



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 116177649 A

(43) 申请公布日 2023. 05. 30

(21) 申请号 202111413823.3

B01D 53/78 (2006.01)

(22) 申请日 2021.11.25

F23G 7/04 (2006.01)

C02F 103/18 (2006.01)

(71) 申请人 中石化南京化工研究院有限公司  
地址 210048 江苏省南京市六合区大厂葛  
关路699号

申请人 中国石油化工股份有限公司

(72) 发明人 吴英来 张雪杰 赵建鑫 罗娟  
孟建

(74) 专利代理机构 北京润平知识产权代理有限  
公司 11283

专利代理师 邹飞艳

(51) Int. Cl.

C02F 1/10 (2023.01)

C02F 1/44 (2023.01)

B01D 53/50 (2006.01)

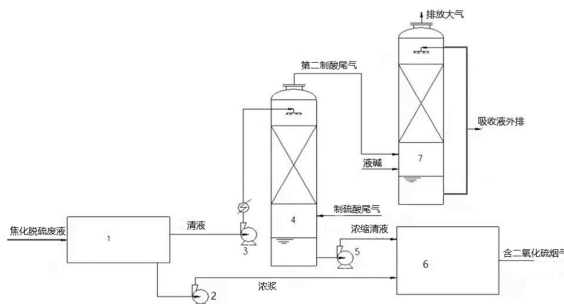
权利要求书1页 说明书6页 附图1页

(54) 发明名称

利用制硫酸尾气处理焦化脱硫废液的方法和系统

(57) 摘要

本发明属于化工环保技术领域,具体涉及一种利用制硫酸尾气处理焦化脱硫废液的方法和系统,该方法包括以下步骤:焦化脱硫废液分离得到浓浆、清液,清液与制硫酸尾气接触后得到浓缩清液和第二制酸尾气。浓缩清液水含量低,进入焚烧炉焚烧能够降低燃气消耗及减少焚烧炉出口烟气量从而减小后续制酸设备的规格尺寸;在清液浓缩的同时,清液中的游离氨会吸收并中和制硫酸尾气中的二氧化硫,减少制硫酸尾气后续碱洗的碱耗量,提高制酸装置的总硫利用率,实现焦化脱硫废液和制酸尾气两类废弃物的综合利用。



1. 一种利用制硫酸尾气处理焦化脱硫废液的方法,其特征在于,该方法包括以下步骤:  
焦化脱硫废液分离得到浓浆、清液,清液与制硫酸尾气接触后得到浓缩清液和第二制酸尾气。
2. 根据权利要求1所述的方法,其中,  
所述浓浆的固含量为25-35重量%。
3. 根据权利要求1或2所述的方法,其中,所述浓缩清液的水含量为40-60重量%。
4. 根据权利要求1-3中任意一项所述的方法,其中,制硫酸尾气为绝干气体。
5. 根据权利要求1-4中任意一项所述的方法,其中,所述制硫酸尾气与清液进行逆流接触。
6. 根据权利要求1-5中任意一项所述的方法,其中,该方法还包括:  
对所述第二制酸尾气进行碱洗;和/或  
对浓浆和/或浓缩清液进行焚烧后回收硫。
7. 根据权利要求1-6中任意一项所述的方法,该方法在一种系统中进行,该系统包括:  
过滤装置(1),用于将焦化脱硫废液分离成浓浆和清液;  
通过管道与所述过滤装置(1)连通的废液干燥塔(4),用于所述清液与制硫酸尾气接触,得到浓缩清液和第二制酸尾气;  
通过管道分别与过滤装置(1)和废液干燥塔(4)连通的焚烧炉(6),用于焚烧所述浓浆和/或所述浓缩清液;  
通过管道与所述废液干燥塔(4)连通的尾气碱洗塔(7),用于吸收第二制酸尾气;  
该方法包括以下步骤:  
焦化脱硫废液经过过滤装置(1)分离得到浓浆、清液;  
所述浓浆输送至焚烧炉(6)进行焚烧;  
所述清液输送至废液干燥塔(4)与制硫酸尾气接触后得到浓缩清液和第二制酸尾气;  
所述浓缩清液输送至焚烧炉(6)进行焚烧,所述第二制酸尾气排出并输送至尾气碱洗塔(7)进行碱洗。
8. 根据权利要求7所述的方法,其中,  
所述清液由废液干燥塔(4)上部进入,所述制硫酸尾气从废液干燥塔(4)下部输入,使得所述清液与所述制硫酸尾气进行逆流接触。
9. 一种利用制硫酸尾气处理焦化脱硫废液的系统,其特征在于,该系统包括:  
过滤装置(1),用于将焦化脱硫废液分离成浓浆和清液;  
通过管道与过滤装置(1)连通的废液干燥塔(4),用于所述清液与制硫酸尾气接触,得到浓缩清液和第二制酸尾气;  
通过管道分别与过滤装置(1)和废液干燥塔(4)连通的焚烧炉(6),用于焚烧所述浓浆和/或所述浓缩清液;  
通过管道与所述废液干燥塔(4)连通的尾气碱洗塔(7),用于吸收第二制酸尾气。
10. 根据权利要求9所述的系统,其中,所述废液干燥塔(4)为填料塔,优选地,填料为波纹填料。

## 利用制硫酸尾气处理焦化脱硫废液的方法和系统

### 技术领域

[0001] 本发明属于化工环保技术领域,具体涉及一种利用制硫酸尾气处理焦化脱硫废液的方法和系统。

### 背景技术

[0002] 焦炉煤气中一般会含有一定量的 $H_2S$ 和HCN等杂质组分,而不管是在工业或民用应用,煤气中的杂质含量都有不同的要求。目前国内大多采用氨法进行焦炉煤气的脱硫,而在煤气脱硫过程中不可避免会产生脱硫废液需要外排处理。

[0003] 目前国内对脱硫废液一般采用焚烧制酸的方法进行处理,但废液含水率高,焚烧时需要消耗大量燃料,且会因此造成出炉炉气量大、后续设备规格尺寸会放大,从而导致焦化脱硫废液处理装置的建设成本及运行成本都有明显提高。

### 发明内容

[0004] 本发明的目的是为了克服现有技术存在的处理焦化脱硫废液过程,燃气量大的问题,提供一种利用制硫酸尾气处理焦化脱硫废液的方法和系统,该方法能够实现降低燃气消耗及减小后续制酸设备的规格尺寸,减少制酸尾气后续碱洗的碱耗量,提高制酸装置的总硫利用率。

[0005] 为了实现上述目的,本发明一方面提供一种利用制硫酸尾气处理焦化脱硫废液的方法,该方法包括以下步骤:

[0006] 焦化脱硫废液分离得到浓浆、清液,对浓浆进行焚烧,清液与制硫酸尾气接触后得到浓缩清液和第二制酸尾气。

[0007] 优选地,所述浓浆的固含量为25-35重量%。

[0008] 优选地,所述浓缩清液的水含量为40-60重量%。

[0009] 优选地,制硫酸尾气为绝干气体。

[0010] 优选地,所述制硫酸尾气与清液进行逆流接触。

[0011] 优选地,该方法还包括:对所述第二制酸尾气进行碱洗。

[0012] 优选地,该方法还包括:对浓浆和/或浓缩清液进行焚烧后回收硫。

[0013] 本发明第二方面提供一种利用制硫酸尾气处理焦化脱硫废液的系统,该系统包括:

[0014] 过滤装置,用于将焦化脱硫废液分离成浓浆和清液;

[0015] 通过管道与过滤装置连通的废液干燥塔,用于所述清液与制硫酸尾气接触,得到浓缩清液和第二制酸尾气;

[0016] 通过管道分别与过滤装置和废液干燥塔连通的焚烧炉,用于焚烧所述浓浆和/或所述浓缩清液;

[0017] 通过管道与所述废液干燥塔连通的尾气碱洗塔,用于吸收第二制酸尾气。

[0018] 优选地,所述废液干燥塔为填料塔,优选地,填料为波纹填料。

[0019] 本发明提供一种利用制硫酸尾气处理焦化脱硫废液的方法,该方法在本发明所述的系统中进行,该方法包括以下步骤:

[0020] 焦化脱硫废液经过过滤装置分离得到浓浆、清液;

[0021] 所述浓浆输送至焚烧炉进行焚烧;

[0022] 所述清液输送至废液干燥塔与制硫酸尾气接触后得到浓缩清液和第二制酸尾气;所述浓缩清液输送至焚烧炉进行焚烧,所述第二制酸尾气排出并输送至尾气碱洗塔进行碱洗。

[0023] 优选地,所述清液由废液干燥塔上部进入,所述制硫酸尾气废液干燥塔下部输入,使得所述清液与所述制硫酸尾气进行逆流接触;优选地,在所述波纹填料中进行逆流接触。

[0024] 通过以上技术方案,清液与制硫酸尾气接触时,水含量较高的清液中的部分水分会转移到制硫酸尾气中,使制硫酸尾气湿度增加至接近饱和,而清液则被脱水浓缩,得到的浓缩清液水含量低,浓缩清液再进入焚烧炉焚烧,能够降低燃气消耗及减少焚烧炉出口烟气体量从而减小后续制酸设备的规格尺寸;相比于对清液进行蒸发浓缩,本发明利用制酸尾气对清液进行浓缩,降低清液浓缩的能耗,且清液与制硫酸尾气接触时,清液中的游离氨会吸收并中和制硫酸尾气中的二氧化硫,减少制酸尾气后续碱洗的碱耗量,提高制酸装置的总硫利用率,实现焦化脱硫废液和制酸尾气两类废弃物的综合利用。

## 附图说明

[0025] 图1是本发明一种优选实施方式提供的利用制硫酸尾气处理焦化脱硫废液的系统。

[0026] 附图标记说明

[0027] 1、过滤设备;2、浓浆进料泵;3、废液干燥塔上液泵;4、废液干燥塔;5、废液进料泵;6、焚烧炉;7、尾气碱洗塔。

## 具体实施方式

[0028] 在本文中所披露的范围的端点和任何值都不限于该精确的范围或值,这些范围或值应当理解为包含接近这些范围或值的值。对于数值范围来说,各个范围的端点值之间、各个范围的端点值和单独的点值之间,以及单独的点值之间可以彼此组合而得到一个或多个新的数值范围,这些数值范围应被视为在本文中具体公开。

[0029] 在本发明中,在未作相反说明的情况下,使用的方位词如“上、下、左、右”通常是指参考附图所示的上、下、左、右;“内、外”是指相对于各部件本身的轮廓的内、外。

[0030] 根据本发明的第一方面,本发明提供一种利用制硫酸尾气处理焦化脱硫废液的方法,该方法包括以下步骤:

[0031] 焦化脱硫废液分离得到浓浆、清液,清液与制硫酸尾气接触后得到浓缩清液和第二制酸尾气。

[0032] 在发明中,所述制硫酸尾气是含二氧化硫烟气中的二氧化硫氧化制取硫酸后的剩余气体。

[0033] 在本领域中,对焦化脱硫废液进行固液分离后,有固体的一部分为浓浆,基本无固体的部分称为清液。

[0034] 采用本发明所述的方法,清液与制硫酸尾气接触时,水含量较高的清液中的部分水分会转移到制硫酸尾气中,使制硫酸尾气湿度增加至接近饱和,而清液则被脱水浓缩,得到的浓缩清液水含量低,浓缩清液再进入焚烧炉焚烧,能够降低燃气消耗。在清液浓缩的同时,清液中的游离氨会吸收、中和制硫酸尾气中的二氧化硫,减少制酸尾气后续碱洗的碱耗量,提高总硫利用率。

[0035] 根据本发明的一种优选实施方式,所述浓浆含有单质硫等固体,优选地所述浓浆的固含量为25-35重量%。

[0036] 根据本发明,清液与制硫酸尾气接触时,水含量较高的清液中的部分水分会转移到制硫酸尾气中,使制硫酸尾气湿度增加至接近饱和,而清液则被脱水浓缩,优选地,所述浓缩清液的水含量为40-60重量%,有利于降低燃气消耗及减小后续制酸设备的规格尺寸。

[0037] 根据本发明,所述制硫酸尾气来自制硫酸装置吸收塔的制酸尾气,优选地,制硫酸尾气为绝干气体,有利于将清液浓缩,降低燃气消耗及减小后续制酸设备的规格尺寸。

[0038] 根据本发明的一种优选实施方式,所述制硫酸尾气与清液进行逆流接触,有利于将清液浓缩,有利于降低燃气消耗及减小后续制酸设备的规格尺寸。

[0039] 根据本发明的一种优选实施方式,清液与制硫酸尾气接触得到第二制酸尾气,清液中的游离氨能够吸收制硫酸尾气中的二氧化硫,对所述第二制酸尾气进行碱洗,减少制酸尾气后续碱洗的碱耗量;通过碱洗去除第二制酸尾气中残留的二氧化硫并将其余的非污染物排放。

[0040] 根据本发明的一种优选实施方式,对浓浆和/或浓缩清液进行焚烧后回收硫,提高制酸装置的总硫利用率。

[0041] 根据本发明的第二方面,本发明提供一种利用制硫酸尾气处理焦化脱硫废液的系统,该系统包括:

[0042] 过滤装置1,用于将焦化脱硫废液分离成浓浆和清液;

[0043] 通过管道与过滤装置1连通的废液干燥塔4,用于所述清液与制硫酸尾气接触,得到浓缩清液和第二制酸尾气;

[0044] 通过管道分别与过滤装置1和废液干燥塔4连通的焚烧炉6,用于焚烧所述浓浆和/或所述浓缩清液;

[0045] 通过管道与所述废液干燥塔4连通的尾气碱洗塔7,用于吸收第二制酸尾气。

[0046] 根据本发明,本发明对所述过滤装置没有特别的要求,可以为本领域常规的过滤装置,优选地,所述过滤装置1选自陶瓷膜过滤器、西恩过滤器中的一种。

[0047] 根据本发明的一种优选实施方式,如图1所示,该系统包括:

[0048] 过滤装置1,用于将焦化脱硫废液分离成浓浆和清液;

[0049] 通过管道与过滤装置1连通的废液干燥塔4和设置在废液干燥塔4于过滤装置之间的废液干燥塔上液泵3,通过将废液干燥塔上液泵3将所述清液输送至废液干燥塔4与制硫酸尾气接触,得到浓缩清液和第二制酸尾气;

[0050] 通过管道分别与过滤装置1和废液干燥塔4连通的焚烧炉6,和设置在所述过滤装置1与焚烧炉6之间的浓浆进料泵2以及设置在废液干燥塔4和焚烧炉6之间的废液进料泵5;通过浓浆进料泵2将所述浓浆输送至焚烧炉6进行焚烧;通过废液进料泵5将浓缩清液输送至焚烧炉6进行焚烧。

[0051] 通过管道与所述废液干燥塔4连通的尾气碱洗塔7,通过尾气碱洗塔7中的液碱吸收第二制酸尾气。通过碱洗去除第二制酸尾气中残留的二氧化硫并将其余的非污染物排放。

[0052] 根据本发明的一种优选实施方式,所述废液干燥塔4为填料塔,所述清液与所述制硫酸尾气在填料中接触,有利于将清液浓缩,有利于降低燃气消耗及减小后续制酸设备的规格尺寸;优选地,填料为波纹填料。

[0053] 根据本发明,所述浓浆和和所述浓缩清液经焚烧炉焚烧后制得含二氧化硫烟气,二氧化硫烟气再利用制硫酸装置制取98%浓硫酸,清液中的游离氨会吸收并中和制硫酸尾气中的二氧化硫,减少制酸尾气后续碱洗的碱耗量,提高制酸装置的总硫利用率。

[0054] 本发明提供一种利用制硫酸尾气处理焦化脱硫废液的方法,该方法在本发明所述的系统中进行,该方法包括以下步骤:

[0055] 焦化脱硫废液经过过滤装置1分离得到浓浆、清液;

[0056] 通过浓浆进料泵2将所述浓浆输送至焚烧炉6进行焚烧;

[0057] 通过将废液干燥塔上液泵3将所述清液输送至废液干燥塔4与制硫酸尾气接触得到浓缩清液和第二制酸尾气;通过废液进料泵5将浓缩清液输送至至焚烧炉6进行焚烧;

[0058] 所述第二制酸尾气排出输送至尾气碱洗塔7进行碱洗。

[0059] 根据本发明的一种优选实施方式,所述清液从废液干燥塔4上部输入,所述制硫酸尾气从废液干燥塔4下部输入,使得所述清液与所述制硫酸尾气在填料中进行逆流接触;优选地,在所述波纹填料中进行逆流接触。

[0060] 以下实施例在如图1所示的系统中运行,运行方法如下:

[0061] 焦化脱硫废液经过过滤装置1分离得到浓浆、清液;

[0062] 通过浓浆进料泵2将所述浓浆输送至焚烧炉6进行焚烧;制得含二氧化硫烟气,再利用制硫酸装置制取98%浓硫酸;

[0063] 通过废液干燥塔上液泵3将所述清液输送至废液干燥塔4顶部,所述制硫酸尾气从废液干燥塔4下部输入,所述清液与所述制硫酸尾气在波纹填料中进行逆流接触得到浓缩清液和第二制酸尾气;

[0064] 通过废液进料泵5将浓缩清液输送至至焚烧炉6进行焚烧;制得含二氧化硫烟气,再利用制硫酸装置制取98%浓硫酸;

[0065] 所述第二制酸尾气排出输送至尾气碱洗塔7进行碱洗,第二制酸尾气经碱洗后排放大气;

[0066] 所述过滤装置1为陶瓷膜过滤器;焚烧燃料为焦炉煤气。

[0067] 实施例1

[0068] 焦化脱硫废液每小时24吨,经陶瓷膜过滤器过滤后,分离得浓浆和清液各12吨,浓浆(固含量为30重量%)经浓浆进料泵输送至焚烧炉雾化后焚烧,清液由废液干燥塔上料泵输送到废液干燥塔干燥浓缩,从废液干燥塔输出的浓缩清液量为9吨/时,浓缩清液水含量为52重量%,浓缩清液泵至焚烧炉,经压缩空气雾化后焚烧,制得含二氧化硫烟气,再利用制硫酸装置制取98%浓硫酸,硫酸装置排出尾气为 $22000\text{Nm}^3/\text{h}$ ;从废液干燥塔输出的第二制酸尾气通入尾气碱洗塔。

[0069] 由第一制硫酸尾气去除清液中的水分为3吨/时;焚烧燃料量为 $730\text{Nm}^3/\text{时}$ ;以氢氧

化钠质量计,碱耗量为5.3公斤/时;总硫利用率98.4%。

[0070] 实施例2

[0071] 焦化脱硫废液每小时32吨,经陶瓷膜过滤器过滤后,分离得浓浆和清液各16吨,浓浆(固含量为30.2%重量)经浓浆进料泵输送至焚烧炉雾化后焚烧,清液由废液干燥塔上料泵输送到废液干燥塔干燥浓缩,从废液干燥塔输出的浓缩清液量为12吨/时,浓缩清液水含量为52重量%,浓缩清液泵至焚烧炉,经压缩空气雾化后焚烧,制得含二氧化硫烟气,再利用制硫酸装置制取98%浓硫酸,硫酸装置排出尾气为35000Nm<sup>3</sup>/h;从废液干燥塔输出的第二制酸尾气通入尾气碱洗塔。

[0072] 由第一制硫酸尾气去除清液中的水分为4吨/时;焚烧燃料为1210Nm<sup>3</sup>/时;以氢氧化钠质量计,碱耗量为7公斤/时;总硫利用率98.5%。

[0073] 实施例3

[0074] 焦化脱硫废液每小时40吨,经陶瓷膜过滤器过滤后,分离得浓浆和清液各20吨,浓浆(固含量为31重量%)经浓浆进料泵输送至焚烧炉雾化后焚烧,清液由废液干燥塔上料泵输送到废液干燥塔干燥浓缩,从废液干燥塔输出的浓缩清液量为15吨/时,浓缩清液水含量为52%,浓缩清液泵至焚烧炉,经压缩空气雾化后焚烧,制得含二氧化硫烟气,再利用制硫酸装置制取98%浓硫酸,硫酸装置排出尾气为43500Nm<sup>3</sup>/h;从废液干燥塔输出的第二制酸尾气通入尾气碱洗塔。

[0075] 由第一制硫酸尾气去除清液中的水分为5吨/时,焚烧燃料量为1200Nm<sup>3</sup>/时;以氢氧化钠质量计,碱耗量为11.3公斤/时;总硫利用率98.5%。

[0076] 对比例1

[0077] 焦化脱硫废液每小时24吨,焦化脱硫废液直接进入焚烧炉中焚烧。焚烧燃料量为2530Nm<sup>3</sup>/时)。

[0078] 对比例2

[0079] 焦化脱硫废液每小时24吨,经陶瓷膜过滤器过滤后,分离得浓浆和清液各12吨,浓浆(固含量为30%)经浓浆进料泵输送至焚烧炉雾化后焚烧,清液由多效蒸发器蒸发浓缩为浓缩清液,从多效蒸发器输出的浓缩清液量为9吨/时,浓缩清液水含量浓缩至52%后泵至焚烧炉,经压缩空气雾化后焚烧,制得含二氧化硫烟气,再利用制硫酸装置制取98%浓硫酸,硫酸装置排出尾气为22000Nm<sup>3</sup>/h;

[0080] 焚烧燃料量为730Nm<sup>3</sup>/时;以氢氧化钠质量计,碱耗量为5.5公斤/时;总硫利用率98.1%。蒸发浓缩去除清液中的水分为3吨/时,高温蒸汽消耗量为1.5吨/时。

[0081] 与对比例1相比,处理同等质量的焦化脱硫废液,本发明实施例1的技术方案能够降低燃气消耗量及减少焚烧炉出口烟量从而减小后续制酸设备的规格尺寸。

[0082] 本发明实施例1将清液与制硫酸尾气接触浓缩,相比于对比例2对清液进行蒸发浓缩,去除同等质量清液中的水分(3吨/时),本发明技术方案减少了1.5吨/时的高温蒸汽消耗量;此外,本发明技术方案由于清液浓缩的同时,清液中的游离氨会吸收并中和制硫酸尾气中的二氧化硫,将低了碱耗量,提高了总硫利用率,实现了焦化脱硫废液和制酸尾气两类废弃物的综合利用。

[0083] 以上详细描述了本发明的优选实施方式,但是,本发明并不限于此。在本发明的技术构思范围内,可以对本发明的技术方案进行多种简单变型,包括各个技术特征以任何其

它的合适方式进行组合,这些简单变型和组合同样应当视为本发明所公开的内容,均属于本发明的保护范围。



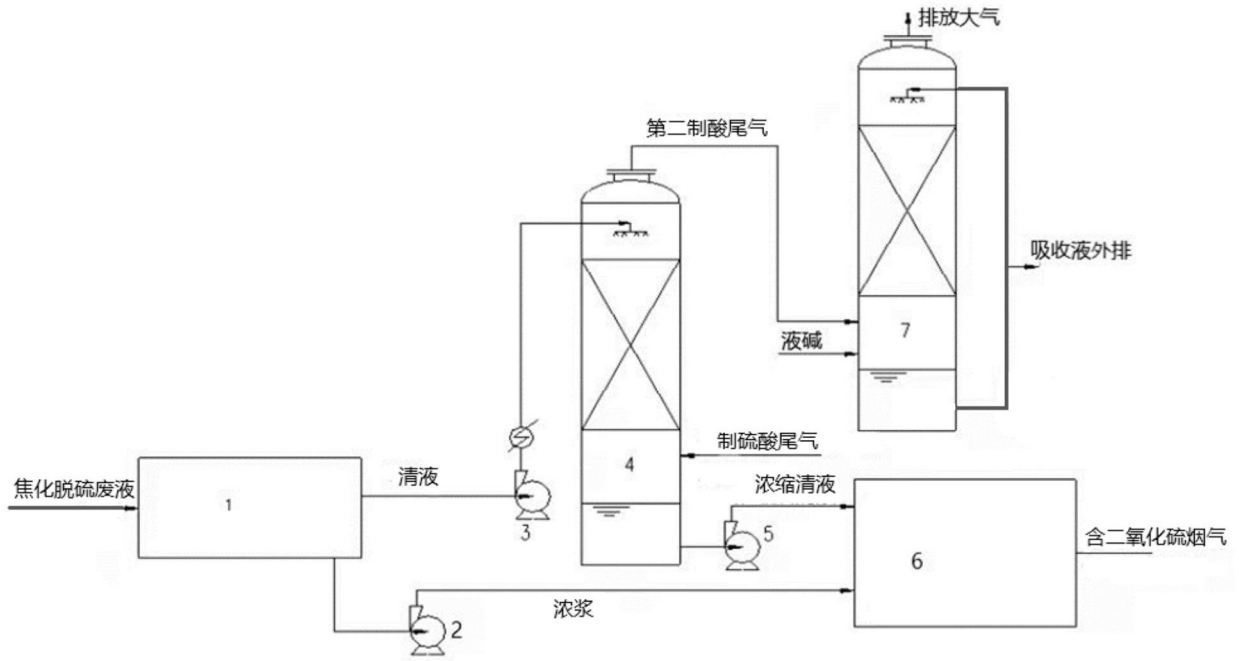


图1