

B01D 3/38 (2006.01)

(56) 对比文件

CN 201147664 Y, 2008.11.12
CN 211635902 U, 2020.10.09
GB 1544517 A, 1979.04.19

审查员 金念

(72)发明人 胡昌彬 粟杨

专利代理师 李丹

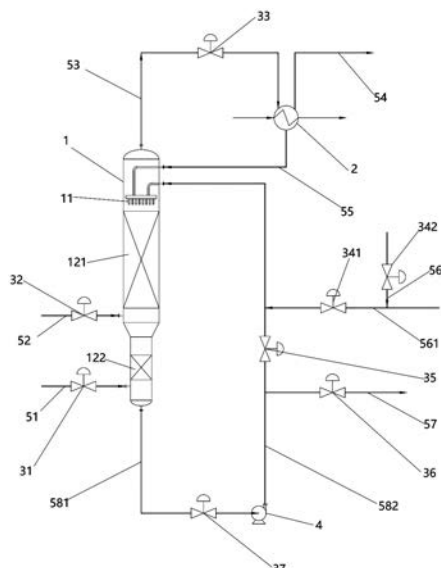
B01D 53/14 (2006.01)

B01D 53/18 (2006.01)

权利要求书2页 说明书6页 附图1页

一种氯化氢与二氧化硫混合气的分离系统及其分离方法

本发明涉及混合气体的分离技术领域,公开了一种氯化氢与二氧化硫混合气的分离系统及其分离方法,分离系统包括吸收塔、分凝器,以及采出泵。本发明通过回流管路将部分釜液回流到塔顶,与工艺水混合后作为吸收剂,相当于用稀酸作为吸收剂来进行吸收,能抑制二氧化硫向液相中转移。本发明通过在塔釜直接通蒸汽,对下段塔内含较多二氧化硫的气相进行稀释以及加热,且蒸汽同时对液相进行汽提,使釜液中二氧化硫含量明显降低。本发明为常压设备,且只需用到一个塔器,设备费用以及能耗均低。本发明中的设备操作弹性大,工艺设计以及运行维护均十分容易。



1. 一种氯化氢与二氧化硫混合气的分离方法,其特征在于:所述分离方法采用的分离系统包括吸收塔(1)、分凝器(2)、以及采出泵(4);

所述吸收塔(1)的侧线进料口与混合气进料管(52)连通;

所述吸收塔(1)的塔顶采出口通过塔顶采出管(53)与分凝器(2)的进料口连通,所述分凝器(2)的凝液出口通过凝液管(55)与吸收塔(1)的塔顶进料口连通;所述分凝器(2)的不凝汽出口与二氧化硫出料管(54)连通;

所述吸收塔(1)的釜液采出口通过釜液采出管(581)与采出泵(4)的进液口连通,所述采出泵(4)的出液口与吸收塔(1)的塔顶进料口通过泵后管(582)连通;

所述吸收塔(1)塔釜与蒸汽进料管(51)连通,且蒸汽进料口高于塔釜液面设置;

所述泵后管(582)上设置有回流控制阀(35),所述回流控制阀(35)阀前设置有盐酸出料口,盐酸出料口与盐酸出料管(57)连通;所述回流控制阀(35)阀后设置有工艺水进料口,工艺水进料口与工艺水进料管(561)连通;

运行过程中,塔釜采出的部分回收盐酸不经过其它容器,连续直接回流到塔顶,与工艺水混合为稀盐酸后从塔顶流下,以抑制二氧化硫向液相中转移;其余回收盐酸作为液相产品采出;采出的回收盐酸不经过其它容器,连续直接离开装置;

回流的回收盐酸不要直接注入塔内,应先与工艺水混合,且与工艺水混合后氯化氢的质量分数应小于20%,否则塔顶液相中会有部分氯化氢挥发进入气相,污染气相产品;

所述吸收塔(1)在常压下操作,混合气进料口所在高度的塔内的液相温度不低于100℃,蒸汽的进料温度不低于110℃。

2. 根据权利要求1所述的一种氯化氢与二氧化硫混合气的分离方法,其特征在于:所述吸收塔(1)为填料塔,所述填料塔的填料层分为两段,包括上段填料层(121)与下段填料层(122),所述混合气进料管(52)与填料塔壳体上位于上段填料层(121)与下段填料层(122)之间的侧线进料口连通。

3. 根据权利要求2所述的一种氯化氢与二氧化硫混合气的分离方法,其特征在于:所述填料塔为变径塔,下段塔径小于上段;上段填料层(121)全部设置在上段塔体内,下段填料层(122)全部设置在下段塔体内,且下段填料层(122)的装填高度小于上段填料层(121)。

4. 根据权利要求1-3任一项所述的一种氯化氢与二氧化硫混合气的分离方法,其特征在于:所述蒸汽进料管(51)上设置有蒸汽进料阀(31),所述混合气进料管(52)上设置有混合气进料阀(32),所述塔顶采出管(53)上设置有塔顶采出阀(33),所述釜液采出管(581)上设置有塔釜采出阀(37),所述工艺水进料管(561)上设置有工艺水进料阀(341),所述盐酸出料管(57)上设置有盐酸出料阀(36)。

5. 根据权利要求4所述的一种氯化氢与二氧化硫混合气的分离方法,其特征在于:所述工艺水进料管(561)与补酸管(562)连通,所述补酸管(562)上设置有补酸阀(342)。

6. 根据权利要求1所述的一种氯化氢与二氧化硫混合气的分离方法,其特征在于:在吸收塔(1)内对混合气进行逆流吸收,塔顶采出二氧化硫气体,塔釜采出回收盐酸;

混合气在吸收塔(1)侧线进料,塔釜直接通蒸汽,蒸汽进料位置高于塔釜允许的最高液位;塔釜通入的蒸汽对塔内位于混合气进料口下段的气相进行稀释与加热,并对塔内位于混合气进料口下段的液相进行汽提;

塔顶采出的气相在分凝器(2)中进行冷凝除湿,凝液打回塔顶,不凝汽全部采出;

塔釜采出的部分回收盐酸回流到塔顶,以抑制混合气中二氧化硫的溶解;

工艺水与蒸汽的质量流量之和不小于混合气中氯化氢的质量流量的1.7倍;

在分离系统开车过程中,釜液回流量设置为0,塔釜采出的釜液全部作为废液采出,并向工艺水中补入质量流量及酸度与正常生产过程中回流的回收盐酸相同的盐酸。

7. 根据权利要求6所述的一种氯化氢与二氧化硫混合气的分离方法,其特征在于:

包括以下过程:

步骤一、混合气吸收:混合气自吸收塔(1)侧线进料口进料并向上流动,与塔顶流下的稀酸发生逆流接触,混合气脱除氯化氢,成为含一定水分的二氧化硫气体,从塔顶采出进入分凝器(2);稀酸吸收混合气中的氯化氢以及少量二氧化硫后成为回收盐酸,升温并继续向下流动;

步骤二、二氧化硫冷凝除湿:塔顶采出的含一定水分的二氧化硫气体在分凝器(2)中发生冷凝,盐酸酸雾和大部分水分进入凝液并打回吸收塔(1)塔顶,二氧化硫气体作为气相产品从分凝器(2)的不凝汽出口采出;

步骤三、回收盐酸汽提:在吸收塔(1)位于混合气进料口之下的塔段内,回收盐酸与塔釜通入的蒸汽逆流接触,回收盐酸中的部分二氧化硫进入蒸汽;蒸汽向上流动汇入混合气,回收盐酸流入塔釜并从釜液采出口被采出;

步骤四、釜液回流:从塔釜采出的部分回收盐酸与工艺水混合为稀盐酸后回流到吸收塔(1)塔顶;其余回收盐酸作为液相产品采出。

一种氯化氢与二氧化硫混合气的分离系统及其分离方法

技术领域

[0001] 本发明涉及混合气体的分离技术领域,特别是涉及一种氯化氢与二氧化硫混合气的分离系统及其分离方法。

背景技术

[0002] 有机合成中,以磺酰氯、亚磺酰氯为氯化剂进行氯化反应时,会产生大量二氧化硫与氯化氢的混合尾气,二氧化硫与氯化氢均为有价值的工业原料,直接排放不仅会污染环境,而且会造成浪费。

[0003] 常用的尾气处理方案是多级水吸收加碱吸收,最终将酸性尾气转化为副产盐酸与副产亚硫酸钠,但该工艺无法将氯化氢与二氧化硫令人满意地进行分离,所得的副产盐酸中溶有相当多的二氧化硫,不仅使副产盐酸在使用时引入杂质,而且具备还原性的二氧化硫会直接对一些反应体系造成破坏,大量副产盐酸与亚硫酸钠因纯度问题得不到合适的利用,最后甚至只能中和后作为废水处理。

[0004] 采用变压精馏工艺对混合尾气进行处理可得到高纯度的氯化氢与二氧化硫,但变压精馏工艺所用的设备十分复杂,包括多个精馏塔及大量管线,液态的二氧化硫与氯化氢混合物是一种极强的质子酸,设备需选用较为昂贵的耐腐蚀材料,设备费用高昂;且变压精馏工艺不可避免地需进行抽真空操作,耗电量很大。

[0005] 二氧化硫在酸中的溶解度会明显下降,且二氧化硫向溶液中扩散的速率明显低于氯化氢,用稀盐酸作为吸收剂可降低吸收法获得的副产盐酸中二氧化硫含量。

[0006] 此外,氯化氢溶解过程中大量放热,甚至能使溶液沸腾,氯化氢与水常压下共沸点为110℃,氯化氢摩尔浓度20.24%。

发明内容

[0007] 本发明提供一种氯化氢与二氧化硫混合气的分离系统及其分离方法。

[0008] 解决的技术问题是:吸收法处理二氧化硫与氯化氢的混合尾气会产生大量难以利用的低纯度副产盐酸,变压精馏法处理二氧化硫与氯化氢的混合尾气时设备费用及能耗较高。

[0009] 为解决上述技术问题,本发明采用如下技术方案:一种氯化氢与二氧化硫混合气的分离系统,其特征在于:包括吸收塔、分凝器、以及采出泵;

[0010] 所述吸收塔的侧线进料口与混合气进料管连通;

[0011] 所述吸收塔的塔顶采出口通过塔顶采出管与分凝器的进料口连通,所述分凝器的凝液出口通过凝液管与吸收塔的塔顶进料口连通;所述分凝器的不凝汽出口与二氧化硫出料管连通;

[0012] 所述吸收塔的釜液采出口通过釜液采出管与采出泵的进液口连通,所述采出泵的出液口与吸收塔的塔顶进料口通过泵后管连通;

[0013] 所述吸收塔塔釜与蒸汽进料管连通,且蒸汽进料口高于塔釜液面设置;

[0014] 所述泵后管上设置有回流控制阀,所述回流控制阀阀前设置有盐酸出料口,盐酸出料口与盐酸出料管连通;所述回流控制阀阀后设置有工艺水进料口,工艺水进料口与工艺水进料管连通。

[0015] 进一步,所述吸收塔为填料塔,所述填料塔的填料层分为两段,包括上段填料层与下段填料层,所述混合气进料管与填料塔壳体上位于上段填料层与下段填料层之间的侧线进料口连通。

[0016] 进一步,所述填料塔为变径塔,下段塔径小于上段;上段填料层全部设置在上段塔体内,下段填料层全部设置在下段塔体内,且下段填料层的装填高度小于上段填料层。

[0017] 进一步,所述蒸汽进料管上设置有蒸汽进料阀,所述混合气进料管上设置有混合气进料阀,所述塔顶采出管上设置有塔顶采出阀,所述塔釜采出管上设置有塔釜采出阀,所述工艺水进料管上设置有工艺水进料阀,所述盐酸出料管上设置有盐酸出料阀。

[0018] 进一步,所述工艺水进料管与补酸管连通,所述补酸管上设置有补酸阀。

[0019] 一种氯化氢与二氧化硫混合气的分离方法,以塔顶通入的工艺水为吸收剂在吸收塔内对混合气进行逆流吸收,塔顶采出二氧化硫气体,塔釜采出回收盐酸;该分离方法的特征在于:

[0020] 混合气在吸收塔侧线进料,塔釜直接通蒸汽,蒸汽进料位置高于塔釜允许的最高液位;塔釜通入的蒸汽对塔内位于混合气进料口下段的气相进行稀释与加热,并对塔内位于混合气进料口下段的液相进行汽提;

[0021] 塔顶采出的气相在分凝器中进行冷凝除湿,凝液打回塔顶,不凝汽全部采出;

[0022] 塔釜采出的部分回收盐酸回流到塔顶,以抑制混合气中二氧化硫的溶解;

[0023] 工艺水与蒸汽的质量流量之和不小于混合气中氯化氢的质量流量的1.7倍。

[0024] 进一步,该分离方法使用权利要求1所述的分离系统;

[0025] 并包括以下过程:

[0026] 步骤一、混合气吸收:混合气自吸收塔侧线进料口进料并向上流动,与塔顶流下的稀酸发生逆流接触,混合气脱除氯化氢,成为含一定水分的二氧化硫气体,从塔顶采出进入分凝器;稀酸吸收混合气中的氯化氢以及少量二氧化硫后成为回收盐酸,升温并继续向下流动;

[0027] 步骤二、二氧化硫冷凝除湿:塔顶采出的含一定水分的二氧化硫气体在分凝器中发生冷凝,盐酸酸雾和大部分水分进入凝液并打回吸收塔塔顶,二氧化硫气体作为气相产品从分凝器的不凝汽出口采出;

[0028] 步骤三、回收盐酸汽提:在吸收塔位于混合气进料口之下的塔段内,回收盐酸与塔釜通入的蒸汽逆流接触,回收盐酸中的部分二氧化硫进入蒸汽;蒸汽向上流动汇入混合气,回收盐酸流入塔釜并从釜液采出口被采出;

[0029] 步骤四、釜液回流:从塔釜采出的部分回收盐酸与工艺水混合为稀盐酸后回流到吸收塔塔顶;其余回收盐酸作为液相产品采出。

[0030] 进一步,在分离系统开车过程中,釜液回流量设置为0,塔釜采出的釜液全部作为废液采出,并向工艺水中补入质量流量及酸度与正常生产过程中步骤四回流的回收盐酸相同的盐酸。

[0031] 进一步,所述吸收塔在常压下操作。

[0032] 进一步,步骤一中混合气进料口所在高度的塔内的液相温度不低于100℃,步骤三中蒸汽的进料温度不低于110℃。

[0033] 本发明一种氯化氢与二氧化硫混合气的分离系统及其分离方法与现有技术相比,具有如下有益效果:

[0034] 本发明通过回流管路将部分釜液回流到塔顶,与工艺水混合后作为吸收剂,相当于用稀酸作为吸收剂来进行吸收,相较于直接用工艺水进行吸收,能抑制二氧化硫向液相中转移。

[0035] 本发明在塔釜处设置蒸汽进口,向塔内直接通蒸汽,对下段塔内含较多二氧化硫的气相进行稀释以及加热,降低二氧化硫分压,提升二氧化硫的亨利系数,从而减小二氧化硫溶解度,抑制其向液相中转移,且蒸汽同时对液相进行汽提,脱除部分已溶解的二氧化硫,最终使釜液中二氧化硫含量明显降低。

[0036] 本发明用到的设备为常压设备,且只需用到一个塔器,设备费用以及能耗均低。

[0037] 本发明用到的设备操作弹性大,工艺设计以及运行维护均十分容易。

附图说明

[0038] 图1是本发明一种氯化氢与二氧化硫混合气的分离系统的结构示意图;

[0039] 其中,1-吸收塔,11-液体分布器,121-上段填料层,122-下段填料层,2-分凝器,31-蒸汽进料阀,32-混合气进料阀,33-塔顶采出阀,341-工艺水进料阀,342-补酸阀,35-回流控制阀,36-盐酸出料阀,37-塔釜采出阀,4-采出泵,51-蒸汽进料管、52-混合气进料管、53-塔顶采出管、54-二氧化硫出料管、55-凝液管、561-工艺水进料管、562-补酸管,57-盐酸出料管、581-釜液采出管、582-泵后管。

具体实施方式

[0040] 如图1所示,本发明一种氯化氢与二氧化硫混合气的分离系统,包括吸收塔1、分凝器2、以及采出泵4;

[0041] 吸收塔1的侧线进料口与混合气进料管52连通;吸收塔1塔釜与蒸汽进料管51连通;

[0042] 吸收塔1的塔顶采出口通过塔顶采出管53与分凝器2的进料口连通,分凝器2的凝液出口通过凝液管55与吸收塔1的塔顶进料口连通;分凝器2的不凝汽出口与二氧化硫出料管54连通;

[0043] 吸收塔1塔釜与蒸汽进料管51连通,且蒸汽进料口高于塔釜最高液位线设置;因为本系统中塔釜通蒸汽的目的是汽提以及抑制二氧化硫溶解,不是直接换热。

[0044] 吸收塔1的釜液采出口通过釜液采出管581与采出泵4的进液口连通,采出泵4的出液口与吸收塔1的塔顶进料口通过泵后管582连通;

[0045] 泵后管582上设置有回流控制阀35,回流控制阀35阀前设置有盐酸出料口,盐酸出料口与盐酸出料管57连通;回流控制阀35阀后设置有工艺水进料口,工艺水进料口与工艺水进料管561连通。

[0046] 蒸汽进料管51上设置有蒸汽进料阀31,混合气进料管52上设置有混合气进料阀32,塔顶采出管53上设置有塔顶采出阀33,塔釜采出管上设置有塔釜采出阀37,工艺水进料

管561上设置有工艺水进料阀341,盐酸出料管57上设置有盐酸出料阀36。

[0047] 工艺水进料管561侧面与补酸管562连通,补酸管562上设置有补酸阀342,设置补酸管562是为了方便开车。

[0048] 吸收塔1用板式塔或填料塔均可,但填料塔结构更紧凑。用填料塔的话,填料塔的填料层分为两段,包括上段填料层121与下段填料层122,混合气进料管52与填料塔壳体上位于上段填料层121与下段填料层122之间的侧线进料口连通。填料塔为变径塔,下段塔径小于上段,且下段填料层122的装填高度小于上段填料层121。因为在塔的下段,气相负荷明显减小,且下段填料层122的作用主要是汽提而非吸收。塔顶的液相进料粘度不高,填料塔的液体分布器11选用喷淋式液体分布器11即可。此外,由于下段填料层122直径不大,可不设置液体再分布器。

[0049] 分凝器2的冷却介质为脱盐水,分凝器2的作用主要是将塔顶采出的气相中的酸雾及部分水分分离出来,凝液直接打回吸收塔1即可,凝液管55上也可设置缓冲罐。

[0050] 本系统的操作弹性较大,允许在无PID控制系统时,手动调节各阀门来运行。但也可根据工艺设计,将各阀门纳入PID控制系统来进行控制。

[0051] 本实施例中的一种氯化氢与二氧化硫混合气的分离系统,其开车过程包括以下步骤:

[0052] 步骤1、关闭混合气进料阀32、塔顶采出阀33、工艺水进料阀341、补酸阀342、塔釜采出阀37、以及回流控制阀35,打开盐酸出料阀36以及蒸汽进料阀31,从蒸汽进料管51通蒸汽,对塔内气相进行置换;分凝器2通冷却水;

[0053] 步骤2、待凝液管55内有凝液流动,打开工艺水进料阀341及补酸阀342,从补酸管562向工艺水中通盐酸,通入的盐酸质量流量及酸度与正常生产过程中回流的回收盐酸相同,通入的盐酸可以是本系统之前生产的回收盐酸,也可以是外购的盐酸;

[0054] 步骤3、待釜液液位达到50%,打开塔釜采出阀37;待釜液采出管581充满液体,启动采出泵4并打开盐酸出料阀36;

[0055] 步骤4、打开混合气进料阀32,从混合气进料管52通氯化氢与二氧化硫混合气;

[0056] 步骤5、待釜液的酸度达到工艺设计要求,打开回流控制阀35,并关闭补酸阀342。

[0057] 使用上述的分离系统的一种氯化氢与二氧化硫混合气的分离方法,以塔顶通入的水为吸收剂在吸收塔1内对混合气进行逆流吸收,塔顶采出二氧化硫气体,塔釜采出回收盐酸;该分离方法的要点在于:

[0058] 混合气在吸收塔1上下两层填料之间进料,塔釜直接通蒸汽;在塔的上段填料层121中进行对气相的吸收,吸收混合气中的氯化氢;下段填料层122中进行对液相的汽提,脱除进入液相的二氧化硫。注意进入下段填料层122的回收盐酸的温度应不低于100℃,即塔内压力下水的沸点;且蒸汽进料温度不低于110℃,即塔内压力下水和氯化氢的共沸点;否则大部分汽提蒸汽将会液化,汽提无法进行。控制进入下段填料层122的回收盐酸的温度,可通过控制工艺水进料温度、混合气进料温度和/或工艺水流量等方式进行。

[0059] 塔顶采出的气相在分凝器2中进行冷凝除湿,凝液打回塔顶,不凝汽全部采出;

[0060] 塔釜采出的部分回收盐酸回流到塔顶,与工艺水混合为稀盐酸后从塔顶流下,可抑制塔顶二氧化硫向液相中溶解。注意回流的回收盐酸不要直接注入塔内,应先与工艺水混合,且与工艺水混合后氯化氢的质量分数应小于20%,否则塔顶液相中会有部分氯化氢挥

发进入气相,污染气相产品。

[0061] 并包括以下过程:混合气吸收:混合气自吸收塔1侧线进料口进料并向上流动,与塔顶流下的稀酸发生逆流接触,混合气脱除氯化氢,成为含一定水分的二氧化硫气体,从塔顶采出进入分凝器2;稀酸吸收混合气中的氯化氢以及少量二氧化硫后成为回收盐酸,升温并继续向下流动;

[0062] 二氧化硫冷凝除湿:塔顶采出的含一定水分的二氧化硫气体在分凝器2中发生冷凝,盐酸酸雾和大部分水分进入凝液并打回吸收塔1塔顶,二氧化硫气体作为气相产品从分凝器2的不凝汽出口采出;

[0063] 回收盐酸汽提:在吸收塔1位于混合气进料口之下的塔段内,回收盐酸与塔釜通入的蒸汽逆流接触,回收盐酸中的部分二氧化硫进入蒸汽;蒸汽向上流动汇入混合气,回收盐酸流入塔釜并从釜液采出口被采出;

[0064] 釜液回流:从塔釜采出的部分回收盐酸与工艺水混合为稀盐酸后回流到吸收塔1塔顶;其余回收盐酸作为液相产品采出。

[0065] 案例1:

[0066] 工艺水:温度40℃,流量13000kg/h;

[0067] 蒸汽:7bar饱和蒸汽,流量270Kg/h;

[0068] 分凝器2:冷却介质为20℃脱盐水,采出的不凝汽温度为40℃;

[0069] 混合气:HC1和SO₂质量比1:1,温度40℃,流量10800kg/h;

[0070] 填料:陶瓷填料,上段填料层121高度为6米直径为1.8米,下段填料层122高2米直径为1米;

[0071] 塔釜液位控制在50%,回流量为1300kg/h;

[0072] 本案例中塔釜采出的回收盐酸中氯化氢的质量浓度为30.4%,SO₂质量浓度为0.0451%;分凝器2采出的不凝汽中SO₂质量浓度为98.2%,经干燥后达到99.99%。

[0073] 案例2:

[0074] 工艺水:温度40℃,流量13000kg/h;

[0075] 蒸汽:7bar饱和蒸汽,流量440Kg/h;

[0076] 分凝器2:冷却介质为20℃脱盐水,采出的不凝汽温度为40℃;

[0077] 混合气:HC1和SO₂质量比1:1,温度40℃,流量10800kg/h;

[0078] 填料:陶瓷填料,上段填料层121高度为6米直径为1.8米,下段填料层122高2米直径为1米;

[0079] 塔釜液位控制在50%,回流量为1300kg/h;

[0080] 本案例中塔釜采出的回收盐酸中氯化氢的质量浓度为30.1%,SO₂质量浓度为0.0232%;分凝器2采出的不凝汽中SO₂质量浓度为98.2%,经干燥后达到99.99%。

[0081] 案例3:

[0082] 工艺水:温度40℃,流量13000kg/h;

[0083] 蒸汽:7bar饱和蒸汽,流量1400Kg/h;

[0084] 分凝器2:冷却介质为20℃脱盐水,采出的不凝汽温度为40℃;

[0085] 混合气:HC1和SO₂质量比1:1,温度40℃,流量10800kg/h;

[0086] 填料:陶瓷填料,上段填料层121高度为6米直径为1.8米,下段填料层122高2米直

径为1米;

[0087] 塔釜液位控制在50%,回流量为1300kg/h;

[0088] 本案例中塔釜采出的回收盐酸中氯化氢的质量浓度为28.5%,SO₂质量浓度为0.00274%;分凝器2采出的不凝汽中SO₂质量浓度为98.2%,经干燥后达到99.99%。

[0089] 案例4:

[0090] 工艺水:温度40℃,流量13270kg/h;

[0091] 蒸汽:无;

[0092] 分凝器2:冷却介质为20℃脱盐水,采出的不凝汽温度为40℃;

[0093] 混合气:HCl和SO₂质量比1:1,温度40℃,流量10800kg/h;

[0094] 填料:陶瓷填料,上段填料层121高度为6米直径为1.8米,下段填料层122高2米直径为1米;

[0095] 塔釜液位控制在50%,回流量为1300kg/h;

[0096] 本案例中塔釜采出的回收盐酸中氯化氢的质量浓度为30.4%,SO₂质量浓度为1.01%;分凝器2采出的不凝汽中SO₂质量浓度为98.2%,经干燥后达到99.99%。

[0097] 案例5:

[0098] 工艺水:温度20℃,流量13000kg/h;

[0099] 蒸汽:7bar饱和蒸汽,流量270Kg/h;

[0100] 分凝器2:冷却介质为20℃脱盐水,采出的不凝汽温度为40℃;

[0101] 混合气:HCl和SO₂质量比1:1,温度40℃,流量10800kg/h;

[0102] 填料:陶瓷填料,上段填料层121高度为6米直径为1.8米,下段填料层122高2米直径为1米;

[0103] 塔釜液位控制在50%,回流量为1300kg/h;

[0104] 本案例中塔釜采出的回收盐酸中氯化氢的质量浓度为30.4%,SO₂质量浓度为1.01%;分凝器2采出的不凝汽中SO₂质量浓度为98.2%,经干燥后达到99.99%。

[0105] 案例6:

[0106] 工艺水:温度40℃,流量13000kg/h;

[0107] 蒸汽:7bar饱和蒸汽,流量270Kg/h;

[0108] 分凝器2:冷却介质为20℃脱盐水,采出的不凝汽温度为40℃;

[0109] 混合气:SO₂流量5400kg/h,HCl流量3000kg/h;

[0110] 填料:陶瓷填料,上段填料层121高度为6米直径为1.8米,下段填料层122高2米直径为1米;

[0111] 塔釜液位控制在50%,回流量为1300kg/h;

[0112] 本案例中塔釜采出的回收盐酸中氯化氢的质量浓度为20.5%,SO₂质量浓度为1.62%;分凝器2采出的不凝汽中SO₂质量浓度为98.2%,经干燥后达到99.99%。

[0113] 以上所述的实施例仅仅是对本发明的优选实施方式进行描述,并非对本发明的范围进行限定,在不脱离本发明设计精神的前提下,本领域普通技术人员对本发明的技术方案作出的各种变形和改进,包括在其它混合气中应用本发明,均应落入本发明权利要求书确定的保护范围内。

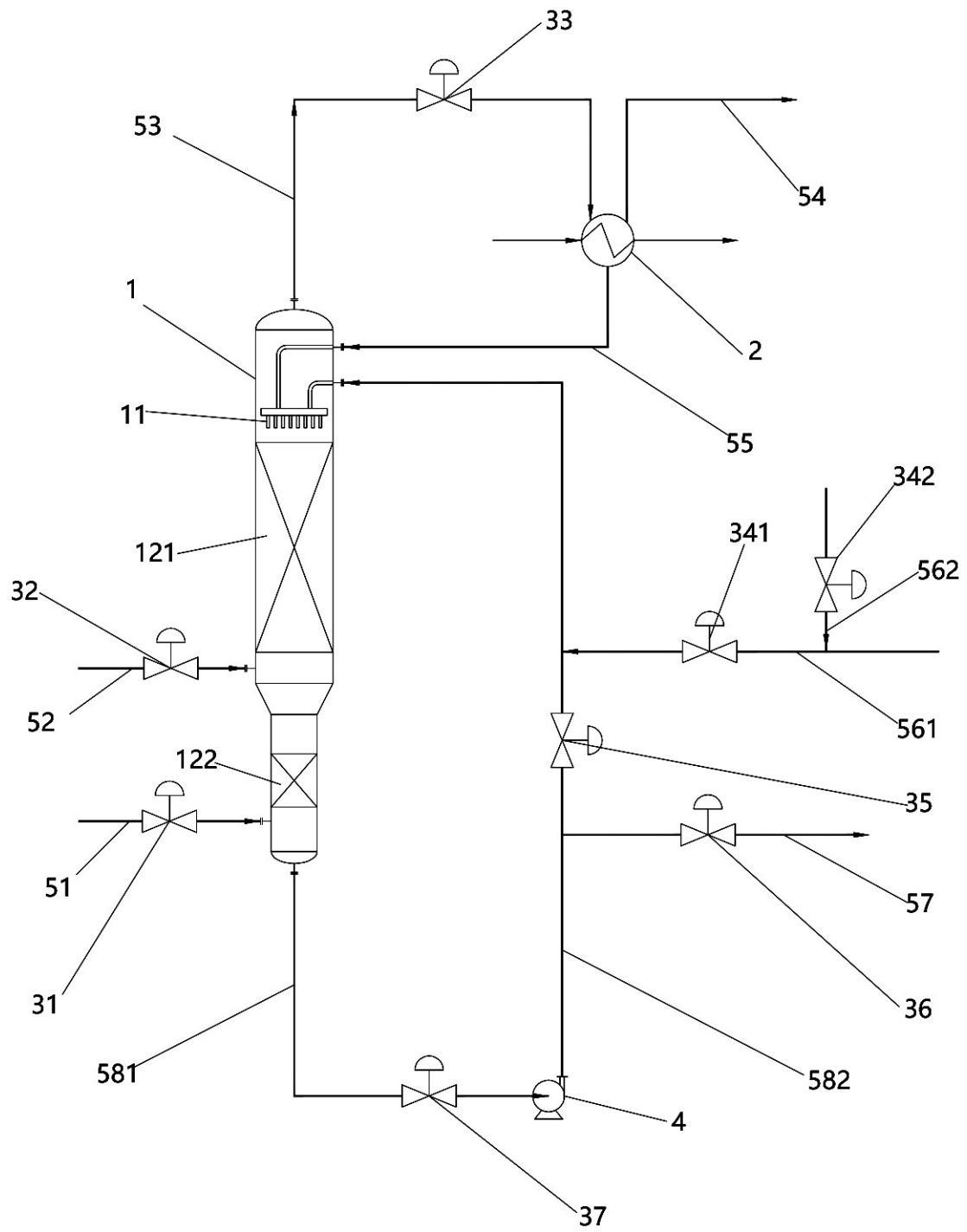


图1