



(21) 申请号 202223038091.7

(22) 申请日 2022.11.15

(73) 专利权人 中冶焦耐(大连)工程技术有限公司

地址 116085 辽宁省大连市高新技术产业  
园区七贤岭高能街128号

(72) 发明人 张素利 刘元德 王嵩林 白玮

(74) 专利代理机构 鞍山嘉讯科技专利事务所  
(普通合伙) 21224

专利代理师 白楠

(51) Int.Cl.

C01B 17/80 (2006.01)

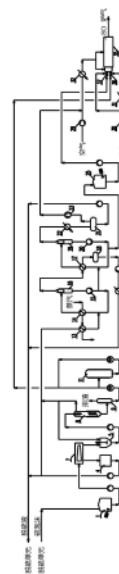
权利要求书1页 说明书7页 附图2页

(54) 实用新型名称

一种焦化脱硫废液及液硫焚烧制酸系统

(57) 摘要

本实用新型涉及焦化行业含硫废液焚烧制酸技术领域,尤其涉及一种焦化脱硫废液及液硫焚烧制酸系统。包括硫泡沫槽,硫泡沫槽出口与离心机入口管道相连,离心机出口分别与滤液槽与浆液槽入口管道相连,浆液槽出口与熔硫塔管道相连;熔硫塔出口与浓硫缓冲槽管道相连,浓硫缓冲槽与浓硫储存塔管道相连;熔硫塔出口、滤液槽出口与1效蒸发浓缩装置管道相连,1效蒸发浓缩装置与2效蒸发浓缩装置管道相连,2效蒸发浓缩装置与浓缩液储槽管道相连。原料预处理工艺流程简捷、操作简单,生产操作连续稳定,实现节能降耗和生产操作连续稳定的双重目标。



1. 一种焦化脱硫废液及液硫焚烧制酸系统,其特征在于,包括硫泡沫槽,硫泡沫槽出口与离心机入口管道相连,离心机出口分别与滤液槽与浆液槽入口管道相连,浆液槽出口与熔硫塔管道相连;熔硫塔出口与液硫缓冲槽管道相连,液硫缓冲槽与液硫贮存塔管道相连;熔硫塔出口、滤液槽出口与1效蒸发浓缩装置管道相连,1效蒸发浓缩装置与2效蒸发浓缩装置管道相连,2效蒸发浓缩装置与浓缩液储槽管道相连。

2. 根据权利要求1所述的一种焦化脱硫废液及液硫焚烧制酸系统,其特征在于,所述1效蒸发浓缩装置由1效加热器、1效分离器和1效浓缩液循环泵组成,1效加热器出口与1效分离器入口管道相连,1效分离器出口与1效加热器入口相连的管道上设有1效浓缩液循环泵;2效蒸发浓缩装置由2效加热器、2效分离器和2效浓缩液循环泵组成,2效加热器入口与1效分离器出口管道相连,2效加热器出口与2效分离器入口管道相连,2效分离器出口与2效加热器入口相连的管道上设有2效浓缩液循环泵。

3. 根据权利要求1所述的一种焦化脱硫废液及液硫焚烧制酸系统,其特征在于,所述硫泡沫槽、浆液槽与浓缩液贮槽均设有搅拌,搅拌方式为机械搅拌、气体搅拌、液体搅拌中的一种或几种。

4. 根据权利要求1所述的一种焦化脱硫废液及液硫焚烧制酸系统,其特征在于,所述液硫缓冲槽与液硫喷枪管道相连,浓缩液贮槽与废液喷枪管道相连,液硫喷枪、废液喷枪与焚烧炉相连。

## 一种焦化脱硫废液及液硫焚烧制酸系统

### 技术领域

[0001] 本实用新型涉及焦化行业含硫废液焚烧制酸技术领域,尤其涉及一种焦化脱硫废液及液硫焚烧制酸系统。

### 背景技术

[0002] 近年来,焦化行业新兴的含硫废液焚烧制酸技术,可彻底解决焦炉煤气氨法脱硫工艺副产脱硫废液无害化处理和低品质硫磺回收利用的问题,使得硫资源得到有效循环利用:制取的硫酸,既可用做焦化硫铵单元生产硫酸铵的原料,也可作为商品硫酸外销,实现了硫资源循环利用及环境保护的双重目标,符合国家发展绿色循环经济的发展要求,具有良好的经济和社会效益。

[0003] 焦化含硫废液焚烧制酸技术,从焚烧炉进料状态及组成区分,可分为“湿法进料制酸技术”、“半干法进料制酸技术”和“干法进料制酸技术”。以上三种制酸技术,最主要的区别在于原料预处理工序和焚烧工序,其余工序(包括余热回收工序、净化工序、干燥工序、转化工序、吸收工序和尾洗工序)大致相同,没有本质的区别。以上三种制酸技术,各有优缺点,且均有实际投产的业绩项目。

[0004] “半干法进料制酸技术”,主要优点是通过废液浓缩液和液态硫磺的分开进料,降低焚烧炉进料中的含水量,从而有效降低了稀酸产量,但其主要缺点是原料预处理的工艺流程长,操作过于复杂。同时,根据实际应用工程项目的运行反馈,“半干法进料制酸技术”的原料预处理工艺还存在以下问题:①硫泡沫分离采用的微孔过滤器,需要频繁的进行反吹和反冲洗,但是仍不能彻底清洗滤芯,造成滤芯容易堵塞,检修的频率高,检修的劳动强度大;②脱硫废液的浓缩,采用单效蒸发工艺,蒸汽消耗量大;③焚烧炉液硫进料的连续稳定性差,容易出现进料负荷波动,甚至是断流,严重破坏了焚烧炉内的热平衡。因此,“半干法进料制酸技术”,仍然有较大的技术改进和提升空间。

### 实用新型内容

[0005] 为了克服现有技术的不足,本实用新型提供一种焦化脱硫废液及液硫焚烧制酸系统,原料预处理工艺流程简捷、操作简单,生产操作连续稳定,实现节能降耗和生产操作连续稳定的双重目标。

[0006] 为了达到上述目的,本实用新型采用以下技术方案实现:

[0007] 一种焦化脱硫废液及液硫焚烧制酸系统,包括硫泡沫槽,硫泡沫槽出口与离心机入口管道相连,离心机出口分别与滤液槽与浆液槽入口管道相连,浆液槽出口与熔硫塔管道相连;熔硫塔出口与液硫缓冲槽管道相连,液硫缓冲槽与液硫贮存塔管道相连;熔硫塔出口、滤液槽出口与1效蒸发浓缩装置管道相连,1效蒸发浓缩装置与2效蒸发浓缩装置管道相连,2效蒸发浓缩装置与浓缩液储槽管道相连。

[0008] 进一步地,所述1效蒸发浓缩装置由1效加热器、1效分离器和1效浓缩液循环泵组成,1效加热器出口与1效分离器入口管道相连,1效分离器出口与1效加热器入口相连的管

道上设有1效浓缩液循环泵;2效蒸发浓缩装置由2效加热器、2效分离器和2效浓缩液循环泵组成,2效加热器入口与1效分离器出口管道相连,2效加热器出口与2效分离器入口管道相连,2效分离器出口与2效加热器入口相连的管道上设有2效浓缩液循环泵。

[0009] 进一步地,所述硫泡沫槽、浆液槽与浓缩液贮槽均设有搅拌,搅拌方式为机械搅拌、气体搅拌、液体搅拌中的一种或几种。

[0010] 进一步地,所述液硫缓冲槽与液硫喷枪管道相连,浓缩液贮槽与废液喷枪管道相连,液硫喷枪、废液喷枪与焚烧炉相连。

[0011] 与现有技术相比,本实用新型的有益效果是:

[0012] 1) 本实用新型原料预处理工艺流程简捷、操作简单,生产操作连续稳定。

[0013] 2) 脱硫废液的蒸发浓缩采用双效蒸发工艺,1效蒸发浓缩由1效加热器、1效分离器和1效浓缩液循环泵组成,是强制循环外加热常压蒸发浓缩工艺;2效蒸发浓缩由2效加热器、2效分离器和2效浓缩液循环泵组成,是强制循环外加热负压蒸发浓缩工艺。1效分离器顶蒸出的含氨蒸汽,送至2效加热器,利用其冷凝潜热,作为2效浓缩液蒸发使用的热源,节能降耗。

[0014] 3) 本实用新型设有硫泡沫槽、浓缩液贮槽、液硫缓冲槽和液硫贮存塔。硫泡沫槽用以缓存脱硫单元来的硫泡沫,保证送离心机的硫泡沫流量和组成稳定,避免脱硫单元生产波动引起的进料不稳定;浓缩液贮槽,用以缓存2效浓缩液,保证送焚烧工序的浓缩液流量和组成稳定;液硫缓冲槽,既用于缓存液体硫磺,保证送焚烧工序的液体硫磺流量稳定,也用来排硫渣。设备检修期间,2效浓缩液送浓缩液贮槽存储,液体硫磺送液硫贮存塔贮存。离心机进料和焚烧炉进料的流量与组成稳定,生产操作连续稳定好。

## 附图说明

[0015] 图1是本实用新型实施例原料预处理工序与焚烧工序结构示意及工艺原理图;

[0016] 图2是本实用新型实施例结构示意及工艺原理图。

[0017] 图中:1-硫泡沫槽、4-滤液槽、5-浆液槽7-离心机、8-熔硫塔、9-液硫缓冲槽、11-液硫贮存塔、13-脱硫液预热器、14-1效加热器、15-1效浓缩液循环泵、16-1效分离器、17-2效加热器、18-浓氨水槽、19-2效分离器、20-2效浓缩液循环泵、21-气液分离槽、22-氨汽冷凝器、23-真空泵、25-浓缩液贮槽、29-空气鼓风机、30-空气压缩机、31-压缩空气加热器、32-燃烧用空气加热器35-焚烧炉、36-液硫喷枪、37-废液喷枪、39-废热锅炉、41-稀酸脱气塔、44-增湿塔、46-冷却塔、49-第一电除雾器、50-第二电除雾器、51-干燥塔、54-浓硫酸脱气塔、55-SO<sub>2</sub>鼓风机、56-第Ⅲ换热器、57-第I换热器、59-SO<sub>2</sub>转化器、61-第Ⅱ换热器、62-第IV换热器、63-第一吸收塔、66-第二吸收塔、70-成品酸中间槽、72-尾气脱硫塔、74-尾气中和塔、76-尾吸电除雾器、77-烟囱

## 具体实施方式

[0018] 下面结合附图和实施例对本实用新型的实施方式作进一步详细描述。以下实施例用于说明本实用新型,但不能用来限制本实用新型的范围。

[0019] 在本实用新型的描述中,除非另有说明,“多个”的含义是两个或两个以上;术语“上”、“下”、“左”、“右”、“内”、“外”、“前端”、“后端”、“头部”、“尾部”等指示的方位或位置关

系为基于附图所示的方位或位置关系,仅是为了便于描述本实用新型和简化描述,而不是指示或暗示所指的装置或元件必须具有特定的方位、以特定的方位构造和操作,因此不能理解为对本实用新型的限制。此外,术语“第一”、“第二”、“第三”等仅用于描述目的,而不能理解为指示或暗示相对重要性。

[0020] 在本实用新型的描述中,需要说明的是,除非另有明确的规定和限定,术语“相连”、“连接”应做广义理解,例如,可以是固定连接,也可以是可拆卸连接,或一体地连接;可以是机械连接,也可以是电连接;可以是直接相连,也可以通过中间媒介间接相连。对于本领域的普通技术人员而言,可以根据具体情况理解上述术语在本实用新型中的具体含义。

[0021] **【实施例】**

[0022] 如图1、图2所示,一种焦化脱硫废液及液硫焚烧制酸系统,包括硫泡沫槽1,硫泡沫槽1出口与离心机7入口管道相连,离心机7出口与滤液槽4入口管道相连,离心机7出口与浆液槽5入口管道相连。浆液槽5底部出口与熔硫塔8顶部入口管道相连,熔硫塔8顶部出口与浆液槽5顶部入口管道相连,熔硫塔8底部出口与液硫缓冲槽9入口管道相连,液硫缓冲槽9出口与液硫贮存塔11入口管道相连。

[0023] 滤液槽4出口与脱硫液预热器13入口管道相连,脱硫液预热器13出口与1效加热器14入口管道相连。

[0024] 1效蒸发浓缩装置由1效加热器14、1效分离器16和1效浓缩液循环泵15组成,1效加热器14出口与1效分离器16入口管道相连,1效分离器16出口与1效加热器14入口相连的管道上设有1效浓缩液循环泵15。2效蒸发浓缩装置由2效加热器17、2效分离器19和2效浓缩液循环泵20组成,2效加热器17入口与1效分离器19出口管道相连,2效加热器17出口与2效分离器19入口管道相连,2效分离器19出口与2效加热器17入口相连的管道上设有2效浓缩液循环泵20。

[0025] 1效加热器16出口与2效加热器17入口管道相连,2效加热器17出口与浓氨水槽18入口管道相连,浓氨水槽18与脱硫单元脱硫液管道相连。2效分离器19出口与浓缩液贮槽25管道相连,2效分离器19出口与氨气冷凝器22管道相连,氨气冷凝器22与气液分离槽21管道相连,气液分离槽21出口与燃烧用空气加热器32管道相连,燃烧用空气加热器32与焚烧炉35管道相连,空气鼓风机29与燃烧用空气加热器32管道相连。

[0026] 硫泡沫槽1、浆液槽5与浓缩液贮槽25均设有搅拌,搅拌方式为机械搅拌、气体搅拌、液体搅拌中的一种或几种。

[0027] 液硫缓冲槽9出口与液硫贮存塔11出口均与液硫喷枪36管道相连,液硫喷枪36与焚烧炉35相连。浓缩液贮槽25出口与废液喷枪37管道相连,废液喷枪37与焚烧炉35相连。空气压缩机30与压缩空气加热器31管道相连,压缩空气加热器31与液硫喷枪36管道相连。

[0028] 焚烧炉35出口与废热锅炉39入口管道相连,废热锅炉39出口与增湿塔44入口管道相连,增湿塔44入口与稀酸脱气塔41出口管道相连。增湿塔44出口与冷却塔46入口管道相连,冷却塔46与第一电除雾器49管道相连,第一电除雾器49与第二电除雾器50管道相连,第二电除雾器50与干燥塔51管道相连。

[0029] 干燥塔51与浓硫酸脱气塔54管道相连,干燥塔51与SO<sub>2</sub>转化器59管道相连,相连的管道上依次设有SO<sub>2</sub>鼓风机55、第Ⅲ换热器56、第Ⅰ换热器57。第一吸收塔63出口与SO<sub>2</sub>转化器59入口管道相连,相连的管道上依次设有第Ⅳ换热器62与第Ⅱ换热器61。SO<sub>2</sub>转化器59出口

与第二吸收塔66入口管道相连。第一吸收塔63出口与成品酸中间槽70管道相连,第二吸收塔66与尾气脱硫塔72管道相连,尾气脱硫塔72与尾气中和塔74管道相连,尾气中和塔74与尾吸电除雾器76管道相连,烟囱77与尾吸电除雾器76相连。

[0030] 本实用新型的工艺流程,具体包括如下步骤:

[0031] 1、原料预处理工序

[0032] 脱硫单元送来的硫泡沫,送至硫泡沫槽1进行缓存,然后再送至离心机7,进行固、液两相分离。分离出的滤液,进入滤液槽4;分离出的硫膏,进入浆液槽5。

[0033] 滤液槽4中的滤液,部分送往1效加热器14进行浓缩操作,其余的送回脱硫单元循环使用。浆液槽5中的硫膏,和熔硫清液强制混合均匀,制成流动性较好的硫浆,然后送至熔硫塔8进行加热熔硫操作。熔硫塔8的顶部压力控制在0.25~0.5MPa,熔硫塔8底部温度控制在125~155℃,使液体硫磺具有良好的流动性。熔硫塔8底部排出的液态硫磺,进入液硫缓冲槽9缓存,然后单独送至焚烧工序;熔硫塔8顶部排出的清液,温度为80~125℃,一部分送至浆液槽5,稀释硫膏使用,剩余部分送至1效加热器14进行加热浓缩。

[0034] 送1效加热器14进行浓缩操作的滤液和熔硫清液的流量之和,等于脱硫废液的产生量。尾洗工序来的铵盐溶液,也送往1效加热器14进行浓缩操作。

[0035] 需要蒸发浓缩的滤液、熔硫清液和铵盐溶液,都直接加入到1效加热器14前1效浓缩液循环管道上,在1效加热器14内,经0.4~0.6MPa的饱和蒸汽加热后,送至1效分离器16蒸发浓缩:1效分离器16底部排出的1效浓缩液,温度为100~120℃,小部分送至2效加热器17进一步蒸发浓缩;1效分离器16顶蒸出的1效含氨蒸汽,送至2效加热器17,利用其冷凝潜热,作为2效浓缩液蒸发浓缩的热源,节约蒸汽和冷却水消耗量。1效分离器16的操作压力为常压。2效加热器17内,1效含氨蒸汽,与2效浓缩液换热冷凝为浓氨水,然后用冷却水冷却至35~40℃后,部分送尾洗工序,其余部分送回脱硫单元回收利用。

[0036] 1效分离器16底部排出的小部分1效浓缩液,直接加入到2效加热器17前2效浓缩液循环管道上,在2效加热器17内,经1效含氨蒸汽加热后,送至2效分离器19蒸发浓缩:2效分离器19底排出的2效浓缩液,温度为70~80℃,部分送至浓缩液贮槽25,然后单独送至焚烧工序;2效分离器19顶部蒸出的含氨蒸汽,送至氨汽冷凝器22,进行冷凝冷却操作,由此冷凝为稀氨水,温度为35~40℃,全部送回脱硫单元回收利用。2效分离器19的操作压力为-70~-80KPaG。

[0037] 1效含氨蒸汽冷凝为浓氨水的同时,也会产生不凝气。产生的不凝气,并入真空泵23后的不凝气管道,避免不凝气中杂质对真空泵系统造成的堵塞。

[0038] 液体硫磺的雾化,采用加热后的压缩空气,温度为120~160℃。

[0039] 当硫酸尾气脱硫采用氨法脱硫工艺时,所需的碱性脱硫剂,采用预处理工艺自产的浓氨水,不需要外购。

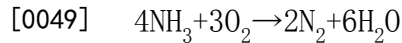
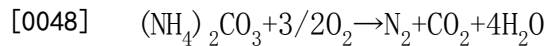
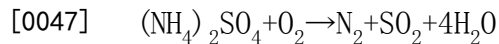
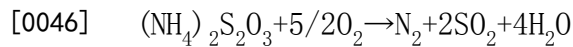
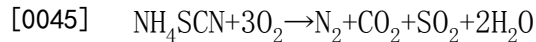
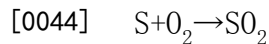
[0040] 当硫酸尾气脱硫采用氨法脱硫工艺时,产生的亚硫酸铵和硫酸铵混合溶液,送往1效加热器14进行浓缩操作,不外排。

[0041] 2、焚烧工序

[0042] 原料预处理工序送来的浓缩液和液体硫磺,分别送至废液喷枪37和液硫喷枪36,分别用压缩空气雾化后,在1050℃温度下,通过两段控制,进行高温焚烧。焚烧炉35高温焚烧采用的助燃性气体为空气、富氧空气和贫氧空气的一种。液体硫磺和浓缩液中副盐的硫

元素,绝大部分转化为SO<sub>2</sub>,少量转化为SO<sub>3</sub>。

[0043] 焚烧炉内发生的主要燃烧反应如下:



[0051] 4、净化工序

[0052] 从废热锅炉39出来的SO<sub>2</sub>炉气,依次通过增湿塔44、冷却塔46及第一电除雾器49、第二电除雾器50,依次进行增湿降温、冷却脱水、净化除雾,以脱出过程气中含有的大量的水、尘、酸雾等使转化工序催化剂中毒的有害杂质,得到比较纯净的SO<sub>2</sub>工艺气,温度降至40~50℃。

[0053] 从增湿塔44排出的稀硫酸,先送稀硫酸脱气塔42脱除SO<sub>2</sub>,再用冷却水冷却至40~50℃,然后部分送至尾洗工序的尾气中和塔74,剩余部分送至硫铵单元回收利用。

[0054] 考虑到因突然停电导致SO<sub>2</sub>工艺气温度过高,而缩短玻璃钢设备的使用寿命。在增湿塔44上方设计非常用水槽,喷淋应急液,防止增湿塔44出口SO<sub>2</sub>工艺气温度过高,保护下游玻璃钢设备和管道。为保护玻璃钢设备和管道的安全,防止被吸瘪,在电除雾器出口SO<sub>2</sub>工艺气管道上设计了安全水封。

[0055] 5、干燥工序

[0056] 工艺气的干燥就是将气体与浓硫酸逆流接触来实现的。

[0057] 来自净化工序的SO<sub>2</sub>工艺气,进入干燥塔51,用浓度为93%的浓硫酸进行干燥,将SO<sub>2</sub>工艺气中水含量降至≤0.1g/Nm<sup>3</sup>,然后再经过SO<sub>2</sub>鼓风机55加压后送至转化工序。

[0058] 吸收工序来的98%浓硫酸,补充至干燥塔51,维持干燥塔内硫酸浓度。干燥塔51底排出的93%的浓硫酸,先送浓硫酸脱气塔54,脱除夹带的SO<sub>2</sub>后,再送至吸收工序。

[0059] 6、转化工序

[0060] 转化工序采用“3+1”4段催化剂床、二次转化,及“Ⅲ、I-IV、Ⅱ”换热工艺流程。

[0061] SO<sub>2</sub>鼓风机55送来SO<sub>2</sub>工艺气,依次通过第Ⅲ换热器56、第I换热器57,分别与从SO<sub>2</sub>转化器Ⅲ段及I段催化剂床层出来的高温SO<sub>3</sub>工艺气换热至约420℃后,进入SO<sub>2</sub>转化器I段催化剂床层,在催化剂作用下,工艺气中的SO<sub>2</sub>与O<sub>2</sub>反应,被催化氧化为SO<sub>3</sub>。I段催化剂床层出来的高温SO<sub>3</sub>工艺气,经第I换热器57与低温SO<sub>2</sub>工艺气换热降温后,进入Ⅱ段催化剂床层继续转化,然后经第Ⅱ换热器61换热降温后,进入Ⅲ段催化剂床层,完成SO<sub>2</sub>一次转化阶段的最后催化氧化过程,最后经第Ⅲ换热器56,与来自SO<sub>2</sub>鼓风机55的低温SO<sub>2</sub>工艺气换热降温后,去吸收工序第一吸收塔63。

[0062] 从吸收工序第一吸收塔63出来的低温SO<sub>2</sub>工艺气,经第IV换热器62、第Ⅱ换热器61,分别与从SO<sub>2</sub>转化器IV段及Ⅱ段催化床层出来的高温SO<sub>3</sub>工艺气换热后,进入SO<sub>2</sub>转化器59的IV段催化剂床,进行SO<sub>2</sub>的二次转化,然后经第IV换热器62换热降温后,去吸收工序第二吸收塔66。SO<sub>2</sub>催化转化反应如下:

[0063]  $\text{SO}_2(\text{g}) + 1/2\text{O}_2(\text{g}) \rightarrow \text{SO}_3(\text{g}) + 100.32\text{kJ/mol}$

[0064]  $\text{SO}_2$ 工艺气两次转化前,即 $\text{SO}_2$ 过程气进入 $\text{SO}_2$ 转化器59第I段及第IV段催化剂床前,均设有电加热器,用于初始开工阶段催化剂加热升温以及正常操作过程中系统热量不平衡时补热使用。为调节和控制 $\text{SO}_2$ 转化工序的温度,设置了必要的工艺旁通管线和调节阀。

[0065] 7、吸收工序

[0066] 一次转化后的 $\text{SO}_3$ 工艺气,温度 $180\sim 220^\circ\text{C}$ ,自塔底进入第一吸收塔63,与塔顶喷淋下来的98%浓硫酸逆流接触,脱除工艺气中的 $\text{SO}_3$ ,然后经塔顶的纤维除雾器除雾后,返回转化工序进行二次转化。

[0067] 二次转化后的 $\text{SO}_3$ 工艺气,温度 $170\sim 210^\circ\text{C}$ ,自塔底进入第二吸收塔66,与塔顶喷淋下来的98%浓硫酸逆流接触,脱除工艺气中的 $\text{SO}_3$ ,然后经塔顶的纤维除雾器除雾后,成为制酸尾气,送至尾洗工序。

[0068] 来自干燥工序的93~95%浓硫酸,分别送至第一吸收塔63和第二吸收塔66底,维持两个吸收塔的硫酸浓度。第二吸收塔66反应生成的98%浓硫酸,送至第一吸收塔63。第一吸收塔63底的98%浓硫酸,部分送至干燥工序,其余部分经产品酸冷却器冷却后,送至成品酸中间槽70。

[0069] 8、尾洗工序

[0070] 吸收工序来的制酸尾气,进入尾气脱硫塔72,用氨水循环喷洒吸收尾气中残余的 $\text{SO}_2$ 和酸雾,分别生成亚硫酸铵和硫酸铵,得到铵盐溶液。氨水喷洒液,采用原料预处理工序送来的浓氨水进行连续更新,多余的氨水喷洒液,送回原料预处理工序,进行蒸发浓缩。

[0071] 尾气脱硫塔72出来的制酸尾气,进入尾气中和塔74,用稀硫酸循环喷洒吸收尾气中的挥发氨。稀酸喷洒液,采用净化工序送来的稀硫酸进行连续更新,多余的稀酸循环液,可以直接送至硫铵单元回收利用。

[0072] 尾气中和塔74出来的制酸尾气,再进入尾吸电除雾器76,进一步捕集尾气中夹带的酸雾,然后经烟囱77排入大气。

[0073] 本实用新型原料预处理工艺流程简捷、操作简单,生产操作连续稳定。脱硫废液的蒸发浓缩采用双效蒸发工艺,1效蒸发浓缩由1效加热器14、1效分离器16和1效浓缩液循环泵15组成,是强制循环外加热常压蒸发浓缩工艺;2效蒸发浓缩由2效加热器17、2效分离器19和2效浓缩液循环泵20组成,是强制循环外加热负压蒸发浓缩工艺。1效分离器顶蒸出的含氨蒸汽,送至2效加热器,利用其冷凝潜热,作为2效浓缩液蒸发使用的热源,节能降耗。

[0074] 本实用新型设有硫泡沫槽1、浓缩液贮槽25、液硫缓冲槽9和液硫贮存11。硫泡沫槽1用以缓存脱硫单元来的硫泡沫,保证送离心机的硫泡沫流量和组成稳定,避免脱硫单元生产波动引起的进料不稳定;浓缩液贮槽25用以缓存2效浓缩液,保证送焚烧工序的浓缩液流量和组成稳定;液硫缓冲槽9既用于缓存液体硫磺,保证送焚烧工序的液体硫磺流量稳定,也用来排硫渣。设备检修期间,2效浓缩液送浓缩液贮槽25存储,液体硫磺送液硫贮存塔11贮存。

[0075] 本实用新型离心机7进料和焚烧炉35进料的流量与组成稳定,生产操作连续稳定好。

[0076] 以上所述,仅为本实用新型较佳的具体实施方式,但本实用新型的保护范围并不局限于此,任何熟悉本技术领域的技术人员在本实用新型揭露的技术范围内,根据本实用



新型的技术方案及其实用新型构思加以等同替换或改变,都应涵盖在本实用新型的保护范围之内。

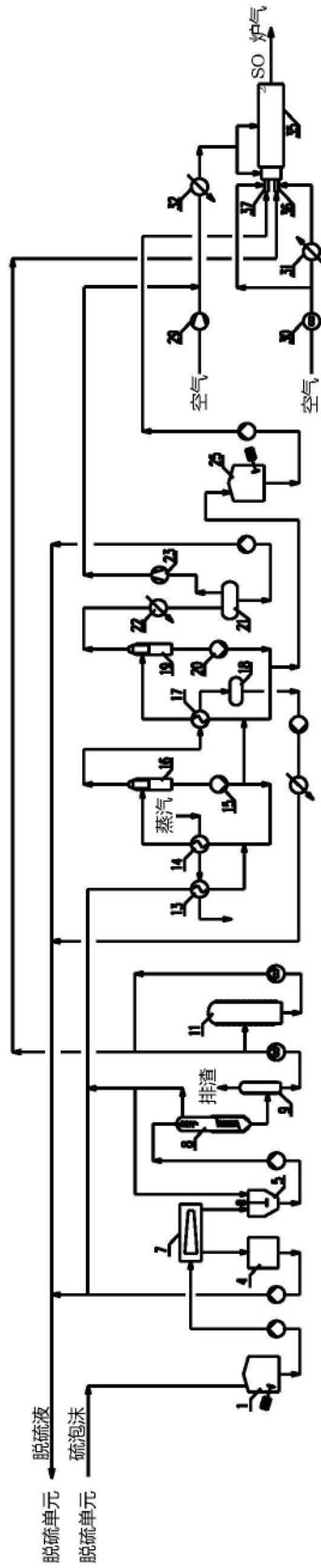


图1

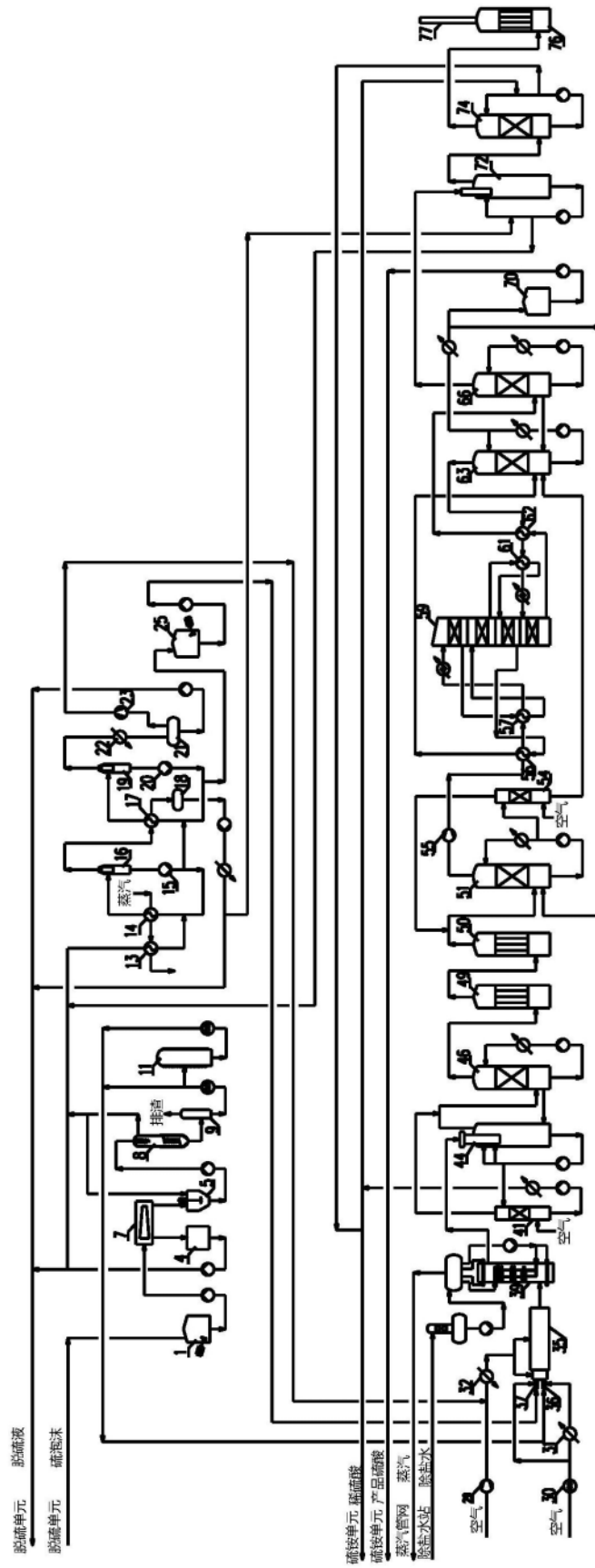


图2