

1. 一种回收二吸工艺低位热量的硫磺制酸系统,其特征在于,包括焚硫炉、转化器、一吸塔和二吸塔,所述焚硫炉、所述转化器、所述一吸塔和所述二吸塔之间通过气体管道实现烟气流通,所述二吸塔包括塔体、设置在塔体上部的分酸器、设置在分酸器下方的填料以及设置在塔体底部的酸循环槽,所述分酸器的喷淋密度为 $2.0\sim 3.5\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$;所述填料为 $\phi 20\sim 50\text{mm}$ 陶瓷填料;

所述二吸塔的酸循环槽出口端通过液体管道连接第一预热器和第二预热器,所述二吸塔的酸循环槽的出口硫酸一部分输入所述第一预热器,另一部分输入所述第二预热器;所述第一预热器设置在所述焚硫炉的进气口处,用于加热进入所述焚硫炉的空气;所述第二预热器设置在所述一吸塔的烟气出口处,用于加热所述一吸塔的出口烟气。

2. 根据权利要求1所述的一种回收二吸工艺低位热量的硫磺制酸系统,其特征在于,所述第一预热器和所述第二预热器的出口端通过液体管道连接脱盐水预热器,经过所述第一预热器和所述第二预热器冷却的硫酸进入所述脱盐水预热器,所述脱盐水预热器的出口端连接所述二吸塔的分酸器,经所述脱盐水预热器进一步冷却的硫酸流回所述二吸塔的分酸器。

3. 根据权利要求1所述的一种回收二吸工艺低位热量的硫磺制酸系统,其特征在于,包括风机以及与所述风机连接的干燥塔,所述干燥塔与所述焚硫炉的进气口连接;所述第一预热器设置在所述焚硫炉的进气口与所述干燥塔之间。

4. 根据权利要求1所述的一种回收二吸工艺低位热量的硫磺制酸系统,其特征在于,所述转化器包括转化器一层、转化器二层、转化器三层和转化器四层,所述转化器一层至所述转化器三层依次连通,所述转化器一层烟气进口连接所述焚硫炉烟气出口,所述转化器三层烟气出口连接所述一吸塔的烟气进口;所述一吸塔烟气出口连接所述转化器四层烟气进口;所述转化器四层烟气出口连接所述二吸塔烟气进口。

5. 根据权利要求4所述的一种回收二吸工艺低位热量的硫磺制酸系统,其特征在于,所述焚硫炉烟气出口和所述转化器一层烟气进口之间依次设置有第一锅炉和气体过滤器;所述转化器一层烟气出口与所述转化器二层烟气进口之间设置高温过热器;所述转化器二层烟气出口与所述转化器三层烟气进口之间设置第一换热器;所述转化器三层烟气出口与所述一吸塔烟气进口之间设置第二锅炉;所述一吸塔烟气出口与所述转化器四层烟气进口之间依次连接所述第二预热器、第二换热器和所述第一换热器;所述转化器四层烟气出口依次经由所述第二换热器、省煤器连接所述二吸塔烟气进口。

6. 根据权利要求1所述的一种回收二吸工艺低位热量的硫磺制酸系统,其特征在于,所述焚硫炉还包括硫磺进料口,所述二吸塔的烟气出口连接尾气处理装置,所述尾气处理装置连接烟囱。

7. 根据权利要求1所述的一种回收二吸工艺低位热量的硫磺制酸系统,其特征在于,所述分酸器的喷淋密度为 $2.5\sim 3.0\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$;所述填料为 $\phi 25\sim 50\text{mm}$ 的陶瓷填料。

8. 根据权利要求1所述的一种回收二吸工艺低位热量的硫磺制酸系统,其特征在于,所述分酸器的喷淋密度为 $2.5\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$;所述填料为 $\phi 25\text{mm}$ 的陶瓷填料。

9. 根据权利要求1所述的一种回收二吸工艺低位热量的硫磺制酸系统,其特征在于,所述填料为矩鞍环陶瓷填料、异鞍环陶瓷填料、拉西环陶瓷填料或十字环陶瓷填料。

10. 根据权利要求1所述的一种回收二吸工艺低位热量的硫磺制酸系统,其特征在于,

所述二吸塔的塔体内表面设置耐腐蚀不锈钢材料。

一种回收二吸工艺低位热量的硫磺制酸系统

技术领域

[0001] 本发明涉及硫酸制备工艺的低位热回收技术领域，具体涉及一种回收二吸工艺低位热量的硫磺制酸系统。

背景技术

[0002] 硫酸是重要的基础化工原料，是化学工业中最重要的产品，用途广泛。目前工业上常用的制取硫酸的方法包括硫铁矿制酸法、硫磺制酸法和冶炼烟气制酸法等。常用工业制酸工艺通常采用“两转两吸”生产工艺，即将硫铁矿煅烧、硫磺焚烧产生的 SO_2 或来自冶炼烟气的 SO_2 通过转化器第一次转化为 SO_3 ，一次转化生成的 SO_3 再通过一吸塔被吸收，未被完全转化的 SO_2 再次经过转化器进行第二次转化，二次转化后的烟气经过二吸塔被二次吸收。采用“两转两吸”工艺，实现 SO_2 充分转化与吸收。

[0003] 具体地，硫磺制酸工艺以固体硫磺为原料制备硫酸，通常采用快速熔硫、液硫过滤、机械雾化焚硫技术，通过“两转两吸”生产工艺，并采用中压锅炉和省煤器回收焚硫和转化工序的废热，产生中压过热蒸汽。硫磺制酸的原理为，将澄清的熔融硫送入焚硫炉与空气雾化后于炉内焚化，产生高温 SO_2 炉气，然后 SO_2 进入转化器，通过转化器内的催化剂触媒催化转化为 SO_3 ，生成的 SO_3 再通过吸收塔被吸收。当前硫磺制酸工艺中的“两吸”工艺为设置两个吸收塔进行 SO_3 两次吸收，包括一吸塔和二吸塔：一吸塔通常为HRS吸收塔，HRS吸收塔为两级吸收塔，实现约99.4%的 SO_3 吸收；二吸塔为普通干吸塔。

[0004] 硫铁矿制酸工艺以硫铁矿为原料，在沸腾炉内通入空气燃烧产生 SO_2 气体，含有 SO_2 的烟气经余热锅炉回收热量后，依次通过旋风除尘和电除尘进行干法除尘。随后，炉气再通过洗涤、冷却、除雾等一系列的净化操作进入干燥塔。干燥后的炉气用主鼓风机送入“两转两吸”制酸系统，制取硫酸。硫铁矿制酸工艺所用的“两转两吸”系统与硫磺制酸系统的类似。

[0005] 冶炼烟气制酸工艺，主要利用有色金属铜、铅、镍、钴等硫化矿在熔炼过程中产生含 SO_2 的烟气进行制酸，除了制酸工艺中 SO_2 来源不同，其他工艺流程与硫铁矿制酸工艺相同。

[0006] 现有“两转两吸”制酸工艺的二吸塔，通常采用约 60°C 的98%硫酸吸收 SO_3 ，二吸塔烟气进口温度为 160°C 、 SO_3 含量约为0.6-0.63%，二吸塔吸收 SO_3 时产生反应热，二吸塔出塔酸温约在 70°C 左右。因现有二吸塔出塔酸温较低，无法被制酸工艺系统所利用，目前二吸塔出塔酸的热量全部经由凉水塔排入空气中，造成了二吸工艺过程中部分热量的浪费。

发明内容

[0007] 为了解决上述存在的技术问题，本发明旨在提供一种能够回收二吸工艺低位热量的硫磺制酸系统。

[0008] 为了实现上述目的，本发明提供的方案如下：一种回收二吸工艺低位热量的硫磺制酸系统，包括焚硫炉、转化器、一吸塔和二吸塔，所述焚硫炉、所述转化器、所述一吸塔和

所述二吸塔之间通过气体管道实现烟气流通,所述二吸塔包括塔体、设置在塔体上部的分酸器、设置在分酸器下方的填料以及设置在塔体底部的酸循环槽,所述分酸器的喷淋密度为 $2.0\sim 3.5\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$;所述填料为 $\phi 20\sim 50\text{mm}$ 陶瓷填料;所述二吸塔的酸循环槽出口端通过液体管道连接第一预热器和第二预热器,所述二吸塔的酸循环槽的出口硫酸一部分输入所述第一预热器,另一部分输入所述第二预热器;所述第一预热器设置在所述焚硫炉的进气口处,用于加热进入所述焚硫炉的空气;所述第二预热器设置在所述一吸塔的烟气出口处,用于加热所述一吸塔的出口烟气。

[0009] 进一步,所述第一预热器和所述第二预热器的出口端通过液体管道连接脱盐水预热器,经过所述第一预热器和所述第二预热器冷却的硫酸进入所述脱盐水预热器,所述脱盐水预热器的出口端连接所述二吸塔的分酸器,经所述脱盐水预热器进一步冷却的硫酸流回所述二吸塔的分酸器。

[0010] 进一步,包括风机以及与所述风机连接的干燥塔,所述干燥塔与所述焚硫炉的进气口连接;所述第一预热器设置在所述焚硫炉的进气口与所述干燥塔之间。

[0011] 进一步,所述转化器包括转化器一层、转化器二层、转化器三层和转化器四层,所述转化器一层至所述转化器三层依次连通,所述转化器一层烟气进口连接所述焚硫炉烟气出口,所述转化器三层烟气出口连接所述一吸塔的烟气进口;所述一吸塔烟气出口连接所述转化器四层烟气进口;所述转化器四层烟气出口连接所述二吸塔烟气进口。

[0012] 进一步,所述焚硫炉烟气出口和所述转化器一层烟气进口之间依次设置有第一锅炉和气体过滤器;所述转化器一层烟气出口与所述转化器二层烟气进口之间设置高温过热器;所述转化器二层烟气出口与所述转化器三层烟气进口之间设置第一换热器;所述转化器三层烟气出口与所述一吸塔烟气进口之间设置第二锅炉;所述一吸塔烟气出口与所述转化器四层烟气进口之间依次连接所述第二预热器、第二换热器和所述第一换热器;所述转化器四层烟气出口依次经由所述第二换热器、省煤器连接所述二吸塔烟气进口。

[0013] 进一步,所述焚硫炉还包括硫磺进料口,所述二吸塔的烟气出口连接尾气处理装置,所述尾气处理装置连接烟囱。

[0014] 进一步,所述分酸器的喷淋密度为 $2.5\sim 3.0\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$;所述填料为 $\phi 25\sim 50\text{mm}$ 的陶瓷填料。

[0015] 进一步,所述分酸器的喷淋密度为 $2.5\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$;所述填料为 $\phi 25\text{mm}$ 的陶瓷填料。

[0016] 进一步,所述填料为矩鞍环陶瓷填料、异鞍环陶瓷填料、拉西环陶瓷填料或十字环陶瓷填料。

[0017] 进一步,所述二吸塔的塔体内表面设置耐腐蚀不锈钢材料。

[0018] 综上所述,由于采用了上述技术方案,本发明的有益效果为:

[0019] 本发明提供的硫磺制酸系统,能够实现二吸塔出塔酸温的热量回收,通过提高二吸工艺出塔酸的温度,使得现有浪费的出塔酸热量能够被利用。发明人通过巧妙设计二吸塔的上酸量,并重新选择填料规格大小,在保证二吸工艺 SO_3 吸收率的情况下,提高二吸工艺出塔酸温,从而实现出塔酸热量能够被利用。此外,通过设置第一预热器和第二预热器,二吸工艺出塔酸的热量被用于预热进入焚硫炉的空气和预热一吸塔出口烟气,实现出塔酸热量循环至硫磺制酸工艺系统中,实现二吸塔出塔酸温的热量回收利用。另外,通过在第一预热器与第二预热器的出口端连接脱盐水预热器,进一步实现二吸工艺出塔酸的部分

能量回收。硫酸经由第一预热器、第二预热器以及脱盐水预热器冷却至合适温度,再循环至二吸塔内,实现硫酸的循环利用。本发明提供的硫磺制酸系统,结构改进巧妙且简单,设置合理,节省经济成本,实现巨大的经济效益。

[0020] 本发明的附加方面和优点将在下面的描述中部分给出,部分将从下面的描述中变得明显,或通过本发明的实践了解到。

附图说明

[0021] 图1示出本发明二吸工艺流程图。

[0022] 图2示出本发明硫磺制酸的工艺流程图。

[0023] 图3示出本发明烟气制酸的工艺流程图。

具体实施方式

[0024] 下面结合实施例对本发明作进一步说明,但并不因此而限制本发明。下述实施例中涉及的操作方法与装置,如无特别说明,均为常规方法与装置。

[0025] 本发明提供一种能够实现低位热量回收的二吸塔,二吸塔用于二次吸收硫酸制备工艺过程中的三氧化硫,所述二吸塔包括塔体、设置在塔体上部的分酸器、设置在分酸器下方的填料以及设置在塔体底部的酸循环槽,所述二吸塔分酸器的喷淋密度设置为 $2.0\sim 3.5\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$;所述二吸塔填料设置为 $\phi 20\sim 50\text{mm}$ 的陶瓷填料。

[0026] 现有二吸塔吸收剂98%硫酸的喷淋密度一般设计为 $15\sim 25\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$,填料的型号为75mm的矩鞍形陶瓷填料;本发明提供的二吸塔,大大降低了现有二吸塔吸收剂98%硫酸的喷淋密度,并且配合减小填料的规格,在保证二吸塔内 SO_3 吸收效率前提下,提高了二吸塔出塔酸的温度。经过本发明的设置,二吸塔出塔酸温约为 $130\sim 160^\circ\text{C}$ 。出塔酸温的提高,保证了二吸塔吸收热能够被制酸系统回收利用。经过试验,分酸器的喷淋密度最小需要设置在 $2.0\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$,低于该喷淋密度,无法保证 SO_3 吸收效率;喷淋密度最大设置为 $3.5\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$,大于该喷淋密度,则二吸塔出塔酸温将低于 120°C ,无法满足出塔酸温被有效回收利用。二吸塔内填料规格大小的设置同样影响整个系统的运行效率,填料规格设置过大,则硫酸通过的孔隙过大,在喷淋密度较小的情况下,无法保证 SO_3 与硫酸充分接触;而填料规格设置过小,则气流通过填料的阻力将升高,增加风机运行动力需求。因此,配合本发明的制酸系统,设置二吸塔分酸器的喷淋密度为 $2.0\sim 3.5\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$,二吸塔内填料规格选择为 $\phi 25\sim 50\text{mm}$ 。

[0027] 优选地,所述分酸器的喷淋密度为 $2.5\sim 3.0\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$;所述填料为 $\phi 25\sim 50\text{mm}$ 的陶瓷填料。更优选地,所述分酸器的喷淋密度为 $2.5\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$;所述填料为 $\phi 25\text{mm}$ 的陶瓷填料。

[0028] 本发明采用的填料可为矩鞍环陶瓷填料、异鞍环陶瓷填料、拉西环陶瓷填料或十字环陶瓷填料,或者其他合适的耐腐蚀陶瓷填料。

[0029] 在本发明的一个优选实施例中,所述二吸塔的酸循环槽出口端连接第一预热器和第二预热器。所述二吸塔的酸循环槽的出口硫酸一部分输入第一预热器,另一部分输入第二预热器。预热器设置在制酸系统的合理位置处,实现二吸塔出塔酸部分热量的回收和利用。

[0030] 在本发明的一个优选实施例中,所述第一预热器和所述第二预热器的出口端连接

脱盐水预热器,经过第一预热器和第二预热器冷却的硫酸(硫酸被冷却至约93℃)进入脱盐水预热器,经脱盐水预热器进一步冷却的硫酸流入二吸塔,循环利用。脱盐水预热器实现二吸塔出塔酸另一部分热量的回收和利用,并且实现降温后的硫酸循环至二吸塔进行利用。

[0031] 在本发明的一个优选实施例中,所述二吸塔的塔体内表面设置耐腐蚀不锈钢材料。二吸塔内酸温的上升会提高对二吸塔塔体内壁的腐蚀性,可设置耐腐蚀不锈钢材料,例如通过镀层或其他方式进行设置。

[0032] 在本发明的具体实施方式中,所述制酸系统为硫磺制酸系统、硫铁矿制酸系统或烟气制酸系统。其他生产硫酸的系统,如果采用“两转两吸”工艺,均可采用本发明所设计的二吸工艺。

[0033] 本发明所用到的换热器,具有升温换热部件和降温换热部件,烟气通过换热器的不同位置实现降温或升温。

[0034] 图1示出本发明能够回收低位热量的二吸工艺流程图。在本发明中,二吸塔出塔酸温提高,从而能够被制酸系统利用。如图1所示,二吸塔包括塔体1、分酸器2、填料3和酸循环槽4。酸循环槽4分别与第一预热器和第二预热器连通,二吸塔的出塔酸部分流入第一预热器,另一部分流入第二预热器。本发明还在制酸系统中设置脱盐水预热器,第一预热器与第二预热器与所述脱盐水预热器连通,经第一预热器与第二预热器一次冷却的硫酸流入脱盐水预热器,经脱盐水预热器再次冷却的硫酸循环至二吸塔的分酸器,以实现硫酸循环利用。

[0035] 图2示出本发明提供的能够回收二吸工艺低位热量的硫磺制酸工艺流程图,如图2所示,硫磺制酸系统包括依次连接的风机、干燥塔、焚硫炉、转化器、吸收塔和尾气处理系统,系统各设备之间通过气体管道101实现烟气的流通。转化器包括转化器一层、转化器二层、转化器三层和转化器四层,吸收塔包括一吸塔(即,图2所示HRS塔)和二吸塔。转化器一层和焚硫炉之间依次设置第一锅炉和气体过滤器,转化器一层的出口与转化器二层的进口之间连接高温过热器,高温过热器用于转化器一层出口烟气的降温;转化器二层的出口连接第一换热器(即,图2所示热热换热器)的第一进口(即,热热换热器的降温管道进口,用于转化器二层出口烟气的降温);第一换热器具有两个出口和两个进口,第一换热器的第一出口(降温管道出口)和第二出口(升温管道出口)分别与转化器三层的进口和转化器四层的进口连接,第一换热器的第二进口(升温管道进口)与第二换热器(即,图2所示冷热换热器)连通;转化器三层出口连接第二废热锅炉,第二废热锅炉出口与HRS塔进口连接,HRS塔出口与第二换热器的第一进口连接,第二换热器的第一出口与第一换热器的第二进口连接,第一换热器第二出口连接转化器四层;转化器四层出口连接第二换热器的第二进口,第二换热器的第二出口连接省煤器,省煤器连接二吸塔,将烟气送入二吸塔,从二吸塔出口烟气通入尾气处理系统。焚硫炉还包括硫磺进料口,所述尾气脱硫塔出口与烟囱相连。

[0036] 当图1所示二吸工艺用于硫磺制酸工艺系统中,第一预热器为烟气预热器,第二预热器为空气预热器。烟气预热器设置在HRS塔出口与第二换热器进口之间,用于预热HRS塔出口烟气;空气预热器设置在焚硫炉进口处,用于预热进入焚硫炉的空气。

[0037] 在本发明硫磺制酸工艺的一个实施例中,二吸塔出塔酸(150℃,119m³/h,99%)分为两部分,一部分通过硫酸管道102进入烟气预热器来预热HRS塔出口烟气,HRS塔出口烟气温度为78℃,经烟气预热器将HRS塔出口烟气加热到138℃;另一部分出塔酸通过液体管道102进入空气预热器来预热进焚硫炉空气,干燥塔干燥的空气温度约为70℃,干燥后的空气

通过空气预热器预热,将空气加热到130℃,加热后的空气通过气体管道101进入焚硫炉。二吸塔出塔酸经烟气预热器和空气预热器被冷却到93℃,然后进入脱盐水预热器,脱盐水将硫酸再次冷却到60℃,冷却后硫酸进入二吸塔,实现硫酸热量回收以及硫酸的循环利用。如图2所示,脱盐水箱30℃的脱盐水通过液体管道102进入脱盐水预热器被加热到80℃,然后进入除氧器。焚硫炉烟气温度由1050℃上升到1110℃,现有焚硫炉操作温度要求小于1150℃,因此焚硫炉不需做特殊设计。塔后风机流程焚硫炉出口温度在1130℃,未见氮氧化物增加。焚硫炉烟气出口温度升高,第一废热锅炉产生更多蒸汽。在本实施例中,测得二吸塔的SO₃吸收率为99.99%,出口酸雾0.000029%。

[0038] 能够回收二吸工艺热量的硫磺制酸系统具体运行过程为:首先启动硫磺制酸系统,空气经由风机加压后输入干燥塔干燥,干燥后的空气进入焚硫炉,与焚硫炉内硫磺充分接触燃烧,生成SO₂。焚硫炉出口烟气经过第一废热锅炉降温,再经过气体过滤器过滤后,进入转化器。转化器一层至转化器三层实施SO₂到SO₃的一次转化。转化器三层出口烟气经过第二废热锅炉降温后,进入HRS塔进行SO₃第一次吸收。HRS塔出口烟气经过烟气预热器预热,再依次经由冷热换热器、热热换热器升温后,进入转化器四层进行二次转化。转化器四层出口烟气依次经由第二换热器、省煤器降温后,进入二吸塔进行SO₃第二次吸收。本发明在二吸塔的酸循环槽处连接空气预热器和烟气预热器,空气预热器设置在干燥塔出口和焚硫炉进口之间,预热进入焚硫炉的空气;烟气预热器设置在HRS塔烟气出口处,用于预热HRS塔出口烟气。本发明还设置与空气预热器和烟气预热器连接的脱盐水预热器,二吸塔的硫酸经由空气预热器和烟气预热器冷却后,进入脱盐水预热器再次冷却,然后硫酸循环流入二吸塔。

[0039] 在本发明硫磺制酸工艺的一个实施例中,直接用废旧HRS塔替代二吸塔,HRS塔一级不上酸,HRS塔二级上酸,HRS塔的二级上酸量为原二吸塔上酸量的十分之一,具体喷淋密度为2.5m³/m²·h,HRS塔二级选用的填料为25mm矩鞍形陶瓷填料。硫磺制酸系统运行后,检测到二吸塔出塔酸酸温为145℃(120m³/h,99%),出塔酸温提高,可被系统利用。经分析,现有的二吸塔烟气进口温度为160℃、SO₃含量约为0.63%,这与HRS塔二级(烟气进口温度200℃,SO₃含量约为0.6%)相接近,这样二吸塔就可以采用与HRS塔二级相同的设备、相同上酸量,使得改进的二吸塔(HRS塔二级)出塔酸温大于130℃,可被回收利用。

[0040] 本发明提供的回收二吸工艺热量的硫磺制酸系统,以80万吨/年硫酸风机气量来计算,生产时间8000h/年,SO₂转化率最小为99.9%,SO₃吸收率最小为99.95%,风机气量:800000/8000*1000/98*22.4/10.5%/99.9%/99.95%=218014Nm³/h,二吸塔进口气量:218014*0.85=185312Nm³/h,二吸塔进口烟气温度160℃,出口烟气温度65℃。二吸塔气体带入的热量为:q₁=40.96*10⁶kJ/h,二吸塔气体带出的热量为:q₂=15.30*10⁶kJ/h;二吸塔内反应热为:q₃=9.01*10⁶kJ/h;二吸工艺能够被回收的热量为q₁-q₂+q₃=34.67*10⁶kJ/h。二吸塔散热损失按5%来计算,二吸工艺能够被回收的热量,可多产生1.0MPa蒸汽:34.67*10⁶/663.6/4.19*0.95=11.85吨/h,1.0MPa蒸汽按100元/吨计,生产时间8000h/年,则可产生效益:11.85*8000*100=948万元/年。由此可知,本发明提供的回收二吸工艺热量的硫磺制酸系统,简单可行,能够实现能量利用和回收,实现巨大的经济效益。

[0041] 图3为本发明提供的能够回收二吸工艺低位热量的烟气制酸工艺流程图。本发明

示出的烟气制酸工艺,包括硫铁矿制酸工艺和冶炼烟气制酸工艺,硫铁矿制酸工艺和冶炼烟气制酸工艺除了含SO₂烟气的来源不同,其他工艺流程相同。如图3所示,所述烟气制酸工艺包括通过依次连接的主风机、转化器、换热器、一吸塔和二吸塔,系统各设备之间通过气体管道201实现烟气的流通。具体地,转化器包括五层转化床,换热器包括第一至第五换热器。硫铁矿焙烧产生的烟气或冶炼烟气通过主风机依次流过第五换热器、第四换热器、第一换热器升温之后,进入转化器一层;转化器一层的出口烟气流过第一换热器降温之后,进入转化器二层;转化器二层出口烟气流过第二换热器,经降温,进入转化器三层;转化器三层出口烟气流入第三换热器,再流过第二省煤器,经降温,进入一吸塔;一吸塔出口烟气经过第三换热器、第二换热器,升温之后,进入转化器四层进行二次转化;转化器四层出口烟气,流经第四换热器,降温之后,进入转化器五层;转化器五层出口烟气,流入第五换热器,再经由第一省煤器,经降温进入二吸塔进行二次吸收。

[0042] 当图1所示二吸工艺用于烟气制酸工艺系统中,第一预热器和第二预热器均设置为烟气预热器。第一烟气预热器设置在主风机出口与第五换热器进口之间,用于预热主风机出口的硫铁矿焙烧产生的烟气(或冶炼烟气);第二烟气预热器设置在一吸塔出口与第三换热器进口之间,用于预热一吸塔出口烟气。

[0043] 在本发明烟气制酸工艺的一个实施例中,二吸塔出塔酸(150℃,59m³/h,99%)分为两部分,一部分经由液体管道202进入第二烟气预热器来预热一吸塔出口烟气(78℃),将一吸塔出口烟气加热到138℃;另一部分经由液体管道202进入第一烟气预热器,预热进第五换热器的冷二氧化硫烟气(70℃),将二氧化硫烟气加热到130℃;经过第一和第二预热器,硫酸冷却到93℃,然后进入脱盐水预热器,用脱盐水将硫酸冷却到60℃,进入二吸塔。30℃的脱盐水经由液体管道202进入脱盐水预热器加热到50℃,进入除氧器。

[0044] 能够回收二吸工艺热量的烟气制酸系统具体运行过程为:首先启动烟气制酸系统,硫铁矿焙烧产生的烟气或冶炼烟气通过主风机输入,此时含SO₂烟气的温度约为70℃,烟气进入第一烟气预热器被加热至约130℃;预加热后的烟气,依次流过第五换热器、第四换热器、第一换热器升温之后(约400℃),进入转化器一层进行转化;转化器一层的出口烟气流过第一换热器降温之后,进入转化器二层;转化器二层出口烟气流过第二换热器,经降温,进入转化器三层。转化器一层至三层进行SO₂到SO₃的一次转化。一次转化之后的烟气进入一吸塔,进行的SO₃一次吸收。具体,转化器三层出口烟气流入第三换热器,再流过第二省煤器,进入一吸塔进行一次吸收;一吸塔出口烟气(75~78℃)进入第二烟气预热器,预加热至135~138℃,依次流入第三换热器、第二换热器再次升温,经两个换热器升温之后,烟气进入转化器四层;转化器四层出口烟气,流经第四换热器,降温后,进入转化器五层。转化器四层至五层进行SO₂的二次转化,二次转化的烟气进入二吸塔,烟气中SO₃被二次吸收。具体,转化器五层出口烟气,流入第五换热器降温,再经由第一省煤器,进入二吸塔进行二次吸收。二吸塔出口的尾气进入尾气脱硫塔。

[0045] 在本发明烟气制酸系统的一个实施例中,直接用废旧低温热回收塔(一吸塔)替代二吸塔,低温热回收塔包括两级,其中一级不上酸,低温热回收塔二级上酸,低温热回收塔的二级上酸量为原二吸塔上酸量的十分之一,具体喷淋密度为3.0m³/m²·h,低温热回收塔二级选用的填料为25mm异鞍环陶瓷填料。烟气制酸系统运行后,检测到二吸塔出塔酸酸温为155℃(50m³/h,99%),出塔酸温提高,可被系统利用。经分析,现有的二吸塔烟气进口温

度为160℃、SO₃含量约为0.6%，这与低温热回收塔二级(烟气进口温度200℃，SO₃含量约为0.6%)相接近，这样二吸塔就可以采用与低温热回收塔二级相同的设备、相同上酸量，使得改进的二吸塔(低温热回收塔二级)出塔酸温大于150℃，出塔酸热量可用于加热进沸腾炉等的空气、主风机出口烟气、一吸塔出口的低温烟气、低温脱盐水以回收二吸塔的热量。

[0046] 本发明提供的回收二吸工艺热量的烟气制酸系统，以30万吨/年硫酸风机气量来计算，生产时间8000h/年，SO₂转化率最小为99.9%，SO₃吸收率最小为99.95%，风机气量： $300000/8000 \times 1000/98 \times 22.4/9\%/99.9\%/99.95\% = 95381 \text{Nm}^3/\text{h}$ ，二吸塔进口气量： $95381 \times 0.87 = 82981 \text{Nm}^3/\text{h}$ ，二吸塔进口烟气温度160℃(SO₃0.6%)，出口烟气温度65℃。二吸塔气体带入的热量为(以160℃计)： $q_1 = 18.34 \times 10^6 \text{kJ}/\text{h}$ ，二吸塔气体带出的热量为(以65℃计)： $6.85 \times 10^6 \text{kJ}/\text{h}$ ；二吸塔内反应热为： $q_3 = 4.03 \times 10^6 \text{kJ}/\text{h}$ ；二吸工艺能够被回收的热量为 $q_1 - q_2 + q_3 = 15.52 \times 10^6 \text{kJ}/\text{h}$ 。二吸塔散热损失按5%来计算，二吸工艺能够被回收的热量，可多产生1.0MPa蒸汽： $15.52 \times 10^6 / 663.6 / 4.19 \times 0.95 = 5.3 \text{吨}/\text{h}$ ，1.0MPa蒸汽按100元/吨计，生产时间8000h/年，则可产生效益： $5.3 \times 8000 \times 100 = 424 \text{万元}/\text{年}$ 。由此可知，本发明提供的回收二吸工艺热量的烟气制酸系统，简单可行，能够实现能量利用和回收，实现巨大的经济效益。

[0047] 尽管已经示出和描述了本发明的实施例，本领域的普通技术人员可以理解：在不脱离本发明的原理和宗旨的情况下可以对这些实施例进行多种变化、修改、替换和变型，本发明的范围由权利要求及其等同物限定。

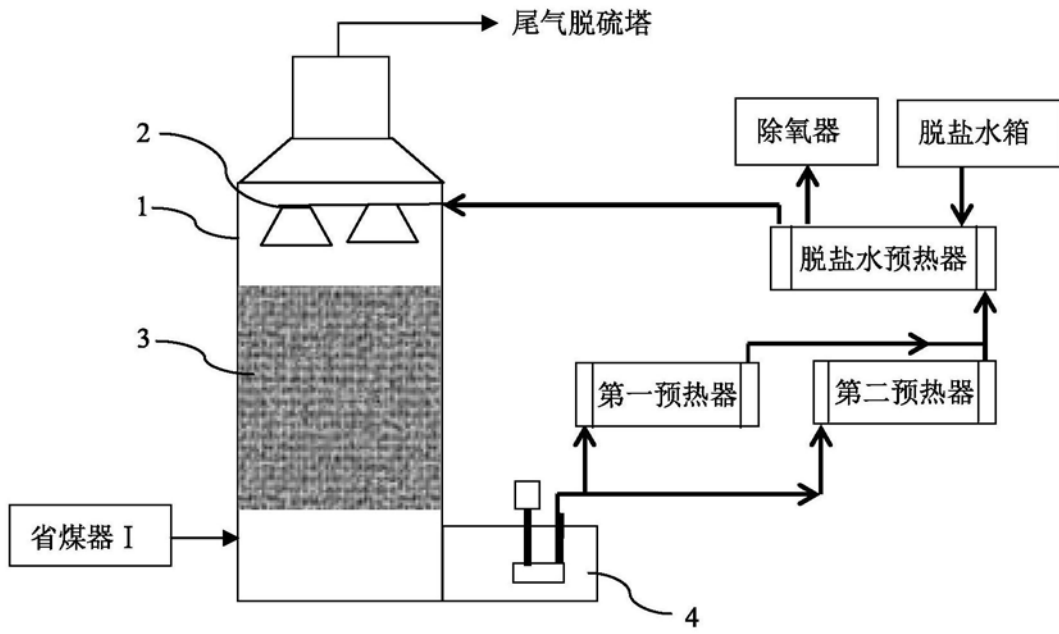


图1

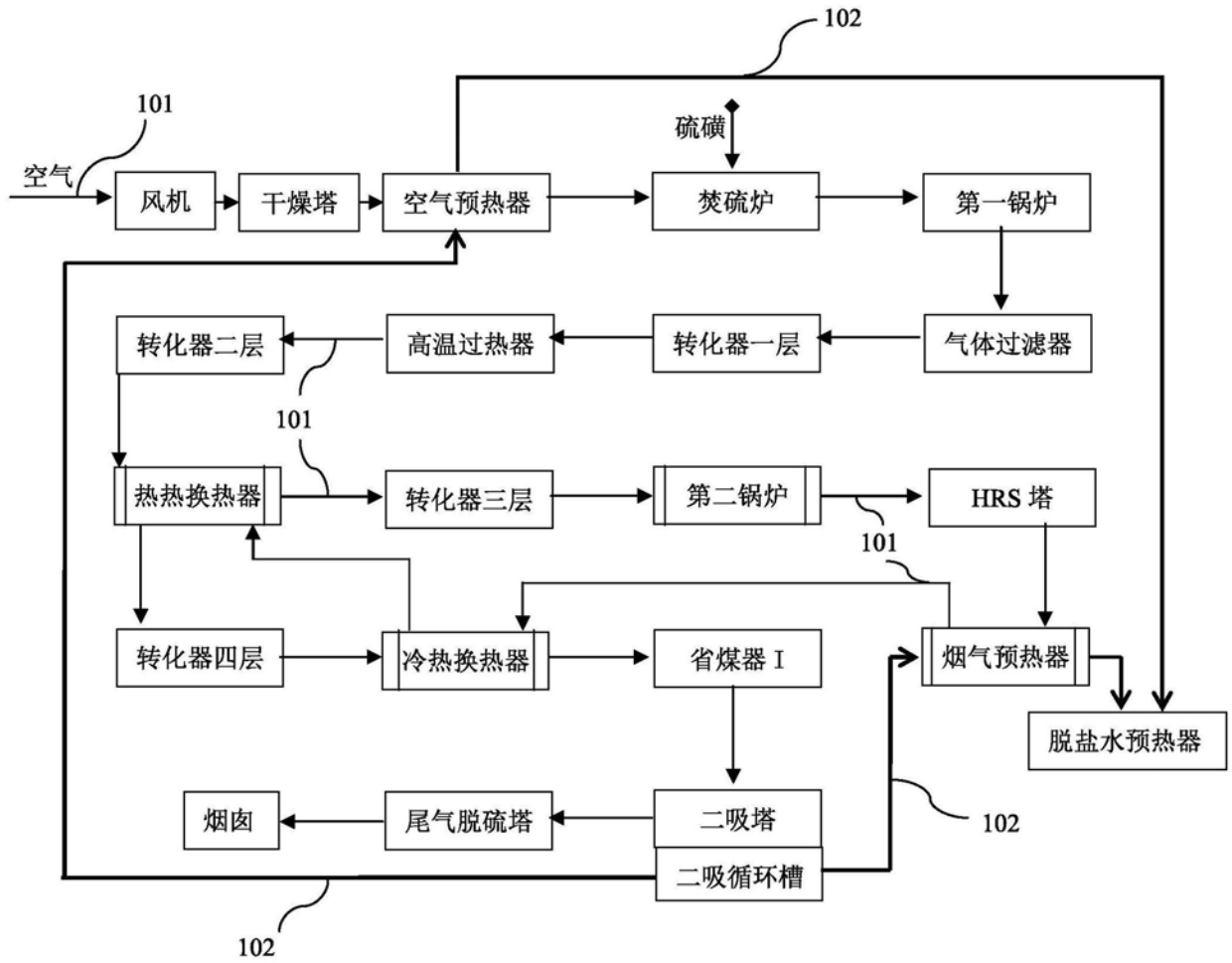


图2

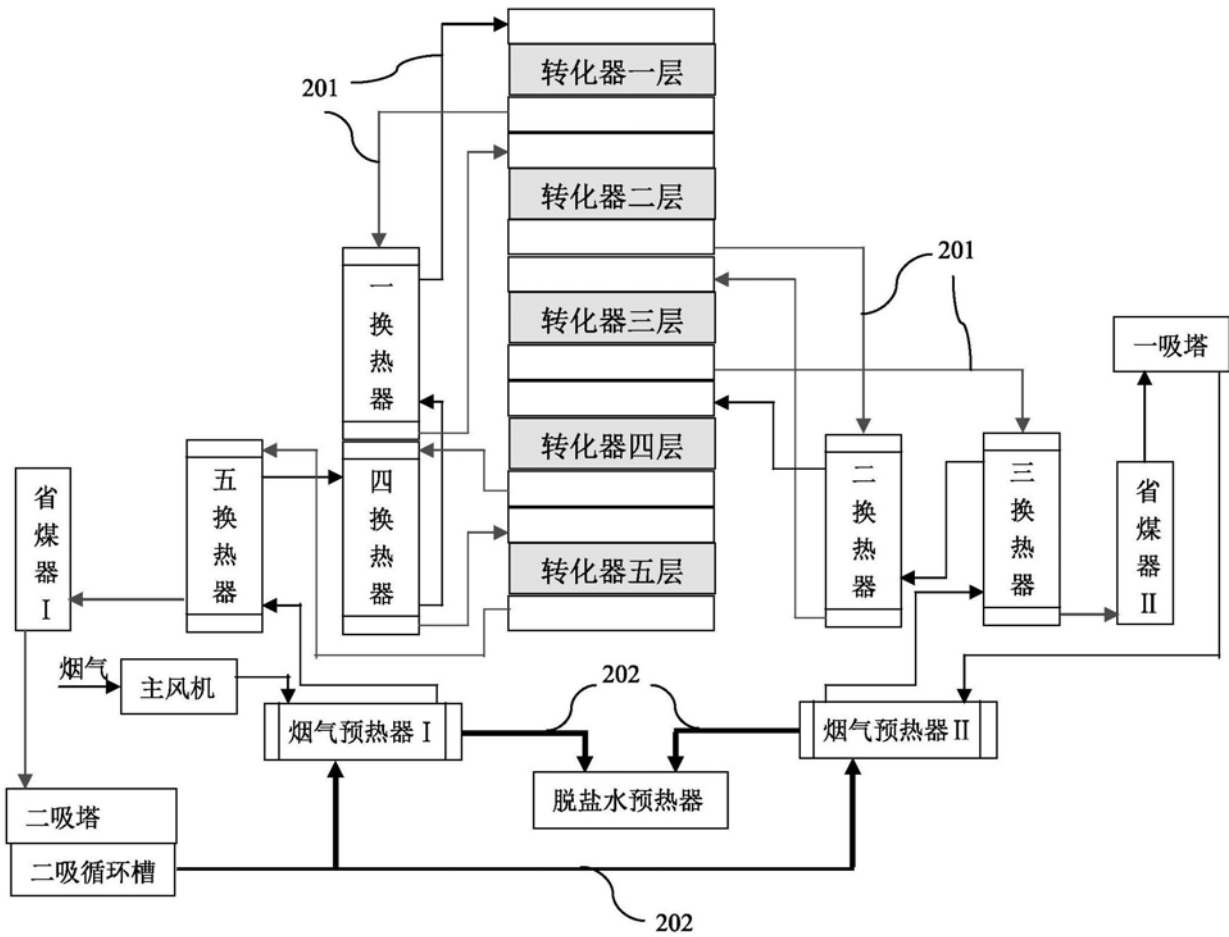


图3