



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 119976746 A

(43) 申请公布日 2025. 05. 13

(21) 申请号 202510463044.6

F22B 33/18 (2006.01)

(22) 申请日 2025.04.14

F22D 1/50 (2006.01)

(71) 申请人 云南化工设计院有限公司

地址 650000 云南省昆明市盘龙区东风东
路122号

(72) 发明人 李海昆 李丽 郑斌斌 董俊
延静 甘丽平 普红英 孔剑梅
李若松

(74) 专利代理机构 四川建勋知识产权代理有限
公司 51426

专利代理师 张勋

(51) Int. Cl.

C01B 17/80 (2006.01)

C01B 17/765 (2006.01)

F22B 1/16 (2006.01)

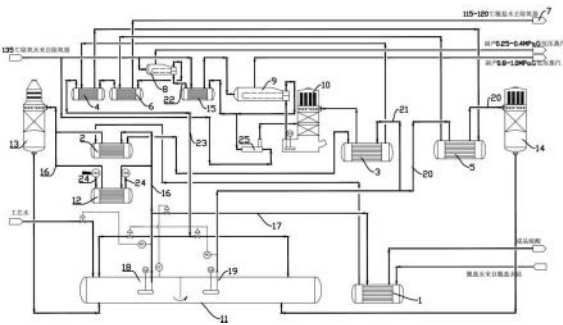
权利要求书2页 说明书9页 附图1页

(54) 发明名称

一种基于冷却热回收利用的硫磺制酸方法及系统

(57) 摘要

本发明公开了一种基于冷却热回收利用的硫磺制酸方法及系统,涉及硫酸生产领域。本发明包括一种基于冷却热回收利用的硫磺制酸方法,采用两转两吸工艺制备硫酸,采用脱盐水作为工艺中的冷却介质,脱盐水依次流经成品酸冷却器、第一干燥酸冷却器、低温热回收二级酸冷却器、一级脱盐水预热器、二吸酸冷却器、二级脱盐水预热器后进入除氧器;除氧器中输出的除氧水分别通入第一低温余热锅炉和第二低温余热锅炉;从低温热回收塔中返回联合循环酸槽的串酸依次流经第二低温余热锅炉、锅炉给水加热器、第一低温余热锅炉、二级脱盐水预热器以及一级脱盐水预热器后返回联合循环酸槽;实现提高硫磺制酸装置的余热回收率,并提高余热回收质量的目的。



CN 119976746 A

1. 一种基于冷却热回收利用的硫磺制酸方法, 采用两转两吸工艺制备硫酸, 其特征在于, 采用脱盐水作为工艺中的冷却介质, 所述脱盐水采用逆流换热的方式依次流经成品酸冷却器(1)、第一干燥酸冷却器(2)、低温热回收二级酸冷却器(3)、一级脱盐水预热器(4)、二吸酸冷却器(5)、二级脱盐水预热器(6)后进入除氧器(7);

所述除氧器(7)中输出的除氧水分别通入第一低温余热锅炉(8)和第二低温余热锅炉(9);

从低温热回收塔(10)中返回联合循环酸槽(11)的99.4~99.7wt%的串酸依次流经所述第二低温余热锅炉(9)、所述第一低温余热锅炉(8)、所述二级脱盐水预热器(6)以及所述一级脱盐水预热器(4)后返回所述联合循环酸槽(11)。

2. 根据权利要求1所述的一种基于冷却热回收利用的硫磺制酸方法, 其特征在于, 从所述联合循环酸槽(11)输出的干燥循环酸分别流入所述第一干燥酸冷却器(2)和第二干燥酸冷却器(12), 所述第一干燥酸冷却器(2)和所述第二干燥酸冷却器(12)输出的干燥循环酸汇总后流入干燥塔(13), 所述第二干燥酸冷却器(12)采用普通循环水冷却。

3. 根据权利要求1所述的一种基于冷却热回收利用的硫磺制酸方法, 其特征在于, 所述成品酸冷却器(1)接收从所述联合循环酸槽(11)输出的95~98wt%成品硫酸, 进入所述成品酸冷却器(1)的脱盐水温度为25~30℃, 所述成品酸冷却器(1)输出的成品硫酸温度为40℃;

所述第一干燥酸冷却器(2)用于接收从所述联合循环酸槽(11)输出的95~98wt%干燥上塔酸, 并输出55~65℃的干燥酸至干燥塔(13);

所述低温热回收二级酸冷却器(3)用于接收直接从所述联合循环酸槽(11)中输出的98~98.5wt%的二吸循环酸, 并输出60℃的二吸循环酸至低温热回收塔(10);

所述串酸流经所述一级脱盐水预热器(4)后, 温度由95~100℃降低至85℃;

所述二吸酸冷却器(5)用于接收直接从所述联合循环酸槽(11)中输出的98~98.5wt%的二吸循环酸, 并输出65~82℃的二吸循环酸至二吸塔(14);

所述串酸流经所述二级脱盐水预热器(6)后, 温度由148~166℃降低至95~100℃, 同时流经所述二级脱盐水预热器(6)的脱盐水温度升高至115~120℃进入到所述除氧器(7)。

4. 根据权利要求1所述的一种基于冷却热回收利用的硫磺制酸方法, 其特征在于, 在所述第一低温余热锅炉(8)中, 所述串酸的温度由180~190℃降至148~166℃, 从所述除氧器(7)中输出的除氧水温度为135℃, 所述除氧水在所述第一低温余热锅炉(8)中经蒸发输出0.25~0.4MPaG的低压蒸汽。

5. 根据权利要求1所述的一种基于冷却热回收利用的硫磺制酸方法, 其特征在于, 在所述第一低温余热锅炉(8)与所述第二低温余热锅炉(9)之间还串联有锅炉给水加热器(15), 所述串酸从所述第二低温余热锅炉(9)流出后通过所述锅炉给水加热器(15)进入所述第一低温余热锅炉(8)。

6. 一种基于权利要求1至5任意一项所述的冷却热回收利用的硫磺制酸方法的系统, 其特征在于, 包括联合循环酸槽(11), 所述联合循环酸槽(11)的干燥循环酸输出端(18)分别通过第一酸路(16)和第二酸路(17)分别连通干燥塔(13)和成品酸冷却器(1), 所述干燥塔(13)的输出端与所述联合循环酸槽(11)连通, 所述第一酸路(16)上并联有第一干燥酸冷却器(2)和第二干燥酸冷却器(12);

所述联合循环酸槽(11)的二吸循环酸输出端(19)分别通过第三酸路(20)和第四酸路

(21) 分别连通二吸塔(14)和低温热回收系统,所述第三酸路(20)上连通有二吸酸冷却器(5),所述低温热回收系统的串酸端通过第五酸路(22)连通第一低压蒸汽副产系统,所述第一低压蒸汽副产系统的出酸端通过第六酸路(23)连通所述联合循环酸槽(11);

所述第一低压蒸汽副产系统包括沿着酸路依次串联的第一低温余热锅炉(8)、二级脱盐水预热器(6)以及一级脱盐水预热器(4),所述第一低温余热锅炉(8)与所述第五酸路(22)连通,所述一级脱盐水预热器(4)与所述联合循环酸槽(11)连通;

整个系统的冷却管路依次连通所述成品酸冷却器(1)、所述第一干燥酸冷却器(2)、所述低温热回收系统、所述一级脱盐水预热器(4)、所述二吸酸冷却器(5)以及所述二级脱盐水预热器(6);

所述第一低温余热锅炉(8)的进水端与除氧器(7)的输出端连通。

7. 根据权利要求6所述的一种基于冷却热回收利用的硫磺制酸方法的系统,其特征在于,所述低温热回收系统用于产出第二低压蒸汽,所述低温热回收系统包括沿着酸路依次连通的低温热回收二级酸冷却器(3)、低温热回收塔(10)、第二低温余热锅炉(9)以及锅炉给水加热器(15),所述锅炉给水加热器(15)的出酸端与所述第一低温余热锅炉(8)的进酸端连通,所述低温热回收二级酸冷却器(3)与所述联合循环酸槽(11)连通,所述冷却管路连通所述低温热回收二级酸冷却器(3);

所述除氧器(7)的输出端还连通所述第二低温余热锅炉(9),所述除氧器(7)的输出端与所述第二低温余热锅炉(9)之间串联所述锅炉给水加热器(15);

所述除氧器(7)的输出端还连通酸稀释器(25)的进水端,所述酸稀释器(25)的进酸端与所述第二低温余热锅炉(9)的出酸端连通,所述酸稀释器(25)的输出端与所述低温热回收塔(10)的稀释酸进口连通。

8. 根据权利要求6所述的一种基于冷却热回收利用的硫磺制酸方法的系统,其特征在于,所述第二干燥酸冷却器(12)上外接有独立冷水管(24),用于输入/输出循环水。

一种基于冷却热回收利用的硫磺制酸方法及系统

技术领域

[0001] 本发明涉及硫酸生产领域,具体的说,是一种基于冷却热回收利用的硫磺制酸方法及系统。

背景技术

[0002] 截止2023年全世界硫磺制酸装置产能2.05亿吨,中国硫磺制酸装置产能5800万吨,全世界硫磺制酸生产工艺主要有3+1(或3+2)两转两吸工艺,一转一吸+有机溶剂吸收、解吸工艺。其中两转两吸工艺占绝对大多数(占比超过99%,且以3+1两转两吸工艺占绝大多数),一转一吸+有机溶剂吸收、解吸工艺是近年来开发的新工艺,其工业化技术尚不成熟。

[0003] 两转两吸工艺的硫磺制酸装置各部分产生的热量如下,硫磺燃烧热52%,转化热17%,吸收热28%,风机压缩热3%;目前带低温热回收系统的两转两吸工艺的硫磺制酸装置的热量回收情况如下,副产中、高压过热蒸汽回收热量66%,低温位余热回收热量25%,循环水带走热量6%,尾气和产品带走热量1%,散热损失2%。

[0004] 目前国内硫磺制酸装置基本都回收了硫磺燃烧热及转化热副产3.82~6.4MPaG中压过热蒸汽,应用低温余热回收技术回收一次转化后烟气的显热、 SO_3 吸收热及稀释热副产0.8~1.0MPaG(表压)低压饱和蒸汽。目前普遍采用的工艺是:空气干燥过程中空气显热以及所含水蒸汽的冷凝热及稀释热,二吸塔中二次转化后烟气的显热、 SO_3 吸收热通过70~100℃的循环酸带走,与30~45℃的循环冷却水通过酸冷却器换热最终通过凉水塔排入大气而白白浪费,具体通过循环冷却水经成品酸冷却器、干燥酸冷却器、低温热回收二级酸冷却器、二吸酸冷却器将低温硫酸的超低温余热带走(此部分热量未回收);循环酸或与脱盐水换热副产100℃以下的低温热水。低温余热回收系统返回干吸系统串酸经锅炉给水加热器加热进入低温余热回收系统低压蒸汽锅炉的锅炉给水以增加低温余热回收系统0.8~1.0MPaG低压蒸汽产量,再经脱盐水预热器用于加热进入除氧器的脱盐水至85~95℃以减少除氧器的低压蒸汽的蒸汽消耗,使返回干吸系统的串酸温度降低到95~105℃。目前带低温余热回收系统的硫磺制酸装置总的热能回收率达到91%左右,被循环水带走的6%左右的超低温余热未能回收,循环水用量20t/t酸(20吨每吨酸)。或这部分超低温余热用于副产热水,而热水的用途有限,即使副产热水通过有机朗肯循环发电其效率也仅有10%左右,热水或用于采暖或溴化锂机组制冷其使用范围有限,所以利用超低温余热副产热水并未被广泛采用。

[0005] 综合来看,尾气和产品带走的热量(由于温度低没有回收的价值)以及散热损失已经没有进一步回收利用的空间,带低温余热回收系统的硫磺制酸装置还具有回收潜力的是由循环冷却水(或热水回收)带走的这部分热量,占硫磺制酸总热量的6%左右。如何更好地利用目前主要被循环冷却水或副产热水带走的这6%超低温余热成为硫磺制酸装置提高余热回收效率和质量的关键。

发明内容

[0006] 本发明的目的在于提供一种基于冷却热回收利用的硫磺制酸方法,以实现进一步

提高硫磺制酸装置的余热回收率,并进一步提高余热回收质量的目的。

[0007] 本发明还提供了一种基于冷却热回收利用的硫磺制酸方法的系统。

[0008] 为了实现上述目的,本发明采用以下技术手段:

一种基于冷却热回收利用的硫磺制酸方法,采用两转两吸工艺制备硫酸,采用脱盐水作为工艺中的冷却介质,所述脱盐水采用逆流换热的方式依次流经成品酸冷却器、第一干燥酸冷却器、低温热回收二级酸冷却器、一级脱盐水预热器、二吸酸冷却器、二级脱盐水预热器后进入除氧器。

[0009] 所述除氧器中输出的除氧水分别通入第一低温余热锅炉和第二低温余热锅炉;

从低温热回收塔中返回联合循环酸槽的99.4~99.7wt%的串酸依次流经所述第二低温余热锅炉、所述第一低温余热锅炉、所述二级脱盐水预热器以及所述一级脱盐水预热器后返回所述联合循环酸槽。

[0010] 进一步的,从所述联合循环酸槽输出的干燥循环酸分别流入所述第一干燥酸冷却器和第二干燥酸冷却器,所述第一干燥酸冷却器和所述第二干燥酸冷却器输出的干燥循环酸汇总后流入干燥塔,所述第二干燥酸冷却器采用普通循环水冷却。

[0011] 更进一步的,所述成品酸冷却器接收从所述联合循环酸槽输出的95~98wt%成品硫酸,进入所述成品酸冷却器的脱盐水温度为25~30℃,所述成品酸冷却器输出的成品硫酸温度为40℃。

[0012] 更进一步的,所述第一干燥酸冷却器用于接收从所述联合循环酸槽输出的95~98wt%干燥上塔酸,并输出55~65℃的干燥酸至干燥塔。

[0013] 更进一步的,所述低温热回收二级酸冷却器用于接收直接从所述联合循环酸槽中输出的98~98.5wt%的二吸循环酸,并输出60℃的二吸循环酸至低温热回收塔。

[0014] 更进一步的,所述串酸流经所述一级脱盐水预热器后,温度由95~100℃降低至85℃。

[0015] 更进一步的,所述二吸酸冷却器用于接收直接从所述联合循环酸槽中输出的98~98.5wt%的二吸循环酸,并输出65~82℃的二吸循环酸至二吸塔。

[0016] 更进一步的,所述串酸流经所述二级脱盐水预热器后,温度由148~166℃降低至95~100℃,同时流经所述二级脱盐水预热器的脱盐水温度升高至115~120℃进入到所述除氧器。

[0017] 更进一步的,在所述第一低温余热锅炉中,所述串酸的温度由180~190℃降至148~166℃,从所述除氧器中输出的除氧水温度为135℃,所述除氧水在所述第一低温余热锅炉中经蒸发输出0.25~0.4MPaG的低压蒸汽。

[0018] 更进一步的,在所述第一低温余热锅炉与所述第二低温余热锅炉之间还串联有锅炉给水加热器,所述串酸从所述第二低温余热锅炉流出后通过所述锅炉给水加热器进入所述第一低温余热锅炉。

[0019] 同时,本发明还提供一种基于前述的冷却热回收利用的硫磺制酸方法的系统,包括联合循环酸槽,所述联合循环酸槽的干燥循环酸输出端分别通过第一酸路和第二酸路分别连通干燥塔和成品酸冷却器,所述干燥塔的输出端与所述联合循环酸槽连通,所述第一酸路上并联有第一干燥酸冷却器和第二干燥酸冷却器;

所述联合循环酸槽的二吸循环酸输出端分别通过第三酸路和第四酸路分别连通

二吸塔和低温热回收系统,所述第三酸路上连通有二吸酸冷却器,所述低温热回收系统的串酸端通过第五酸路连通第一低压蒸汽副产系统,所述第一低压蒸汽副产系统的出酸端通过第六酸路连通所述联合循环酸槽;

所述第一低压蒸汽副产系统包括沿着酸路依次串联的第一低温余热锅炉、二级脱盐水预热器以及一级脱盐水预热器,所述第一低温余热锅炉与所述第五酸路连通,所述一级脱盐水预热器与所述联合循环酸槽连通;

整个系统的冷却管路依次连通所述成品酸冷却器、所述第一干燥酸冷却器、所述低温热回收系统、所述一级脱盐水预热器、所述二吸酸冷却器以及所述二级脱盐水预热器;

所述第一低温余热锅炉的进水端与除氧器的输出端连通。

[0020] 优选的,所述低温热回收系统用于产出第二低压蒸汽,所述低温热回收系统包括沿着酸路依次连通的低温热回收二级酸冷却器、低温热回收塔、第二低温余热锅炉以及锅炉给水加热器,所述锅炉给水加热器的出酸端与所述第一低温余热锅炉的进酸端连通,所述低温热回收二级酸冷却器与所述联合循环酸槽连通,所述冷却管路连通所述低温热回收二级酸冷却器。

[0021] 更进一步的,所述第二干燥酸冷却器上外接有独立冷水管,用于输入/输出循环水。

[0022] 更进一步的,所述除氧器的输出端还连通所述第二低温余热锅炉,所述除氧器的输出端与所述第二低温余热锅炉之间串联所述锅炉给水加热器。

[0023] 更进一步的,所述除氧器的输出端还连通酸稀释器的进水端,所述酸稀释器的进酸端与所述第二低温余热锅炉的出酸端连通,所述酸稀释器的输出端与所述低温热回收塔的稀释酸进口连通。

[0024] 其中,脱盐水依次经成品酸冷却器、第一干燥酸冷却器、低温热回收二级酸冷却器、一级脱盐水预热器、二吸酸冷却器、二级脱盐水预热器将整个系统用于循环冷却收集的热量进行回收使进入除氧器的脱盐水温度提高到115~120℃,降低除氧器除氧过程中将除氧水升温至135℃的能耗,其中减少除氧器的蒸汽消耗0.07~0.09t/t酸。另外通过第一低温余热锅炉利用低温热回收塔返回联合循环酸槽的串酸中的余热(酸温由180~190℃降低到148~166℃),将135℃除氧水经低压锅炉给水泵增压送入第一低温余热锅炉中副产0.25~0.4MpaG低压饱和蒸汽0.045~0.085t/t酸。从而将低价值的冷却热进行赋值回用。并且,热能回收率从91%提高至95.5~97%左右,硫磺制酸系统的循环水用量从20t/t酸减少到0~5t/t酸。

[0025] 由于气象条件的变化导致空气温度变化以及随进入干燥塔的水蒸汽量变化,在高温、高湿度气象条件下随空气进入的显热以及水蒸汽增加导致空气干燥的冷凝热增加,由于干燥酸温通常在60~75℃左右,导致回收这部分冷却热的代价太大(使一直循环的脱盐水过快过高的上升问题,造成热交换效率降低),于是设置第一干燥酸冷却器采用脱盐水冷却部分干燥上塔酸,设置第二干燥酸冷却器采用外部的循环水冷却部分干燥上塔酸,从而将部分因高湿、高温气象条件下进入系统的热量进行分离。控制进入除氧器的脱盐水温度为115~120℃用于调节第二干燥酸冷却器的酸量及循环冷却水量,使系统保持在可控的最佳操作区间,循环冷却水量最大为5t/t酸,在空气湿度低的气象条件下可将循环冷却水量减少到0t/t酸。

[0026] 而且,整个系统副产的部分0.25~0.4MpaG低压蒸汽通入除氧器以满足除氧对低压蒸汽的需求,剩余的低压蒸汽还可以喷射进入制酸系统,转化并产出0.8~1.0MpaG低压蒸汽,回收的0.25~0.4MpaG低压蒸汽在装置内部实现了全部综合利用,最终的结果是置换出更多的0.8~1.0MpaG低压蒸汽进行外供,使硫磺制酸装置0.8~1.0MpaG低压蒸汽净产出(外供)增加0.13~0.17t/t酸,以实现超低温余热的高值化回收利用。

[0027] 因而,本申请涉及的基于冷却热回收利用的硫磺制酸方法具备以下有益效果:

本发明硫磺制酸系统将硫磺制酸装置的热能回收率由91%提高到95.5~97%左右,使回收难度最高的冷却热实现高值化回收。

[0028] 本发明回收硫磺制酸系统的冷却热提高进除氧器脱盐水温度以减少低压蒸汽消耗并副产0.25~0.4MpaG低压蒸汽,并将副产的低压蒸汽用于除氧(传统的硫酸装置没有0.25~0.4MpaG等级的低压蒸汽,一般采用0.8~1.0MpaG的低压蒸汽经减压后进行热力除氧,此部分0.8~1.0MpaG低压蒸汽的降级使用造成了浪费),以满足除氧器对低压蒸汽的需求,剩余部分低压蒸汽可喷射进入低温余热回收系统转化为0.8~1.0MpaG低压蒸汽产出,实现了脱盐水温度提高和产0.25~0.4MpaG低压蒸汽产量之间的平衡,回收的冷却热实现了低压蒸汽内部消耗减少和产出增加,最终的结果是0.8~1.0MpaG低压蒸汽净产出增加,硫磺制酸系统0.8~1.0MpaG低压蒸汽净产出提高到0.43~0.47t/t酸,低压蒸汽净产出(外供)增加0.13~0.17t/t酸。以80万吨硫磺制酸装置为例,每年增加的蒸汽净产出价值1040~1360万元(0.8~1.0MpaG低压蒸汽按100元/吨计价)。硫磺制酸装置内部实现了能源的梯级综合利用,冷却热实现了高值化回收利用。

[0029] 与传统的回收硫磺制酸系统冷却热副产热水,提高进除氧器脱盐水温度到85~95℃减少蒸汽消耗,或将多余的热水通过有机朗肯循环用于发电(发电效率仅10%左右),或将多余的热水用于溴化锂机组制冷或供热相比,本发明副产的0.25~0.4MpaG低压蒸汽用途和价值都得到很大提升,通过置换原来降级使用的用于除氧的0.8~1.0MpaG低压蒸汽,并将剩余的0.25~0.4MpaG低压蒸汽喷射进入低温余热回收系统转化为0.8~1.0MpaG低压蒸汽,使硫磺制酸装置净产出的0.8~1.0MpaG低压蒸汽增加,使回收的热能品位得到提升,蒸汽的用途更加广泛、且价值更高,如净产出增加的0.8~1.0MpaG低压蒸汽用于发电,效率可达到62%,与热水发电相比能源利用效率有质的提升。

[0030] 本发明硫磺制酸系统的热能回收率由91%提高到95.5~97%左右,对应的硫磺制酸系统(带低温余热回收系统)循环水用量由20t/t酸降低到0~5t/t酸,可节约循环水站、循环水管道及运行的动力消耗费用合计0.87~1.16元/t酸;回收超低温余热增加的投资及运行动力消耗费用合计0.6元/t酸,以建设一套80万吨硫磺制酸装置为例每年可以节约费用21.6~44.8万元。

[0031] 本发明不需要对两转两吸工艺做大的调整,仅需对换热网络和设备进行重构,且对新建装置和老装置改造都较容易实现。国内硫磺制酸系统产能5800万吨,回收这部分冷却热减少蒸汽消耗以及副产0.25~0.4MpaG低压饱和蒸汽合计增加蒸汽净产出754~986万吨/年,具有很大的回收利用价值。与传统的工艺相比减少了循环水站的投资和动力消耗,与副产热水相比副产品的价值有很大提升,整个工艺流程简单、运行成本低。

附图说明

[0032] 图1为本发明回收工艺系统流程图。

[0033] 其中,1-成品酸冷却器、2-第一干燥酸冷却器、3-低温热回收二级酸冷却器、4-一级脱盐水预热器、5-二吸酸冷却器、6-二级脱盐水预热器、7-除氧器、8-第一低温余热锅炉、9-第二低温余热锅炉、10-低温热回收塔、11-联合循环酸槽、12-第二干燥酸冷却器、13-干燥塔、14-二吸塔、15-锅炉给水加热器、16-第一酸路、17-第二酸路、18-干燥循环酸输出端、19-二吸循环酸输出端、20-第三酸路、21-第四酸路、22-第五酸路、23-第六酸路、24-冷水管、25-酸稀释器。

具体实施方式

[0034] 为使本发明实施方式的目的、技术方案和优点更加清楚,下面将结合本发明实施方式中的附图,对本发明实施方式中的技术方案进行清楚、完整地描述,显然,所描述的实施方式是本发明一部分实施方式,而不是全部的实施方式。通常在此处附图中描述和示出的本发明实施方式的组件可以用各种不同的配置来布置和设计。

[0035] 因此,以下对在附图中提供的本发明的实施方式的详细描述并非旨在限制要求保护的本发明的范围,而是仅仅表示本发明的选定实施方式。基于本发明中的实施方式,本领域普通技术人员在没有作出创造性劳动前提下所获得的所有其他实施方式,都属于本发明保护的范围。

[0036] 需要说明的是,在不冲突的情况下,本发明中的实施方式及实施方式中的特征可以相互组合。

[0037] 应注意到:相似的标号和字母在下面的附图中表示类似项,因此,一旦某一项在一个附图中被定义,则在随后的附图中不需要对其进行进一步定义和解释。

[0038] 在本发明的描述中,需要说明的是,术语“中心”、“上”、“下”、“左”、“右”、“竖直”、“水平”、“内”、“外”等指示的方位或位置关系为基于附图所示的方位或位置关系,或者是该发明产品使用时惯常摆放的方位或位置关系,或者是本领域技术人员惯常理解的方位或位置关系,仅是为了便于描述本发明和简化描述,而不是指示或暗示所指的装置或元件必须具有特定的方位、以特定的方位构造和操作,因此不能理解为对本发明的限制。此外,术语“第一”、“第二”等仅用于区分描述,而不能理解为指示或暗示相对重要性。

[0039] 在本发明的描述中,还需要说明的是,除非另有明确的规定和限定,术语“设置”、“安装”、“相连”、“连接”应做广义理解,例如,可以是固定连接,也可以是可拆卸连接,或一体地连接;可以是机械连接,也可以是电连接;可以是直接相连,也可以通过中间媒介间接相连,可以是两个元件内部的连通。对于本领域的普通技术人员而言,可以具体情况理解上述术语在本发明中的具体含义。

[0040] 如图1所示,采用一种基于冷却热回收利用的硫磺制酸系统进行硫酸的制备。

[0041] 对于前述的基于冷却热回收利用的硫磺制酸系统而言,其包括联合循环酸槽11,所述联合循环酸槽11的干燥循环酸输出端18分别通过第一酸路16和第二酸路17分别连通干燥塔13和成品酸冷却器1,所述干燥塔13的输出端与所述联合循环酸槽11连通,所述第一酸路16上并联有第一干燥酸冷却器2和第二干燥酸冷却器12;

所述联合循环酸槽11的二吸循环酸输出端19分别通过第三酸路20和第四酸路21

分别连通二吸塔14和低温热回收系统,所述第三酸路20上连通有二吸酸冷却器5,所述低温热回收系统的串酸端通过第五酸路22连通第一低压蒸汽副产系统,所述第一低压蒸汽副产系统的出酸端通过第六酸路23连通所述联合循环酸槽11;

所述第一低压蒸汽副产系统包括沿着酸路依次串联的第一低温余热锅炉8、二级脱盐水预热器6以及一级脱盐水预热器4,所述第一低温余热锅炉8与所述第五酸路22连通,所述一级脱盐水预热器4与所述联合循环酸槽11连通;

整个系统的冷却管路依次连通所述成品酸冷却器1、所述第一干燥酸冷却器2、所述低温热回收系统、所述一级脱盐水预热器4、所述二吸酸冷却器5以及所述二级脱盐水预热器6;

所述第一低温余热锅炉8的进水端与除氧器7的输出端连通。

[0042] 同时,所述低温热回收系统用于产出第二低压蒸汽,所述低温热回收系统包括沿着酸路依次连通的低温热回收二级酸冷却器3、低温热回收塔10、第二低温余热锅炉9以及锅炉给水加热器15,所述锅炉给水加热器15的出酸端与所述第一低温余热锅炉8的进酸端连通,所述低温热回收二级酸冷却器3与所述联合循环酸槽11连通,所述冷却管路连通所述低温热回收二级酸冷却器3。

[0043] 并且,所述第二干燥酸冷却器12上外接有独立冷水管24,用于输入/输出循环水。

[0044] 再者,所述除氧器7的输出端还连通所述第二低温余热锅炉9,所述除氧器7的输出端与所述第二低温余热锅炉9之间串联所述锅炉给水加热器15。

[0045] 而且,所述除氧器7的输出端还连通酸稀释器25的进水端,所述酸稀释器25的进酸端与所述第二低温余热锅炉9的出酸端连通,所述酸稀释器25的输出端与所述低温热回收塔10的稀释酸进口连通。

实施例1

[0046] 应用本发明的硫磺制酸系统,采用脱盐水经过冷却管路依次经成品酸冷却器1、第一干燥酸冷却器2、低温热回收二级酸冷却器3、一级脱盐水预热器4、二吸酸冷却器5、二级脱盐水预热器6将低温硫酸的超低温余热进行回收提高进除氧器7的脱盐水温度以减少低压蒸汽消耗。另外利用低温余热回收系统返回联合循环酸槽串酸的部分余热通过第一低温余热锅炉8副产低压蒸汽。

[0047] 硫磺制酸装置规模80万吨/年,硫酸产量100t/h,大气温度25℃、相对湿度75%,空气带入硫磺制酸装置的水蒸汽为4030Kg/h,根据装置水平衡核算,成品硫酸浓度98%。

[0048] 具体的:将98wt%成品硫酸经成品酸冷却器1用脱盐水进行冷却,成品硫酸温度由69℃降低到40℃,脱盐水温度由25℃升高到31℃。

[0049] 将98wt%的干燥上塔酸经第一干燥酸冷却器2用脱盐水进行冷却,干燥酸温度由69℃降低到65℃,脱盐水温度由31℃升高到44℃。

[0050] 将98wt%的低温余热回收二级上塔酸经低温热回收二级酸冷却器3用脱盐水进行冷却,酸温由97℃降低到60℃,脱盐水温度由44℃升高到58℃。

[0051] 将低温热回收塔10返回联合循环酸槽11的99.6wt%串酸经一级脱盐水预热器4使用脱盐水进行冷却,低温热回收塔10返回干吸系统串酸温度由98℃降低到85℃,脱盐水温度由58℃升高到65℃。

[0052] 将二吸上塔98wt%硫酸经二吸酸冷却器5使用脱盐水进行冷却,二吸上塔硫酸温度

由97℃降低到82℃,脱盐水温度由65℃升高到82℃。

[0053] 将低温热回收塔10返回联合循环酸槽11的99.6wt%串酸经二级脱盐水预热器6使用脱盐水进行冷却,低温热回收塔10返回联合循环酸槽11的串酸温度由157℃降低到98℃,脱盐水温度由82℃升高到115℃。

[0054] 135℃锅炉给水送至第一低温余热锅炉8与低温热回收塔10返回联合循环酸槽11的串酸进行换热,低温热回收塔10返回联合循环酸槽11的串酸温度由187℃降低到157℃,副产0.3MpaG、144℃低压饱和蒸汽6.6t/h。硫磺制酸装置(带低温余热回收系统)的循环水用量从20t/t酸减少到0t/t酸($\Delta t=8^{\circ}\text{C}$),硫磺制酸装置的热能回收率由91%提高到97%左右。

[0055] 本发明副产的0.3MpaG低压蒸汽中6.4t/h通入除氧器7以满足除氧的需求,本发明回收的0.3MpaG低压蒸汽在装置内部实现综合利用。

实施例2

[0056] 硫磺制酸装置规模80万吨/年,硫酸产量100t/h,大气温度33℃、相对湿度88%,空气带入硫磺制酸装置的水蒸汽为7667Kg/h,根据装置水平衡成品硫酸浓度95%。由于空气温度高、湿度大,带入硫磺制酸装置系统的空气显热以及水蒸汽潜热增加,根据系统热量平衡需要将部分干燥酸的热量通过循环冷却水带走,以实现装置内部利用超低温余热加热的脱盐水和副产的0.25MPaG低压蒸汽平衡。

[0057] 采用脱盐水经过冷却管路依次经成品酸冷却器1、第一干燥酸冷却器2、低温热回收二级酸冷却器3、一级脱盐水预热器4、二吸酸冷却器5、二级脱盐水预热器6将低温硫酸的超低温余热进行回收提高进除氧器7的脱盐水温度以减少低压蒸汽消耗。另外利用低温余热回收系统返回干吸系统串酸的部分余热通过第一低温余热锅炉8副产低压蒸汽。采用循环冷却水经第二干燥酸冷却器12将部分进入制酸系统的干燥循环酸余热带走。

[0058] 具体的:将95wt%成品硫酸经成品酸冷却器1用脱盐水进行冷却,成品硫酸温度由65℃降低到40℃,脱盐水温度由30℃升高到36℃。

[0059] 将95wt%的干燥上塔酸经第一干燥酸冷却器2用脱盐水进行冷却,干燥酸温度由65℃降低到55℃,脱盐水温度由36℃升高到52℃。

[0060] 将98.5wt%的低温余热回收二级上塔酸经低温热回收二级酸冷却器3用脱盐水进行冷却,酸温由98℃降低到60℃,脱盐水温度由52℃升高到66℃。

[0061] 将低温热回收塔10返回联合循环酸槽11的99.4 wt%串酸经一级脱盐水预热器4使用脱盐水进行冷却,低温热回收塔10返回干吸系统串酸温度由98℃降低到85℃,脱盐水温度由66℃升高到73℃。

[0062] 将二吸上塔98.5wt%硫酸经二吸酸冷却器5使用脱盐水进行冷却,二吸上塔硫酸温度由98℃降低到82℃,脱盐水温度由73℃升高到91℃。

[0063] 将低温热回收塔10返回联合循环酸槽11的99.4wt%串酸经二级脱盐水预热器6使用脱盐水进行冷却,低温热回收塔10返回联合循环酸槽11的串酸温度由150℃降低到98℃,脱盐水温度由91℃升高到120℃。

[0064] 135℃锅炉给水送至第一低温余热锅炉8与低温余热回收系统返回干吸系统的串酸进行换热,低温余热回收系统返回干吸系统的串酸温度由187℃降低到150℃,副产0.25MpaG、139℃低压饱和蒸汽8t/h。硫磺制酸系统(带低温余热回收系统)的循环水用量从

20t/t酸减少到4.6t/t酸($\Delta t=8^{\circ}\text{C}$),硫磺制酸系统的热能回收率达到95.6%左右。

[0065] 将部分95wt%的干燥上塔酸经第二干燥酸冷却器12用外部额外的循环冷却水进行冷却,干燥酸温度由65 $^{\circ}\text{C}$ 降低到55 $^{\circ}\text{C}$,循环水温度由33 $^{\circ}\text{C}$ 升高到41 $^{\circ}\text{C}$,循环冷却水用量460t/h。

[0066] 本发明副产的0.25MpaG低压蒸汽有4.5t/h通入除氧器7以满足除氧的需求,剩余的3.5t/h低压蒸汽喷射进入低温热回收塔10转化并通过第二低温余热锅炉9多产出3.5t/h低压蒸汽(0.8~1.0MpaG),本发明回收的0.25MpaG低压蒸汽在装置内部实现全部综合利用。本实施例由于大气温度高、湿度大,空气带入硫酸装置的空气显热及水蒸汽潜热增加,带入系统的热量增加,虽然净产出的蒸汽增加,但总的热回收率稍微有所降低。

实施例3

[0067] 硫磺制酸装置规模80万吨/年,硫酸产量100t/h,大气温度30 $^{\circ}\text{C}$ 、相对湿度75%,空气带入硫磺制酸装置的水蒸汽为5450Kg/h,根据装置水平衡核算,装置工艺补水0Kg/h,成品酸浓度97%。

[0068] 采用脱盐水经过冷却管路依次经成品酸冷却器1、第一干燥酸冷却器2、低温热回收二级酸冷却器3、一级脱盐水预热器4、二吸酸冷却器5、二级脱盐水预热器6将低温硫酸的超低温余热进行回收提高进除氧器7的脱盐水温度以减少低压蒸汽消耗。另外利用低温余热回收系统返回干吸系统串酸的部分余热通过第一低温余热锅炉8副产低压蒸汽。采用循环冷却水经第二干燥酸冷却器12将部分进入制酸系统的干燥循环酸余热带走。

[0069] 具体的:将97wt%成品硫酸经成品酸冷却器1用脱盐水进行冷却,成品硫酸温度由71 $^{\circ}\text{C}$ 降低到40 $^{\circ}\text{C}$,脱盐水温度由30 $^{\circ}\text{C}$ 升高到37 $^{\circ}\text{C}$ 。

[0070] 将97wt%的干燥上塔酸经第一干燥酸冷却器2用脱盐水进行冷却,干燥酸温度由71 $^{\circ}\text{C}$ 降低到65 $^{\circ}\text{C}$,脱盐水温度由37 $^{\circ}\text{C}$ 升高到54 $^{\circ}\text{C}$ 。

[0071] 将98.5wt%的低温余热回收二级上塔酸经低温热回收二级酸冷却器3用脱盐水进行冷却,酸温由103 $^{\circ}\text{C}$ 降低到60 $^{\circ}\text{C}$,脱盐水温度由54 $^{\circ}\text{C}$ 升高到70 $^{\circ}\text{C}$ 。

[0072] 将低温热回收塔10返回联合循环酸槽11的99.5wt%串酸经一级脱盐水预热器4使用脱盐水进行冷却,低温热回收塔10返回干吸系统串酸温度由98 $^{\circ}\text{C}$ 降低到85 $^{\circ}\text{C}$,脱盐水温度由70 $^{\circ}\text{C}$ 升高到77 $^{\circ}\text{C}$ 。

[0073] 将二吸上塔98.5wt%硫酸经二吸酸冷却器5使用脱盐水进行冷却,二吸上塔硫酸温度由103 $^{\circ}\text{C}$ 降低到82 $^{\circ}\text{C}$,脱盐水温度由77 $^{\circ}\text{C}$ 升高到92 $^{\circ}\text{C}$ 。

[0074] 将低温热回收塔10返回联合循环酸槽11的99.5wt%串酸经二级脱盐水预热器6使用脱盐水进行冷却,低温热回收塔10返回联合循环酸槽11的串酸温度由149降低到98 $^{\circ}\text{C}$,脱盐水温度由92 $^{\circ}\text{C}$ 升高到120 $^{\circ}\text{C}$ 。

[0075] 135 $^{\circ}\text{C}$ 锅炉给水送至第一低温余热锅炉8与低温余热回收系统返回干吸系统的串酸进行换热,低温余热回收系统返回干吸系统的串酸温度由187 $^{\circ}\text{C}$ 降低到149 $^{\circ}\text{C}$,副产0.25MpaG、139 $^{\circ}\text{C}$ 低压饱和蒸汽8.5t/h。硫磺制酸系统(带低温余热回收系统)的循环水用量从20t/t酸减少到0.8t/t酸($\Delta t=8^{\circ}\text{C}$),硫磺制酸系统的热能回收率达到96.8%左右。

[0076] 将部分97wt%的干燥上塔酸经第二干燥酸冷却器12用外部额外的循环冷却水进行冷却,干燥酸温度由71 $^{\circ}\text{C}$ 降低到65 $^{\circ}\text{C}$,循环水温度由33 $^{\circ}\text{C}$ 升高到41 $^{\circ}\text{C}$,循环冷却水用量80t/h。

[0077] 本发明副产的0.25MpaG低压蒸汽有4.5t/h通入除氧器7以满足除氧的需求,剩余的4t/h低压蒸汽喷射进入低温热回收塔10转化并通过第二低温余热锅炉9多产出4t/h低压蒸汽(0.8~1.0MpaG),本发明回收的0.25MpaG低压蒸汽在装置内部实现全部综合利用。

实施例4

[0078] 硫磺制酸装置规模80万吨/年,硫酸产量100t/h,大气温度18℃、相对湿度70%,空气带入硫磺制酸系统的水蒸汽为2430Kg/h,根据装置水平衡核算,装置工艺补水2030Kg/h,成品酸浓度98%。

[0079] 采用脱盐水经过冷却管路依次经成品酸冷却器1、第一干燥酸冷却器2、低温热回收二级酸冷却器3、一级脱盐水预热器4、二吸酸冷却器5、二级脱盐水预热器6将低温硫酸的超低温余热进行回收提高进除氧器7的脱盐水温度以减少低压蒸汽消耗。另外利用低温余热回收系统返回干吸系统串酸的部分余热通过第一低温余热锅炉8副产低压蒸汽。

[0080] 具体的:将98wt%成品硫酸经成品酸冷却器1用脱盐水进行冷却,成品硫酸温度由62℃降低到40℃,脱盐水温度由25℃升高到30℃。

[0081] 将98.5wt%的干燥上塔酸经第一干燥酸冷却器2用脱盐水进行冷却,干燥酸温度由62℃降低到60℃,脱盐水温度由30℃升高到35℃。

[0082] 将98.5wt%的低温热回收二级上塔酸经低温热回收二级酸冷却器3用脱盐水进行冷却,酸温由101℃降低到60℃,脱盐水温度由35℃升高到50℃。

[0083] 将低温热回收塔10返回联合循环酸槽11的99.7 wt%串酸经一级脱盐水预热器4使用脱盐水进行冷却,低温热回收塔10返回干吸系统串酸温度由98℃降低到85℃,脱盐水温度由50℃升高到57℃。

[0084] 将二吸上塔98.5wt%硫酸经二吸酸冷却器5使用脱盐水进行冷却,二吸上塔硫酸温度由101℃降低到65℃,脱盐水温度由57℃升高到82℃。

[0085] 将低温热回收塔10返回联合循环酸槽11的99.7 wt%串酸经二级脱盐水预热器6使用脱盐水进行冷却,低温热回收塔10返回联合循环酸槽11的串酸温度由166降低到98℃,脱盐水温度由82℃升高到120℃。

[0086] 135℃锅炉给水送至第一低温余热锅炉8与低温热回收塔10返回联合循环酸槽11的串酸进行换热,低温热回收塔10返回联合循环酸槽11的串酸温度由187℃降低到166℃,副产0.4MpaG、152℃低压饱和蒸汽4.7t/h。硫磺制酸系统(带低温余热回收系统)的循环水用量从20t/t酸减少到0t/t酸($\Delta t=8^{\circ}\text{C}$),硫磺制酸装置的热能回收率达到97%左右。

[0087] 本发明副产的0.4MpaG低压蒸汽4.5t/h通入除氧器7以满足除氧的需求,本发明回收的0.4MpaG低压蒸汽在装置内部基本实现全部综合利用。

[0088] 尽管参照前述实施例对本发明进行了详细的说明,对于本领域的技术人员来说,其依然可以对前述各实施例所记载的技术方案进行修改,或者对其中部分技术特征进行等同替换,凡在本发明的精神和原则之内,所作的任何修改、等同替换、改进等,均应包含在本发明的保护范围之内。

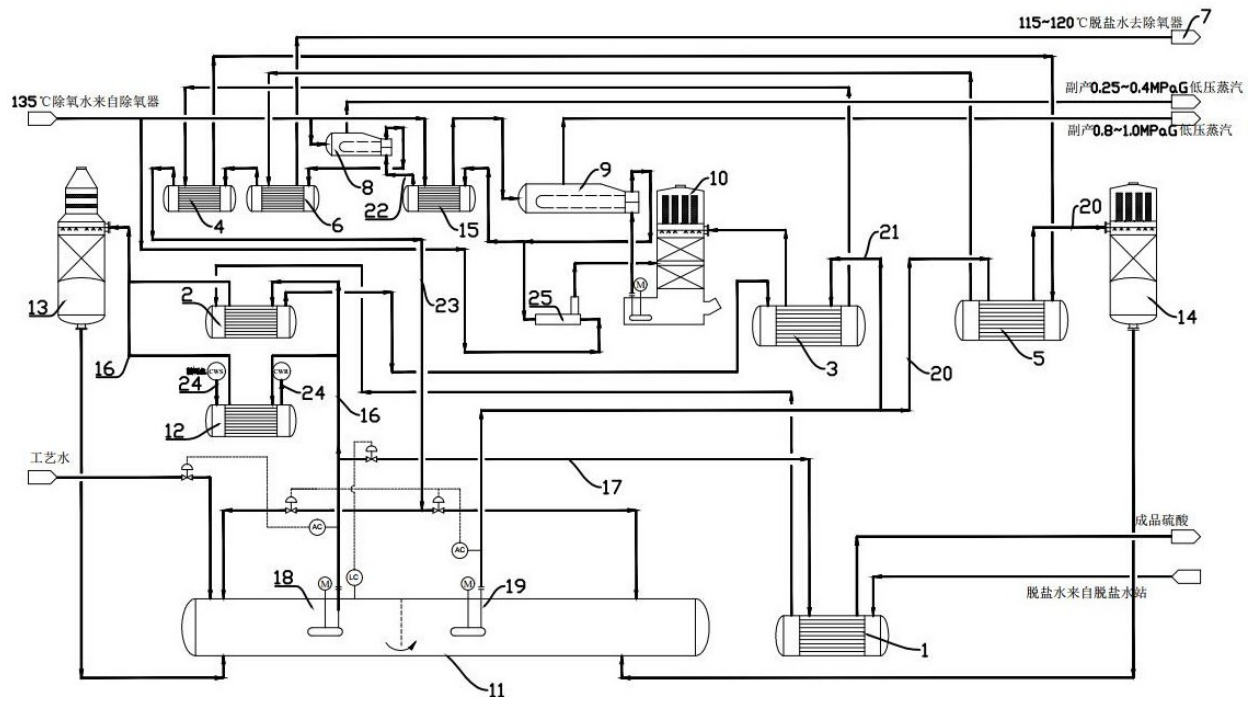


图 1