



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 105457454 A

(43) 申请公布日 2016. 04. 06

(21) 申请号 201511033656. 4

(22) 申请日 2015. 12. 31

(71) 申请人 铜陵有色金属集团股份有限公司铜冠冶化分公司

地址 244401 安徽省铜陵市翠湖六路铜陵有色循环经济工业园

申请人 合肥工业大学

(72) 发明人 左永伟 崔鹏 陈家欢 张利华
何西民 魏凤玉 史成武 王天保

(74) 专利代理机构 北京格旭知识产权代理事务所(普通合伙) 11443

代理人 雒纯丹 李郁

(51) Int. Cl.

B01D 53/18(2006. 01)

B01D 50/00(2006. 01)

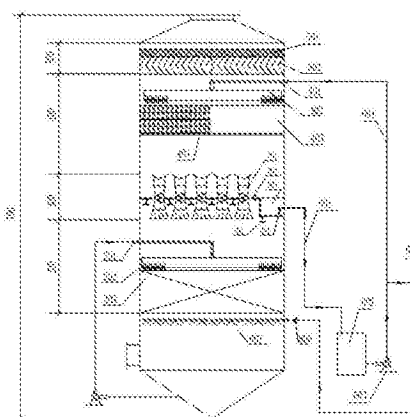
权利要求书2页 说明书8页 附图2页

(54) 发明名称

分离回收烟气中夹带有机胺盐的整体式吸收塔及方法

(57) 摘要

本发明提供了一种烟气脱硫及分离回收烟气中夹带有机胺盐的整体式吸收塔及方法。所述吸收塔 100 由下而上包括：烟气脱硫段 200，气液分离段 300，吸收分离段 400 及除雾分离段 500；所述气液分离段 300 包括气液旋流器 301 和阻流板 302，所述阻流板 302 的边缘与吸收塔 100 的内壁密闭接触；所述阻流板 302 上开设有数个孔，每个孔内设有气液旋流器 301，且所述气液旋流器 301 的外周与所述孔密闭接触；所述吸收分离段 400 包括液体分布器 402 和填料层 403，所述液体分布器 402 位于填料层 403 上方。该吸收塔脱硫同时分离并回收烟气中夹带的有机胺盐。



1. 一种烟气脱硫及分离回收烟气中夹带有机胺盐的吸收塔,其特征在于,所述吸收塔(100)由下而上包括:烟气脱硫段(200),气液分离段(300),吸收分离段(400)及除雾分离段(500);

所述气液分离段(300)包括气液旋流器(301)和阻流板(302),所述阻流板(302)的边缘与吸收塔(100)的内壁密闭接触;所述阻流板(302)上开设有数个孔,每个孔内设有气液旋流器(301),且所述气液旋流器(301)的外周与所述孔密闭接触;

所述吸收分离段(400)包括液体分布器(402)和填料层(403),所述液体分布器(402)位于填料层(403)上方。

2. 根据权利要求1所述的吸收塔,其特征在于,所述烟气脱硫段(200)占吸收塔(100)总高度的20~25%,所述气液分离段(300)占吸收塔(100)总高度的5~10%,所述吸收分离段(400)占吸收塔(100)总高度的15~20%,以及所述除雾分离段(500)占吸收塔(100)总高度的2%。

3. 根据权利要求1或2所述的吸收塔,其特征在于,所述烟气脱硫段(200)包括穿过吸收塔(100)塔壁的有机胺盐水溶液进液管(201),连接有有机胺盐水溶液进液管(201)的液体分布器(202),位于液体分布器(202)下方的填料层(203)。

4. 根据权利要求1-3任一项所述的吸收塔,其特征在于,所述气液旋流器(301)自下而上包括:烟气一次布气加速区(3011)、有机胺分离区(3012)和烟气二次布气区(3013);气液旋流器入口位于烟气一次布气加速区(3011),气液旋流器出口位于烟气二次布气区(3012);

所述烟气一次布气加速区(3011)设有数片导流片(3014);

所述有机胺分离区(3012)设有1道或2道以上旋流叶片(3015);

所述气液旋流器(301)出口上方设有导气帽(3016);所述导气帽(3016)为圆锥体结构。

5. 根据权利要求4所述的吸收塔,其特征在于,每片导流片(3014)的片体呈曲线形设置在所述烟气一次布气加速区(3011)的内壁上,每片导流片(3014)的片体在其下部与气液旋流器(301)的轴向中心线呈平行态,每片导流片(3014)的片体在其顶部偏离气液旋流器1的轴向中心线 $40^{\circ} \sim 50^{\circ}$ 。

6. 根据权利要求4或5所述的吸收塔,其特征在于,每道旋流叶片(3015)与气液旋流器(301)内壁间留有间隙;每道旋流叶片(3015)的螺旋升角为 $15^{\circ} \sim 25^{\circ}$ 。

7. 根据权利要求4-6任一项所述的吸收塔,其特征在于,所述导气帽(3016)的锥角角度大于等于 100° 且小于等于 180° 。

8. 根据权利要求1-7任一项所述的吸收塔,其特征在于,所述除雾分离段(500)包括丝网除雾器(501)和折流板式除雾器(502)。

9. 根据权利要求1-8任一项所述的吸收塔,其特征在于,所述吸收塔(100)还包括循环管路系统(600),所述循环管路系统(600)包括依次连接的出液管道(601)、储罐(602)、离心式循环泵(603)和进液管道(604);所述出液管道(601)连接所述集液箱(303),所述进液管道(604)连接所述液体分布器(402)。

10. 根据权利要求9所述的吸收塔,其特征在于,所述吸收塔(100)还包括循环吸收液旁通管路(605)、控制阀(606)以及喷淋器(607);所述循环吸收液旁通管路(605)一端连接进液管道(604),且其连接处位于离心式循环泵(603)之后,所述循环吸收液旁通管路(605)的

另一端穿过吸收塔(100)塔壁,与设置于吸收塔(100)内的喷淋器(607)连接;所述控制阀(606)设置于循环吸收液旁通管路(605)上,所述喷淋器(607)位于烟气脱硫段(200)与烟气入口之间。

11.一种采用权利要求1所述的吸收塔进行烟气脱硫及分离回收烟气中夹带有机胺盐的方法,该方法包括以下步骤:

第一步骤:使含硫烟气与有机胺盐水溶液在吸收塔的烟气脱硫段(200)逆流接触,进行脱硫处理;

第二步骤:使烟气穿过气液分离段(300)的设置于阻流板(302)上的数个气液旋流器(301),烟气向上流动并产生旋流形成离心力,分离烟气中的有机胺盐液滴;

第三步骤:使烟气与循环吸收液在吸收分离段(400)逆流接触得,溶解分离出来的有机胺盐液滴;以及

第四步骤:使烟气在除雾分离段(500)进行除雾处理。

12.根据权利要求11所述的方法,其特征在于,第一步骤中,有机胺盐水溶液与含硫烟气在填料层(203)内逆流接触。

13.根据权利要求11或12所述的方法,其特征在于,第二步骤中,烟气进入烟气一次布气加速区(3011),在数片导流片(3014)作用下,产生旋流。

14.根据权利要求13所述的方法,其特征在于,第二步骤中,烟气进入有机胺分离区(3012),在1道或2道以上旋流叶片(3015)作用下使烟气呈螺旋形上升。

15.根据权利要求14所述的方法,其特征在于,第二步骤中,烟气在有机胺分离区(3012)使有机胺盐液滴从烟气中分离出来,并甩向有机胺分离区(3012)的内壁,然后有机胺盐液滴顺着旋流叶片(3015)与气液旋流器的内壁间隙向下流动,返回填料层(203)。

16.根据权利要求15所述的方法,其特征在于,第二步骤中,从气液旋流器(301)出口流出的烟气经导气帽(3016)向四周扩散。

17.根据权利要求11所述的方法,其特征在于,循环吸收液通过旁通管路(605)进入喷淋器(607),循环吸收液与烟气喷淋接触。

分离回收烟气中夹带有机胺盐的整体式吸收塔及方法

技术领域

[0001] 本发明涉及烟气脱硫技术领域,更为具体地讲,涉及一种有机胺法烟气脱硫技术中,脱硫同时分离并回收烟气中夹带有机胺盐的吸收塔及方法。

背景技术

[0002] 有机胺法烟气脱硫技术中,以含有一定比例的有机胺盐水溶液作为SO₂吸收剂在吸收塔内与含硫烟气逆流接触,脱除含硫烟气中的SO₂。吸收塔外排的烟气必然夹带一定的有机胺盐,有机胺盐被夹带的程度与工艺条件、工艺流程、有机胺盐的物理性质有一定的关联,具体的:1、有机胺法烟气脱硫是一个连续循环的吸收、再生过程,在这一过程中生成的热稳定盐会逐渐在有机胺盐的水溶液中积累,易使有机胺盐产生发泡现象;2、在吸收塔内气液传质过程中,有机胺盐会产生液沫现象;3、有机胺在吸收塔内喷淋及液体分布过程中,也有轻微的发泡现象。这些关联势必使得外排的烟气夹带有机胺盐。通过检测表明外排烟气的冷凝水中有机胺盐的含量2.15%~7.3%,使得吸收剂中有机胺盐的比例呈下降趋势,不仅造成整个脱硫系统的脱硫效率呈现下降的趋势,而且也使脱硫系统运行成本呈现上升的趋势。

[0003] 目前,脱硫吸收塔通常多采用形式多样的除雾器对湿烟气进行气水分离。除此之外,攀钢集团攀枝花钢铁有限公司的发明专利(申请公布号:CN102302894A/一种可再生烟气脱硫技术)、攀钢集团有限公司的发明专利(申请公布号:CN102247741A/一种烟气脱硫工艺)中都论述了在吸收系统设计捕集段,利用捕集液吸收烟气中夹带的脱硫溶液并对吸收脱硫溶液的捕集液进行再利用。在上述发明中,脱硫溶液包括有机胺盐。

发明内容

[0004] 本发明解决的技术问题是,提供一种烟气脱硫及分离并回收烟气中夹带有机胺盐的整体式吸收塔及方法,解决有机胺盐在吸收塔内脱除含硫烟气中SO₂的过程中被烟气夹带的问题。

[0005] 本发明解决的另一技术问题是,利用循环吸收液降低进吸收塔内含硫烟气的温度并调节吸收塔内有机胺盐水溶液的吸收平衡。

[0006] 发明人通过对烟气夹带有机胺盐这一现象的分析,结果表明:1、烟气的夹带量与气流的分布有关;2、烟气所夹带的有机胺盐以小液滴形式存在,液滴的粒径具有相当分散的尺寸分布,可回收利用的范围广;3、水溶液中有机胺盐的含量低于一定的比例时,影响脱硫的效率。

[0007] 从而,本发明与已公布的发明专利相比较,区别在于:1、强化进塔烟气的气流分布均匀性,避免烟气在塔壁处产生“短路”现象;2、烟气和有机胺盐液滴存在着密度差,利用旋风分离原理实现分离回收的目的;3、利用循环吸收液降低进塔烟气的温度并调节塔内有机胺盐水溶液的吸收平衡。

[0008] 本发明着重于:1、应用的设备工作阻力低,不增加系统的能耗;2、利用气液旋流器

强化烟气的布气效果;3、进入气液旋流器的烟气产生旋流形成离心力,密度较大的有机胺液滴在离心力的作用下甩向旋流器筒壁,直接返回下部的脱硫段再参与吸收反应,密度较小的烟气继续向上部吸收分离段运动;4、吸收分离段的脉冲填料进一步分离烟气中有机胺液滴并对烟气再次强化布气效果;5、吸收分离段的循环吸收液用以降低进塔烟气温度并调节塔内有机胺水溶液的吸收平衡。

[0009] 具体来说,本发明提出了如下技术方案。

[0010] 第一方面,本发明提供了一种烟气脱硫及分离回收烟气中夹带有机胺盐的吸收塔100,所述吸收塔由下而上包括:烟气脱硫段200,气液分离段300,吸收分离段400及除雾分离段500;

[0011] 所述气液分离段300包括气液旋流器301和阻流板302,所述阻流板302的边缘与吸收塔100的内壁密闭接触;所述阻流板302上开设有数个孔,每个孔内设有气液旋流器301,且所述气液旋流器301的外周与所述孔密闭接触;

[0012] 所述吸收分离段400包括液体分布器402和填料层403,所述液体分布器402位于填料层403上方。

[0013] 优选的,其中,所述烟气脱硫段200占吸收塔100总高度的20~25%,所述气液分离段300占吸收塔100总高度的5~10%,所述吸收分离段400占吸收塔100总高度的15~20%,以及所述除雾分离段500占吸收塔100总高度的2%。

[0014] 优选的,其中,所述烟气脱硫段200包括穿过吸收塔100塔壁的有机胺盐水溶液进液管201,连接有有机胺盐水溶液进液管201的液体分布器202,位于液体分布器202下方的填料层203。

[0015] 优选的,其中,所述气液旋流器301自下而上包括:烟气一次布气加速区3011、有机胺分离区3012和烟气二次布气区3013;气液旋流器入口位于烟气一次布气加速区3011,气液旋流器出口位于烟气二次布气区3012;

[0016] 所述烟气一次布气加速区3011设有数片导流片3014;

[0017] 所述有机胺分离区3012设有1道或2道以上旋流叶片3015;

[0018] 所述气液旋流器301出口上方设有导气帽3016;所述导气帽3016为圆锥体结构。

[0019] 优选的,其中,每片导流片3014的片体呈曲线形设置在所述烟气一次布气加速区3011的内壁上,每片导流片3014的片体在其下部与气液旋流器301的轴向中心线呈平行态,每片导流片3014的片体在其顶部偏离气液旋流器1的轴向中心线 $40^{\circ}\sim 50^{\circ}$ 。

[0020] 优选的,其中,每道旋流叶片3015与气液旋流器301内壁间留有间隙;每道旋流叶片3015的螺旋升角为 $15^{\circ}\sim 25^{\circ}$ 。

[0021] 优选的,其中,所述导气帽3014的锥角角度大于等于 100° 且小于等于 180° 。

[0022] 优选的,其中,所述除雾分离段500包括丝网除雾器501和折流板式除雾器502。

[0023] 优选的,其中,所述吸收塔100还包括循环管路系统600,所述循环管路系统600包括依次连接的出液管道601、储罐602、离心式循环泵603和进液管道604;所述出液管道601连接所述集液箱303,所述进液管道604连接所述液体分布器402。

[0024] 优选的,其中,所述吸收塔100还包括循环吸收液旁通管路605、控制阀606以及喷淋器607;所述循环吸收液旁通管路605一端连接进液管道604,且其连接处位于离心式循环泵603之后,所述循环吸收液旁通管路605的另一端穿过吸收塔100塔壁,与设置于吸收塔

100内的喷淋器607连接;所述控制阀606设置于循环吸收液旁通管路605上,所述喷淋器607位于烟气脱硫段200与烟气入口之间。

[0025] 第二方面,本发明提供了一种采用上述吸收塔进行烟气脱硫及分离回收烟气中夹带有机胺盐的方法,该方法包括以下步骤:

[0026] 第一步骤:使含硫烟气与有机胺盐水溶液在吸收塔的烟气脱硫段200逆流接触,进行脱硫处理;

[0027] 第二步骤:使烟气穿过气液分离段300的设置有阻流板302上的数个气液旋流器301,烟气向上流动并产生旋流形成离心力,分离烟气中的有机胺盐液滴;

[0028] 第三步骤:使烟气与循环吸收液在吸收分离段400逆流接触得,溶解分离出来的有机胺盐液滴;以及

[0029] 第四步骤:使烟气在除雾分离段500进行除雾处理。

[0030] 优选的,其中,第一步骤中,有机胺盐水溶液与含硫烟气在填料层203内逆流接触。

[0031] 优选的,其中,第二步骤中,烟气进入烟气一次布气加速区3011,在数片导流片3014作用下,产生旋流。

[0032] 优选的,其中,第二步骤中,烟气进入有机胺分离区3012,在1道或2道以上旋流叶片3015作用下使烟气呈螺旋形上升。

[0033] 优选的,其中,第二步骤中,烟气在有机胺分离区3012使有机胺盐液滴从烟气中分离出来,并甩向有机胺分离区3012的内壁,然后有机胺盐液滴顺着旋流叶片3015与气液旋流器的内壁间隙向下流动,返回填料层203。

[0034] 优选的,其中,从气液旋流器301出口流出的烟气经导气帽3016向四周扩散。

[0035] 优选的,其中,循环吸收液通过旁通管路605进入喷淋器607,循环吸收液与烟气喷淋接触。

[0036] 采用本发明的技术方案具有如下有益效果:适应烟气气量范围广,允许烟气量5万~300万Nm³/h;塔内总压降1800Pa~3200Pa,且具有良好的气流分布性能,无需系统增加额外的动压头;可充分回收烟气中有机胺盐的夹带量;利用循环吸收液喷淋降低进塔烟气的温度,调节塔内有机胺盐水溶液的有机胺比例和水平衡,提高含硫烟气的脱硫效率。

[0037] 下面结合附图和各个具体实施方式,对本发明及其有益技术效果进行详细说明。

附图说明

[0038] 图1本发明烟气脱硫及分离回收烟气中夹带有机胺盐的吸收塔内部结构示意图。

[0039] 图2本发明气液旋流器内部结构示意图。

具体实施方式

[0040] 本发明吸收塔在烟气脱硫的同时能分离回收烟气中夹带有机胺盐,以解决解决有机胺盐在吸收塔内脱除含硫烟气中SO₂的过程中被烟气夹带的问题。

[0041] 本发明所述“含硫烟气”是指含硫氧化物(SO₂和SO₃)的烟道气或其他工业废气。本发明吸收塔适用的含硫烟气中SO₂浓度为3500ppm~10000ppm。

[0042] 本发明所述“脱硫”是指从烟道气或其他工业废气中除去硫氧化物(SO₂)。本发明所述“有机胺”是指常规能够应用于有机胺湿法脱硫的有机类物质,包括但不限于乙醇胺、

二乙醇胺、甲基二乙醇胺等。本发明所述“有机胺盐”是指以亚硫酸根、亚硫酸氢根、硫酸根形式存在的有机胺的盐。本发明所述“有机胺盐水溶液的吸收平衡”是指将针对具体应用的有机胺,将有机胺盐水溶液中有机胺盐的浓度控制在设定范围内。

[0043] 如图1所示,烟气脱硫及分离回收烟气中夹带有机胺盐的吸收塔100,所述吸收塔由下而上包括:烟气脱硫段200,气液分离段300,吸收分离段400及除雾分离段500。优选的,吸收塔100为筒状吸收塔,内部结构为一体化结构。这里的“自下而上”是指沿烟气流动方向,烟气入口方向为下,烟气出口方向为上。

[0044] 本发明中,含硫烟气在吸收塔100内自下向上流动的方向依次分为:含硫烟气脱硫段200,净化烟气气液分离段300,净化烟气吸收分离段400,净化烟气除雾分离段500。脱硫段200可占吸收塔100总高度的20~25%,气液分离段300可占吸收塔100总高度的5~10%,吸收分离段400可占吸收塔100总高度的15~20%,除雾分离段500可占吸收塔100总高度的2%,其余作为吸收塔100其他部位的设计高度。

[0045] 本发明烟气脱硫段200,包括有机胺盐水溶液进液管201、液体分布器202、填料层203。有机胺盐水溶液进液管201穿过吸收塔100塔壁,连接液体分布器202,填料层203位于液体分布器202下方。有机胺盐水溶液由有机胺盐水溶液进液管201进入吸收塔100,经液体分布器202均匀分布至填料层203。含硫烟气从位于吸收塔100塔底的烟气入口进入吸收塔100内。有机胺盐水溶液与含硫烟气在填料层203内逆流接触,完成烟气中SO₂的吸收、净化过程。

[0046] 本发明所用液体分布器202是常规市售液体分布器,可以是喷头式液体分布器、管式液体分布器、槽盘式液体分布器,优选槽盘式液体分布器。

[0047] 本发明填料层203所用填料为塑料规整填料、金属波纹规整填料或丝网填料,均可以市购得到。

[0048] 本发明气液分离段300对净化烟气布气和分离夹带的有机胺盐液滴。气液分离段300包括气液旋流器301和阻流板302。阻流板302的边缘与吸收塔100的内壁密闭接触。阻流板302上开设有数个孔,每个孔内设有气液旋流器301,且气液旋流器301的外周与孔密闭接触,优选的气液旋流器301使用数为十几到几十,该使用数根据脱硫烟气的流量可以进行选择和调整。气液旋流器301在阻流板302上的分布可以是均匀分布排列,也可以按同心阵列的形式分布,优选同心阵列的形式。气液旋流器301伸出阻流板302的高度h大于等于气液旋流器301总高H的30~40%。

[0049] 脱硫后的净化烟气在阻流板302的阻断作用下仅通过气液旋流器301向上流动,较多数量的气液旋流器301首先对烟气起气流分布作用,其次提高烟气的气速,使烟气在气液旋流器301内产生旋流形成离心力,分离烟气中的较大粒径的有机胺盐液滴,最后在气液旋流器301出口导气帽的导向作用下,将烟气流动方向由垂直旋转向上改变为向四周扩散,烟气在气液分离段300完成分离并进行二次布气。

[0050] 如图2所示,本发明气液旋流器301优选的外形结构为圆筒形,也包括有利于气流分布的双曲线形、圆台形等结构。本发明气液旋流器301两端开口,自下而上包括:烟气一次布气加速区3011、有机胺分离区3012和烟气二次布气区3013;气液旋流器入口位于烟气一次布气加速区3011,气液旋流器出口位于烟气二次布气区3013。这里的“自下而上”是指沿烟气流动方向,烟气入口方向为下,烟气出口方向为上。

[0051] 所述的烟气一次布气加速区3011首先对气体进行气体分布,其次迫使气体产生旋流。具体的,烟气一次布气加速区3011采用扩张口结构,朝向气液旋流器入口方向,所述的烟气一次布气加速区3011沿轴向其直径逐渐变大,即气液旋流器入口直径大于烟气一次布气加速区3011末端直径。这里的“末端”是指沿烟气流动方向,烟气离开烟气一次布气加速区3011的位置。优选的,烟气一次布气加速区3011为喇叭形,双曲线形和其他利于气体导流的结构。

[0052] 在烟气一次布气加速区3011的内壁设有导流片3014。导流片3014数量的多少可以通过烟气量的大小确定,一般为3~7片。每个导流片3014的一边侧边固定在烟气一次布气加速区3011的内壁上。每个导流片3014的布置方式为顺着气流的方向呈曲线形,即导流片3014的片体在其下部与气液旋流器301的轴向中心线呈平行态,然后导流片3014的片体向一边弯曲逐渐偏离轴向中心线,导流片3014的片体在其顶部与气液旋流器301的轴向中心线偏离 $40^{\circ}\sim 50^{\circ}$,以利于进入烟气一次布气加速区3011的气体产生旋流。所有导流片3014偏离轴向中心线的方向一致,整体呈顺时针方向或逆时针方向,使得烟气产生旋流。

[0053] 所述的有机胺分离区3012用于提高通过的旋流烟气的气速,引导烟气呈螺旋形上升,并实现烟气中夹带的有机胺盐液滴的分离。具体的,有机胺分离区3012为旋流叶片式结构,其内壁分布有旋流叶片3015。旋流叶片3015数量的多少结合烟气一次分布区3011后端直径的大小确定,可以是1道也可以是2道以上。每道旋流叶片3015的螺旋升角 α 在 $15^{\circ}\sim 25^{\circ}$ 之间,顺着气流的方向呈螺旋形向上分布。每道旋流叶片与气液旋流器的内壁设计有一定的间隙,数值在1mm~1.5mm之间。

[0054] 通过气液旋流器301的烟气在有机胺分离区3012,因旋流产生的离心力,迫使有机胺盐液滴从烟气中分离出来,并甩向有机胺分离区3012的内壁,然后有机胺盐液滴顺着间隙向下流动,返回吸收塔吸收填料层。

[0055] 所述的烟气二次布气区3013对旋流的烟气进行二次布气。具体的,烟气二次布气区3013采用扩张口结构,朝向气液旋流器301出口方向,烟气二次布气区3013的直径逐渐变大,即气液旋流器301出口直径大于烟气二次布气区3013前端直径。这里的“前端”是指沿烟气流动方向,烟气进入烟气二次布气区3013的位置。优选的,烟气二次布气区3013为喇叭形,双曲线形和其他利于气体导流的结构。

[0056] 所述的气液旋流器301出口上方设有导气帽3016。从气液旋流器301出口流出的烟气经导气帽3016向四周扩散,实现烟气的二次布气。导气帽3016的中轴线与气液旋流器301的轴向中心线吻合,避免烟气产生偏流。具体的,导气帽3016为圆锥体结构,以一定的间距安装在气液旋流器301的上方。导气帽3016采用椎角向下或椎角向上的方式布置,即采用“V”形或倒“V”形布置。无论布置的方式如何,圆锥体锥角的角度 β 大于等于 100° 且小于等于 180° 。在一个具体实施方式中,导气帽3016设有连接杆,连接杆一端安装在气液旋流器301筒壁的外侧,另一端与导气帽3016连接。两端的安装方式均可以采用螺栓固定、销钉固定或焊接方式。

[0057] 阻流板302的材质可以选择金属材料的板材,板材厚度8-10mm之间。当选用不锈钢板材,不需要进行防腐处理。如果选用普通碳钢的板材,待气液旋流器301模块化组装完成后,表面进行防腐处理。防腐处理的材料可采用耐腐蚀玻璃钢覆盖,高分子材料的喷涂等。阻流板302的材质也可以选择非金属材料,板材厚度在10-20mm之间。

[0058] 在一个具体实施方式中,气液分离段300还包括支撑梁305;若干组支撑梁305固定在吸收塔100内壁,阻流板302固定在支撑梁305上。支撑梁305所用的材质可以采用金属材料和非金属材料制作的型材,选择型材时需要考虑防腐要求,优选的型材为工字钢,优选的布置方式为“井”字形。

[0059] 在另一个具体实施方式中,气液分离段300还包括集液箱303。阻流板302上开设孔,集液箱303固定在支撑梁305上,且贯穿过阻流板302上的这些孔,与对应孔的周边密闭接触;集液箱303出液口设有水封管304。若干组支撑梁305固定在吸收塔100内壁,阻流板302和集液箱303固定在支撑梁305上,阻流板302的边缘与吸收塔100的内壁紧密的结合在一起,阻流板302上开设多个圆孔安装气液旋流器301,阻流板302上开设长方形孔安装集液箱303,气液旋流器301和集液箱303与阻流板302均为紧密结合以防止漏液。集液箱303起积液作用,集液箱303出液口有水封管304,水封管304将循环吸收液导向塔外并阻止烟气泄漏。

[0060] 本发明吸收分离段400包括循环吸收液进液管401,液体分布器402和填料层403,液体分布器402位于填料层403上方。循环管路的循环吸收液由循环吸收液进液管401进入吸收塔100,经液体分布器402均匀分布至填料层403,与净化烟气逆流接触得以溶解分离出来的有机胺液滴。吸收后的循环液汇集在集液箱303内,达到一定液位高度由水封管304导向塔外。

[0061] 液体分布器402是常规市售液体分布器,本发明所用液体分布器402可以是喷头式液体分布器、管式液体分布器、槽盘式液体分布器,优选槽盘式液体分布器。

[0062] 吸收分离段400还包括填料支撑404,若干组填料支撑404固定在吸收塔100内壁,填料层403堆叠在填料支撑404上。填料层403中的填料采用脉冲填料,脉冲填料在填料支撑404上组装后,形成带缩颈的多孔菱形通道。

[0063] 本发明除雾分离段500包括丝网除雾器501和折流板式除雾器502。丝网除雾器501和折流板式除雾器502安装不限于图1的方式,例如丝网除雾器501可以安装在折流板式除雾器502中间,也可以安装在折流板式除雾器502的下方。丝网除雾器501和折流板式除雾器502采用常规设备,可以采用金属材料也可以采用非金属材料,选用的材料耐腐蚀即可。丝网除雾器501优选全径型丝网除雾器。折流板式除雾器502选用叶片式,叶片可选用折线型和流线型,通道可选用2通道叶片和3通道叶片,优选的叶片为流线型。

[0064] 如图1所示,本发明吸收塔100还包括循环管路系统600,循环管路系统600包括依次连接的出液管道601、储罐602、离心式循环泵603和进液管道604。出液管道601连接所述集液箱303,进液管道604连接所述液体分布器402。出液管道601、储罐602、离心式循环泵603、进液管道604和吸收塔100本体组成一个闭路循环系统。本发明吸收塔100还包括循环吸收液旁通管路605、控制阀606以及喷淋器607;所述循环吸收液旁通管路605一端连接进液管道604,且其连接处位于离心式循环泵603之后,所述循环吸收液旁通管路605的另一端穿过吸收塔100塔壁,与设置于吸收塔100内的喷淋器607连接;所述控制阀606设置于循环吸收液旁通管路605上,所述喷淋器607位于烟气脱硫段200与烟气入口之间。

[0065] 当吸收塔100内的有机胺盐水溶液的总积下降或有机胺浓度下降或进塔烟气温偏高时,打开控制阀606,循环吸收液通过旁通管路605进入喷淋器607,在带喷头的喷淋器607的作用下,循环吸收液形成雾状喷淋液与烟气接触从而降低进塔烟气的温度,喷淋出

的循环吸收液汇集在塔底,起到调节塔内有机胺盐水溶液的有机胺比例和水平衡。循环吸收液可以利用再沸器的冷凝水、除盐水。

[0066] 本发明吸收塔100本体及循环管路系统600中的管道、喷淋系统及喷头、储罐材质可以采用耐稀酸腐蚀金属材料的,也可以采用耐稀酸腐蚀非金属材料。其中喷头选择单向喷头。

[0067] 本发明的优点在于:烟气处理能力5万~300万Nm³/h,适应气量范围广;塔内总压降浓度为3500ppm~10000ppm,且具有良好的气流分布性能,无需系统增加额外的动压头;可充分回收烟气中有机胺的夹带量;利用循环吸收液喷淋降低进塔烟气的温度,调节塔内有机胺盐水溶液的有机胺比例和水平衡,提高含硫烟气的脱硫效率。

[0068] 下面通过具体实施例来说明本发明的烟气脱硫及分离回收烟气中夹带有机胺盐的吸收塔。以下实施例的实验均为秘密实验。

[0069] 实施例1

[0070] 采用某球团厂含硫烟气进行对比实验。该含硫烟气中SO₂含量为2580ppm,烟气量为42万Nm³/h。处理用的有机胺盐水溶液中有有机胺浓度为12wt%~18wt%。

[0071] 实施例1-1

[0072] 采用现有吸收塔处理该含硫烟气,该吸收塔为填料喷淋塔,总高23.5m。该吸收塔包括有机胺盐水溶液进液管、液体分布器、填料层、有机胺盐水溶液出液口、烟气入口和烟气出口。有机胺盐水溶液进液管穿过吸收塔塔壁,连接液体分布器,填料层位于液体分布器下方。有机胺盐水溶液由有机胺盐水溶液进液管进入吸收塔,经液体分布器均匀分布至填料层。含硫烟气从位于吸收塔塔底的烟气入口进入吸收塔内。有机胺盐水溶液与含硫烟气在填料层内逆流接触,完成烟气中SO₂的吸收、净化过程。有机胺盐水溶液经过填料层后,从有机胺盐水溶液出液口排出吸收塔。

[0073] 经过检测:含硫烟气进吸收塔温度为55~60℃,烟气工作压力为4.0kPa。吸收塔净化后外排烟气的冷凝水中有有机胺含量为0.052wt%。依据外排烟气量42万Nm³/h,烟气温度为58℃,烟气中水分含量为174g/Nm³,烟气冷凝水量为73m³/h,计算得到烟气夹带有机胺的损失量为38kg/h,910kg/d。经过检测:入塔烟气中SO₂含量为7845mg/m³,净化后烟气中SO₂含量为358mg/m³,脱除率达到95.44%。

[0074] 实施例1-2

[0075] 采用本发明吸收塔,内部结构为一体化结构,总高度27.5m。烟气脱硫段200占吸收塔100总高度的25%,气液分离段300可占吸收塔100总高度的25%,吸收分离段400可占吸收塔100总高度的25%,除雾分离段500可占吸收塔100总高度的2%,空塔气速为1.8Nm/s。气液分离段300设有24个气液旋流器301。每个气液旋流器301在烟气一次布气加速区3011的内壁设有导流片30143片。每个导流片3014顺着气流的方向呈曲线形,在其片体顶部与气液旋流器301的轴向中心线偏离40°。每个气液旋流器301在有机胺分离区3012内壁分布有一道旋流叶片3015。每道旋流叶片3015的螺旋升角α在15°,每道旋流叶片与气液旋流器的内壁设计有间隙1mm。每个气液旋流器301的导气帽3016圆锥体锥角的角度为150°。

[0076] 经过检测:含硫烟气进吸收塔温度下降至50~55℃,有机胺盐水溶液的有机胺浓度维持在20wt%~24wt%,吸收塔外排烟气的冷凝水中有有机胺含量为0.018wt%。经过检测:入塔烟气中SO₂含量为9850mg/Nm³,净化后烟气中SO₂含量为128mg/Nm³,脱除率达到

98.70%。依据外排烟气量40万Nm³/h,烟气温度为54℃,烟气中水分含量为140g/Nm³,烟气冷凝水量为56m³/h,计算得到烟气夹带有机胺的损失量为10kg/h,240kg/d。

[0077] 实施例2

[0078] 采用某球团厂含硫烟气进行对比实验。该含硫烟气中SO₂含量为12000ppm,烟气量为12万Nm³/h。处理用的有机胺盐水溶液的有机胺浓度为22wt%~26wt%。

[0079] 实施例2-1

[0080] 采用现有吸收塔处理该含硫烟气,该吸收塔为填料喷淋塔,包括有机胺盐水溶液进液管、液体分布器、填料层、有机胺盐水溶液出液口、烟气入口和烟气出口。有机胺盐水溶液进液管穿过吸收塔塔壁,连接液体分布器,填料层位于液体分布器下方。有机胺水溶液由有机胺盐水溶液进液管进入吸收塔,经液体分布器均匀分布至填料层。含硫烟气从位于吸收塔塔底的烟气入口进入吸收塔内。有机胺盐水溶液与含硫烟气在填料层内逆流接触,完成烟气中SO₂的吸收、净化过程。有机胺盐水溶液经过填料层后,从有机胺盐水溶液出液口排出吸收塔。

[0081] 含硫烟气进吸收塔温度为50~55℃,烟气工作压力为2.5kPa。经过检测:入塔烟气中SO₂含量为36260mg/Nm³,净化后烟气中SO₂含量为550mg/Nm³,脱除率达到98.48%。吸收塔外排烟气的冷凝水中有机胺含量为0.065%。依据外排烟气量12万Nm³/h,烟气温度为52℃,烟气中水分含量为124g/Nm³,烟气冷凝水量为15m³/h,计算得到烟气夹带有机胺的损失量为9.75kg/h,235kg/d。

[0082] 实施例2-2

[0083] 采用本发明吸收塔,内部结构为一体化结构。脱硫段200可占吸收塔100总高度的20%,气液分离段300可占吸收塔100总高度的10%,吸收分离段400可占吸收塔100总高度的10%,除雾分离段500可占吸收塔100总高度的2%,空塔气速为2.0Nm/s。气液分离段300设有22个气液旋流器301。每个气液旋流器301在烟气一次布气加速区3011的内壁设有导流片30147片。每个导流片3014顺着气流的方向呈曲线形,在其片体顶部与气液旋流器301的轴向中心线偏离50°。每个气液旋流器301在有机胺分离区3012内壁分布有一道旋流叶片3015。每道旋流叶片3015的螺旋升角α在25°,每道旋流叶片与气液旋流器的内壁设计有间隙1.5mm。每个气液旋流器301的导气帽3016圆锥体锥角的角度为150°。

[0084] 经过检测:含硫烟气进吸收塔温度下降至48~50℃,有机胺水溶液的胺浓维持在20wt%~24wt%,净化烟气冷凝水中有机胺含量无法检测出。入塔烟气中SO₂含量为32450mg/Nm³,净化后烟气中SO₂含量为55mg/Nm³,脱除率达到99.83%。吸收塔外排烟气的冷凝水中有机胺含量为0.025%。依据外排烟气量12万Nm³/h,烟气温度为53℃,烟气中水分含量为130g/Nm³,烟气冷凝水量为15.6m³/h,计算得到烟气夹带有机胺的损失量为3.9kg/h,93.6kg/d。

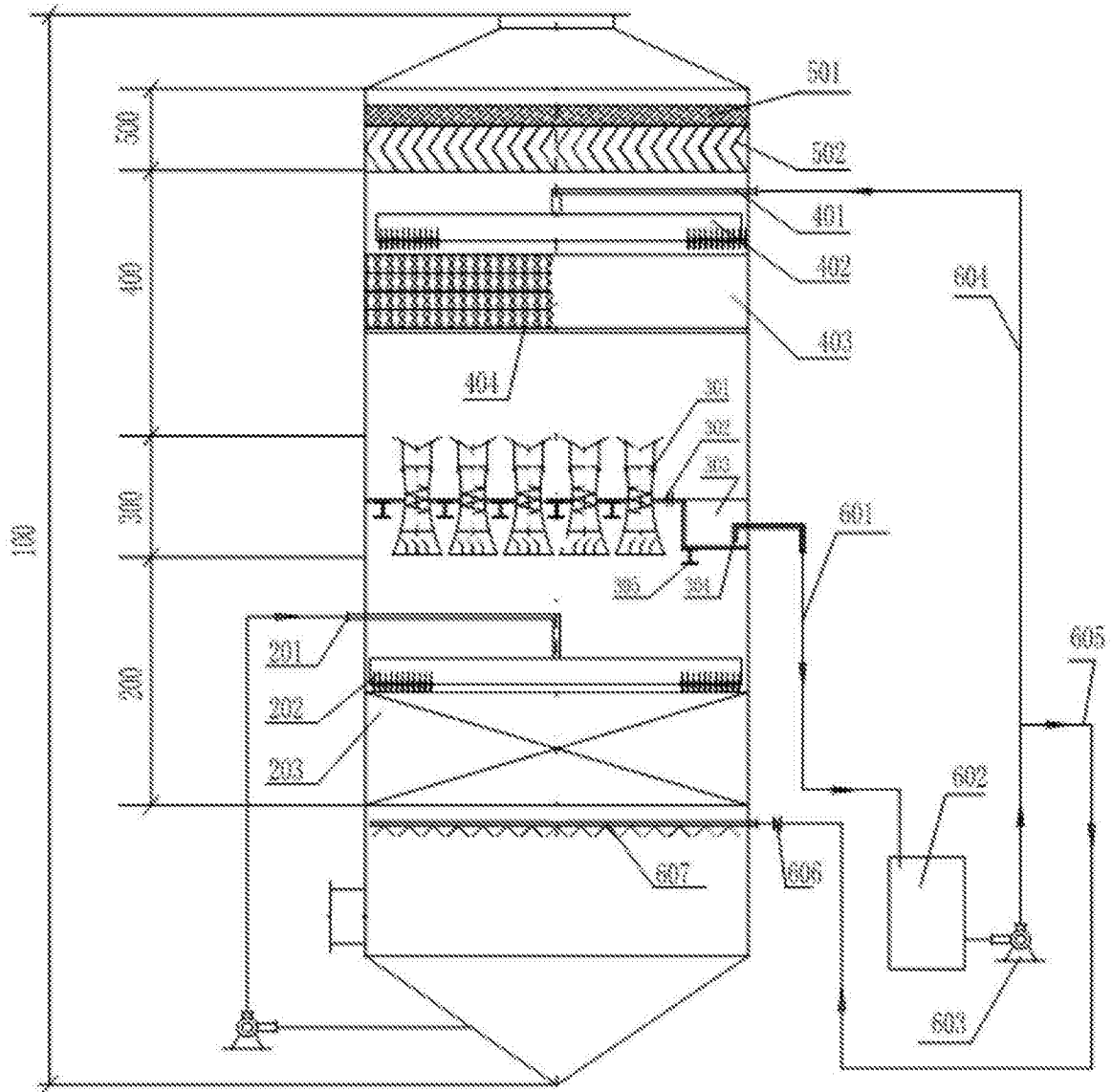


图1

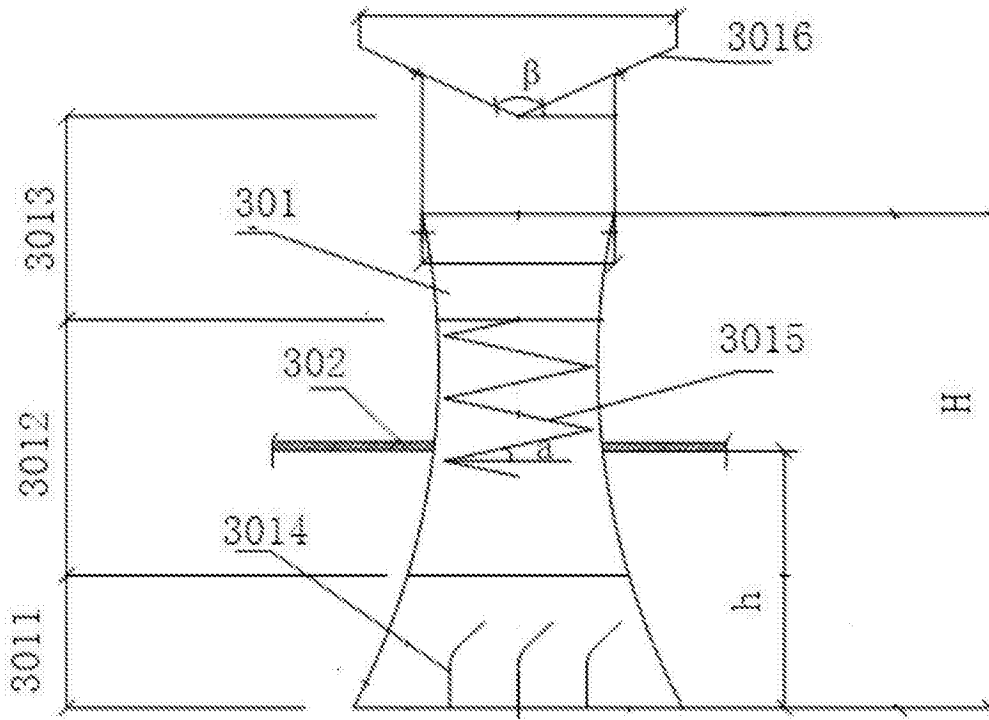


图2