



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 110183025 A

(43)申请公布日 2019.08.30

(21)申请号 201910573951.0

(22)申请日 2019.06.28

(71)申请人 中国科学院理化技术研究所
地址 100190 北京市海淀区中关村东路29号

(72)发明人 张化福 杨俊玲 董艳华 张钰
越云凯 刘尚卿 张振涛

(74)专利代理机构 北京路浩知识产权代理有限公司 11002
代理人 韩世虹

(51)Int.Cl.
C02F 9/10(2006.01)
C01D 3/04(2006.01)
C02F 103/18(2006.01)

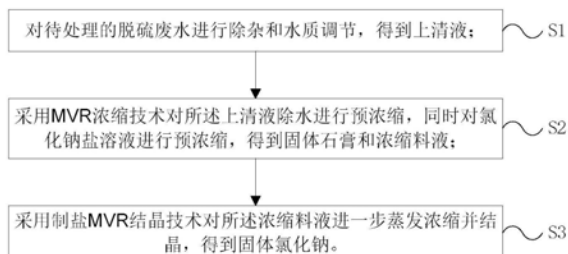
权利要求书3页 说明书15页 附图4页

(54)发明名称

脱硫废水资源化处理方法及系统

(57)摘要

本发明涉及脱硫废水处理技术领域,提供一种脱硫废水资源化处理方法及系统,所述方法首先进行精准预处理,除杂后经水质调制直接进入MVR浓缩子系统,省去钙离子垢去除步骤,无需添加纯碱药剂,预处理成本大幅降低,较传统脱硫废水工艺流程成本降低;依据氯化钠沸点升温曲线特性,以氯化钠溶液浓度为20%作为能耗拐点,采用MVR浓缩+MVR结晶的组合,同时与晶种法阻垢除垢相结合,相较传统蒸发过程可进一步节能;MVR浓缩子系统具备多种功能,具有去除杂质硫酸钙、副产高纯高品质石膏硫酸钙产品,对氯化钠溶液的预浓缩,优化蒸发工艺实现节能;制盐MVR结晶子系统,对浓缩液进一步蒸发结晶,得到高纯度的固体氯化钠。



1. 一种脱硫废水资源化处理方法,其特征在于,包括:

S1,对待处理的脱硫废水中进行除杂和水质调节,得到上清液;

S2,向所述上清液中添加硫酸钙晶种,采用MVR浓缩技术进行预浓缩,同时对氯化钠盐溶液进行预浓缩,得到固体石膏和浓缩液;

S3,采用制盐MVR结晶技术对所述浓缩液进一步蒸发浓缩并结晶,得到固体氯化钠。

2. 根据权利要求1所述脱硫废水资源化处理方法,其特征在于,所述S1具体包括:

S11,向待处理的所述脱硫废水中添加絮凝剂和助凝剂,以对所述脱硫废水进行均质化和初步沉淀;

S12,向经S11处理后的脱硫废水中添加石灰药剂,以去除所述脱硫废水中的镁离子;

S13,向经S12处理后的脱硫废水中添加有机硫药剂,以去除所述脱硫废水中的重金属汞和铅;

S14,向经S13处理后的脱硫废水中添加絮凝剂和助凝剂,以去除所述脱硫废水中的悬浮物与胶体;

S15,向经S14处理后的脱硫废水中添加高级氧化药剂,以去除所述脱硫废水中残余的COD、氨氮及亚硫酸根离子;

S16,向经S15处理后的脱硫废水中添加酸性药剂,以将所述脱硫废水的pH调至中性;

S17,向经S16处理后的脱硫废水中添加水成分调节药剂,将所述脱硫废水中的钙离子和硫酸根离子的浓度摩尔比控制在1:1;

S18,对经S17处理后的所述脱硫废水中过滤,得到所述上清液。

3. 根据权利要求2所述脱硫废水资源化处理方法,其特征在于,所述上清液的出水水质要求:COD含量小于50ppm,氨氮含量小于5ppm,镁离子含量小于50ppm,悬浮物含量小于20ppm,重金属离子铅和汞含量小于0.1ppm;

所述石灰药剂为氧化钙,采用固体直接投加的方式加入;所述有机硫药剂采用浓度为1%的硫化钠溶液;所述絮凝剂采用浓度为10%的PAC溶液;所述助凝剂采用浓度为0.1%的PAM溶液;所述高级氧化药剂采用浓度为10%的次氯酸钠溶液;所述pH调节药剂采用浓度为10%的盐酸溶液;所述水成分调节药剂为硫酸钠,采用固体直接投加的方式加入。

4. 根据权利要求1所述脱硫废水资源化处理方法,其特征在于,所述S2具体包括:

S21,向晶种箱中添加预设剂量的原料液和由所述硫酸钙晶种配成的石膏乳浆液;

S22,将所述石膏乳浆液和所述上清液混合后进行蒸发浓缩,产生气液混合物;

S23,将所述气液混合物进行气液分离,分离的液体再次进行蒸发浓缩,直至浓缩液达到指定浓度时排出;同时对所述气液混合物分离后的石膏乳浆液进行沉降,达到指定的固液比时进行固液分离,得到固体石膏。

5. 根据权利要求4所述脱硫废水资源化处理方法,其特征在于,所述MVR浓缩处理还包括:检测所述浓缩液中硫酸钙的浓度达到20g/L时,停止添加所述石膏乳浆液。

6. 根据权利要求4所述脱硫废水资源化处理方法,其特征在于,所述MVR浓缩处理的出水水质要求:所述浓缩液中氯化钠的浓度在15~20%,所述浓缩液中硫酸钙的浓度在15~25g/L,排出的固体石膏的含盐量小于1%。

7. 根据权利要求4所述脱硫废水资源化处理方法,其特征在于,所述S3具体包括:

S31,对所述浓缩液进行加热,然后进行闪蒸,闪蒸后的所述浓缩液再次循环进行加热

和闪蒸,直至出现氯化钠固体晶浆为止;

S32,将氯化钠固体晶浆排出并增浓,达到预定的固液比浓度后进行脱水,形成固体氯化钠。

8.根据权利要求7所述脱硫废水资源化处理方法,其特征在于,所述制盐MVR结晶处理的水质或产品标准:所述固体氯化钠的纯度在99%以上,所述固体氯化钠的含水率控制在5%以下;

所述S3产生的母液循环利用;当所述母液中硫酸钙含量达到40g/L时,所述母液返回所述S2,母液中的硫酸钙含量控制在35~40g/L。

9.一种用于如权利要求1~8任一项所述脱硫废水资源化处理方法的系统,其特征在于,包括:依次连通的精准预处理子系统、MVR浓缩子系统和MVR结晶子系统;

所述精准预处理子系统,用于对待处理的脱硫废水进行除杂和水质调节并得到预设条件的上清液;

所述MVR浓缩子系统,用于对所述上清液进行预浓缩,同时对氯化钠盐溶液进行预浓缩,并得到固体石膏和浓缩液;

所述MVR结晶子系统,用于对所述浓缩液进一步蒸发浓缩并结晶,得到固体氯化钠成品盐。

10.根据权利要求9所述的系统,其特征在于,所述精准预处理子系统包括:依次连通的原水池、中和池、沉降池、絮凝池、澄清池、pH调节池、水成分调节池以及多介质过滤池;所述原水池,用于对所述脱硫废水进行均质化和初步沉淀;所述中和池,用于去除所述脱硫废水中的镁离子;所述沉降池,用于去除所述脱硫废水中的重金属汞和铅;所述絮凝池,用于去除所述脱硫废水中的悬浮物和胶体;所述澄清池,用于去除所述脱硫废水中残余的COD、氨氮及亚硫酸根离子;所述pH调节池,用于将所述脱硫废水的pH调至中性;所述水成分调节池,用于调整所述脱硫废水中的钙离子和硫酸根离子的浓度摩尔比;所述多介质过滤池,用于进一步去除所述脱硫废水中的悬浮物和胶体,过滤后形成所述上清液;

所述MVR浓缩子系统包括:分离器、降膜循环泵、降膜蒸发器、晶种箱、第一蒸汽压缩机组、第一真空机组、第一冷凝水罐、斜管沉降器和固液分离机,所述分离器的出口与降膜循环泵的进口、所述降膜循环泵的出口与降膜蒸发器的进口、所述降膜蒸发器的出口与分离器的进口之间依次通过管道相连;所述降膜循环泵的出口与所述降膜蒸发器的进口之间的管道上开设有浓缩液出口,所述浓缩液出口处设置有控制阀门;所述多介质过滤池的出口和晶种箱均与所述降膜循环泵的进口连通;所述降膜蒸发器上设置有第一蒸汽进口、第一蒸汽出口和第一冷凝水出口,所述分离器的气体出口与第一蒸汽压缩机组的进口相连接,所述第一蒸汽压缩机组的出口与所述第一蒸汽进口相连接,所述第一真空机组与所述第一蒸汽出口相连接,所述第一冷凝水罐与所述第一冷凝水出口通过水管相连接;所述斜管沉降器的进口与所述分离器的底部连通,所述斜管沉降器的出口与所述固液分离机的进口相连,所述固液分离机的出口用于排出固体石膏;

所述MVR结晶子系统包括:结晶器、加热器、强制循环泵、稠厚器、离心机、母液缓冲罐、第二蒸汽压缩机组、第二真空机组和第二冷凝水罐;所述结晶器的侧边设置有进料口和出料口,所述结晶器的进料口与所述强制循环泵的进口通过管道相连,所述强制循环泵的出口与所述加热器的进口通过管道相连,所述加热器的出口与所述结晶器的进料口通过管道

相连;所述结晶器的底部连接有盐腿,所述盐腿的出口与所述稠厚器的进口对接,所述稠厚器的出口与所述离心机的进口相连接;所述稠厚器的出口与所述母液缓冲罐相连接,所述母液缓冲罐与所述强制循环泵的进口相连接;所述加热器上设置有第二蒸汽进口、第二蒸汽出口和第二冷凝水出口,所述结晶器的蒸汽出口与所述第二蒸汽压缩机组的进口相连接,所述第二蒸汽压缩机组的出口与所述第二蒸汽进口相连接,所述第二真空机组与所述第二蒸汽出口连通,所述第二冷凝水罐与所述第二冷凝水出口通过水管连通。

脱硫废水资源化处理方法及系统

技术领域

[0001] 本发明涉及脱硫废水处理技术领域,更具体地,涉及一种脱硫废水资源化处理方法及系统。

背景技术

[0002] 我国燃煤火电厂全年发电量为46627.4亿千瓦小时,其中采用石灰石_石膏湿法脱硫的电厂约占70%,按照业内经验与相关研究可知,每台100MW机组运行时约产生1.5吨/h脱硫废水,计算得全年火电厂排放脱硫废水约为5000万吨,脱硫废水作为高盐废水的一种,废水排放量惊人。

[0003] 环保部2017年关于发布《火电厂污染防治技术政策》的公告要求,脱硫废水宜经石灰处理、混凝、澄清、中和等工艺处理后回用,鼓励采用蒸发干燥或蒸发结晶等处理工艺,实现脱硫废水不外排,因此,实行脱硫废水资源化处理,大势所趋。脱硫废水水质较为恶劣,钙镁离子含量较高,吨水预处理成本在30元以上,有些甚至达到60-70元,其中纯碱药剂碳酸钠的成本占比70%以上,采用传统软化预处理的成本较高,药剂消耗巨大,并且传统脱硫废水零排放过程,排放大量固体废弃物,导致资源浪费。

发明内容

[0004] (一)要解决的技术问题

[0005] 本发明实施例提供一种脱硫废水资源化处理方法及系统,以解决现有的脱硫废水处理系统耗能大且浪费资源的问题。

[0006] (二)技术方案

[0007] 为了解决上述技术问题,根据本发明实施例的第一方面,提供一种脱硫废水资源化处理方法,包括:

[0008] S1,对待处理的脱硫废水中进行除杂和水质调节,得到上清液;

[0009] S2,向所述上清液中添加硫酸钙晶种,采用MVR浓缩技术进行预浓缩,同时对氯化钠盐溶液进行预浓缩,得到固体石膏和浓缩液;

[0010] S3,采用制盐MVR结晶技术对所述浓缩液进一步蒸发浓缩并结晶,得到固体氯化钠。

[0011] 优选地,所述S1具体包括:

[0012] S11,向待处理的所述脱硫废水中添加絮凝剂和助凝剂,以对所述脱硫废水进行均质化和初步沉淀;

[0013] S12,向经S11处理后的脱硫废水中添加石灰药剂,以去除所述脱硫废水中的镁离子;

[0014] S13,向经S12处理后的脱硫废水中添加有机硫药剂,以去除所述脱硫废水中的重金属汞和铅;

[0015] S14,向经S13处理后的脱硫废水中添加絮凝剂和助凝剂,以去除所述脱硫废水中

的悬浮物与胶体；

[0016] S15,向经S14处理后的脱硫废水中添加高级氧化药剂,以去除所述脱硫废水中残余的COD、氨氮及亚硫酸根离子；

[0017] S16,向经S15处理后的脱硫废水中添加酸性药剂,以将所述脱硫废水的pH调至中性；

[0018] S17,向经S16处理后的脱硫废水中添加硫酸钠药剂,将所述脱硫废水中的钙离子和硫酸根离子的浓度摩尔比控制在1:1；

[0019] S18,对经S17处理后的所述脱硫废水中过滤,得到所述上清液。

[0020] 优选地,所述上清液的出水水质要求:COD含量小于50ppm,氨氮含量小于5ppm,镁离子含量小于50ppm,悬浮物含量小于20ppm,重金属离子铅和汞含量小于0.1ppm；

[0021] 所述石灰药剂为氧化钙,采用固体直接投加的方式加入；所述有机硫药剂采用浓度为1%的硫化钠溶液；所述絮凝剂采用浓度为10%的PAC溶液；所述助凝剂采用浓度为0.1%的PAM溶液；所述高级氧化药剂采用浓度为10%的次氯酸钠溶液；所述pH调节药剂采用浓度为10%的盐酸溶液；所述水成分调节药剂为硫酸钠,采用固体直接投加的方式加入。

[0022] 优选地,所述S2具体包括：

[0023] S21,向晶种箱中添加预设剂量的原料液和由所述硫酸钙晶种配成的石膏乳浆液；

[0024] S22,将所述石膏乳浆液和所述上清液混合后进行蒸发浓缩,产生气液混合物；

[0025] S23,将所述气液混合物进行气液分离,分离的液体再次进行蒸发浓缩,直至浓缩液达到指定浓度时排出；同时对所述气液混合物分离后的石膏乳浆液进行沉降,达到指定的固液比时进行固液分离,得到固体石膏。

[0026] 优选地,所述MVR浓缩处理还包括:检测所述浓缩液中硫酸钙的浓度达到20g/L时,停止添加所述石膏乳浆液。

[0027] 优选地,所述MVR浓缩处理的出水水质要求:所述浓缩液中氯化钠的浓度在15~20%,所述浓缩液中硫酸钙的浓度在15~25g/L,排出的固体石膏的含盐量小于1%。

[0028] 优选地,所述S3具体包括：

[0029] S31,对所述浓缩液进行加热,然后进行闪蒸,闪蒸后的所述浓缩液再次循环进行加热和闪蒸,直至出现氯化钠固体晶浆为止；

[0030] S32,将氯化钠固体晶浆排出并增浓,达到预定的固液比浓度后进行脱水,形成固体氯化钠。

[0031] 优选地,所述制盐MVR结晶处理的水质或产品标准:所述固体氯化钠的纯度在99%以上,所述固体氯化钠的含水率控制在5%以下；

[0032] 所述S3产生的母液循环利用；当所述母液中硫酸钙含量达到40g/L时,所述母液返回所述S2,母液中的硫酸钙含量控制在35~40g/L。

[0033] 根据本发明实施例的第二方面,提供一种用于本发明实施例第一方面所述的脱硫废水资源化处理方法的系统,包括:依次连通的精准预处理子系统、MVR浓缩子系统和MVR结晶子系统；

[0034] 所述精准预处理子系统,用于对待处理的脱硫废水进行除杂和水质调节并得到预设条件的上清液；

[0035] 所述MVR浓缩子系统,用于对所述上清液进行预浓缩,同时对氯化钠盐溶液进行预

浓缩,并得到固体石膏和浓缩液;

[0036] 所述MVR结晶子系统,用于对所述浓缩液进一步蒸发浓缩并结晶,得到固体氯化钠成品盐。

[0037] 优选地,所述精准预处理子系统包括:依次连通的原水池、中和池、沉降池、絮凝池、澄清池、pH调节池、水成分调节池以及多介质过滤池;所述原水池,用于对所述脱硫废水进行均质化和初步沉淀;所述中和池,用于去除所述脱硫废水中的镁离子;所述沉降池,用于去除所述脱硫废水中的重金属汞和铅;所述絮凝池,用于去除所述脱硫废水中的悬浮物和胶体;所述澄清池,用于去除所述脱硫废水中残余的COD、氨氮及亚硫酸根离子;所述pH调节池,用于将所述脱硫废水的pH调至中性;所述水成分调节池,用于调整所述脱硫废水中的钙离子和硫酸根离子的浓度摩尔比;所述多介质过滤池,用于进一步去除所述脱硫废水中的悬浮物和胶体,过滤后形成所述上清液;

[0038] 所述MVR浓缩子系统包括:分离器、降膜循环泵、降膜蒸发器、晶种箱、第一蒸汽压缩机组、第一真空机组、第一冷凝水罐、斜管沉降器和固液分离机,所述分离器的出口与降膜循环泵的进口、所述降膜循环泵的出口与降膜蒸发器的进口、所述降膜蒸发器的出口与分离器的进口之间依次通过管道相连;所述降膜循环泵的出口与所述降膜蒸发器的进口之间的管道上开设有浓缩液出口,所述浓缩液出口处设置有控制阀门;所述多介质过滤池的出口和晶种箱均与所述降膜循环泵的进口连通;所述降膜蒸发器上设置有第一蒸汽进口、第一蒸汽出口和第一冷凝水出口,所述分离器的气体出口与第一蒸汽压缩机组的进口相连接,所述第一蒸汽压缩机组的出口与所述第一蒸汽进口相连接,所述第一真空机组与所述第一蒸汽出口相连接,所述第一冷凝水罐与所述第一冷凝水出口通过水管相连接;所述斜管沉降器的进口与所述分离器的底部连通,所述斜管沉降器的出口与所述固液分离机的进口相连,所述固液分离机的出口用于排出固体石膏;

[0039] 所述MVR结晶子系统包括:结晶器、加热器、强制循环泵、稠厚器、离心机、母液缓冲罐、第二蒸汽压缩机组、第二真空机组和第二冷凝水罐;所述结晶器的侧边设置有进料口和出料口,所述结晶器的进料口与所述强制循环泵的进口通过管道相连,所述强制循环泵的出口与所述加热器的进口通过管道相连,所述加热器的出口与所述结晶器的进料口通过管道相连;所述结晶器的底部连接有盐腿,所述盐腿的出口与所述稠厚器的进口对接,所述稠厚器的出口与所述离心机的进口相连接;所述稠厚器的出口与所述母液缓冲罐相连接,所述母液缓冲罐与所述强制循环泵的进口相连接;所述加热器上设置有第二蒸汽进口、第二蒸汽出口和第二冷凝水出口,所述结晶器的蒸汽出口与所述第二蒸汽压缩机组的进口相连接,所述第二蒸汽压缩机组的出口与所述第二蒸汽进口相连接,所述第二真空机组与所述第二蒸汽出口连通,所述第二冷凝水罐与所述第二冷凝水出口通过水管连通。

[0040] (三)有益效果

[0041] 本发明实施例提供的脱硫废水资源化处理方法及系统,首先采用精准预处理子系统,对脱硫废水进行除杂和水质调节,无需添加纯碱药剂,预处理成本大幅降低,较传统脱硫废水工艺流程成本降低50%以上,并且为后续资源化处理提供符合要求的上清液;依据氯化钠沸点温升曲线特性,以氯化钠溶液浓度为20%作为能耗拐点,采用MVR浓缩+MVR结晶的组合,同时与晶种法阻垢除垢相结合,相较传统蒸发过程可进一步节能;MVR浓缩子系统具备多种功能,具有去除杂质硫酸钙、副产高纯高品质石膏产品、防止降膜蒸发器结垢,对

氯化钠溶液的预浓缩,优化蒸发工艺实现节能,制盐MVR结晶子系统,进一步对浓缩液进行浓缩结晶并产出高纯成品氯化钠。

附图说明

[0042] 为了更清楚地说明本发明实施例或现有技术中的技术方案,下面将对实施例或现有技术描述中所需要使用的附图作简单地介绍,显而易见地,下面描述中的附图是本发明的一些实施例,对于本领域普通技术人员来讲,在不付出创造性劳动的前提下,还可以根据这些附图获得其他的附图。

[0043] 图1为本发明实施例的脱硫废水资源化处理系统的流程示意图;

[0044] 图2为本发明实施例的精准预处理子系统的流程示意图;

[0045] 图3为本发明实施例的MVR浓缩子系统的流程示意图;

[0046] 图4为本发明实施例的MVR结晶子系统的流程示意图;

[0047] 图5为本发明实施例的脱硫废水资源化处理方法的流程示意图;

[0048] 图6为本发明实施例的氯化钠溶液沸点温升趋势图;

[0049] 图7为本发明实施例的水量平衡图;

[0050] 图中:1、精准预处理子系统;2、MVR浓缩子系统;3、MVR结晶子系统;101、原水池;102、中和池;103、沉降池;104、絮凝池;105、澄清池;106、pH调节池;107、水成分调节池;108、多介质过滤池;201、第一真空机组;202、降膜蒸发器;203、第一蒸汽压缩机组;204、晶种箱;205、分离器;206、第一冷凝水罐;207、斜管沉降器;208、固液分离机;209、降膜循环泵;301、第二蒸汽压缩机组;302、结晶器;303、加热器;304、第二真空机组;305、第二冷凝水罐;306、强制循环泵;307、晶浆稠厚器;308、离心机;309、母液缓冲罐。

具体实施方式

[0051] 为使本发明实施例的目的、技术方案和优点更加清楚,下面将结合本发明实施例中的附图,对本发明实施例中的技术方案进行清楚、完整地描述,显然,所描述的实施例是本发明一部分实施例,而不是全部的实施例。基于本发明中的实施例,本领域普通技术人员在没有作出创造性劳动前提下所获得的所有其他实施例,都属于本发明保护的范围。

[0052] 在本发明实施例的描述中,需要说明的是,除非另有明确的规定和限定,术语“安装”、“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,可以是两个元件内部的连通。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发明中的具体含义。

[0053] 如图1至图4所示,针对某电厂脱硫废水水质,本发明实施例提供一种脱硫废水资源化处理系统,由依次连通的精准预处理子系统1、MVR (Mechanical Vapor Recompression) 浓缩子系统2和MVR结晶子系统3组成。脱硫废水水质如表1所示:

[0054] 表1脱硫废水水质列表

[0055]

序号	项 目	单位	含量	备 注
1	pH		8~9	
2	色度(稀释倍数)		16	
3	悬浮物(SS)	mg/L	≤2000	
4	化学需氧量(COD)	mg/L	100	
5	氨氮	mg/L	30	
8	氯根离子(Cl ⁻)	mg/L	12000	
9	硫酸根离子(SO ₄ ²⁻)	mg/L	12000	
10	全硅(SiO ₂)	mg/L	20	
11	钠离子(Na ⁺)	mg/L	~7000	
12	钙离子(Ca ²⁺)	mg/L	1000	
13	镁离子(Mg ²⁺)	mg/L	3000	
14	总铁(Fe)	mg/L	5	
15	总铜(Cu)	mg/L	0.2	
16	总汞(Hg)	mg/L	0.5	
17	总镉(Cd)	mg/L	0.3	
18	总铬(Cr)	mg/L	0.1	
19	总砷(As)	mg/L	0.08	
20	总铅(Pb)	mg/L	1.5	
21	总镍(Ni)	mg/L	1.0	

[0056]

22	总锌(Zn)	mg/L	0.2	
23	TDS	mg/L	~35000	
24	总水量	T/h	10	

[0057] 其中,精准预处理子系统1,用于对待处理的脱硫废水进行传统的除杂处理以外,同时还对脱硫废水的水质进行调节,并最终得到预设条件(即满足出水水质要求)的上清液,上清液的预设条件以满足后续资源化处理的水质条件为准。

[0058] MVR浓缩子系统2,用于对上清液进行预浓缩,同时对氯化钠盐溶液进行预浓缩,并得到固体石膏和浓缩液,;

[0059] MVR结晶子系统3,用于对浓缩液进一步蒸发浓缩并结晶,得到固体氯化钠成品盐。

[0060] 上述实施例提供的脱硫废水资源化处理系统,预处理过程省去了去除钙离子硬度的步骤,无需添加碳酸钠药剂,大幅降低了药剂的消耗,预处理成本降低70%以上,并且预处理过程对水质进行处理,为后续资源化处理提供符合要求的上清液;依据氯化钠沸点温

升曲线特性,以氯化钠溶液浓度为20%作为能耗拐点,采用晶种法MVR浓缩+制盐MVR结晶的组合方式,与传统蒸发方式相比,节能50%以上。

[0061] 进一步地,MVR结晶子系统的出口处还设置有母液出口以及与母液出口相连的母液管道,母液管道与MVR浓缩子系统的进口和MVR结晶子系统的进口均相连,可以设定不同的条件使得母液回流至不同的系统,保证整个系统中硫酸钙离子的平衡,整体工艺过程中加药量无需精准控制,可适应水质波动的冲击负荷。

[0062] 在上述实施例的基础上,如图2所示,精准预处理子系统1具体包括:通过管道依次连通的原水池101、中和池102、沉降池103、絮凝池104、澄清池105、pH调节池106、水成分调节池107以及多介质过滤池108,用于连接各反应池的管道均连接在各反应池的上部,以保证各反应池的上清液能够流入下一阶段。

[0063] 具体地,原水池101用于对待处理的脱硫废水即原水进行均质化和初步沉淀,对原水进行均质化后进入下一阶段,经原水池101处理后,部分大颗粒悬浮物沉淀,原水水质得到初步净化。具体地,向原水池101的原水中添加絮凝剂PAC (Polyaluminum Chloride) 和助凝剂PAM (Polyacrylamide),将PAC配置成10%浓度的溶液,将PAM配置成0.1%浓度的溶液,通过加药装置,将PAC和PAM两种药剂溶液加入到原水池101中,PAC溶液的添加量按照2kg/t废水,PAM溶液的添加量按照2kg/t废水。需要说明的是,单位kg/t废水为每吨废水所需要添加的反应药剂的质量(kg)。本实施例优选的是,原水池101主要参数:设计停留时间2小时,尺寸为3.0×3.0×2.5米,有效容积20m³;配置提升泵参数为,Q=12m³/h,H=25m,P=1.5kW/380V,过流材质为2205钢。

[0064] 经原水池101处理后的脱硫废水流入中和池102,中和池102用于去除脱硫废水中的镁离子和其他金属离子,如锌、铁、铜、镍等,可通过向中和池102的废水中投加中和反应药剂实现。所述中和反应药剂为消石灰氧化钙,采用固体方式直接添加到中和池,中和池102中配置搅拌器,促进溶液混合,加速中和反应,消石灰的添加量按照8kg/t废水。本实施例优选的是,中和池102主要参数:设计停留时间0.5小时,尺寸为2.0×2.0×1.5米,有效容积5m³,配置搅拌器的转速r=1400r/min,功率W=1.1kW,总计3台。

[0065] 经中和池102处理后的脱硫废水排入沉降池103中,沉降池103用于去除脱硫废水中的重金属汞和铅,可通过向沉降池103中投加有机硫药剂实现。其中,有机硫药剂选用硫化钠配置成1%浓度的溶液,添加到沉降池103中,硫化钠溶液的添加量按照0.1kg/t废水。本实施例优选的是,沉降池103主要参数:设计停留时间0.5小时,尺寸为2.0×2.0×1.5米,有效容积5m³,配置有机硫加药装置,加药箱:V=1.0m³;加药泵:Q=5L/h;P=7Bar,N=0.25kW。

[0066] 经沉降池103处理后的脱硫废水流入至絮凝池104,絮凝池104用于去除脱硫废水中的悬浮物和胶体,具体可通过向絮凝池104的废水中投加絮凝剂PAC和助凝剂PAM。其中,将PAC配置成10%浓度的溶液,将PAM配置成0.1%浓度的溶液,通过加药装置,将PAC和PAM两种药剂溶液加入到絮凝池104中,PAC溶液的添加量按照2kg/t废水,PAM溶液的添加量按照2kg/t废水。本实施例优选的是,絮凝池104主要参数:设计停留时间0.5小时,尺寸为2.0×2.0×1.5米,有效容积5m³。配置絮凝剂和助凝剂加药装置,加药箱:V=1.0m³,总计2台;加药泵:Q=50L/h;P=7Bar,N=0.37kW,总计两台。

[0067] 经絮凝池104处理后的脱硫废水流入至澄清池105,澄清池105用于去除脱硫废水

中残余的COD (Chemical Oxygen Demand)、氨氮及亚硫酸根离子,具体可向澄清池105的废水中投加次氯酸钠药剂来实现。其中,将次氯酸钠配置成10%浓度的溶液,通过加药装置,加入到澄清池105中,次氯酸钠溶液的添加量按照2kg/t废水。沉淀澄清池105底部产生的污泥,经污泥泵输送至压滤机,干污泥打包外排,污泥压滤母液返回原水池101。本实施例优选的是,澄清池105主要参数:采用微涡流高效沉淀器,所述微涡流高效沉淀器底部为斜底式结构,设计停留时间1.0小时,尺寸为2.5×2.5×2.0米,有效容积10m³。配置污泥回流泵,Q=3m³/h,H=20m,P=0.55kW/380V,采用变频调节控制,型式为螺杆泵。配置次氯酸钠加药装置,加药箱:V=1.0m³;加药泵:Q=50L/h;P=7Bar,N=0.37kW。

[0068] 经澄清池105处理后的脱硫废水流入pH调节池106,pH调节池106用于将脱硫废水的pH调至中性,具体可向pH调节池106的废水中投加盐酸药剂实现,盐酸药剂可以中和脱硫废水中的碱性氢氧根离子,将pH调节至中性。其中,将盐酸配置成10%浓度的溶液,通过加药装置,加入到pH调节池106中,盐酸溶液的添加量按照6kg/t废水。本实施例优选的是,pH调节池106主要参数:设计停留时间0.5小时,尺寸为2.0×2.0×1.5米,有效容积5m³。配置酸加药装置,加药箱:V=1.0m³;加药泵:Q=100L/h;P=7Bar,N=0.55kW。

[0069] 经pH调节池106处理后的脱硫废水流入水成分调节池107中,水成分调节池107用于调整脱硫废水中的钙离子和硫酸根离子的浓度摩尔比,具体可向水成分调节池107的废水中投加硫酸钠药剂实现,水中钙离子与硫酸根离子的摩尔比调节为1:1。其中,硫酸钠采取直接添加固体的方式,水成分调节池107中配置搅拌器,促进溶液混合,硫酸钠的添加量按照8kg/t废水。本实施例优选的是,水成分调节池107主要参数:设计停留时间0.5小时,尺寸为2.0×2.0×1.5米,有效容积5m³,配置搅拌器的转速r=1400r/min,功率W=1.1kW,总计3台。

[0070] 以上中和池102、沉降池103、絮凝池104、澄清池105、pH调节池106、水成分调节池的底部107,均设置污泥回流口,产生的污泥经污泥循环系统返回原水池101,完成污泥液的循环。本实施例优选的是,多介质过滤池108主要参数:总进水量设计15m³/h,设计滤速小于8m/s,气洗强度15~20L/m².s,水洗强度10~15m/h,过滤周期24h,多介质过滤池108总计2台,其中1台留作备用。过滤介质采用石英砂和无烟煤粒状滤料,多介质过滤池108运行一段时间后应及时反洗。其中,反洗步骤采用先气洗后水洗的反洗方式,反洗过程采用气动阀实现全自动化运行。

[0071] 最终,经水成分调节池107处理后的脱硫废水流入多介质过滤池108,多介质过滤池108用于进一步去除脱硫废水中的细小悬浮物和胶体,其过滤后的清水为符合预设条件的上清液,并进入MVR浓缩处理子系统2。

[0072] 在上述实施例的基础上,如图3所示,MVR浓缩子系统2具体包括:分离器205、降膜循环泵209、降膜蒸发器202、晶种箱204、第一蒸汽压缩机组203、第一真空机组201、第一冷凝水罐206、斜管沉降器207和固液分离机208。

[0073] 其中,分离器205的出口(循环液的出口)与降膜循环泵209的进口、降膜循环泵209的出口与降膜蒸发器202的进口(物料循环液进口)、降膜蒸发器202的出口(物料循环液出口)与分离器205的进口(循环液进口)之间依次通过管道实现连接,形成浓缩循环回路。

[0074] 本实施例优选的是,降膜循环泵209的主要参数:流量200m³/h,扬程25m,材质为2205不锈钢,采用离心式水泵,进出口型式为平进上出型,水泵密封形式采用双端面机封。

分离器205的主要参数:筒体尺寸为 $\phi 2800\text{mm} \times 10\text{mm}$,筒体高度 $H=5000\text{mm}$,筒体设置补强圈,补强圈间距 1000mm ,下锥体角度 60° ,材质为2205不锈钢,保温层厚度 100mm 。

[0075] 降膜循环泵209的出口与降膜蒸发器202的进口之间的管道上开设有浓缩液出口,浓缩液出口处设置有控制阀门,方便浓缩液排出。在本实施例中,降膜蒸发器202内换热管的蒸汽流速,优选 $10\sim 30\text{m/s}$;降膜蒸发器202的布膜装置,布膜装置采用多层(2~3层)的多孔板圆盘结构,孔径大小优选 $6\sim 12\text{mm}$ 。

[0076] 多介质过滤池108的出口、晶种箱204以及来自于MVR结晶子系统3的母液缓冲罐309均与降膜循环泵209的进口(即所述MVR浓缩子系统的进口)连通,方便在降膜循环泵209中混合并泵送至降膜蒸发器202中。

[0077] 降膜蒸发器202上设置有第一蒸汽进口、第一蒸汽出口和第一冷凝水出口,分离器205的气体出口与第一蒸汽压缩机组203的进口之间通过蒸汽管道相连接,第一蒸汽压缩机组203的出口与第一蒸汽进口之间通过蒸汽管道相连接。第一真空机组201与第一蒸汽出口通过气体管道相连接,第一冷凝水罐206与第一冷凝水出口通过水管连接,第一冷凝水罐206上设有冷凝水排出口。

[0078] 其中,第一真空机组201主要参数:采用水环式真空泵,吸气量为 $3.5\text{m}^3/\text{min}$,功率为 5.5kW ,真空泵入口配置水箱。降膜蒸发器202主要参数:换热面积 800m^2 ,换热管规格 $\phi 38\text{mm} \times 1.2\text{mm}$,换热管长度 10m ,换热管材质TA2,其他材质为2205不锈钢。第一蒸汽压缩机组203主要参数:水蒸汽饱和温升为 11°C ,流量为 8.5t/h ,采用离心式压缩机,叶轮材质TC4,蜗壳材质为316L,压缩机电机功率为 315kW 。

[0079] 斜管沉降器207的进口与分离器205底部的锥形结构相连通,斜管沉降器207的出口与固液分离机208的进口相连,固液分离机208的出口用于排出固体石膏。

[0080] 其中,斜管沉降器207采用蜂窝斜管型式,斜管长度 $0.8\sim 1.2\text{m}$,倾角为 $55\sim 65$ 度,内切圆直径 $35\sim 50\text{mm}$ 之间,材质采用玻璃钢或聚氯乙烯。所述固液分离机208采用卧式螺旋卸料沉降离心机,可过滤的固体颗粒直径的优选范围为 $0.01\sim 3\text{mm}$,分离因数为 $2000\sim 4000$ 。固液分离机208还可以选用压滤机进行石膏脱水,压滤机采用箱式压滤机。

[0081] MVR浓缩子系统2具体的工作过程如下:来自精准预处理子系统1的上清液,经管道连接,由输送泵增压输送至MVR浓缩子系统2中,完成浓缩任务,最终将氯化钠溶液浓缩至 20% 左右,副产物为石膏固体。具体过程包括:

[0082] 系统加料:来自精准预处理子系统1的上清液,由MVR浓缩子系统2的进料口进入,当分离器205液位到达第一指定位置时,开启降膜循环泵209,直至液位到达第二指定位置时,停止进料。

[0083] 晶种添加:向晶种箱204中添加原料液,到达指定位置时停止加液,向晶种箱204添加硫酸钙晶体,开启搅拌装置,边混合边添加,配置成高浓石膏乳浆液,配置完成后,从晶种箱204底部排出,注入到降膜循环泵209的入口循环管路中,经降膜循环泵209混合后输送至降膜蒸发器202,晶种在蒸发系统中的混合,经取样检测,浓缩液中硫酸钙的浓度达到 20g/L ,停止晶种添加。

[0084] 料液浓缩:来自分离器205的物料,首先进入降膜循环泵209,经降膜循环泵209增压后输入降膜蒸发器202的顶部物料入口,经降膜蒸发器202的布膜器处理后,进入降膜蒸发器202的换热管,在换热管内壁形成液膜,与管外的蒸汽进行热交换,物料被加热气化,产

生的气液混合物下落至降膜蒸发器202的底部,经过与分离器205连通的管路,进入分离器205,实现汽液分离,分离的液体下沉至底部,再次进入降膜循环泵209,完成循环,料液达到指定浓度时,排出系统。

[0085] 石膏采出:来自分离器205下锥体的高浓石膏乳浆液,进入斜管沉降器207,经斜管沉降,石膏乳浆液的固体含量进一步增加,达到指定的固液比时,排出并进入固液分离器208,固体石膏从浆液中分离出来,斜管沉降器207和固液分离器208产生的母液返回蒸发系统。

[0086] 冷凝水采出:经分离器分离205的二次蒸汽上升,经分离器205顶部蒸汽出口排出,进入蒸汽压缩机组203,经增温增压后进入降膜蒸发器202的壳程,与管程的物料发生热交换,凝结后形成冷凝水,从降膜蒸发器202的底部冷凝水出口排出,经连接管道流至第一冷凝水罐206,冷凝水最终从第一冷凝水罐206排出。

[0087] 上述实施例中,MVR浓缩子系统2采用晶种法降膜循环蒸发器型式,随着氯化钠溶液不断被蒸发浓缩,溶液沸点温升之间升高,依据氯化钠溶液的沸点温升曲线特性,优选压缩机温升为11℃。

[0088] 上述实施例中,降膜蒸发器202内蒸发温度为90℃,第一蒸汽压缩机组203采用离心型式蒸汽压缩机。各蒸汽管道上设置波纹管补偿器,以抵消第一蒸汽压缩机组203震动对蒸汽管道的应力破坏。

[0089] 本实施例优选的是,降膜蒸发器202和分离器205之间设置有旁通管道,旁通管道是为防止料液短路,旁通管道设置在降膜蒸发器202和分离器202之间的循环管路的下方,并间隔500~1000mm。

[0090] 循环管道和旁通管道内设置有波纹管补偿器,连接降膜循环泵209进口和出口的循环管道内均设置波纹管补偿器,以防止设备震动对管道造成的应力破坏。

[0091] 在本实施例中,浓缩液出口设置在降膜循环泵209的出口,上清液的进料口(MVR浓缩子系统2的进料口)设置在降膜循环泵209的进口或者分离器205上。

[0092] 本实施例优选的是,分离器205的下锥体,预留足够的有效容积,便于硫酸钙晶体沉降与固体收集,保证硫酸钙晶体的停留时间不少于5小时。

[0093] 本实施例优选的是,晶种箱204配置有搅拌装置,便于配置石膏乳浆液,并将其添加到蒸发系统,所述加药口优选在降膜循环泵209的进口。浓缩液中硫酸钙浆液的采样口设置在降膜循环泵209的出口。

[0094] 在上述实施例的基础上,如图4所示,MVR结晶子系统3具体包括:结晶器302、加热器303、强制循环泵306、稠厚器307、离心机308、母液缓冲罐309、第二蒸汽压缩机组301、第二真空机组304和第二冷凝水罐305。

[0095] 其中,结晶器302的侧边设置有循环液的进料口和出料口,结晶器302的进料口与强制循环泵306的进口通过管道相连,强制循环泵306的出口与加热器303的进口通过管道相连,加热器303的出口与结晶器302的进料口通过管道相连。

[0096] 进一步地,为了便于形成固体氯化钠,在结晶器302的底部设置有盐腿,盐腿的出口与稠厚器307的进口对接,通过稠厚器307进一步增加氯化钠固体晶浆的浓度,稠厚器307的出口与离心机308的进口相连接,离心机308用于对氯化钠固体晶浆进行脱水。

[0097] 此外,稠厚器307和离心机308的母液出口均与母液缓冲罐309相连接,母液缓冲罐

309与强制循环泵306的进口相连接,从而将稠厚器307和离心机308产生的母液排回到结晶循环回路中。

[0098] 加热器303上设置有第二蒸汽进口、第二蒸汽出口和第二冷凝水出口,结晶器302顶部的蒸汽出口与第二蒸汽压缩机组301的进口相连接,第二蒸汽压缩机组301的出口与第二蒸汽进口相连接,第二真空机组304与第二蒸汽出口连通,第二冷凝水罐305与第二冷凝水出口通过水管连通。

[0099] MVR结晶子系统3具体的工作过程如下:来自MVR浓缩子系统2的浓缩液,经管道连接,由输送泵增压输送至MVR结晶子系统3中,完成氯化钠盐溶液的浓缩,最终中将氯化钠溶液进一步浓缩至结晶,经过固液分离后得到氯化钠成品盐,成品盐的纯度在99%以上。具体过程包括:

[0100] 系统加料:来自MVR浓缩子系统2的浓缩液,通过制盐MVR结晶子系统3的进料入口加入,当结晶器302液位到达第一指定位置时,开启强制循环泵306,继续进料,直至液位到达第二指定位置。

[0101] 料液结晶:来自结晶器302的物料,首先进入强制循环泵306,经循环泵增压后输入至加热器303的底部物料进口,循环物料向上流动进入换热管,在换热管内以一定流速向上流动,与管外的蒸汽进行热交换,循环物料被加热升温,升温后的循环物料进入结晶器302。在结晶器302中实现闪蒸,闪蒸后的料液实现一次浓缩,再次经强制循环泵306实现第二次循环,直至出现固体晶浆,浓缩后的氯化钠浆液经结晶器302的盐腿排出至稠厚器307,经稠厚器307再次增浓,达到预定固液比浓度后排出至离心机308,经离心机308脱水后,形成高纯度的固体氯化钠产品,最终打包排出。

[0102] 冷凝水采出:经结晶器302分离的二次蒸汽上升,经结晶器302顶部蒸汽出口排出,进入第二蒸汽压缩机组301,经增温增压进入加热器303壳程,与管程的循环物料发生热交换,凝结成形成冷凝水,从加热器303的底部冷凝水出口排出,经连接管道流至第二冷凝水罐306,蒸发冷凝水最终从第二冷凝水罐306排出。

[0103] 本实施例优选的是,所述MVR结晶子系统3采用强制循环蒸发结晶型式,随着氯化钠溶液不断被蒸发浓缩直至结晶,溶液沸点温升进一步升高,依据氯化钠溶液的沸点温升曲线特性可知,优选压缩机的蒸汽饱和温升为15℃。

[0104] 本实施例优选的是,结晶器302内蒸发温度为90℃,蒸汽压缩机优选采用螺杆型式压缩机。

[0105] 在以上方案中优选的是,蒸汽压缩机组301的进出口管道均设置波纹管补偿器,以防止震动对管路应力破坏;强制循环泵306的进出口管道均设置波纹管补偿器,以防止震动对循环管路的应力破坏。

[0106] 本实施例优选的是,稠厚器307和离心机308的母液进入母液缓冲罐309中,经母液缓冲罐309排出,返回制盐MVR结晶子系统3中。当母液中硫酸钙含量达到40g/L时,母液返回MVR浓缩子系统2,循环回路中母液的硫酸钙含量控制在35-40g/L。

[0107] 本实施例优选的是,加热器303的换热管内蒸发循环液的介质流速控制在1.0~2.5m/s,蒸发循环液的固液比控制在20~30%;

[0108] 本实施例优选的是,所述结晶器302采用轴向反循环型式,循环液出口深入结晶器302内部,设置成喇叭口型式,喇叭口距离液面500~1000mm。

[0109] 本实施例优选的是,结晶器302盐腿截面积控制在筒体截面积的3~10%,结晶器302的蒸发强度控制在 $1.0\sim 1.5\text{m}^3/\text{m}^3$ 。反冲液优选为MVR浓缩子系统2产生的浓缩液,反冲液的轴向流速控制在 $5\sim 10\text{mm}/\text{s}$ 。

[0110] 本实施例优选的是,所述稠厚器307的下锥体出口设置反冲口,采用进料作为反冲液,对盐浆液进行反冲清洗,反冲液轴向流速控制在 $5\sim 10\text{mm}/\text{s}$,所述稠厚器307出口的盐浆固液比控制在50~70%;

[0111] 本实施例优选的是,离心机308优选采用卧式双级推料离心机,可过滤的固体颗粒直径的优选范围大于 0.15mm ,离心机分离因数的优选范围为200~1200,固体氯化钠的含水率控制在5%以内。

[0112] 本发明实施例的脱硫废水处理后要达到的要求如下:

[0113] 本实施例优选的是,经精准预处理子系统1处理后的水质标准为:COD小于50ppm,氨氮小于5ppm,镁离子小于50ppm,悬浮物小于20ppm,重金属离子铅和汞小于 0.1ppm ,其他容易沉淀的金属阳离子浓度小于 0.1ppm 。

[0114] 本实施例优选的是,经MVR浓缩子系统2处理后的出水水质要求为:排料为氯化钠溶液的浓缩液,氯化钠的浓度能控制在15~20%,排料石膏硫酸钙浓度控制在 $15\sim 25\text{g}/\text{L}$,蒸发冷凝水的TDS控制在500ppm以下,排出的石膏固体的含盐量小于1%。

[0115] 本实施例优选的是,MVR结晶子系统3处理后的出水水质或产品性能保证要求为:排料为氯化钠固体成品盐,氯化钠成品盐的纯度在99%以上,氯化钠成品盐的含水率控制在5%以下,母液中石膏硫酸钙的浓度控制在 $35\sim 40\text{g}/\text{L}$,蒸发冷凝水的TDS控制在500ppm以下,排出的石膏固体含盐量小于1%。

[0116] 在上述各实施例的基础上,如图5至图7所示,本发明实施例还提供一种脱硫废水资源化处理方法,包括:

[0117] S1,精准预处理:针对脱硫废水水质特性,采用除杂药剂进行除杂,以去除水质中的杂质成分,如悬浮物、氨氮、COD、重金属离子、镁离子硬度等,采用调质药剂对水质进行调节,如pH调节、离子配比调节,以满足后续处理工艺要求。精准预处理子系统1的上清液排水出口与MVR浓缩子系统2的进口相连接。

[0118] S2,MVR浓缩处理:接收来自精准预处理子系统1处理后的上清液,采用高效节能MVR浓缩技术对精准预处理的上清液除水进行预浓缩,去除水质中的石膏组分,同时对氯化钠盐溶液的预浓缩。向MVR浓缩子系统2中添加石膏晶种,确保MVR浓缩子系统中料液的石膏浓度为 $20\text{g}/\text{L}$ 。MVR浓缩子系统2的排料口与MVR结晶子系统3的进料口相连接。

[0119] S3,制盐MVR结晶处理:接收来自MVR浓缩子系统2处理的浓缩液,采用高效节能制盐MVR结晶技术对该浓缩液进一步蒸发浓缩并结晶,得到固体氯化钠成品盐。制盐MVR结晶子系统3产生的母液返回MVR浓缩子系统2,保证硫酸钙离子平衡。

[0120] 在上述实施例中,精准预处理可由本发明实施例中的精准预处理子系统1实现,所述S1具体包括:

[0121] S11,将待处理的脱硫废水引入原水池101,向原水池101中添加絮凝剂和助凝剂,以对脱硫废水进行均质化和初步沉淀;

[0122] S12,原水池101的出水进入中和池102,向中和池102中添加石灰药剂,以去除脱硫废水中的镁离子;

[0123] S13,中和池102的出水进入沉降池103,向沉降池103中添加有机硫药剂,以去除脱硫废水中的重金属汞和铅;

[0124] S14,沉降池103的出水进入絮凝池104,向絮凝池104中添加絮凝剂和助凝剂,以去除脱硫废水中的悬浮物与胶体;

[0125] S15,絮凝池104的出水进入澄清池105中,向澄清池105中添加高级氧化药剂,以去除脱硫废水中残余的COD、氨氮及亚硫酸根离子;

[0126] S16,澄清池105的出水进入pH调节池106,向pH调节池106中添加酸性药剂,以将脱硫废水的pH调至中性;

[0127] S17,pH调节池106的出水进入水成分调节池107,向水成分调节池107中添加硫酸钠药剂,将所述脱硫废水中的钙离子和硫酸根离子的浓度摩尔比控制在1:1;

[0128] S18,水成分调节池107的出水进入多介质过滤池108,进一步去除脱硫废水中细小的悬浮物和胶体,过滤后形成符合要求的上清液。

[0129] 其中,经精准预处理后的上清液的出水水质要求:COD含量小于50ppm,氨氮含量小于5ppm,镁离子含量小于50ppm,悬浮物含量小于20ppm,重金属离子铅和汞含量小于0.1ppm。

[0130] 在上述实施例中,所述石灰药剂为氧化钙,采用固体直接投加的方式加入;所述有机硫优选硫化钠,配置成浓度为1%溶液接入沉降池;所述絮凝剂优选PAC,配置成浓度为10%溶液加入絮凝池;所述助凝剂优选PAM,配置成浓度为0.1%的溶液加入絮凝池;所述高级氧化药剂优选次氯酸钠,配置成浓度为10%的溶液加入澄清池;所述pH调节药剂优选盐酸,配置成浓度为10%的溶液加入pH调节池;所述水成分调节药剂优选硫酸钠,采用固体直接投加的方式加入。

[0131] 此外,精准预处理子系统1还接收来自MVR浓缩产生的少量母液,消除上述杂质成分的累积和富集效应,维持杂质组分浓度平衡。

[0132] 在上述实施例的基础上,MVR浓缩处理可由本发明实施例中MVR浓缩子系统2实现,MVR浓缩子系统2的具体结构可参照脱硫废水资源化处理系统实施例中的内容,此处不再详细赘述。所述S2具体包括:

[0133] S21,向晶种箱中添加预设剂量的原料液和由所述硫酸钙晶种配成的石膏乳浆液;

[0134] S22,将所述石膏乳浆液和所述上清液混合后进行蒸发浓缩,产生气液混合物;

[0135] S23,将所述气液混合物进行气液分离,分离的液体再次进行蒸发浓缩,直至浓缩液达到指定浓度时排出;同时对所述气液混合物分离后的石膏乳浆液进行沉降,达到指定的固液比时进行固液分离,得到固体石膏。

[0136] 具体地,来自精准预处理子系统1的上清液,经管道连接,由输送泵增压输送至MVR浓缩子系统2中,完成浓缩任务,最终将氯化钠溶液浓缩至20%左右,副产物为石膏固体。

[0137] 其中,在所述S21中,来自精准预处理子系统1的上清液,由MVR浓缩子系统2的进口进入,当分离器205液位到达第一指定位置时,开启降膜循环泵209,直至液位到达第二指定位置时,停止进料。

[0138] 向晶种箱204中添加原料液,到达指定位置时停止加液,向晶种箱204添加硫酸钙晶体,开启搅拌装置,边混合边添加,配置成高浓石膏乳浆液,配置完成后,从晶种箱204底部排出,注入到降膜循环泵209的入口循环管路中,经降膜循环泵209混合后输送至降膜蒸

发器202, 品种在蒸发系统中的混合, 经取样检测, 浓缩液中硫酸钙的浓度达到20g/L, 停止品种添加。

[0139] 所述S22中, 来自分离器205的物料, 首先进入降膜循环泵209, 经降膜循环泵209增压后输入降膜蒸发器202的顶部物料入口, 经降膜蒸发器202的布膜器处理后, 进入降膜蒸发器202的换热管, 在换热管内壁形成液膜, 与管外的蒸汽进行热交换, 物料被加热气化, 产生的气液混合物。

[0140] 在所述S23中, 气液混合物下落至降膜蒸发器202的底部, 经过与分离器205连通的管路, 进入分离器205, 实现汽液分离, 分离的液体下沉至底部, 再次进入降膜循环泵209, 完成下一次循环, 料液达到指定浓度时, 排出系统。

[0141] 同时, 来自分离器205下锥体的高浓石膏乳浆液, 进入斜管沉降器207, 经斜管沉降, 石膏乳浆液的固体含量进一步增加, 达到指定的固液比时, 排出并进入固液分离器208, 固体石膏从浆液中分离出来, 斜管沉降器207和固液分离器208产生的母液返回蒸发系统。

[0142] 冷凝水采出: 经分离器分离205的二次蒸汽上升, 经分离器205顶部蒸汽出口排出, 进入蒸汽压缩机组203, 经增温增压后进入降膜蒸发器202的壳程, 与管程的物料发生热交换, 凝结后形成冷凝水, 从降膜蒸发器202的底部冷凝水出口排出, 经连接管道流至第一冷凝水罐206, 冷凝水最终从第一冷凝水罐206排出。

[0143] 在上述各实施例的基础上, MVR浓缩处理的出水水质要求: 浓缩液中氯化钠的浓度在15~20%, 浓缩液中硫酸钙的浓度在15~25g/L, 蒸发冷凝水的TDS控制在500ppm以下, 排出固体石膏的含盐量小于1%。

[0144] 在上述各实施例的基础上, 分离器205预留有分离空间, 分离空间保证硫酸钙晶体沉降与固体收集的停留时间不少于5小时。

[0145] 在上述各实施例的基础上, 降膜蒸发器202包括布膜装置和换热管, 换热管的蒸汽流速为10~30m/s, 布膜装置为多层的多孔圆盘结构, 一般为2~3层, 多孔圆盘结构的孔径为6~12mm。

[0146] 在上述各实施例的基础上, 制盐MVR结晶处理可由MVR结晶子系统3实现, 制盐MVR结晶处理可由MVR结晶子系统3实现, MVR结晶子系统3的具体结构可参照脱硫废水资源化处理系统实施例中的内容, 此处不再详细赘述。所述S3具体包括:

[0147] S31, 对所述浓缩液进行加热, 然后进行闪蒸, 闪蒸后的所述浓缩液再次循环进行加热和闪蒸, 直至出现氯化钠固体晶浆为止;

[0148] S32, 将氯化钠固体晶浆排出并增浓, 达到预定的固液比浓度后进行脱水, 形成固体氯化钠。

[0149] 具体地, 来自MVR浓缩子系统2的浓缩液, 经管道连接, 由输送泵增压输送至MVR结晶子系统3中, 完成氯化钠盐溶液的浓缩, 最终中将氯化钠溶液进一步浓缩至结晶, 经过固液分离后得到氯化钠成品盐, 成品盐的纯度在99%以上。

[0150] 所述S31中: 来自MVR浓缩子系统2的浓缩液, 通过制盐MVR结晶子系统3的进料入口加入, 当结晶器302液位到达第一指定位置时, 开启强制循环泵306, 继续进料, 直至液位到达第二指定位置。

[0151] 来自结晶器302的物料, 首先进入强制循环泵306, 经循环泵增压后输入至加热器303的底部物料进口, 循环物料向上流动进入换热管, 在换热管内以一定流速向上流动, 与

管外的蒸汽进行热交换,循环物料被加热升温,升温后的循环物料进入结晶器302。在结晶器302中实现闪蒸,闪蒸后的料液实现一次浓缩,再次经强制循环泵306实现循环,直至出现固体晶浆。

[0152] 在所述S32中,浓缩后的氯化钠浆液经结晶器302的盐腿排出至稠厚器307,经稠厚器307再次增浓,达到预定固液比浓度后排出至离心机308,经离心机308脱水后,形成高纯度的固体氯化钠产品,最终打包排出。

[0153] 同时,经结晶器302分离的二次蒸汽上升,经结晶器302顶部蒸汽出口排出,进入第二蒸汽压缩机组301,经增温增压进入加热器303壳程,与管程的循环物料发生热交换,凝结成形成冷凝水,从加热器303的底部冷凝水出口排出,经连接管道流至第二冷凝水罐306,蒸发冷凝水最终从第二冷凝水罐306排出。

[0154] 在上述实施例中,制盐MVR结晶处理的水质或产品标准:固体氯化钠的纯度在99%以上,固体氯化钠的含水率控制在5%以下,母液中硫酸钙的浓度控制在35-40g/L,蒸发冷凝水的TDS控制在500ppm以下,排出的固体石膏中含盐量小于1%。

[0155] 制盐MVR结晶子系统3,优选强制循环蒸发型式,随着氯化钠溶液不断被蒸发浓缩,溶液沸点温升之间升高,依据氯化钠溶液的沸点温升曲线特性,MVR压缩机温升为15℃。

[0156] 本发明实施例中,为了维持整个系统中硫酸钙离子平衡,稠厚器307和离心机308的母液进入母液缓冲罐309,经母液缓冲罐309排出,返回MVR结晶子系统3;当母液中硫酸钙含量达到40g/L时,母液返回MVR浓缩子系统2,母液中的硫酸钙含量控制在35~40g/L。

[0157] 在上述实施例中,加热器的换热管内蒸发循环液的介质流速控制在1.0~2.5m/s,所述蒸发循环液的固液比控制在20~30%;所述稠厚器出口的盐浆固液比控制在50~70%;

[0158] 在上述实施例中,离心机为卧式双级推料离心机,所述卧式双级推料离心机可过滤的固体颗粒直径大于0.15mm,分离因数为200~1200,分离后盐浆物料的含水率控制在5%以内。

[0159] 与现有技术相比,本发明具有以下优点:

[0160] (1) 预处理过程,省去了去除钙离子硬度的步骤,无需添加碳酸钠药剂,大幅降低了药剂的消耗,预处理成本降低70%以上。

[0161] (2) 针对预处理过程石灰和硫酸钠的加药过程消耗量巨大,占有加药量的95%以上,采用直接采用固体添加的方式,大幅减少水量的引入,降低了后续工艺的处理负荷,大大降低了运行能耗。

[0162] (3) 依据氯化钠沸点温升曲线特性,以氯化钠溶液浓度为20%作为能耗拐点,采用晶种法MVR浓缩+制盐MVR结晶的组合方式,与传统蒸发方式相比,节能50%以上。

[0163] (4) 脱硫废水资源化,整体处理工艺先进,各子系统之间进行合理配置,精准高效衔接,相较传统脱硫废水处理成本大幅度降低,脱硫废水传统处理费用在80-120元/吨水,本发明提供的资源化处理工艺,实现处理成本在35-50元/吨,总体运行费用降低50%以上。

[0164] (5) MVR浓缩过程,采用晶种法降膜降膜蒸发器,具备多功能作用和效果,具有去除杂质硫酸钙,副产硫酸钙石膏,防止降膜蒸发器结垢,实现氯化钠溶液预浓缩等功能。

[0165] (6) 制盐MVR结晶工艺,采用独特的盐腿设计,可制备高纯度氯化钠成品盐,纯度在99%以上。

[0166] (7) 运用水盐体系相平衡和结晶理论,指导若硫废水资源化处理工艺设计,采用母液回流设计及运行方式,MVR结晶子系统中的母液返回MVR浓缩子系统,确保石膏硫酸钙组分平衡,整体工艺过程,加药量无需精准控制,可适应水质波动的冲击负荷。

[0167] 最后应说明的是:以上实施例仅用以说明本发明的技术方案,而非对其限制;尽管参照前述实施例对本发明进行了详细的说明,本领域的普通技术人员应当理解:其依然可以对前述各实施例所记载的技术方案进行修改,或者对其中部分技术特征进行等同替换;而这些修改或者替换,并不使相应技术方案的本质脱离本发明各实施例技术方案的精神和范围。

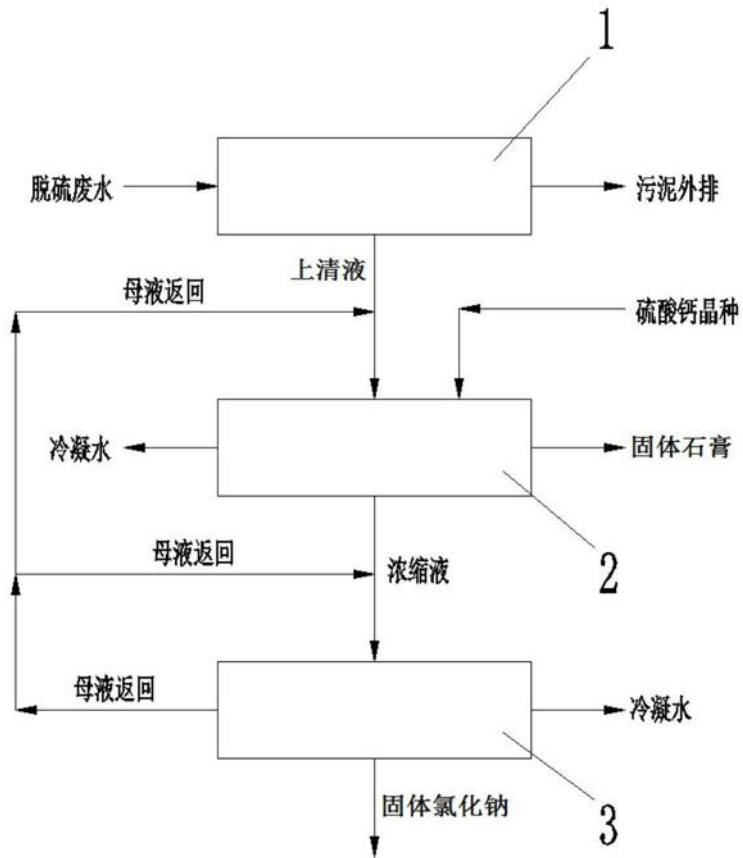


图1

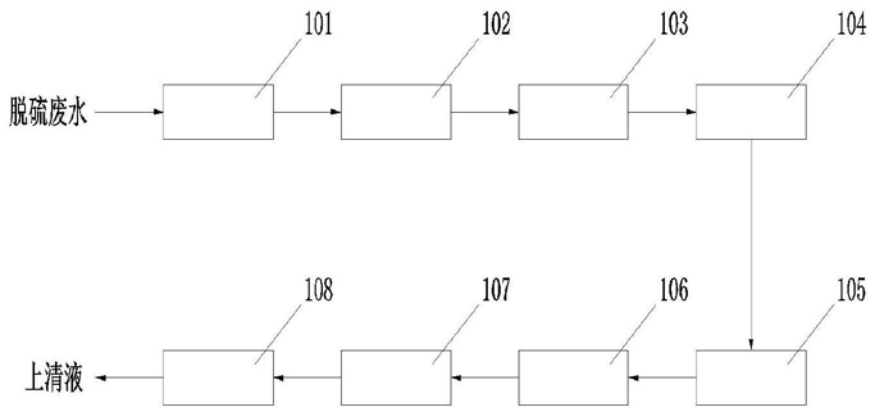


图2

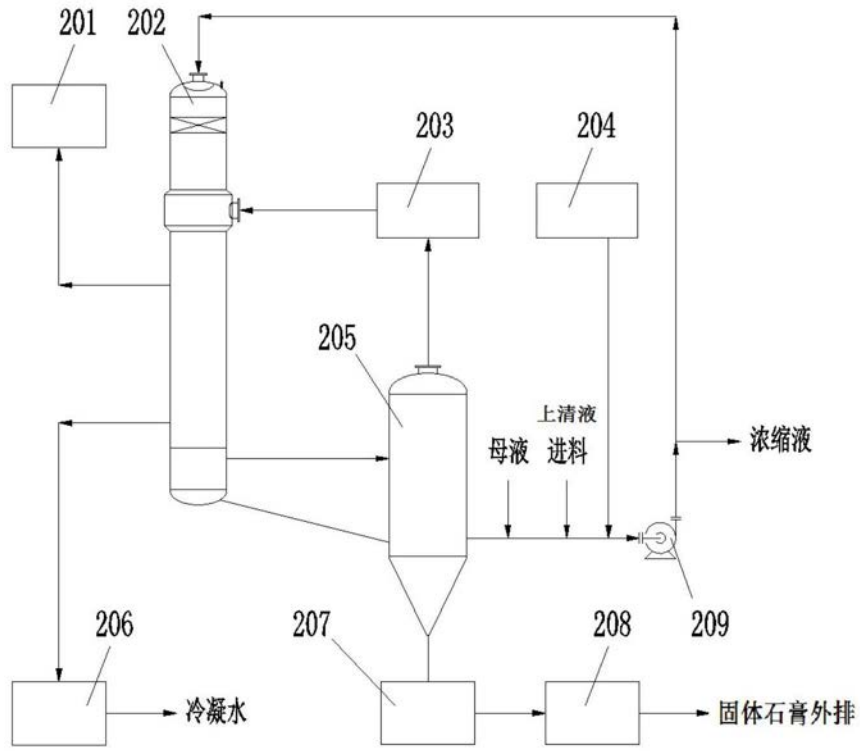


图3

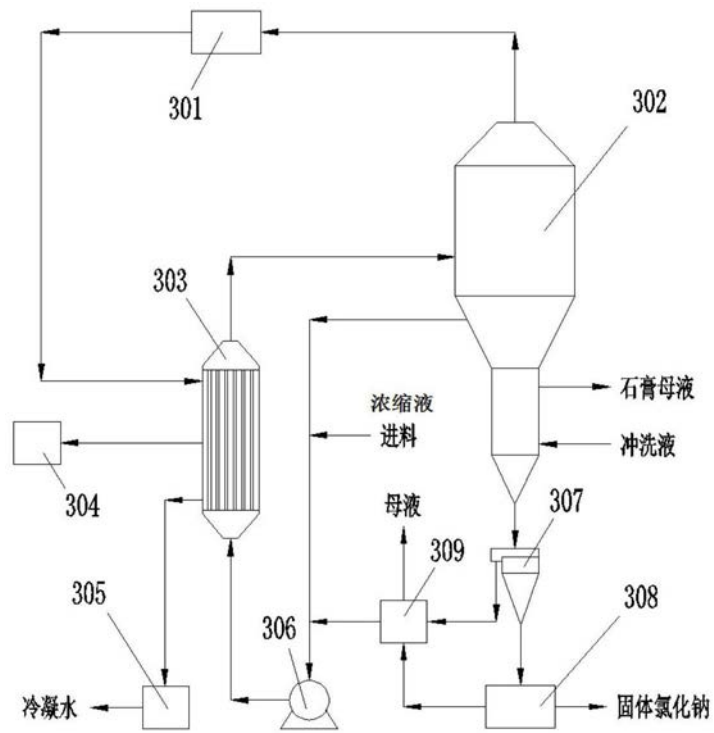


图4

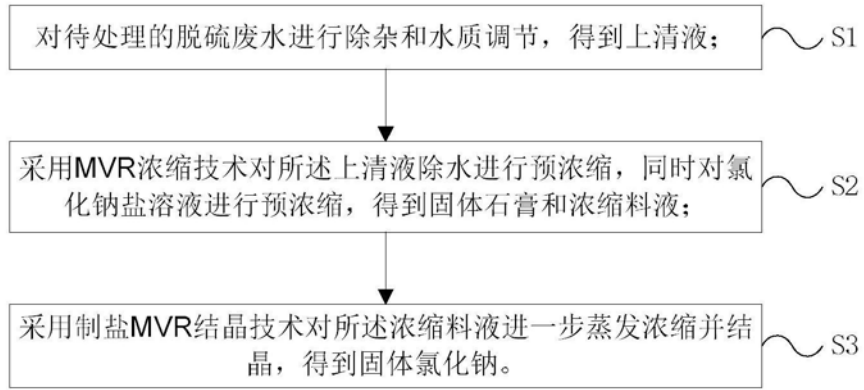


图5

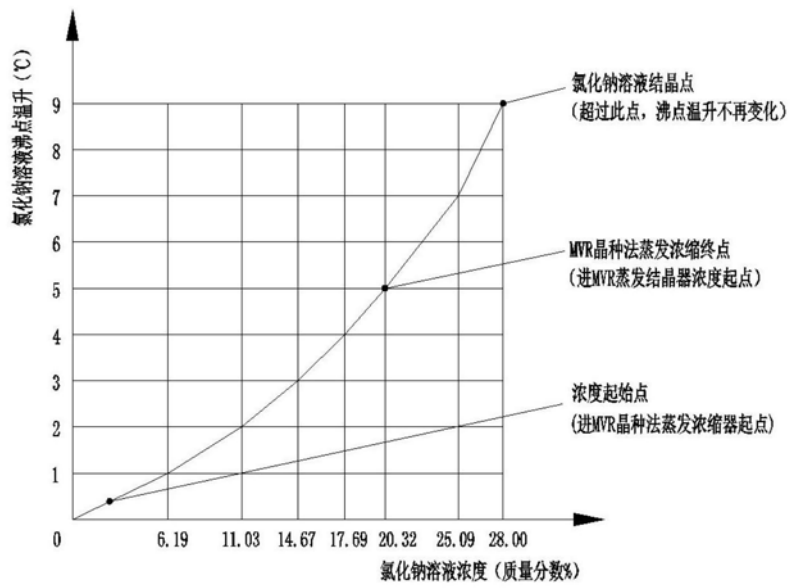


图6

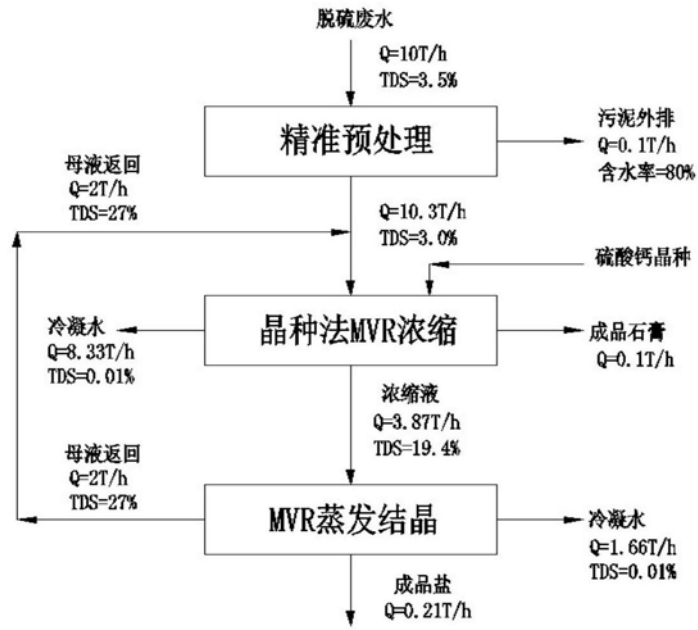


图7