

(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101502744 B

(45) 授权公告日 2013.06.05

(21) 申请号 200810227790.1

CN 1308985 A, 2001.08.22, 全文.

(22) 申请日 2008.12.03

审查员 张庆慧

(73) 专利权人 北京博奇电力科技有限公司

地址 100022 北京市朝阳区东三环中路 39 号建外 SOH016 号楼 602 室

(72) 发明人 刘鹏程 吴树志 张明 李永旺 樊运甫 顾利锋 武东战

(74) 专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司 72001

代理人 张轶东 范赤

(51) Int. Cl.

B01D 53/50(2006.01)

B01D 53/38(2006.01)

B01D 53/80(2006.01)

(56) 对比文件

CN 100374183 C, 2008.03.12,

CN 100402129 C, 2008.07.16, 全文.

CN 101284204 A, 2008.10.15, 全文.

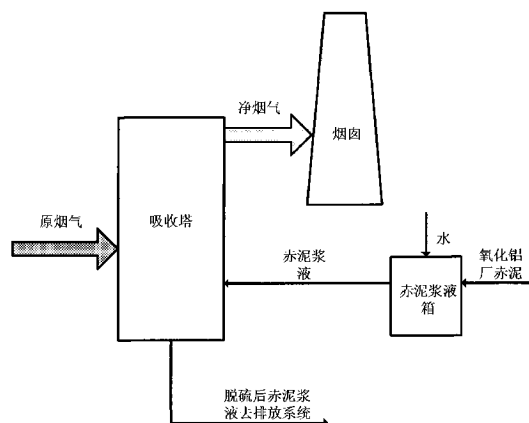
权利要求书1页 说明书4页 附图1页

(54) 发明名称

一种利用赤泥作为吸收剂脱除烟气中的酸性气体的方法

(57) 摘要

本发明公开了一种利用赤泥作为吸收剂脱除烟气中的酸性气体的方法,该方法包括下列步骤: 1) 通过将氧化铝厂外排的赤泥与水混合而制取赤泥浆液作为吸收剂; 2) 通过让赤泥浆液和烟气在吸收塔中进行充分的气液接触来对烟气进行洗涤,吸收烟气中包含的酸性气体; 3) 将吸收了酸性气体的净化后的赤泥浆液排往赤泥堆场; 4) 将净化后的洁净气体排到大气中。



1. 一种利用赤泥作为吸收剂脱除烟气中的酸性气体的方法,该方法包括下列步骤:
 - 1) 通过将氧化铝厂外排的赤泥与水混合而制取赤泥浆液作为吸收剂;
 - 2) 通过让赤泥浆液和烟气在吸收塔中进行充分的气液接触来对烟气进行洗涤,吸收烟气中包含的酸性气体;
 - 3) 将吸收了酸性气体的净化后的赤泥浆液排往赤泥堆场;
 - 4) 将净化后的洁净气体排到大气中,其中所述的吸收塔是喷淋塔或鼓泡塔;
其中该方法所需的赤泥量在以下计算式确定的范围内选取:

$$\text{赤泥吸收剂用量 (m}^3/\text{h)} = A \times \frac{\text{脱硫系统入口SO}_2\text{流量 (t/h)}}{\text{赤泥浆液浓度}}$$

式中的 A 为调节系数,其取值范围为 20 ~ 50,

其中所述的烟气含有 SO₂、SO₃ 或 SO₂ 和 SO₃ 的混合物。

2. 根据权利要求 1 所述的方法,其中所述的烟气还含有 HCl、HF 或其它酸性气体或其混合物。
3. 根据权利要求 1 所述的方法,其中所述的赤泥包含碱性物质。
4. 根据权利要求 3 所述的方法,其中所述的碱性物质包括碱金属、碱土金属或过渡金属的氧化物、氢氧化物、碳酸盐或碳酸氢盐或其混合物。
5. 根据权利要求 4 所述的方法,其中所述的氧化物包括氧化钠、氧化钙、氧化铝、氧化铁、氧化亚铁、氧化钾或其混合物,所述的氢氧化物包括氢氧化钠、氢氧化钙、氢氧化铝、氢氧化铁、氢氧化钾或其混合物,所述的碳酸盐或碳酸氢盐包括碳酸钠、碳酸氢钠、碳酸钾或碳酸氢钾。
6. 根据权利要求 1 所述的方法,其中通过控制赤泥浆液和将要被净化的烟气的相对量来将净化后的赤泥浆液的 pH 值调节到 5-10。
7. 根据权利要求 1 所述的方法,进一步包括在所述的步骤 4) 之前让净化后的洁净气体经过除雾器以除去夹带的细小液滴的步骤。
8. 根据权利要求 1 或 7 所述的方法,通过加热或不通过加热直接将净化后的洁净气体经过排气口或烟囱排到大气中。
9. 根据权利要求 6 所述的方法,其中通过控制赤泥浆液和将要被净化的烟气的相对量来将净化后的赤泥浆液的 pH 值调节到 5-8。

一种利用赤泥作为吸收剂脱除烟气中的酸性气体的方法

技术领域

[0001] 本发明涉及一种利用氧化铝生产过程中排放的赤泥作为吸收剂脱除烟气（废气）中的酸性气体（特别是含硫气体）的方法。

背景技术

[0002] 赤泥是铝土矿经强碱浸出氧化铝后产生的残渣。每生产 1 吨氧化铝即有 1 ~ 2t 左右的赤泥出现。据估计，每年全世界铝工业产生的赤泥约 6000 万吨。目前，世界各国大多数氧化铝厂是将赤泥堆积或倾入深海。赤泥的存放不仅占用大量土地和农田、耗费较多的堆场建设和维护费用，而且存在于赤泥中的剩余碱能向地下渗透，造成地下水污染。由于赤泥特有的理化性质，化学和物相组成复杂，一直是氧化铝工业三废治理的重点和难点。在土地资源日趋紧张、环境保护日趋重要的当今社会，如何限制赤泥的环境危害，多渠道的综合治理赤泥已成为氧化铝企业健康发展的瓶颈。

[0003] 目前国内普遍应用的湿法烟气脱硫装置（FGD）所使用的吸收剂大多为石灰石，虽然石灰石本身价格低廉，但是在进入 FGD 系统前需要磨细制成粉状并加水制成浆液，这增加了动力消耗并提高了脱硫成本。而赤泥中含有大量的碱，其 pH 值为 12.5 ~ 13，与 SO_2 、 SO_3 等酸性气体反应有很强的活性。并且赤泥作为氧化铝厂的废弃物，利用它来作为燃煤电厂的脱硫剂，具有节能、节水、减少石灰石资源消耗等多方面的现实意义。脱硫后生产的赤泥还可以作为生产水泥的原料，实现“以废治废、变废为宝”。

[0004] 中国专利 ZL200610200499.6 和 ZL200610098706.1 分别报道了采用赤泥吸收烟气中 SO_2 的工艺方法。两专利中采用的吸收塔型均为填料塔，虽然填料塔的气液接触面积较大，但是由于在运行过程中压降较大，增加了动力消耗，并且由于赤泥本身的性质，采用填料塔会导致结垢、堵塞等问题，严重时甚至会使系统停运。

[0005] 因此对现有的赤泥烟气脱硫技术进行改进，提高脱硫系统的稳定性和可靠性，对推动节能减排保护环境具有重要的意义。

发明内容

[0006] 本发明的目的是为了提供一种利用氧化铝生产过程中排放的赤泥作为吸收剂脱除烟气（废气）中的酸性气体（特别是含硫气体）的方法。

[0007] 具体地，本发明提供一种利用赤泥作为吸收剂脱除烟气中的酸性气体的方法，该方法包括下列步骤：

[0008] 1) 通过将氧化铝厂外排的赤泥与水混合而制取赤泥浆液作为吸收剂；

[0009] 2) 通过让赤泥浆液和烟气在吸收塔中进行充分的气液接触来对烟气进行洗涤，吸收烟气中包含的酸性气体；

[0010] 3) 将吸收了酸性气体的净化后的赤泥浆液排往赤泥堆场；

[0011] 4) 将净化后的洁净气体排到大气中。

[0012] 在本发明所述方法的一种优选的实施方式中，所述的吸收塔是喷淋塔或鼓泡塔。

[0013] 在本发明所述方法的另一种优选的实施方式中,所述的烟气含有 SO_2 、 SO_3 、 HCl 、 HF 或其它酸性气体或其混合物;

[0014] 在本发明所述方法的另一种优选的实施方式中,所述的烟气含有含硫气体。更优选地,所述的含硫气体包括 SO_2 、 SO_3 或其混合物。

[0015] 在本发明所述方法的另一种优选的实施方式中,所述的赤泥包含碱性物质。更优选地,所述的碱性物质包括碱金属、碱土金属或过渡金属的氧化物、氢氧化物、碳酸盐或碳酸氢盐或其混合物。更加优选地,所述的氧化物包括氧化钠、氧化钙、氧化铝、氧化铁、氧化亚铁、氧化钾或其混合物,所述的氢氧化物包括氢氧化钠、氢氧化钙、氢氧化铝、氢氧化铁、氢氧化钾或其混合物,所述的碳酸盐或碳酸氢盐包括碳酸钠、碳酸氢钠、碳酸钾或碳酸氢钾。

[0016] 在本发明所述方法的另一种优选的实施方式中,通过控制赤泥浆液和将要被净化的烟气的相对量来将净化后的赤泥浆液的 pH 值调节到 5-10, 优选 5-8。

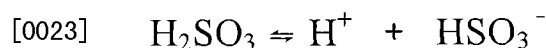
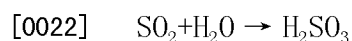
[0017] 在本发明所述方法的另一种优选的实施方式中,所述方法进一步包括在所述的步骤 4) 之前让净化后的洁净气体经过除雾器以除去夹带的细小液滴的步骤。

[0018] 在本发明所述方法的另一种优选的实施方式中,通过加热或不通过加热直接将净化后的洁净气体经过排气口或烟囱排到大气中。

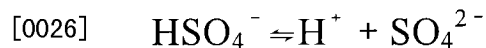
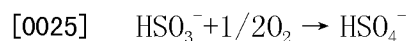
[0019] 举例来说,本发明方法的工艺流程和原理是:将氧化铝厂外排的赤泥与水混合制成浓度为 5 ~ 40% 的赤泥浆液作为吸收剂,该赤泥浆液较佳的浓度为 10 ~ 20%。在吸收塔内赤泥浆液和烟气进行充分的气液接触,吸收烟气中的 SO_2 、 SO_3 、 HCl 、 HF 或其它酸性气体或其混合物。吸收塔的形式可以采用喷淋塔或者鼓泡塔,控制赤泥浆液的 pH 为 5 ~ 10。被洗涤后的洁净烟气经过除雾器出去夹带的细小液滴后,通过再加热或不加热直接通过烟囱排向大气。吸收了 SO_2 、 SO_3 、 HCl 、 HF 或其它酸性气体的赤泥浆液通过泵排排出吸收系统。

[0020] 在上述过程中,主要化学反应为:

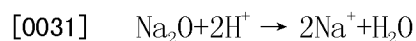
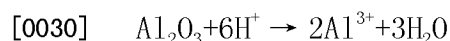
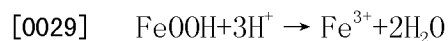
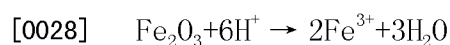
[0021] (1) SO_2 的吸收。烟气与喷嘴喷出的循环浆液在吸收塔内有效接触,循环浆液吸收大部分 SO_2 , 反应如下:



[0024] (2) 亚硫酸根的氧化反应。一部分 HSO_3^- 在吸收塔喷淋区被烟气中的氧所氧化,其它的 HSO_3^- 在反应池中被氧化空气完全氧化,反应如下:



[0027] (3) 氢离子的中和反应。拜耳法赤泥中含有赤铁矿 ($\alpha\text{-Fe}_2\text{O}_3$)、针铁矿 (FeOOH)、一水硬铝石 ($\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$)、含水硅铝酸钠 ($\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 1.68\text{SiO}_2 \cdot 1.73\text{H}_2\text{O}$)、方解石 (CaCO_3) 等物相,这些组分均可中和氢离子,使吸收液保持一定的 pH 值。中和后的浆液在吸收塔内再循环,反应如下:



[0032] $\text{CaO} + 2\text{H}^+ \rightarrow \text{Ca}^{2+} + \text{H}_2\text{O}$

[0033] 本发明所采用的赤泥脱硫方法所需的赤泥量和进入吸收系统的 SO_2 量以及赤泥本身的性质如浓度、初始 pH 等有关。可以在以下计算式确定的范围内选取：

[0034]

$$\text{赤泥吸收剂用量 (m}^3/\text{h)} = A \times \frac{\text{脱硫系统入口SO}_2\text{流量 (t/h)}}{\text{赤泥浆液浓度}}$$

[0035] 上式中的 A 为调节系数,取值范围为 5 ~ 100,可根据脱硫系统的运行情况在经济合理的范围选取,实际较佳的取值范围为 20 ~ 50。

[0036] 本发明采用的以赤泥做吸收剂的烟气脱硫工艺以氧化铝厂排放的赤泥浆液做吸收剂,以废制废,实现了资源的重复利用。本发明的系统设置简单,实施方便,运行维护量小,提高赤泥的利用率,而且减小了脱硫系统堵塞、结垢的风险,为脱硫装置可靠运行提供了保障。

[0037] 附图的简要说明

[0038] 图 1 是示意性地说明根据发明方法的一种实施方式的工艺流程图。

具体实施方式

[0039] 实施例 1

[0040] 调节进入吸收塔的赤泥浆液固含量为 13%,吸收塔的形式为喷淋塔,在喷淋塔中,在循环泵的作用下,吸收浆液从喷淋塔上部的喷射装置呈雾状喷出,与从塔中部进入的烟气进行充分的逆流接触以吸收其中的 SO_2 ,控制吸收浆液 pH 值为 6.0。脱硫后的烟气经除雾器除去带出的细小液滴后排入烟囱,脱硫后的副产物赤泥用泵排出吸收系统。吸收塔入口烟气流量为 $790980\text{Nm}^3/\text{h}$, SO_2 含量为 $4387\text{mg}/\text{Nm}^3$,出口含量为 $573\text{mg}/\text{Nm}^3$,脱硫效率 86.9%,脱硫系统入口 SO_2 流量为 3.47t/h,赤泥消耗量为 362.9t/h。

[0041] 实施例 2

[0042] 调节进入吸收塔的赤泥浆液固含量为 25%,吸收塔的形式为喷淋塔,在喷淋塔中,在循环泵的作用下,吸收浆液从喷淋塔上部的喷射装置呈雾状喷出,与从塔中部进入的烟气进行充分的逆流接触以吸收其中的 SO_2 ,控制吸收浆液 pH 值为 7.0。脱硫后的烟气经除雾器除去带出的细小液滴后排入烟囱,脱硫后的副产物赤泥用泵排出吸收系统。吸收塔入口烟气流量为 $823861\text{Nm}^3/\text{h}$, SO_2 含量为 $4622\text{mg}/\text{Nm}^3$,出口含量为 $413\text{mg}/\text{Nm}^3$,脱硫效率 91.1%,脱硫系统入口 SO_2 流量为 3.81t/h,赤泥消耗量为 310.2t/h。

[0043] 实施例 3

[0044] 调节进入吸收塔的赤泥浆液固含量为 18%,吸收塔的形式为鼓泡塔,在鼓泡塔中,在增压风机的作用下,烟气从喷射管进入赤泥浆液形成鼓泡层,在鼓泡层中赤泥浆液与烟气进行充分的逆流接触以吸收其中的 SO_2 ,控制吸收浆液 pH 值为 5.5。脱硫后的烟气经除雾器除去带出的细小液滴后排入烟囱,脱硫后的副产物赤泥用泵排出吸收系统。吸收塔入口烟气流量为 $803421\text{Nm}^3/\text{h}$, SO_2 含量为 $5120\text{mg}/\text{Nm}^3$,出口含量为 $389\text{mg}/\text{Nm}^3$,脱硫效率 92.4%,脱硫系统入口 SO_2 流量为 4.11t/h,赤泥消耗量为 510.2t/h。

[0045] 实施例 4

[0046] 调节进入吸收塔的赤泥浆液固含量为 30%,吸收塔的形式为鼓泡塔,在鼓泡塔中,

在增压风机的作用下,烟气从喷射管进入赤泥浆液形成鼓泡层,在鼓泡层中赤泥浆液与烟气进行充分的逆流接触以吸收其中的 SO_2 ,控制吸收浆液 pH 值为 8.5。脱硫后的烟气经除雾器除去带出的细小液滴后排入烟囱,脱硫后的副产物赤泥用泵排出吸收系统。吸收塔入口烟气量为 $763402\text{Nm}^3/\text{h}$, SO_2 含量为 $5225\text{mg}/\text{Nm}^3$,出口含量为 $261\text{mg}/\text{Nm}^3$,脱硫效率 95.0%,脱硫系统入口 SO_2 流量为 3.99t/h,赤泥消耗量为 386.4t/h。

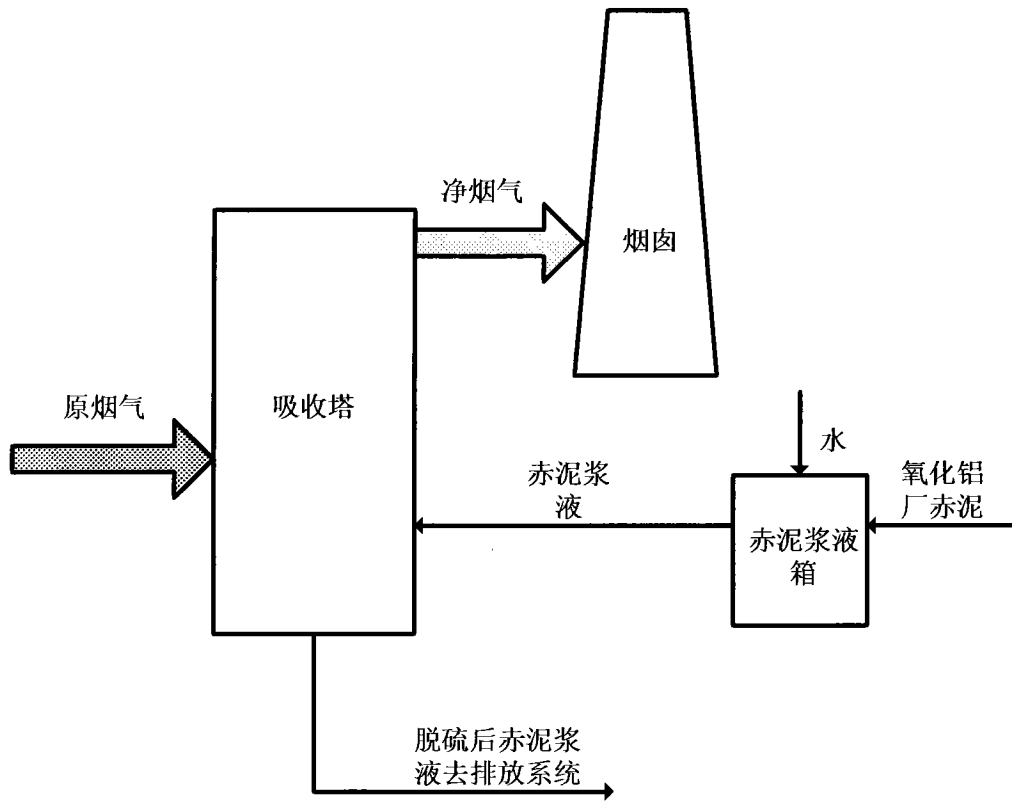


图 1