



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 101879406 A

(43) 申请公布日 2010. 11. 10

(21) 申请号 201010226988. 5

(22) 申请日 2010. 07. 15

(71) 申请人 煤炭工业济南设计研究院有限公司

地址 250031 山东省济南市天桥区堤口路
141 号

(72) 发明人 陈公卫 杨恒凯 陆阳 刘军

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 53/78 (2006. 01)

B01D 53/50 (2006. 01)

C04B 11/26 (2006. 01)

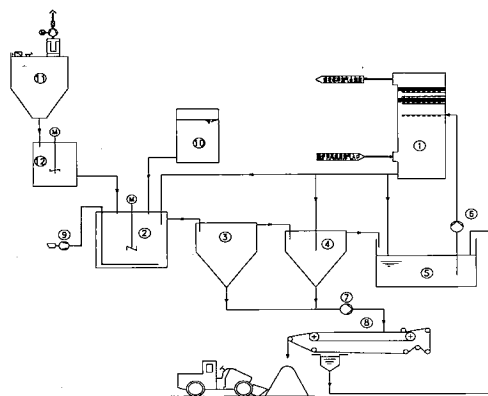
权利要求书 1 页 说明书 4 页 附图 1 页

(54) 发明名称

一种双碱法烟气脱硫设备及脱硫方法

(57) 摘要

本发明涉及一种双碱法烟气脱硫设备及脱硫方法。该双碱法烟气脱硫设备,包括吸收塔、液碱储罐、生石灰粉仓,所述生石灰粉仓依次连通有石灰浆池、氧化再生池、一级沉淀池、二级沉淀池及循环池,吸收塔的底部设有分别通向氧化再生池、二级沉淀池及循环池的管道,循环池内设有通向吸收塔上部的吸收塔循环泵。本脱硫工艺首先将 NaOH 溶液经泵打入吸收塔与烟气充分接触,使二氧化硫与 NaOH 进行反应生成 NaHSO₃ 溶液,NaHSO₃ 溶液从吸收塔排出进入氧化再生池,同时向氧化再生池中加入 Ca(OH)₂ 浆液,生成亚硫酸钙沉淀,通过氧化风机提供空气的氧化作用,生成 CaSO₄ 沉渣。本发明完全消除了塔内结垢堵塞的可能,而且脱硫效率高,运行成本低,能够避免脱硫剂的巨大浪费。



1. 一种双碱法烟气脱硫设备,包括吸收塔(1)、液碱储罐(10)、生石灰粉仓(11),其特征在于:所述生石灰粉仓(11)依次连通有石灰浆池(12)、氧化再生池(2)、一级沉淀池(3)、二级沉淀池(4)及循环池(5),吸收塔(1)的底部设有分别通向氧化再生池(2)、二级沉淀池(4)及循环池(5)的管道,循环池(5)设有通向吸收塔(1)上部的吸收塔循环泵(6),一级沉淀池(3)、二级沉淀池(4)的底部出口通过石膏排渣泵(7)通向水平真空皮带过滤机(8)。

2. 根据权利要求1所述的双碱法烟气脱硫设备,其特征在于:所述氧化再生池(2)连接有氧化风机(9)。

3. 根据权利要求1所述的双碱法烟气脱硫设备,其特征在于:所述一级沉淀池(3)和二级沉淀池(4)之间设置有搅拌罐。

4. 根据权利要求1所述的双碱法烟气脱硫方法,其特征在于:包括如下步骤:1)石灰粉制浆,氢氧化钠制成溶液;2)用氢氧化钠溶液在吸收塔中洗涤烟气,脱除烟气中的 SO_2 ;3)在吸收塔外的氧化再生池将吸收了 SO_2 的酸性循环液与氢氧化钙溶液混合;同时向氧化再生池中鼓入空气;4)将处理过的浆液排入一级沉淀池进行沉淀,主要生成沉淀物为硫酸钙;5)经过一级沉淀后,生成的清液进入二级沉淀池继续沉淀,主要生成物为亚硫酸钙;6)两级沉淀后,通过渣浆泵将沉淀池底的沉淀排出,送入真空皮带脱水机脱水,制成滤饼外运;二级沉淀池上清液回到循环池,通过循环泵泵入吸收塔继续吸收烟气中的二氧化硫。

5. 根据权利要求4所述的双碱法烟气脱硫方法,其特征在于:循环池中循环液的钠离子浓度不低于0.3摩尔/升。

6. 根据权利要求4所述的双碱法烟气脱硫方法,其特征在于:吸收塔塔底排液出口 SO_2 的酸性循环液的PH值为5~6。

7. 根据权利要求4所述的双碱法烟气脱硫方法,其特征在于:所述氢氧化钠溶液的质量百分比浓度为20-30%,氢氧化钙溶液的质量百分比浓度为10-30%。

8. 根据权利要求4所述的双碱法烟气脱硫方法,其特征在于:单位时间内氢氧化钠的补充量按物质量的比值为 SO_2 处理量的5%,单位时间内石灰粉的补充量按物质量的比值为 SO_2 处理量的1.03。

一种双碱法烟气脱硫设备及脱硫方法

(一) 技术领域

[0001] 本发明涉及一种双碱法烟气脱硫设备及脱硫方法,属于大气环境保护技术领域。

(二) 背景技术

[0002] 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,双碱法脱硫工艺以其脱硫效率高,运行成本低的优势在市场上占有很大比重。

[0003] 但是,通过对近几年来双碱法脱硫项目的跟踪调查,发现经过长期运行,双碱法脱硫工艺普遍存在吸收塔内结垢,亚硫酸钠再生不成功的缺点,导致生产企业为了达到脱硫效果,大量增加氢氧化钠的投入,大大增加了成本同时因为亚硫酸钠再生不成功,而使脱硫效率无法维持在一个较高的稳定的水平。

(三) 发明内容

[0004] 本发明为了弥补现有技术的不足,提供一种脱硫效率高,稳定运行时间长,运行成本低,能够避免脱硫剂的巨大浪费和防止吸收塔内结垢堵塞的双碱法烟气脱硫设备及脱硫方法。

[0005] 本发明是通过如下技术方案实现的:

[0006] 一种双碱法烟气脱硫设备,包括吸收塔、液碱储罐、生石灰粉仓,其特征在于:所述生石灰粉仓依次连通有石灰浆池、氧化再生池、一级沉淀池、二级沉淀池及循环池,吸收塔的底部设有分别通向氧化再生池、二级沉淀池及循环池的管道,循环池设有通向吸收塔上部的吸收塔循环泵,一级沉淀池、二级沉淀池的底部出口通过石膏排渣泵通向水平真空皮带过滤机。

[0007] 本发明的双碱法烟气脱硫设备,所述氧化再生池连接有氧化风机;所述一级沉淀池和二级沉淀池之间设置有搅拌罐。

[0008] 本发明的双碱法烟气脱硫方法,其特征在于:包括如下步骤:1) 石灰粉制浆,氢氧化钠制成溶液;2) 用氢氧化钠溶液在吸收塔中洗涤烟气,脱除烟气中的 SO_2 ;3) 在吸收塔外的氧化再生池将吸收了 SO_2 的酸性循环液与氢氧化钙溶液混合;同时向氧化再生池中鼓入空气;4) 将处理过的浆液排入一级沉淀池进行沉淀,主要生成沉淀物为硫酸钙;5) 经过一级沉淀后,生成的清液进入二级沉淀池继续沉淀,主要生成物为亚硫酸钙;6) 两级沉淀后,通过渣浆泵将沉淀池底的沉淀排出,送入真空皮带脱水机脱水,制成滤饼外运;二级沉淀池上清液回到循环池,通过循环泵泵入吸收塔继续吸收烟气中的二氧化硫。

[0009] 本发明的双碱法烟气脱硫方法,循环池中循环液的钠离子浓度不低于 0.3 摩尔/升;吸收塔塔底排液出口 SO_2 的酸性循环液的 PH 值为 5~6;所述氢氧化钠溶液的质量百分比浓度为 20~30%,氢氧化钙溶液的质量百分比浓度为 10~30%;单位时间内氢氧化钠的补充量按物质量的比值为 SO_2 处理量的 5%,;单位时间内石灰粉的补充量按物质量的比值为 SO_2 处理量的 1.03。

[0010] 本发明的双碱法烟气脱硫设备及脱硫方法,它所采用的工艺为塔外循环工艺,即吸收塔和循环池是分开的,循环泵从设置在塔外的循环液池抽取循环液喷淋到塔内,烟气从塔内上升与循环液接触洗涤脱除二氧化硫。本发明的双碱法脱硫工艺采用的是两级沉淀池,从结构上来说,两级沉淀池同为竖流式沉淀池结构,此类结构占地面积小,沉淀效率高,最高能保证一小时处理 200 立方米,浓度为 30% 的浆液。本发明的双碱法脱硫工艺的两级沉淀池从功能上来说,脱除的沉淀物不同,一级沉淀池沉淀物质主要为石膏,也就是硫酸钙;二级沉淀池脱除的沉淀物质为亚硫酸钙。本发明的双碱法脱硫工艺两级沉淀池分别属于浆液处理的前后工序,沉淀池容积相同,85% 以上的沉淀物(硫酸钙)在一级沉淀池即会被脱除,剩下 15% 的沉淀物(亚硫酸钙)在二级沉淀池被脱除。

[0011] 本发明的要点在于对循环液 PH 值和脱硫吸收剂给料量的控制,既要保证吸收塔出口循环液的 PH 值在一定范围内,又要保证石灰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。氢氧化钠溶液的主要作用是保证整个系统塔内环境有足够的钠碱来参与反应,防止钙离子引入引起塔内结垢堵塞,钠离子主要消耗点为被石膏沉淀带走的水分中的含量,按物质量的比值约为 SO_2 的 5%。脱硫工艺采用氧化再生一体结构的反应池,因为氧化作用为气液反应,反应速度较慢,再生反应为液体离子间反应,反应速度较快。脱硫工艺除吸收塔出口循环池循环液 PH 值较低,其他区域浆液池包括氧化再生池、一级沉淀池、二级沉淀池、石灰浆液池和液碱罐 PH 值均超过 12 以上,吸收塔出口循环液 PH 值为关键控制参数。两级沉淀池之间若不设置搅拌罐,可直接将塔内循环液引一路加入二级沉淀池中心筒位置;若在两级沉淀池之间设置搅拌罐,则将塔内循环液加入搅拌罐与一级沉淀池来液搅拌混合,促进钙离子沉淀。脱硫工艺采用水平真空式皮带机作为石膏处理系统的核心设备,相比于板框式压滤设备和捞渣设备,大大降低石膏含水率,提高氢氧化钠的利用率。

[0012] 本发明克服了传统双碱法脱硫工艺再生阶段钙离子成分难以去除的缺点,同时将传统工艺塔内浆池反应阶段改为塔外反应,完全消除了塔内结垢堵塞的可能,而且脱硫效率高,运行成本低,能够避免脱硫剂的巨大浪费。保证整个脱硫系统长期稳定高效的运行。

(四) 附图说明

[0013] 下面结合附图对本发明作进一步的说明。

[0014] 图 1 为本发明双碱法烟气脱硫设备及脱硫方法的示意图。

[0015] 图中,1 为吸收塔,2 氧化再生池,3 一级沉淀池,4 二级沉淀池,5 循环池,6 吸收塔循环泵,7 石膏排渣泵,8 水平真空皮带过滤机,9 氧化风机,10 液碱储罐,11 生石灰粉仓,12 石灰浆池。

(五) 具体实施方式

[0016] 附图为本发明的一种具体实施例。该实施例包括吸收塔 1、液碱储罐 10、生石灰粉仓 11,生石灰粉仓 11 依次连通有石灰浆池 12、氧化再生池 2、一级沉淀池 3、二级沉淀池 4 及循环池 5,吸收塔 1 的底部设有分别通向氧化再生池 2、二级沉淀池 4 及循环池 5 的管道,循环池 5 设有通向吸收塔 1 上部的吸收塔循环泵 6,一级沉淀池 3、二级沉淀池 4 的底部出口通过石膏排渣泵 7 通向水平真空皮带过滤机 8;氧化再生池 2 连接有氧化风机 9;一级沉

淀池 3 和二级沉淀池 4 之间设置有搅拌罐。

[0017] 双碱法烟气脱硫设备,主要包括以下几个分系统:A)吸收剂制备系统,包括液碱储罐 10、生石灰粉仓 11 和石灰浆池 12 ;B)二氧化硫吸收系统,包括脱硫吸收塔 1、循环池 5 和吸收塔循环泵 6 ;C)脱硫产物处理系统,包括氧化再生池 2、一级沉淀池 3、二级沉淀池 4、石膏排渣泵 7、水平真空皮带过滤机 8、氧化风机 9。

[0018] 本发明的双碱法烟气脱硫方法,采用如下步骤:1)石灰粉制浆,氢氧化钠制成溶液;2)用氢氧化钠溶液在吸收塔中洗涤烟气,脱除烟气中的 SO_2 ;3)在吸收塔外的氧化再生池将吸收了 SO_2 的酸性循环液与氢氧化钙溶液混合;同时向氧化再生池中鼓入空气;4)将处理过的浆液排入一级沉淀池进行沉淀,主要生成沉淀物为硫酸钙;5)经过一级沉淀后,生成的清液进入二级沉淀池继续沉淀,主要生成物为亚硫酸钙;6)两级沉淀后,通过渣浆泵将沉淀池底的沉淀排出,送入真空皮带脱水机脱水,制成滤饼外运;二级沉淀池上清液回到循环池,通过循环泵泵入吸收塔继续吸收烟气中的二氧化硫。

[0019] 本脱硫工艺采用 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 和 NaOH 作为脱硫吸收剂,首先将 NaOH 溶液经泵打入吸收塔与烟气充分接触,使烟气中的二氧化硫与脱硫剂中的 NaOH 进行反应生成 NaHSO_3 溶液, NaHSO_3 溶液从吸收塔排出进入氧化再生池,同时向氧化再生池中加入 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 浆液,反应生成 CaSO_3 和 Na_2SO_3 , CaSO_3 经过鼓风氧化,生成 CaSO_4 沉渣,经过两级沉淀池沉淀,清液送入循环池,沉渣进一步脱水后制成石膏滤饼抛弃,滤液回收,返回到循环池重新利用。

[0020] 本发明塔外循环两级沉淀双碱法脱硫工艺,首先厂外粉末罐车运来 200 目以上的外购生石灰粉送入生石灰粉仓 11,通过设在生石灰粉仓 11 底部的定量给料装置向石灰浆池 12 加入石灰粉,通过对厂区工艺水添加量的控制,制成质量百分比浓度为 10-30% 的 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 溶液;通过厂外液碱罐车将外购液碱送入液碱储罐 10。

[0021] 系统初运行时,于循环池 5 中首先配制成质量百分比浓度为 20-30% 的氢氧化钠溶液,循环池 5 的容积要保证在液气比达到 5 升 / 标准立方米的条件下,吸收塔循环泵 6 全部开启时 5 ~ 8 分钟的排浆量;为保证系统达到稳定脱硫运行效果,循环池 5 中的循环液任何时候钠离子浓度都不得低于 0.3 摩尔 / 升。

[0022] 吸收塔内通过含硫烟气时,开启吸收塔循环泵 6 从循环池内抽取氢氧化钠溶液,通过循环管道和塔内设置的喷淋层向吸收塔内喷淋循环液进行脱硫。控制塔底排液出口的 PH 值在 5 ~ 6 的水平,使塔底排出的循环液中主要成分为亚硫酸氢钠。

[0023] 亚硫酸氢钠溶液排入氧化再生池 2,同时加入石灰浆,通过池中的搅拌器搅拌作用,反应生成亚硫酸钙沉淀,因为搅拌作用所以沉淀不会沉降到氧化再生池 2 的底部,同时通过氧化风机 9 向氧化再生池 2 中鼓入大量的空气将亚硫酸钙氧化成硫酸钙沉淀。

[0024] 氧化再生池 2 中的硫酸钙混合浆液排入一级沉淀池 3,通过沉淀作用,在一级沉淀池 3 底部渣斗处形成硫酸钙沉淀层,一级沉淀池 3 底部设石膏排渣泵 7 的吸入口,及时将硫酸钙沉淀抽出送往水平真空皮带过滤机 8,经过皮带机过滤后生成的石膏滤饼外运抛弃,皮带机的滤液返回循环池循环利用。

[0025] 在一级沉淀池 3 经过沉淀作用后,上清液主要为氢氧化钠和氢氧化钙的混合溶液。其中的溶解的钙离子浓度仍较高,是导致吸收塔内结垢的主要原因,因此,需要进一步去除钙离子,最大程度减少结垢的可能因素。

[0026] 一级沉淀池 3 沉淀后的上清液排入二级沉淀池 4,同时从吸收塔排液口引一路循

环液通入二级沉淀池 4, 因为排液口排出的循环液主要成份为亚硫酸氢钠, 因此会导致亚硫酸根过量, 进一步会将氢氧化钙的钙离子除去。

[0027] 经过二级沉淀后, 清液中主要成分是硫酸钠, 亚硫酸钠和氢氧化钠, 然后清液排入循环池 5, 完成一次脱硫循环过程。

