



(12) 实用新型专利

(10) 授权公告号 CN 201501791 U

(45) 授权公告日 2010.06.09

(21) 申请号 200920194649.6

(22) 申请日 2009.09.11

(73) 专利权人 陈祥明

地址 524031 广东省湛江市赤坎区寸金三横
路 10-3

(72) 发明人 陈祥明 申屠华德

(74) 专利代理机构 广州市南锋专利事务所有限
公司 44228

代理人 潘献民

(51) Int. Cl.

C01B 17/74(2006.01)

F22G 1/00(2006.01)

F22G 7/00(2006.01)

F22D 1/36(2006.01)

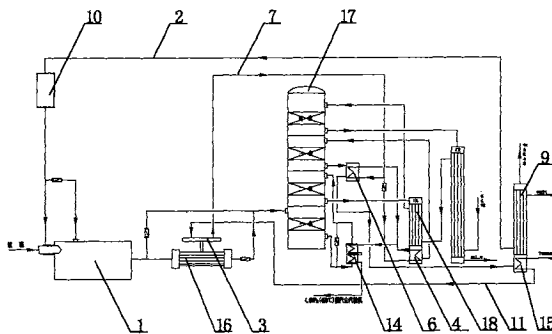
权利要求书 1 页 说明书 3 页 附图 1 页

(54) 实用新型名称

工业制酸废热回收系统

(57) 摘要

本实用新型公开了一种工业制酸废热回收系统,它包括有空气输入通道、给水通道、蒸汽外排通道、锅炉上的气包、反应炉、转化器和干吸高温吸收系统,空气通过空气输入通道进入反应炉,给水通道、蒸汽外排通道与锅炉上的气包相连通,其特征在于:所述蒸汽外排通道上依次设有能将蒸汽变成中压蒸汽的以转化器三段出口的SO₃气体为热源的低温过热器、以转化器二段出口的SO₃气体为热源的低温过热器、以转化器一段出口所排出的SO₃气体为热源的高温过热器;所述反应炉为硫磺制酸的焚硫炉或冶炼烟气制酸的冶炼炉。由于利用净化、转化和干吸低中温的废热来进行给水和入炉空气的预热,极大地提高了废热回收率及利用率,从而降低了成本,节省了能源。



1. 一种工业制酸废热回收系统,包括有空气输入通道(2)、给水通道(11)、蒸汽外排通道(7)、锅炉(16)上的气包(3)、反应炉(1)、转化器(17)和干吸高温吸收系统(8),空气通过空气输入通道(2)进入反应炉(1),给水通道(11)、蒸汽外排通道(7)与锅炉(16)上的气包(3)相连通,其特征在于:所述蒸汽外排通道(7)上依次设有能将蒸汽变成中压蒸汽的以转化器(17)三段出口的 SO_3 气体为热源的低温过热器(6)、以转化器(17)二段出口的 SO_3 气体为热源的低温过热器(4)、以转化器(17)一段出口所排出的 SO_3 气体为热源的高温过热器(14)。

2. 根据权利要求1所述的工业制酸废热回收系统,其特征在于:所述给水通道(11)上设有低温预热器(12)和高温预热器(13),低温预热器(12)和高温预热器(13)串接在干吸高温吸收系统(8)中。

3. 根据权利要求1所述的工业制酸废热回收系统,其特征在于:所述空气输入通道(2)上依次设有以转化后的 $150 \sim 160^\circ\text{C}$ 三氧化硫气体为热源介质的换热器(9)、以电除尘出口或旋风出口的炉气为热源介质的换热器(10)。

4. 根据权利要求1所述的工业制酸废热回收系统,其特征在于:所述给水通道(11)上还设有省煤器(15),所述省煤器(15)以低温过热器(6)排出的 SO_3 气体为热源介质。

5. 根据权利要求1所述的工业制酸废热回收系统,其特征在于:所述反应炉(1)为硫磺制酸的焚硫炉或冶炼烟气制酸的冶炼炉。

工业制酸废热回收系统

技术领域

[0001] 本实用新型涉及一种硫酸工业的废热回收、利用系统,尤其是指硫磺制酸或冶炼制酸的废热回收系统。

背景技术

[0002] 现代硫酸厂,特别是硫磺制酸,不仅作为生产硫酸的工厂,且看成是一个能原工厂。它是利用焚硫炉 $S+O_2 \rightarrow SO_2$ 的反应热,在焚硫炉后设置废热锅炉来产 4.0 ~ 6.0Mpa 的中压蒸汽;利用转化过程的废热,将蒸汽加热到 450℃ 的过热蒸汽,即在四段出口加低温过热器,在一段出口加高温过热器,使锅炉出来的饱和蒸汽,加热为 450℃ 的过热蒸汽;同时利用转化低温废热来预热锅炉给水,即在低温过热器出口和 III 换 SO_3 出口设省煤器,将锅炉给水从 104℃ 加热到 230 ~ 250℃,以提高蒸汽产量。这样做一般而言可产 0.40Mpa、450℃ 蒸汽,1.15t/t(酸)。

[0003] 近年来美国 MOSK 在干吸系统提出 HRS 技术,将吸收酸温提高到 200℃ 以上,酸浓 99% 以上,来产 0.6 ~ 1.0Mpa 的蒸汽,可产蒸汽为 0.45 ~ 0.50t/t(酸)饱和蒸汽。使废热利用技术得到很大提高。该技术已国产化,可产蒸汽 0.45t/t(酸)0.60 ~ 1.0Mpa 饱和蒸汽。其中 0.2t/t 酸低压蒸汽用于熔硫和焚硫炉出口锅炉的除氧器,实际获得 0.25 ~ 0.3/t(酸)低压蒸汽。上述硫磺制酸废热利用方案设二个锅炉来回收制酸过程的废热,即在焚硫炉出口设置中压锅炉,在干吸设置低压锅炉;在转化设置过热器和省煤器。这种方法虽然从热力学第一定律而言,废热利用率已较高了。但从热力学第二定律来看,即从可用能利用角度看是有缺陷的,因为干吸产的是低压蒸汽,其发电热效率不足 20%;同样的热量如产中压蒸汽,发电热效率可达 30% 以上。第二要设置二台锅炉,不仅增加了投资,给生产管理也增加了负担;第三,因为干吸锅炉管子是采用特种不锈钢,不锈钢怕氯离子,对水质要求氯离子 < 0.5PPM,这给水处理增加了成本。

[0004] 冶炼烟气制酸现在随着冶炼技术水平的提高,特别是富氧冶炼技术的应用,不仅提高了二氧化硫的浓度,使制酸水平提高到一个新的水平,普通采用二转二吸制酸技术;且在冶炼出口也加设废热锅炉来产蒸汽,蒸汽量因各种金属冶炼技术差异,没有一个统一的标准。但到目前为止冶炼烟气转化和干吸部分的废热基本上未得到利用,其利用方法与硫铁矿制酸相似的。

实用新型内容

[0005] 为了克服上述之不足,本实用新型目的在于提供一种利用净化、转化和干吸低中温的废热来进行给水、入炉空气的预热和加热蒸汽,从而提高废热回收率及利用率的工业制酸废热回收系统。

[0006] 为了实现上述目的,本实用新型采用的技术方案是:工业制酸废热回收系统,包括有空气输入通道、给水通道、蒸汽外排通道、锅炉上的气包、反应炉、转化器和干吸高温吸收系统,空气通过空气输入通道进入反应炉,给水通道、蒸汽外排通道与锅炉上的气包相连

通,其特征在於:所述蒸汽外排通道上依次设有能将蒸汽变成中压蒸汽的以转化器三段出口的 SO_3 气体为热源的低温过热器、以转化器二段出口的 SO_3 气体为热源的低温过热器、以转化器一段出口所排出的 SO_3 气体为热源的高温过热器。

[0007] 所述给水通道上设有低温预热器和高温预热器,低温预热器和高温预热器串接在干吸高温吸收系统中。

[0008] 所述空气输入通道上依次设有以转化后的 $150 \sim 160^\circ\text{C}$ 三氧化硫气体为热源介质的换热器、以电除尘出口或旋风出口的炉气为热源介质的换热器。

[0009] 所述给水通道上还设有省煤器,所述省煤器以低温过热器排出的 SO_3 气体为热源介质。

[0010] 所述反应炉为硫磺制酸的焚硫炉或冶炼烟气制酸的冶炼炉。

[0011] 本实用新型的有益效果:由于在空气输入通道上依次设有以转化后的 $150 \sim 160^\circ\text{C}$ 三氧化硫气体为热源介质的换热器、以电除尘出口或旋风出口的炉气为热源介质的换热器,使中低温的废热得到了有效回收和充分利用,从而降低了成本,节省了能源;由于在给水通道上依次设有低温预热器和高温预热器,且靠干吸回收热量装置提供废热,同时在两个低温过热器和一个高温过热器的作用下,将转化器一段、二段、三段出口部分热量传给蒸汽,最终可生成 4.0Mpa , 450°C 的中压蒸汽,且整个热回收系统自身不用消耗蒸汽,因此所产蒸汽可全部用来发电,或背压式发电后低压蒸汽全部输给用户使用,故极大地提高了废热回收率及利用率。

附图说明

[0012] 下面结合附图对本实用新型作进一步的详细说明。

[0013] 图 1 为本实用新型的空气输入管道和蒸汽通道废热回收的连接图;

[0014] 图 2 为本实用新型的给水通道废热回收的连接图。

[0015] 图中:1、反应炉;2、空气输入通道;3、汽包;4、以转化器二段出口的 SO_3 气体为热源的低温过热器;5、软水泵;6、以转化器三段出口的 SO_3 气体为热源的低温过热器;7、蒸汽外排通道;8、干吸收热量系统;9、空气预热器;10、以炉气为热源的预热器;11、给水通道;12、低温预热器;13、高温预热器;14、以转化器一段出口所排出的 SO_3 气体为热源的高温过热器;15、省煤器;16、锅炉;17、转化器。

具体实施方式

[0016] 如图 1、2 所示,现以硫磺制酸为例对本实用新型加以说明,硫磺制酸废热回收系统,包括有空气输入通道 2、给水通道 11、蒸汽外排通道 7、锅炉 16 上的汽包 3、反应炉 1、转化器 17、和软水泵 5、干吸高温吸收系统 8,空气通过空气输入通道 2 进入反应炉 1,反应炉 1 为焚硫炉;软水泵 5 将水通过给水通道 11 输送给锅炉 16,锅炉 16 上的汽包 3 中的蒸汽通过蒸汽外排通道 7 并加热后形成中压蒸汽排出加以利用,所述蒸汽外排通道 7 上依次设有能将蒸汽变成的以转化器 17 三段出口的 SO_3 气体为热源的低温过热器 6、以转化器 17 二段出口的 SO_3 气体为热源的低温过热器 4、以转化器 17 一段出口所排出的 SO_3 气体为热源的高温过热器 14。所述给水通道 11 上设有低温预热器 12、高温预热器 13 和省煤器 (15),低温预热器 12 和高温预热器 13 串接在干吸高温吸收系统 8 中,省煤器 (15) 以低温过热器 (6)

排出的 SO_3 气体为热源介质。

[0017] 工作原理

[0018] 本发明就是要充分利用低中温的废热来增加蒸汽产量。通过以下途径来增加蒸汽产量。

[0019] 1、在干吸设 YHRS 吸收系统,将高温吸收的废热用来预热焚硫炉出口锅炉给水,分二段预热,第一段利用高温吸收系统外排 190°C 左右的硫酸将给水从 40°C 预热到 104°C ;第二段利用循环酸将给水泵过来的 104°C 水预热到 205°C 左右,到转化利用省煤器将水预热到 240°C 。显然水在预热过程氯离子浓度没有变,不像锅炉,进水氯离子是 0.5PPM ,而炉水要高一、二个数量级,因氯离子在锅炉中是要浓缩的,靠排污排出氯离子来达到氯离子的平衡。因此,对预热给水而言氯离子要求可比 HRS 系统低一、二个数量级,即可到 $5 \sim 50\text{PPM}$ 。

[0020] 2、对转化系统要进行适当改造,把原来转化流程从 III II 流程改为 IV II 流程,并且二段出口还要利用部分热量来加热蒸汽,仅可能将 IV 换出口 SO_3 温度降低,增加废热回收量;在一段出口设置高温过热器;在三段出口设置低温过热器,省煤器和空气预热器,使 80_3 气体降到 $150 \sim 160^\circ\text{C}$ 进高温吸收塔;焚硫炉操作温度,由于空气进行了预热,温度从 1000°C 提高到 1100°C 左右。

[0021] 按这样的流程,废热量为:(以 25t/h 即 200kt/a 硫酸产量计算)。

[0022] 焚硫炉出口锅炉:(包括转化空气预热量) $5.91 \times 10^7\text{kJ/h}$,其热量在 240°C 进水时可产 32.89t/h , 4.0Mpa 的饱和蒸汽。

[0023] 转化一段高温过热器: $1.36 \times 10^7\text{kJ/h}$

[0024] 转化 II 换出口低温过热器: $1.85 \times 10^6\text{kJ/h}$

[0025] 转化三段出口低温过热器: $1.13 \times 10^7\text{kJ/h}$

[0026] 三项合计: $2.67 \times 10^7\text{kJ/h}$

[0027] 其中 32.89t/h 蒸汽从 250°C 饱和蒸汽加热到 450°C 过热蒸汽需要热量 $1.57 \times 10^7\text{kJ/h}$

[0028] 剩余热量: $1.10 \times 10^7\text{kJ/h}$

[0029] 剩余热量可以通过 240°C 喷水减温的方法来产 4.0Mpa 450°C 蒸汽,喷水量为 4.84t/h ,即增加蒸汽产量 4.8t/h ,合计产汽量为 37.73t/h 。

[0030] 干吸高温吸收部分进一步说明:

[0031] 干吸高温吸收部分可产 $0.60 \sim 1.00\text{Mpa}$ 蒸汽 $0.45 \sim 0.5\text{t/t}$ (酸),按这样推算高温吸收部分回收热量(设水温 40°C)为 $1.17 \times 10^6 \sim 1.30 \times 10^6\text{kJ/t}$ (酸)。对 25t/h 酸系统而言,回收热量应为: $2.93 \times 10^7 \sim 3.25 \times 10^7\text{kJ/h}$ 。

[0032] 用高温吸收部分外排出 192°C 的硫酸,将 $38\text{m}^3/\text{h}$ 的软水从 40°C 预热到 104°C ,进除氧器,利用热量为: $1.02 \times 10^7\text{kJ/h}$ 。再利用高温吸收循环酸将从锅炉给水泵过来的水从 104°C 预热到 205°C ,进转化省煤器,利用热量为: $1.61 \times 10^7\text{kJ/h}$,合计利用热量: $2.63 \times 10^7\text{kJ/h}$,尚有 $3.00 \times 10^6 \sim 6.20 \times 10^6\text{kJ/h}$ 热量未用完,相当 0.60Mpa 饱和蒸汽 $1.10 \sim 2.20\text{t/h}$ 蒸汽的热量。这说明整个硫磺制酸过程低温位热量来预热给水尚有少量富余,这部分热量不能变为中压过热蒸汽,可以通过热水循环方式去熔硫。 190°C 热水过去 160°C 热水回来,利用了这部分热量。

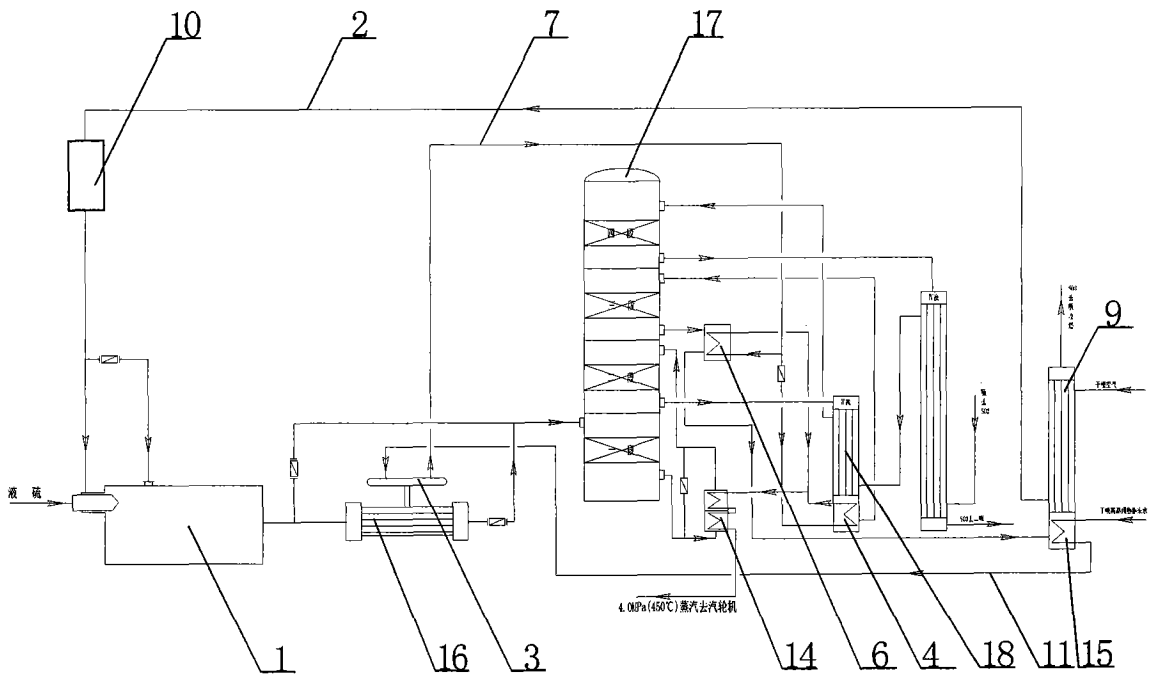


图 1

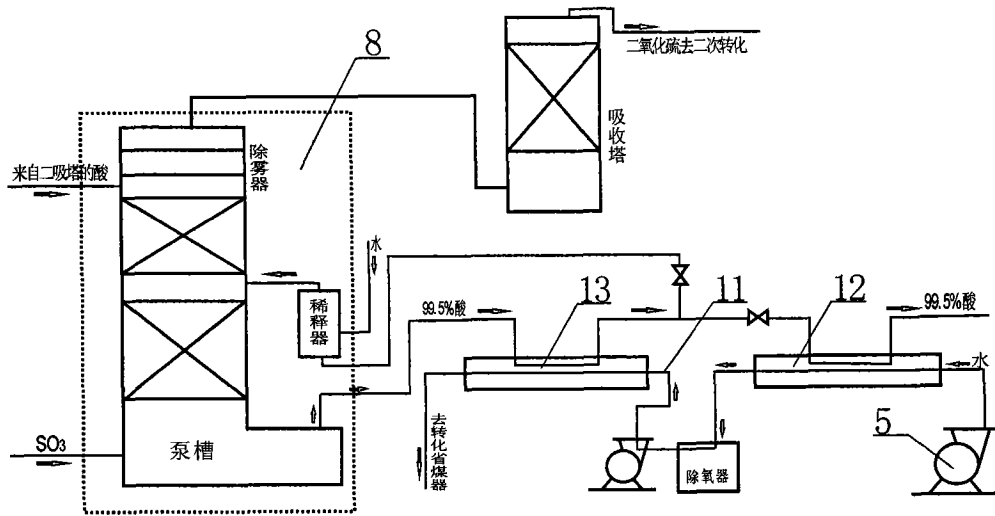


图 2