

(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101559323 B

(45) 授权公告日 2011. 09. 14

(21) 申请号 200910011838. X

(22) 申请日 2009. 06. 03

(73) 专利权人 周建安

地址 安徽省马鞍山市湖南路 25 号 5 栋 209 室

(72) 发明人 周建安 党君祥 李旭

(74) 专利代理机构 沈阳东大专利代理有限公司
21109

代理人 李在川

(51) Int. Cl.

B01D 53/83(2006. 01)

B01D 53/50(2006. 01)

(56) 对比文件

CN 101357299 A, 2009. 02. 04, 图 1.

CN 101259373 A, 2008. 09. 10, 图 1.

CN 101259365 A, 2008. 09. 10, 具体实施方式.

式.

CN 201427021 Y, 2010. 03. 24, 权利要求

1-3.

CN 1393284 A, 2003. 01. 29, 具体实施方式.

CN 101357298 A, 2008. 02. 04, 具体实施方式.

式.

CN 201015729 Y, 2008. 02. 06, 具体实施方式.

式.

审查员 刘亚娟

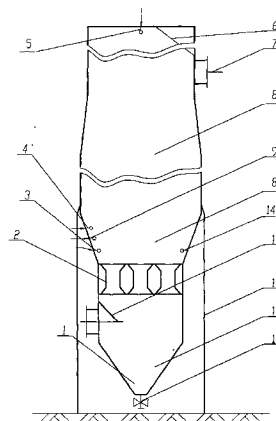
权利要求书 1 页 说明书 6 页 附图 2 页

(54) 发明名称

一种消化循环流化床烟气脱硫方法及装置

(57) 摘要

一种消化循环流化床烟气脱硫方法及装置, 属于环保烟气治理技术领域, 该装置包括预除尘段、文丘里管束段和消化反应段, 设置有三级雾化喷水装置。脱硫工艺中采用的石灰质量为 :T60 < 4min, CaO > 80%, 粒度 < 0. 048mm, 控制脱硫反应温度为 75 ~ 90℃, 控制脱硫剂、水合适的重量比, 使得二级除尘器出口烟气温度 ≥ 70℃, 控制 Ca/S 摩尔比为 1. 0 ~ 1. 6, 控制烟气停留时间为 1 ~ 3 秒。消化循环流化床脱硫塔将预除尘器、石灰消化反应器与循环流化床脱硫塔设计为一体, 具备预除尘、石灰消化和脱硫功能, 采用本发明技术可以节省系统占地面积、降低设备投资。



1. 一种消化循环流化床烟气脱硫方法,采用消化循环流化床烟气脱硫装置,该装置包括三段:预除尘段(12)、文丘里管束段(2)和消化反应段(8),下部是预除尘段(12),预除尘段上部是文丘里管束段(2),内部纵向紧密排列着文丘里管,文丘里管束段(2)的上部是消化反应段(8),消化反应段(8)侧壁、文丘里管束段(2)上方设置有脱硫剂喷入口(3)、循环灰喷入口(14),在消化反应段(8)内壁、脱硫剂喷入口(3)、循环灰喷入口(14)上方,由下至上依次设置有消化水喷嘴(9)、增湿水喷嘴(4),在消化反应段(8)内顶部设置有补充水喷嘴(5);其特征在于处理工艺为:

将块状的生石灰磨成生石灰粉,经分级处理后采用粒度 $< 0.048\text{mm}$ 的石灰粉,送入石灰仓,以气力输送方法经脱硫剂喷入口喷入脱硫塔内;

将洁净的工艺水采用高压泵输送的方法经消化循环流化床烟气脱硫装置反应段的消化水喷嘴、增湿水喷嘴、补充水喷嘴喷入脱硫塔内;

将烟气由预除尘段的烟气进口引入消化循环流化床烟气脱硫装置内,烟气与喷入脱硫塔内的工艺水、脱硫剂及循环灰传质、传热,在消化、增湿、降温的条件下进行脱硫反应,脱硫后的烟气从塔上部的烟气出口排出,经烟气管道进入二级除尘器;

以气力输送方法,将二级除尘器收集的循环灰喷入脱硫塔内,其余灰由外排灰出口排出,洁净的烟气经引风机排入烟囱、排入大气。

2. 按照权利要求1所述的方法,其特征在于控制脱硫反应温度为 $75 \sim 90^{\circ}\text{C}$,控制脱硫剂、水合适的重量比,使得二级除尘器出口烟气温度 $\geq 70^{\circ}\text{C}$,控制Ca/S摩尔比为 $1.0 \sim 1.6$,控制烟气停留时间为 $1 \sim 3$ 秒。

3. 按照权利要求1所述的方法,其特征在于用作脱硫剂的石灰质量为: $T_{60} < 4\text{min}$, $\text{CaO} > 80\%$,粒度 $< 0.048\text{mm}$ 。

4. 按照权利要求1所述的方法,其特征在于控制输送石灰粉的气体压力为 $0.2 \sim 1.0\text{MPa}$,控制喷入水的压力为 $0.1 \sim 1.5\text{MPa}$ 。

5. 按照权利要求1所述的方法,其特征在于一级雾化喷水通入 $0.1 \sim 0.5\text{MPa}$ 的压缩空气,三级雾化喷水通入 $0.1 \sim 0.5\text{MPa}$ 的处理后的洁净烟气。

一种消化循环流化床烟气脱硫方法及装置

技术领域

[0001] 本发明属于环保技术领域,涉及工业烟气治理技术,具体涉及循环流化床烟气脱硫方法及装置。

背景技术

[0002] 钢铁工业是我国国民经济的支柱产业。但也是污染排放大户。烧结生产是现代钢铁生产的重要工艺单元,对钢铁工业二氧化硫排放贡献率高达 40%~60%。因此,控制烧结机生产过程中二氧化硫的排放十分重要。通常烧结烟气 SO₂ 减排和控制措施主要有低硫原料配入法、高烟囱扩散稀释法、尾部烧结烟气脱硫法三种。其中尾部烧结烟气脱硫法是解决烧结烟气脱硫的现实、有效的方法。目前,烧结烟气脱硫工艺基本可以分为三类:湿法、干法和半干法。湿法脱硫主要包括石灰石-石膏法、海水法、氢氧化镁法和氨吸收法等;干法脱硫包括炉内喷钙尾部烟气增湿活化脱硫法(LIFAC)、电子束法和荷电干粉法等;半干法包括喷雾干燥法(SDA)、增湿灰循环脱硫法(NID)、循环流化床脱硫法(CFB)等。由于干法脱硫采用干态脱硫剂,脱硫副产物也是干态的固体,没有二次污染,市场潜力很大。

[0003] 现有干法、半干法烟气脱硫技术存在的主要问题是系统复杂,占地面积大,建设费用、运行费用高,脱硫效率相对低,副产物处理量大。

发明内容

[0004] 针对目前烟气脱硫技术特别是干法、半干法烟气脱硫技术存在的不足之处,本发明结合了多种烟气脱硫工艺的优点,特别是在循环流化床脱硫方法基础上,开发了一种干法脱硫工艺——消化循环流化床烟气脱硫方法,并开发了一种消化循环流化床烟气脱硫装置。

[0005] 本发明的消化循环流化床烟气脱硫塔包括三段:预除尘段(下段)、文丘里管束段(中段)、消化反应段(上段)。

[0006] 脱硫塔的下部是预除尘段,其侧壁设有烟气进口,底部设有排灰口,安装排灰阀,预除尘器内烟气进口上方设置烟气进口导流板。预除尘段主要用于去除烟气中的粗粉尘。预除尘段采用常用的重力除尘器或旋风除尘器。

[0007] 脱硫塔的中段即预除尘段上部是文丘里管束段,内部纵向紧密排列着多个文丘里管,其数量视脱硫塔内径而定,可按经验取值。塔内径根据烟气流速确定。

[0008] 脱硫塔的上段即文丘里管束段的上部是消化反应段,消化反应段内壁、文丘里管束段上方上设置有脱硫剂喷入口、循环灰喷入口(脱硫剂喷入口、循环灰喷入口均与空气斜槽或管道连接)。采用三级雾化喷水嘴,分别是消化水喷嘴、增湿水喷嘴、补充水喷嘴。在脱硫剂喷入口、循环灰喷入口上方由下至上依次设置消化水喷嘴、增湿水喷嘴,在消化反应段内顶部设置补充水喷嘴。消化反应段上部侧壁设置烟气出口,消化反应段内烟气出口上方设置烟气出口导流板。

[0009] 本发明的消化循环流化床烟气脱硫方法如下。

[0010] 将块状的生石灰由磨机磨成生石灰粉,经分级处理后采用粒度 $< 0.048\text{mm}$ 的石灰粉(石灰质量要求: $T60 < 4\text{min}$, $\text{CaO} > 80\%$,粒度 $< 0.048\text{mm}$),送入石灰仓,以气力输送方法经脱硫剂喷入口喷入脱硫塔内,控制输送气体的压力为 $0.2 \sim 1.0\text{MPa}$ 。

[0011] 将洁净的工艺水采用高压泵输送的方法经反应段的消化水喷嘴、增湿水喷嘴、补充水喷嘴喷入脱硫塔内,控制喷入水的压力为 $0.1 \sim 1.5\text{MPa}$ 。

[0012] 采用三级雾化喷水,一级雾化喷水(可以通入 $0.1 \sim 0.5\text{MPa}$ 的压缩空气以达到更好的雾化效果)位于塔中部、文丘里管束段上方,主要是消化生石灰。二级雾化喷水主要用来增湿颗粒表面,降低烟气温度,以创造适宜的脱硫反应温度,还可用来进一步消化未消化完全的极少量石灰。三级雾化喷水(可以通入 $0.1 \sim 0.5\text{MPa}$ 的处理后的洁净烟气,即二级除尘器出口烟气以达到更好的雾化效果)位于塔顶部,喷水方向与上升的烟气方向相反,有利于形成湍流,延长了脱硫剂与烟气的接触时间,加之适量的增湿水量,从而提高了系统的脱硫率,另外,还能够调整排烟温度。

[0013] 将烟气由预除尘段的烟气进口引入脱硫塔内,烟气经预除尘段除去粗粉尘,以减轻后续除尘净化装置的负荷,同时增加烟气中二氧化硫与脱硫剂的碰撞几率,有利于脱硫。经除去大颗粒粉尘后,烟气上升至文丘里管束段,在文丘里管的作用下以高速进入消化反应段,其流动状态变成激烈的湍流,与喷入脱硫塔内的工艺水、脱硫剂及循环灰传质、传热,在消化、增湿、降温(脱硫反应温度为 $75 \sim 90^\circ\text{C}$)的条件下,消石灰与烟气中二氧化硫产生化学反应生成亚硫酸钙,部分亚硫酸钙被空气氧化成硫酸钙,烟气中二氧化硫被脱除。脱硫后的烟气从塔上部的烟气出口排出,经烟气管道进入二级除尘器。

[0014] 二级除尘器选用除尘效率在 99% 以上的静电除尘器或袋式除尘器,其底部灰仓出口有两个,一个循环灰出口通过管道或空气斜槽与脱硫塔的循环灰喷入口连通,以气力输送方法,控制输送气体的压力为 $0.1 \sim 1.0\text{MPa}$,将循环灰喷入脱硫塔内,循环灰通过蒸汽或其它加热方法加热至 $60 \sim 90^\circ\text{C}$ 以利于输送。底部灰仓的另一个出口是外排灰出口,通过该出口将灰排出外运灰场。二级除尘器收集的部分循环灰通过再循环给料量调节,保持二级除尘器烟气出口灰浓度在 $< 100\text{mg}/\text{m}^3$ 范围,洁净的烟气经引风机排入烟囱、排入大气。

[0015] 工艺中,控制脱硫剂、水合适的重量比,使得二级除尘器出口烟气温度 $\geq 70^\circ\text{C}$ 即可。控制 Ca/S 摩尔比为 $1.0 \sim 1.6$,控制烟气停留时间为 $1 \sim 3$ 秒。

[0016] 本发明主要工艺特点、优点如下:

[0017] (1) 该工艺采用干态进料方式,避免了湿式进料方式可能带来的腐蚀、堵塞等问题。

[0018] (2) 脱硫效率高,在钙硫比为 $1.2 \sim 1.3$ 时,脱硫效率可达 90% 以上。同时可以脱除烟气中大部分 SO_3 、 HCl 、 HF 等污染气体。

[0019] (3) 消化循环流化床脱硫塔集预除尘、石灰消化和脱硫功能为一体,将预除尘器、石灰消化反应器与循环流化床脱硫塔设计为一体,可以节省系统占地、降低设备投资。

[0020] (4) 由于脱硫粉剂非常细,粒度 $< 0.048\text{mm}$,微小的生石灰颗粒在塔内与水消化生成更微小的消石灰颗粒,确保了生石灰消化充分完全,并且细小的消石灰颗粒在反应热的作用下分裂开来,更有利于脱硫,加之反应段内各物料的传质、传热过程的强化,消化和脱硫反应基本同时进行,消化时间和反应时间均非常短,在 $1 \sim 3$ 秒即可完成。塔的高度因此大大降低,从而降低了投资。省去了石灰消化反应器,进一步降低了工程投资、运行费用,投

资和运行费用与目前的干法、半干法技术相比,可节省 10 ~ 30%左右。

[0021] (5) 块状生石灰现场加工和输送,确保了生石灰的活性,为快速高效脱硫反应创造了条件。

[0022] (6) 工艺流程简单,系统可靠性较高,占地面积小,系统布置灵活,非常适合现有机组的改造和场地紧缺的新建机组。

[0023] (7) 工艺过程无脱硫废水排放,且脱硫副产品呈干态,能实现脱硫灰再循环利用。

[0024] (8) 脱硫粉剂采用粒度 < 0.048mm 的生石灰,石灰在脱硫塔内进行消化,避免了利用塔外消化器带来的如消化不充分或含水量高等不足和问题。

[0025] (9) 设置文丘里管束,有利于脱硫塔内形成湍流,强化了脱硫剂的塔内循环,提高了脱硫剂的利用率和脱硫效率。在文丘里管束段上端(脱硫塔消化反应段)喷入脱硫剂、雾化水,降低了塔内阻损,有利于整个系统运行,运行成本低。

附图说明

[0026] 图 1 为本发明的消化循环流化床烟气脱硫塔结构示意图;

[0027] 图 2 为本发明的消化循环流化床烟气脱硫方法工艺流程图;

[0028] 图中:1 烟气进口,2 文丘里管束段,3 脱硫剂喷入口,4 增湿水喷嘴,5 补充水喷嘴,6 烟气出口导流板,7 烟气出口,8 消化反应段,9 消化水喷嘴,10 烟气进口导流板,11 支架,12 预除尘段,13 排灰阀,14 循环灰喷入口,15 消化水入口,16 增湿水入口,17 块状石灰入口,18 磨机,19 超细石灰粉仓,20 脱硫剂空气斜槽,21 补充水入口,22 烟气出口管道,23 二级除尘器烟气进口,24 二级除尘器,25 二级除尘器烟气出口,26 二级除尘器烟气出口管道,27 烟囱,28 引风机,29 二级除尘器排灰管道,30 灰仓,31 灰仓排灰出口,32 灰仓循环灰出口,33 循环灰空气斜槽,34 消化循环流化床烟气脱硫塔。

具体实施方式

[0029] 实施例 1

[0030] 如图 1 及图 2 所示,本发明的消化循环流化床烟气脱硫塔包括三段:预除尘段(下段)、文丘里管束段(中段)、消化反应段(上段)。

[0031] 脱硫塔的下部是预除尘段 12,其侧壁设有烟气进口 1,底部设有排灰口,安装排灰阀 13,预除尘器内烟气进口上方设置烟气进口导流板 10。

[0032] 脱硫塔中段内径为 4 米,脱硫塔的中段即预除尘段上部是文丘里管束段 2,内部纵向紧密排列着 7 个文丘里管。

[0033] 脱硫塔的上段即文丘里管束段 2 的上部是消化反应段 8,消化反应段 8 侧壁、文丘里管束段上方上设置有脱硫剂喷入口 3、循环灰喷入口 14(脱硫剂喷入口 3、循环灰喷入口 14 分别与脱硫剂空气斜槽 21、循环灰空气斜槽 34 连接)。采用三级雾化喷水嘴,分别是消化水喷嘴 9、增湿水喷嘴 4、补充水喷嘴 5。在消化反应段 8 内壁、脱硫剂喷入口 3、循环灰喷入口 14 上方,由下之上依次设置消化水喷嘴 9、增湿水喷嘴 4,在消化反应段 8 内顶部设置补充水喷嘴 5。消化反应段上部侧壁设置烟气出口 7,消化反应段内烟气出口 7 上方设置烟气出口导流板 6。

[0034] 脱硫塔安装在支架 11 上。

[0035] 实施例 2

[0036] 某烧结厂烟气量 $2000\text{m}^3/\text{h}$, 二氧化硫含量 $700\text{mg}/\text{Nm}^3$, 烟气温度 120°C 。使用本发明的烟气脱硫工艺进行脱硫处理, 二级除尘器出口烟气温度 $\geq 70^\circ\text{C}$ 。

[0037] 本实施例有关运行参数如下:

[0038] 脱硫剂消耗量 $2.5\text{kg}/\text{h}$

[0039] 消化水消耗量 $2.2\text{kg}/\text{h}$

[0040] 增湿水消耗量 $60\text{kg}/\text{h}$

[0041] 补充水消耗量 $2\text{kg}/\text{h}$

[0042] $\text{Ca}/\text{S}(\text{mol}/\text{mol}) = 1.2$

[0043] 循环灰返回量 $4.5\text{kg}/\text{h}$

[0044] 经过处理后, 二氧化硫含量 $56\text{mg}/\text{Nm}^3$, 脱硫率为 92% 。

[0045] 具体工艺工程如下。

[0046] 将块状的生石灰经块状石灰入口 17 送入磨机 18, 由磨机 18 磨成生石灰粉, 经分级处理后采用粒度 $< 0.048\text{mm}$ 的石灰粉 (石灰质量要求: $T_{60} < 4\text{min}$, $\text{CaO} > 80\%$, 粒度 $< 0.048\text{mm}$), 送入超细石灰粉仓 19, 以气力输送方法经脱硫剂空气斜槽 20、经脱硫剂喷入口 3 喷入脱硫塔内, 控制输送气体的压力为 0.5MPa 。

[0047] 将洁净的工艺水采用高压泵输送的方法分别经消化水入口 15、增湿水入口 16、补充水入口 21 送入反应段的消化水喷嘴 9、增湿水喷嘴 4、补充水喷嘴 5 喷入脱硫塔内, 控制喷入水的压力为 1.0MPa 。

[0048] 将烟气由预除尘段的烟气进口 1 引入消化循环流化床烟气脱硫塔 34 内, 烟气经预除尘段除去粗粉尘, 以减轻后续除尘净化装置的负荷, 同时增加烟气中二氧化硫与脱硫剂的碰撞几率, 有利于脱硫。粗粉尘由排灰阀 13 外排。经除去大颗粒粉尘后, 烟气上升至文丘里管束段 2, 在文丘里管的作用下以高速进入消化反应段, 其流动状态变成激烈的湍流, 与喷入脱硫塔内的工艺水、脱硫剂及循环灰传质、传热, 在消化、增湿、降温 (脱硫反应温度为 80°C) 的条件下, 消石灰与烟气中二氧化硫产生化学反应生成亚硫酸钙, 部分亚硫酸钙被空气氧化成硫酸钙, 烟气中二氧化硫被脱除。脱硫后的烟气从塔上部的烟气出口 7 排出, 经烟气出口管道 22、二级除尘器烟气进口 23 进入二级除尘器 24。

[0049] 二级除尘器 24 选用除尘效率在 99% 以上的静电除尘器, 二级除尘器排灰管道 29 下的灰仓 30 有两个出口, 一个是灰仓循环灰出口 32, 灰仓循环灰出口 32 通过循环灰空气斜槽 33 与脱硫塔的循环灰喷入口 14 连通, 以气力输送方法, 控制输送气体的压力为 0.5MPa , 将循环灰喷入脱硫塔内, 循环灰通过蒸汽加热方法加热至 70°C 以利于输送。底部灰仓的另一个出口是灰仓排灰出口 31, 通过该出口将灰排出外运灰场。二级除尘器 24 收集的部分循环灰通过再循环给料量调节, 保持二级除尘器烟气出口灰浓度为 $60\text{mg}/\text{m}^3$, 洁净的烟气由二级除尘器烟气出口 25 排入二级除尘器烟气出口管道 26, 经引风机 28 排入烟囱 27、排入大气。

[0050] 工艺中, 控制脱硫剂、水合适的重量比, 使得二级除尘器出口烟气温度 $\geq 70^\circ\text{C}$ 即可。控制烟气停留时间为 2 秒。

[0051] 实施例 3

[0052] 某烧结厂烟气量 $10000\text{m}^3/\text{h}$, 二氧化硫含量 $800\text{mg}/\text{Nm}^3$, 烟气温度 120°C 。使用本发

明的烟气脱硫工艺进行脱硫处理,二级除尘器出口烟气温度 $\geq 70^{\circ}\text{C}$ 。

[0053] 本实施例有关运行参数如下:

[0054] 脱硫剂消耗量 12kg/h

[0055] 消化水消耗量 11kg/h

[0056] 增湿水消耗量 320kg/h

[0057] 补充水消耗量 10kg/h

[0058] $\text{Ca}/\text{S}(\text{mol}/\text{mol}) = 1.3$

[0059] 循环灰返回量 25kg/h

[0060] 经过处理后,二氧化硫含量 $40\text{mg}/\text{Nm}^3$,脱硫率为 95%。

[0061] 具体工艺如下。

[0062] 将粒度 80mm 的块状生石灰由磨机磨成生石灰粉,将块状的生石灰由磨机磨成生石灰粉,经分级处理后采用粒度 $< 0.048\text{mm}$ 的石灰粉(石灰质量要求: $T60 < 4\text{min}$, $\text{CaO} > 80\%$, 粒度 $< 0.048\text{mm}$),送入石灰仓,以气力输送方法经脱硫剂喷入口喷入脱硫塔内,控制输送气体的压力为 0.2MPa。

[0063] 将洁净的工艺水采用高压泵输送的方法经反应段的消化水喷嘴、增湿水喷嘴、补充水喷嘴喷入脱硫塔内,控制喷入水的压力为 0.2MPa。

[0064] 将烟气由预除尘段的烟气进口引入脱硫塔内,烟气经预除尘段除去粗粉尘,以减轻后续除尘净化装置的负荷,同时增加烟气中二氧化硫与脱硫剂的碰撞几率,有利于脱硫。经除去大颗粒粉尘后,烟气上升至文丘里管束段,在文丘里管的作用下以高速进入消化反应段,其流动状态变成激烈的湍流,与喷入脱硫塔内的工艺水、脱硫剂及循环灰传质、传热,在消化、增湿、降温(脱硫反应温度为 75°C)的条件下,消石灰与烟气中二氧化硫产生化学反应生成亚硫酸钙,部分亚硫酸钙被空气氧化成硫酸钙,烟气中二氧化硫被脱除。净化后的烟气从塔上部的烟气出口排出,经烟气管道进入二级除尘器。

[0065] 二级除尘器选用除尘效率在 99%以上的袋式除尘器,其底部灰仓出口有两个,一个循环灰出口通过管道与脱硫塔的循环灰喷入口连通,以气力输送方法,控制输送气体的压力为 0.2MPa,将循环灰喷入脱硫塔内,循环灰通过蒸汽加热至 65°C 以利于输送。底部灰仓的另一个出口是外排灰出口,通过该出口将灰排出外运灰场。二级除尘器收集的部分循环灰通过再循环给料量调节,保持二级除尘器烟气出口灰浓度为 $70\text{mg}/\text{m}^3$,洁净的烟气经引风机排入烟囱、排入大气。

[0066] 工艺中,控制脱硫剂、水合适的重量比,使得二级除尘器出口烟气温度 $\geq 70^{\circ}\text{C}$ 即可。控制烟气停留时间为 1 秒。

[0067] 实施例 4

[0068] 某烧结厂烟气量 $200000\text{m}^3/\text{h}$,二氧化硫含量 $600\text{mg}/\text{Nm}^3$,烟气温度 120°C 。使用本发明的烟气脱硫工艺进行脱硫处理,除尘器出口烟气温度 $\geq 70^{\circ}\text{C}$ 。

[0069] 本实施例所采用的脱硫剂——氧化钙粉在现场利用雷蒙磨机制作好后装入石灰仓中,其他运行参数如下:

[0070] 脱硫剂消耗量 240kg/h

[0071] 消化水消耗量 220kg/h

[0072] 增湿水消耗量 6000kg/h

[0073] 补充水消耗量 200kg/h

[0074] $\text{Ca/S}(\text{mol/mol}) = 1.1$

[0075] 循环灰返回量 500kg/h

[0076] 经过处理后,二氧化硫含量 $60\text{mg}/\text{Nm}^3$,脱硫率为 90%。

[0077] 具体工艺工程如下。

[0078] 将粒度 80mm 的块状生石灰由磨机磨成生石灰粉,将块状的生石灰由磨机磨成生石灰粉,经分级处理后采用粒度 $< 0.048\text{mm}$ 的石灰粉(石灰质量要求: $T60 < 4\text{min}$, $\text{CaO} > 80\%$, 粒度 $< 0.048\text{mm}$),送入石灰仓,以气力输送方法经脱硫剂喷入口喷入脱硫塔内,控制输送气体的压力为 1.0MPa。

[0079] 将洁净的工艺水采用高压泵输送的方法经反应段的消化水喷嘴、增湿水喷嘴、补充水喷嘴喷入脱硫塔内,控制喷入水的压力为 1.5MPa。

[0080] 将烟气由预除尘段的烟气进口引入脱硫塔内,烟气经预除尘段除去粗粉尘,以减轻后续除尘净化装置的负荷,同时增加烟气中二氧化硫与脱硫剂的碰撞几率,有利于脱硫。经除去大颗粒粉尘后,烟气上升至文丘里管束段,在文丘里管的作用下以高速进入消化反应段,其流动状态变成激烈的湍流,与喷入脱硫塔内的工艺水、脱硫剂及循环灰传质、传热,在消化、增湿、降温(脱硫反应温度为 90°C)的条件下,消石灰与烟气中二氧化硫产生化学反应生成亚硫酸钙,部分亚硫酸钙被空气氧化成硫酸钙,烟气中二氧化硫被脱除。净化后的烟气从塔上部的烟气出口排出,经烟气管道进入二级除尘器。

[0081] 二级除尘器选用除尘效率在 99% 以上的静电除尘器,其底部灰仓出口有两个,一个循环灰出口通过管道与脱硫塔的循环灰喷入口连通,以气力输送方法,控制输送气体的压力为 1.0MPa,将循环灰喷入脱硫塔内,循环灰通过蒸汽加热至 90°C 以利于输送。底部灰仓的另一个出口是外排灰出口,通过该出口将灰排出外运灰场。二级除尘器收集的部分循环灰通过再循环给料量调节,保持二级除尘器烟气出口灰浓度为 $56\text{mg}/\text{m}^3$,洁净的烟气经引风机排入烟囱、排入大气。

[0082] 工艺中,控制脱硫剂、水合适的重量比,使得二级除尘器出口烟气温度 $\geq 70^\circ\text{C}$ 即可。控制烟气停留时间为 3 秒。

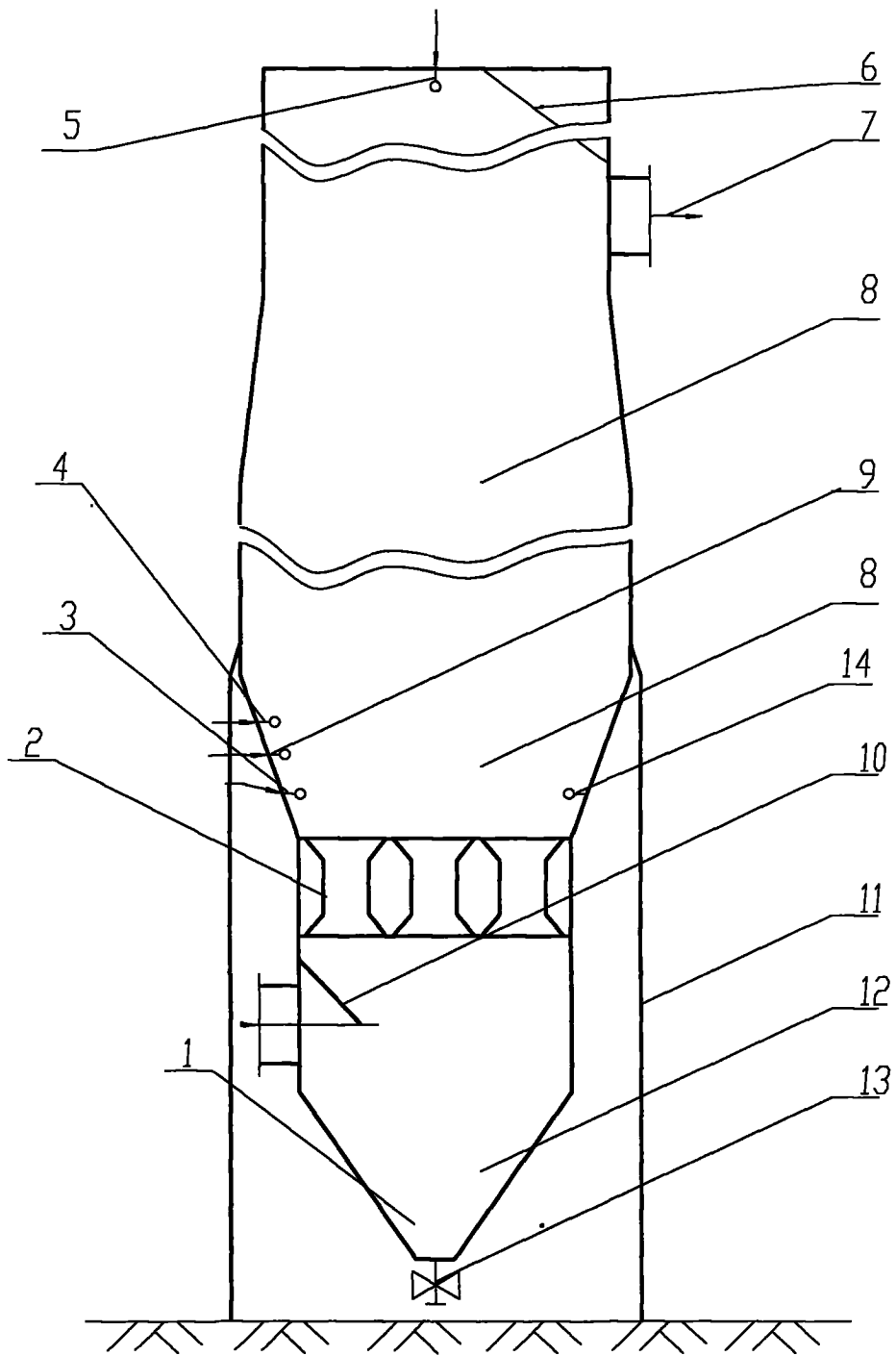


图 1

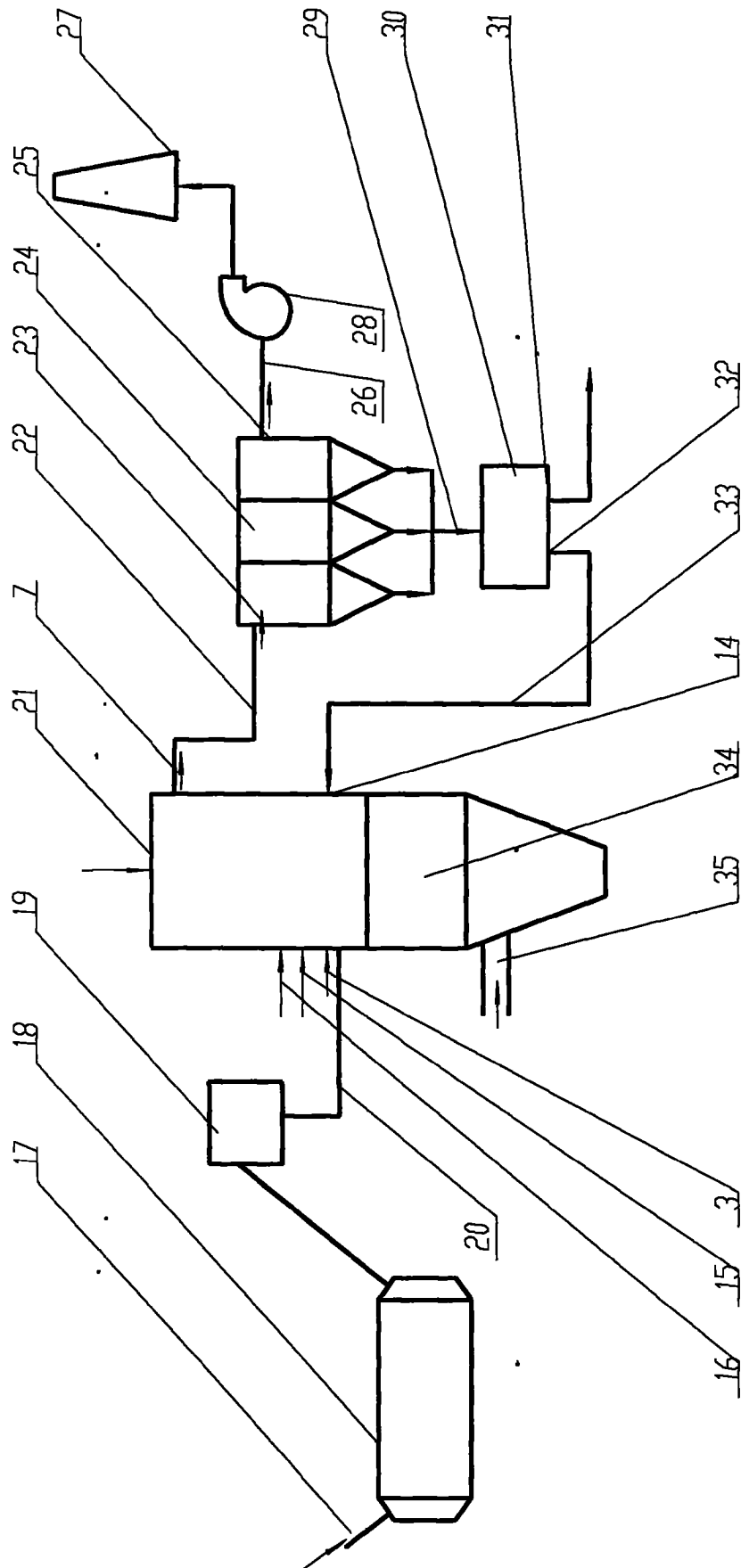


图 2