



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 102240500 A

(43) 申请公布日 2011. 11. 16

(21) 申请号 201110177217. 6

B01D 53/60(2006. 01)

(22) 申请日 2011. 06. 28

(71) 申请人 华北电力大学

地址 102206 北京市昌平区朱辛庄华北电力大学

(72) 发明人 肖海平 杜旭

(74) 专利代理机构 北京众合诚成知识产权代理有限公司 11246

代理人 张文宝

(51) Int. Cl.

B01D 53/75(2006. 01)

B01D 53/76(2006. 01)

B01D 53/78(2006. 01)

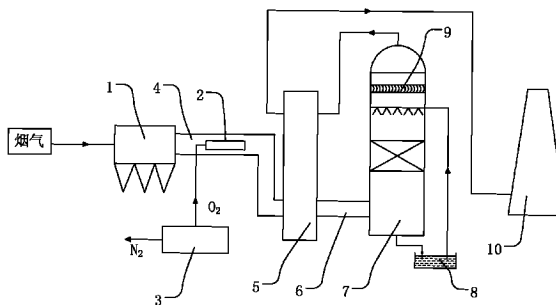
权利要求书 2 页 说明书 4 页 附图 2 页

(54) 发明名称

烟道内纯氧介质阻挡放电脱硫脱硝系统与工艺

(57) 摘要

烟道内纯氧介质阻挡放电脱硫脱硝系统与工艺属于火电厂烟气脱硫脱硝技术领域。空气由空气分离器进行分离,分离出的氧气进入介质阻挡放电反应器,在反应器内 O₂ 分子被激活、裂解或电离生成具有强氧化性自由基 O 或者 O₃ 等,放电处理后的氧化性气体通过喷射装置与烟气快速充分混合后反应,使烟气中的 NO、SO₂ 氧化为高价态的氮氧化物和硫氧化物,氧化后的烟气进入碱液吸收塔,通过碱液对烟气进行洗涤,达到脱除氮氧化物、硫氧化物的目的。该工艺针对纯氧放电,产生自由基的成本低,自由基与烟气混合早,对污染物脱除效率高,具有更高的经济效益,而且硝酸盐、亚硝酸盐以及硫酸盐等作为产物回收也实现了污染物的绿色回收利用。



1. 烟道内纯氧介质阻挡放电脱硫脱硝系统,其特征在于,电除尘器的入口端与烟气出口连接,电除尘器的出口端通过进烟道与气-气加热器原烟气侧入口连接,气-气加热器原烟气侧出口通过排烟道与碱液吸收塔下部的烟气入口连接;介质阻挡放电反应器设置在所述进烟道或排烟道内,介质阻挡放电反应器的入口端与空气分离器连接;碱液吸收塔的底部通过管道与碱液储液池连通,碱液吸收塔的上部设置喷淋装置,碱液储液池的出液口通过管道及蠕动泵与所述喷淋装置连通;碱液吸收塔的顶部设置出气口,通过管道与气-气加热器净烟气入口端连接,气-气加热器净烟气出口端与烟囱连接。

2. 根据权利要求1所述的烟道内纯氧介质阻挡放电脱硫脱硝系统,其特征在于,所述碱液吸收塔内,喷淋装置的上方设置除雾器。

3. 根据权利要求1所述的烟道内纯氧介质阻挡放电脱硫脱硝系统,其特征在于,所述介质阻挡放电反应器的出口通过文丘里管与喷嘴连接,该喷嘴沿轴线方向为渐扩结构,喷口头部为球冠结构,球冠上均匀分布5根按“十”字型排列、分别垂直于球冠面的向出口方向减缩的喷射管,5根喷射管分别位于“十”字的四个端点和中心。

4. 根据权利要求3所述的烟道内纯氧介质阻挡放电脱硫脱硝系统,其特征在于,所述出口喷嘴的渐扩角度 α 为 25° - 60° ,轴向长度L为30-50mm。

5. 根据权利要求3所述的烟道内纯氧介质阻挡放电脱硫脱硝系统,其特征在于,所述喷射管的长度为10-20mm,“十”字中心喷射管出口的直径为8-15mm,四周四个喷射管出口直径为5-10mm。

6. 一种基于权利要求1所述系统的烟气脱硫脱硝工艺,其特征在于,分为以下步骤:

(1) 烟气经过电除尘器除尘后进入进烟道;处理过的烟气经气-气加热器与碱液吸收后的净气进行热交换后,降低温度至 $40 \sim 60^{\circ}\text{C}$,然后通过排烟道进入碱液吸收塔;

(2) 空气经过空气分离器分离后,氧气进入安置在所述进烟道或排烟道内的介质阻挡放电反应器,通过调节高压电源的电压、频率控制反应器内的放电功率,在反应器内发生均匀、稳定的放电,其中电压调节范围为 $6 \sim 20\text{kV}$,频率调节范围为 $7 \sim 15\text{kHz}$,且氧气在介质阻挡放电反应器内的流速比烟气在烟道内的流速高 $20\% \sim 60\%$;放电产生大量的高能电子,并从介质阻挡放电反应器的喷嘴喷出;

(3) 在 高能 电子 的 作用 下, O_2 、 H_2O 分子 被 激 活、裂 解 或 电 离, 产 生 包 括 O 、 O_3 、 OH 、 HO_2 在 内 的 高 活 性 的 氧 化 性 粒 子, 使 烟 气 中 的 NO 、 SO_2 氧 化, NO 的 氧 化 产 物 主 要 为 NO_2 以 及 少 量 的 HNO_3 、 HNO_2 和 其 他 高 价 态 的 氮 氧 化 物, SO_2 的 氧 化 产 物 主 要 为 SO_3 , 在 水 蒸 气 含 量 较 高 的 情 况 下 会 进 一 步 生 成 硫 酸;

(4) 配置碱液,碱液通过蠕动泵由吸收塔上部经喷淋装置进入碱液吸收塔内,在碱液吸收塔内与烟气反应后由塔下部排出,进入碱液储液槽;经介质阻挡放电反应器处理的烟气由碱液吸收塔下部进入,与碱液反应后由碱液吸收塔顶部排出;

(5) 从碱液吸收塔排出的低温烟气送入气-气加热器内,与高温烟气换热后送至烟囱排出。

7. 根据权利要求6所述的烟气脱硫脱硝工艺,其特征在于,所述步骤(2)中的碱液为包含 KOH 、 Na_2CO_3 、 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 、 CaCO_3 的 NaOH 溶液,其中碱液中 NaOH 、 KOH 的和与烟气中的 SO_2 和氧化后 NO_2 的的摩尔值之比为 $1.8 \sim 2.6$, Na_2CO_3 、 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 、 CaCO_3 的和与烟气中的 SO_2 和氧化后 NO_2 的的摩尔值之比为 $0.9 \sim 1.3$ 。

8. 根据权利要求 6 所述的烟气脱硫脱硝工艺,其特征在于,所述碱液与烟气反应后,流入碱液储液槽中,得到硝酸盐、亚硝酸盐、硫酸盐混合溶液,经过蒸发、结晶、分离工序,得到相应的硝酸盐、亚硝酸盐和硫酸盐。

烟道内纯氧介质阻挡放电脱硫脱硝系统与工艺

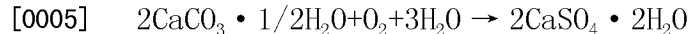
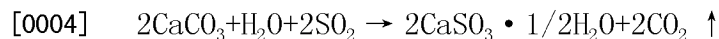
技术领域

[0001] 本发明属于火电厂烟气脱硫脱硝技术领域,特别涉及一种烟道内纯氧介质阻挡放电脱硫脱硝系统与工艺。

背景技术

[0002] 火力发电厂烟气中的 SO_2 和 NO_x 是大气中主要的气体污染物,其不仅对人体带来各种各样的危害,而且会对动植物的生长以及对天气和气候产生很大的影响,因此必须采取措施加以控制。而一项优秀的烟气净化技术不仅需要满足高效的脱除率,而且还要考虑技术上的经济性以及系统的简单可操作性,目前众多的研究者一致认同的是 SO_2 和 NO_x 的一体化脱除。

[0003] 而目前火电厂普遍采用两套装置分别对烟气进行脱硫脱硝处理,烟气脱硫主要采用的是湿法烟气脱硫工艺 (Wet-FGD),烟气脱硝则采用的是以 NH_3 为还原剂的选择性催化还原技术 (SCR),其中湿法烟气脱硫工艺用石灰石或石灰做脱硫吸收剂,石灰石破碎后与水混合,磨成粉状制成吸收浆液。在吸收塔内,烟气中的 SO_2 与浆液中的 CaCO_3 以及鼓入的氧化空气进行化学反应生成二水硫酸钙即石膏,使烟气中的 SO_2 得以脱除。湿法脱硫工艺过程中的主要反应方程式为:



[0006] 选择性催化还原技术是指在 O_2 和非均相催化剂存在的条件下,以 NH_3 作为还原剂,在省煤器与空气预热器之间的烟气温度下将 NO_x 还原为无害的氮气和氨气。主要的反应方程式如下:



[0010] 公开号为 CN1768902 和 CN1923341 的发明专利分别介绍了一种锅炉烟气臭氧氧化脱硝的方法和燃煤锅炉烟气臭氧氧化同时脱硫脱硝的装置及其方法,专利中臭氧发生器置于低温烟道外部,生成的臭氧喷入烟道内与烟气混合,使氮氧化物和硫氧化物氧化,尾部采用碱液进行吸收,此流程可以得到比较理想的脱除效率,但在工业应用过程中,产生的臭氧要经过较长距离才能与烟气混合发生反应,造成臭氧损耗量较多,增加脱硫脱硝的成本。

[0011] 目前我国火电厂脱硫脱硝系统基本采用的是湿法脱硫工艺结合 SCR 脱硝,两套系统的同时安装虽然在脱硫脱硝效率上有所保证,但是也带来了不可避免的缺点:

[0012] (1) 系统复杂,运行维护量大;

[0013] (2) 初期投资费用高,设备造价高昂;

[0014] (3) 由于我国燃煤中硫分含量较高,易造成 SCR 系统中催化剂中毒以及空预器的积灰和堵塞;

[0015] (4) 不利于老电厂的改造。

[0016] 臭氧的脱硫脱硝工艺脱除效率虽然较高,但因为臭氧发生器设置在烟道外,臭氧发生后,要经历一段距离才能进入烟道与烟气混合,而具有强氧化性的臭氧在与烟气混合反应前就会部分与其它物质反应,臭氧自身也会部分发生分解,造成了臭氧的无谓消耗,同时造成了设备及管道腐蚀,运行成本高昂。

发明内容

[0017] 本发明提供了一种能够实现氮氧化物、硫氧化物的回收利用,提高脱硫脱硝的经济效益的烟道内纯氧介质阻挡放电脱硫脱硝系统与工艺。

[0018] 本发明所述系统的结构为:电除尘器的入口端与烟气出口连接,电除尘器的出口端通过进烟道与气-气加热器原烟气侧入口连接,气-气加热器原烟气侧出口通过排烟道与碱液吸收塔下部的烟气入口连接;介质阻挡放电反应器设置在所述进烟道或排烟道内,介质阻挡放电反应器的入口端与空气分离器连接;碱液吸收塔的底部通过管道与碱液储液池连通,碱液吸收塔的上部设置喷淋装置,碱液储液池的出液口通过管道及蠕动泵与所述喷淋装置连通;碱液吸收塔的顶部设置出气口,通过管道与气-气加热器净烟气入口端连接,气-气加热器净烟气的出口端与烟囱连接。

[0019] 所述碱液吸收塔内,喷淋装置的上方设置除雾器。

[0020] 所述介质阻挡放电反应器的出口通过文丘里管与喷嘴连接,该喷嘴沿轴线方向为渐扩结构,喷口头部为球冠结构,球冠上均匀分布 5 根按“十”字型排列、分别垂直于球冠面的向出口方向减缩的喷射管,5 根喷射管分别位于“十”字的四个端点和中心。

[0021] 所述出口喷嘴的渐扩角度 α 为 25° - 60° ,轴向长度 L 为 30-50mm。

[0022] 所述喷射管的长度为 10-20mm,“十”字中心喷射管出口的直径为 8-15mm,四周四个喷射管出口直径为 5-10mm。

[0023] 本发明还提供了一种基于所述系统的烟气脱硫脱硝工艺,分为以下步骤:

[0024] (1) 烟气经过电除尘器除尘后进入进烟道;处理过的烟气经气-气加热器与碱液吸收后的净气进行热交换后,降低温度至 $40 \sim 60^{\circ}\text{C}$,然后通过排烟道进入碱液吸收塔;

[0025] (2) 空气经过空气分离器分离后,氧气进入安置在所述进烟道或排烟道内的介质阻挡放电反应器,通过调节高压电源的电压、频率控制反应器内的放电功率,在反应器内发生均匀、稳定的放电,其中电压调节范围为 $6 \sim 20\text{kV}$,频率调节范围为 $7 \sim 15\text{kHz}$,且氧气在介质阻挡放电反应器内的流速比烟气在烟道内的流速高 $20\% \sim 60\%$;放电产生大量的高能电子,并从介质阻挡放电反应器的喷嘴喷出;

[0026] (3) 在 高能 电子 的 作用 下, O_2 、 H_2O 分子被激活、裂解或电离,产生包括 O 、 O_3 、 OH 、 HO_2 在内的高活性的氧化性粒子,使烟气中的 NO 、 SO_2 氧化, NO 的氧化产物主要为 NO_2 以及少量的 HNO_3 、 HNO_2 和其他高价态的氮氧化物, SO_2 的氧化产物主要为 SO_3 ,在水蒸气含量较高的情况下会进一步生成硫酸;

[0027] (4) 配置碱液,碱液通过蠕动泵由吸收塔上部经喷淋装置进入碱液吸收塔内,在碱液吸收塔内与烟气反应后由塔下部排出,进入碱液储液槽;经介质阻挡放电反应器处理的烟气由碱液吸收塔下部进入,与碱液反应后由碱液吸收塔顶部排出;

[0028] (5) 从碱液吸收塔排出的低温烟气送入气-气加热器内,与高温烟气换热后送至烟囱排出。

[0029] 所述步骤(2)中的碱液为包含 KOH、 Na_2CO_3 、 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 、 CaCO_3 的 NaOH 溶液,其中碱液中 NaOH、KOH 的和与烟气中的 SO_2 和氧化后 NO_2 的和的摩尔值之比为 1.8 ~ 2.6, Na_2CO_3 、 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 、 CaCO_3 的和与烟气中的 SO_2 和氧化后 NO_2 的和的摩尔值之比为 0.9 ~ 1.3。

[0030] 所述碱液与烟气反应后,流入碱液储液槽中,得到硝酸盐、亚硝酸盐、硫酸盐混合溶液,经过蒸发、结晶、分离工序,得到相应的硝酸盐、亚硝酸盐和硫酸盐。

[0031] 本发明的有益效果为:

[0032] (1) 简化了脱硫脱硝设备和工艺流程;

[0033] (2) 燃烧高硫煤时不会造成尾部烟道的磨损以及空预器的积灰及堵塞问题;

[0034] (3) 硫酸盐、硝酸盐以及亚硝酸盐作为产物回收,实现了资源的绿色回收利用,同时增加了经济效益;

[0035] (4) 针对纯氧进行放电,产生自由基的成本低;DBD 反应器置于烟道中,自由基通过喷射装置可以快速与烟气混合反应,提高了脱除效率。

附图说明

[0036] 图 1 为介质阻挡放电反应器在气-气反应器入口烟道的结构示意图;

[0037] 图 2 为介质阻挡放电反应器在气-气反应器出口烟道的结构示意图;

[0038] 图 3 为介质阻挡放电反应器出口喷嘴的截面图;

[0039] 图 4 为喷嘴的喷射管分布示意图。

[0040] 图中标号:

[0041] 1- 电除尘器;2- 介质阻挡放电反应器;3- 空气分离器;4- 进烟道;5- 气-气加热器;6- 排烟道;7- 碱液吸收塔;8- 碱液储液池;9- 除雾器;10- 烟囱。

具体实施方式

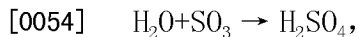
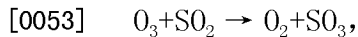
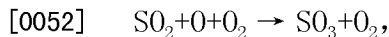
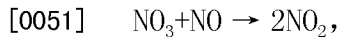
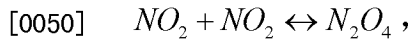
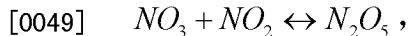
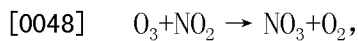
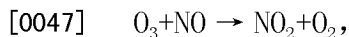
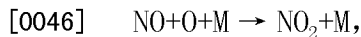
[0042] 本发明提供了一种烟道内纯氧介质阻挡放电脱硫脱硝系统与工艺,下面结合附图和具体实施方式对本发明做进一步说明。

[0043] 如图 1 或图 2 所示,电除尘器 1 的入口端与烟气出口连接,电除尘器 1 的出口端通过进烟道 4 与气-气加热器 5 原烟气入口端连接,气-气加热器 5 原烟气出口端通过排烟道 6 与碱液吸收塔 7 下部的烟气入口连接;介质阻挡放电反应器 2 设置在所述进烟道 4 或排烟道 6 内,介质阻挡放电反应器 2 的入口端与空气分离器 3 连接;碱液吸收塔 7 的底部通过管道与碱液储液池 8 连通,碱液吸收塔 8 的上部设置喷淋装置,喷淋装置的上方设置除雾器 9;碱液储液池 8 的出液口通过管道及蠕动泵与所述喷淋装置连通;碱液吸收塔 7 的顶部设置出气口,通过管道与气-气加热器 5 净烟气的入口端连接,气-气加热器 5 净烟气的出口端与烟囱 10 连接。

[0044] 介质阻挡放电反应器 2 的出口通过文丘里管与喷嘴连接。如图 3 和图 4 所示,该喷嘴沿轴线方向为渐扩结构,喷口头部为球冠结构,球冠上均匀分布 5 根按“十”字型排列、分别垂直于球冠面的向出口方向减缩的喷射管,5 根喷射管分别位于“十”字的四个端点和中心。出口喷嘴的渐扩角度 α 为 25° - 60° ,轴向长度 L 为 30-50mm。喷射管的长度为 10-20mm,“十”字中心喷射管出口的直径为 8-15mm,四周四个喷射管出口直径为 5-10mm。

[0045] 该系统的流程如下:首先经空气分离器分离出空气中的氮气,剩余的氧气引入放

于烟道中的介质阻挡放电反应器,通过调节电源的电压(调节范围 6 ~ 20kV)、频率(调节范围 7 ~ 15kHz)控制反应器内的放电功率,使其在反应器内发生较均匀、稳定的放电,放电产生大量的高能电子,在高能电子的作用下,反应器内的氧气分子被激活、裂解或电离,产生高活性的氧化性粒子如 O、O₃ 等迅速流出喷口与烟道内的烟气混合,减少了沿程中活性基团的损耗,使烟气中的 NO 以及部分的 SO₂ 氧化,NO 的氧化产物主要为 NO₂、NO₃ 以及少量的其他高价态氮氧化物,SO₂ 的氧化产物主要为 SO₃,在水蒸气含量较高的情况下会进一步生成硫酸。介质阻挡放电反应器外边包裹防磨套管,其内氧气流速应选择合适范围,流速过高会使高活性自由基的产率降低,流速过低会减弱出口处与烟气的扰动,影响两股气体的混合,因此氧气流速过高过低都会影响氮氧化物和硫氧化物的脱除效率,规定介质阻挡放电反应器内氧气流速烟道内烟气流速高 20% ~ 60%。相关的反应方程式如下:



[0055] 充分反应后的烟气被引入碱液吸收塔。配置包含 KOH、Na₂CO₃、Ca(OH)₂、CaCO₃ 的 NaOH 溶液作为处理烟气的碱液,其中碱液中 NaOH、KOH 的和与烟气中的 SO₂ 和氧化后 NO₂ 的和的摩尔值之比为 1.8 ~ 2.6, Na₂CO₃、Ca(OH)₂、CaCO₃ 的和与烟气中的 SO₂ 和氧化后 NO₂ 的和的摩尔值之比为 0.9 ~ 1.3。碱液通过蠕动泵由吸收塔上部经喷淋装置进入塔内,在塔内与烟气反应后由塔下部排出,进入储液槽。经氧化气体处理的烟气由塔下部进入,通过吸收塔与碱液充分反应后由塔顶排出,经碱液吸收后所生成的硝酸盐、硫酸盐等溶液经过蒸发、结晶、分离等工序生产出合格的产品再经过包安装进行销售,创造了经济效益实现了资源的回收利用。

[0056] 此联合脱硫脱硝工艺中氧气首先经低温等离子体氧化处理,然后与烟气混合,氧化后的烟气由碱液作进一步的吸收,最后处理后的烟气排入大气,其中 NO_x 的脱除率可达 80% 以上,SO₂ 的脱除率可达 90% 以上。

[0057] 实施案例一:如附图 1 所示,介质阻挡放电反应器置于电除尘器之后的进烟道内,根据不同机组负荷和选取介质阻挡放电反应器单体的数目以及通过反应器内氧气的流速,反应器于烟道内均匀布置,使喷出的氧化性气体能够与烟气充分混合、反应。吸收塔内碱液采用 NaOH、KOH、Na₂CO₃、Ca(OH)₂、CaCO₃ 其中一种或者其中几种的混合液。

[0058] 实施案例二:如附图 2 所示,介质阻挡放电反应器置于气-气加热器与碱液吸收塔入口之间的排烟道内,烟气温度的降低利于 NO 的氧化。根据机组不同负荷选取介质阻挡放电反应器单体的数目以及通过反应器内氧气的流速,反应器于烟道内均匀布置,使喷出的氧化性气体能够与烟气充分混合、反应。吸收塔内碱液采用 NaOH、KOH、Na₂CO₃、Ca(OH)₂、CaCO₃ 其中一种或者其中几种的混合液。

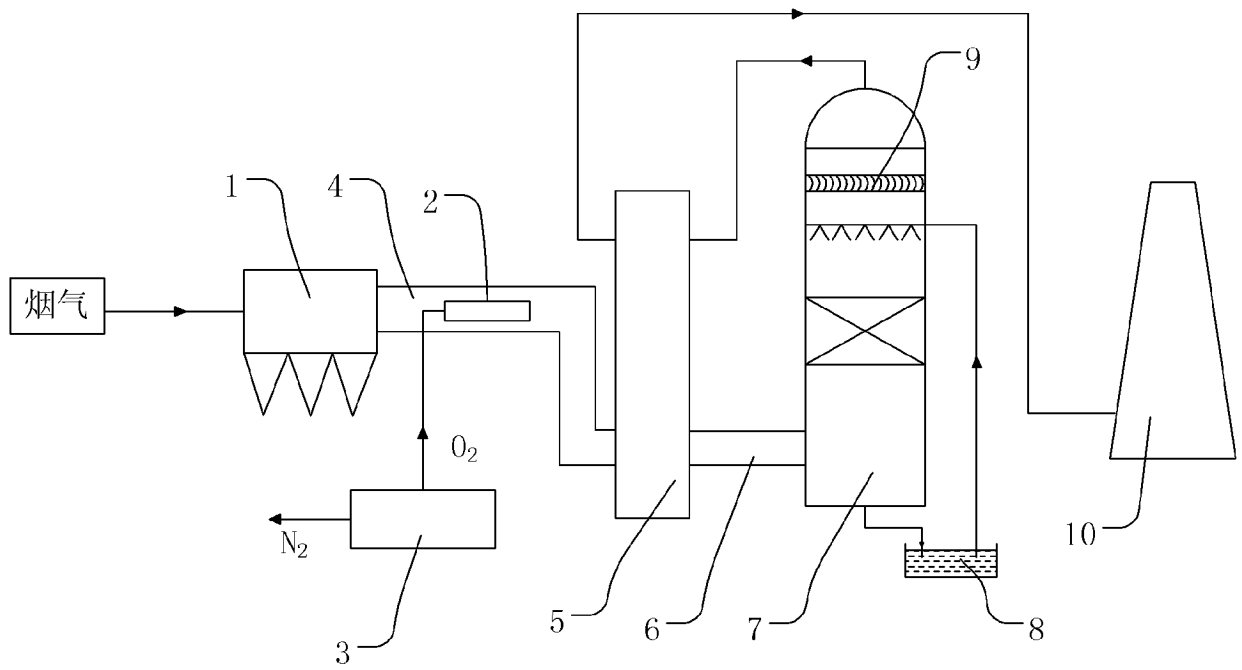


图 1

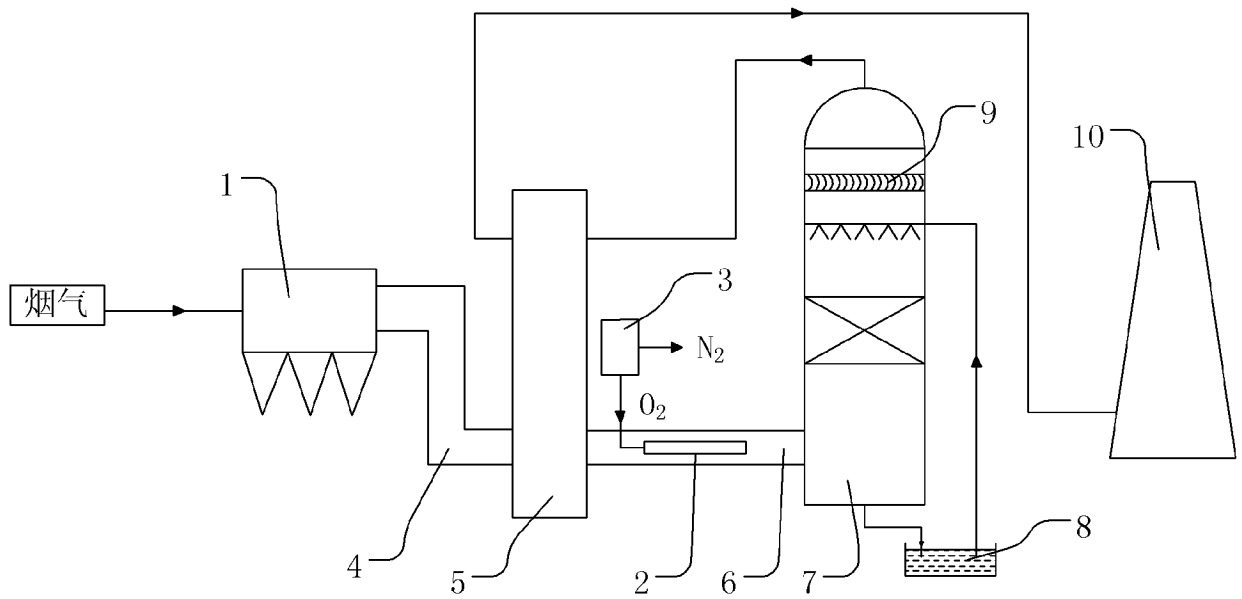


图 2

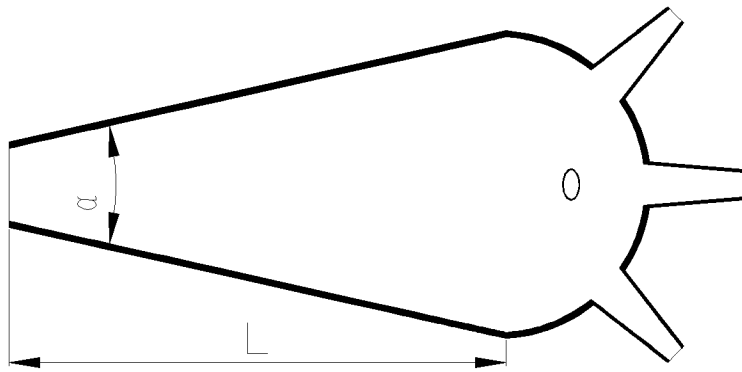


图 3

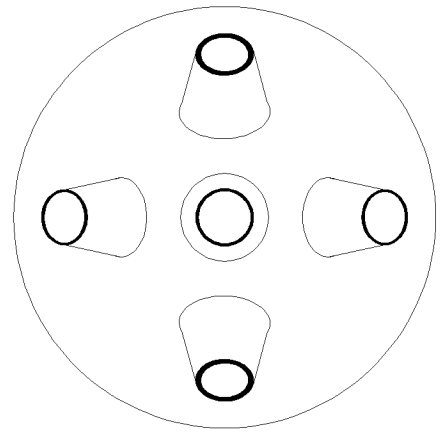


图 4