



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 102886199 B

(45) 授权公告日 2015. 03. 04

(21) 申请号 201210415270. X

CN 101658760 A, 2010. 03. 03, 具体实施方式及图 1.

(22) 申请日 2012. 10. 26

CN 102284239 A, 2011. 12. 21, 实施例.

(73) 专利权人 煤炭工业济南设计研究院有限公司

审查员 臧静

地址 250000 山东省济南市天桥区堤口路 141 号

(72) 发明人 杨恒凯 陈公卫 陆阳 蔡琦 马继德 张新

(74) 专利代理机构 济南泉城专利商标事务所 37218

代理人 张贵宾

(51) Int. Cl.

B01D 53/80(2006. 01)

B01D 53/50(2006. 01)

C01F 5/40(2006. 01)

C02F 9/04(2006. 01)

(56) 对比文件

CN 202860398 U, 2013. 04. 10, 权利要求 1-3.

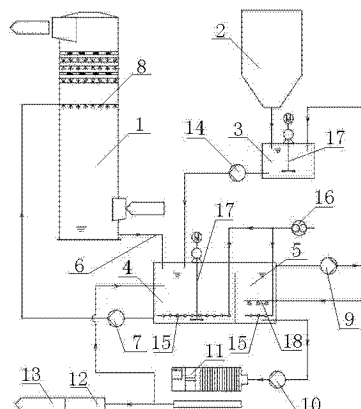
权利要求书1页 说明书4页 附图1页

(54) 发明名称

一种氧化镁法烟气脱硫设备及脱硫方法

(57) 摘要

本发明属于大气环境保护技术领域, 特别涉及一种氧化镁法烟气脱硫设备及脱硫方法。本发明提供了一种脱硫工艺采用循环氧化一体结构的反应池, 增加了清液返回、滤液回收等多道工序, 它克服了传统氧化镁浆洗-再生法脱硫工艺复杂、投资高、氧化镁再生率低、能耗高、运行成本高等缺点, 尤其适合国内中小型机组烟气脱硫, 对我国能源综合利用和环境保护起到了积极作用。



1. 一种氧化镁法烟气脱硫设备,包括吸收塔(1)和氧化镁粉仓(2),氧化镁粉仓(2)依次连通有制浆池(3)、循环池(4)和沉淀池(5),吸收塔(1)底部设有通向循环池(4)的管道(6),其特征是:所述循环池(4)通过吸收塔循环泵(7)与吸收塔(1)上部的喷淋层(8)相连接,沉淀池(5)顶部通过清液返回泵(9)与制浆池(3)相连接,沉淀池(5)底部通过排渣泵(10)与板框压滤机(11)相连接,板框压滤机(11)底部分别与循环池(4)和废水处理设备(12)或七水硫酸镁制备设备(13)相连接,制浆池(3)通过供浆泵(14)与循环池(4)相连接,循环池(4)和沉淀池(5)采用半通式连接,底部分别设置有氧化空气管道(15),氧化空气管道(15)分别与氧化风机(16)相连接,沉淀池(5)为平流式的,沉淀池(5)内设置有脉冲悬浮装置(18),循环池(4)和制浆池(3)内均设有搅拌装置(17)。

2. 一种权利要求1所述的氧化镁法烟气脱硫设备进行氧化镁法烟气脱硫的方法,包括如下步骤:

- a. 将氧化镁粉仓(2)内的氧化镁粉末通入制浆池(3)内制成氢氧化镁浆液;
- b. 制浆池(3)中的氢氧化镁浆液在供浆泵(14)的作用下通入循环池(4)中,吸收塔循环泵(7)从循环池(4)内抽取氢氧化镁浆液,通过循环管道和喷淋层(8)向吸收塔(1)内喷淋氢氧化镁浆液洗涤烟气,脱除烟气中的 $\text{SO}_2$ ;
- c. 开启氧化风机(16),通过氧化空气管道(15)向循环池(4)和沉淀池(5)中鼓入空气,将吸收塔(1)底部吸收 $\text{SO}_2$ 生成的亚硫酸镁循环液氧化生成硫酸镁溶液;
- d. 氧化镁粉末中的不溶性杂质在沉淀池(5)中沉淀,通过排渣泵(10)送入板框压滤机(11)脱水,制成滤饼外运;
- e. 沉淀池(5)上部清液一部分通过清液返回泵(9)送至制浆池(3)制浆,另一部分用于沉淀池(5)脉冲悬浮装置(18);
- f. 从板框压滤机(11)出来的滤液可回到循环池(4)或送入七水硫酸镁制备设备(13)或排入废水处理设备(12)。

3. 根据权利要求2所述的氧化镁法烟气脱硫方法,其特征在于:所述吸收塔(1)底部通过管道(6)排入循环池(4)的循环液的pH值控制为6.5。

4. 根据权利要求2所述的氧化镁法烟气脱硫方法,其特征在于:所述循环池(4)的循环液中硫酸镁溶液的质量浓度不高于15%。

5. 根据权利要求2所述的氧化镁法烟气脱硫方法,其特征在于:所述制浆池(3)中制备的氢氧化镁浆液的质量百分比浓度为10%~30%。

6. 根据权利要求2所述的氧化镁法烟气脱硫方法,其特征在于:单位时间内氧化镁粉末对制浆池的补充量按物质量的比值为吸收塔中 $\text{SO}_2$ 处理量的1.03。

7. 根据权利要求2所述的氧化镁法烟气脱硫方法,其特征在于:所述吸收塔循环泵(7)送入吸收塔(1)的循环液与烟气的液气比为5.5升/立方米。

8. 根据权利要求2所述的氧化镁法烟气脱硫方法,其特征在于:所述板框压滤机(11)排放的硫酸镁滤液的质量浓度为15%。

## 一种氧化镁法烟气脱硫设备及脱硫方法

[0001] (一) 技术领域

[0002] 本发明属于大气环境保护技术领域,特别涉及一种氧化镁法烟气脱硫设备及脱硫方法。

[0003] (二) 背景技术

[0004] 目前,我国燃煤电厂的大型锅炉设备脱硫工程已经基本建设完毕,大部分专业脱硫公司把目光转向中小型机组的烟气脱硫,中小型机组的脱硫工艺也在不断发展中。

[0005] 氧化镁作为脱硫剂,化学反应活性要远大于钙基脱硫剂。我国目前已探明的氧化镁储量约为 160 亿吨,占全世界的 80% 左右,发展成熟的氧化镁法脱硫工艺具有重要意义。

[0006] 但是,通过对近几年来氧化镁法脱硫项目的跟踪调查,发现经过长期运行,传统的氧化镁浆洗-再生法脱硫工艺普遍存在以下几个问题:1、工艺复杂,投资大;2、氧化镁再生率低。亚硫酸镁煅烧再生氧化镁需要 800 摄氏度以上的温度,硫酸镁煅烧再生氧化镁则需要更高的温度,随着系统内硫酸镁含量的增加造成氧化镁转化率越来越低;3、实际运行成本高。再生过程控制不好会造成较大的热损失,同时消耗大量还原碳;4、塔内结垢。因为氧化镁再生率低,导致脱硫效率下降,为维持较高的脱硫效率,PH 值需要控制在 7 以上,导致长期运行后吸收塔内结垢。

[0007] 以上问题严重影响了氧化镁法在国内中小型机组烟气脱硫中的应用。

[0008] (三) 发明内容

[0009] 本发明为了弥补现有技术的不足,提供了一种投资小、运行成本低、效率高、可避免脱硫剂巨大浪费和防止吸收塔内结垢堵塞的氧化镁法烟气脱硫设备及脱硫方法。

[0010] 本发明是通过如下技术方案实现的:

[0011] 一种氧化镁法烟气脱硫设备,包括吸收塔和氧化镁粉仓,氧化镁粉仓依次连通有制浆池、循环池和沉淀池,吸收塔底部设有通向循环池的管道,其特征是:所述循环池通过吸收塔循环泵与吸收塔上部的喷淋层相连接,沉淀池顶部通过清液返回泵与制浆池相连接,沉淀池底部通过排渣泵与板框压滤机相连接,板框压滤机底部分别与循环池和废水处理设备或七水硫酸镁制备设备相连接。

[0012] 所述制浆池通过供浆泵与循环池相连接,循环池和沉淀池采用半通式连接,底部分别设置有氧化空气管道,氧化空气管道分别与氧化风机相连接。

[0013] 所述沉淀池为平流式的,沉淀池内设置有脉冲悬浮装置,循环池和制浆池内均设有搅拌装置。

[0014] 本发明的氧化镁法烟气脱硫方法,包括如下步骤:

[0015] a. 将氧化镁粉仓内的氧化镁粉末通入制浆池内制成氢氧化镁浆液;

[0016] b. 制浆池中的氢氧化镁浆液在供浆泵的作用下通入循环池中,吸收塔循环泵从循环池内抽取氢氧化镁浆液,通过循环管道和喷淋层向吸收塔内喷淋氢氧化镁浆液洗涤烟气,脱除烟气中的  $\text{SO}_2$ ;

[0017] c. 开启氧化风机,通过氧化空气管道向循环池和沉淀池中鼓入空气,将吸收塔底部吸收  $\text{SO}_2$  生成的亚硫酸镁循环液氧化生成硫酸镁溶液;

[0018] d. 氧化镁粉末中的不溶性杂质在沉淀池中沉淀,通过排渣泵送入板框压滤机脱水,制成滤饼外运;

[0019] e. 沉淀池上部清液一部分通过清液返回泵送至制浆池制浆,另一部分用于沉淀池脉冲悬浮装置;

[0020] f. 从板框压滤机出来的滤液可回到循环池或送入七水硫酸镁制备设备或排入废水处理设备。

[0021] 所述吸收塔底部通过管道排入循环池的循环液的 PH 值控制为 6.5。

[0022] 所述循环池的循环液中硫酸镁溶液的质量浓度不高于 15%。

[0023] 所述制浆池中制备的氢氧化镁浆液的质量百分比浓度为 10%~30%。

[0024] 所述单位时间内氧化镁粉末对制浆池的补充量按物质量的比值为吸收塔中 SO<sub>2</sub> 处理量的 1.03。

[0025] 所述吸收塔循环泵送入吸收塔的循环液与烟气的液气比为 5.5 升 / 立方米。

[0026] 所述板框压滤机排放的硫酸镁滤液的质量浓度为 15%。

[0027] 本发明的有益效果在于:

[0028] (1) 去掉了传统的氧化镁浆洗 - 再生法中氧化镁再生工序,增加了清液返回、滤液回收等多道工序达到最大程度的资源利用;

[0029] (2) 脱硫工艺采用循环氧化一体结构的反应池,循环液吸收 SO<sub>2</sub> 后生成亚硫酸镁,从脱硫塔进入循环池后直接氧化为硫酸镁溶液,避免了结垢及淤积,节省了投资费用;

[0030] (3) 脱硫工艺采用板框式压滤设备,相比于真空皮带脱水机和捞渣设备,大大节约了空间和投资;

[0031] (4) 企业可自主选择废水处理方式,包括回收排放废液中的七水硫酸镁进一步降低运行成本或直接排入污水处理厂处理。

[0032] 本发明克服了传统氧化镁浆洗 - 再生法脱硫工艺复杂、投资高、氧化镁再生率低、能耗高、运行成本高等缺点,尤其适合国内中小型机组烟气脱硫,对我国能源综合利用和环境保护起到了积极作用。

[0033] (四) 附图说明

[0034] 下面结合附图对本发明作进一步的说明。

[0035] 图 1 为本发明的装置结构示意图。

[0036] 图中,1 吸收塔,2 氧化镁粉仓,3 制浆池,4 循环池,5 沉淀池,6 管道,7 吸收塔循环泵,8 喷淋层,9 清液返回泵,10 排渣泵,11 板框压滤机,12 废水处理设备,13 七水硫酸镁制备设备,14 供浆泵,15 氧化空气管道,16 氧化风机,17 搅拌装置,18 脉冲悬浮装置。

[0037] (五) 具体实施方式

[0038] 附图为本发明的一种具体实施例:

[0039] 该实施例包括吸收塔 1 和氧化镁粉仓 2,氧化镁粉仓 2 依次连通有制浆池 3、循环池 4 和沉淀池 5,吸收塔 1 底部设有通向循环池 4 的管道 6,循环池 4 通过吸收塔循环泵 7 与吸收塔 1 上部的喷淋层 8 相连接,沉淀池 5 顶部通过清液返回泵 9 与制浆池 3 相连接,沉淀池 5 底部通过排渣泵 10 与板框压滤机 11 相连接,板框压滤机 11 底部分别与循环池 4 和废水处理设备 12 或七水硫酸镁制备设备 13 相连接。制浆池 3 通过供浆泵 14 与循环池 4 相连接,循环池 4 和沉淀池 5 采用半通式连接,底部分别设置有氧化空气管道 15,氧化空气管

道 15 分别与氧化风机 16 相连接。沉淀池 5 为平流式的,沉淀池 5 内设置有脉冲悬浮装置 18,循环池 4 和制浆池 3 内均设有搅拌装置 17。

[0040] 本发明的氧化镁法烟气脱硫方法,包括如下步骤:(1)将氧化镁粉仓 2 内的氧化镁粉末通入制浆池 3 内制成氢氧化镁浆液;(2)制浆池 3 中的氢氧化镁浆液在供浆泵 14 的作用下通入循环池 4 中,吸收塔循环泵 7 从循环池 4 内抽取氢氧化镁浆液,通过循环管道和喷淋层 8 向吸收塔 1 内喷淋氢氧化镁浆液洗涤烟气,脱除烟气中的  $\text{SO}_2$ ;(3)开启氧化风机 16,通过氧化空气管道 15 向循环池 4 和沉淀池 5 中鼓入空气,将吸收塔 1 底部吸收  $\text{SO}_2$  生成的亚硫酸镁循环液氧化生成硫酸镁溶液;(4)氧化镁粉末中的不溶性杂质在沉淀池 5 中沉淀,通过排渣泵 10 送入板框压滤机 11 脱水,制成滤饼外运;(5)沉淀池 5 上部清液一部分通过清液返回泵 9 送至制浆池 3 制浆,另一部分用于沉淀池 5 脉冲悬浮装置 18;(6)从板框压滤机 11 出来的滤液可回到循环池 4 或送入七水硫酸镁制备设备 13 或排入废水处理设备 12。

[0041] 本发明的吸收塔 1 和循环池 4 是分开的,吸收塔循环泵 7 从设置在吸收塔 1 外的循环池 4 抽取循环液喷淋到吸收塔 1 内,烟气从吸收塔 1 内上升与循环液接触洗涤脱除二氧化硫。循环池 4 和沉淀池 5 是半连通形式,从结构上来说,沉淀池 5 为平流式沉淀池,具有结构简单、沉淀效率高的优点。沉淀池 5 从功能上来说主要脱除氧化镁粉中的不溶性杂质,沉淀池 5 设有脉冲悬浮装置 18 及积渣坑,保证排渣系统的高效运转。

[0042] 本发明塔外循环氧化镁法脱硫工艺,首先厂外粉末罐车运来 200 目以上的外购氧化镁粉送入氧化镁粉仓 2,通过设在氧化镁粉仓 2 底部的定量给料装置向制浆池 3 加入氧化镁粉,通过对厂区工艺水及沉淀池 5 上清液流量的控制,制成质量百分比浓度为 10-30% 的氢氧化镁浆液。

[0043] 系统初运行时,于循环池 4 中注满 5% 的氢氧化镁浆液,循环池 4 的容积要保证在液气比达到 5.5 升 / 标准立方米的条件下,吸收塔循环泵 7 全部开启时保证 5 ~ 8 分钟的排浆量。

[0044] 吸收塔 1 底部通过管道 6 排入循环池 4 的循环液的 PH 值控制为 6.5,使吸收塔 1 底排出的循环液为微酸性,防止系统内结垢。

[0045] 为保证系统达到稳定脱硫运行效果,循环池 4 中的循环液硫酸镁溶液质量浓度不能超过 15%。

[0046] 板框压滤机 11 排出的滤液经过收集后,如硫酸镁质量浓度低于 15% 则返回循环池 4,如硫酸镁质量浓度高于 15% 则综合处理,处理方法为送入七水硫酸镁制备设备 13 或排入废水处理设备 12。

[0047] 本发明的氧化镁法烟气脱硫方法:去掉了传统的氧化镁浆洗-再生法中氧化镁再生工序;增加了清液返回、滤液回收等多道工序达到最大程度的资源利用;企业可自主选择废水处理方式,包括回收排放废液中的七水硫酸镁进一步降低运行成本或直接排入污水处理厂处理。

[0048] 本发明的要点在于:1、吸收塔 1 出口循环液 PH 值为关键控制参数,对 PH 值和脱硫吸收剂给料量的控制,既要保证吸收塔 1 出口循环液的 PH 值在一定范围内,又要保证氢氧化镁浆液的供给量不能太高,否则容易造成脱硫剂的浪费造成脱硫成本增加。2、脱硫工艺采用循环氧化一体结构的反应池,循环液吸收  $\text{SO}_2$  后生成亚硫酸镁,从吸收塔 1 进入循环池后直接氧化为硫酸镁溶液,避免了结垢及淤积,节省了投资费用。3、脱硫系统排放硫酸镁溶

液浓度是关键控制参数,太高会导致  $\text{SO}_2$  分压增加影响吸收,太低则造成资源浪费。4、脱硫工艺采用板框式压滤设备,相比于真空皮带脱水机和捞渣设备,大大节约了空间和投资。

[0049] 本发明克服了传统氧化镁浆洗-再生法脱硫工艺复杂、投资高、氧化镁再生率低、能耗高、运行成本高等缺点,尤其适合国内中小型机组烟气脱硫,对我国能源综合利用和环境保护起到了积极作用。

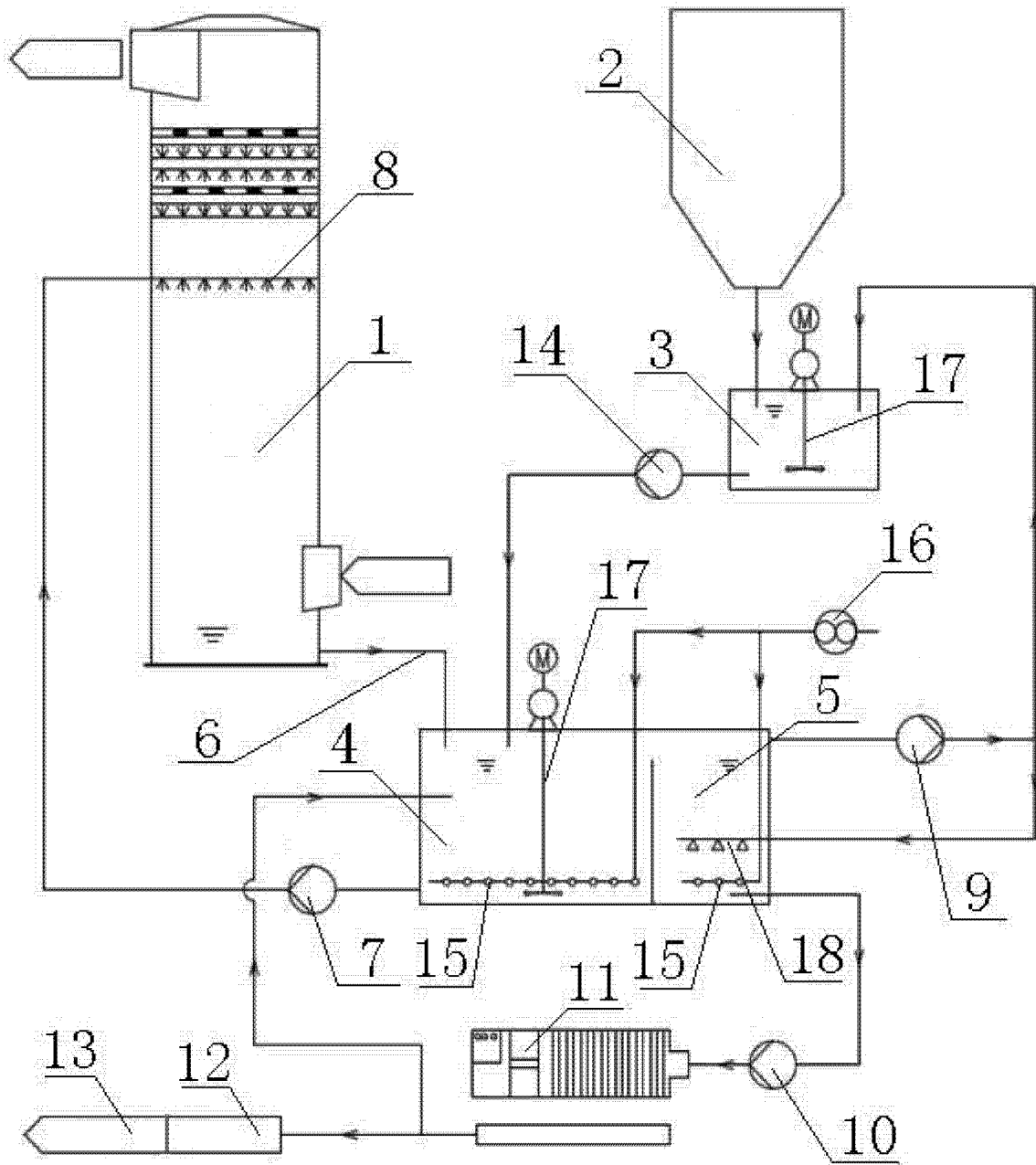


图 1