之间设置催化剂(23);

在外筒体(22)的外表面套装布袋(24),布袋为有底无盖。

2. 根据权利要求1所述的一种烟气污染物超低排放系统,其特征是:在2个相邻的除尘脱硝单元的外筒体(22)的顶部之间设置气体挡板(25),所述气体挡板(25)与外筒体(22)的侧壁上端密封相连。

3. 根据权利要求1或2所述的一种烟气污染物超低排放系统,其特征是:

所述布袋(24)为能耐受150~200℃的耐高温布袋;

所述催化剂(23)为能在150~200℃发挥催化活性的低温SCR催化剂。

4. 根据权利要求3所述的一种烟气污染物超低排放系统,其特征是:

SCR催化剂的孔道横向布置,所述孔道垂直于外筒体(22)的轴心线。

5. 根据权利要求4所述的一种烟气污染物超低排放系统,其特征是:

联通管路(3)内设有喷嘴,所述喷嘴包括液体喷嘴和气体喷嘴;

所述液体喷嘴用于喷射 NaClO_2 溶液,

所述气体喷嘴用于喷射 NH_3 气体。

6. 根据权利要求5所述的一种烟气污染物超低排放系统,其特征是:

在联通管路(3)内沿着烟气的流通方向,先设置液体喷嘴,再设置气体喷嘴。

7. 根据权利要求6所述的一种烟气污染物超低排放系统,其特征是:

所述液体喷嘴为双流体喷嘴,从而进行2~3级喷洒;

所述气体喷嘴为双流体喷嘴,从而进行2~3级喷射。

8. 根据权利要求1所述的一种烟气污染物超低排放系统,其特征是:

所述脱硫塔(1)为循环流化床烟气脱硫装置,脱硫剂为 $\text{Ca}(\text{OH})_2$,控制 $\text{Ca}/\text{S}=2\sim 3:1$ 的摩尔比,脱硫过程不进行补水。

9. 一种烟气污染物超低排放的处理方法,其特征是包括以下步骤:

1)、经脱硫塔(1)脱硫处理后的烟气进入联通管路(3)内;

先由液体喷嘴向流经联通管路(3)的脱硫处理后的烟气喷洒质量浓度为5~10%的 NaClO_2 溶液, $\text{NaClO}_2/(\text{SO}_2+\text{NO}_x)=1\sim 2:1$ 的摩尔比;

再由气体喷嘴向流经联通管路(3)的脱硫处理后的烟气喷射 NH_3 气体, $\text{NH}_3/\text{NO}_x=1\sim 1.05:1$ 的摩尔比;

2)、从联通管路(3)排出的烟气进入除尘脱硝复合反应器(2),烟气由外向内运动,首先在布袋(24)的外表面实现粉尘的捕集,采用的气布比为 $0.8\sim 0.9\text{m}/\text{min}$;之后无尘的烟气通过外筒体(22)侧壁上的通气孔与SCR催化剂相接触,气体横向流动, NO 经SCR催化反应后还原为 N_2 ,催化剂空速为 $4000\sim 5000\text{h}^{-1}$;经SCR催化剂处理后的烟气通过内筒体(21)侧壁上的

通气孔后进入内筒体(21)的内腔,然后从内筒体(21)的顶部流出,最终排入烟囱。

一种烟气污染物超低排放系统及方法

技术领域

[0001] 本发明涉及一种燃煤锅炉烟气污染物脱除系统及方法,具体地说是一种燃煤锅炉烟气污染物超低排放系统及方法,可实现烟气中粉尘、SO₂和NO_x的超低排放控制。

背景技术

[0002] 我国是以煤为主要能源的国家,燃煤过程中生成大量的大气污染物(如粉尘、SO₂和NO_x),这是造成我国当前大气污染的主要原因,对人体健康和生态环境造成了严重的危害。近年来,我国投入了大量的人力、物力、财力进行燃煤烟气的治理,但是烟气污染物排放基数仍然很大,大气污染情况持续恶化。为此,国家对燃煤烟气排放标准日趋严格,最新的《火电厂大气污染物排放标准》(GB13223-2011)对火电厂烟尘、二氧化硫和氮氧化物的最高允许排放浓度作了新的规定:重点地区新建电厂燃煤锅炉排放烟气中烟尘、二氧化硫和氮氧化物排放浓度分别不得高于20、50和100mg/m³。另外,2014年9月12日,国家发展改革委员会、环境保护部、国家能源局联合下发《煤电节能减排升级与改造行动计划(2014-2020年)》(发改能源(2014)2093号)(以下简称“节能减排行动计划”),要求加快推动能源生产和消费革命,进一步提升煤电高效清洁发展水平。“节能减排行动计划”要求东部地区(辽宁、北京、天津、河北、山东、上海、江苏、浙江、福建、广东、海南等11省市)新建燃煤发电机组大气污染物排放浓度基本达到燃气轮机组排放限值(即在基准氧含量6%条件下,烟尘、SO₂、NO_x排放浓度分别不高于10、35、50mg/Nm³),实现燃煤机组的超低排放控制。

[0003] 超低排放是指火电厂燃煤锅炉在发电运行、末端治理等过程中,采用多种污染物高效协同脱除集成系统技术,使其大气污染物排放浓度基本符合燃气机组排放限值。对于粉尘控制,静电除尘技术由于除尘效率高、技术成熟,在燃煤电厂有广泛的应用。但随着国家对粉尘排放标准的进一步提升,静电除尘对于10mg/Nm³以下的粉尘排放控制难度较大,因此对原有的静电除尘进行改造势在必行。近年来,布袋除尘器的滤料、脉冲喷吹技术等不断改进,布袋的寿命大大提高,布袋除尘技术已趋于成熟。布袋除尘与静电除尘相比,具有更高的除尘效率,可满足10mg/Nm³以下的粉尘排放标准,所以对于粉尘的超低排放控制,布袋除尘将更具有优势;对于SO₂控制,我国的燃煤锅炉主要采用湿法石灰石石膏法烟气脱硫。但对于SO₂初始浓度大于2000mg/Nm³的燃煤烟气,要达到35mg/Nm³的SO₂排放标准,原有的湿法石灰石石膏法就有一定的难度,所以必须对其进行增容提效改造。但是,也有一些中小型燃煤锅炉原先采用的是干法烟气脱硫技术,例如循环流化床烟气脱硫技术。干法烟气脱硫技术一般意义上来讲很难满足超低排放要求,所以必须进行湿法脱硫的改造。但是,有些企业由于受到场地、资金等各方面因素的限制,无法进行湿法脱硫改造。为此如何利用原有的干法脱硫装置实现SO₂的超低排放已经成为很多中小型热电厂面临的难题之一;对于NO_x的控制,目前主要采用SNCR和SCR技术。SNCR改造快,投资小,在脱硝效率要求不高的情况下值得推广。SCR脱硝效果好,能满足超低排放要求,但是场地需求大,投资和运行成本高,致使很多中小型燃煤电厂无法承担。总的来说,如何在原有烟气污染物净化系统的基础上,开发新的烟气超低排放技术,已成为我国燃煤烟气治理领域的热点。

[0004] 目前现有的SCR技术所涉及的装置为:SCR烟气脱硝从锅炉省煤器处将300~400℃的高温烟气引出,催化剂体积较大,一般需要单独设置SCR反应器,故占地面积较大;为了满足商用SCR催化剂的温度需求,SCR脱硝通常采用高尘高硫布置,即脱硝前没有经过除尘和脱硫。所以一方面粉尘会覆盖催化剂表面,不仅引起催化反应表面的减少而且粉尘中的重金属可导致催化剂中毒,大大减少催化剂的使用寿命;另一方面,由于没有进行SO₂脱除,SCR反应过程中少量SO₂被氧化成SO₃,继而通过 $\text{NH}_3 + \text{SO}_3 = (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 生成硫酸铵,导致催化剂表面附着硫酸铵降低催化剂活性,以及腐蚀后续空预器和烟道;另外,现有的SCR反应装置很难实现烟气均匀通过催化层,导致催化剂使用寿命减少。

发明内容

[0005] 本发明要解决的技术问题是提供一种处理燃煤烟气污染物并使其达到超低浓度排放系统及方法。

[0006] 为了解决上述技术问题,本发明提供一种烟气污染物超低排放系统,包括脱硫塔,联通管路的两端分别与脱硫塔和除尘脱硝复合反应器相连通;

[0007] 所述除尘脱硝复合反应器包括壳体,在壳体内设置至少两个的除尘脱硝单元;

[0008] 所述每个除尘脱硝单元包括外筒体和内筒体,内筒体套装在外筒体内(内筒体的轴心线与外筒体的轴心线相重合),所述外筒体、内筒体均为有底无盖,在外筒体、内筒体的侧壁上均设置通气孔;

[0009] 在外筒体的内侧壁和内筒体的外侧壁之间设置催化剂;

[0010] 在外筒体的外表面套装布袋,布袋为有底无盖。

[0011] 作为本发明的烟气污染物超低排放系统的改进:在2个相邻的除尘脱硝单元的外筒体的顶部之间设置气体挡板,所述气体挡板与外筒体的侧壁上端密封相连。

[0012] 作为本发明的烟气污染物超低排放系统的进一步改进:

[0013] 所述布袋为能耐受150~200℃的耐高温布袋,其由PPS、PTFE、P84等材料制成;

[0014] 所述催化剂为能在150~200℃发挥催化活性的低温SCR催化剂。

[0015] 备注说明:常规的布袋除尘器,通常耐受的溫度在100~150℃;对SCR脱硝来说,通常使用的是高温催化剂300~400℃。

[0016] 作为本发明的烟气污染物超低排放系统的进一步改进:

[0017] SCR催化剂的孔道横向布置,孔道垂直于外筒体的轴心线。

[0018] 作为本发明的烟气污染物超低排放系统的进一步改进:

[0019] 联通管路内设有喷嘴,所述喷嘴包括液体喷嘴和气体喷嘴。

[0020] 所述液体喷嘴用于喷射NaClO₂溶液,

[0021] 所述气体喷嘴用于喷射NH₃气体。

[0022] 作为本发明的烟气污染物超低排放系统的进一步改进:

[0023] 在联通管路内沿着烟气的流通方向,先设置液体喷嘴,再设置气体喷嘴。

[0024] 作为本发明的烟气污染物超低排放系统的进一步改进:

[0025] 所述液体喷嘴为双流体喷嘴,从而进行2~3级喷洒。

[0026] 所述气体喷嘴为双流体喷嘴,从而进行2~3级喷射。

[0027] 作为本发明的烟气污染物超低排放系统的进一步改进:

[0028] 所述脱硫塔为循环流化床烟气脱硫装置,脱硫剂为 $\text{Ca}(\text{OH})_2$,控制 $\text{Ca}/\text{S}=2\sim 3:1$ 的摩尔比,脱硫过程不进行补水。

[0029] 本发明还同时提供了一种利用上述系统进行的烟气污染物超低排放的处理方法,包括以下步骤:

[0030] 1)、经脱硫塔脱硫处理后的烟气进入联通管路内;

[0031] 先由液体喷嘴向流经联通管路的脱硫处理后的烟气喷洒质量浓度为 $5\sim 10\%$ 的 NaClO_2 溶液, $\text{NaClO}_2/(\text{SO}_2+\text{NO}_x)=1\sim 2:1$ 的摩尔比;

[0032] 再由气体喷嘴向流经联通管路的脱硫处理后的烟气喷射 NH_3 气体, $\text{NH}_3/\text{NO}_x=1\sim 1.05:1$ 的摩尔比;

[0033] 2)、从联通管路排出的烟气进入除尘脱硝复合反应器,烟气由外向内运动,首先在布袋的外表面实现粉尘的捕集(高效捕集),采用的气布比为 $0.8\sim 0.9\text{m}/\text{min}$;之后无尘的烟气通过外筒体侧壁上的通气孔与SCR催化剂相接触,气体横向流动, NO 经SCR催化反应后还原为 N_2 ,采用的催化剂空速为 $4000\sim 5000\text{h}^{-1}$;经SCR催化剂处理后的烟气通过内筒体侧壁上的通气孔后进入内筒体的内腔(该内腔为空心的通道),然后从内筒体的顶部流出,最终排入烟囱(即,干净的烟气向上流动流出反应装置)。

[0034] 备注说明:催化剂反应空速是指规定的条件下,单位时间单位体积催化剂处理的气体量,单位为 $\text{m}^3/(\text{m}^3\text{催化剂}\cdot\text{h})$,可简化为 h^{-1} 。

[0035] 在本发明中,

[0036] 脱硫塔为半干法脱硫塔,即,脱硫塔为循环流化床烟气脱硫装置;可参照已经公开发表的专利《循环悬浮式半干法烟气净化装置》进行制备。但在本发明中,取消了补水装置;即,本发明的脱硫过程不进行补水。

[0037] 每个除尘脱硝单元内设有布袋和催化剂,从而形成了布袋过滤装置和SCR催化脱硝装置,本发明将上述两者进行了有机结合。

[0038] 在本发明中,由PPS、PTFE、P84等材料制成的耐高温($150^\circ\text{C}\sim 200^\circ\text{C}$)布袋满足以下条件:(1)除尘效率高,一般在 99% 以上,可达到在除尘器出口处气体的含尘浓度为 $5\text{mg}/\text{m}^3$ 以下,对亚微米粒径的细粉尘有较高的分级除尘效率;(2)对粉尘特性不敏感,不受粉尘比电阻的影响;(3)可在 $160\sim 200^\circ\text{C}$ 的温度下稳定运行,当选择高性能滤料时,有些耐温可达到 260°C ;(4)在用于脱硫系统时,可适当提高脱硫效率。

[0039] 其工作过程如下:

[0040] 原烟气首先在脱硫塔内初步脱硫;然后喷入 NaClO_2 后强化脱硫并实现初步脱硝;最后,烟气经除尘脱硝复合反应器处理,实现粉尘和 NO_x 的高效脱除;

[0041] 本发明,包括对烟气进行初次处理的半干法脱硫塔, NaClO_2 的强化脱硫段, NH_3 喷入段,以及除尘脱硝复合反应器。本发明适合原有的半干法烟气脱硫装置的改造,在不改变烟气净化设施整体结构的情况下,增加 NaClO_2 的强化脱硫装置,同时采用新型的除尘脱硝复合反应器改造原有的布袋除尘器,在干燥状态下实现 SO_2 、 NO_x 和粉尘的高效脱除,对烟气脱硫系统的发展提出了新的思路。

[0042] 本发明的脱硫塔:采用循环流化床烟气脱硫技术,利用 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 直接进行吸收,钙硫比 $\text{Ca}/\text{S}=2\sim 3:1$ 。为了不降低烟气温度,脱硫过程中不进行额外补水。通常脱硫过程中的大量补水有助于 SO_2 的吸收,但是同时会引起塔内烟气湿度增加,导致脱硫灰的结壁堵塞等

问题。而且随着喷水过程,烟气温度会大幅下降,达不到后续SCR脱硝所要求的温度;所以本发明脱硫过程不进行补水。

[0043] 本发明的 NaClO_2 强化脱硫段:原烟气经过半干法脱硫塔处理后 SO_2 的去除率可达到70~80%,在连接干法脱硫塔出口设置双流体喷嘴,喷入5~10%的 NaClO_2 溶液,将 SO_2 氧化成 SO_3 ,再与烟道内未完全反应的 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 发生中和反应,从而达到强化脱硫的目的,其反应的机理为: $\text{ClO}_2^- + 2\text{SO}_2 + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{H}_2\text{SO}_4 + \text{Cl}^-$; $\text{Ca}(\text{OH})_2 + \text{H}_2\text{SO}_4 = \text{CaSO}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$ 。同时 NaClO_2 的加入可促进 NO 的氧化,生成 NO_2 ,发生反应 $2\text{NO} + \text{ClO}_2^- = 2\text{NO}_2 + \text{Cl}^-$ 或者 $2\text{NO} + \text{ClO}_2^- = \text{NO}_2 + \text{ClO}^-$ 。 NO_2 也可被未完全反应的 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 部分吸收,从而实现 NO_x 的初步脱除。 NaClO_2 的加入量优选为 $\text{NaClO}_2/(\text{SO}_2 + \text{NO}_x)$ (摩尔比)=1~2。同时生成的 NO_2 在后续SCR反应过程中反应速度更快,脱硝效果更好。

[0044] 本发明的喷入 NH_3 段:在烟气进入除尘脱硝复合反应器之前的管道中喷入 NH_3 气体,采用2~3级双流体喷嘴,其中 $\text{NH}_3/\text{NO}_x = 1 \sim 1.05$ 。喷入的 NH_3 作为后续SCR反应的还原剂,可以将烟气中剩余的 NO_x 还原为氮气。另外喷氨可以进一步促进 SO_2 的吸收,生成硫铵。而生成的硫铵可在布袋表面和脱硫灰一起被高效捕集,从而避免了常规SCR反应过程中硫铵生成附着在催化剂表面,影响催化剂活性的问题。

[0045] 该除尘脱硝装置具有以下优点:

[0046] (1)结构相对简单,可利用原有的布袋除尘器进行改造,无需专门的SCR反应器,脱硝装置总成本可大幅下降。特别适用于现有的电厂脱硝改造。

[0047] (2)由于其位于脱硫和除尘装置之后,因此烟气具有低尘、低硫的特性,解决了催化剂的堵塞、磨损、硫铵生成、催化剂化学中毒等问题,大大提高催化剂催化活性和延长催化剂的使用寿命。

[0048] (3)减轻飞灰中的K、Na、Ca、As等微量元素对催化剂的污染或中毒,大大提高催化剂活性。

[0049] 本发明的一种烟气污染物浓度超低排放系统及方法与现有技术比较,具有如下的有益效果:

[0050] (1)本发明可同时实现粉尘、 SO_2 和 NO_x 的高效脱除,达到超低排放的要求(粉尘 $< 5\text{mg}/\text{Nm}^3$, $\text{SO}_2 < 35\text{mg}/\text{Nm}^3$, $\text{NO}_x < 50\text{mg}/\text{Nm}^3$),可为传统的烟气脱硫改造提供新的途径和方法。

[0051] (2)将布袋除尘与SCR脱硝复合,可在原有的布袋除尘器基础上进行改造,大大减少SCR反应器占地面积,减少投资成本。

[0052] (3)能在无硫、无尘的情况下进行SCR脱硝,完全改进目前运行的SCR反应器高尘、高硫的问题,大大减轻催化剂的中毒问题,延长催化剂的寿命。

[0053] (4)前置 NaClO_2 喷射,不仅可以强化脱硫,而且可以促进 NO 的氧化,从而实现后续的快速SCR反应,提高脱硝效果。

附图说明

[0054] 下面结合附图对本发明的具体实施方式作进一步详细说明。

[0055] 图1为本发明的一种烟气污染物超低排放系统的流程示意图;

[0056] 图2是图1中的除尘脱硝复合反应器2中的一个除尘脱硝单元的结构示意图。

具体实施方式

[0057] 下面结合具体实施例对本发明进行进一步描述,但本发明的保护范围并不仅限于此。

[0058] 实施例1、一种烟气污染物超低排放系统,包括脱硫塔1、除尘脱硝复合反应器2、联通管路3;联通管路3的两端分别与脱硫塔1和除尘脱硝复合反应器2相连通;除尘脱硝复合反应器2的出口与烟囱相连。脱硫塔1为循环流化床烟气脱硫装置。

[0059] 除尘脱硝复合反应器2包括壳体20,在壳体20内设置多个的除尘脱硝单元(例如,如图1所示为4个除尘脱硝单元),除尘脱硝单元的数量可根据烟气量和粉尘浓度进行配置。

[0060] 每个除尘脱硝单元包括外筒体22和内筒体21,内筒体21套装在外筒体22内,且内筒体21的轴心线与外筒体22的轴心线相重合,外筒体22、内筒体21均为有底无盖,内筒体21的底部与外筒体22的底部固定相连;在外筒体22、内筒体21的侧壁上均设置通气孔(通气孔的孔径均为4~5mm)。在外筒体22的内侧壁和内筒体21的外侧壁之间设置催化剂23,即,在外筒体22和内筒体21的间隙内填充催化剂23,外筒体22和内筒体21之间的间隙决定了催化剂23的填充量,可根据脱硝要求进行设计。催化剂23为低温的SCR催化剂(150~200℃),SCR催化剂的孔道横向布置,即,垂直于外筒体22的轴心线。

[0061] 在外筒体22的外表面套装布袋24。在2个相邻的除尘脱硝单元的外筒体22的顶部之间设置气体挡板25,所述气体挡板25与外筒体22的侧壁上端密封相连。

[0062] 外筒体22和内筒体21均由不锈钢制成。外筒体22作为布袋24的骨架和催化剂23的支撑体。

[0063] 所述布袋23为耐高温布袋(150~200℃),其由PPS、PTFE、P84等材料制成;

[0064] 在联通管路3内设有喷嘴,喷嘴包括液体喷嘴和气体喷嘴,液体喷嘴用于喷洒NaClO₂溶液,所述气体喷嘴用于喷射NH₃气体。沿着联通管路3内气体的流通方向,先设置液体喷嘴,再设置气体喷嘴;即,液体喷嘴靠近联通管路3的进口端,气体喷嘴靠近联通管路3的出口端。液体喷嘴为双流体喷嘴,从而进行2~3级喷洒。气体喷嘴为双流体喷嘴,从而进行2~3级喷射。

[0065] 利用上述装置进行的一种烟气污染物超低排放的处理方法,依次进行以下步骤:

[0066] 1)、脱硫塔1采用循环流化床烟气脱硫方式,直接采用Ca(OH)₂吸收剂,控制Ca/S=2~3:1的摩尔比,脱硫过程不进行补水。Ca(OH)₂是粒径为200~300目的颗粒。

[0067] S(即,SO₂)摩尔量通过原始烟气浓度和体积量测定获得。

[0068] 经脱硫塔1脱硫处理后的烟气进入联通管路3内;

[0069] 液体喷嘴向流经联通管路3的脱硫处理后的烟气喷洒质量浓度为5~10%的NaClO₂溶液,NaClO₂/SO₂+NO_x=1~2:1的摩尔比;

[0070] 气体喷嘴向流经联通管路3的脱硫处理后的烟气喷射NH₃气体,NH₃/NO_x=1~1.05:1的摩尔比。

[0071] 备注说明:需要对经脱硫塔1脱硫处理后的烟气进行SO₂、NO_x的浓度以及烟气量的测量。

[0072] 2)、从联通管路3排出的烟气进入除尘脱硝复合反应器2,相对于每个除尘脱硝单元而言,烟气由外向内横向运动,首先在布袋24的外表面实现粉尘的高效捕集(粉尘被拦截

在布袋的外表面,实现粉尘的高效脱除),采用的气布比为 $0.8\sim 0.9\text{m}/\text{min}$;之后无尘的烟气通过外筒体22侧壁上的通气孔与SCR催化剂相接触, NO 经SCR催化反应后还原为 N_2 ,采用的催化剂空速为 $4000\sim 5000\text{h}^{-1}$ 。经SCR催化剂处理后的烟气通过内筒体21侧壁上的通气孔后进入内筒体21的内腔,然后从内筒体21的顶部流出,最终排入烟囱(即,干净的烟气向上流动流出反应装置)。

[0073] 实验1、设置实施例1所述装置和方法中的各项参数为:在示范工程实验中,烟气处理量 $1000\text{Nm}^3/\text{h}$,粉尘初始浓度 $30\text{g}/\text{Nm}^3$, SO_2 初始浓度 $1000\text{mg}/\text{Nm}^3$, NO 浓度 $500\text{mg}/\text{Nm}^3$,烟气温度 $170\sim 180^\circ\text{C}$,钙硫比 $(\text{Ca}/\text{S})_2$, $\text{NaClO}_2/(\text{SO}_2+\text{NO}_x)=1:1$, $\text{NH}_3/\text{NO}_x=1:1$,采用的气布比为 $0.9\text{m}/\text{min}$,采用的催化剂空速为 5000h^{-1} 。

[0074] 原始的烟气(即,进入脱硫塔1之前的烟气)和处理后的烟气(即,最终排入烟囱时的烟气)中的各种成分的含量的对比如下表1所示:

[0075] 表1

[0076]

	处理前	处理后
烟气量 Nm^3/h	1000	1000
烟气温度 $^\circ\text{C}$	$170\sim 180$	$160\sim 170$
粉尘浓度	$30\text{g}/\text{Nm}^3$	$3\sim 5\text{mg}/\text{Nm}^3$
SO_2 浓度 mg/Nm^3	1000	$23\sim 25$
NO_x 浓度 mg/Nm^3	500	$43\sim 48$

[0077] 对比实验1、取消实验1中的“喷射 NaClO_2 溶液”,其余等同于实验1。所得结果如表2所示。

[0078] 表2

[0079]

	处理前	处理后
烟气量 Nm^3/h	1000	1000
烟气温度 $^\circ\text{C}$	$170\sim 180$	$170\sim 180$
粉尘浓度	$30\text{g}/\text{Nm}^3$	$3\sim 5\text{mg}/\text{Nm}^3$
SO_2 浓度 mg/Nm^3	1000	$58\sim 71$
NO_x 浓度 mg/Nm^3	500	$73\sim 84$

[0080] 对比实验2、将实施例1中的除尘脱硝复合反应器2改成如下结构:壳体20的左侧为烟气的进口,壳体20的右侧为烟气的出口,在壳体20内设置SCR催化剂,SCR催化剂的孔道横向布置,且SCR催化剂覆盖整个壳体20的纵向截面。即,去除布袋,改成常规的SCR反应器。SCR催化剂的用量同实验1。

[0081] 其余等同于实验1。所得结果如表3所示。

[0082] 表3

[0083]

	处理前	处理后
烟气量 Nm^3/h	1000	1000
烟气温度 $^\circ\text{C}$	$170\sim 180$	$170\sim 180$

SO ₂ 浓度mg/Nm ³	1000	58~71
NO _x 浓度mg/Nm ³	500	154~166

[0084] 对比实验3、将实施例1中的除尘脱硝复合反应器2改成如下结构：壳体20的左侧为烟气的进口，壳体20的右侧为烟气的出口，在壳体20内设置SCR催化剂，SCR催化剂的孔道横向布置，且SCR催化剂覆盖整个壳体20的纵向截面。在烟气的进口处之前设置用于捕集粉尘的布袋除尘器。SCR催化剂及其用量均同实验1。布袋除尘器的材料及气布比均同实验1。所得结果如表4所示。

[0085] 表4

[0086]

	处理前	处理后
烟气量Nm ³ /h	1000	1000
烟气温度℃	170~180	170~180
SO ₂ 浓度mg/Nm ³	1000	36~42
NO _x 浓度mg/Nm ³	500	102~115

[0087] 最后，还需要注意的是，以上列举的仅是本发明的若干个具体实施例。显然，本发明不限于以上实施例，还可以有许多变形。本领域的普通技术人员能从本发明公开的内容直接导出或联想到的所有变形，均应认为是本发明的保护范围。

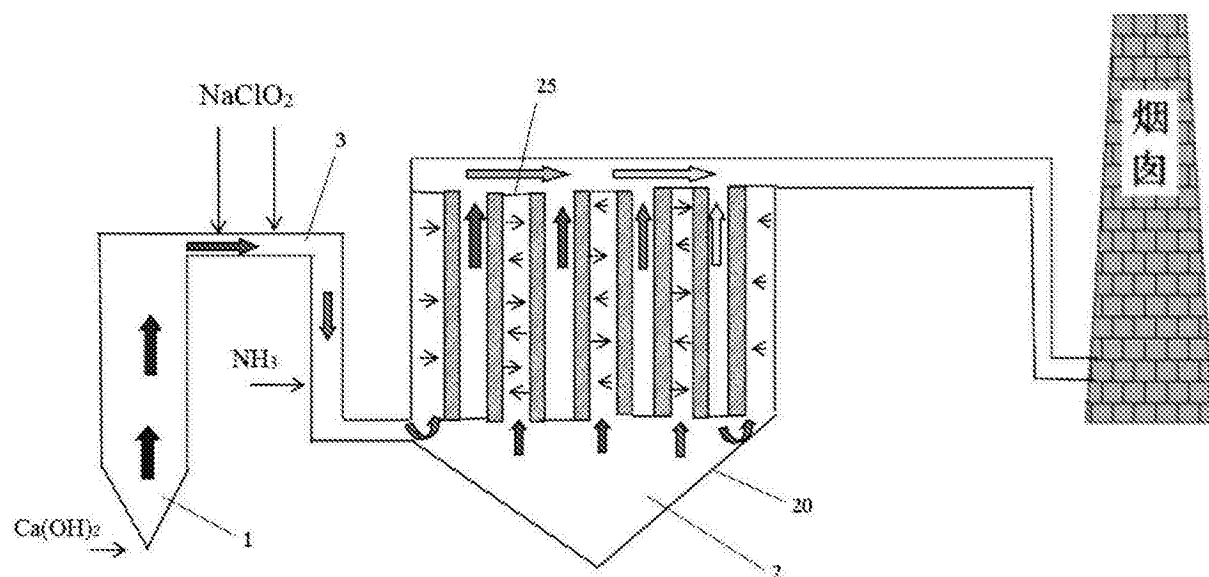


图1

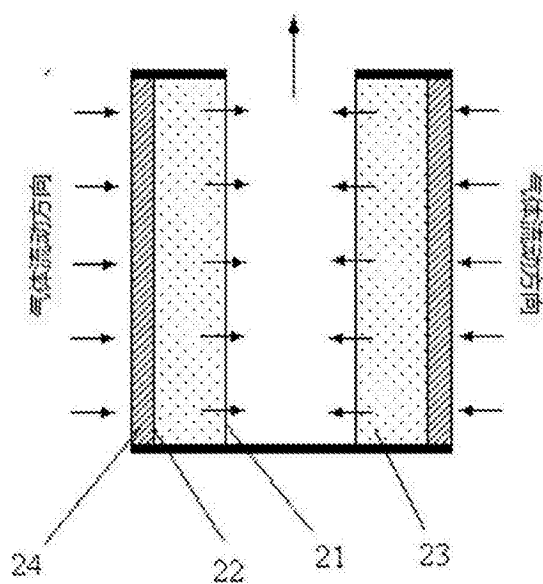


图2