



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 102423613 B

(45) 授权公告日 2013. 10. 02

(21) 申请号 201110242899. 4

(22) 申请日 2011. 08. 23

(73) 专利权人 武汉兴能环保技术有限公司
地址 430074 湖北省武汉市东湖新技术开发
区珞瑜路 727 号新都汇 2 号楼 205

(72) 发明人 殷兴华

(74) 专利代理机构 武汉开元知识产权代理有限
公司 42104

代理人 唐正玉

16 行至第 2 页第 26 行, 附图 1-2.

CN 1751776 A, 2006. 03. 29, 说明书第 1 页第
19 行至第 2 页第 11 行, 附图 1.

CN 201208544 Y, 2009. 03. 18, 说明书第 1 页
第 14 行至第 4 页第 10 行, 附图 1.

US 6063352 A, 2000. 05. 16, 说明书第 2 栏第
42 行至第 5 栏第 10 行.

审查员 李文娟

(51) Int. Cl.

B01D 53/78 (2006. 01)

B01D 50/00 (2006. 01)

B01D 53/50 (2006. 01)

B01D 53/68 (2006. 01)

B01D 53/64 (2006. 01)

(56) 对比文件

CN 1647849 A, 2005. 08. 03, 说明书第 1 页第

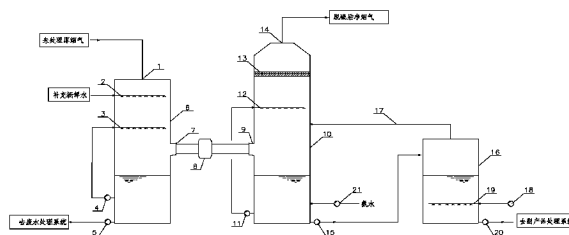
权利要求书 1 页 说明书 6 页 附图 1 页

(54) 发明名称

有效脱除氯、氟离子及重金属离子的氨法脱
硫方法

(57) 摘要

本发明涉及有效脱除氯、氟离子以及重金属
离子的氨法脱硫方法, 本发明的方法主要是在烟
气进入脱硫塔前先进行预洗, 在预洗塔内使用工
业水和 / 或循环水作洗涤液, 循环喷淋洗涤, 烟
气中的 Cl^- 、 F^- 90% - 95% 被脱除, 可溶性的金属离子
 Fe^{3+} 、 Hg^{2+} 、 Pb^{2+} 70% - 80% 被脱除, 灰尘 70% - 80%
被脱除; 洗除的污染物通过塔底排出的含有泥浆
废水送到废水处理系统进行处理达标排放; 适用
本发明的氨法脱硫方法, 可以彻底消除脱硫系统
由于 Cl^- 、 F^- 富集造成的设备腐蚀严重, 以及成品
化肥重金属超标这些严重制约氨法脱硫广泛应
用的问题。采用本方法得到的脱硫副产品硫酸铵
化肥可以达到或超过国家标准优等品的质量标
准。



1. 有效脱除氯、氟离子以及重金属离子的氨法脱硫方法,其特征在于按以下步骤进行:

(1)、含有二氧化硫的烟气首先从预洗塔下部烟气入口进入预洗塔,预洗塔使用工业水和 / 或循环水作洗涤液,在塔内通过预洗塔循环泵循环喷淋;

(2)、烟气与洗涤液充分接触,烟气中的 Cl^- 、 F^- 90-95% 被脱除,可溶性的金属离子: Fe^{3+} 、 Hg^{2+} 、 Pb^{2+} 70% -80% 被脱除,灰尘 70% -80% 被脱除;随着预洗塔内洗涤液循环洗涤,洗涤液 PH 值逐渐下降,通过从预洗塔的塔底泥浆排出口排出含有泥浆废水以及补充新鲜水,控制预洗塔内洗涤液 PH 值在 2.2-2.8 之间;

(3)、洗涤掉绝大部分 Cl^- 、 F^- 和大部分 Fe^{3+} 、 Hg^{2+} 、 Pb^{2+} 可溶性金属离子和灰尘的烟气离开预洗塔,通过除雾器除去夹带的液滴后进入脱硫塔;

(4)、预洗塔塔底排出的含有泥浆废水送到废水处理系统进行处理达标排放;

(5)、烟气进入脱硫塔后,在脱硫塔内,烟气向上通过喷淋层进行吸收处理,烟气通过喷淋层,与喷淋的吸收液进行逆流接触,发生传质与吸收反应,以脱除烟气中的 SO_2 、 SO_3 以及少量剩余的 HCl 、 HF 和灰尘;烟气穿过喷淋层后,烟气中的污染物全部脱除,洁净烟气通过除雾器除去夹带的液滴后,排出塔外;

(6)、氨水通过氨水泵送入脱硫塔内,氨水加入脱硫塔塔底浆池中,与塔内的浆液充分混合;塔内的浆液是亚硫酸铵溶液,亚硫酸铵溶液通过脱硫塔循环泵,循环喷淋吸收烟气中的 SO_2 ,生成亚硫酸氢铵,当浆液中的亚硫酸氢铵浓度较高时,脱硫效率会逐渐下降直至完全失去脱硫能力;通过向浆液池中添加氨水,氨水与亚硫酸氢铵反应生成亚硫酸铵,通过添加氨水调节浆液的 PH 值保持在 5.2-5.8 之间;

(7)、脱硫塔浆池内溶液质量浓度达到 35% -40% 时,通过脱硫塔排出泵将亚硫酸铵溶液打到氧化罐,氧化罐内布有曝气管,氧化风机通过曝气管向氧化罐内的亚硫酸铵溶液鼓入空气,使亚硫酸铵氧化为硫酸铵;

(8)、充分氧化的硫酸铵溶液通过硫酸铵排出泵送到硫酸铵副产品处理系统进行蒸发结晶、干燥、包装后,成为合格的农用化肥。

2. 根据权利要求 1 所述的有效脱除氯、氟离子以及重金属离子的氨法脱硫方法,其特征在于:所述的预洗塔采用空塔、塔板塔或湍球塔。

3. 根据权利要求 1 所述的有效脱除氯、氟离子以及重金属离子的氨法脱硫方法,其特征在于:所述的氨水为工业废氨水、市场购买的氨水或者使用液氨配制。

有效脱除氯、氟离子及重金属离子的氨法脱硫方法

技术领域

[0001] 本发明涉及一种新的氨法脱硫装置及方法,特别涉及一种能有效脱除氯、氟离子及降低副产品重金属离子含量的利用氨(氨水、液氨)作为吸收剂脱除烟气中二氧化硫的方法。

背景技术

[0002] 目前,氨法脱除烟气中二氧化硫主要采用喷淋吸收的方式,吸收工艺主要分为单塔吸收和双塔吸收两种。

[0003] 最早国外开发的氨法脱硫吸收工艺是采用双塔形式,目前国内也还有类似的脱硫装置应用。传统的双塔吸收装置是浓缩结晶塔和吸收塔串联组成,烟气首先进入浓缩结晶塔,在浓缩结晶塔内降温、洗涤除尘,同时利用烟气中的热量对吸收液进行浓缩结晶。烟气离开浓缩结晶塔后进入吸收塔,在吸收塔内完成二氧化硫的吸收脱除。

[0004] 后来,国外、国内都对氨法脱硫吸收工艺进行改进,其中就有将双塔吸收工艺改为单塔吸收工艺。目前采用的单塔吸收装置主要有空塔喷淋和填料塔两种,单塔吸收装置结构简单,吸收、浓缩、结晶都在一个塔内完成。

[0005] 目前,不管是传统的双塔吸收工艺还是改进后的单塔吸收工艺,都存在一个难以解决的问题,那就是烟气中的氯离子、氟离子以及重金属离子会在脱硫浆液中不断富集。一方面对装置产生严重的腐蚀,另一方面造成副产的硫酸铵化肥品质下降,严重的还会造成重金属含量超标,带来土壤重金属污染。

发明内容

[0006] 本发明的目的是为了克服上述现有技术存在的不足,提供一种新的有效脱除氯、氟离子及重金属离子的氨法脱硫方法。本发明可以有效去除系统中的氯离子和氟离子,并大幅度降低副产硫酸铵化肥中的重金属离子含量,满足国家农用化肥标准要求。

[0007] 本发明的技术方案为:

[0008] 有效脱除氯、氟离子以及重金属离子的氨法脱硫装置,包括预洗塔、预洗塔循环泵、新鲜水喷淋管、预洗塔循环喷淋管、预洗塔泥浆排出泵、预洗塔烟道除雾器、脱硫塔、脱硫塔循环泵、脱硫塔循环喷淋管、脱硫塔除雾器、脱硫塔排出泵、氧化罐、氧化罐排气管、氧化风机、曝气管、硫酸铵排出泵、氨水泵,其特征在于:在预洗塔顶部设有烟气入口,在预洗塔底部设有泥浆排出口,在预洗塔下部设有循环水排出口,在预洗塔中部设有烟气出口,在预洗塔上部分别安装有新鲜水喷淋管、预洗塔循环喷淋管,预洗塔循环泵连接在循环水排出口与预洗塔循环喷淋管之间,预洗塔泥浆排出泵与泥浆排出口相连,新鲜水喷淋管外接水管,预洗塔烟道除雾器安装在预洗塔烟气出口处;脱硫塔的中部设有烟气进口,脱硫塔的顶部设有烟气出口,在脱硫塔的烟气进口上方安装脱硫塔循环喷淋管,在脱硫塔的脱硫塔循环喷淋管上方安装脱硫塔除雾器,在脱硫塔的底部分别设有浆液循环口、浆液排出口和氨水注入口,氨水泵与氨水注入口相连,脱硫塔循环泵连接在浆液循环口和脱硫塔循环喷

淋管之间,脱硫塔排出泵连接在浆液排出口和氧化罐之间,氧化罐底部设有硫酸铵排出口并与硫酸铵排出泵相连,氧化罐顶部设有气体出口,氧化罐内安装曝气管,且曝气管与氧化风机相连。

[0009] 本装置在脱硫塔上设有气体入口并通过管子与氧化罐的气体出口相连。

[0010] 有效脱除氯、氟离子以及重金属离子的氨法脱硫方法,其特征在于按以下步骤进行:

[0011] (1)、含有二氧化硫的烟气首先从预洗塔下部烟气入口进入预洗塔,预洗塔采用空塔、塔板塔或湍球塔,预洗塔使用工业水和 / 或循环水作洗涤液,在塔内通过预洗塔循环泵循环喷淋;

[0012] (2)、烟气与洗涤液充分接触,烟气中的 Cl^- 、 F^- 90-95% 被脱除,可溶性的金属离子比如: Fe^{3+} 、 Hg^{2+} 、 Pb^{2+} 70% -80% 被脱除,灰尘 70% -80% 被脱除;随着预洗塔内洗涤液循环洗涤,洗涤液 PH 值逐渐下降,通过从预洗塔的塔底泥浆排出口排出含有泥浆废水以及补充新鲜水,控制预洗塔内洗涤液 PH 值在 2.2-2.8 之间,PH 值位于这个区间的洗涤液只吸收 HCl、HF、可溶性金属离子以及灰尘,对 SO_2 没有吸收作用;

[0013] (3)、洗涤掉绝大部分 Cl^- 、 F^- 和大部分 Fe^{3+} 、 Hg^{2+} 、 Pb^{2+} 可溶性金属离子和灰尘的烟气离开预洗塔,通过除雾器除去夹带的液滴后进入脱硫塔;

[0014] (4)、预洗塔塔底排出的含有泥浆废水送到废水处理系统进行处理达标排放,废水处理系统为目前通用的成熟的工艺和装置;

[0015] (5)、烟气进入脱硫塔后,在脱硫塔内,烟气向上通过喷淋层进行吸收处理,烟气通过喷淋层,与喷淋的吸收液进行逆流接触,发生传质与吸收反应,以脱除烟气中的 SO_2 、 SO_3 以及少量剩余的 HCl、HF 和灰尘;烟气穿过喷淋层后,烟气中的污染物基本全部脱除,洁净烟气通过除雾器除去夹带的液滴后,排出塔外;

[0016] (6)、氨水通过氨水泵送入脱硫塔内,氨水可使用工业废氨水、市场购买的氨水或者使用液氨配制;氨水加入脱硫塔塔底浆池中,与塔内的浆液充分混合;塔内的浆液主要是亚硫酸铵溶液,亚硫酸铵溶液是主要的脱硫吸收剂;亚硫酸铵溶液通过脱硫塔循环泵,循环喷淋吸收烟气中的 SO_2 ,生成亚硫酸氢铵,当浆液中的亚硫酸氢铵浓度较高时,脱硫效率会逐渐下降直至完全失去脱硫能力;通过向浆液池中添加氨水,氨水与亚硫酸氢铵反应生成亚硫酸铵,通过添加氨水调节浆液的 PH 值保持在 5.2-5.8 之间,使得浆液保持足够的脱硫能力;在这里,氨水实际的作用是脱硫剂再生,真正的脱硫剂是亚硫酸铵溶液,这样也有效地避免了气相中的氨与 SO_2 、 SO_3 反应生成气溶胶;

[0017] (7)、脱硫塔浆池内溶液质量浓度达到 35% -40% 时,通过脱硫塔排出泵将亚硫酸铵溶液打到氧化罐,氧化罐内布有曝气管,氧化风机通过曝气管向氧化罐内的亚硫酸铵溶液鼓入空气,使亚硫酸铵氧化为硫酸铵;

[0018] (8)、充分氧化的硫酸铵溶液通过硫酸铵排出泵送到硫酸铵副产品处理系统进行蒸发结晶、干燥、包装后,成为合格的农用化肥。硫酸铵副产品处理系统采用目前通用的成熟技术和装置。

[0019] 本发明有如下积极效果:

[0020] 通过预洗脱除烟气中绝大部分 Cl^- 、 F^- 和大部分 Fe^{3+} 、 Hg^{2+} 、 Pb^{2+} 可溶性金属离子和灰尘,脱出的污染物通过废水处理系统处理合格后达标排放。彻底消除了脱硫系统由于

Cl⁻、F⁻ 富集造成的设备腐蚀严重,和成品化肥重金属超标的现象。并且由于预洗塔还有除尘和降温的效果,特别适合灰尘含量较高的烟气处理,并且降温后的烟气最大程度抑制了气溶胶二次污染的产生。

[0021] 根据小试试验,采用本发明的工艺,脱硫副产品重金属含量大幅下降,见下表:

[0022]

分析项目	指标	普通氨法脱硫副产品	本发明副产品
铁 (Fe)的质量分数, % \leq GB535-1995	0.007	0.009	0.003
铅 (Pb)的质量分数, % \leq GB535-1995	0.0005	0.0025	0.0002
砷(As)的质量分数, % \leq GB535-1995	0.00005	0.0003	0.00004
汞(Hg)的质量分数, % \leq	0.00001	0.0001	0.0000085

[0023] 另外,采用传统氨法脱硫工艺,由于不能外排废水,系统中富集的氯离子、氟离子只能通过最终产品排出,这样必须累积到很高的浓度才能达到平衡。经过国内多个实际项目表明,最终系统中氯离子浓度达到 60000ppm 以上,氟离子浓度有的也达到 8000ppm,设备管道腐蚀严重。采用本发明的工艺,脱硫塔内氯离子平衡浓度小于 6000ppm,氟离子浓度小于 500ppm。

附图说明

[0024] 图 1 为本发明的工艺流程图。

具体实施方式

[0025] 如图 1 所示,本发明所用的装置包括预洗塔 6、预洗塔循环泵 4、新鲜水喷淋管 2、预洗塔循环喷淋管 3、预洗塔泥浆排出泵 5、预洗塔烟道除雾器 8、脱硫塔 10、脱硫塔循环泵 11、脱硫塔循环喷淋管 12、脱硫塔除雾器 13、脱硫塔排出泵 15、氧化罐 16、氧化罐排气管 17、氧化风机 18、曝气管 19、硫酸铵排出泵 20、氨水泵 21,在预洗塔顶部设有烟气入口 1,在预洗塔底部设有泥浆排出口,在预洗塔下部设有循环水排出口,在预洗塔中部设有烟气出口 7,在预洗塔上部分别安装有新鲜水喷淋管 2、预洗塔循环喷淋管 3,预洗塔循环泵 4 连接在循环水排出口与预洗塔循环喷淋管 3 之间,预洗塔泥浆排出泵 5 与泥浆排出口相连,新鲜水喷淋管 2 外接水管,预洗塔烟道除雾器 8 安装在预洗塔烟气出口 7 处;脱硫塔 10 的中部设有烟气进口 9,脱硫塔的顶部设有烟气出口 14,在脱硫塔的烟气进口 9 上方安装脱硫塔循环喷淋管 12,在脱硫塔的脱硫塔循环喷淋管 12 上方安装脱硫塔除雾器 13,在脱硫塔的底部分别设有浆液循环口、浆液排出口和氨水注入口,氨水泵 21 与氨水注入口相连,脱硫塔循环泵 11 连接在浆液循环口和脱硫塔循环喷淋管 12 之间,脱硫塔排出泵 15 连接在浆液排出口和氧化罐 16 之间,氧化罐 16 底部设有硫酸铵排出口并与硫酸铵排出泵 20 相连,氧化罐 16 顶部设有气体出口 17,氧化罐 16 内安装曝气管 19,且曝气管 19 与氧化风机 18 相连。本装置在脱硫塔 10 上设有气体入口并通过管子与氧化罐 16 的气体出口 17 相连。

[0026] 如图 1 所示,120℃ -160℃原烟气由预洗塔烟气入口 1 进入预洗塔 6,首先通过新鲜水喷淋管 2 喷入新鲜水,使烟气温度下降到 80℃ -100℃,在预洗塔 6 内烟气与预洗塔循环喷淋管 3 喷淋的洗涤液充分接触,烟气温度降到 50-60℃,烟气中的 Cl^- 、 F^- 90% -95% 被脱除,可溶性的金属离子比如: Fe^{3+} 、 Hg^{2+} 、 Pb^{2+} 70% -80% 被脱除,灰尘 70% -80% 被脱除;洗涤掉绝大部分 Cl^- 、 F^- 和大部分 Fe^{3+} 、 Hg^{2+} 、 Pb^{2+} 可溶性金属离子和灰尘的烟气从预洗塔烟气出口 7 离开预洗塔 6,通过预洗塔烟道除雾器 8 除去夹带的液滴后从脱硫塔烟气进口 9 进入脱硫塔 10;

[0027] 预洗塔 6 内洗涤液通过预洗塔循环泵 4 打到预洗塔循环喷淋管 3 进行循环喷淋洗涤,洗涤液中洗涤下来的灰尘在塔底沉淀,通过预洗塔泥浆排出泵 5 将含泥浆的洗涤液送到废水处理系统进行处理,达标排放,废水处理系统采用目前通用的成熟的工艺和装置。通过泥浆外排和补充新鲜水,控制预洗塔内吸收液 PH 值在 2.2-2.8 之间。

[0028] 烟气进入脱硫塔 10 后在脱硫塔 10 中上升,与脱硫塔循环喷淋管 12 喷淋的吸收液逆流接触,发生传质吸收,烟气中的 SO_2 、 SO_3 以及少量剩余的 HCl 、 HF 和灰尘等污染物被吸收洗涤,达到要求的脱硫效率后继续向上通过脱硫塔除雾器 13,除去夹带的雾滴,从脱硫塔烟气出口 14 排出。

[0029] 脱硫塔吸收液由脱硫塔循环泵 11 从脱硫塔 10 底部抽出打到脱硫塔喷淋管 12,吸收液在不断吸收烟气中 SO_2 、 SO_3 ,吸收液中亚硫酸铵浓度会越来越高,当亚硫酸铵浓度达到 35% -40% 时,接近饱和后用脱硫塔排出泵 15 打到氧化罐 16。

[0030] 氧化罐 16 底部设置有曝气管 19,氧化风机 18 鼓入氧化空气,通过曝气管 19 均匀分布在氧化罐 16 内的亚硫酸铵溶液中,亚硫酸铵被通入空气强制氧化成硫酸铵,通过硫酸铵排出泵 20 送到副产品后处理系统,得到成品化肥。副产品后处理系统采用目前通用的成熟的工艺和装置。氧化罐顶部通过氧化罐的气体出口 17 与脱硫塔 10 连通。

[0031] 氨法脱硫使用的氨水通过氨水泵 21 送入脱硫塔 10 内,氨水可使用工业废氨水、市场购买的氨水或者使用液氨配制。氨水加入脱硫塔 10 塔底浆池中,与塔内的浆液充分混合。塔内的浆液主要是亚硫酸铵溶液,亚硫酸铵溶液是主要的脱硫吸收剂。亚硫酸铵溶液通过脱硫塔循环泵 11 打到脱硫塔循环喷淋管 12,循环喷淋吸收烟气中的 SO_2 ,生成亚硫酸氢铵,当浆液中的亚硫酸氢铵浓度较高时,脱硫效率会逐渐下降直至完全失去脱硫能力。通过向浆液池中添加氨水,氨水与亚硫酸氢铵反应生成亚硫酸铵,通过添加氨水调节浆液的 PH 值保持在 5.2-5.8 之间,使得浆液保持足够的脱硫能力。在这里,氨水实际的作用是脱硫剂再生,真正的脱硫剂是亚硫酸铵溶液

[0032] 实施例 1

[0033] 如图 1 所示,来自锅炉的温度为 130℃ 的烟气,流量为 1.2×10^6 标准立方米 / 小时,烟气中二氧化硫浓度为 $3000 \text{mg}/\text{Nm}^3$,灰尘含量为 $100 \text{mg}/\text{Nm}^3$ 。该烟气从预洗塔烟气入口 1 进入预洗塔 6,通过新鲜水喷淋管 2 喷入新鲜水喷淋降温至 80℃,在预洗塔 6 内烟气与预洗塔循环喷淋管 3 喷淋的洗涤液充分接触,烟气温度降到 56℃,烟气中的 Cl^- 、 F^- 95% 被脱除,可溶性的金属离子比如: Fe^{3+} 、 Hg^{2+} 、 Pb^{2+} 70% -80% 被脱除,灰尘 70% -80% 被脱除,洗涤掉绝大部分 Cl^- 、 F^- 和大部分 Fe^{3+} 、 Hg^{2+} 、 Pb^{2+} 可溶性金属离子和灰尘的烟气从预洗塔烟气出口 7 离开预洗塔 6,通过预洗塔烟道除雾器 8 除去夹带的液滴后从脱硫塔烟气进口 9 进入脱硫塔 10;

[0034] 预洗塔 6 洗涤液中洗涤下来的灰尘在塔底沉淀,通过预洗塔泥浆排出泵 5 将含泥浆的洗涤液送到废水处理系统进行处理,达标排放,废水处理系统采用目前通用的成熟的工艺和装置。通过泥浆外排和补充新鲜水,控制预洗塔内吸收液 PH 值在 2.2-2.8 之间。这样,烟气中的绝大部分 Cl^- 、 F^- 和大部分 Fe^{3+} 、 Hg^{2+} 、 Pb^{2+} 可溶性金属离子和灰尘通过废水处理排出系统;

[0035] 烟气进入脱硫塔 10 后在脱硫塔 10 中上升,与脱硫塔循环喷淋管 12 喷淋的吸收液逆流接触,发生传质吸收,烟气中的 SO_2 、 SO_3 以及少量剩余的 HCl 、 HF 和灰尘等污染物被吸收洗涤,达到要求的脱硫效率后继续向上通过脱硫塔除雾器 13,除去夹带的雾滴,从脱硫塔烟气出口 14 排出;排出的洁净烟气中的二氧化硫浓度为 $140\text{mg}/\text{Nm}^3$,灰尘含量为 $20\text{mg}/\text{Nm}^3$;

[0036] 脱硫塔吸收液由脱硫塔循环泵 11 从脱硫塔 10 底部抽出打到脱硫塔喷淋管 12,喷淋液气比为 $9\text{L}/\text{Nm}^3$ 。吸收液在不断吸收烟气中 SO_2 、 SO_3 ,吸收液中亚硫酸铵浓度会越来越高,当亚硫酸铵浓度达到 35% -40% 时,接近饱和后用脱硫塔排出泵 15 打到氧化罐 16;

[0037] 氨水通过氨水泵 21 送入脱硫塔 10 内,氨水为质量浓度 20% 的氨水,加入量 $10.1\text{m}^3/\text{h}$,氨水加入脱硫塔 10 塔底浆池中,与塔内的浆液充分混合。通过添加氨水调节浆液的 PH 值保持在 5.2-5.8 之间。

[0038] 氧化罐 16 底部设置有曝气管 19,氧化风机 18 鼓入氧化空气,通过曝气管 19 均匀分布在氧化罐 16 内的亚硫酸铵溶液中,亚硫酸铵被通入空气强制氧化成硫酸铵,通过硫酸铵排出泵 20 送到副产品后处理系统,得到成品化肥。副产品后处理系统采用目前通用的成熟的工艺和装置。成品化肥杂质测量结果为:

分析项目	指标	本发明副产品
[0039] 铁 (Fe) 的质量分数, % \leq GB535-1995	0.007	0.003
铅 (Pb) 的质量分数, % \leq GB535-1995	0.0005	0.0002
砷 (As) 的质量分数, % \leq GB535-1995	0.00005	0.00004
汞 (Hg) 的质量分数, % \leq	0.00001	0.0000085

[0040] 实施例 2

[0041] 实施例 2 的流程与实施例 1 完全相同,所不同的是烟气是来自钢铁厂烧结机,温度为 120°C ,烟气流量为 1.6×10^6 标准立方米 / 小时,烟气中二氧化硫浓度为 $1300\text{mg}/\text{Nm}^3$,灰尘含量为 $100\text{mg}/\text{Nm}^3$;

[0042] 通过脱硫塔 10 脱硫后排出的洁净烟气中的二氧化硫浓度为 $65\text{mg}/\text{Nm}^3$,灰尘含量为 $20\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。成品化肥杂质测量结果为:

[0043]

分析项目	指标	本发明副产品
铁 (Fe) 的质量分数, % \leq GB535-1995	0.007	0.003
铅 (Pb) 的质量分数, % \leq GB535-1995	0.0005	0.0002
砷 (As) 的质量分数, % \leq GB535-1995	0.00005	0.00004
汞 (Hg) 的质量分数, % \leq	0.00001	0.0000085

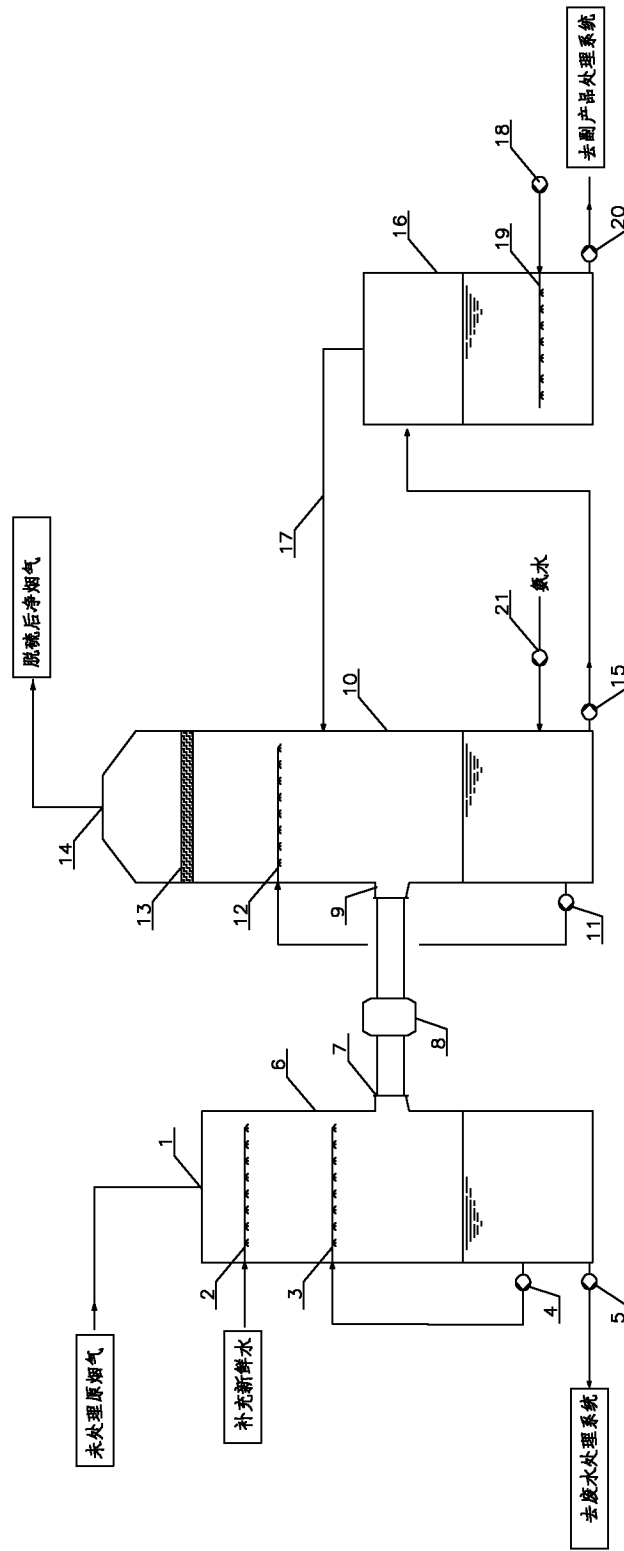


图 1