



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 102716648 B

(45) 授权公告日 2014. 11. 19

(21) 申请号 201210153080. 5

(22) 申请日 2012. 05. 16

(73) 专利权人 北京航空航天大学
地址 100191 北京市海淀区学院路 37 号

(72) 发明人 朱天乐 王鸿

(74) 专利代理机构 北京永创新实专利事务所
11121

代理人 姜荣丽

(51) Int. Cl.

B01D 53/75(2006. 01)

B01D 53/60(2006. 01)

F23J 15/06(2006. 01)

审查员 马筱岩

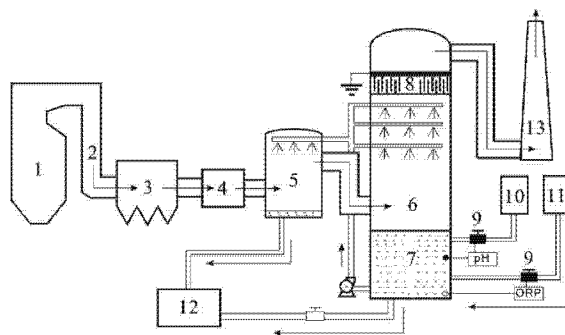
权利要求书1页 说明书5页 附图1页

(54) 发明名称

基于 pH 值和 ORP 值自动控制的烟气脱硫脱硝方法及其装置

(57) 摘要

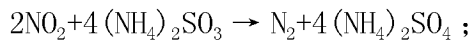
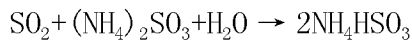
本发明公开了一种基于 pH 值和 ORP 值自动控制的烟气脱硫脱硝方法及其装置。该方法先将除尘后烟气进行预氧化,使 NO 氧化为 NO₂。随后借助预洗涤系统,预净化处理烟气。接着,以亚硫酸铵作为吸收液,对烟气中的 SO₂和 NO_x(x=1 或 2) 进行吸收,在该吸收过程中,维持吸收液 pH 值和 ORP 值在设定的范围,以保证吸收脱硫脱硝的效率和运行稳定性。最后,烟气通过电除雾装置,脱除烟气中的氨雾,防止氨泄漏。当吸收液 (NH₄)₂SO₃/NH₄HSO₃的浓度比降至 0.9 时,可将洗涤塔储液槽中部分吸收液导入硫酸铵副产品处理系统,实现资源回收利用。本发明提供的脱硫脱硝方法,可实现脱硫效率 95% 以上和脱硝效率 85% 以上,氨逃逸量低于 5mg/m³,同时回收硫资源。



1. 一种基于 pH 值和 ORP 值自动控制的烟气脱硫脱硝方法,其特征在于:烟气进入预洗涤和洗涤前先进行除尘和预氧化,所述的预氧化是使烟气中 NO 氧化为 NO₂,所述的预洗涤和洗涤采用吸收液对烟气中 SO₂ 和 NO₂ 洗涤吸收,洗涤后,气相 SO₂ 被吸收后转化生成的四价硫组分,NO₂ 发生氧化还原反应还原为 N₂,洗涤吸收过程中,调节控制吸收液的 pH 值和 ORP 值,维持吸收液 pH 值为 5.5 ~ 6.5,ORP 值为 -150mV ~ 0mV;所述的预洗涤采用吸收液喷淋洗涤的方式,所述的吸收液源自洗涤塔储液槽,吸收液用量约为洗涤塔内吸收液总体积的 1/15,喷淋后的吸收液经过初步收集,进入氧化浓缩系统;

喷淋洗涤过程中,吸收液通过水汽蒸发吸收烟气热量,将烟气温度降低,并实现吸收液的浓缩,浓缩后的吸收液回收至氧化浓缩系统;另一方面,预洗涤吸收液吸收烟气中部分 SO₂ 和 NO_x, x = 1 或 2;同时,预洗涤通过烟气中携带的氧化性气体与吸收液中四价硫反应,实现去除烟气中残余氧化性气体;

洗涤过程通过多层喷淋方式由洗涤塔上端将吸收液喷入洗涤塔内与预洗涤后的烟气充分混合,使烟气中的 SO₂ 和 NO₂ 通过气液传质进入吸收液中并发生化学反应,SO₂ 被亚硫酸铵吸收后生成 NH₄HSO₃,NO₂ 被吸收后还原为 N₂,化学反应式如下:



所述的吸收液成分为亚硫酸铵和氧化抑制剂,其中四价硫浓度 0.8mol/L,初始吸收液中四价硫浓度与硫代硫酸根浓度比为 3 ~ 3.5,吸收液 pH 值为 5.5 ~ 6.5、ORP 值为 -150mV ~ 0mV。

2. 根据权利要求 1 所述的一种基于 pH 值和 ORP 值自动控制的烟气脱硫脱硝方法,其特征在于:所述的预氧化采用低温等离子体氧化法,直接在烟气中形成具有高氧化性的活性自由基或 O₃ 氧化粒子作用于 NO 使其氧化;或者采用 O₃ 注入法通过空气载气流引入烟道中与烟气混合,使 NO 氧化,生成 NO₂。

3. 根据权利要求 1 所述的一种基于 pH 值和 ORP 值自动控制的烟气脱硫脱硝方法,其特征在于:所述的氧化抑制剂选用硫代硫酸盐。

4. 根据权利要求 1 所述的一种基于 pH 值和 ORP 值自动控制的烟气脱硫脱硝方法,其特征在于:洗涤喷淋同时,对吸收液进行 pH 值和 ORP 值调控,当 pH 值低于 5.5 时,电磁阀打开,使氨水储液池中的氨水流入吸收液之中,直到 pH 值升至 6.5,电磁阀关闭;当 ORP 值高于 0mV 时,电磁阀打开,使氧化抑制剂储液池中的氧化抑制剂流入吸收液之中,直到 ORP 值降至 -150mV,电磁阀关闭。

基于 pH 值和 ORP 值自动控制的烟气脱硫脱硝方法及其装置

技术领域

[0001] 本发明属于环境保护技术领域,是一种基于 pH 值和 ORP 值自动控制技术对湿式氨法吸收液进行调控,从而实现同步高效稳定脱硫脱硝的烟气处理方法。

背景技术

[0002] 燃煤、工业炉窑和垃圾焚烧等过程产生的烟气中含有大量污染大气环境的污染物,包括烟尘, SO_2 和 NO_x ($x=1, 2$) 等。其中 SO_2 与 NO_x ($x=1, 2$) 会引起酸雨、光化学烟雾等环境问题,严重威胁着人类的日常生活和身心健康,烟气脱硫脱硝对于保障大气环境质量起着非常重要的作用。

[0003] 烟气脱硫方法分为湿法、干法和半干法。其中,湿法脱硫技术最为成熟,常用的湿法脱硫技术包括石灰石(石灰)-石膏法、氨水吸收法等。其中,石灰石(石灰)-石膏法是目前利用最广泛的烟气脱硫方法,但此法也存在投资大,设备腐蚀、磨损、堵塞严重,运行维护费用高等问题。湿式氨法脱硫具有吸收液碱性强、吸收反应速度快且吸收液利用率高、系统简单、副产物硫酸铵和硝酸铵可资源再利用等特点,是一种高效的脱硫方法,但也存在氨污染等问题。干法和半干法脱硫技术虽具有工艺紧凑,占地面积小,投资运行费用低等优点,但脱硫效率通常较低。

[0004] 烟气脱硝技术主要包括选择性催化还原法、选择性非催化还原法、碱液吸收法等。选择性催化还原技术是目前应用最为广泛且净化效果最佳的脱硝技术,但其工艺与设备复杂,催化剂制备及作用环境要求较高,建设运行费用也较高。选择性非催化还原法脱硝系统最主要的优点是建设为一次性投资,运行成本低,设备占地面积小,但脱硝效率较低,难以达到日益严格的排放要求。碱液吸收法具有工艺设备简单,操作温度低,耗能少等优点,但因燃煤烟气中 NO_x ($x=1, 2$) 主要以低溶解度的 NO 形式存在,限制了该法在烟气脱硝领域的发展。

[0005] 传统烟气脱硫脱硝技术采用的是一对一污染物处理方案,即采用脱硫和脱硝装置分别处理 SO_2 和 NO_x ($x=1, 2$),这必然导致处理流程长,设备复杂,占地面积大,建设、运行和维护的费用比较高等问题,因此,实现烟气同步脱硫脱硝成为现今烟气治理领域的新目标。目前,湿式洗涤法被认为是实现同步脱硫脱硝最有效的方法之一,在公告号为 CN101053747A 和 CN1923341A 的专利说明书《同步脱硫脱硝的湿式氨法烟气结晶工艺及其系统》和《燃煤锅炉烟气臭氧氧化同时脱硫脱硝及其方法》中,均提出了采用 O_3 或 H_2O_2 注入的烟气氧化技术结合碱液或氨液吸收实现烟气的同步脱硫脱硝,通过预氧化将 NO 氧化成 NO_2 ,而后与 H_2O 反应生成 NO_2^- 和 NO_3^- 实现 NO_x ($x=1, 2$) 的吸收,化学反应式如下所示。

[0006] $2\text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{H}^+ + \text{NO}_2^- + \text{NO}_3^-$

[0007] 然而,经过实验证明,单纯依靠氨液或碱液吸收 NO_2 的效率很低,整体脱硝效率并不理想。

发明内容

[0008] 本发明的目的在于提供一种利用 pH 值和 ORP 值(ORP 是英文 Oxidation-Reduction Potential 的缩写,它表示溶液的氧化还原电位)自控技术调控吸收过程的湿式氨法同步脱硫脱硝方法。该方法利用氨法脱硫产物四价硫与 NO₂ 发生快速氧化还原反应的原理,具体步骤如下:

[0009] 烟气进入预洗涤和洗涤前先进行除尘和预氧化,所述的预氧化是使烟气中 NO 氧化为 NO₂,所述的预洗涤和洗涤采用吸收液对烟气中 SO₂ 和 NO₂ 洗涤吸收,洗涤后,气相 SO₂ 被吸收后转化生成的四价硫组分,NO₂ 发生氧化还原反应还原为 N₂,洗涤吸收过程中,调节控制吸收液的 pH 值和 ORP 值,维持吸收液 pH 值为 5.5~6.5,ORP 值为 -150mV~0mV。

[0010] 本发明还提供一种用于实现上述方法的实现装置,所述的实现装置通过烟道与锅炉出口连接,主要包括顺序通过连接在锅炉出口和烟囱之间的除尘设备、烟气氧化设备、预洗涤塔、洗涤塔,以及与预洗涤塔连接的氧化浓缩系统,与洗涤塔连接的氨水储液池、氧化抑制剂储液池。

[0011] 本发明的优点在于:本发明可有效提高吸收液脱硫脱硝效率,具有工艺流程简单,投资及运行费用较低,副产物可资源化利用等特点。

附图说明

[0012] 图 1 是本发明基于 pH 值和 ORP 值自动控制的氨吸收烟气脱硫脱硝装置示意图。

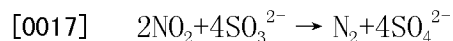
[0013] 图中:

[0014] 1. 锅炉;2. 烟道;3. 除尘设备;4. 烟气氧化设备;5. 预洗涤塔;6. 洗涤塔;7. 储液槽;8. 电除雾装置;9. 电磁阀;10. 氨水储液池;11. 氧化抑制剂储液池;12. 氧化浓缩系统;13. 烟囱。

具体实施方式

[0015] 下面结合附图和实施例对本发明进行详细说明。

[0016] 对于吸收液吸收脱硫脱硝的过程,提高吸收液中四价硫浓度可显著提升氨液或碱液吸收脱除 NO₂ 的效率,其主要原因在于:四价硫可显著提高吸收液的还原能力,降低吸收液 ORP 值,在四价硫浓度足够的情况下,依靠四价硫的还原性可将 NO₂ 还原为 N₂,化学反应式如下:



[0019] 上述过程中,烟气中气相氮化物 NO₂ 进入吸收液后,并不是生成硝酸盐或亚硝酸盐,而是还原为 N₂,四价硫是作为 NO₂ 还原剂,存在于吸收液之中。因此,对于氨法脱硫脱硝来说,pH 值和 ORP 值控制都至关重要。

[0020] 本发明所设计的基于 pH 值和 ORP 值自动控制的氨吸收同步脱硫脱硝烟气净化方法,处理对象为含有硫化物 SO₂ 和氮化物 NO_x (主要是 NO, x=1,2) 的工业烟气,如燃煤烟气等,采用以下步骤进行烟气处理:

[0021] 第一步,烟气首先经过除尘设备去除烟尘。

[0022] 依照现有除尘技术,可选用电除尘器、布袋除尘器或者湿式除尘器等,除尘效率达到 99% 以上。所述的烟气是指含有硫化物和氮化物的工业烟气,烟气中主要污染成份为 SO₂

和 NO_x ($x=1, 2$), 氮化物主要为 NO 。

[0023] 第二步, 除尘后烟气经过烟气氧化, 使烟气中 NO 被氧化成 NO_2 。

[0024] 经过除尘后的烟气中主要包含 SO_2 和 NO , 还含有少量的 NO_2 , 烟气氧化可采用低温等离子体氧化法, 将等离子体放电设备安装于烟道内部, 直接在烟气中形成具有高氧化性的活性自由基或 O_3 氧化粒子作用于 NO 使其氧化; 亦或者采用 O_3 注入法, 通过于烟道外增设的 O_3 发生设备, 将产生的 O_3 通过空气载气流引入烟道中与烟气混合, 使 NO 氧化, 称为 NO_2 。在该步骤中, 75%~90% NO 都可以氧化为 NO_2 。

[0025] 第三步, 烟气经预氧化后, 进入预洗涤塔, 采用喷淋方式实现预洗涤。

[0026] 预氧化后的烟气中主要包含 SO_2 和 NO_2 , 还有少量的未氧化的 NO 和烟气氧化过程中携带的氧化性气体(如臭氧 O_3)。所述的预洗涤采用吸收液喷淋洗涤的方式, 所述的吸收液源自洗涤塔储液槽, 吸收液用量约为洗涤塔内吸收液总体积的 1/15, 喷淋后的吸收液经过初步收集, 进入氧化浓缩系统 12。

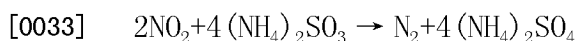
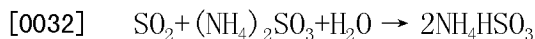
[0027] 此过程中, 因吸收液温度低, 为 25~35℃, 而烟气温度高, 可达 120℃, 故吸收液可通过水汽蒸发吸收烟气热量, 将烟气温度降至 60℃以下, 并实现吸收液的初步浓缩, 浓缩后的吸收液回收至氧化浓缩系统; 另一方面, 预洗涤可吸收烟气中部分 SO_2 和 NO_x ($x=1, 2$), 减轻后续洗涤环节的脱硫脱硝压力; 同时, 预洗涤还可以通过烟气中携带的氧化性气体与吸收液中四价硫反应, 实现去除烟气中残余氧化性气体和初步氧化吸收液中四价硫为六价硫(即硫酸根), 尽量避免残余氧化性气体进入下一步的洗涤过程, 这样既保证了后续洗涤过程吸收液中四价硫稳定性, 又减轻了氧化浓缩系统的处理负担。

[0028] 所述的吸收液与后续洗涤塔中采用的吸收液是相同的, 吸收液主要成分为亚硫酸铵和氧化抑制剂, 其中四价硫浓度约 0.8mol/L, 氧化抑制剂可选用硫代硫酸盐, 如硫代硫酸钠等, 主要起稳定吸收液四价硫的作用, 初始吸收液中四价硫浓度与硫代硫酸根浓度为 3~3.5。

[0029] 第四步, 预洗涤后烟气进入洗涤塔进行洗涤脱硫脱硝。

[0030] 预洗涤后的烟气中含有的污染物主要为 SO_2 和 NO_2 , 其余的部分残余氧化性气体和 NO 由于含量很少, 可以忽略。洗涤塔内吸收液主要成分为亚硫酸铵和氧化抑制剂, 其中四价硫浓度约 0.8mol/L, 氧化抑制剂可选用硫代硫酸盐, 主要起稳定吸收液四价硫的作用, 初始吸收液中四价硫浓度与硫代硫酸根浓度比为 3~3.5, 吸收液的 PH 为 5.5~6.5, ORP 值为 -150mV~0mV。

[0031] 洗涤过程通过多层喷淋方式由洗涤塔上端将吸收液喷入洗涤塔内与预洗涤后的烟气充分混合, 使烟气中的 SO_2 和 NO_2 通过气液传质进入吸收液中并发生化学反应, SO_2 被亚硫酸铵吸收后生成 NH_4HSO_3 , NO_2 被吸收后还原为 N_2 。化学反应式如下:



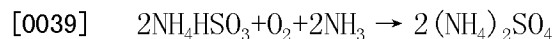
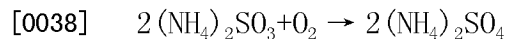
[0034] 吸收液位于洗涤塔内下部的储液槽内, 多层喷淋采用的吸收液是通泵装置将储液槽内吸收液抽入喷淋管中, 喷淋后的吸收液通过重力回收又回收至储液槽内, 通过多次循环, 由于吸收液内不断的发生上述的化学反应, 吸收液内的四价硫浓度降低, 因此需要对吸收液内的 PH 值和 ORP 值进行检测监测, 保证洗涤的充分进行, 为了提高四价硫浓度, 洗涤喷淋同时, 在储液槽中对吸收液进行 pH 值和 ORP 值调控, 通过由 pH 值、ORP 值检测探头及其控

制仪表、电磁阀、氨水储液池和氧化抑制剂储液池构成的控制系统实现。控制储液槽内吸收液 pH 值为 5.5~6.5, 当 pH 值低于 5.5 时, 电磁阀打开, 使氨水储液池中的氨水流入吸收液之中, 直到 pH 值升至 6.5, 电磁阀关闭。控制储液槽内吸收液的 ORP 值为 -150mV~0mV, 当 ORP 值高于 0mV 时, 电磁阀打开, 使氧化抑制剂储液池中的氧化抑制剂(如硫代硫酸盐饱和溶液)流入吸收液之中, 直到 ORP 值降至 -150mV, 电磁阀关闭。

[0035] 优选的, 所述的氨水储液池和氧化抑制剂储液池的设置液面高度高于储液槽内吸收液高度, 使得氨水和氧化抑制剂可以电磁阀打开后直接通过重力作用进入储液槽, 而不需要额外的动力系统。

[0036] 在洗涤过程中, 由于采用吸收液中含有氨水, 因此会在烟气中有液态氨雾, 随烟气上升的液态氨雾通过吸收塔上端电除雾装置 8, 依靠放电电场将雾粒荷电并使其定向运动实现捕集回收, 防止二次污染的发生。经过电除雾装置 8 后的烟气可以直接通过烟囱 13 排入大气中。

[0037] 因洗涤后的烟气中 SO_2 浓度大于 NO_2 , 故循环吸收液中 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3/\text{NH}_4\text{HSO}_3$ 的摩尔浓度比将随吸收液循环次数的增多而不断降低。当比值达到 0.9 时, 即可自洗涤塔储液槽中导出一部分吸收液进入氧化浓缩系统 12(硫酸铵副产品处理系统), 利用空气中 O_2 将吸收液中四价硫离子完全氧化为 SO_4^{2-} , 并通过浓缩结晶最终得到副产品硫酸铵, 实现资源化利用, 其化学反应式如下:



[0040] 综上所述, 本发明具有投资小、工艺简单、能耗低、高效同步脱硫脱硝、吸收液利用率高以及可回收硫酸铵副产品等特点, 其脱硫效率可达 95% 以上, 脱硝效率可达 85% 以上, 氨逃逸量低于 $5\text{mg}/\text{m}^3$, 净化后烟气符合国家烟气 SO_2 和 NO_x ($x=1, 2$) 的排放标准。

[0041] 本发明还提供一种基于 pH 值和 ORP 值自动控制的氨吸收同步脱硫脱硝烟气净化装置, 如图 1 所示, 所述的装置包括通过烟道 2 与锅炉 1 出口连接, 主要包括顺序通过连接在烟道 2 和烟囱 13 之间的除尘设备 3、烟气氧化设备 4、预洗涤塔 5、洗涤塔 6, 以及与预洗涤塔 5 连接的氧化浓缩系统 12, 与洗涤塔 6 连接的氨水储液池 10、氧化抑制剂储液池 11。以燃煤烟气为例, 应用该装置的脱硫脱硝流程如下:

[0042] 首先, 燃煤锅炉 1 炉膛排出的烟气通过烟道 2 进入除尘设备 3, 采用布袋除尘等现有公知方法进行除尘, 除尘效率 99% 以上; 经除尘后的烟气进入烟气氧化设备 4 进行预氧化, 采用向氧气氧化设备 4 内注入氧化剂如臭氧或高氧化性的活性自由基的方式, 使得烟气中的 NO 氧化为 NO_2 , 氧化效率约 80%; 而后烟气进入预洗涤塔 5, 预洗涤塔 5 内吸收液由洗涤塔 6 储液槽 7 提供, 通过喷淋方式与烟气充分混合, 使烟气温度降低至 60°C 以下。

[0043] 经过除尘、预氧化和预洗涤后烟气进入洗涤塔 6 内, 采用喷淋方式, 使洗涤塔 6 内吸收液与烟气充分混合, 洗涤后烟气经过位于洗涤塔 6 上部的电除雾装置 8 进行捕雾处理, 降低烟气中 NH_3 浓度至 $5\text{mg}/\text{m}^3$, 而后通过烟道进入烟囱 13 并最终排入大气。

[0044] 预洗涤塔 5 和洗涤塔 6 内喷淋方式的吸收液均由位于洗涤塔 6 下方的储液槽 7 提供。所述的储液槽 7 设置在洗涤塔 6 内的底部, 通过泵抽装置与喷淋系统连接, 同时为预洗涤塔 5 和洗涤塔 6 内的喷淋提供吸收液。

[0045] 所述的储液槽 7 与氨水储液池 10 和氧化抑制剂储液池 11 连通, 在连通的管路上

设置电磁阀 9, 并且所述的氨水储液池 10 和氧化抑制剂储液池 11 内液面高度均高于储液槽 7 内液面高度, 保证打开电磁阀 9 后, 氨水储液池 10 和氧化抑制剂储液池 11 内的溶液在重力作用下进入储液槽 7, 而不需要额外的动力。

[0046] 储液槽 7 内置 pH 电极与 ORP 电极, 用于监测吸收液的 pH 值与 ORP 值。pH 值和 ORP 值调节液分别存于氨水储液池 10 和氧化抑制剂储液池 11 中, 吸收液 pH 值保持 5.5~6.5 范围, ORP 值 -150mV~0mV 之间。通过进一步优选, 确定最佳 pH 范围为 6.0~6.5, ORP 值范围为 -150mV~-75mV。

[0047] 洗涤塔 6 内多次循环喷淋后吸收液 [(NH₄)₂SO₃/NH₄HSO₃ 摩尔浓度比达到 0.9 时] 进入氧化浓缩系统 12, 将吸收液中四价硫离子完全氧化为硫酸根, 并经过浓缩结晶后, 得到硫酸铵副产品实现资源回收。

[0048] 实施例 1

[0049] 烟气净化装置布置如图 1 所示, 处理烟气为燃煤锅炉烟气, 烟气中烟尘、SO₂ 和 NO_x (x=1 或 2) 浓度分别为 5000mg/m³、2000mg/m³ 和 450mg/m³, 锅炉出口烟气温为 120℃, 处理气量 10000m³/h。经文丘里除尘后, 烟尘浓度降为 50mg/m³。烟气氧化过程采用直流叠加脉冲(直流基压 50kV, 脉冲电压 50kV, 频率 6kHz, 脉冲电压变化率大于 200V/μs) 电晕放电产生的 O₃ 氧化 NO, 氧化率为 78%~86% 左右间, 出口臭氧剩余浓度 75~90mg/m³。采用四价硫浓度 0.8mol/L, 控制 pH 值为 6.0~6.5, ORP 值为 -150mV~-75mV 的亚硫酸铵吸收液对上述预氧化后烟气进行洗涤, 平均脱硫效率约 98%, 脱硝效率约 85%, 氨逃逸浓度低于 4.1mg/m³。

[0050] 实施例 2

[0051] 烟气净化装置布置如图 1 所示。处理烟气与实施例 1 烟气情况相同, 处理气量 10000m³/h。经电除尘后, 烟尘浓度降为 80mg/m³。烟气氧化过程采用 O₃ 发生注入方式, 注入 O₃ 浓度 600mg/m³, 烟气 NO 氧化率 72%~76.5%, 出口臭氧剩余浓度 35~45mg/m³, 采用采用四价硫浓度 0.8mol/L, pH 值为 6.0~6.5, ORP 值为 -75mV~-0mV 的亚硫酸铵吸收液对烟气进行洗涤, 平均烟气吸收脱硫效率约 95%, 脱硝效率约 72%, 氨逃逸浓度低于 3.5mg/m³。

[0052] 实施例 3

[0053] 烟气净化装置布置如图 1 所示, 处理烟气情况与实施例 1 相同, 处理气量 100m³/h。经文丘里除尘后, 烟尘浓度降为 50mg/m³。氧化过程采用 O₃ 注入方式, 注入 O₃ 浓度 1000mg/m³, 烟气 NO 氧化率 85%~89% 之间, 出口臭氧剩余浓度 100~150mg/m³。循环吸收液采用四价硫浓度 0.8mol/L, pH 控制 5.5~6.0 范围内, ORP 值为 -150mV~-75mV, NO_x (x=1 或 2) 吸收平均脱除效率为 83%, SO₂ 吸收脱除效率始终保持在 93%~95% 范围内, 氨逃逸浓度低于 2.5mg/m³。

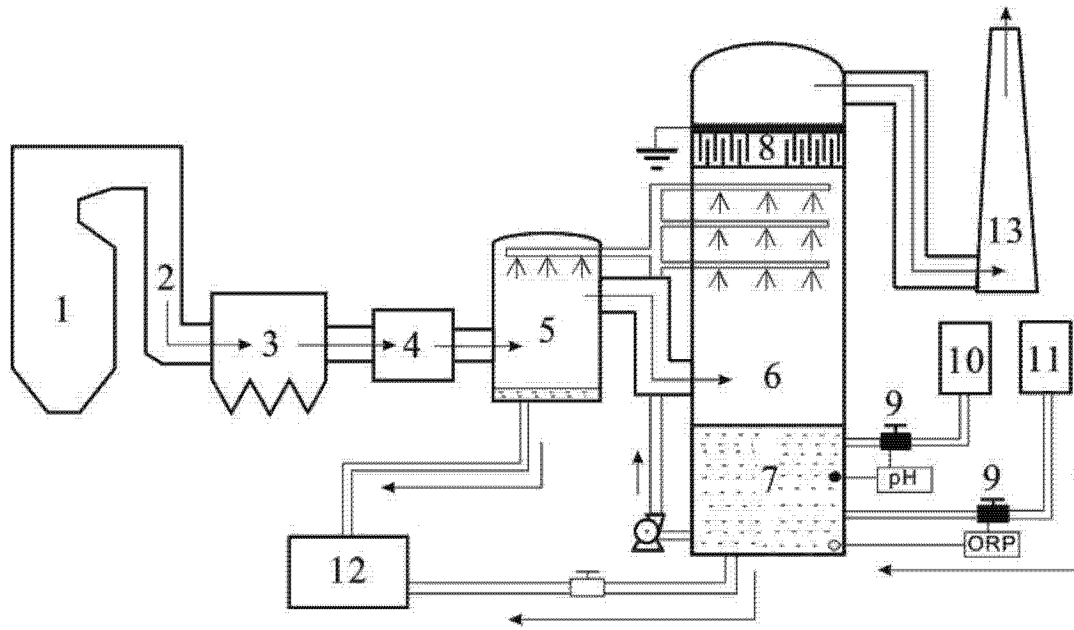


图 1