



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 105233689 B

(45)授权公告日 2017.05.24

(21)申请号 201510709641.9

(22)申请日 2015.10.28

(65)同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 105233689 A

(43)申请公布日 2016.01.13

(73)专利权人 铜陵有色金属集团股份有限公司
铜冠冶化分公司

地址 244000 安徽省铜陵市翠湖六路铜陵
有色循环经济工业园

专利权人 合肥工业大学

(72)发明人 左永伟 徐光泽 李正贤 魏凤玉
崔鹏 徐洁书 陈家欢 王天保

(74)专利代理机构 合肥金安专利事务所 34114
代理人 金惠贞

(51)Int.Cl.

B01D 53/96(2006.01)

B01D 53/78(2006.01)

B01D 53/50(2006.01)

审查员 孙黎

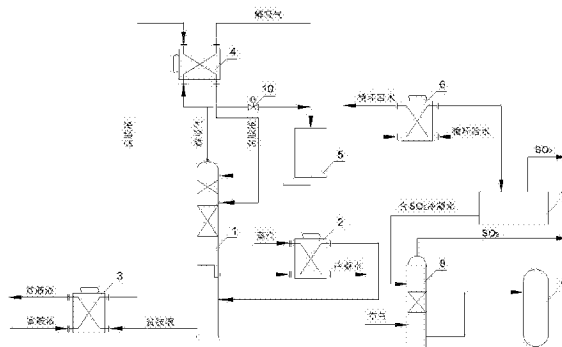
权利要求书1页 说明书4页 附图1页

(54)发明名称

一种高效低能耗的有机胺湿法烟气脱硫解吸系统

(57)摘要

本发明涉及一种高效低能耗的有机胺湿法烟气脱硫解吸系统。该解吸系统包括解吸塔、再沸器、贫富胺液热交换器、富胺加热器、一级分离器、冷凝冷却器、二级分离器、脱吸塔、胺液净化系统、电动调节阀。采用解吸塔顶部的含SO₂的高温饱和水蒸汽(简称解吸气)直接作为富胺液的二次加热介质,使得进塔富胺液处于泡点温度,即采取高温解吸气逐级冷凝冷却余热利用、富胺液泡点进料、冷凝液泡点回流一体化工艺系统,从而实现有效回用余热、减少冷却水和加热蒸汽用量,使得解吸塔解吸SO₂效率提高,节能效果非常显著。



1. 一种高效低能耗的有机胺湿法烟气脱硫解吸系统,包括解吸塔(1)、贫富胺液热交换器(3)、富胺加热器(4)、脱吸塔(8)和胺液净化系统(9),在解吸塔(1)和脱吸塔(8)之间串联设有冷凝冷却器(6)和分离器,解吸塔(1)的粗馏段设有再沸器(2);其特征在于:

所述分离器包括一级分离器(5)和二级分离器(7);所述冷凝冷却器(6)位于一级分离器(5)和二级分离器(7)之间;所述一级分离器(5)连通着解吸塔(1),一级分离器(5)和解吸塔(1)之间设有富胺加热器(4);所述二级分离器(7)连通着脱吸塔(8);

温度35~45℃的富胺液先与从解吸塔(1)的塔釜出来的110~115℃的高温贫胺液在贫富胺液热交换器(3)中进行一次升温到70~75℃,再输送至富胺加热器(4)进行二次升温到98~102℃,泡点进入解吸塔(1);在解吸塔(1)内,生蒸汽提供热量使富胺液中的SO₂脱吸,含SO₂的高温饱和水蒸汽上升到解吸塔顶部,在富胺加热器(4)中作为富胺的加热源,换热后的气液混合物进入一级分离器中分离,98~102℃的冷凝液泡点回流到解吸塔精馏段,气体经过冷凝冷却器(6)冷却至35~45℃,经二级分离器得到高纯度的二氧化硫气体,含少量二氧化硫的冷凝液经过脱吸塔(8)和胺液净化系统(9)回收其中的有机胺。

2. 根据权利要求1所述的一种高效低能耗的有机胺湿法烟气脱硫解吸系统,其特征在于:

贫富胺液热交换器(3)的富胺液出口串联着富胺加热器(4)的富胺进口,富胺加热器(4)的富胺出口连通着解吸塔(1)的富胺进口;解吸塔(1)的解吸气出口通过三通管分别连通着富胺加热器(4)的解吸气进口和一级分离器(5)的进口,富胺加热器(4)的解吸气出口连通着一级分离器(5)的进口;

所述一级分离器(5)的第一出口连通着解吸塔(1)的精馏段;一级分离器(5)的第二出口连通着冷凝冷却器(6)的进口,冷凝冷却器(6)的出口连通着二级分离器(7)的进口,二级分离器(7)的气体出口得到高纯度的二氧化硫气体;二级分离器(7)的冷凝水出口连通着脱吸塔(8)的进口。

3. 根据权利要求1或2所述的一种高效低能耗的有机胺湿法烟气脱硫解吸系统,其特征在于:所述富胺加热器(4)为可拆卸式板式换热器,材质为SMO254。

4. 根据权利要求2所述的一种高效低能耗的有机胺湿法烟气脱硫解吸系统,其特征在于:一级分离器(5)的进口管道上设有调节阀(10)。

5. 根据权利要求4所述的一种高效低能耗的有机胺湿法烟气脱硫解吸系统,其特征在于:所述调节阀(10)为电动调节阀。

一种高效低能耗的有机胺湿法烟气脱硫解吸系统

技术领域

[0001] 本发明涉及化工、冶金、钢铁等行业的烟气脱硫领域，具体涉及一种有机胺湿法烟气脱硫解吸系统。

背景技术

[0002] 有机胺湿法烟气脱硫技术主要是利用吸收剂选择性地与二氧化硫反应生成胺盐，富含二氧化硫的胺盐溶液通过加热、汽提回收高浓度二氧化硫气体，有机胺得到再生循环利用，因此该工艺具有脱硫效率高、脱硫剂可以循环使用、SO₂资源化利用、不产生二次污染等优点。但在实际工程应用中存在着吸收剂解吸再生过程解吸率低，蒸汽消耗大、能耗高等问题。

[0003] 目前，有机胺烟气脱硫工艺中，吸收SO₂后的富胺液(40-45℃)在贫富胺液热交换器中与解吸塔外排的高温贫胺液进行换热升温后(75℃左右，低于泡点)进入解吸塔解吸，解吸出的高温SO₂饱和水蒸汽(温度约为105~110℃，简称解吸汽)经冷凝冷却器及汽水分离，高浓度的SO₂气体送往制酸单元，低温冷凝液体(40℃左右)部分回流至解吸塔。此工艺中，为了冷却冷凝解吸汽需消耗大量的冷却水，换热器所需的换热面积很大。另外，富胺液的进料温度及回流液温度都较低(低于泡点)，一方面导致解吸塔内温度降低，增大了解吸塔的液体回流量和高温生蒸汽的耗量，使整个有机胺脱硫系统的能耗很大；另一方面，低温冷凝液中主要含水、饱和的亚硫酸和少量的吸收剂，将低温冷凝液直接回流入塔，造成解吸出来的SO₂随着回流液重新带回塔内，势必会增大解吸塔解吸SO₂的负荷，解吸效率降低。

[0004] 为解决脱硫剂解吸能耗高的问题，江苏科圣热能设备工程有限公司利用高温解吸汽的热能，发明了将解吸塔塔顶的高温解吸汽加热吸收塔排出的低温烟道气的工艺(CN102580469A)，降低了解吸塔顶的冷凝器冷却水用量，同时节省了低温烟道气加热所需的能量，设备制造成本低，降低了烟气脱硫的能耗。北京国电龙源环保工程有限公司提出了一种有机胺烟气脱硫的解吸回流液余热回收系统(CN203724989U)及一种有机胺烟气脱硫的解析系统(CN203725033U)，将从解吸塔解吸出来的SO₂饱和蒸汽经离心式压缩机压缩、三次逐级冷却至较低的温度40~45℃后进入SO₂汽水分离器，冷凝的解吸液再由泵送至回流液加热器，经过第一再沸器排出的蒸汽凝结水加热，将解吸液温度加热到85℃进入解吸塔内解吸。此技术较充分的利用了能源，但系统中增加了压缩机、回流泵、二次再沸器等，工艺相对复杂。

发明内容

[0005] 本发明针对现有机胺脱硫系统中存在着吸收剂解吸再生过程蒸汽消耗大、能耗高，解吸效率低等问题，通过系统改进，采用解吸塔顶部的含SO₂的高温饱和水蒸汽(简称解吸汽)直接作为富胺液的二次加热介质，使得进塔富胺液处于泡点温度，即采取高温解吸汽逐级冷凝冷却余热利用、富胺液泡点进料、冷凝液泡点回流一体化工艺系统，从而实现有效回用余热、减少冷却水和加热蒸汽用量，使得解吸塔解吸SO₂效率提高，节能效果非常显著。

[0006] 一种高效低能耗的有机胺湿法烟气脱硫解吸系统包括解吸塔1、贫富胺液热交换器3、富胺加热器4、脱吸塔8和胺液净化系统9,在解吸塔1和脱吸塔8之间串联设有冷凝冷却器6和分离器,解吸塔1的粗馏段设有再沸器2;

[0007] 所述分离器包括一级分离器5和二级分离器7;所述冷凝冷却器6位于一级分离器5和二级分离器7之间;所述一级分离器5连通着解吸塔1,一级分离器5和解吸塔1之间设有富胺加热器4;所述二级分离器7连通着脱吸塔8;

[0008] 温度35~45℃的富胺液先与从解吸塔1的塔釜出来的110~115℃的高温贫胺液在贫富胺液热交换器3中进行一次升温到70~75℃,再输送至富胺加热器4进行二次升温到98~102℃,泡点进入解吸塔1;在解吸塔1内,生蒸汽提供热量使富胺液中的SO₂脱吸,气态的解吸气SO₂水蒸汽上升到解吸塔顶部,在富胺加热器4中作为富胺的加热源,换热后的气液混合物进入一级分离器中分离,98~102℃的冷凝液泡点回流到解吸塔精馏段,气体经过冷凝冷却器6冷却至35~45℃,经二级分离器得到高纯度的二氧化硫SO₂气体,含少量二氧化硫SO₂的冷凝液经过脱吸塔8和胺液净化系统9回收其中的有机胺。

[0009] 所述贫富胺液热交换器3的富胺液出口串联着富胺加热器4的富胺进口,富胺加热器4的富胺出口连通着解吸塔1的富胺进口;解吸塔1的解吸气出口通过三通管分别连通着富胺加热器4的解吸气进口和一级分离器5的进口,富胺加热器4的解吸气出口连通着一级分离器5的进口;

[0010] 所述一级分离器5的第一出口连通着解吸塔1的精馏段;一级分离器5的第二出口连通着冷凝冷却器6的进口,冷凝冷却器6的出口连通着二级分离器7的进口,二级分离器7的气体出口得到高纯度的二氧化硫SO₂气体;二级分离器7的冷凝水出口连通着脱吸塔8的进口。

[0011] 所述富胺加热器4为可拆卸式板式换热器,材质为SM0254。

[0012] 所述一级分离器5的进口管道上设有调节阀10。

[0013] 所述调节阀10为电动调节阀。

[0014] 与现有技术相比,本发明具有以下优点:

[0015] (1) 采用解吸塔顶部的高温解吸气直接作为富胺液的二次加热介质,既节省了了解吸塔再沸器生蒸汽的使用量,又节约了解吸塔顶冷凝器的冷却水用量,解吸系统的能耗大大降低,蒸汽消耗量比原来节省了约30%左右,冷却水用量比原来减少了约20%左右。

[0016] (2) 解吸塔顶部解吸出的解吸气被低温富胺液冷却冷凝后,进入一级气液分离器,分离出的冷凝液泡点回流入塔,由于冷凝液温度较高(100℃左右),其中的SO₂含量很低,避免了原低温冷凝液(45℃左右)将解吸出来的SO₂随着回流液重新带回塔内的现象,解吸效率由原来的95%左右提高到99%左右。

[0017] (3) 通过设置解吸气旁路及调节阀,将解吸顶部的高温解吸气一部分送至富胺加热器、作为富胺液的加热源,一部分直接连至一级气液分离器,控制解吸气冷却到饱和状态不过冷,实现冷凝液的泡点回流,减少回流冷凝液中的二氧化硫含量;还可灵活地调节进塔富胺液的温度,实现泡点进料。

[0018] (4) 本发明中除解吸塔再沸器由0.25MPa~0.6MPa(表压)的生蒸汽提供热源外,其它换热器的热源均源于解吸塔自身,热能梯级利用。

[0019] (5) 解吸气经冷却器进一步冷却至35~45℃,一方面脱除SO₂中的湿份,得到高纯

度的SO₂气体,实现硫资源的有效利用;另一方面,能将解吸气中夹带的少量有机胺脱硫剂冷凝回收,降低了吸收剂的挥发损失,使吸收剂的使用周期延长,还避免了吸收剂的挥发对环境造成的污染。

[0020] (6)通过设置脱吸塔,将从二级分离器出来的冷却液中含有少量的SO₂脱除,净化后的冷凝水回至脱硫系统,从而实现吸收-解吸系统的水平衡。

附图说明

[0021] 图1为本发明系统结构原理图。

[0022] 上图中序号:1—解吸塔、2—再沸器、3—贫富胺液热交换器、4—富胺加热器、5—一级分离器、6—冷凝冷却器、7—二级分离器、8—脱吸塔、9—胺液净化系统、10—电动调节阀。

具体实施方式

[0023] 下面结合附图,通过实施例对本发明作进一步地说明。

[0024] 实施例1

[0025] 参见图1,本实施例的结构说明如下:

[0026] 一种高效低能耗的有机胺湿法烟气脱硫解吸系统包括解吸塔1、贫富胺液热交换器3、富胺加热器4、脱吸塔8和胺液净化系统9,在解吸塔1和脱吸塔8之间串联设有冷凝冷却器6和分离器,解吸塔1的粗馏段设有再沸器2。

[0027] 分离器包括一级分离器5和二级分离器7;冷凝冷却器6位于一级分离器5和二级分离器7之间;一级分离器5连通着解吸塔1,一级分离器5和解吸塔1之间设有富胺加热器4;二级分离器7连通着脱吸塔8。

[0028] 贫富胺液热交换器3的富胺液出口串联着富胺加热器4的富胺进口,富胺加热器4的富胺出口连通着解吸塔1的富胺进口;解吸塔1的解吸气出口通过三通管分别连通着富胺加热器4的解吸气进口和一级分离器5的进口,富胺加热器4的解吸气出口连通着一级分离器5的进口;富胺加热器4为可拆卸式板式换热器,材质为SM0254。

[0029] 一级分离器5的进口管道上安装有调节阀10,调节阀10为电动调节阀;一级分离器5的第一出口连通着解吸塔1的精馏段;一级分离器5的第二出口连通着冷凝冷却器6的进口,冷凝冷却器6的出口连通着二级分离器7的进口,二级分离器7的气体出口得到高纯度的二氧化硫SO₂气体;二级分离器7的冷凝水出口连通着脱吸塔8的进口。

[0030] 本实施例的工作原理说明如下:

[0031] 从吸收塔1出来的流量为240m³/h温度为43.1℃的富胺液,经贫富胺液热交换器3与贫胺液进行换热后温度升72.8℃,再输送至富胺加热器4二次升温至98.0℃,然后进入SO₂解吸塔的中部;解吸塔顶的含SO₂的高温饱和水蒸汽的温度为109℃,在富胺加热器4中被冷却冷凝,温度降为100℃,然后进入一级分离器5。液体回流至精馏段液体分布器,在精馏段填料层与SO₂蒸汽接触。塔釜温度为112℃。蒸汽消耗量为24.1t/h,与原来相比,生蒸汽用量节省达30%左右,SO₂的解吸率由原来的96%左右提高到约99%。

[0032] 实施例2

[0033] 本实施例的结构同实施例1。

[0034] 本实施例的工作原理说明如下：

[0035] 从吸收塔出来的流量为 $220\text{m}^3/\text{h}$ 温度为 40.7°C 的富胺液，经贫富胺液热交换器3与贫胺液进行换热后温度升 73.6°C ，再输送至富胺加热器4二次升温至 99.1°C ，然后进入 SO_2 解吸塔；含 SO_2 的高温饱和水蒸汽的温度为 111°C ，在富胺加热器中被冷却冷凝，温度降为 100°C ，换热后进入一级分离器5。液体回用送至精馏段液体分布器，在精馏段填料层与 SO_2 蒸汽接触。釜温度为 113°C 。蒸汽消耗量为 $20.2\text{t}/\text{h}$ ，与原来相比，生蒸汽用量节省达36%左右， SO_2 的解吸率由原来的95.5%提高到约99.2%。

[0036] 实施例3

[0037] 本实施例的结构同实施例1。

[0038] 本实施例的工作原理说明如下：

[0039] 从吸收塔出来的流量为 $308\text{m}^3/\text{h}$ 温度为 42°C 的富胺液，经贫富胺液热交换器3与贫胺液进行换热后温度升 71.4°C ，再输送至富胺加热器4二次升温至 98.2°C ，然后进入 SO_2 解吸塔；含 SO_2 的高温饱和水蒸汽的温度为 109°C ，在富胺加热器中被冷却冷凝，温度降为 100°C ，换热后进入一级分离器5。液体回用送至精馏段液体分布器，在精馏段填料层与 SO_2 蒸汽接触。塔釜温度为 112°C 。蒸汽消耗量为 $27.1\text{t}/\text{h}$ ，生蒸汽用量节省达32.5%左右， SO_2 的解吸率由原来的94.5%左右提高到98.5%左右。

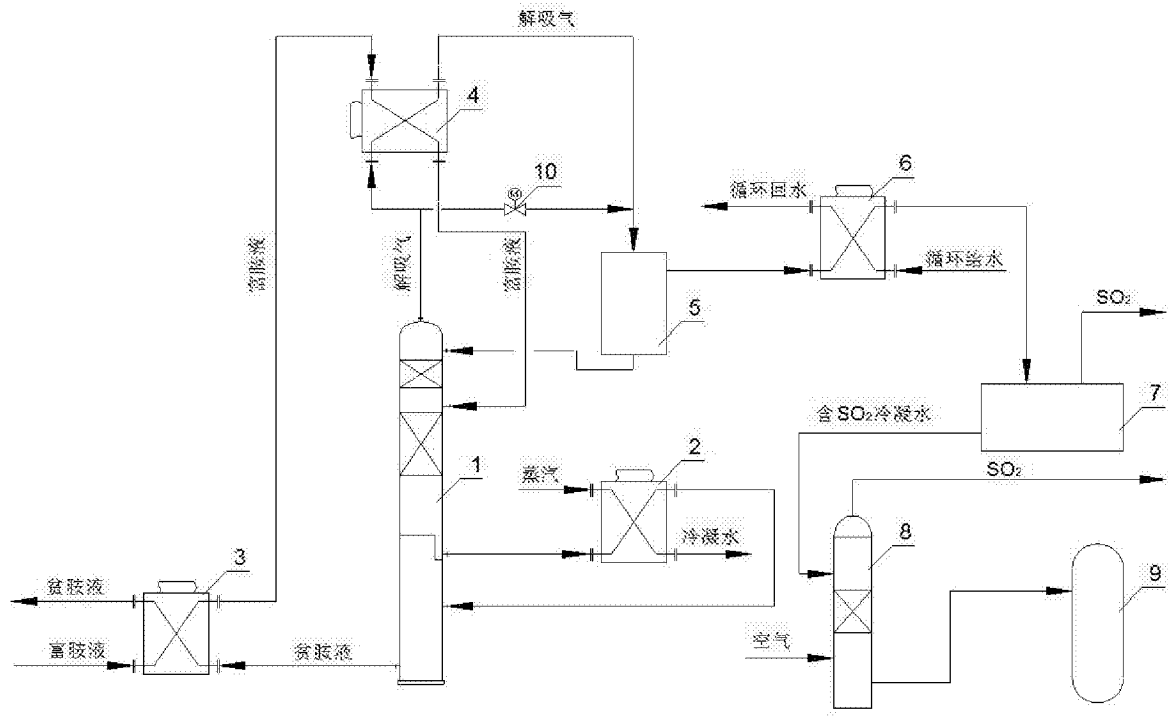


图1