



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 112723319 A

(43) 申请公布日 2021.04.30

(21) 申请号 202110008041.5

(22) 申请日 2021.01.05

(71) 申请人 长沙有色冶金设计研究院有限公司

地址 410019 湖南省长沙市雨花区木莲东路299号

(72) 发明人 姚腾猛 李伟达 袁爱武 欧阳灿
周桂月 蔡旺

(74) 专利代理机构 长沙永星专利商标事务所
(普通合伙) 43001

代理人 周咏 林毓俊

(51) Int. Cl.

C01B 17/765 (2006.01)

C01B 17/80 (2006.01)

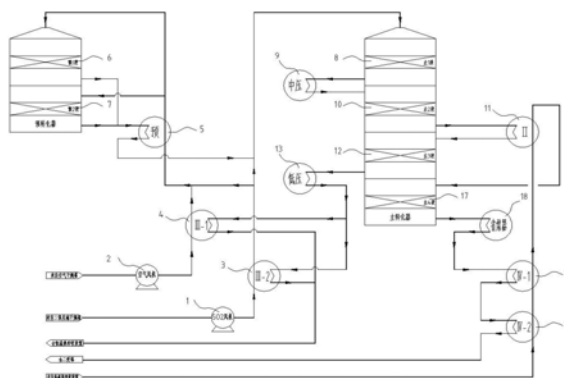
权利要求书2页 说明书6页 附图2页

(54) 发明名称

高浓度SO₂烟气分气预转化制硫酸的方法

(57) 摘要

本发明公开了一种高浓度SO₂烟气分气预转化制硫酸的方法,包括以下步骤:干燥后的高浓度SO₂烟气分为两股,一股SO₂烟气与干燥空气混合至SO₂浓度≤14%,加热到催化剂的起燃温度后进入预转化器;预转化出口烟气与另一股高浓度SO₂烟气混合至SO₂浓度≤14%后,进入主转化器进行3+1两次转化;其中主1段出口烟气经中压余热锅炉产高品质的中压蒸汽,主3段出口烟气经低压余热锅炉(13)产低压蒸汽,主4段出口烟气经省煤器回收热量,余热利用率高。预转化器和主转化器入口两次混合提高了氧硫比,累计SO₂总转化率达到99.9%以上。该技术可处理SO₂浓度14%以上的高浓度SO₂烟气,具有转化率高、蒸汽效益高、适应范围广及稳定可调的优点,是一种综合指标优异的制硫酸方法。



1. 一种高浓度 SO_2 烟气分气预转化制硫酸的方法,包括:转化部分和干吸部分;

1、转化部分:

1-1:干燥后的高浓度 SO_2 烟气,进入二氧化硫风机(1)进行增压,接着经换热器Ⅲ-2(3)加热,分为两股,预转化高浓 SO_2 烟气-1和主转化高浓度 SO_2 烟气-2;

干燥后的空气,进入空气风机(2)进行增压,然后经换热器Ⅲ-1(4)加热,得到加热后的空气;加热后的空气与热预转化高浓 SO_2 烟气-1进行混合至 SO_2 浓度 $\leq 14\%$,稀释后的烟气进入预换热器(5)加热到催化剂的起燃温度后,分为两股烟气分别进入预转化器的预1段(6)和预2段(7);预1段(6)和预2段(7)出来的烟气合并后经预换热器(5)降温,再与主转化高浓度 SO_2 烟气-2混合至 SO_2 浓度 $\leq 14\%$,同时混合烟气达到催化剂的起燃温度,进入主转化器的主1段(8);

1-2:主转化器的转化换热流程与常规3+1两次转化流程有所区别,主1段(8)出口烟气经中压余热锅炉(9)回收热量后进入主2段(10),主2段(10)出口烟气进入换热器Ⅱ(11)降温后进入主3段(12),主3段(12)出口烟气经低压余热锅炉(13)回收热量后,分为两股烟气分别进入换热器Ⅲ-1(4)和换热器Ⅲ-2(3)降温,降温后,出来的两股烟气合在一起组成混合烟气,混合烟气为第一次转化气;

1-3:低温热回收装置(14)出来的 SO_2 烟气经换热器Ⅳ-2(15)、换热器Ⅳ-1(16)和换热器Ⅱ(11)加热到催化剂的起燃温度后进入主4段(17)进行转化;主4段(17)出口烟气经省煤器(18)回收热量后,进入串联的换热器Ⅳ-1(16)和换热器Ⅳ-2(15)降温后,得到第二次转化气;

2、干吸部分

2-1:空气进入空气干燥塔(22)进行干燥后,进入步骤1-1中的空气风机(2);干燥酸采用空气干燥塔循环槽(26)中的93%浓硫酸,通过空气干燥塔酸冷器(23)移出干燥过程的热量后返回塔内喷淋;空气干燥塔循环槽(26)中的93%浓硫酸向低温热回收装置(14)中的99%酸和二吸塔循环槽(27)中的98%酸串酸,以维持酸浓和液位稳定;

2-2:净化后 SO_2 烟气进入二氧化硫干燥塔(20)进行干燥后,进入步骤1-1中的二氧化硫风机(1);干燥酸采用二氧化硫干燥塔循环槽(25)的93%浓硫酸,通过二氧化硫干燥塔酸冷器(21)移出干燥过程的热量后返回塔内喷淋;二氧化硫干燥塔循环槽(25)中的93%酸向空气干燥塔循环槽(26)中的93%酸串酸,以维持酸浓和液位稳定;

2-3:步骤1-2产生的第一次转化气(含 SO_3)进入低温热回收装置(14),用低温热回收装置(14)内部循环的99%高温浓硫酸和来自二吸塔循环槽(27)的98%浓硫酸依次吸收烟气中的 SO_3 生成硫酸,吸收后的烟气去转化部分的换热器Ⅳ-2(15);低温热回收装置(14)的99%酸向二吸塔循环槽(27)中的98%酸串酸,以维持酸浓和液位稳定;

2-4:步骤1-3产生的第二次转化气进入二吸塔(19),用98%浓硫酸吸收气体中的 SO_3 ,吸收后的尾气去制酸尾气处理;吸收酸通过二吸塔酸冷器(24)移出吸收过程的热量后返回塔内喷淋;二吸塔循环槽(27)中的98%浓硫酸向二氧化硫干燥塔循环槽(25)中的93%酸、空气干燥塔循环槽(26)中的93%酸和低温热回收装置(14)串酸,以维持酸浓和液位稳定。

2. 根据权利要求1所述的高浓度 SO_2 烟气分气预转化制硫酸的方法,其特征在于,所述步骤1-1中,干燥后的 SO_2 烟气浓度 $\geq 14\%$;调节干燥空气量,使进入预转化器的烟气 SO_2 浓度 $\leq 14\%$,以确保预1段(6)和预2段(7)催化剂温度不超温;调节预转化高浓 SO_2 烟气-1和主转化

高浓度SO₂烟气-2的分配比例,使进入主转化器的混合烟气SO₂浓度≤14%。

3. 根据权利要求1所述的高浓度SO₂烟气分气预转化制硫酸的方法,其特征在于,所述步骤1-2中,中压余热锅炉可产品质更高的中压饱和蒸汽或中压过热蒸汽,通过蒸汽侧的调节可维持进主2段(10)烟气温度的稳定;三段出口低压余热锅炉可产低压饱和蒸汽或低压过热蒸汽,低压余热锅炉出口温度≥360℃,至换热器Ⅲ-1(4)、换热器Ⅲ-2(3)加热冷侧气体;预转化器和主转化器入口烟气的两次混合过程均提高了氧硫比,第一次转化的转化率可达96%以上。

4. 根据权利要求1所述的高浓度SO₂烟气分气预转化制硫酸的方法,其特征在于,所述步骤1-3中,四段出口省煤器可将进除氧器的脱盐水预热,供给中压余热锅炉或低压余热锅炉;省煤器出口温度≥360℃,至换热器Ⅳ-1(16)、换热器Ⅳ-2(15)加热SO₂烟气;经过第二次转化,总转化率达到99.9%以上。

5. 根据权利要求1~3中任意一项所述的高浓度SO₂烟气分气预转化制硫酸的方法,其特征在于,所述步骤1-1~1-3中,二氧化硫风机和空气风机采用离心风机,换热器采用急扩加速流缩放管管壳式换热器。

6. 根据权利要求1所述的高浓度SO₂烟气分气预转化制硫酸的方法,其特征在于,所述步骤2-1~2-2中,干燥空气和干燥后的SO₂烟气含水小于0.1g/Nm³;与空气逆流接触后的93%酸SO₂含量低,可减少93%酸串酸中的SO₂含量。

7. 根据权利要求1所述的高浓度SO₂烟气分气预转化制硫酸的方法,其特征在于,所述步骤2-3中,低温热回收装置(14)内采用99%高温浓硫酸吸收SO₃,吸收过程放热产出低压饱和蒸汽,工艺补水在低温热回收装置(14)引入以维持干吸部分的水平衡;低压饱和蒸汽压力为0.8MPa,工艺补水过程的浓硫酸稀释热可增加蒸汽产率,采用除盐水以减轻高温浓酸对低温热回收装置(14)的腐蚀。

8. 根据权利要求1所述的高浓度SO₂烟气分气预转化制硫酸的方法,其特征在于,所述步骤2-1~2-4中,干吸部分产出93%浓硫酸时,从空气干燥塔循环槽(26)引出93%产品酸;干吸部分产出98%浓硫酸时,从二吸塔循环槽(27)引出98%产品酸。

9. 根据权利要求1所述的高浓度SO₂烟气分气预转化制硫酸的方法,其特征在于,所述步骤2-1~2-4中,酸冷器采用阳极保护管壳式换热器或板式换热器,冷却介质为循环水;控制各循环酸槽液位和循环酸浓度,可实现自动串酸、自动加水、自动产酸。

高浓度SO₂烟气分气预转化制硫酸的方法

技术领域

[0001] 本发明属于接触法制硫酸技术领域,具体涉及一种高浓度SO₂烟气分气预转化制硫酸的方法。

背景技术

[0002] 硫酸生产主要分为硫磺制酸、硫铁矿制酸和冶炼烟气制酸等,在冶炼烟气制酸行业,随着现代侧吹炉、底吹炉、闪速炉等冶炼炉和富氧冶炼技术的发展,冶炼烟气中的SO₂浓度达到20%甚至更高已经成为一种常态。对于此类高浓度烟气,若仍采用常规3+1转化工艺,需直接兑空气稀释至SO₂浓度<14%,以保证含钒催化剂不超温。这将使转化和干吸设备增大,投资及运行成本成倍增加,制酸的热利用率降低。因此,从省投资、节能和热利用考虑,宜采用不同于常规浓度的高浓度转化工艺制硫酸。

[0003] 目前,高浓度转化工艺有多种,例如在专利号为201210578958.X“SO₂的非平衡态高浓度两次转化制硫酸方法”中,其核心是控制转化器一段入口烟气温度390-410℃以降低反应速率,抑制SO₂在一段反应的转化率使催化剂不超温;但在实际生产中,非平衡态转化工艺受入口烟气温度分布和布气不均影响太大,反应速率和转化率的差异导致催化剂内部温差大,为使催化剂不超温,大量漏风经常使转化率低于设计值。又如芬兰Outotec公司的LUREC™高浓度SO₂转化技术,其核心是一部分转化器三段出口的含SO₃的高温烟气返回转化器一段进口,降低SO₂浓度,并抑制SO₂的转化率,将一段出口温度控制在620℃以内。但高温循环风机工况恶劣,同时系统和内置设备的复杂性也会增加工程投资。

[0004] 因此,在节能降耗及环保指标日益严格的趋势下,研究出转化率高、热利用率高及稳定可调的高浓度SO₂烟气制硫酸工艺,以适应烟气SO₂浓度更高和氧硫比更低的工况,十分紧迫和必要。

发明内容

[0005] 本发明公开了转化率高、蒸汽效益好、稳定性和适应性好的高浓度SO₂烟气分气预转化制硫酸的方法。

[0006] 本发明这种高浓度SO₂烟气分气预转化制硫酸的方法,包括:转化部分和干吸部分;

[0007] 1、转化部分:

[0008] 1-1:干燥后的高浓度SO₂烟气,进入二氧化硫风机(1)进行增压,接着经换热器Ⅲ-2(3)加热,分为两股,预转化高浓SO₂烟气-1和主转化高浓度SO₂烟气-2;

[0009] 干燥后的空气,进入空气风机(2)进行增压,然后经换热器Ⅲ-1(4)加热,得到加热后的空气;加热后的空气与热预转化高浓SO₂烟气-1进行混合至SO₂浓度≤14%,稀释后的烟气进入预换热器(5)加热到催化剂的起燃温度后,分为两股烟气分别进入预转化器的预1段(6)和预2段(7);预1段(6)和预2段(7)出来的烟气合并后经预换热器(5)降温,再与主转化高浓度SO₂烟气-2混合至SO₂浓度≤14%,同时混合烟气达到催化剂的起燃温度,进入主转化

器的主1段(8)；

[0010] 1-2:主转化器的转化换热流程与常规3+1两次转化流程有所区别,主1段(8)出口烟气经中压余热锅炉(9)回收热量后进入主2段(10),主2段(10)出口烟气进入换热器Ⅱ(11)降温后进入主3段(12),主3段(12)出口烟气经低压余热锅炉(13)回收热量后,分为两股烟气分别进入换热器Ⅲ-1(4)和换热器Ⅲ-2(3)降温,降温后,出来的两股烟气合在一起组成混合烟气,混合烟气为第一次转化气;

[0011] 1-3:低温热回收装置(14)出来的 SO_2 烟气经换热器Ⅳ-2(15)、换热器Ⅳ-1(16)和换热器Ⅱ(11)加热到催化剂的起燃温度后进入主4段(17)进行转化;主4段(17)出口烟气经省煤器(18)回收热量后,进入串联的换热器Ⅳ-1(16)和换热器Ⅳ-2(15)降温后,得到第二次转化气;

[0012] 2、干吸部分

[0013] 2-1:空气进入空气干燥塔(22)进行干燥后,进入步骤1-1中的空气风机(2);干燥酸采用空气干燥塔循环槽(26)中的93%浓硫酸,通过空气干燥塔酸冷器(23)移出干燥过程的热量后返回塔内喷淋;空气干燥塔循环槽(26)中的93%浓硫酸向低温热回收装置(14)中的99%酸和二吸塔循环槽(27)中的98%酸串酸,以维持酸浓和液位稳定;

[0014] 2-2:净化后 SO_2 烟气进入二氧化硫干燥塔(20)进行干燥后,进入步骤1-1中的二氧化硫风机(1);干燥酸采用二氧化硫干燥塔循环槽(25)的93%浓硫酸,通过二氧化硫干燥塔酸冷器(21)移出干燥过程的热量后返回塔内喷淋;二氧化硫干燥塔循环槽(25)中的93%酸向空气干燥塔循环槽(26)中的93%酸串酸,以维持酸浓和液位稳定;

[0015] 2-3:步骤1-2产生的第一次转化气(含 SO_3)进入低温热回收装置(14),用低温热回收装置(14)内部循环的99%高温浓硫酸和来自二吸塔循环槽(27)的98%浓硫酸依次吸收烟气中的 SO_3 生成硫酸,吸收后的烟气去转化部分的换热器Ⅳ-2(15);低温热回收装置(14)的99%酸向二吸塔循环槽(27)中的98%酸串酸,以维持酸浓和液位稳定;

[0016] 2-4:步骤1-3产生的第二次转化气进入二吸塔(19),用98%浓硫酸吸收气体中的 SO_3 ,吸收后的尾气去制酸尾气处理;吸收酸通过二吸塔酸冷器(24)移出吸收过程的热量后返回塔内喷淋;二吸塔循环槽(27)中的98%浓硫酸向二氧化硫干燥塔循环槽(25)中的93%酸、空气干燥塔循环槽(26)中的93%酸和低温热回收装置(14)串酸,以维持酸浓和液位稳定。

[0017] 所述步骤1-1中,干燥后的 SO_2 烟气浓度 $\geq 14\%$;调节干燥空气量,使进入预转化器的烟气 SO_2 浓度 $\leq 14\%$,以确保预1段(6)和预2段(7)催化剂温度不超温;调节预转化高浓 SO_2 烟气-1和主转化高浓度 SO_2 烟气-2的分配比例,使进入主转化器的混合烟气 SO_2 浓度 $\leq 14\%$ 。

[0018] 所述步骤1-2中,中压余热锅炉可产品质更高的中压饱和蒸汽或中压过热蒸汽,通过蒸汽侧的调节可维持进主2段(10)烟气温度的稳定;三段出口低压余热锅炉可产低压饱和蒸汽或低压过热蒸汽,低压余热锅炉出口温度 $\geq 360^\circ\text{C}$,至换热器Ⅲ-1(4)、换热器Ⅲ-2(3)加热冷侧气体;预转化器和主转化器入口烟气的两次混合过程均提高了氧硫比(O_2/SO_2),第一次转化气的转化率可达96%以上。

[0019] 所述步骤1-3中,四段出口省煤器可将进除氧器的脱盐水预热,供给中压余热锅炉或低压余热锅炉;省煤器出口温度 $\geq 360^\circ\text{C}$,至换热器Ⅳ-1(16)、换热器Ⅳ-2(15)加热冷侧 SO_2 烟气;经过第二次转化,总转化率达到99.9%以上。

[0020] 所述步骤1-1~1-3中,优选的,二氧化硫风机和空气风机采用离心风机,换热器采用急扩加速流缩放管管壳式换热器。

[0021] 所述步骤2-1~2-2中,干燥空气和干燥后的 SO_2 烟气含水小于 $0.1\text{g}/\text{Nm}^3$;空气干燥塔(22)中的93%酸与空气逆流接触后 SO_2 含量低,可减少93%酸串酸中的 SO_2 含量;

[0022] 所述步骤2-3中,低温热回收装置(14)内采用99%高温浓硫酸吸收 SO_3 ,吸收过程放热产出低压饱和蒸汽,工艺补水在低温热回收装置(14)引入以维持干吸部分的水平衡;优选的,低压饱和蒸汽压力为 0.8MPa (G) ,工艺补水过程的浓硫酸稀释热可增加蒸汽产率,采用除盐水以减轻高温浓酸对低温热回收装置(14)的腐蚀;

[0023] 所述步骤2-1~2-4中,干吸部分产出93%浓硫酸时,从空气干燥塔循环槽(26)引出93%产品酸;干吸部分产出98%浓硫酸时,从二吸塔循环槽(27)引出98%产品酸;

[0024] 所述步骤2-1~2-4中,优选的,酸冷器采用阳极保护管壳式换热器或板式换热器,冷却介质为循环水;控制各循环酸槽液位和循环酸浓度,可实现自动串酸、自动加水、自动产酸。

[0025] 本发明的有益效果:

[0026] 1、在本发明转化部分的步骤1-1中,系统兑入空气量采用风量可调的方式,以适应 SO_2 烟气量的波动,调节对应干燥空气量可维持进预转化器和主转化器烟气 SO_2 浓度的稳定,进而保证换热器、中压余热锅炉、低压余热锅炉和省煤器温度的稳定。

[0027] 2、在本发明转化部分的步骤1-1中,预转化器采用两层并联以节约装置占地;同时增强对预转化烟气量和浓度的适应性,当干燥 SO_2 烟气量和浓度降低时,必要时可只运行一层,防止预转化器内气速太低,同时有利于催化剂的维护。IV换热器采用2个串联(换热器IV-1与换热器IV-2),避免单个换热器面积过大,降低冷凝酸腐蚀造成IV换热器整体损坏的风险,同时有利于维护检修。

[0028] 3、在本发明转化部分的步骤1-1中, SO_2 烟气经过换热器III-1后再与空气混合,混合点离风机距离远,降低气体混流对风机的影响,同时 SO_2 风机出口、空气风机出口、管道混合位置上的仪表前后直管段更长,计量更加准确。

[0029] 4、在本发明转化部分的步骤1-2中,主1段出口设中压余热锅炉,中压蒸汽品质高,用于汽轮机拖动做功或发电的效率更高;主3段出口设低压余热锅炉、主4段出口设省煤器,进一步提高了余热利用率。

[0030] 5、在本发明转化部分的步骤1-1和1-2中,预转化器和主转化器通过烟气的混合,使转化过程氧硫比(O_2/SO_2)增大,可显著提高 SO_2 总转化率、减少催化剂装填量,降低去制酸尾气的 SO_2 含量。

[0031] 6、在本发明干吸部分的步骤2-1中,空气干燥塔为干燥空气配气所用,同时又起到了脱除93%酸中溶解的 SO_2 作用,显著降低向低温热回收装置和二吸塔循环槽串酸带 SO_2 的量,可提高 SO_2 的总转化率,减少二吸塔尾气的 SO_2 含量,降低硫酸尾气脱硫成本;并省去高浓度转化工艺制酸所需的93%酸脱气塔,起到了节约设备投资的作用。

[0032] 7、在本发明干吸部分的步骤2-3中,第一次转化气集中进入低温热回收装置,并补加干吸部分所需工艺水,低压饱和蒸汽的产率高,使得系统的低温位热得以利用,同时大为减少了干吸循环水的消耗。

附图说明

[0033] 图1本发明高浓度SO₂烟气分气预转化制硫酸的方法转化部分的流程图。

[0034] 图2本发明高浓度SO₂烟气分气预转化制硫酸的方法干吸部分的流程图。

[0035] 其中:1、二氧化硫风机;2、空气风机;3、换热器Ⅲ-2;4、换热器Ⅲ-1;5、预换热器;6、预1段;7、预2段;8、主1段;9、中压余热锅炉;10、主2段;11、换热器Ⅱ;12、主3段;13、低压余热锅炉;14、低温热回收装置;15、换热器Ⅳ-2;16、换热器Ⅳ-1;17、主4段;18、省煤器;19、二吸塔;20、二氧化硫干燥塔;21、二氧化硫干燥塔酸冷器;22、空气干燥塔;23、空气干燥塔酸冷器;24、二吸塔酸冷器;25、二氧化硫干燥塔循环槽;26、空气干燥塔循环槽;27、二吸塔循环槽。

具体实施方式

[0036] 以下具体实施方式和实施例仅为说明本发明的技术思想,不能以此限定本发明的保护范围,凡是按照本发明提出的技术思想,在技术方案基础上所做的任何改动,均落入本发明保护范围之内;本发明未涉及的技术均可通过现有技术加以实现。

[0037] 本发明高浓度SO₂烟气分气预转化制硫酸的方法中,包括两个系统,转化部分和干吸部分。

[0038] 转化部分的流程图如图1所示,其中蒸汽的压力均为表压,氧硫比为烟气中O₂与SO₂的比值,具体包括以下步骤:

[0039] 1、转化部分包括步骤:

[0040] 1) 干燥后的SO₂烟气浓度 $\geq 14\%$;SO₂烟气经二氧化硫风机1增压后,经换热器Ⅲ-23加热,干燥空气经空气风机2增压后,经换热器Ⅲ-14加热,其中加热后的部分高浓度SO₂烟气与干燥空气混合至SO₂浓度 $\leq 14\%$,进入预换热器5加热到催化剂的起燃温度后分为两股烟气进入预转化器的预1段6和预2段7;预1段6和预2段7出来的烟气经预换热器5降温后与剩余部分浓度 $\geq 14\%$ 的SO₂烟气混合至SO₂浓度降至 $\leq 14\%$,同时混合烟气达到催化剂的起燃温度,进入主转化器的主1段8。

[0041] 2) 主1段8出口烟气经中压余热锅炉9回收热量后进入主2段10,通过蒸汽侧的调节可维持进主2段10烟气温度的稳定;主2段10出口烟气进入换热器Ⅱ11降温后进入主3段12,主3段12出口烟气经低压余热锅炉13回收热量后,出口温度降至 $\geq 360^{\circ}\text{C}$,分成两股进入换热器Ⅲ-14和换热器Ⅲ-23降温后再混合,混合后的第一次转化气的转化率达到96%以上,然后去低温热回收装置14。

[0042] 3) 来自低温热回收装置14的SO₂烟气经换热器Ⅳ-215、换热器Ⅳ-116和换热器Ⅱ11加热到催化剂的起燃温度后进入主4段17进行转化;主4段17出口烟气经省煤器18回收热量后,温度降至 $\geq 360^{\circ}\text{C}$,进入换热器Ⅳ-116和换热器Ⅳ-215降温,经过第二次转化,总转化率达到99.9%以上,然后去二吸塔19。

[0043] 2、干吸部分的流程图,如图2所示,具体包括以下步骤:

[0044] 1) 空气进入空气干燥塔22,用93%浓硫酸干燥空气至含水小于 $0.1\text{g}/\text{Nm}^3$,干燥后的空气通过空气风机2送至转化部分,干燥酸通过空气干燥塔酸冷器(23)移出干燥过程的热量后返回塔内喷淋;干吸部分产出93%浓硫酸时,从空气干燥塔循环槽26引出产品酸。

[0045] 2) 净化后的SO₂烟气进入二氧化硫干燥塔20,用93%浓硫酸干燥SO₂烟气至含水小

于 $0.1\text{g}/\text{Nm}^3$,干燥后 SO_2 烟气通过二氧化硫风机1送至转化部分,干燥酸通过二氧化硫干燥塔酸冷器(21)移出干燥过程的热量后返回塔内喷淋。

[0046] 3) 含 SO_3 的第一次转化气进入低温热回收装置14,吸收后的烟气返回至转化部分换热器IV-215;低温热回收装置14内采用99%高温浓硫酸吸收 SO_3 ,吸收过程放出的大量热产 0.8MPa 饱和蒸汽;工艺补水在低温热回收装置14引入以维持干吸部分的水平衡,并利用浓硫酸稀释热增加蒸汽的产率,水质采用除盐水以减轻高温浓酸对低温热回收装置14的腐蚀。

[0047] 4) 含 SO_3 的第二次转化气进入二吸塔19,用98%浓硫酸吸收气体中的 SO_3 ,吸收后的尾气去制酸尾气处理;吸收酸通过二吸塔酸冷器24移出吸收过程的热量后返回塔内喷淋;干吸部分产98%浓硫酸时,从二吸塔循环槽27引出产品酸。

[0048] 5) 为维持各循环槽的酸浓和液位稳定,即 H_2SO_4 和 H_2O 的平衡,二氧化硫干燥塔循环槽25中的93%酸向空气干燥塔循环槽26中的93%酸串酸,空气干燥塔循环槽26中的93%酸与空气逆流脱除 SO_2 后向低温热回收装置14中的99%酸和二吸塔循环槽27中的98%酸串酸,二吸塔循环槽27中的98%酸向二氧化硫干燥塔循环槽25中的93%酸、空气干燥塔循环槽26中的93%酸和低温热回收装置14中的99%酸串酸,低温热回收装置14中的99%酸向二吸塔循环槽27中的98%酸串酸。

[0049] 本发明中具体实施例中,二氧化硫风机1和空气风机2采用离心风机,转化部分换热器采用急扩加速流缩放管管壳式换热器;干吸部分酸冷器采用阳极保护管壳式换热器或板式换热器,冷却介质为循环水;控制各循环酸槽液位和循环酸浓度,可实现自动串酸、自动加水、自动产酸。

[0050] 实施例一,国内某铜冶炼企业采用高浓度 SO_2 烟气分气预转化制硫酸的方法,流程如图1所示:

[0051] 1、转化部分步骤:

[0052] 1) 经过净化后的干燥烟气 SO_2 浓度22.2%, O_2 浓度9.0%(氧硫比0.40),烟气量 $148000\text{Nm}^3/\text{h}$; SO_2 烟气经二氧化硫风机1增压后,温度 90°C ,经换热器III-2 3加热至 264°C ;干燥空气经空气风机2增压后,温度 80°C ,经换热器III-1 4加热至 316°C ,加热后 SO_2 烟气分出 $74000\text{Nm}^3/\text{h}$,与 $78000\text{Nm}^3/\text{h}$ 干燥空气混合至烟气量 $152000\text{Nm}^3/\text{h}$,烟气 SO_2 浓度降至10.8%(氧硫比1.41),进入预换热器5加热至 420°C 后平均分为两股烟气进入预转化器的预1段6和预2段7;预转化出口的烟气温度 620°C ,经预换热器5降温至 498°C 后,与另外 $74000\text{Nm}^3/\text{h}$ 的 SO_2 烟气(SO_2 浓度22.2%)混合至温度 420°C ,烟气 SO_2 浓度降至9.9%,然后进入主转化器的主1段(8)。

[0053] 2) 主1段8出口烟气温度 584°C ,经中压余热锅炉9降至温度 445°C 进入主2段10,同时将来自冶炼余热锅炉产的 $95\text{t}/\text{h}$ 的 4.8MPa (265°C)中压饱和蒸汽过热至 4.8MPa (445°C),主2段10出口烟气温度 508°C ,进入换热器II 11降温至 435°C 后进入主3段12,主3段12出口烟气温度 455°C ,经低压余热锅炉13降至温度 385°C ,同时将 $58\text{t}/\text{h}$ 的 0.8MPa (175°C)低压饱和蒸汽过热至 0.8MPa (370°C),降温后的烟气分出39%体积量去换热器III-14与干燥空气换热降温至 200°C ,另外61%体积量的烟气去换热器III-23与 SO_2 烟气换热降温至 200°C ,换热后混合的第一次转化气量 $209909.48\text{Nm}^3/\text{h}$,第一次转化累计转化率96.10%,然后去低温热回收装置14。

[0054] 3) 来自低温热回收装置14的 SO_2 烟气经换热器IV-215,换热器IV-116和换热器II 11加热至 385°C 后进入主4段17进行转化;主4段17出口烟气温度 408°C ,经省煤器18回收热量后温度降至 385°C ,进入串联的换热器IV-116和换热器IV-215降温至 183°C ,经过第二次转化,第二次转化气量 $177927.19\text{Nm}^3/\text{h}$,总转化率99.94%,然后去二吸塔19。

[0055] 2、干吸部分步骤:

[0056] 1) 空气进入空气干燥塔22,用93%浓硫酸干燥空气至含水小于 $0.1\text{g}/\text{Nm}^3$, O_2 浓度21.0%,空气量 $78000\text{Nm}^3/\text{h}$,干燥过程产生的热量通过空气干燥塔酸冷器23移出。

[0057] 2) 净化后的 SO_2 烟气进入二氧化硫干燥塔20,用93%浓硫酸干燥 SO_2 烟气至含水小于 $0.1\text{g}/\text{Nm}^3$, SO_2 浓度22.2%, O_2 浓度9.0%,烟气量 $148000\text{Nm}^3/\text{h}$,干燥过程产生的热量通过二氧化硫干燥塔酸冷器21移出。

[0058] 3) 第一次转化气 $209909.48\text{Nm}^3/\text{h}$, SO_3 浓度14.9%,进入低温热回收装置14,吸收后的烟气 $178599.47\text{Nm}^3/\text{h}$, SO_3 浓度0.018%, SO_2 浓度0.764%,烟气返回至转化部分换热器IV-215;低温热回收装置14内采用99%高温浓硫酸吸收 SO_3 ,吸收过程放热产0.8MPa饱和蒸汽67t/h,补充工艺水17.6t/h。

[0059] 4) 第二次转化气 $177927.19\text{Nm}^3/\text{h}$, SO_3 浓度0.77%,进入二吸塔19,用98%浓硫酸吸收气体中的 SO_3 ,吸收后的气量 $176554.55\text{Nm}^3/\text{h}$, SO_2 浓度300mg/ Nm^3 ,去制酸尾气处理;吸收过程产生的热量通过二吸塔酸冷器24移出。

[0060] 实施例,产酸方案为98%浓硫酸,从二吸塔循环槽27引出98%浓硫酸146t/h作为成品酸;转化部分将冶炼余热锅炉产的95t/h的4.8MPa(265°C)中压饱和蒸汽过热至4.8MPa(445°C),将58t/h的0.8MPa(175°C)低压饱和蒸汽过热至0.8MPa(370°C),按对应发电效能折算,吨酸发电量(含冶炼余热锅炉)244kWh,蒸汽效益指标优。

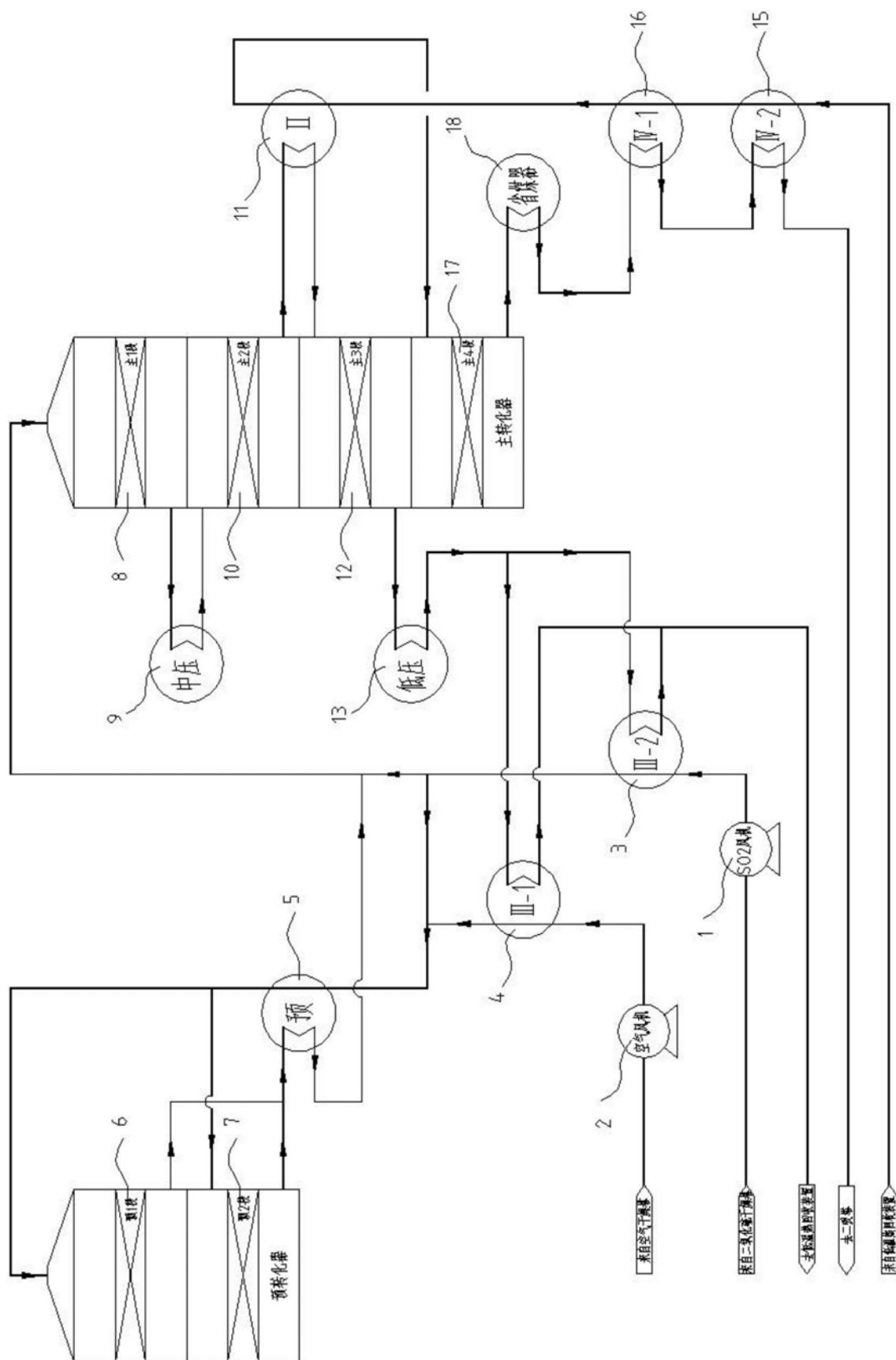


图1

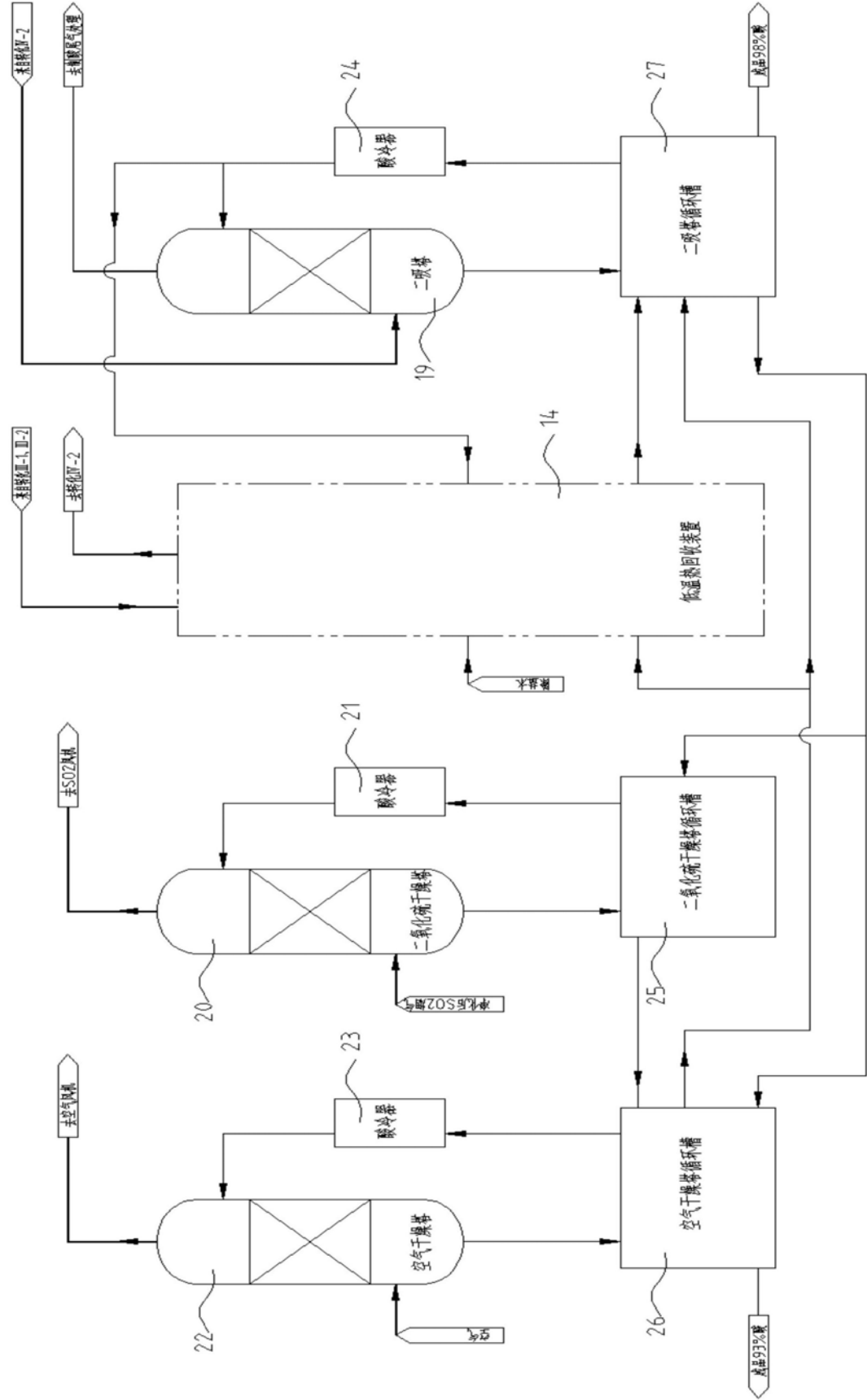


图2