



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 112209552 B

(45) 授权公告日 2025. 03. 04

(21) 申请号 202011044517.2

(22) 申请日 2020.09.28

(65) 同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 112209552 A

(43) 申请公布日 2021.01.12

(73) 专利权人 北京光耀环境工程有限公司

地址 100016 北京市朝阳区京顺东街6号院
21号楼

(72) 发明人 邓志强 陈艳 李圣轶

(74) 专利代理机构 北京金智普华知识产权代理
有限公司 11401

专利代理师 巴晓艳

(51) Int. Cl.

C02F 9/00 (2023.01)

B01D 53/78 (2006.01)

B01D 53/50 (2006.01)

C02F 103/18 (2006.01)

C02F 1/16 (2023.01)

C02F 1/52 (2023.01)

C02F 1/66 (2023.01)

(56) 对比文件

CN 213506413 U, 2021.06.22

于超俊 等. 第103-104页第5节. 2017火电厂
脱硫废水零排放技术交流研讨会论文集. 2017,
第103-104页第5节.

审查员 潘菲

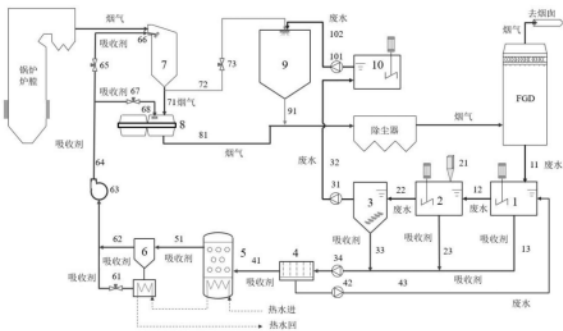
权利要求书2页 说明书10页 附图1页

(54) 发明名称

一种火电厂烟气SO₃与脱硫废水协同处理系
统及方法

(57) 摘要

本发明提供了一种火电厂烟气SO₃与脱硫废
水协同处理系统及方法, 所述协同处理系统包
括: 脱硫废水提镁模块, 通过向脱硫废水中投加
碱溶液, 制备氢氧化镁粉体, 同时收集脱镁后的
脱硫废水; 炉内SO₃脱除模块, 通过向SCR反应
器和/或空预器中投加脱硫废水提镁模块制备
的氢氧化镁粉体脱除SO₃; 旁路烟气脱硫废水
喷雾干化模块, 抽取来自SCR反应器出口的高
温烟气, 干化脱镁后的脱硫废水, 处理后的烟
尘排至除尘器。该系统可同时进行烟气SO₃与
脱硫废水的协同处理, 具有初投资省、综合运
行费用低、工艺简单、生产弹性大等特点。



1. 一种火电厂烟气 SO_3 与脱硫废水协同处理系统,其特征在于,所述协同处理系统包括:脱硫废水提镁模块,通过向脱硫废水中投加碱溶液,制备氢氧化镁粉体,同时收集脱镁后的脱硫废水;

炉内 SO_3 脱除模块,通过向SCR反应器和/或APH中投加脱硫废水提镁模块制备的氢氧化镁粉体脱除 SO_3 ;

旁路烟气脱硫废水喷雾干化模块,抽取来自SCR反应器出口的高温烟气,干化脱镁后的脱硫废水,处理后的烟尘排至除尘器;

所述脱硫废水提镁模块包括:一级缓冲池,用于将脱硫岛排出的脱硫废水做沉降处理;

第一提镁单元,用于收集一级缓冲池排出的上清液,并添加碱溶液和絮凝剂,进行第一次氢氧化镁的沉降;

第二提镁单元,用于收集第一提镁单元排出的上清液,并添加碱溶液和絮凝剂,进行第二次氢氧化镁的沉降;

压滤干燥单元,用于汇总一级缓冲池、第一提镁单元和第二提镁单元的沉降物,并进行压滤和干燥,制备氢氧化镁粉体;

所述第一提镁单元包括第一提镁加药装置和第一碱基药剂贮存装置;

所述第一碱基药剂贮存装置用于贮存碱溶液和絮凝剂;

所述第一提镁加药装置用于收集一级缓冲池排出的上清液,并将第一碱基药剂贮存装置内的碱溶液和絮凝剂投加到一级缓冲池排出的上清液中;

所述第二提镁单元包括第二提镁加药装置、第二碱基药剂贮存装置、高效过滤器和反冲洗装置;

所述第二碱基药剂贮存装置用于贮存碱溶液和絮凝剂;

所述第二提镁加药装置用于收集第一提镁单元排出的上清液,并将第二碱基药剂贮存装置内的碱溶液和絮凝剂投加到第一提镁加药装置排出的上清液中;

所述高效过滤器和反冲洗装置均设置在第二提镁加药装置内,过滤效果为: $\text{SS} < 200\text{mg/L}$;

所述炉内 SO_3 脱除模块包括:第一 SO_3 脱除单元,位于SCR反应器的烟气入口处,通过投加压滤干燥单元产生的氢氧化镁粉体对烟气进行第一次 SO_3 脱除;

第二 SO_3 脱除单元,位于APH的烟气入口处,通过投加压滤干燥单元产生的氢氧化镁粉体对烟气进行第二次 SO_3 脱除;

所述第一 SO_3 脱除单元和第二 SO_3 脱除单元分开进行工作或同时工作;

所述旁路烟气脱硫废水喷雾干化模块包括:SDE,提供空间,使得SCR反应器排出的旁路烟气进入;

二级缓冲池,用于收集第二提镁单元排出的上清液,并通过喷淋方式进入SDE,再进行干化处理。

2. 一种火电厂烟气 SO_3 与脱硫废水协同处理方法,包括上述权利要求1所述的协同处理系统,其特征在于,所述方法包括以下步骤:

S1:脱硫废水提镁模块制备氢氧化镁粉体,通过投加碱溶液,将镁离子置换为氢氧化镁,氢氧化镁为不溶性固体,提取后利用废热或者余热烘干,作为脱除 SO_3 的吸收剂;

S2:旁路烟气脱硫废水喷雾干化模块抽取来自SCR出口的高温烟气,干化未经浓缩减量

处理的废水,处理后的烟尘排至除尘器,完成脱硫废水的零排放处理;

S3:炉内 SO_3 脱除模块投加制备的氢氧化镁干粉,分别脱除SCR反应器和APH内的 SO_3 ,完成对烟气中的 SO_3 脱除。

3.根据权利要求2所述的协同处理方法,其特征在于,所述S1具体包括:S11:在一级缓冲池内将脱硫岛排出的脱硫废水做沉降处理;

S12:在第一提镁单元中收集一级缓冲池排出的上清液,并添加碱溶液和絮凝剂,进行第一次氢氧化镁的沉降;

S13:在第二提镁单元中收集第一提镁单元排出的上清液,并添加碱溶液和絮凝剂,进行第二次氢氧化镁的沉降;

S14:收集汇总一级缓冲池、第一提镁单元和第二提镁单元的沉降物,并进行压滤和干燥,制备氢氧化镁粉体。

4.根据权利要求3所述的协同处理方法,其特征在于,所述S3具体包括:S31:SCR反应器接收锅炉炉膛产生的含有 SO_3 的烟气;

S32:第一 SO_3 脱除单元在SCR反应器的烟气入口处,投加压滤干燥单元产生的氢氧化镁粉体进行第一次 SO_3 脱除;

S33:SCR反应器排出的烟气进入APH;

S34:第二 SO_3 脱除单元在APH入口处,投加压滤干燥单元产生的氢氧化镁粉体进行第二次 SO_3 脱除,完成对烟气中的 SO_3 脱除;

所述S32和S34分开进行或同步进行。

5.根据权利要求4所述的协同处理方法,其特征在于,所述S2具体包括:S21:SCR反应器排出的旁路烟气进入SDE;

S22:在二级缓冲池内收集第二提镁单元排出的上清液,并通过喷淋方式进入SDE;

S23:再进行干化处理,完成脱硫废水的零排放。

一种火电厂烟气SO₃与脱硫废水协同处理系统及方法

【技术领域】

[0001] 本发明涉及燃煤锅炉废水及烟气处理技术领域,尤其涉及一种火电厂烟气SO₃与脱硫废水协同处理系统及方法。

【背景技术】

[0002] 随着环保力度的加大,火电厂烟气中SO₃气体的治理和脱硫废水的治理日益得到重视。但因为二者的物理特性、产生过程均完全不同,所以二者治理的技术路线不同,二者的治理是孤立的、割裂的。

[0003] 首先看烟气中SO₃气体的治理。虽然烟气中SO₃气体的含量很少,仅占总硫的1~5%,但是危害不小,从宏观上看它是酸雨形成的主要原因,也是大气二次气溶胶的重要组成部分(二次气溶胶对中国大气环境PM2.5贡献率达30~77%)。从微观上看它是电厂有色烟羽的主要诱因之一,会导致烟气酸露点升高,造成APH(空预器)等低温设备腐蚀、积灰、堵塞,降低了锅炉效率、甚至危及机组的安全运行。

[0004] 烟气中SO₃来源于SO₂的氧化,SO₂/SO₃转换有两个来源,一是高温转化(在炉膛内),约0.5~2.5%,二是催化剂转化(SCR内),约0.5~1.5%,具体总量因燃烧煤种而异。但总体看我国低硫煤储量少,燃用高硫煤的火电厂较多,现阶段SO₃含量偏高,一般单台机组30~80mg/m³。

[0005] 现阶段脱除烟气SO₃方法,主要分为三种:炉膛法、炉外法和尾部脱除法。

[0006] 炉膛法通常是从炉膛顶部喷入碱性吸收剂。碱性吸收剂常用的有钠、钾等碱金属以及钙、镁等碱土金属吸收剂。这类炉膛法主要有三个缺点,一是药剂消耗量较大,因为高温环境下脱除SO₃的同时也会脱除一部分SO₂。药剂消耗量大,还会降低粉煤灰的品质;二是碱性吸收剂吸收脱SO₃后生成的硫酸盐往往会降低灰熔点,导致炉膛结焦;三是只能脱除炉膛内的SO₃,对SCR反应器内生成的SO₃没有脱除能力,整体效率不能保证。

[0007] 尾部法主要在除尘器、脱硫岛上“做文章”,如增设低温电除尘器、改造湿法脱硫系统、增设湿式电除尘器、改电除尘器为电袋除尘器或者袋式除尘器等。总的看来这类模式对SO₃的脱除效果显著,但投资巨大、运行费用高昂,而且对APH的硫酸氢铵(ABS)积灰与堵塞问题的改善却毫无作用。

[0008] 炉外法是新近发展起来的一种方法。主要在SCR反应器和APH(空预器)入口处同时或者分别投加不同的碱性吸收剂,进行脱硫(SO₃)。目前吸收剂主要为氢氧化镁、氢氧化钙、碳酸氢钠、碳酸钠、天然碱等,脱除率依次为氢氧化镁(75.3%)、碳酸氢钠(69.7%)、氢氧化钙(55.1%)和碳酸钠(52.8%),天然碱效果与碳酸钠接近。这些碱性吸收剂亦有一些缺陷,如氢氧化镁价格昂贵,碳酸氢钠容易出现结焦、造成SCR催化剂“中毒”,氢氧化钙会改变粉尘比电阻、影响尾部的电除尘器除尘效率,而且这类吸收剂只能以干粉的形式,需要研磨细化,增加了成本;而碳酸钠不宜应用于APH(空预器)的脱硫,因为会生产部分硫酸氢钠,硫酸氢钠和硫酸氢铵(ABS)一样,粘性大、容易造成APH积灰和堵塞。

[0009] 其次看脱硫废水的治理。

[0010] 锅炉烟气湿法脱硫(石灰石/石膏法)过程产生的废水主要来源于脱硫吸收塔排水、石膏脱水工艺清洗水和清洗系统。

[0011] 其主要特点有以下几点:

[0012] (1) 废水偏弱酸性,pH值在5~7之间。悬浮物非常高(以石膏颗粒为主),最高可达数万mg/L;

[0013] (2) 总溶解固体TDS含量高(约在20000-90000mg/L),钙离子、镁离子、钠离子、氯离子、硫酸根离子、亚硫酸根离子等含量高,重金属、氟化物、氨氮、COD等指标超标,使得废水中盐的回收困难。受溶解度的影响,其中钙离子含量在1000mg/L以下,而镁离子含量却较高,最低都在4000mg/L以上;

[0014] (3) 排放量规模小。根据《火电厂湿法烟气脱硫技术手册》,燃煤含氯为0.05%时,维持浆液中 Cl^- 浓度不超过20000mg/L,此工况下300MW、600MW和1000MW机组单台脱硫废水量的设计值分别为 $4m^3/h$ 、 $7m^3/h$ 和 $12m^3/h$ 。据现场实测,大部分电厂的实际排放量平均要高出70%左右,即分别为 $7m^3/h$ 、 $12m^3/h$ 和 $20m^3/h$ 。

[0015] 随着国家与地方环保标准的提高,脱硫废水的近零排放要求日益增长,其相关技术的发展很快。从处理成品的性质看,脱硫废水的近零排放技术可分为分盐工艺和混盐工艺。两种技术路线都可简化为三个模块:预处理→浓缩减量→固化结晶。

[0016] 分析分盐工艺。分盐工艺就是先对废水作调质(pH)和全软化处理,去除可能影响浓缩减量模块正常作业的钙镁离子;然后进入浓缩减量模块对废水作进一步的处理,这个模块可以是膜法浓缩,也可以是热法浓缩;最后进入结晶器对处理后的浓缩尾液做结晶分盐处理。全过程产生的净水和凝结水回用,部分浓水和母液可能需要外排或者再用热法集中干化作混盐处理。

[0017] 总的看来,分盐工艺需要投加较大的碱基药剂、产生大量的含盐污泥,而且分盐的工艺链很长、系统庞大而复杂,更为重要的是成品无机盐的附加值较低、不可能形成规模化生产。因此,投资大和运维费高的特点,使得分盐工艺的应用受到了较大的限制。

[0018] 相应的,混盐工艺的应用更为普遍。混盐工艺就是抽取SCR出口的高温烟气,利用高温烟气将废水或者浓缩减量后的废水进行干化处理,形成的混盐灰渣随烟气直接进入除尘器与粉煤灰掺混。但为了防止APH的积灰与堵塞,高温烟气的抽取量一般不宜超过3%。

[0019] 以某 $2 \times 350MW$ 热电机组为例,BMCR工况下单台机组SCR出口烟气量约在1408666kg/h,烟温为 $360^\circ C$,如果抽取3%烟气量,约4.2万kg/h,大约可以干化 $2.6m^3/h$ 废水。按目前废水的产生量,3%的烟气量显然不能满足直接干化所有废水。因此,现有的混盐工业路线,均需对废水先作浓缩减量处理,再做热法固化结晶。而浓缩减量处理,其处理过程中面临的问题与分盐工艺的技术路线是一样的。因此,混盐工艺,亦存在投资大和运维费高的特点。

[0020] 综上所述,现阶段烟气 SO_3 的治理与脱硫废水的零排放处理系统是孤立的、割裂的,背离了国家倡导的“能源综合利用”的发展原则。一方面烟气 SO_3 治理过程中,需要消耗大量的碱性吸收剂。而氢氧化镁效果虽然最佳,但迫于成本的原因,多使用副作用明显的碳酸钠或者氢氧化钙为吸收剂;另一方面废水的治理过程中,为去除镁离子,又大量使用了碱性药剂,成本居高不下。而且大量的镁离子被抛弃,又造成了再次污染。

[0021] 二者孤立、割裂的后果,就是造成了需要建设两套治理系统、重复建设,增加了投

资,重复投药、浪费严重、增加的生产成本,工艺也复杂、增加了运维费用。

[0022] 因此,有必要研究一种烟气 SO_3 与脱硫废水协同处理系统及方法来应对现有技术的不足,以解决或减轻上述一个或多个问题。

【发明内容】

[0023] 有鉴于此,本发明提供了一种烟气 SO_3 与脱硫废水协同处理系统及方法,该系统可在火电厂、造纸厂等含有燃煤锅炉的工矿企业中使用,可同时进行烟气 SO_3 与脱硫废水的协同处理,具有初投资省、综合运行费用低、工艺简单、生产弹性大等特点。

[0024] 一方面,本发明提供一种烟气 SO_3 与脱硫废水协同处理系统及方法,所述协同处理系统包括:

[0025] 脱硫废水提镁模块,通过向脱硫废水中投加碱溶液,制备氢氧化镁粉体,同时收集脱镁后的脱硫废水;

[0026] 炉内 SO_3 脱除模块,通过向SCR反应器和/或APH中投加脱硫废水提镁模块制备的氢氧化镁粉体脱除 SO_3 ;

[0027] 旁路烟气脱硫废水喷雾干化模块,抽取来自SCR反应器出口的高温烟气,干化脱镁后的脱硫废水,处理后的烟尘排至除尘器。

[0028] 如上所述的方面和任一可能的实现方式,进一步提供一种实现方式,所述脱硫废水提镁模块包括:

[0029] 一级缓冲池,用于将脱硫岛排出的脱硫废水做沉降处理;

[0030] 第一提镁单元,用于收集一级缓冲池排出的上清液,并添加碱溶液和絮凝剂,进行第一次氢氧化镁的沉降;

[0031] 第二提镁单元,用于收集第一提镁单元排出的上清液,并添加碱溶液和絮凝剂,进行第二次氢氧化镁的沉降;

[0032] 压滤干燥单元,用于汇总一级缓冲池、第一提镁单元和第二提镁单元的沉降物,并进行压滤和干燥,制备氢氧化镁粉体。

[0033] 如上所述的方面和任一可能的实现方式,进一步提供一种实现方式,所述第一提镁单元包括第一提镁加药装置和第一碱基药剂贮存装置;

[0034] 所述第一碱基药剂贮存装置用于贮存碱溶液和絮凝剂;

[0035] 所述第一提镁加药装置用于收集一级缓冲池排出的上清液,并将第一碱基药剂贮存装置内的碱溶液和絮凝剂投加到一级缓冲池排出的上清液中。

[0036] 如上所述的方面和任一可能的实现方式,进一步提供一种实现方式,所述第二提镁单元包括第二提镁加药装置、第二碱基药剂贮存装置、高效过滤器和反冲洗装置;

[0037] 所述第二碱基药剂贮存装置用于贮存碱溶液和絮凝剂;

[0038] 所述第二提镁加药装置用于收集第一提镁单元排出的上清液,并将第二碱基药剂贮存装置内的碱溶液和絮凝剂投加到第一提镁加药装置排出的上清液中;

[0039] 所述高效过滤器和反冲洗装置均设置在第二提镁加药装置内,过滤效果为: $\text{SS} < 200\text{mg/L}$ 。

[0040] 如上所述的方面和任一可能的实现方式,进一步提供一种实现方式,所述炉内 SO_3 脱除模块包括:

[0041] 第一SO₃脱除单元,位于SCR反应器的烟气入口处,通过投加压滤干燥单元产生的氢氧化镁粉体进行第一次SO₃脱除;

[0042] 第二SO₃脱除单元,位于APH的烟气入口处,通过投加压滤干燥单元产生的氢氧化镁粉体进行第二次SO₃脱除;

[0043] 所述第一SO₃脱除单元和第二SO₃脱除单元可分开进行工作,也可以同时工作。

[0044] 如上所述的方面和任一可能的实现方式,进一步提供一种实现方式,所述旁路烟气脱硫废水喷雾干化模块包括:

[0045] SDE,提供空间,使得SCR反应器排出的旁路烟气进入;

[0046] 二级缓冲池,用于收集第二提镁单元排出的上清液,并通过喷淋方式进入SDE,再进行干化处理。

[0047] 如上所述的方面和任一可能的实现方式,进一步提供一种火电厂烟气SO₃与脱硫废水协同处理,所述方法包括以下步骤:

[0048] S1:脱硫废水提镁模块制备氢氧化镁粉体,通过投加碱溶液,将镁离子置换为氢氧化镁,氢氧化镁为不溶性固体,提取后利用废热或者余热烘干,作为脱除SO₃的吸收剂;

[0049] S2:旁路烟气脱硫废水喷雾干化模块抽取来自SCR出口的高温烟气,干化未经浓缩减量处理的废水,处理后的烟尘排至除尘器,完成脱硫废水的零排放处理;

[0050] S3:炉内SO₃脱除模块投加制备的氢氧化镁干粉,分别脱除SCR反应器和APH内的SO₃,完成对烟气中的SO₃脱除。

[0051] 如上所述的方面和任一可能的实现方式,进一步提供一种实现方式,,所述S1具体包括:

[0052] S11:在一级缓冲池内将脱硫岛排出的脱硫废水做沉降处理;

[0053] S12:在第一提镁单元中收集一级缓冲池排出的上清液,并添加碱溶液和絮凝剂,进行第一次氢氧化镁的沉降;

[0054] S13:在第二提镁单元中收集第一提镁单元排出的上清液,并添加碱溶液和絮凝剂,进行第二次氢氧化镁的沉降;

[0055] S14:收集汇总一级缓冲池、第一提镁单元和第二提镁单元的沉降物,并进行压滤和干燥,制备氢氧化镁粉体。

[0056] 如上所述的方面和任一可能的实现方式,进一步提供一种实现方式,所述S3具体包括:

[0057] S31:SCR反应器接收锅炉炉膛产生的含有SO₃的烟气;

[0058] S32:第一SO₃脱除单元在SCR反应器的烟气入口处,投加压滤干燥单元产生的氢氧化镁粉体进行第一次SO₃脱除;

[0059] S33:SCR反应器排出的烟气进入APH;

[0060] S34:第二SO₃脱除单元在APH入口处,投加压滤干燥单元产生的氢氧化镁粉体进行第二次SO₃脱除,完成对烟气中的SO₃脱除;

[0061] 所述S22和S24可以分开进行也可以同步进行。

[0062] 如上所述的方面和任一可能的实现方式,进一步提供一种实现方式,所述S2具体包括:

[0063] S21:SCR反应器排出的旁路烟气进入SDE;

- [0064] S22:在二级缓冲池内收集第二提镁单元排出的上清液,并通过喷淋方式进入SDE;
- [0065] S23:再进行干化处理,完成脱硫废水的零排放。
- [0066] 与现有技术相比,本发明可以获得包括以下技术效果:
- [0067] (1)无需对废水进行精密的预处理,大大降低了预处理的难度;
- [0068] (2)利用废水中的镁离子脱除烟气中的 SO_3 ,增加了废水中镁离子的附加值;
- [0069] (3)氢氧化镁是最优的脱硫(SO_3)吸收剂,较其它采用的吸收剂而言,脱硫效率最优而无副作用。
- [0070] 当然,实施本发明的任一产品并不一定需要同时达到以上所述的所有技术效果。

【附图说明】

[0071] 为了更清楚地说明本发明实施例的技术方案,下面将对实施例中所需要使用的附图作简单地介绍,显而易见地,下面描述中的附图仅仅是本发明的一些实施例,对于本领域普通技术人员来讲,在不付出创造性劳动的前提下,还可以根据这些附图获得其它的附图。

[0072] 图1是本发明一个实施例提供的协同处理系统的结构图。

[0073] 其中,图中:

[0074] 1-脱硫废水一级缓冲池;2-脱硫废水提镁加药箱;3-脱硫废水提镁二级沉降池;4-污泥压滤机;5-流化床干燥机;6-氢氧化镁粉仓;7-SCR(脱硝反应器);8-APH(空气预热器);9-SDE(喷雾干燥塔);10-脱硫废水二级缓冲池;11-脱硫废水进水管;12-脱硫废水排水管;13-脱硫废水污泥排出管;21-碱基药剂贮罐;22-提镁加药箱排水管;23-氢氧化镁固相主排出管;31-脱镁废水排水泵;32-脱镁废水排水管;33-氢氧化镁固相辅排出管;34-污泥泵;41-污泥排出管;42-脱泥废水排水泵;43-脱泥废水排水管;51-干粉排出管;61-干粉总调节阀;62-含尘热风管;63-干粉送风机;64-干粉输送管;65-SCR仓喷嘴;66-APH仓调节阀;67-APH仓喷嘴;71-SCR出口烟气主烟道;72-旁路烟道排入管。

【具体实施方式】

[0075] 为了更好的理解本发明的技术方案,下面结合附图对本发明实施例进行详细描述。

[0076] 应当明确,所描述的实施例仅仅是本发明一部分实施例,而不是全部的实施例。基于本发明中的实施例,本领域普通技术人员在没有作出创造性劳动前提下所获得的所有其它实施例,都属于本发明保护的范围。

[0077] 在本发明实施例中使用的术语是仅仅出于描述特定实施例的目的,而非旨在限制本发明。在本发明实施例和所附权利要求书中所使用的单数形式的“一种”、“所述”和“该”也旨在包括多数形式,除非上下文清楚地表示其他含义。

[0078] 一种火电厂烟气 SO_3 与脱硫废水协同处理系统,所述协同处理系统包括:

[0079] 脱硫废水提镁模块,通过向脱硫废水中投加碱溶液,制备氢氧化镁粉体,同时收集脱镁脱硫废水;

[0080] 炉内 SO_3 脱除模块,通过向SCR反应器和/或空预器中投加脱硫废水提镁模块制备的氢氧化镁粉体脱除 SO_3 ;

[0081] 旁路烟气脱硫废水喷雾干化模块,抽取来自SCR反应器出口的高温烟气,干化脱镁

后的脱硫废水,处理后的烟尘排至除尘器,为了防止APH(空预器)的积灰与堵塞,SCR出口的高温烟气的抽取量在现有技术中,一般不宜超过3%,而通过炉内SO₃脱除模块,对高温烟气进行脱硫后,抽取量最高可以达到8%,并且对锅炉没有影响,同时APH(空预器)也不会发生积灰与堵塞,。

[0082] 所述脱硫废水提镁模块包括:

[0083] 一级缓冲池,用于将脱硫岛排出的脱硫废水做沉降处理;

[0084] 第一提镁单元,用于收集一级缓冲池排出的上清液,并添加碱溶液和絮凝剂,进行第一次氢氧化镁的沉降,所述碱溶液为氢氧化钠溶液或其他废碱溶液;

[0085] 第二提镁单元,用于收集第一提镁单元排出的上清液,并添加碱溶液和絮凝剂,进行第二次氢氧化镁的沉降;

[0086] 压滤干燥单元,用于汇总一级缓冲池、第一提镁单元和第二提镁单元的沉降物,并进行压滤和干燥,制备氢氧化镁粉体。

[0087] 所述第一提镁单元包括第一提镁加药装置和第一碱基药剂贮存装置;

[0088] 所述第一碱基药剂贮存装置用于贮存碱溶液和絮凝剂;

[0089] 所述第一提镁加药装置用于收集一级缓冲池排出的上清液,并将第一碱基药剂贮存装置内的碱溶液和絮凝剂投加到一级缓冲池排出的上清液中。

[0090] 所述第二提镁单元包括第二提镁加药装置、第二碱基药剂贮存装置、高效过滤器和反冲洗装置;

[0091] 所述第二碱基药剂贮存装置用于贮存碱溶液和絮凝剂;

[0092] 所述第二提镁加药装置用于收集第一提镁单元排出的上清液,并将第二碱基药剂贮存装置内的碱溶液和絮凝剂投加到第一提镁加药装置排出的上清液中;

[0093] 所述高效过滤器和反冲洗装置均设置在第二提镁加药装置内,过滤效果为:SS<200mg/L。

[0094] 所述炉内SO₃脱除模块包括:

[0095] 第一SO₃脱除单元,位于SCR反应器的烟气入口处,通过投加压滤干燥单元产生的氢氧化镁粉体进行第一次SO₃脱除;

[0096] 第二SO₃脱除单元,位于APH的烟气入口处,通过投加压滤干燥单元产生的氢氧化镁粉体进行第二次SO₃脱除,两次脱硫过程可以分开进行也可以同步进行,即在第一次脱硫的同时,第二次脱硫也在进行,同时系统可以维持稳定,或先进行第一次脱硫,第一次脱硫完成后,烟气进入APH中,进行第二次脱硫。

[0097] 所述旁路烟气脱硫废水喷雾干化模块包括:

[0098] SDE,提供空间,使得SCR反应器排出的旁路烟气进入;

[0099] 二级缓冲池,用于收集第二提镁单元排出的上清液,并通过喷淋方式进入SDE,再进行干化处理。

[0100] 除此之外,本申请中SCR反应器和APH均为现有燃煤锅炉中的常见设备,其中:

[0101] SCR反应器(脱硝反应器)用于接收锅炉炉膛产生的烟气SO₃;

[0102] APH(空预器,全称为空气预热器)用于接收来自SCR反应器的高温烟气。

[0103] 一种火电厂烟气SO₃与脱硫废水协同处理,包括上述协同处理方法,所述方法包括以下步骤:

[0104] S1:脱硫废水提镁模块制备氢氧化镁粉体,通过投加碱溶液,碱溶液为氢氧化钠溶液或其它碱液,将镁离子置换为氢氧化镁,氢氧化镁为不溶性固体,提取后利用废热或者余热烘干,作为脱除 SO_3 的吸收剂;

[0105] S2:旁路烟气脱硫废水喷雾干化模块抽取来自SCR出口的高温烟气,干化未经浓缩减量处理的废水,处理后的烟尘排至除尘器,完成脱硫废水的零排放;

[0106] S3:炉内 SO_3 脱除模块通过投加制备的氢氧化镁干粉脱除 SO_3 ,先脱除炉膛产生的 SO_3 ,再脱除SCR产生的 SO_3 ,完成高温烟气中 SO_3 的脱除。

[0107] 所述S1具体包括:

[0108] S11:在一级缓冲池内将脱硫岛排出的脱硫废水做沉降处理;

[0109] S12:在第一提镁单元中收集一级缓冲池排出的上清液,并添加碱溶液和絮凝剂,进行第一次氢氧化镁的沉降;

[0110] S13:在第二提镁单元中收集第一提镁单元排出的上清液,并添加碱溶液和絮凝剂,进行第二次氢氧化镁的沉降;

[0111] S14:收集汇总一级缓冲池、第一提镁单元和第二提镁单元的沉降物,并进行压滤和干燥,制备氢氧化镁粉体。

[0112] 所述S3具体包括:

[0113] S31:SCR反应器接收锅炉炉膛产生的含有 SO_3 的烟气;

[0114] S32:第一 SO_3 脱除单元在SCR反应器的烟气入口处,投加压滤干燥单元产生的氢氧化镁粉体进行第一次 SO_3 脱除;

[0115] S33:SCR反应器排出的烟气进入APH;

[0116] S34:第二 SO_3 脱除单元在APH入口处,投加压滤干燥单元产生的氢氧化镁粉体进行第二次 SO_3 脱除,完成对烟气中的 SO_3 脱除。

[0117] 所述S2具体包括:

[0118] S21:SCR反应器排出的旁路烟气进入SDE;

[0119] S22:在二级缓冲池内收集第二提镁单元排出的上清液,并通过喷淋方式进入SDE;

[0120] S23:再进行干化处理,完成脱硫废水的零排放。

[0121] 如图1所示,本发明提供该系统由脱硫废水提镁模块、旁路烟气脱硫废水喷雾干化模块、炉内 SO_3 的脱除模块构成:

[0122] (1)提镁模块是氢氧化镁粉体的制备。通过投加高浓度氢氧化钠溶液或其它碱液,将镁离子置换为氢氧化镁。氢氧化镁为不溶性固体,提取后利用废热或者余热烘干,作为脱除 SO_3 的吸收剂。

[0123] (2)旁路烟气脱硫废水喷雾干化模块抽取来自SCR出口的高温烟气,干化未经浓缩减量处理的废水,处理后的烟尘排至除尘器。模块包括废水缓冲池、喷淋泵与管道、喷雾干化塔(含塔体、烟气分布器、喷嘴)、烟气挡板门与调节阀和旁路烟道等;

[0124] (3)炉内 SO_3 的脱除模块通过投加药剂量(氢氧化镁干粉)脱除 SO_3 。包括吸收剂料仓、喷枪、增压风机、管道,该模块又分为两个独立的子系统,子系统①在SCR入口位置,主要是脱除炉膛产生的 SO_3 ,子系统②在APH入口,主要是脱除SCR产生的 SO_3 。两个系统可根据情况灵活组合,可合并、可单体安装。

[0125] 当脱硫废水从脱硫岛排出后,在一级缓冲池做重力沉降处理,沉淀物为以硫酸钙

为主的等污泥,通过污泥管道排至专用压滤机。上清液进入提镁加药箱,除镁药剂为氢氧化钠等碱液,同时添加絮凝剂,加速氢氧化镁的沉降。大部分氢氧化镁在该箱沉降,通过污泥管道排至专用压滤机。上清液再进入下一级沉降池。该池设有高效过滤器,收集剩余氢氧化镁,并通过污泥管道排至专用压滤机。上清液流入二级缓冲池。

[0126] 氢氧化镁压滤机可以是离心式或者板框式等,该压滤机包括了氢氧化镁颗粒和废水污泥,滤饼含水率控制在70%以下,送至污泥干燥器,干燥器可以是带式、流化床式等干燥机,优选流化床式干燥机。滤饼在干燥机上进一步脱水至20%以下的干粉后,进入料仓。干燥热源可以是低温省煤器的热水或锅炉蒸汽等不低于75℃的热源,优选低温省煤器等废热热源。工程上料仓可以仅作为备用,粉体可直接由送风机加压后分别送入SCR前脱硫(SO₃)系统和APH前脱硫(SO₃)系统进行脱硫。两个系统可以合并为一体,亦可分别独立安装。该脱硫系统由送风机、风管、调节阀和喷射器构成。碱(镁)硫比为关键控制点,不高于2.5。脱硫效率不低于80%。碱(镁)粉的投加量主要由APH的压差和进出口温度差决定。过流材质为常温耐磨材料,优选陶瓷材料。

[0127] 二级缓冲池的废水,经喷淋泵泵入旁路烟气喷雾干燥塔(SDE),旁路烟气取自SCR出口。废水在塔内被高温烟气快速干化,生成的结晶盐随旁路烟气进入除尘器入口前,在除尘器入口前与粉煤灰均匀混合,实现废水的零排放处理。抽取烟气流由废水处理量与烟气入口温度决定,最高可以抽取8%的烟气而对APH和其它尾部烟道无影响,可以满足大多数项目的一般需求。

[0128] 具体工作流程如下:

[0129] 从脱硫岛FGD排出的废水,沿废水进水管11进入脱硫废水一级缓冲池1,该缓冲池兼调节池作用。废水总悬浮物TSS较高,通过投加絮凝剂等常规药剂后,大部分TSS沉降。其中上清液沿排水管12流入提镁加药箱2,沉降污泥沿污泥排出管13排至压滤机4。过流材质为316L,缓冲池碳钢衬胶或者玻璃鳞片。

[0130] 提镁加药箱2中的上清液,与碱基药剂贮罐21投加的碱液发生反应,生成氢氧化镁。碱液为氢氧化钠、氢氧化钙等溶液,优选氢氧化钠。加药箱2的pH值不低于10。药剂贮罐还包括絮凝剂等常规药剂。上清液随排水管22排至除镁二级沉降池。因为上清液仍然含有大量的氢氧化镁颗粒物,为尽可能的回收Mg²⁺,需要作二次沉降。以氢氧化镁颗粒为主的沉积污泥随氢氧化镁固相主排出管23排至压滤机4。过流材质为碳钢衬胶或者衬塑。

[0131] 提镁二级沉降池3含有高效过滤器,并配有反冲洗装置。过滤效果可调,推荐SS<200mg/L,以减少反冲洗频次。过滤后的清液经脱镁废水排出泵31加压后沿脱镁废水排出管32泵入二级缓冲池10。沉积物氢氧化镁颗粒随氢氧化镁固相辅排出管33排至压滤机4。污泥泵34为共用设备。泵阀过流材质为316L,其余为碳钢衬胶或者衬塑。

[0132] 一级缓冲池1、提镁加药箱2、提镁二级沉降池3的污泥和氢氧化镁颗粒物在压滤机4汇总。压滤机可以是离心式或者板框式等,优选板框式。滤饼含水率不高于70%,经污泥排出管41送至干燥机5进行热法干燥。滤液经排水泵42加压后沿排水管43排回至一级缓冲池1。泵阀过流材质为316L,其余为碳钢衬胶或者衬塑。

[0133] 干燥机5为热法干燥机,可以是流化床、带式或其它方式,优选流化床干燥机。干燥后的氢氧化镁颗粒物呈粉状,含水率低于20%,热风与干粉沿排出管51排至氢氧化镁粉仓6,无需安装除尘器。热源为不低于75℃的热水、蒸汽或者热风,优选低温省煤器的热水。如

果没有低温省煤器,优选在APH后单独配置气水换热器。

[0134] 氢氧化镁粉仓6设有旋流分离器和贮罐。贮罐设有恒温器,防止干粉吸水板结。热源来自干燥机5的热源出口。粉仓贮罐设有总调节阀61,控制干粉加料量。来自干燥机5的热风从旋流器排出后沿热风管62进入干粉输送管64,再输送至脱硫(SO_3)系统,送风风压由送风机63提供。为保证脱硫率,分别设置SCR前干粉喷射器和APH前干粉喷射器。两路喷射器可以合并安装,亦可独立安装,优选独立安装。脱硫(SO_3)系统由送风机63、管道64、调节阀65和67、干粉喷射器66和68构成,其中喷射器66安装于SCR入口处,喷射器68安装于APH入口处。脱硫总效率不低于80%,碱(镁)硫比为关键控制点,不高于2.5。碱(镁)粉的投加量主要由APH的压差和进出口温度差决定。过流材质为常温耐磨材料,喷射器需要耐受500℃高温,优选陶瓷材料。

[0135] SO_3 含量减少50%左右的烟气从SCR反应器7出口处,分流为两路烟气,其中主烟气顺着主烟道71至APH(空预器)8。废水干化用烟气沿着旁路烟道72进入SDE(喷雾干燥塔)9,烟气流由旁路烟气调节阀73控制。抽取烟气流由废水处理量与烟气入口温度决定,最高可以抽取8%的烟气而对APH和其它尾部烟道无影响。

[0136] 进入APH(空预器)8的烟气流虽然减少,但因为 SO_3 脱除系统的工作,其酸露点温度降低至100℃以下,积灰以普通积灰为主,ABS积灰强度受到了抑制,换热效率得以维持。因此烟气排出主管道81的烟温最低可降低至110℃。APH(空预器)8的蓄热元件可以采用DU板或NF板,优选DU板。

[0137] 脱硫废水二级缓冲池10的废水,来自提镁沉降池3的上清液,pH约为10。因此二级缓冲池兼有调质作用,可通过加酸调节pH值至中性。调质后的废水经喷淋给水泵101加压,沿喷淋管102泵入SDE(喷雾干燥塔)9,进行干化处理。过流材质为316L或更高。

[0138] 取自SCR的旁路烟气进入SDE(喷雾干燥塔)9,对来自二级缓冲池10的脱硫废水进行干化处理。SDE由塔体、喷嘴和烟气分布器构成。喷嘴可以为压力式、气流式或者离心式喷嘴,优选离心式喷嘴,优选2205衬碳化硅或其它陶瓷等耐磨防腐材质。塔体和烟气分布器均为普通碳钢。烟气经塔体内的烟气分布器散流、与经喷嘴雾化后的废水充分混合,将废水在塔体内彻底蒸发、干化。干化后的烟气流温度降低至120℃以上,经烟气排出管91排至烟气排出主管道81,与APH出口的烟气混合,最终排至除尘器,实现废水零排放。

[0139] 本发明的关键点在于利用碱液回收废水中的镁离子,生产氢氧化镁,且无二次污染。氢氧化镁是烟气脱硫(SO_3)最优的吸收剂之一。提高了镁盐的附加值;同时利用烟气废热,生产氢氧化镁干粉,掺杂的污泥一并干化,生产过程无二次污染;此外,利用废水中的镁离子脱除炉膛烟气中的 SO_3 ,对SCR的脱硝效率有提升,亦能确保SCR在低负荷时仍能正常工作,延长了催化剂的工作寿命;最后,利用废水中的镁离子脱除SCR烟气中的 SO_3 ,可降低烟气酸露点温度,抑制ABS积灰强度,在APH(空预器)的换热面积保持常规设计的工况下,对其换热效率约有5~10%提升,新增的热量用于脱硫废水的零排放处理。因此无需对废水进行浓缩减量处理,极大的降低了废水零排放的投资和运维费用。

[0140] 以上对本申请实施例所提供的一种烟气 SO_3 与脱硫废水协同处理系统及方法,进行了详细介绍。以上实施例的说明只是用于帮助理解本申请的方法及其核心思想;同时,对于本领域的一般技术人员,依据本申请的思想,在具体实施方式及应用范围上均会有改变之处,综上所述,本说明书内容不应理解为对本申请的限制。

[0141] 如在说明书及权利要求书当中使用了某些词汇来指称特定组件。本领域技术人员应可理解,硬件制造商可能会用不同名词来称呼同一个组件。本说明书及权利要求书并不以名称的差异来作为区分组件的方式,而是以组件在功能上的差异来作为区分的准则。如在通篇说明书及权利要求书当中所提及的“包含”、“包括”为一开放式用语,故应解释成“包含/包括但不限于”。“大致”是指在可接收的误差范围内,本领域技术人员能够在一定误差范围内解决所述技术问题,基本达到所述技术效果。说明书后续描述为实施本申请的较佳实施方式,然所述描述乃以说明本申请的一般原则为目的,并非用以限定本申请的范围。本申请的保护范围当视所附权利要求书所界定者为准。

[0142] 还需要说明的是,术语“包括”、“包含”或者其任何其他变体意在涵盖非排他性的包含,从而使得包括一系列要素的商品或者系统不仅包括那些要素,而且还包括没有明确列出的其他要素,或者是还包括为这种商品或者系统所固有的要素。在没有更多限制的情况下,由语句“包括一个……”限定的要素,并不排除在包括所述要素的商品或者系统中还存在另外的相同要素。

[0143] 应当理解,本文中使用的术语“和/或”仅仅是一种描述关联对象的关联关系,表示可以存在三种关系,例如,A和/或B,可以表示:单独存在A,同时存在A和B,单独存在B这三种情况。另外,本文中字符“/”,一般表示前后关联对象是一种“或”的关系。

[0144] 上述说明示出并描述了本申请的若干优选实施例,但如前所述,应当理解本申请并非局限于本文所披露的形式,不应看作是对其他实施例的排除,而可用于各种其他组合、修改和环境,并能够在本文所述申请构想范围内,通过上述教导或相关领域的技术或知识进行改动。而本领域人员所进行的改动和变化不脱离本申请的精神和范围,则都应在本申请所附权利要求书的保护范围内。

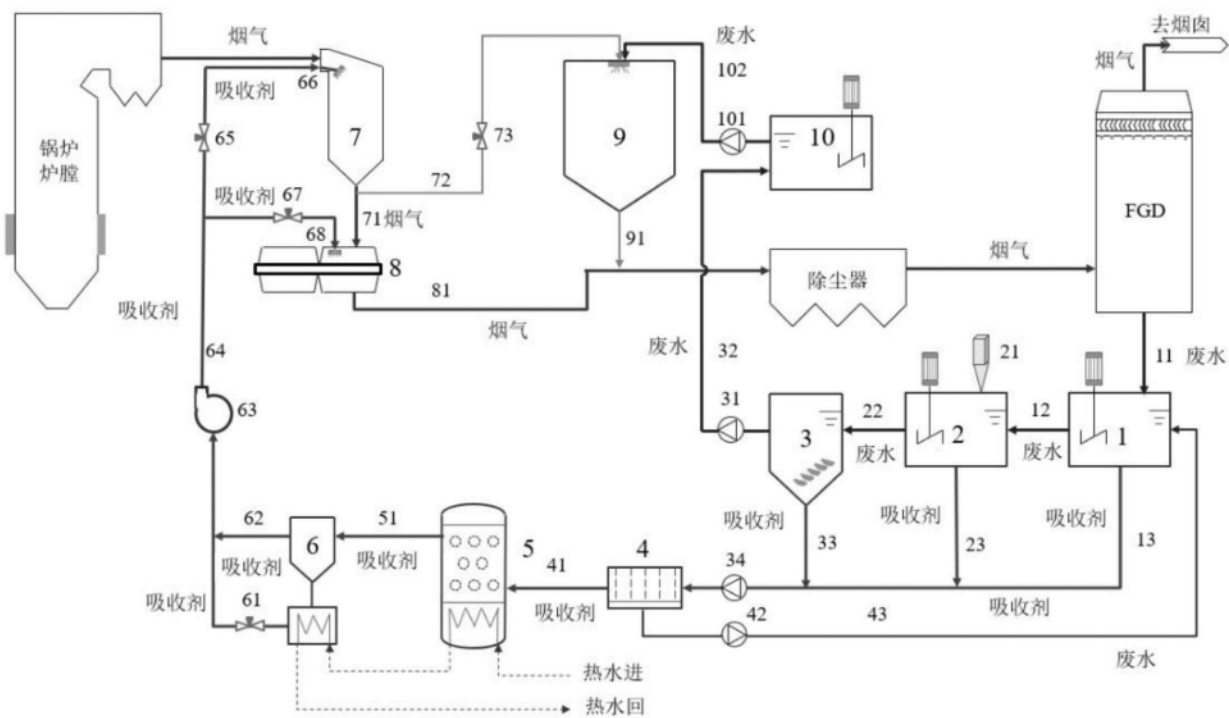


图1