



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 107335322 A

(43)申请公布日 2017. 11. 10

(21)申请号 201611026242.3

(22)申请日 2016.11.18

(71)申请人 上海东化环境工程有限公司

地址 200135 上海市浦东新区浦东大道
1200号巨洋大厦20楼

(72)发明人 赵小平 赵苑西 熊孟 章栗豪
黄勇 潘彪

(74)专利代理机构 北京三聚阳光知识产权代理
有限公司 11250

代理人 李静

(51) Int. Cl.

B01D 53/14(2006.01)

B01D 47/02(2006.01)

G01B 17/56(2006.01)

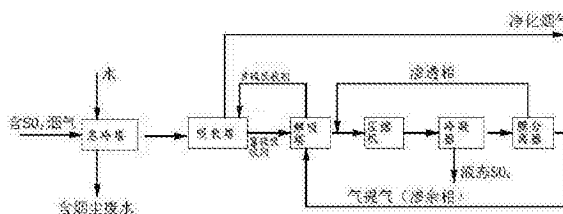
权利要求书1页 说明书10页 附图1页

(54)发明名称

一种从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺

(57)摘要

本发明公开了一种从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,包括如下步骤:(1)将含SO₂的烟气经贫硫吸收剂吸收净化,净化后的烟气排空,吸收SO₂的所述贫硫吸收剂变成富硫吸收剂,然后采用空气气提的方式对所述富硫吸收剂中的SO₂进行解吸;(2)回收步骤(1)中解吸SO₂后的所述富硫吸收剂作为所述步骤(1)中的所述贫硫吸收剂用以吸收烟气中的SO₂,解吸产生的富含SO₂的解吸气经压缩、冷凝得到液态SO₂;其中,所述吸收剂为聚乙二醇二甲醚。上述工艺克服现有技术中的烟气中回收二氧化硫的工艺脱硫效率低、产品纯度低、能耗高以及成本高的缺陷。



1. 一种从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,其特征在于,包括如下步骤:

(1) 将含SO₂的烟气经贫硫吸收剂吸收净化,净化后的烟气排空,吸收SO₂的所述贫硫吸收剂变成富硫吸收剂,然后采用空气气提的方式对所述富硫吸收剂中的SO₂进行解吸;

(2) 回收步骤(1)中解吸SO₂后的所述富硫吸收剂作为所述步骤(1)中的所述贫硫吸收剂用以吸收烟气中的SO₂,解吸产生的富含SO₂的解吸气经压缩、冷凝得到液态SO₂;

其中,所述吸收剂为聚乙二醇二甲醚。

2. 根据权利要求1所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,其特征在于,在所述步骤(1)中,所述烟气中SO₂所占的体积分数为0.05-0.2%时,所述聚乙二醇二甲醚质量百分比为20-80%。

3. 根据权利要求1或2所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,其特征在于,在所述步骤(2)中,控制产生的所述富含SO₂的解吸气中SO₂质量浓度为2~40%,然后将所述富含SO₂的解吸气送入压缩机中进行压缩,控制所述富含SO₂解吸气经压缩后的压力0.4~2MPa。

4. 根据权利要求1-3任一项所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,其特征在于,在所述步骤(2)中,将经过压缩后的所述富含SO₂的解吸气送入冷凝器中进行冷凝,控制所述冷凝器操作温度为-10~50℃。

5. 根据权利要求1-4任一项所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,其特征在于,在所述步骤(2)中,还包括将经冷凝后得到的含SO₂的气相送入膜分离器中进行分离的步骤,经过所述膜分离器产生膜渗透相和膜渗余相,所述膜渗透相送回所述压缩步骤中与所述富含SO₂的解吸气混合进行压缩,所述膜渗余相送回解吸步骤中作为做气提气用。

6. 根据权利要求5所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,其特征在于,进入所述膜分离器的含SO₂的气相中SO₂质量浓度为0.1~5%,所述膜分离器操作压力为0.4~2MPa。

7. 根据权利要求1-6任一项所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,其特征在于,在所述步骤(1)中,将含SO₂的烟气送入所述吸收塔中,经所述吸收塔中的所述贫硫吸收剂吸收净化,控制所述吸收塔塔釜的温度为3~80℃,塔顶净化烟气出口温度为3~80℃,所述吸收塔的操作压力为0~100kPa。

8. 根据权利要求1-7任一项所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,其特征在于,在所述步骤(1)中,将所述富硫吸收剂送入所述解吸塔中进行解吸,控制所述解吸塔塔釜的温度为3~80℃,解吸SO₂后的所述富硫吸收剂温度为3~80℃,所述解吸塔的操作压力为-95~100kPa。

9. 根据权利要求1-8任一项所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,其特征在于,在所述步骤(1)中,所述含SO₂的烟气在净化之前还包括将所述含SO₂的烟气送入急冷塔中进行水洗、降温和除烟尘的步骤。

10. 根据权利要求9所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,其特征在于,所述含SO₂烟气经急冷后温度为3~80℃,压力为2~100kPa。

一种从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺

技术领域

[0001] 本发明属于烟气脱硫领域,具体涉及一种从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺。

背景技术

[0002] SO₂在大气中可被氧化成SO₃,溶于水汽中形成二次污染物硫酸雾,对呼吸道附着和刺激作用更强,如果硫酸雾凝结成大颗粒,则遇冷下降形成酸雨。基于2010年气象条件,全国SO₂、NO_x、一次PM 2.5及NH₃的环境容量估算值分别约为1360万吨、1260万吨、620万吨和630万吨;而2010年全国SO₂实际排放量分别超过其环境容量估算值的66%,远超过大气环境容量。其中工业排放的烟气中释放的SO₂占SO₂总排放量比重较大,为了减少SO₂排放量,越来越多的国家致力于研究烟气的脱硫工艺,以减少烟气中的SO₂向大气中排放。

[0003] 自20世纪50年代起,世界多国便开始研究脱硫技术,至今脱硫技术已达数百种。传统的烟气脱硫技术主要有石灰石/石膏法、钠碱法、氧化锌法、氨酸法等。如石灰石/石膏法,该方法主要步骤如下:烟气进入塔内后向上流过喷淋段,以逆流方式与喷淋下来的石灰石浆液接触,烟气中的SO₂被石灰石浆液吸收并发生化学反应,在吸收塔下部反应池内被鼓入的空气强制氧化,最终生成石膏晶体,在吸收塔上部,脱硫后的烟气通过除雾器除去夹带的液滴后,从顶部离开吸收塔,最后进入烟囱。上述方法存在明显的缺点:系统多且复杂,其包含烟气系统、吸收塔系统、吸收剂制备系统、工艺水系统、石膏脱水系统、浆液排空及回收系统、压缩空气系统和电控系统;吸收剂输送系统、浆料制备系统复杂庞大,初期投资费用高;能耗和运行费用高,处理成本约为1500~2000元/吨SO₂;占地面积大;磨损腐蚀现象较为严重;废水、废渣较难处理。如钠碱法也存在同样的问题,氢氧化钠法产生的废水含有Na₂SO₃、Na₂SO₄、NaOH等难以处理。再如有机胺吸收法,其是目前采用另一种烟气脱硫方式,该工艺以有机胺为吸收剂,采用低温吸收、高温解吸的方式,将烟气中的SO₂富集后送入后续硫磺或硫酸制备工段,实现净化烟气的达标排放及硫资源的回收利用,在其解吸工段需消耗大量蒸汽(7~10t/t SO₂),成本高,此外,有机胺液价格昂贵,失效后处置较为困难(含有机氮、焚烧易导致二次污染问题)。上述方法在不同程度上存在着脱硫效率不高、运行费用昂贵、占地面积大、脱硫副产物回收利用难等问题,工业应用受到很大的限制。

[0004] 为解决上述问题,中国专利文献CN102633237A公开的一种最终产品为硫酸的脱硫剂可再生的脱硫方法,包括待脱硫烟气的预处理、SO₂的吸收、脱硫剂的解吸以及对SO₂的回收与制取硫酸等步骤,其采用含氧量大于10%的热工艺气替代解吸塔的内生蒸汽、解吸能量主要由进入解吸塔的吸收液提供和由解吸塔排出的混合气中,SO₂的体积百分比浓度控制在≥3%。上述方案中脱硫剂可再生,解决了脱硫副产物回收利用难的问题,降低成本。但是在上述方案中,是将含氧量10%的热工艺气替代热蒸汽解吸吸收了二氧化硫后的富液,虽然热工艺气中不含蒸汽,不会对解吸后的含二氧化硫的混合气中引入水分,但是当该热工艺气通过所述富液时,会将富液中的水分带出,以蒸汽的形式混入解吸气中,若将该解吸气用于制备液态SO₂,还需要将所述解吸气进行干燥后才能制备得到高纯度的液态SO₂,步骤繁琐,且难以制备纯度更高的产品液态SO₂,而且由于热工艺气的输入温度高达100-400℃,

需要大量的热量使其温度保持在100-400℃范围内,能耗高,而且热工艺气的温度过高,对于设备的要求高,导致设备投资高,提高了成本。

发明内容

[0005] 因此,本发明要解决的技术问题在于克服现有技术中的烟气中回收二氧化硫的工艺脱硫效率低、产品纯度低、能耗高以及成本高的缺陷,从而提供一种脱硫效率高、产品纯度高、能耗低和成本低的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺。

[0006] 为此,本发明提供了一种从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,包括如下步骤:

[0007] (1) 将含SO₂的烟气经贫硫吸收剂吸收净化,净化后的烟气排空,吸收SO₂的所述贫硫吸收剂变成富硫吸收剂,然后采用空气气提的方式对所述富硫吸收剂中的SO₂进行解吸;

[0008] (2) 回收步骤(1)中解吸SO₂后的所述富硫吸收剂作为所述步骤(1)中的所述贫硫吸收剂用以吸收烟气中的SO₂,解吸产生的富含SO₂的解吸气经压缩、冷凝得到液态SO₂;

[0009] 其中,所述吸收剂为聚乙二醇二甲醚。

[0010] 所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,在所述步骤(1)中,所述烟气中SO₂所占的体积分数为0.05-0.2%时,所述聚乙二醇二甲醚质量百分比为20-80%。优选的,所述烟气的气量为5000kmol/h,所述烟气中SO₂所占的体积分数为0.1%时,所述聚乙二醇二甲醚质量百分比为20-80%。

[0011] 所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,在所述步骤(2)中,控制产生的所述富含SO₂的解吸气中SO₂质量浓度为2~40%,然后将所述富含SO₂的解吸气送入压缩机中进行压缩,控制所述富含SO₂解吸气经压缩后的压力0.4~2MPa。优选的,所述富含SO₂的解吸气中SO₂质量浓度为8~30%。

[0012] 所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,在所述步骤(2)中,将经过压缩后的所述富含SO₂的解吸气送入冷凝器中进行冷凝,控制所述冷凝器操作温度为-10~50℃。

[0013] 所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,在所述步骤(2)中,还包括将经冷凝后得到的含SO₂的气相送入膜分离器中进行分离的步骤,所述膜渗透相送回所述压缩步骤中与所述富含SO₂的解吸气混合进行压缩,所述膜渗余相送回解吸步骤中作为做气提气用。

[0014] 所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,经过所述膜分离器产生膜渗透相和膜渗余相,进入所述膜分离器的含SO₂的气相中SO₂质量浓度为0.1~5%,所述膜分离器操作压力为0.4~2MPa。

[0015] 优选的,所述膜分离器的膜材料选自聚砜或聚醚砜。

[0016] 所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,在所述步骤(1)中,将含SO₂的烟气送入所述吸收塔中,经所述吸收塔中的所述贫硫吸收剂吸收净化,控制所述吸收塔塔釜的温度为3~80℃,塔顶净化烟气出口温度为3~80℃,所述吸收塔的操作压力优选为0~100kPa。优选的,所述吸收塔的操作压力优选为2~100kPa。优选的,所述吸收塔的操作压力优选为3~100kPa。

[0017] 所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,在所述步骤(1)中,将所述富硫吸收剂送入所述解吸塔中进行解吸,控制所述解吸塔塔釜的温度为3~80℃,解吸SO₂后的所述富硫吸收剂温度为3~80℃,所述解吸塔的操作压力为-95~100kPa。优选的,所述解吸塔的操作压力为0~50kPa。

[0018] 所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,在所述步骤(1)中,所述含SO₂的烟气在净化之前还包括将所述含SO₂的烟气送入急冷塔中进行水洗、降温和除烟尘的步骤。

[0019] 所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,所述含SO₂烟气经急冷后温度为3~80°C,压力为0~100kPa。优选的,所述含SO₂烟气经急冷后温度为30~80°C,压力为2~100kPa

[0020] 本发明技术方案,具有如下优点:

[0021] (1) 本发明从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,包括如下步骤:(1) 将含SO₂的烟气经贫硫吸收剂吸收净化,净化后的烟气排空,吸收SO₂的所述贫硫吸收剂变成富硫吸收剂,然后采用空气气提的方式对所述富硫吸收剂中的SO₂进行解吸;(2) 回收步骤(1)中解吸SO₂后的所述富硫吸收剂作为所述步骤(1)中的所述贫硫吸收剂用以吸收烟气中的SO₂,解吸产生的富含SO₂的解吸气经压缩、冷凝得到液态SO₂;其中,所述吸收剂为聚乙二醇二甲醚;通过上述工艺,采用聚乙二醇二甲醚作为吸收剂,所述聚乙二醇二甲醚不仅可再生,节约能源,克服脱硫副产物处理难以回收利用的问题,而且聚乙二醇二甲醚在解吸再生时无需使用高温蒸汽或高温工艺气来解吸,能耗低,同时还能够避免向解吸气中引入水分,省略对解吸气进行干燥的步骤,即可制备高纯度的液态SO₂,由于未使用高温蒸汽或高温工艺气也降低了对设备的要求,设备投资低,成本降低,而且通过上述工艺净化后的烟气中SO₂≤35mg/Nm³,酸雾≤20mg/Nm³,达到了排放标准,且制备的液态SO₂产品纯度能够达到>95%。

[0022] (2) 本发明所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,在所述步骤(1)中,所述烟气中SO₂所占的体积分数为0.05-0.2%时,所述聚乙二醇二甲醚质量百分比为20-80%,通过在烟气中SO₂所占的体积分数为0.05-0.2%时,控制所述聚乙二醇二甲醚质量百分比,使得所述聚乙二醇二甲醚能够最大限度的吸收烟气中的SO₂,去除烟气中的SO₂,显著提高烟气脱硫效率。

[0023] (3) 本发明所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,在所述步骤(2)中,控制产生的所述富含SO₂的解吸气中SO₂质量浓度为2~40%,然后将所述富含SO₂的解吸气送入压缩机中进行压缩,控制所述富含SO₂解吸气经压缩后的压力0.4~2MPa,通过在解吸气中SO₂质量浓度为2~40%时,控制所述富含SO₂解吸气经压缩后的压力,便于制备更高纯度的液态SO₂。

[0024] (4) 本发明所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,在所述步骤(2)中,将经过压缩后的所述富含SO₂的解吸气送入冷凝器中进行冷凝,控制所述冷凝器操作温度为-10~50°C,通过控制冷凝温度,使得制备的液态SO₂纯度更高。

[0025] (5) 本发明所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,在所述步骤(2)中,还包括将经冷凝后得到的含SO₂的气相送入膜分离器中进行分离的步骤,所述膜渗透相送回所述压缩步骤中与所述富含SO₂的解吸气混合进行压缩,所述膜渗余相送回解吸步骤中作为做气提气用;通过采用膜分离器,更好的分离冷凝后得到的含SO₂的气相,将其中的SO₂的气相与其他空气组分分离开,收集其中的SO₂气体即膜渗透相送入压缩机中进行压缩,避免将经冷凝后得到的含SO₂的气相排入空气中污染空气,同时将不含SO₂的气相即膜渗余相送入解吸塔中作为气提气,节省能源,降低成本。

[0026] (6) 本发明所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,进入所述膜分离器的含SO₂的气相中SO₂质量浓度为0.1~5%,所述膜分离器操作压力为0.4~2MPa,通过控制膜分离

器的操作压力,使得进入膜分离器的含SO₂的气相能够更好的分离。

[0027] (7) 本发明所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,通过选择聚砜或聚醚砜制成的膜材料对于冷凝后得到的SO₂的气相的分离效果更优。

附图说明

[0028] 为了更清楚地说明本发明具体实施方式或现有技术中的技术方案,下面将对具体实施方式或现有技术描述中所需要使用的附图作简单地介绍,显而易见地,下面描述中的附图是本发明的一些实施方式,对于本领域普通技术人员来讲,在不付出创造性劳动的前提下,还可以根据这些附图获得其他的附图。

[0029] 图1是本发明实施例3-10中所述的从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺流程图。

具体实施方式

[0030] 实施例1

[0031] 本实施例提供了一种从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,其中所使用的含SO₂烟气,经测定该烟气的气量为10000kmol/h,温度为130℃,压力为30kPa(G),其中各组分体积百分比分别为:N₂ 69%,O₂ 6.5%,CO₂ 15%,SO₂ 0.05%,H₂O 9.45%,所述工艺包括如下步骤:

[0032] (1) 将含SO₂的烟气送入所述吸收塔中,经所述吸收塔中的所述贫硫吸收剂吸收净化,所述吸收剂为质量百分比为15%的聚乙二醇二甲醚,控制所述吸收塔塔釜的温度为95℃,塔顶净化烟气出口温度为90℃,所述吸收塔的操作压力为105kPa(G),净化后的烟气经所述塔顶净化烟气出口排放到空气中,吸收SO₂的所述贫硫吸收剂变成富硫吸收剂,将所述富硫吸收剂送入所述解吸塔中,由所述解吸塔塔底向所述解吸塔通入空气,空气经过所述富硫吸收剂,对所述富硫吸收剂中的SO₂进行解吸,在解吸过程中控制所述解吸塔的操作压力为103kPa(G),所述解吸塔塔釜的温度为90℃,控制解吸SO₂后的所述富硫吸收剂温度为89℃;

[0033] (2) 所述解吸塔中解吸SO₂后的所述富硫吸收剂再生成所述贫硫吸收剂,回收再生的所述贫硫吸收剂送入所述吸收塔中吸收烟气中的SO₂,而解吸产生的富含SO₂的解吸气中SO₂质量浓度为1%,送入压缩机中进行压缩,经压缩后的富含SO₂的解吸气的压力2.2MPa(G),然后送入冷凝器中冷凝,所述冷凝器操作温度为-13℃,回收液态SO₂,得到最终产品液态SO₂,产品纯度>95%。

[0034] 经过上述工艺净化后的烟气经测定:SO₂≤35mg/Nm³,酸雾≤20mg/Nm³;SO₂的回收率为88%。

[0035] 实施例2

[0036] 本实施例提供了一种从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,其中所使用的含SO₂烟气数据,经测定该烟气的气量为1000kmol/h,温度为110℃,压力为15kPa(G),其中各组分体积百分比分别为:N₂ 73%,O₂ 7.3%,CO₂ 10%,SO₂ 0.2%,H₂O 9.5%,所述工艺包括如下步骤:

[0037] (1) 将含SO₂的烟气送入所述吸收塔中,经所述吸收塔中的所述贫硫吸收剂吸收净化,所述吸收剂为质量百分比为90%的聚乙二醇二甲醚,控制所述吸收塔塔釜的温度为2

℃,塔顶净化烟气出口温度为2℃,所述吸收塔的操作压力为-0.5kPa(G),净化后的烟气经所述塔顶净化烟气出口排放到空气中,吸收SO₂的所述贫硫吸收剂变成富硫吸收剂,将所述富硫吸收剂送入所述解吸塔中,由所述解吸塔塔底向所述解吸塔通入空气,空气经过所述富硫吸收剂,对所述富硫吸收剂中的SO₂进行解吸,在解吸过程中控制所述再生塔的操作压力优选为-98kPa(G),所述解吸塔塔釜的温度为2℃,控制解吸SO₂后的所述富硫吸收剂温度为1℃;

[0038] (2)所述解吸塔中解吸SO₂后的所述富硫吸收剂再生成所述贫硫吸收剂,回收再生的所述贫硫吸收剂送入所述吸收塔中吸收烟气中的SO₂,而解吸产生的富含SO₂的解吸气中SO₂质量浓度为41%,送入压缩机中进行压缩,经压缩后的富含SO₂的解吸气的压力0.3MPa(G),然后送入冷凝器中冷凝,所述冷凝器操作温度为-13℃,回收液态SO₂,得到最终产品液态SO₂,产品纯度>96%。

[0039] 经过上述工艺净化后的烟气经测定:SO₂≤35mg/Nm³,酸雾≤20mg/Nm³;SO₂的回收率为90%。

[0040] 实施例3

[0041] 本实施例提供了一种从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,如图1所示,本实施例中使用的含SO₂烟气数据,经测定该烟气的气量为5000kmol/h,温度为120℃,压力为20kPa(G),其中各组分体积百分比分别为:N₂ 71%,O₂ 7.2%,CO₂ 13%,SO₂ 0.1%,H₂O 8.7%,所述工艺包括如下步骤:

[0042] (1)将含SO₂烟气送进所述急冷塔,所述急冷塔采用填料塔,经水洗、降温、除烟尘后获得的温度为50℃、压力为55kPa(G)的烟气送入所述吸收塔,经贫硫吸收剂吸收烟气中SO₂,所述吸收剂为质量百分比为50%的聚乙二醇二甲醚,其中所述吸收塔塔釜的温度为40℃,塔顶净化气出口温度为38℃,所述吸收塔的操作压力为3kPa(G),所述吸收塔为板式塔,净化气从所述吸收塔顶排出,将所得的富硫吸收剂送入所述解吸塔,采用空气气提的方式将富硫吸收剂中的SO₂解吸出来,由所述解吸塔塔底向所述解吸塔通入所述膜分离器产生的膜渗余相,所述膜渗余相经过所述富硫吸收剂,对所述富硫吸收剂中的SO₂进行解吸,其中所述解吸塔塔釜的温度为42℃,控制解吸SO₂后的所述富硫吸收剂温度为36℃,所述解吸塔的操作压力0kPa(G),所述解吸塔为填料塔;

[0043] (2)解吸后得到的所述贫硫吸收剂返回到所述吸收塔中,返回所述吸收塔的贫硫吸收剂温度为36℃,将所得的SO₂质量浓度为24%的解吸气送入压缩机中压缩,将经压缩后的压力为1.5MPa(G)的所述富含SO₂的解吸气送入冷凝器中进行冷凝,冷凝温度为45℃,冷凝后回收高纯度液态SO₂(产品纯度>99.9%),经冷凝后得到的质量浓度为3%的SO₂的气相送入膜分离器,所述膜分离器操作压力为1MPa,所述膜分离器的膜材料选自聚醚砜,产生的膜渗透相返回压缩机入口与所述富含SO₂的解吸气汇集,产生的膜渗余相送入所述解吸塔中做气提气用。

[0044] 经过上述工艺净化后的烟气经测定,净化烟气:SO₂≤35mg/Nm³,酸雾≤20mg/Nm³;SO₂的回收率为99%。

[0045] 实施例4

[0046] 本实施例提供了一种从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,如图1所示,本实施例中使用的含SO₂烟气数据,经测定该烟气的气量为5000kmol/h,温度为110℃,压力为15kPa

(G),其中各组分体积百分比分别为: N_2 73%, O_2 7.4%, CO_2 10%, SO_2 0.1%, H_2O 9.5%,所述工艺包括如下步骤:

[0047] (1) 将含 SO_2 烟气送进所述急冷塔,所述急冷塔采用填料塔,经水洗、降温、除烟尘后获得的温度为45℃、压力为60kPa(G)的烟气送入所述吸收塔,经贫硫吸收剂吸收烟气中 SO_2 ,所述吸收剂为质量百分比为60%的聚乙二醇二甲醚,其中所述吸收塔塔釜的温度为43℃,塔顶净化气出口温度为40℃,所述吸收塔的操作压力为30kPa(G),所述吸收塔为填料塔,净化气从所述吸收塔顶排出,将所得的富硫吸收剂送入所述解吸塔,采用空气气提的方式将富硫吸收剂中的 SO_2 解吸出来,由所述解吸塔塔底向所述解吸塔通入所述膜分离器分离产生的膜渗余相,膜渗余相经过所述富硫吸收剂,对所述富硫吸收剂中的 SO_2 进行解吸,其中所述解吸塔塔釜的温度为44℃,控制解吸 SO_2 后的所述富硫吸收剂温度为40℃,所述解吸塔的操作压力20kPa(G),所述解吸塔为填料塔;

[0048] (2) 解吸后得到的所述贫硫吸收剂返回到所述吸收塔中,返回所述吸收塔的贫硫吸收剂温度为40℃,将所得的 SO_2 质量浓度为18%的解吸气送入压缩机中进行压缩,压缩后的所述富含 SO_2 的解吸气压力为1.7MPa(G),然后送入冷凝器中进行冷凝,冷凝温度为40℃,冷凝后回收高纯度液态 SO_2 (产品纯度>99.9%),经冷凝后得到的质量浓度为1.5%的 SO_2 的气相送入膜分离器中进行分离,所述膜分离器操作压力为2MPa(G),所述膜分离器的膜材料选自聚醚砜,产生的膜渗透相返回压缩机入口与所述富含 SO_2 的解吸气汇集,产生的膜渗余相送入所述解吸塔中做气提气用。

[0049] 经过上述工艺净化后的烟气经测定,净化烟气: $SO_2 \leq 35mg/Nm^3$,酸雾 $\leq 20mg/Nm^3$; SO_2 的回收率为98%。

[0050] 实施例5

[0051] 本实施例提供了一种从含 SO_2 烟气中回收液态 SO_2 的工艺,如图1所示,本实施例中使用的含 SO_2 烟气数据,经测定该烟气的气量为5000kmo1/h,温度为130℃,压力为30kPa(G),其中各组分体积百分比分别为: N_2 69%, O_2 6.4%, CO_2 15%, SO_2 0.1%, H_2O 9.5%,所述工艺包括如下步骤:

[0052] (1) 将含 SO_2 烟气送进所述急冷塔,所述急冷塔采用填料塔,经水洗、降温、除烟尘后获得的温度为40℃、压力为30kPa(G)的烟气送入所述吸收塔,经贫硫吸收剂吸收烟气中 SO_2 ,所述吸收剂为质量百分比为60%的聚乙二醇二甲醚,其中所述吸收塔塔釜的温度为42℃,塔顶净化气出口温度为40℃,所述吸收塔的操作压力为50kPa(G),所述吸收塔为板式塔,净化气从所述吸收塔顶排出,将所得的富硫吸收剂送入所述解吸塔,采用空气气提的方式将富硫吸收剂中的 SO_2 解吸出来,由所述解吸塔塔底向所述解吸塔通入所述膜分离器分离产生的膜渗余相,膜渗余相经过所述富硫吸收剂,对所述富硫吸收剂中的 SO_2 进行解吸,其中所述解吸塔塔釜的温度为43℃,控制解吸 SO_2 后的所述富硫吸收剂温度为38℃,所述解吸塔的操作压力50kPa(G),所述解吸塔为填料塔;

[0053] (2) 解吸后得到的所述贫硫吸收剂返回到所述吸收塔中,返回所述吸收塔的贫硫吸收剂温度为38℃,将所得的 SO_2 质量浓度为12%的解吸气送入压缩机中进行压缩,压缩后的所述富含 SO_2 的解吸气压力为1.2MPa(G),然后送入冷凝器中进行冷凝,冷凝温度为20℃,冷凝后回收高纯度液态 SO_2 (产品纯度>99.9%),经冷凝后得到的质量浓度为0.5%的 SO_2 的气相送入膜分离器中进行分离,所述膜分离器操作压力为1.5MPa(G),所述膜分离器的膜材

料选自聚醚砜,产生的膜渗透相返回压缩机入口与所述富含SO₂的解吸气汇集,产生的膜渗余相送入所述解吸塔中做气提气用。

[0054] 经过上述工艺净化后的烟气经测定,净化烟气:SO₂≤35mg/Nm³,酸雾≤20mg/Nm³;SO₂的回收率为97%。

[0055] 实施例6

[0056] 本实施例提供了一种从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,如图1所示,本实施例中使用的含SO₂烟气数据,经测定该烟气的气量为5000kmol/h,温度为140℃,压力为35kPa(G),其中各组分体积百分比分别为:N₂ 72.7%,O₂ 6.6%,CO₂ 11%,SO₂ 0.1%,H₂O 9.6%,所述工艺包括如下步骤:

[0057] (1) 将含SO₂烟气送进所述急冷塔,所述急冷塔采用填料塔,经水洗、降温、除烟尘后获得的温度为70℃、压力为50kPa(G)的烟气送入所述吸收塔,经贫硫吸收剂吸收烟气中SO₂,所述吸收剂为质量百分比为40%的聚乙二醇二甲醚,其中所述吸收塔塔釜的温度为65℃,塔顶净化气出口温度为64℃,所述吸收塔的操作压力为45kPa(G),所述吸收塔为填料塔,净化气从所述吸收塔顶排出,将所得的富硫吸收剂送入所述解吸塔,采用空气气提的方式将富硫吸收剂中的SO₂解吸出来,由所述解吸塔塔底向所述解吸塔通入所述膜分离器分离产生的膜渗余相,膜渗余相经过所述富硫吸收剂,对所述富硫吸收剂中的SO₂进行解吸,其中所述解吸塔塔釜的温度为66℃,控制解吸SO₂后的所述富硫吸收剂温度为62℃,所述解吸塔的操作压力40kPa(G),所述解吸塔为板式塔;

[0058] (2) 解吸后得到的所述贫硫吸收剂返回到所述吸收塔中,返回所述吸收塔的贫硫吸收剂温度为62℃,将所得的SO₂质量浓度为8%的解吸气送入压缩机中进行压缩,压缩后的所述富含SO₂的解吸气压力为1.8MPa(G),然后送入冷凝器中进行冷凝,冷凝温度为30℃,冷凝后回收高纯度液态SO₂(产品纯度>99.9%),经冷凝后得到的质量浓度为0.85%的SO₂的气相送入膜分离器中进行分离,所述膜分离器操作压力为0.8MPa(G),所述膜分离器的膜材料选自聚砜,产生的膜渗透相返回压缩机入口与所述富含SO₂的解吸气汇集,产生的膜渗余相送入所述解吸塔中做气提气用。

[0059] 经过上述工艺净化后的烟气经测定,净化烟气:SO₂≤35mg/Nm³,酸雾≤20mg/Nm³;SO₂的回收率为96%。

[0060] 实施例7

[0061] 本实施例提供了一种从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,如图1所示,本实施例中使用的含SO₂烟气数据,经测定该烟气的气量为5000kmol/h,温度为140℃,压力为35kPa(G),其中各组分体积百分比分别为:N₂ 72.7%,O₂ 6.6%,CO₂ 11%,SO₂ 0.1%,H₂O 9.6%,包括如下步骤:

[0062] (1) 将含SO₂烟气送进所述急冷塔,所述急冷塔采用填料塔,经水洗、降温、除烟尘后获得的温度为3℃、压力为0kPa(G)的烟气送入所述吸收塔,经贫硫吸收剂吸收烟气中SO₂,所述吸收剂为质量百分比为20%的聚乙二醇二甲醚,其中所述吸收塔塔釜的温度为3℃,塔顶净化气出口温度为3℃,所述吸收塔的操作压力为0kPa(G),所述吸收塔为填料塔,净化气从所述吸收塔顶排出,将所得的富硫吸收剂送入所述解吸塔,采用空气气提的方式将富硫吸收剂中的SO₂解吸出来,由所述解吸塔塔底向所述解吸塔通入所述膜分离器分离产生的膜渗余相,膜渗余相经过所述富硫吸收剂,对所述富硫吸收剂中的SO₂进行解吸,其

中所述解吸塔塔釜的温度为3℃,控制解吸SO₂后的所述富硫吸收剂温度为3℃,所述解吸塔的操作压力-95kPa(G),所述解吸塔为板式塔;

[0063] (2)解吸后得到的所述贫硫吸收剂返回到所述吸收塔中,返回所述吸收塔的贫硫吸收剂温度为3℃,将所得的SO₂质量浓度为2%的解吸气送入压缩机中进行压缩,压缩后的所述富含SO₂的解吸气压力为0.4MPa(G),然后送入冷凝器中进行冷凝,冷凝温度为-10℃,冷凝后回收高纯度液态SO₂(产品纯度>98.5%),经冷凝后得到的质量浓度为0.1%的SO₂的气相送入膜分离器中进行分离,所述膜分离器操作压力为0.4MPa(G),所述膜分离器的膜材料选自聚砜,产生的膜渗透相返回压缩机入口与所述富含SO₂的解吸气汇集,产生的膜渗余相送入所述解吸塔中做气提气用。

[0064] 经过上述工艺净化后的烟气经测定,净化烟气:SO₂≤35mg/Nm³,酸雾≤20mg/Nm³;SO₂的回收率为94%。

[0065] 实施例8

[0066] 本实施例提供了一种从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,如图1所示,本实施例中使用的含SO₂烟气数据,经测定该烟气的气量为5000kmol/h,温度为120℃,压力为20kPa(G),其中各组分体积百分比分别为:N₂ 71%,O₂ 7.2%,CO₂ 13%,SO₂ 0.1%,H₂O 8.7%,包括如下步骤:

[0067] (1)将含SO₂烟气送进所述急冷塔,所述急冷塔采用填料塔,经水洗、降温、除烟尘后获得的温度为80℃、压力为100kPa(G)的烟气送入所述吸收塔,经贫硫吸收剂吸收烟气中SO₂,所述吸收剂为质量百分比为80%的聚乙二醇二甲醚,其中所述吸收塔塔釜的温度为80℃,塔顶净化气出口温度为80℃,所述吸收塔的操作压力为100kPa(G),所述吸收塔为填料塔,净化气从所述吸收塔顶排出,将所得的富硫吸收剂送入所述解吸塔,采用空气气提的方式将富硫吸收剂中的SO₂解吸出来,由所述解吸塔塔底向所述解吸塔通入所述膜分离器分离产生的膜渗余相,膜渗余相经过所述富硫吸收剂,对所述富硫吸收剂中的SO₂进行解吸,其中所述解吸塔塔釜的温度为80℃,控制解吸SO₂后的所述富硫吸收剂温度为80℃,所述解吸塔的操作压力100kPa(G),所述解吸塔为板式塔;

[0068] (2)解吸后得到的所述贫硫吸收剂返回到所述吸收塔中,返回所述吸收塔的贫硫吸收剂温度为80℃,将所得的SO₂质量浓度为40%的解吸气送入压缩机中进行压缩,压缩后的所述富含SO₂的解吸气压力为2MPa(G),然后送入冷凝器中进行冷凝,冷凝温度为50℃,冷凝后回收高纯度液态SO₂(产品纯度>98.9%),经冷凝后得到的质量浓度为5%的SO₂的气相送入膜分离器中进行分离,所述膜分离器操作压力为2MPa(G),所述膜分离器的膜材料选自聚砜,产生的膜渗透相返回压缩机入口与所述富含SO₂的解吸气汇集,产生的膜渗余相送入所述解吸塔中做气提气用。

[0069] 经过上述工艺净化后的烟气经测定,净化烟气:SO₂≤35mg/Nm³,酸雾≤20mg/Nm³;SO₂的回收率为95%。

[0070] 实施例9

[0071] 本实施例提供了一种从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,如图1所示,本实施例中使用的含SO₂烟气数据,经测定该烟气的气量为5000kmol/h,温度为140℃,压力为35kPa(G),其中各组分体积百分比分别为:N₂ 72.7%,O₂ 6.6%,CO₂ 11%,SO₂ 0.1%,H₂O 9.6%,包括如下步骤:

[0072] (1) 将含SO₂烟气送进所述急冷塔,所述急冷塔采用填料塔,经水洗、降温、除烟尘后获得的温度为60℃、压力为2kPa(G)的烟气送入所述吸收塔,经贫硫吸收剂吸收烟气中SO₂,所述吸收剂为质量百分比为60%的聚乙二醇二甲醚,其中所述吸收塔塔釜的温度为60℃,塔顶净化气出口温度为58℃,所述吸收塔的操作压力为2kPa(G),所述吸收塔为填料塔,净化气从所述吸收塔顶排出,将所得的富硫吸收剂送入所述解吸塔,采用空气气提的方式将富硫吸收剂中的SO₂解吸出来,由所述解吸塔塔底向所述解吸塔通入所述膜分离器分离产生的膜渗余相,膜渗余相经过所述富硫吸收剂,对所述富硫吸收剂中的SO₂进行解吸,其中所述解吸塔塔釜的温度为65℃,控制解吸SO₂后的所述富硫吸收剂温度为63℃,所述解吸塔的操作压力0kPa(G),所述解吸塔为板式塔;

[0073] (2) 解吸后得到的所述贫硫吸收剂返回到所述吸收塔中,返回所述吸收塔的贫硫吸收剂温度为63℃,将所得的SO₂质量浓度为30%的解吸气送入压缩机中进行压缩,压缩后的所述富含SO₂的解吸气压力为1MPa(G),然后送入冷凝器中进行冷凝,冷凝温度为10℃,冷凝后回收高纯度液态SO₂(产品纯度>99.9%),经冷凝后得到的质量浓度为2%的SO₂的气相送入膜分离器中进行分离,所述膜分离器操作压力为1MPa(G),所述膜分离器的膜材料选自聚醚砜,产生的膜渗透相返回压缩机入口与所述富含SO₂的解吸气汇集,产生的膜渗余相送入所述解吸塔中做气提气用。

[0074] 经过上述工艺净化后的烟气经测定,净化烟气:SO₂≤35mg/Nm³,酸雾≤20mg/Nm³;SO₂的回收率为98%。

[0075] 实施例10

[0076] 本实施例提供了一种从含SO₂烟气中回收液态SO₂的工艺,流程如图1所示,本实施例中使用的含SO₂烟气数据,经测定该烟气的气量为5000kmol/h,温度为140℃,压力为35kPa(G),其中各组分体积百分比分别为:N₂ 72.7%,O₂ 6.6%,CO₂ 11%,SO₂ 0.1%,H₂O 9.6%,包括如下步骤:

[0077] (1) 将含SO₂烟气送进所述急冷塔,所述急冷塔采用填料塔,经水洗、降温、除烟尘后获得的温度为40℃、压力为55kPa(G)的烟气送入所述吸收塔,经贫硫吸收剂吸收烟气中SO₂,所述吸收剂为质量百分比为60%的聚乙二醇二甲醚,其中所述吸收塔塔釜的温度为38℃,塔顶净化气出口温度为35℃,所述吸收塔的操作压力为50kPa(G),所述吸收塔为填料塔,净化气从所述吸收塔顶排出,将所得的富硫吸收剂送入所述解吸塔,采用空气气提的方式将富硫吸收剂中的SO₂解吸出来,由所述解吸塔塔底向所述解吸塔通入所述膜分离器分离产生的膜渗余相,膜渗余相经过所述富硫吸收剂,对所述富硫吸收剂中的SO₂进行解吸,其中所述解吸塔塔釜的温度为35℃,控制解吸SO₂后的所述富硫吸收剂温度为33℃,所述解吸塔的操作压力50kPa(G),所述解吸塔为板式塔;

[0078] (2) 解吸后得到的所述贫硫吸收剂返回到所述吸收塔中,返回所述吸收塔的贫硫吸收剂温度为33℃,将所得的SO₂质量浓度为20%的解吸气送入压缩机中进行压缩,压缩后的所述富含SO₂的解吸气压力为1.5MPa(G),然后送入冷凝器中进行冷凝,冷凝温度为30℃,冷凝后回收高纯度液态SO₂(产品纯度>99.9%),经冷凝后得到的质量浓度为4%的SO₂的气相送入膜分离器中进行分离,所述膜分离器操作压力为1.6MPa(G),所述膜分离器的膜材料选自聚醚砜,产生的膜渗透相返回压缩机入口与所述富含SO₂的解吸气汇集,产生的膜渗余相送入所述解吸塔中做气提气用。

[0079] 经过上述工艺净化后的烟气经测定,净化烟气: $\text{SO}_2 \leq 35\text{mg}/\text{Nm}^3$,酸雾 $\leq 20\text{mg}/\text{Nm}^3$; SO_2 的回收率为99.6%。

[0080] 对比例1

[0081] 本实施例与实施例10相似,区别仅在于其所使用的贫硫吸收剂不同,其贫硫吸收剂由乙醇胺质量百分比为30%,聚乙二醇二甲醚质量百分比为45%和水质量百分比为35%组成。净化后的烟气经测定: $\text{SO}_2 \leq 35\text{mg}/\text{Nm}^3$,酸雾 $\leq 20\text{mg}/\text{Nm}^3$; SO_2 的回收率为70%,回收高纯度液态 SO_2 产品纯度 $>80\%$ 。

[0082] 对比例2

[0083] 本实施例与实施例10相似,区别仅在于其所使用的贫硫吸收剂不同,其贫硫吸收剂为CN105848757A中公开吸收剂说明书中的测试5中的溶液D,即由酰胺-Hep质量百分比为13%,聚乙二醇二甲醚质量百分比为20%和热稳定性盐(Dohep) HSS的1当量/摩尔,其余为水组成。净化后的烟气经测定: $\text{SO}_2 \leq 35\text{mg}/\text{Nm}^3$,酸雾 $\leq 20\text{mg}/\text{Nm}^3$; SO_2 的回收率为75%,回收高纯度液态 SO_2 产品纯度 $>85.6\%$ 。

[0084] 显然,上述实施例仅仅是为清楚地说明所作的举例,而并非对实施方式的限定。对于所属领域的普通技术人员来说,在上述说明的基础上还可以做出其它不同形式的变化或变动。这里无需也无法对所有的实施方式予以穷举。而由此所引伸出的显而易见的变化或变动仍处于本发明创造的保护范围之内。

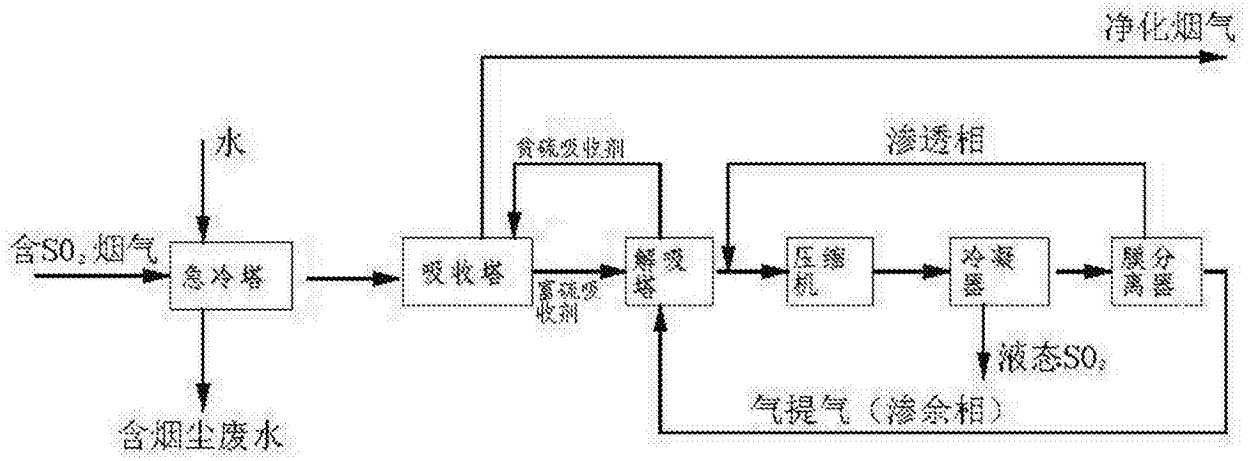


图1