



(12) 实用新型专利

(10) 授权公告号 CN 214360799 U

(45) 授权公告日 2021. 10. 08

(21) 申请号 202022840102.8

(22) 申请日 2020.12.01

(73) 专利权人 江苏中圣高科技产业有限公司
地址 211112 江苏省南京市江宁区诚信大道2111号

(72) 发明人 郭宏新 何松 赵志红 王建果 刘丰

(74) 专利代理机构 南京天华专利代理有限责任公司 32218
代理人 吴爽 夏平

(51) Int. Cl.
C02F 9/10 (2006.01)
F23G 7/04 (2006.01)

(ESM) 同样的发明创造已同日申请发明专利

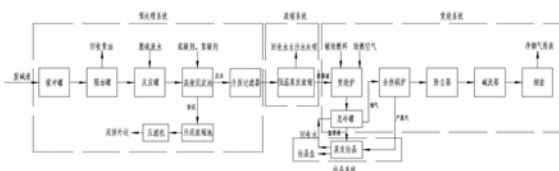
权利要求书1页 说明书9页 附图1页

(54) 实用新型名称

一种脱硫废碱液零排放联合处理工艺装置

(57) 摘要

本实用新型公开了一种脱硫废碱液零排放联合处理工艺装置；所述装置主要由预处理系统、浓缩系统、焚烧系统和结晶系统顺次连接而成；所述预处理系统设有反应装置和分离单元，所述分离单元主要包括固体沉降单元和/或过滤单元，所述废碱液和脱硫废水经反应装置反应后再经分离单元分离出上清液和固体沉淀；所述浓缩系统用于对上清液进行浓缩得到浓缩液；所述焚烧系统主要包括焚烧炉、急冷装置、余热回收装置和后处理装置，所述焚烧炉、急冷装置、余热回收装置和后处理装置顺次连接；所述焚烧炉还通过急冷装置连接结晶系统；所述结晶系统用于将急冷装置过来的盐溶液蒸发结晶得到结晶盐排出；所述结晶系统还管路连接余热回收装置。



CN 214360799 U

1. 一种脱硫废碱液零排放联合处理工艺装置,其特征在于,主要由预处理系统、浓缩系统、焚烧系统和结晶系统组成;所述预处理系统、浓缩系统、焚烧系统和结晶系统顺次连接;

所述预处理系统设有反应装置和分离单元,所述分离单元主要包括固体沉降单元和/或过滤单元,所述废碱液和脱硫废水经反应装置反应后再经分离单元分离出上清液和固体沉淀;

所述浓缩系统用于对上清液进行浓缩得到浓缩液;

所述焚烧系统主要包括焚烧炉、急冷装置、余热回收装置和后处理装置,所述焚烧炉、急冷装置、余热回收装置和后处理装置顺次连接;所述焚烧炉还通过急冷装置连接结晶系统;

所述结晶系统用于将急冷装置过来的盐溶液蒸发结晶得到结晶盐排出;所述结晶系统还管路连接余热回收装置。

2. 根据权利要求1所述的一种脱硫废碱液零排放联合处理工艺装置,其特征在于,所述反应装置前管路连接缓冲罐和隔油罐。

3. 根据权利要求1所述的一种脱硫废碱液零排放联合处理工艺装置,其特征在于,所述固体沉降单元为沉淀池;沉淀池后并联连接浓缩池和介质过滤器,浓缩池后接压滤机。

4. 根据权利要求2所述的一种脱硫废碱液零排放联合处理工艺装置,其特征在于,所述固体沉降单元为沉淀池;沉淀池后并联连接浓缩池和介质过滤器,浓缩池后接压滤机。

5. 根据权利要求1-4任一所述的一种脱硫废碱液零排放联合处理工艺装置,其特征在于,所述后处理装置主要为除尘器、碱洗塔和烟囱,所述除尘器、碱洗塔和烟囱顺次连接。

6. 根据权利要求1所述的一种脱硫废碱液零排放联合处理工艺装置,其特征在于,所述结晶系统设有回收水管路,回收水管路接入急冷罐。

7. 根据权利要求1所述的一种脱硫废碱液零排放联合处理工艺装置,其特征在于,所述浓缩系统为蒸发器系统。

8. 根据权利要求7所述的一种脱硫废碱液零排放联合处理工艺装置,其特征在于,所述蒸发器系统为低温蒸发器系统。

9. 根据权利要求8所述的一种脱硫废碱液零排放联合处理工艺装置,其特征在于,所述低温蒸发器系统选自多效蒸发器、MVR蒸发器、气液直接接触蒸发器中的任一种。

10. 根据权利要求7所述的一种脱硫废碱液零排放联合处理工艺装置,其特征在于,所述蒸发器系统设有二次蒸汽出口,二次蒸汽出口上设有除雾器。

11. 根据权利要求1所述的一种脱硫废碱液零排放联合处理工艺装置,其特征在于,所述焚烧炉内设有雾化装置。

12. 根据权利要求1或11所述的一种脱硫废碱液零排放联合处理工艺装置,其特征在于,所述焚烧炉外接有辅助燃料管路和助燃空气管路。

一种脱硫废碱液零排放联合处理工艺装置

技术领域

[0001] 本实用新型涉及一种脱硫废水和废碱液零排放联合处理工艺装置,属于废水、有机废液零排放环保技术领域。

背景技术

[0002] 我国的电源结构以火电为主,火电厂煤等化石燃料的大量燃烧造成了严重的环境问题,而二氧化硫的排放不仅能直接对生态环境造成危害,而且是酸雨、灰霾等形成的重要前体物。目前针对火电厂烟气脱硫大都使用石灰石-石膏湿式脱硫工艺,但这种湿法脱硫工艺产生的脱硫废水含有大量的悬浮物、无机盐、石膏颗粒、氟化物以及重金属等(典型水质见表1),在环保高压态势下必须对其进行循环利用或加以治理。脱硫废水零排放处置也是近年来废水治理研究与应用的热点。目前脱硫废水常规零排放工艺包括预处理、膜浓缩和蒸发结晶三个工段。预处理包括加药调pH,除钙镁硬度离子、氟离子和重金属离子,除悬浮颗粒物;膜浓缩包括利用超滤、纳滤、反渗透、正渗透、电渗析等膜技术将废水进行浓缩,减少蒸发结晶段废水处理量,减少设备投资和运行能耗;蒸发结晶包括利用多效蒸发结晶、MVR蒸发结晶等技术将废水进一步浓缩直至析出晶体盐。膜浓缩段和蒸发结晶段可回收95%以上水资源循环再利用,结晶盐可作为融雪剂使用,实现脱硫废水零排放。

[0003] 表1脱硫废水典型水质组成

	指标	单位	数值
	pH		4-6
	TDS	mg/L	20000-60000
[0004]	COD	mg/L	150-500
	SS	mg/L	5000-20000
	硬度	mg/L	5000-10000
	Ca ²⁺	mg/L	1500-5000
	Mg ²⁺	mg/L	3000-6000
	Cl ⁻	mg/L	15000-35000
[0005]	SO ₄ ²⁻	mg/L	4000-6000
	重金属离子(铅、镉、铬、镍、汞、锌、铁)	mg/L	5-60

[0006] 在石油化工生产过程中,常采用NaOH溶液吸收硫化氢、碱洗油品和裂解气,产生了含有大量污染物的废碱液,典型的如乙烯废碱液和炼油废碱液。该废水COD含量高,可达数万 mg/L且难以生物降解处理。含有硫化物和硫醇等无机和有机硫化物,使得废液具有强烈难闻的恶臭气味。该类废液中含有大量碳酸钠、氢氧化钠、硫化钠等无机物,以及石油类、酚钠和环烷酸钠等有机物,碱度高,pH在12以上(典型水质见表2)。虽然炼油、化工企业通过技

术改进使得废碱液产量逐渐减少,但其处理难度却越来越大。目前针对废碱液常规处理方式是利用湿式氧化法脱除硫化物降低COD后再进行污水生化处理后达标排放,但经湿式氧化处理后的废碱液目前对COD去除效率还很有限,高COD含盐进水对污水生化系统会引起严重冲击和破坏,影响污水处理厂正常运行和总排废水的达标排放。另外,由于废碱液含水率高热值较低,焚烧法处理成本较高,一般不推荐使用。但通过高温焚烧,硫化物可氧化生成二氧化硫,有机物可氧化生成CO₂和H₂O,有机物燃烬率高,去除效果好。对废碱液采取焚烧法处理,操作简单,可满足达标排放要求。

[0007] 表2乙烯废碱液典型水质组成

[0008]

指标	单位	数值
pH		12-14
NaOH	%	1-3
Na ₂ S	%	1-4
Na ₂ CO ₃	%	6-10
NaRS	%	0-0.2
氰化物	%	0-0.05
溶解烃	%	0.1-0.3
COD	mg/L	10000-50000
油	mg/L	>500

[0009] 考虑到炼油、化工行业是能耗大户,大都拥有自备电厂,按照国家对电厂烟气净化治理政策,采用湿式烟气脱硫工艺处理会产生一部分脱硫废水。废碱液又是炼油、化工行业常规会产生的一类废水。随着环保政策日趋严格,对脱硫废水和废碱液均要处理达标后排放。对这两股废水分别治理的话,设备投资及运行费用均较高。结合两股废水排放和水质特性,联合处理具有较明显的经济性和优势,大大降低设备投资和运行维护费用。结合目前对脱硫废水和废碱液处理工艺的优缺点分析,联合处理工艺需要重点解决的问题在于脱硫废水的重金属离子、硬度离子去除;废碱液的硫化物及有机物的去除;过程能耗的降低与优化;资源的有效回收利用。

实用新型内容

[0010] 针对现有技术的不足,本实用新型的目的是提供一种脱硫废水和废碱液零排放联合处理工艺装置。本实用新型涉及到的脱硫废水是指针对烟气采用湿式脱硫工艺产生的废水,尤其是电厂普遍使用的石灰石-石膏烟气脱硫工艺产生的废水。涉及到的废碱液是指炼油、化工行业生产过程中采用氢氧化钠碱液吸收硫化氢、碱洗油品和裂解气而产生的含有大量污染物的废水,尤其是乙烯装置废碱液。脱硫废水处理重点在于对重金属离子和钙镁硬度离子的去除,废碱液处理重点在于对硫化物和有机物的去除。脱硫废水和废碱液均属于高含盐废水,本实用的联合处理工艺装置最终实现两股废水的零液外排,废气达标排放,水和盐回收再利用。

[0011] 本实用新型解决其技术问题采用的技术方案是:

[0012] 一种脱硫废水和废碱液零排放联合处理工艺装置,主要由预处理系统、浓缩系统、焚烧系统和结晶系统组成;所述预处理系统、浓缩系统、焚烧系统和结晶系统顺次连接;

[0013] 所述预处理系统设有反应装置和分离单元,所述分离单元主要包括固体沉降单元和/或过滤单元,所述废碱液和脱硫废水经反应装置反应后再经分离单元分离出上清液和固体沉淀;

[0014] 所述浓缩系统用于对上清液进行浓缩得到浓缩液;

[0015] 所述焚烧系统主要包括焚烧炉、急冷装置、余热回收装置和后处理装置,所述焚烧炉、急冷装置、余热回收装置和后处理装置顺次连接;所述焚烧炉还通过急冷装置连接结晶系统;

[0016] 所述结晶系统用于将急冷装置过来的盐溶液蒸发结晶得到结晶盐排出;所述结晶系统还管路连接余热回收装置。

[0017] 本实用新型所述脱硫废水主要产生于电厂常用的石灰石-石膏湿式脱硫工艺中,废水成酸性,pH在4-6之间,悬浮物含量在5000mg/L~20000mg/L,含盐量在2%-6%,含有大量钙镁离子,硬度在5000mg/L-10000mg/L,阴离子主要含有氯离子和硫酸根离子,另外含有种类较多的重金属离子,如砷、汞、铅、镍、锌等。所述废碱液产生于炼油、石化行业,如乙烯废碱液,其废水呈碱性,pH在12-14之间,含水量在60-90%,含盐量在8-12%,主要为碳酸钠盐,其中氢氧化钠质量占比1-3%,硫化物质量占比0.5-2.5%,有含量大于500mg/L,COD在10000mg/L-50000mg/L,BOD/COD小于0.3,另外还含有烃类、有机酸等有机物。

[0018] 作为本申请的优选技术方案,所述反应装置前管路连接缓冲罐和隔油罐,废碱液经缓冲罐均质后,再进入隔油罐去除黄油,然后进入反应装置与脱硫废水反应,实现酸碱中和、硫离子、硬度离子和重金属离子的脱除。

[0019] 作为本申请的优选技术方案,所述固体沉降单元为沉淀池,反应装置处理后的废水引入沉淀池,外加混凝剂和絮凝剂后,形成絮体沉淀物;沉淀池后并联连接浓缩池和介质过滤器,浓缩池后接压滤机;絮体沉淀物经浓缩池进一步浓缩后经压滤机排出;沉淀池上部的清液进入介质过滤器过滤后进入浓缩系统处理。

[0020] 优选的,所述沉淀池为高效沉淀池,由混凝池、絮凝池、沉淀池和污泥浓缩集合于一体,结构紧凑。

[0021] 优选的,所述反应装置为反应罐。

[0022] 更优选的,所述预处理系统包含由缓冲罐、隔油罐、反应罐、高效沉淀池、污泥浓缩池、压滤机通过管路顺次连接;所述高效沉淀池还与介质过滤器管路连接。废碱液经由缓冲罐均质后进入隔油罐,去除并回收黄油,再与脱硫废水在反应罐内进行混合,废碱液中的硫化物和碳酸钠盐与脱硫废水中的重金属离子和钙镁等硬度离子结合生产沉淀物,废碱液与脱硫废水混合进行酸碱中和反应,再向系统内加入混凝剂和絮凝剂,搅拌作用下,废水中悬浮颗粒、反应沉淀物、胶体快速形成絮状沉淀物,在高效沉淀池和污泥浓缩池作用下,形成污泥浓缩液,经压滤机脱水后得到泥饼外运处置,高效沉淀池上层清液经介质过滤器进一步去除悬浮物进入浓缩系统。

[0023] 废碱液经隔油罐处理后,油含量由500mg/L以上降至5mg/L以下;脱硫废水与废碱液混合反应后出水pH在8-10,重金属离子基本除尽,钙镁硬度含量不大于5mg/L,COD去除率达到20-40%;介质过滤器出水悬浮物含量不大于5mg/L;经压滤机压缩处理后的泥饼含水率小于20%,作为固废外运处置。

[0024] 作为本申请的优选技术方案,所述后处理装置主要为除尘器、碱洗塔和烟囱,所述

除尘器、碱洗塔和烟囱顺次连接。

[0025] 作为本申请的优选技术方案,所述浓缩系统为蒸发器系统,优选的,所述蒸发器系统为低温蒸发器系统;更优选的,所述低温蒸发器系统选自多效蒸发器、MVR蒸发器、气液直接接触蒸发器中的任一种。本申请的低温蒸发器一般来说使用不超过85℃。浓缩系统进口废水含盐量在3-10%,出口废水含盐量在20-25%,以碳酸钠盐和氯化钠盐为主,总占比大于85%。

[0026] 作为本申请的优选技术方案,所述蒸发器系统设有二次蒸汽出口,二次蒸汽出口上设有除雾器,防止雾沫夹带。二次蒸汽冷凝后得到回收水COD含量不大于200mg/L,回收水去污水处理单元进一步处理达标后排放。

[0027] 作为本申请的优选技术方案,所述焚烧炉内设有雾化装置,经浓缩系统出来的高浓度含盐有机废水经过雾化装置喷入焚烧炉内。

[0028] 优选的,所述雾化装置对称分布于焚烧炉内,采用低压空气、蒸汽或机械对废液进行雾化。

[0029] 作为本申请的优选技术方案,所述急冷装置为急冷罐。

[0030] 作为本申请的优选技术方案,所述余热回收装置为余热锅炉。

[0031] 作为本申请的优选技术方案,所述焚烧炉外接有辅助燃料管路和助燃空气管路。

[0032] 作为本申请的优选技术方案,所述碱洗塔的废水出口管路连接预处理系统的反应装置。

[0033] 高浓度含盐有机废液通过雾化装置将废液输入焚烧炉内,同时需向焚烧炉内输入辅助燃料和助燃空气;废液雾化装置对称分布于焚烧炉内,炉内发生高温氧化反应,废液中有机物得以氧化分解去除;焚烧炉烟气出口经管路通入急冷罐中,高温烟气先后与喷淋水和急冷罐内水发生直接接触热交换,温度降至无机盐熔点以下,无机盐进入急冷罐与水形成盐溶液;烟气急冷降温后进入余热锅炉,生产蒸汽作为供热源;余热锅炉出口烟气进一步降低温度,进入除尘器去除烟气中夹带的无机盐颗粒和灰分,再通过碱洗塔去除烟气中的二氧化硫和残余灰分、无机盐颗粒,最终通过烟囱达标排放;碱洗塔排出废水经由管路通入预处理系统反应罐内。

[0034] 其中,焚烧炉采用立式顶烧侧进料,采用低压空气、蒸汽或机械对废液进行雾化,焚烧温度控制在1000-1100℃,停留时间不低于2s。焚烧炉衬里设有耐磨耐火耐蚀层和隔热耐火保温层,防止熔盐腐蚀导致的耐火衬里脱落。高温烟气经喷水急冷后温度降至750℃以下,余热锅炉出口烟气温度在200℃以下。余热锅炉优先选用单锅筒自然循环水管式锅炉,烟气中的灰尘从锅炉下部积灰斗中沉积、排出。除尘器可选用布袋式、静电式或文丘里式,优选文丘里式。碱洗塔出口设有除沫器,将烟气中夹带的水进一步分离后经过烟囱排入大气。

[0035] 作为本申请的优选技术方案,所述结晶系统设有回收水管路,回收水管路接入急冷罐,结晶系统产生的二次蒸汽冷凝后得到的回收水作为烟气急冷工艺的喷淋用水循环使用。结晶系统用加热源来自余热锅炉产生的蒸汽,结晶系统产生的二次蒸汽冷凝后得到回收水,作为烟气急冷工艺用喷淋水循环使用。结晶系统可采用多效蒸发结晶、MVR蒸发结晶形式,得到结晶杂盐回用,或进一步采用分质结晶工艺,分别回收氯化钠盐和碳酸钠盐,实现盐的资源化再利用。

[0036] 一种脱硫废水和废碱液零排放联合处理方法,废碱液与脱硫废水混合反应后沉淀过滤除杂,去除杂质后清液利用低温蒸发将含盐有机废水进一步浓缩接近至盐析出点后再进入焚烧系统;高浓度含盐有机废液在焚烧炉中发生高温氧化反应,分解除尽有有机物成分;产生的高温烟气先后经过急冷处理、余热回收、除尘、碱洗处理达标后由烟囱外排;急冷处理后产生的盐溶液进入结晶系统处理后得到结晶盐回收。本实用新型通过将脱硫废水和废碱液联合处理,最终实现脱硫废水和废碱液的零排放处置。

[0037] 作为本申请的优选技术方案,废碱液经缓冲均质先去除黄油,再与脱硫废水进行混合,废碱液中的硫化物和碳酸钠盐与脱硫废水中的重金属离子和钙镁等硬度离子结合生成沉淀物,废碱液与脱硫废水混合进行酸碱中和反应;再向系统内加入混凝剂和絮凝剂,废水中悬浮颗粒、反应沉淀物、胶体快速形成絮状沉淀物;絮状沉淀物经浓缩形成污泥浓缩液,经压滤脱水后得到泥饼外运处置;上层清液经过滤进一步去除悬浮物后浓缩。

[0038] 作为本申请的优选技术方案,浓缩系统采用低温蒸发方法,可使用但不限于多效蒸发、MVR蒸发、气液直接接触蒸发等形式;采用强制循环模式,操作温度控制在85℃以下,系统内需加入阻垢剂和消泡剂,避免设备、管路腐蚀和结垢现象产生;蒸发器二次蒸汽出口设置除雾器,防止雾沫夹带;二次蒸汽冷凝后得到回收水COD含量不大于200mg/L,去污水处理单元进一步处理达标后排放;浓缩系统进口废水含盐量在8%-10%,出口废水含盐量在20%-25%,以碳酸钠盐和氯化钠盐为主,总占比大于85%。

[0039] 作为本申请的优选技术方案,经浓缩后的高浓度含盐有机废液输入焚烧炉内,同时需向焚烧炉内输入辅助燃料和助燃空气;炉内发生高温氧化反应,废液中有有机物得以氧化分解去除;焚烧炉内的高温烟气先后与喷淋水和急冷罐内水发生直接接触热交换,温度降至无机盐熔点以下,无机盐与水形成盐溶液;烟气急冷降温后经余热回收,生产蒸汽作为供热源。出口烟气进一步降低温度,去除烟气中夹带的无机盐颗粒和灰分后,再去除烟气中的二氧化硫和残余灰分、无机盐颗粒,最终达标排放;碱洗塔排出废水重新处理。

[0040] 其中,焚烧炉内采用低压空气、蒸汽或机械对废液进行雾化,焚烧温度控制在1000-1100℃,停留时间不低于2s;高温烟气经喷水急冷后温度降至750℃以下,余热回收后出口烟气温度在200℃以下。

附图说明

[0041] 图1为本实用新型一种脱硫废水和废碱液零排放联合处理工艺装置流程图。

具体实施方式

[0042] 以下结合实施例对本实用新型做进一步详细说明。所用试剂或者仪器设备未注明生产厂商的,均视为可以通过市场购买的常规产品。

[0043] 实施例1

[0044] 一种脱硫废水和废碱液零排放联合处理工艺装置,主要由预处理系统、浓缩系统、焚烧系统和结晶系统组成;所述预处理系统、浓缩系统、焚烧系统和结晶系统顺次连接;

[0045] 所述预处理系统设有反应装置和分离单元,所述分离单元主要包括固体沉降单元和/或过滤单元,所述废碱液和脱硫废水经反应装置反应后再经分离单元分离出上清液和固体沉淀;

[0046] 所述浓缩系统用于对上清液进行浓缩得到浓缩液；

[0047] 所述焚烧系统主要包括焚烧炉、急冷装置、余热回收装置和后处理装置，所述焚烧炉、急冷装置、余热回收装置和后处理装置顺次连接；所述焚烧炉还通过急冷装置连接结晶系统；

[0048] 所述结晶系统用于将急冷装置过来的盐溶液蒸发结晶得到结晶盐排出；所述结晶系统还管路连接余热回收装置。

[0049] 一种脱硫废水和废碱液零排放联合处理方法，废碱液与脱硫废水混合反应后沉淀过滤除杂，去除杂质后清液进入浓缩系统利用低温蒸发将含盐有机废水进一步浓缩接近至盐析出点后进入焚烧系统；高浓度含盐有机废液在焚烧炉中发生高温氧化反应，分解除尽有机物成分，产生的高温烟气先后经过急冷处理、余热回收、除尘、碱洗处理达标后由烟囱外排；急冷处理后产生的盐溶液进入结晶系统处理后得到结晶盐回收。

[0050] 实施例2

[0051] 一种脱硫废水和废碱液零排放联合处理工艺装置，主要由预处理系统、浓缩系统、焚烧系统和结晶系统组成；所述预处理系统、浓缩系统、焚烧系统和结晶系统顺次连接；

[0052] 所述预处理系统设有反应装置和分离单元，反应装置前管路连接缓冲罐和隔油罐，废碱液经缓冲罐均质后，再进入隔油罐去除黄油，然后进入反应装置与脱硫废水反应，实现酸碱中和；所述分离单元主要包括固体沉降单元和过滤单元，反应装置反应后的废液经分离单元分离出上清液和固体沉淀；所述固体沉降单元为沉淀池，反应装置处理后的废液引入沉淀池，外加混凝剂和絮凝剂后，形成絮体沉淀物；沉淀池后并联连接浓缩池和介质过滤器，浓缩池后接压滤机；絮体沉淀物经浓缩池进一步浓缩后经压滤机排出；沉淀池上部的清液进入介质过滤器过滤后进入浓缩系统处理；其中，反应装置为反应罐；

[0053] 所述浓缩系统用于对预处理系统出来的上清液进行浓缩得到浓缩液；浓缩系统为蒸发器系统，所述蒸发器系统选自多效蒸发器、MVR蒸发器、气液直接蒸发器中的任一种；所述蒸发器系统设有二次蒸汽出口，二次蒸汽出口上设有除雾器，防止雾沫夹带，导致二次蒸汽冷凝液 COD超标。

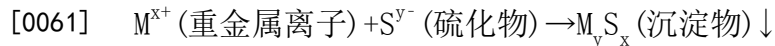
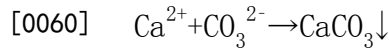
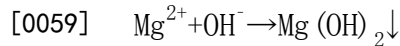
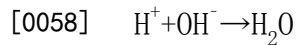
[0054] 所述焚烧系统主要包括焚烧炉、急冷装置、余热回收装置和后处理装置，所述焚烧炉、急冷装置、余热回收装置和后处理装置顺次连接，后处理装置主要为除尘器、碱洗塔和烟囱，所述除尘器、碱洗塔和烟囱顺次连接；所述焚烧炉内设有雾化装置，经浓缩系统出来的高浓度含盐有机废水经过雾化装置喷入焚烧炉内；所述焚烧炉外接有辅助燃料管路和助燃空气管路；所述焚烧炉还通过急冷装置连接结晶系统，其中，所述急冷装置为急冷罐。

[0055] 所述结晶系统用于将急冷罐过来的盐溶液蒸发结晶得到结晶盐排出；所述结晶系统管路连接余热回收装置；所述结晶系统设有回收水管路，回收水管路接入急冷罐，结晶系统产生的二次蒸汽冷凝后得到的回收水作为烟气急冷工艺的喷淋用水循环使用。

[0056] 实施例3

[0057] 石油化工生产过程中产生的废碱液与厂区内排放的脱硫废水首先进入预处理单元，其具体处理工序由进水水质灵活选定，可以设有缓冲罐、隔油罐、反应罐、高效沉淀池、介质过滤器、污泥浓缩池、压滤机等设备和装置。废碱液首先进入缓冲罐进行均质，降低进水水质不稳定带来的冲击负荷。然后废碱液泵入隔油罐，通过气浮、静置等方式去除并回收黄油，减轻后续焚烧系统中烧嘴因产生聚合物造成结垢或导致的雾化器堵塞等问题。除油

后的废碱液与脱硫废水在反应罐中搅拌混合,实现酸碱中和,最终混合废水pH在8-10。废碱液中硫化物、氢氧化钠、碳酸钠与脱硫废水中的重金属离子、钙镁硬度离子发生反应形成沉淀物。废碱液中硫化物与脱硫废水中的重金属离子、钙镁硬度离子得到有效去除。涉及到的反应如下:



[0062] 脱硫废水与废碱液均含有较多悬浮颗粒物,在反应罐中混合后又产生额外的沉淀物,将混合反应后废水泵入高效沉淀池,加入混凝剂和絮凝剂,加速悬浮颗粒物、沉淀物、胶体物质等聚并絮凝成较大絮体沉淀,再由污泥浓缩池将絮体沉淀物进一步浓缩,最后由压滤机脱水后形成含水率小于20%的泥饼作为固废外运处置。高效沉淀池上层清液出水进入介质过滤器,进一步去除悬浮物后泵入浓缩系统。加入系统混凝剂为无机聚合物,如聚合氯化铝(PAC)或聚合氯化铁(PFC)等,投加量为10mg/L-30mg/L;助凝剂为聚丙烯酰胺(PAM),投加量为1mg/L-5mg/L。部分混凝剂和助凝剂也可通过进高效沉淀池前配置管路混合器提前加入系统。高效沉淀池为常规类型,由混凝池、絮凝池、沉淀池和污泥浓缩集合于一体,结构紧凑。介质过滤器可选优质多孔材料,如石英砂、陶瓷片、活性炭等,选用其中一种或多种材料堆叠作为滤层。

[0063] 脱硫废水与废碱液经预处理系统处理后,混合废水pH在8-10,油含量降至5mg/L以下,COD去除率达到20%-40%,重金属离子基本除尽,钙镁硬度含量不大于5mg/L,介质过滤器出水悬浮物含量不大于5mg/L,废水含盐量在8%-10%。

[0064] 预处理系统出口混合废水进入浓缩系统进一步蒸发浓缩,降低废水中含水率,减少进入焚烧系统的废水量,降低焚烧系统能耗。浓缩系统主要利用低温蒸发方法,可选用如多效蒸发、MVR蒸发、气液直接接触蒸发等形式。由于废水COD含量较高,为避免浓缩过程中有机物富集导致的起泡、设备管路腐蚀和结垢现象产生,采用强制循环模式,最高操作温度控制在85℃以下,并向系统内加入阻垢剂和消泡剂。蒸发浓缩设备产生的二次蒸汽出口设置除雾器,防止雾沫夹带,导致二次蒸汽冷凝液COD超标。由于废水有机物含量较高,即使控制较低操作温度,但仍有少量沸点较低的有机物随二次蒸汽排出,使得二次蒸汽冷凝液无法直接作为再生水回用。二次蒸汽冷凝液COD不大于200mg/L,去污水处理单元进一步处理达标后排放。浓缩系统出口废水含盐量在20%-25%,以碳酸钠和氯化钠为主,总占比大于85%。

[0065] 浓缩系统出口废水温度在60-80℃,进入焚烧系统内进行净化处理。首先高浓度含盐有机废水经过雾化装置喷入焚烧炉内,雾化装置对称分布于焚烧炉内,采用低压空气、蒸汽或机械对废液进行雾化。同时向炉内经过管路输入辅助燃料和助燃空气。在辅助燃料燃烧放热下,喷入废水在炉内发生高温氧化反应,焚烧温度为1000-1100℃,停留时间不低于2s,水直接汽化,有机物燃烧生成CO₂和H₂O,残存有害硫化物燃烧转化为二氧化硫,无机盐在超出熔点以上温度形成熔盐态。为防止熔盐对炉膛衬里的腐蚀而导致耐火衬里脱落,焚烧炉衬里可以设有耐磨耐火耐蚀层和隔热耐火保温层。焚烧炉采用立式顶烧侧进料,烟气出口下方设置急冷罐,高温烟气经喷水急冷后温度降至750℃以下,无机盐从熔盐态转为固体

颗粒态,并进入急冷罐中与水形成盐溶液。急冷后烟气温在700℃左右,为有效利用烟气热能,烟气进入余热锅炉,产生高温高压蒸汽。余热锅炉优先选用单锅筒自然循环水管式锅炉,烟气中的少量灰尘从锅炉下部积灰斗中沉积、排出。余热锅炉出口烟气温降至200℃以下,再进入除尘器除尽烟气中残存的盐颗粒和灰尘。除尘器可选用布袋式、静电式或文丘里式,优选文丘里式。再通过碱洗塔去除烟气中二氧化硫,碱洗塔出口设置除沫器,将烟气中夹带的水进一步分离后经过烟囱排入大气。碱洗塔排出废水由管路泵入预处理系统反应罐内。

[0066] 焚烧系统急冷罐中得到的盐溶液控制其浓度在30%-40%,主要成分为碳酸钠盐和氯化钠盐。盐溶液泵入结晶系统处理,结晶系统加热源来自余热锅炉产生的蒸汽,结晶系统产生的二次蒸汽冷凝后得到回收水,作为烟气急冷工艺用喷淋水循环使用。结晶系统可采用多效蒸发结晶、MVR蒸发结晶形式,得到结晶杂盐回用。或进一步采用分质结晶工艺,分别回收氯化钠和碳酸钠,实现盐的资源化再利用。

[0067] 实施例4

[0068] 某化工园存在一股乙烯装置废碱液,水量为1t/h,其水质指标为NaOH质量占比1.5%, Na_2CO_3 占比7%,硫化物占比1%, $\text{pH}>13$,BOD为1500mg/L-2000mg/L,COD为10000mg/L-15000mg/L,酚类100mg/L-250mg/L,游离油500mg/L-800mg/L。另外存在一股脱硫废水,水量为10m³/h,其水质指标为 pH 为4.5,TDS约为50000mg/L,COD约为200mg/L,SS约为10000mg/L,硬度约为8000mg/L,氯离子约为30000mg/L,硫酸根约为4000mg/L,重金属离子约为50mg/L。

[0069] 乙烯装置废碱首先进入缓冲罐,再由缓冲罐泵入隔油罐内,向隔油罐内通入压缩气体,利用气浮原理加之静置作用,废碱液分层,取上层黄油层进行回收,剩余废碱液通过泵送至反应罐,另外一股脱硫废水也由泵送入反应罐,两股废水在搅拌作用下发生反应,其中有酸碱反应和沉淀反应。脱硫废水中钙镁等硬度离子、重金属离子与废碱液中氢氧化钠,碳酸钠和硫化物进行反应,生成 CaCO_3 、 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 和硫化重金属沉淀物等,硬度离子去除率较高,重金属离子基本上除尽。反应罐内悬浮浊液泵入至高效沉淀池,加入混凝剂聚合氯化铝和絮凝剂聚丙烯酰胺,在高效沉淀池中加速悬浮颗粒、沉淀物、胶体等物质聚并成为絮状体沉淀于底部。再由污泥浓缩池进一步浓缩,经压滤机脱水后得到泥饼作为固废外运处置。高效沉淀池上层排出清液经介质过滤器去除悬浮物后泵送至低温蒸发浓缩设备。进入低温蒸发浓缩设备废水 pH 约为9,SS约为5mg/L,游离油约为5mg/L,COD为800mg/L-1200mg/L,含盐量约为8%。

[0070] 低温蒸发浓缩系统采用气液直接接触蒸发的形式,废液预热至60-80℃后通过喷淋系统从上向下喷洒入蒸发室,循环冷空气流从下向上吹过,使冷空气与废水充分接触,冷空气与废水进行热交换升温后,吸收3-12%向下流动的水形成含湿气流,将废液中水分带出,经冷凝器作用在冷凝室,水蒸气凝结成水排出系统。由于凝结水含有少量COD,直接泵送至污水处理,处理达标后排放。低温蒸发浓缩设备出口废水含盐量控制在20%-25%,以碳酸钠和氯化钠盐为主,总占比约为90%。

[0071] 浓缩后废液泵送至焚烧炉内,同时经管路输入辅助燃料天然气和助燃空气,废液在焚烧炉内发生高温氧化反应,焚烧温度控制在1100℃左右,停留时间2s,废水中有机物分解完全,残余硫化物高温焚烧生成二氧化硫。焚烧炉采用立式顶烧侧进料,高温烟气出口经

喷水急冷后温度降至700℃,烟气中无机盐由熔融态变为固态,进入急冷罐与水形成盐溶液。急冷后烟气再通入余热锅炉,副产0.8MPa蒸汽。余热锅炉采用水管式,出口烟气温度约180℃。再进入布袋除尘器,去除烟气中灰尘和无机盐颗粒。再进入碱洗塔,去除烟气中二氧化硫,碱洗塔烟气出口设置除沫器,去除烟气中水分,由烟囱达标外排。碱洗液选用10% NaOH溶液,碱洗塔排出废水泵入至反应罐内。

[0072] 当急冷罐内盐溶液浓度达到35%时泵入蒸发结晶装置,采用强制循环MVR蒸发结晶器,由余热锅炉副产0.8MPa蒸汽作为加热源,结晶得到杂盐,主要成分为碳酸钠和氯化钠。蒸发结晶过程产生的二次蒸汽经冷凝后作为急冷工艺喷淋水循环使用。

[0073] 本实用新型的保护内容不局限于以上实施例。在不背离实用新型构思的精神和范围下,本领域技术人员能够想到的变化和优点都被包括在本实用新型中,并且以所附的权利要求为保护范围。

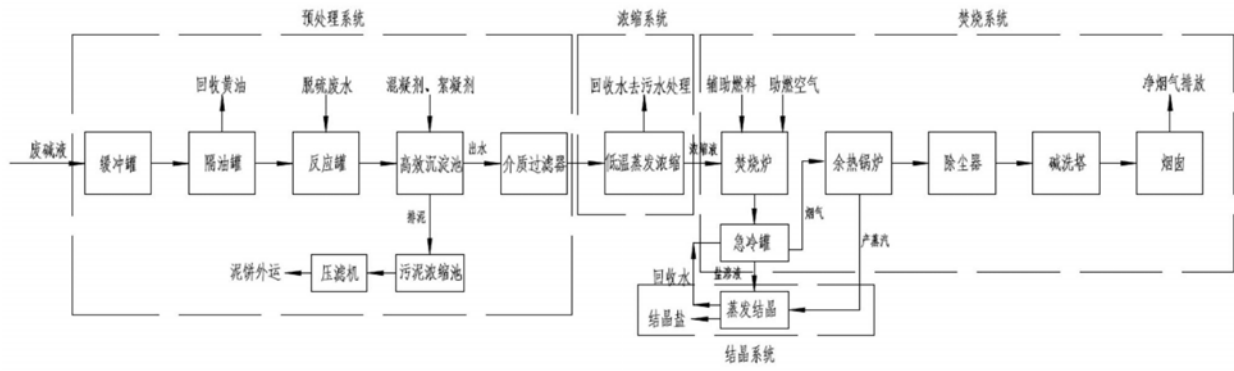


图1