



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 111621639 A

(43)申请公布日 2020.09.04

(21)申请号 202010631404.6

(22)申请日 2020.07.03

(71)申请人 沈阳鑫博工业技术股份有限公司
地址 110006 辽宁省沈阳市和平区三好街
136号新世界丰盛大厦19层

(72)发明人 邹成 王新军 刘鹤群 程云驰

(74)专利代理机构 沈阳东大知识产权代理有限公司 21109

代理人 李珉

(51) Int. Cl.

G22B 1/10(2006.01)

G22B 21/00(2006.01)

C01F 7/06(2006.01)

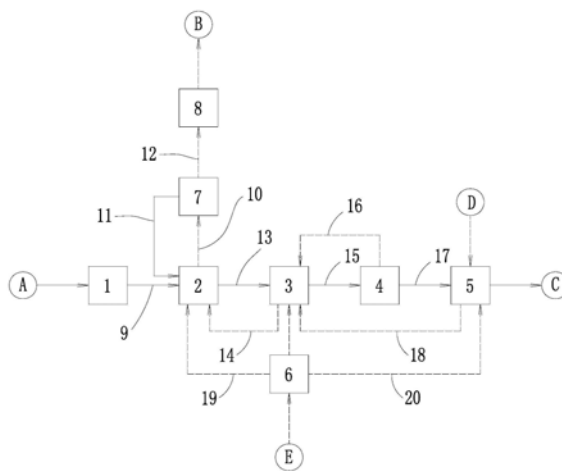
权利要求书2页 说明书6页 附图1页

(54)发明名称

一种高硫铝土矿干法脱硫装置及方法

(57)摘要

一种高硫铝土矿干法脱硫装置及方法,装置包括给料单元、干燥预热单元、悬浮脱硫炉、脱硫反应器、余热回收单元、燃烧系统、净化单元及排放单元。方法为:高硫铝土矿粉经给料单元称重后进入干燥预热单元,预热物料进入悬浮脱硫炉,含尘废气进入净化单元;预热物料经悬浮脱硫炉一次脱硫形成高温物料后进行气固分离,固体物料进入脱硫反应器,热废气排入干燥预热单元;固体物料经脱硫反应器二次脱硫形成高温熟料,高温熟料进入余热回收单元,反应废气进入悬浮脱硫炉;高温熟料由余热回收单元降温,熟料降温后排入熟料储仓,预热空气进入悬浮脱硫炉;含尘废气进入净化单元完成脱硫净化和除尘,固体粉尘返回干燥预热单元,净化废气经排放单元排入大气。



CN 111621639 A

1. 一种高硫铝土矿干法脱硫装置,其特征在于:包括给料单元、干燥预热单元、悬浮脱硫炉、脱硫反应器、余热回收单元、燃烧系统、净化单元及排放单元;所述给料单元的进料端用于输入高硫铝土矿粉,给料单元的出料端通过第一溜槽与干燥预热单元的进料端相连通,干燥预热单元的废气排放端通过含尘废气排放管与净化单元的废气进入端相连通,净化单元的返灰端通过返灰料管与干燥预热单元的进料端相连通,净化单元的废气排放端通过净化废气排放管与排放单元的废气进入端相连通,排放单元的废气排放端用于输出废气;所述干燥预热单元的出料端通过第一排料管与悬浮脱硫炉的进料端相连通,悬浮脱硫炉的热废气排放端通过热废气排放管与干燥预热单元的干燥预热气体进入端相连通,悬浮脱硫炉的出料端通过第二排料管与脱硫反应器的进料端相连通,脱硫反应器的反应废气排放端通过反应废气排放管与悬浮脱硫炉的反应废气进入端相连通,脱硫反应器的出料端通过第二溜槽与余热回收单元的进料端相连通,余热回收单元的热空气排放端通过热空气排放管与悬浮脱硫炉的热烟气进入端相连通,余热回收单元的出料端用于输出熟料,余热回收单元的冷空气进入端用于输入冷空气;所述燃烧系统的高温烟气排放端分三路输出,第一路直接与悬浮脱硫炉的热烟气进入端相连通,第二路通过第一高温烟气排放管与干燥预热单元的干燥预热气体进入端相连通,第三路通过第二高温烟气排放管与余热回收单元的热烟气进入端相连通;所述燃烧系统的燃气进入端用于输入燃气。

2. 根据权利要求1所述的一种高硫铝土矿干法脱硫装置,其特征在于:所述给料单元包括缓冲仓和计量称,缓冲仓的进料口作为给料单元的进料端,缓冲仓的出料口设置有节料阀,缓冲仓的出料口通过计量称外接给料溜槽,给料溜槽的出料口作为给料单元的出料端。

3. 根据权利要求1所述的一种高硫铝土矿干法脱硫装置,其特征在于:所述干燥预热单元包括干燥器和预热器,干燥器与预热器之间通过管道相连通;所述预热器采用单级结构或多级结构,且多级预热器之间通过管道相连通;所述干燥器的进料口作为干燥预热单元的进料端;当预热器采用单级结构时,单级预热器的出料口作为干燥预热单元的出料端;当预热器采用多级结构时,末级预热器的出料口作为干燥预热单元的出料端。

4. 根据权利要求1所述的一种高硫铝土矿干法脱硫装置,其特征在于:所述悬浮脱硫炉包括悬浮反应器和旋风分离器,悬浮反应器的主体结构为圆柱形,悬浮反应器的底部设为圆锥形;所述悬浮反应器的进料口作为悬浮脱硫炉的进料端,悬浮反应器的顶部出料口与旋风分离器的进料口相连通,旋风分离器的出料口作为悬浮脱硫炉的出料端。

5. 根据权利要求1所述的一种高硫铝土矿干法脱硫装置,其特征在于:所述脱硫反应器包括流化床、流化风站和罗茨风机,流化床的进料口作为脱硫反应器的进料端,流化床的出料口作为脱硫反应器的出料端;所述流化床与流化风站之间、流化风站与罗茨风机之间均通过管道相连通;所述流化床采用多室流化床,且流化床各室内设独立风室,风室上布设风器;采用空气作为流化风,由所述流化风站和罗茨风机提供流化风。

6. 根据权利要求1所述的一种高硫铝土矿干法脱硫装置,其特征在于:所述余热回收单元包括旋风冷却器和流化床冷却器,旋风冷却器与流化床冷却器之间通过管道相连通;所述旋风冷却器采用单级结构或多级结构,且多级旋风冷却器之间通过管道相连通;当旋风冷却器采用单级结构时,旋风冷却器的进料口作为余热回收单元的进料端;当旋风冷却器采用多级结构时,第一级旋风冷却器的进料口作为余热回收单元的进料端;所述流化床冷却器的出料口作为余热回收单元的出料端。

7. 根据权利要求1所述的一种高硫铝土矿干法脱硫装置,其特征在于:所述燃烧系统包括主燃烧站、辅助燃烧站、启动燃烧站和干燥燃烧站,主燃烧站、辅助燃烧站和启动燃烧站采用的燃料为固体燃料、液体燃料或气体燃料。

8. 根据权利要求1所述的一种高硫铝土矿干法脱硫装置,其特征在于:所述净化单元包括气体脱硫装置、除尘器、溜槽、离心风机、气力输送设备和罗茨风机,气体脱硫装置、除尘器、溜槽、离心风机、气力输送设备和罗茨风机之间均通过管道相连通;所述溜槽内的流化风由离心风机提供;所述气力输送设备内的输送风由罗茨风机提供;所述除尘器采用布袋除尘器、金属滤袋除尘器、电除尘器或电袋除尘器;所述气力输送设备采用气力提升泵、仓式泵或垂直螺旋给料泵。

9. 根据权利要求1所述的一种高硫铝土矿干法脱硫装置,其特征在于:所述排放单元包括引风机、风门和烟囱,引风机的排风口通过风门与烟囱相连通,烟囱的排烟口与大气相连通。

10. 一种高硫铝土矿干法脱硫方法,采用了权利要求1所述的高硫铝土矿干法脱硫装置,其特征在于包括如下步骤:

步骤一:干燥预热

将高硫铝土矿粉送入给料单元的缓冲仓中,经计量称的称重后进入干燥预热单元内,此时的矿粉会与来自悬浮脱硫炉中旋风分离器排放的热废气进行热交换,矿粉被逐级预热至 $280^{\circ}\text{C}\sim 400^{\circ}\text{C}$ 并形成预热物料,同时热废气被降温至 $150^{\circ}\text{C}\sim 200^{\circ}\text{C}$ 并形成含尘废气,预热物料直接进入悬浮脱硫炉中,而含尘废气直接进入净化单元中;

步骤二:一次脱硫

当预热物料进入悬浮脱硫炉的悬浮反应器后,预热物料会被来自燃烧系统中主燃烧站产生的高温烟气进一步加热至 $400^{\circ}\text{C}\sim 800^{\circ}\text{C}$ 形成高温物料,此时悬浮反应器中高温烟气的氧含量为 $3\%\sim 8\%$,并且高温物料需要在悬浮脱硫炉停留 $4\text{s}\sim 20\text{s}$,以使脱硫反应率达到 $40\%\sim 50\%$,而完成一次脱硫后的高温物料直接进入悬浮脱硫炉的旋风分离器中进行气、固分离,并可获得固体物料和热废气,固体物料直接进入脱硫反应器中,而热废气直接排入干燥预热单元内参与矿粉预热干燥;

步骤三:二次脱硫

当固体物料进入脱硫反应器的流化床后,固体物料中未反应的黄铁矿矿物会与流化风中的氧气进一步发生脱硫反应,反应时间为 $5\text{min}\sim 30\text{min}$,直到固体物料中的黄铁矿成份全部完成脱硫反应,进而获得高温熟料和反应废气,高温熟料直接进入余热回收单元,反应废气直接进入悬浮脱硫炉中循环利用;

步骤四:余热回收

当高温熟料进入余热回收单元的旋风冷却器中,高温熟料会与来自外界的冷空气进行热交换,高温熟料会被逐级冷却至 100°C 以下并形成降温熟料,同时冷空气被逐级加热至 $320^{\circ}\text{C}\sim 500^{\circ}\text{C}$ 形成预热空气,降温后的熟料排入熟料储仓进行存储,预热空气直接进入悬浮脱硫炉中用于燃烧系统的燃料助燃;

步骤五:废气净化

当含尘废气进入净化单元后,依次完成脱硫净化和除尘,形成的固体粉尘直接返回干燥预热单元中实现回收,形成的净化废气经排放单元排入大气,而回收的 SO_2 储存后用于制酸。

一种高硫铝土矿干法脱硫装置及方法

技术领域

[0001] 本发明属于冶金技术领域,特别是涉及一种高硫铝土矿干法脱硫装置及方法。

背景技术

[0002] 在轻有色冶金行业,习惯将全硫含量大于0.6%的铝土矿称为高硫铝土矿,我国现已探明的铝土矿储量约为23亿吨,其中高硫铝土矿约占7.8%,核算成储量约为1.8亿吨。在这些已探明的高硫铝土矿中,硫又主要以黄铁矿(FeS_2)的形式存在,而溶出时主要以 S^{2-} 、 SO_3^{2-} 、 SO_4^{2-} 等形式存在,而硫的存在则会影响氧化铝的溶出工艺或烧结工艺,生产流程中的硫会与碱结合形成硫酸钠并结晶析出,而析出的硫酸钠结晶将使种分分解率下降以及使AH产能降低,并且硫化物及硫代硫酸盐还会加剧设备的腐蚀,并引起溶液中可溶性铁的浓度增高,最终造成氢氧化铝质量的不合格。另外,由于黄铁矿(FeS_2)和硫铁矿易吸附 $\text{Al}(\text{OH})_4^-$ 、 Na^+ 离子和水,则会导致赤泥性能变得更差。因此,如何解决用于氧化铝生产的高硫铝土矿的脱硫问题,成为缓解氧化铝生产矿石资源紧张局面、降低矿石对外依存度的当务之急。

[0003] 目前,高硫铝土矿的脱硫多侧重于有湿法脱硫,并采用反浮选工艺,通过添加捕收剂浮选含硫矿物。但是,湿法脱硫普遍存在工艺复杂、氧化铝回收率低、尾矿难于处理、硫含量台时产量小、脱硫成本高的缺点。

[0004] 为此,申请号为201310330194.7的中国专利,公开了一种高硫铝土矿悬浮态预热焙烧脱硫-快速冷却工艺,虽然该工艺能够满足高硫铝土矿的脱硫要求,但该工艺却存在工艺过程复杂、占地面积大、热损失大、能耗高、难以实现大型化、焙烧温度相对高等缺点,同时焙烧熟料还存在欠烧的情况,而且其对高硫铝土矿成份变化的适应性较差。

发明内容

[0005] 针对现有技术存在的问题,本发明提供一种高硫铝土矿干法脱硫装置及方法,具有工艺过程简单、占地面积小、热损失小、能耗低、易于实现大型化、焙烧温度相对低等特点,且焙烧熟料的质量更高。本发明实现了热量的梯级合理利用,燃料直接在悬浮燃烧炉内燃烧,减少了路径、脱硫反应器的设置,提升了矿粉脱硫反应时间和反应温度,因此更加节能,折合每吨熟料能够使能耗降低8.1%~10.2%。本发明对高硫铝土矿成份变化的适应性更强,能够处理全硫含量为0.6%~6%的高硫铝土矿。

[0006] 为了实现上述目的,本发明采用如下技术方案:一种高硫铝土矿干法脱硫装置,包括给料单元、干燥预热单元、悬浮脱硫炉、脱硫反应器、余热回收单元、燃烧系统、净化单元及排放单元;所述给料单元的进料端用于输入高硫铝土矿粉,给料单元的出料端通过第一溜槽与干燥预热单元的进料端相连通,干燥预热单元的废气排放端通过含尘废气排放管与净化单元的废气进入端相连通,净化单元的返灰端通过返灰料管与干燥预热单元的进料端相连通,净化单元的废气排放端通过净化废气排放管与排放单元的废气进入端相连通,排放单元的废气排放端用于输出废气;所述干燥预热单元的出料端通过第一排料管与悬浮脱硫炉的进料端相连通,悬浮脱硫炉的热废气排放端通过热废气排放管与干燥预热单元的干

干燥预热气体进入端相连通,悬浮脱硫炉的出料端通过第二排料管与脱硫反应器的进料端相连通,脱硫反应器的反应废气排放端通过反应废气排放管与悬浮脱硫炉的反应废气进入端相连通,脱硫反应器的出料端通过第二溜槽与余热回收单元的进料端相连通,余热回收单元的热空气排放端通过热空气排放管与悬浮脱硫炉的热烟气进入端相连通,余热回收单元的出料端用于输出熟料,余热回收单元的冷空气进入端用于输入冷空气;所述燃烧系统的高温烟气排放端分三路输出,第一路直接与悬浮脱硫炉的热烟气进入端相连通,第二路通过第一高温烟气排放管与干燥预热单元的干燥预热气体进入端相连通,第三路通过第二高温烟气排放管与余热回收单元的热烟气进入端相连通;所述燃烧系统的燃气进入端用于输入燃气。

[0007] 所述给料单元包括缓冲仓和计量称,缓冲仓的进料口作为给料单元的进料端,缓冲仓的出料口设置有节料阀,缓冲仓的出料口通过计量称外接给料溜槽,给料溜槽的出料口作为给料单元的出料端。

[0008] 所述干燥预热单元包括干燥器和预热器,干燥器与预热器之间通过管道相连通;所述预热器采用单级结构或多级结构,且多级预热器之间通过管道相连通;所述干燥器的进料口作为干燥预热单元的进料端;当预热器采用单级结构时,单级预热器的出料口作为干燥预热单元的出料端;当预热器采用多级结构时,末级预热器的出料口作为干燥预热单元的出料端。

[0009] 所述悬浮脱硫炉包括悬浮反应器和旋风分离器,悬浮反应器的主体结构为圆柱形,悬浮反应器的底部设为圆锥形;所述悬浮反应器的进料口作为悬浮脱硫炉的进料端,悬浮反应器的顶部出料口与旋风分离器的进料口相连通,旋风分离器的出料口作为悬浮脱硫炉的出料端。

[0010] 所述脱硫反应器包括流化床、流化风站和罗茨风机,流化床的进料口作为脱硫反应器的进料端,流化床的出料口作为脱硫反应器的出料端;所述流化床与流化风站之间、流化风站与罗茨风机之间均通过管道相连通;所述流化床采用多室流化床,且流化床各室内设独立风室,风室上布设风器;采用空气作为流化风,由所述流化风站和罗茨风机提供流化风。

[0011] 所述余热回收单元包括旋风冷却器和流化床冷却器,旋风冷却器与流化床冷却器之间通过管道相连通;所述旋风冷却器采用单级结构或多级结构,且多级旋风冷却器之间通过管道相连通;当旋风冷却器采用单级结构时,旋风冷却器的进料口作为余热回收单元的进料端;当旋风冷却器采用多级结构时,第一级旋风冷却器的进料口作为余热回收单元的进料端;所述流化床冷却器的出料口作为余热回收单元的出料端。

[0012] 所述燃烧系统包括主燃烧站、辅助燃烧站、启动燃烧站和干燥燃烧站,主燃烧站、辅助燃烧站和启动燃烧站采用的燃料为固体燃料、液体燃料或气体燃料。

[0013] 所述净化单元包括气体脱硫装置、除尘器、溜槽、离心风机、气力输送设备和罗茨风机,气体脱硫装置、除尘器、溜槽、离心风机、气力输送设备和罗茨风机之间均通过管道相连通;所述溜槽内的流化风由离心风机提供;所述气力输送设备内的输送风由罗茨风机提供;所述除尘器采用布袋除尘器、金属滤袋除尘器、电除尘器或电袋除尘器;所述气力输送设备采用气力提升泵、仓式泵或垂直螺旋给料泵。

[0014] 所述排放单元包括引风机、风门和烟囱,引风机的排风口通过风门与烟囱相连通,

烟囱的排烟口与大气相连通。

[0015] 一种高硫铝土矿干法脱硫方法,采用了所述的高硫铝土矿干法脱硫装置,包括如下步骤:

[0016] 步骤一:干燥预热

[0017] 将高硫铝土矿粉送入给料单元的缓冲仓中,经计量称的称重后进入干燥预热单元内,此时的矿粉会与来自悬浮脱硫炉中旋风分离器排放的热废气进行热交换,矿粉被逐级预热至 $280^{\circ}\text{C}\sim 400^{\circ}\text{C}$ 并形成预热物料,同时热废气被降温至 $150^{\circ}\text{C}\sim 200^{\circ}\text{C}$ 并形成含尘废气,预热物料直接进入悬浮脱硫炉中,而含尘废气直接进入净化单元中;

[0018] 步骤二:一次脱硫

[0019] 当预热物料进入悬浮脱硫炉的悬浮反应器后,预热物料会被来自燃烧系统中主燃烧站产生的高温烟气进一步加热至 $400^{\circ}\text{C}\sim 800^{\circ}\text{C}$ 形成高温物料,此时悬浮反应器中高温烟气的氧含量为 $3\%\sim 8\%$,并且高温物料需要在悬浮脱硫炉停留 $4\text{s}\sim 20\text{s}$,以使脱硫反应率达到 $40\%\sim 50\%$,而完成一次脱硫后的高温物料直接进入悬浮脱硫炉的旋风分离器中进行气、固分离,并可获得固体物料和热废气,固体物料直接进入脱硫反应器中,而热废气直接排入干燥预热单元内参与矿粉预热干燥;

[0020] 步骤三:二次脱硫

[0021] 当固体物料进入脱硫反应器的流化床后,固体物料中未反应的黄铁矿矿物会与流化风中的氧气进一步发生脱硫反应,反应时间为 $5\text{min}\sim 30\text{min}$,直到固体物料中的黄铁矿成份全部完成脱硫反应,进而获得高温熟料和反应废气,高温熟料直接进入余热回收单元,反应废气直接进入悬浮脱硫炉中循环利用;

[0022] 步骤四:余热回收

[0023] 当高温熟料进入余热回收单元的旋风冷却器中,高温熟料会与来自外界的冷空气进行热交换,高温熟料会被逐级冷却至 100°C 以下并形成降温熟料,同时冷空气被逐级加热至 $320^{\circ}\text{C}\sim 500^{\circ}\text{C}$ 形成预热空气,降温后的熟料排入熟料储仓进行存储,预热空气直接进入悬浮脱硫炉中用于燃烧系统的燃料助燃;

[0024] 步骤五:废气净化

[0025] 当含尘废气进入净化单元后,依次完成脱硫净化和除尘,形成的固体粉尘直接返回干燥预热单元中实现回收,形成的净化废气经排放单元排入大气,而回收的 SO_2 储存后用于制酸。

[0026] 本发明的有益效果:

[0027] 本发明的高硫铝土矿干法脱硫装置及方法,具有工艺过程简单、占地面积小、热损失小、能耗低、易于实现大型化、焙烧温度相对低等特点,且焙烧熟料的质量更高。本发明实现了热量的梯级合理利用,燃料直接在悬浮燃烧炉内燃烧,减少了路径、脱硫反应器的设置,提升了矿粉脱硫反应时间和反应温度,因此更加节能,折合每吨熟料能够使能耗降低 $8.1\%\sim 10.2\%$ 。本发明对高硫铝土矿成份变化的适应性更强,能够处理全硫含量为 $0.6\%\sim 6\%$ 的高硫铝土矿。

附图说明

[0028] 图1为本发明的一种高硫铝土矿干法脱硫装置的结构原理图;

[0029] 图中,1—给料单元,2—干燥预热单元,3—悬浮脱硫炉,4—脱硫反应器,5—余热回收单元,6—燃烧系统,7—净化单元,8—排放单元,9—第一溜槽,10—含尘废气排放管,11—返灰料管,12—净化废气排放管,13—第一排料管,14—热废气排放管,15—第二排料管,16—反应废气排放管,17—第二溜槽,18—热空气排放管,19—第一高温烟气排放管,20—第二高温烟气排放管,A—高硫铝土矿粉,B—废气,C—熟料,D—冷空气,E—燃气。

具体实施方式

[0030] 下面结合附图和具体实施例对本发明做进一步的详细说明。

[0031] 如图1所示,一种高硫铝土矿干法脱硫装置,包括给料单元1、干燥预热单元2、悬浮脱硫炉3、脱硫反应器4、余热回收单元5、燃烧系统6、净化单元7及排放单元8;所述给料单元1的进料端用于输入高硫铝土矿粉A,给料单元1的出料端通过第一溜槽9与干燥预热单元2的进料端相连通,干燥预热单元2的废气排放端通过含尘废气排放管10与净化单元7的废气进入端相连通,净化单元7的返灰端通过返灰料管11与干燥预热单元2的进料端相连通,净化单元7的废气排放端通过净化废气排放管12与排放单元8的废气进入端相连通,排放单元8的废气排放端用于输出废气B;所述干燥预热单元2的出料端通过第一排料管13与悬浮脱硫炉3的进料端相连通,悬浮脱硫炉3的热废气排放端通过热废气排放管14与干燥预热单元2的干燥预热气体进入端相连通,悬浮脱硫炉3的出料端通过第二排料管15与脱硫反应器4的进料端相连通,脱硫反应器4的反应废气排放端通过反应废气排放管16与悬浮脱硫炉3的反应废气进入端相连通,脱硫反应器4的出料端通过第二溜槽17与余热回收单元5的进料端相连通,余热回收单元5的热空气排放端通过热空气排放管18与悬浮脱硫炉3的热烟气进入端相连通,余热回收单元5的出料端用于输出熟料C,余热回收单元5的冷空气进入端用于输入冷空气D;所述燃烧系统6的高温烟气排放端分三路输出,第一路直接与悬浮脱硫炉3的热烟气进入端相连通,第二路通过第一高温烟气排放管19与干燥预热单元2的干燥预热气体进入端相连通,第三路通过第二高温烟气排放管20与余热回收单元5的热烟气进入端相连通;所述燃烧系统6的燃气进入端用于输入燃气E。

[0032] 所述给料单元1包括缓冲仓和计量称,缓冲仓的进料口作为给料单元1的进料端,缓冲仓的出料口设置有节料阀,缓冲仓的出料口通过计量称外接给料溜槽,给料溜槽的出料口作为给料单元1的出料端。具体的,所述计量称可采用电子定量给料机、计量螺旋输送机、冲板流量计或转子秤,所述节料阀可采用棒阀或插板阀;当高硫铝土矿粉A的含水率 $\leq 2\%$ 时,计量称优选转子秤;当高硫铝土矿粉A的含水率 $> 2\%$ 时,计量称优选电子定量给料机。

[0033] 所述干燥预热单元2包括干燥器和预热器,干燥器与预热器之间通过管道相连通;所述预热器采用单级结构或多级结构,且多级预热器之间通过管道相连通;所述干燥器的进料口作为干燥预热单元2的进料端;当预热器采用单级结构时,单级预热器的出料口作为干燥预热单元2的出料端;当预热器采用多级结构时,末级预热器的出料口作为干燥预热单元2的出料端。具体的,干燥器可采用文丘里干燥器或烘干打散机,预热器可设为单级、二级或三级结构;当高硫铝土矿粉A的含水率 $\leq 8\%$ 时,干燥器优选文丘里干燥器;当高硫铝土矿粉A的含水率 $> 8\%$ 时,干燥器优选烘干打散机。

[0034] 所述悬浮脱硫炉3包括悬浮反应器和旋风分离器,悬浮反应器的主体结构为圆柱

形,悬浮反应器的底部设为圆锥形;所述悬浮反应器的进料口作为悬浮脱硫炉3的进料端,悬浮反应器的顶部出料口与旋风分离器的进料口相连通,旋风分离器的出料口作为悬浮脱硫炉3的出料端。

[0035] 所述脱硫反应器4包括流化床、流化风站和罗茨风机,流化床的进料口作为脱硫反应器4的进料端,流化床的出料口作为脱硫反应器4的出料端;所述流化床与流化风站之间、流化风站与罗茨风机之间均通过管道相连通;所述流化床采用多室流化床,且流化床各室内设独立风室,风室上布设风器;采用空气作为流化风,由所述流化风站和罗茨风机提供流化风。

[0036] 所述余热回收单元5包括旋风冷却器和流化床冷却器,旋风冷却器与流化床冷却器之间通过管道相连通;所述旋风冷却器采用单级结构或多级结构,且多级旋风冷却器之间通过管道相连通;当旋风冷却器采用单级结构时,旋风冷却器的进料口作为余热回收单元5的进料端;当旋风冷却器采用多级结构时,第一级旋风冷却器的进料口作为余热回收单元5的进料端;所述流化床冷却器的出料口作为余热回收单元5的出料端。具体的,可根据冷却终温度的要求选择不配置流化床冷却器,当旋风冷却器采用单级结构时,旋风冷却器的出料口作为余热回收单元5的出料端,当旋风冷却器采用多级结构时,末级旋风冷却器的出料口作为余热回收单元5的出料端;旋风冷却器可设为单级、二级或三级结构。

[0037] 所述燃烧系统6包括主燃烧站、辅助燃烧站、启动燃烧站和干燥燃烧站,主燃烧站、辅助燃烧站和启动燃烧站采用的燃料为固体燃料、液体燃料或气体燃料。具体的,干燥燃烧站可视物料附着水情况确定是否配置。其中,主燃烧站用于提供脱硫装置生产时所需的热量,辅助燃烧站用于保证脱硫装置的安全点火和运行,启动燃烧站用于新砌筑含炉内衬设备的炉衬进行烘炉,干燥燃烧站用于补充干燥矿粉滤饼附着水不足的热量。

[0038] 所述净化单元7包括气体脱硫装置、除尘器、溜槽、离心风机、气力输送设备和罗茨风机,气体脱硫装置、除尘器、溜槽、离心风机、气力输送设备和罗茨风机之间均通过管道相连通;所述溜槽内的流化风由离心风机提供;所述气力输送设备内的输送风由罗茨风机提供;所述除尘器采用布袋除尘器、金属滤袋除尘器、电除尘器或电袋除尘器;所述气力输送设备采用气力提升泵、仓式泵或垂直螺旋给料泵。具体的,优选金属滤袋除尘器,气力输送设备优选气力提升泵。

[0039] 所述排放单元8包括引风机、风门和烟囱,引风机的排风口通过风门与烟囱相连通,烟囱的排烟口与大气相连通。

[0040] 本实施例中,给料单元1的设备规格为:缓冲仓的直径为 $\phi 3800\text{mm}$,缓冲仓的容积为 85m^3 ,计量称采用转子秤,转子秤的测量能力为 $30\sim 300\text{t/h}$ 。干燥预热单元2的设备规格为:干燥器采用文丘里干燥器,文丘里干燥器的尺寸规格为 $\phi 2470\text{mm}/\phi 3380\text{mm}$,预热器采用二级结构,第一级预热器的尺寸规格为 $\phi 4290\text{mm}\times\phi 9960\text{mm}$,第二级预热器的尺寸规格为 $\phi 5330\text{mm}\times\phi 11200\text{mm}$ 。悬浮脱硫炉3的设备规格为:悬浮反应器的尺寸规格为 $\phi 6400\text{mm}\times 19200\text{mm}$,旋风分离器的尺寸规格为 $\phi 6400\text{mm}\times 13800\text{mm}$ 。脱硫反应器4的设备规格为:流化床的尺寸规格为 $2500\text{mm}\times 6700\text{mm}\times 3600\text{mm}$,罗茨风机的送风能力为 $117\text{m}^3/\text{min}$,送风压力为 39.4kPa 。余热回收单元5的设备规格为:旋风冷却器采用二级结构,第一级旋风冷却器的尺寸规格为 $\phi 6500\text{mm}\times 14500\text{mm}$,第二级旋风冷却器的尺寸规格为 $\phi 5600\text{mm}\times 12600\text{mm}$,流化床冷却器的尺寸规格为 $2400\text{mm}\times 2800\text{mm}\times 10300\text{mm}$ 。燃烧系统6的设备规格为:主燃烧站

的燃料采用煤气,煤气流量为 $60000\text{m}^3/\text{h}$,煤气热值为 $1450\text{kcal}/\text{m}^3$ 。净化单元7的设备规格为:除尘器采用布袋除尘器,布袋除尘器的烟气处理量为 $350000\text{m}^3/\text{h}$ 。排放单元8的设备规格为:引风机的引风量为 $420000\text{m}^3/\text{h}$,引风压力为 -9000pa 。脱硫装置的高硫铝土矿粉A的日处理能力为 $3100\text{t}/\text{d}\sim 6820\text{t}/\text{d}$ 。当高硫铝土矿粉A的铝硅比为6.4,全硫含量为2% (其中 SO_4^{2-} 占0.08%,其余为黄铁矿中硫),含水率 $\leq 15\%$,粒径分布为: $100\% < 0.3\text{mm}$, $50\% \sim 75\% \leq 0.074\text{mm}$,矿粉脱硫后熟料的全硫含量为0.2%。当高硫铝土矿粉A的铝硅比为5.1,全硫含量为3.2% (其中 SO_4^{2-} 占0.07%,其余为黄铁矿中硫),含水率 $\leq 8\%$,粒径分布为: $100\% < 0.3\text{mm}$, $50\% \sim 75\% \leq 0.074\text{mm}$,矿粉脱硫后熟料的全硫含量0.32%。

[0041] 一种高硫铝土矿干法脱硫方法,采用了所述的高硫铝土矿干法脱硫装置,包括如下步骤:

[0042] 步骤一:干燥预热

[0043] 将高硫铝土矿粉A送入给料单元1的缓冲仓中,经计量称的称重后进入干燥预热单元2内,此时的矿粉会与来自悬浮脱硫炉3中旋风分离器排放的热废气进行热交换,矿粉被逐级预热至 $280^\circ\text{C}\sim 400^\circ\text{C}$ 并形成预热物料,同时热废气被降温至 $150^\circ\text{C}\sim 200^\circ\text{C}$ 并形成含尘废气,预热物料直接进入悬浮脱硫炉3中,而含尘废气直接进入净化单元7中;

[0044] 步骤二:一次脱硫

[0045] 当预热物料进入悬浮脱硫炉3的悬浮反应器后,预热物料会被来自燃烧系统6中主燃烧站产生的高温烟气进一步加热至 $400^\circ\text{C}\sim 800^\circ\text{C}$ 形成高温物料,此时悬浮反应器中高温烟气的氧含量为 $3\%\sim 8\%$,并且高温物料需要在悬浮脱硫炉3停留 $4\text{s}\sim 20\text{s}$,以使脱硫反应率达到 $40\%\sim 50\%$,而完成一次脱硫后的高温物料直接进入悬浮脱硫炉3的旋风分离器中进行气、固分离,并可获得固体物料和热废气,固体物料直接进入脱硫反应器4中,而热废气直接排入干燥预热单元2内参与矿粉预热干燥;

[0046] 步骤三:二次脱硫

[0047] 当固体物料进入脱硫反应器4的流化床后,固体物料中未反应的黄铁矿矿物会与流化风中的氧气进一步发生脱硫反应,反应时间为 $5\text{min}\sim 30\text{min}$,直到固体物料中的黄铁矿成份全部完成脱硫反应,进而获得高温熟料和反应废气,高温熟料直接进入余热回收单元5,反应废气直接进入悬浮脱硫炉3中循环利用;

[0048] 步骤四:余热回收

[0049] 当高温熟料进入余热回收单元5的旋风冷却器中,高温熟料会与来自外界的冷空气进行热交换,高温熟料会被逐级冷却至 100°C 以下并形成降温熟料,同时冷空气被逐级加热至 $320^\circ\text{C}\sim 500^\circ\text{C}$ 形成预热空气,降温后的熟料排入熟料储仓进行存储,预热空气直接进入悬浮脱硫炉3中用于燃烧系统6的燃料助燃;

[0050] 步骤五:废气净化

[0051] 当含尘废气进入净化单元7后,依次完成脱硫净化和除尘,形成的固体粉尘直接返回干燥预热单元2中实现回收,形成的净化废气经排放单元8排入大气,而回收的 SO_2 储存后用于制酸。

[0052] 实施例中的方案并非用以限制本发明的专利保护范围,凡未脱离本发明所为的等效实施或变更,均包含于本案的专利范围中。

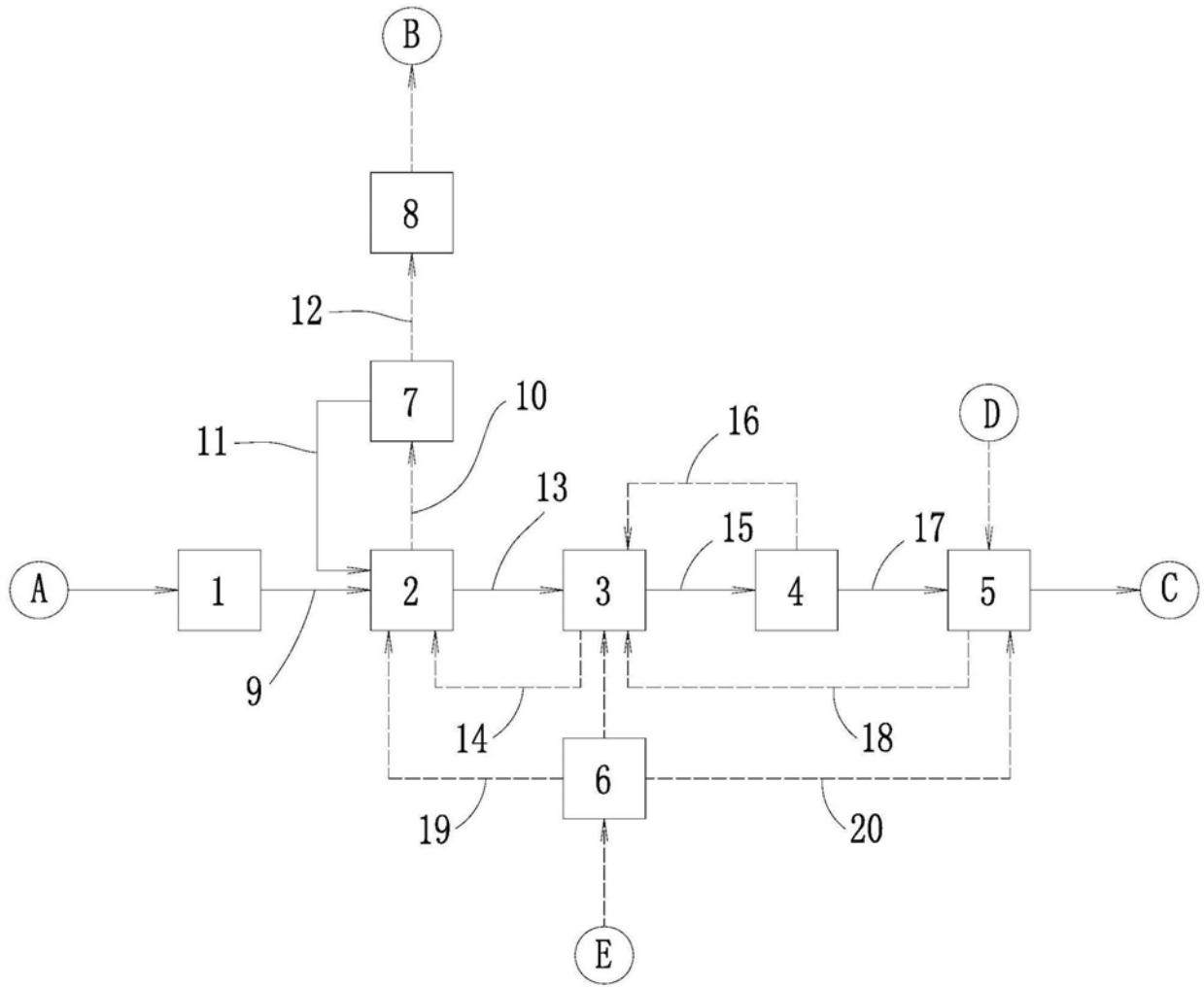


图1