



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 111362283 A

(43)申请公布日 2020.07.03

(21)申请号 201811602744.5

(22)申请日 2018.12.26

(71)申请人 广州金科水务工程有限公司

地址 510610 广东省广州市天河区林和西路161号B1803单元

(72)发明人 施明清 欧阳勇 卢少红

(74)专利代理机构 广州市红荔专利代理有限公司 44214

代理人 吴伟文

(51) Int. Cl.

C01D 5/00(2006.01)

C01D 3/06(2006.01)

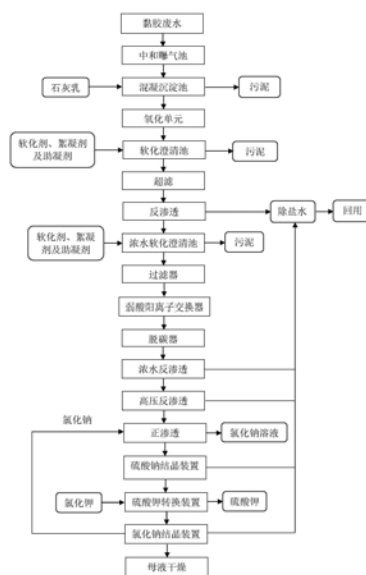
权利要求书2页 说明书8页 附图1页

(54)发明名称

一种黏胶废水资源化处理方法

(57)摘要

本发明提供一种黏胶废水资源化处理方法,包括黏胶废水依次经过中和曝气、混凝沉淀、高级氧化、一级软化澄清、超滤、反渗透、浓水软化澄清、过滤、离子交换、浓水反渗透、高压反渗透、正渗透、蒸发结晶、硫酸钾转化、氯化钠结晶及母液干燥处理,实现所有废水回用,并产出硫酸钾及氯化钠结晶盐,本发明实现了黏胶废水的零排放,通过膜浓缩和蒸发结晶将水全部回用,避免对外部环境的污染;本发明综合利用多段反渗透及正渗透工艺,使得热法蒸发段的负荷大大降低,具有能耗低,效率高的优势,可降低系统的运行和投资费用;产出的硫酸钠转换为价值更高的硫酸钾,硫酸钾可用于化肥行业,不仅解决了纤维生产企业的水污染问题,还可以带来较高的经济价值。



CN 111362283 A

1. 一种黏胶废水资源化处理方法,其特征在于,包括以下步骤:

S1)、将黏胶废水的酸性废水和碱性废水混合输入中和曝气池进行中和反应,并通过曝气加速化学反应,去除废水中大量的纤维素和半纤维素,并通过尾气收集装置收集产生的有毒气体 H_2S 和 CS_2 ,中和曝气池输出的废水的硫离子浓度低于 $1mg/L$;

S2)、将上述经过混合曝气后的废水输入混凝沉淀池,并向混凝沉淀池中投加石灰乳进行软化沉淀反应,除去废水中的锌离子,输出的废水的锌离子(Zn^{2+})浓度低于 $5mg/L$;

S3)、将步骤S2)中混凝沉淀后的废水送入氧化单元,氧化除去废液中的大部分有机物;

S4)、将步骤S3)中氧化后的废水进入高密度澄清池,通过向高密度澄清池中投入软化剂、絮凝剂及助凝剂,去除废水中的钙、镁、碳酸盐及二氧化硅相关物质,将污泥浓缩脱水输出系统;

S5)、将步骤S4)中软化后的废水输送至超滤膜装置,通过超滤可去除废水中所有的悬浮物;

S6)、将上述超滤后的废水送至反渗透装置进行反渗透处理,废水透过反渗透膜侧为除盐水,含盐量低于 $200mg/L$,产水可直接回收利用,未透过膜的废水经过浓缩后为反渗透的浓水;

S7)、将步骤S6)中反渗透的废水输送至浓水软化澄清池,通过投加软化剂、絮凝剂及助凝剂进行软化除硬处理,去除浓水中的钙、镁及二氧化硅物质,污泥通过浓缩脱水输出系统;

S8)、将步骤S7)中软化后的浓盐水输送至过滤器进行过滤处理,去除浓盐水中的悬浮物质;

S9)、将步骤S8)中过滤后的浓盐水输入弱酸阳离子交换器进行软化,通过弱酸阳离子交换器置换残余的二价阳离子;

S10)、将步骤S9)中软化后的浓盐水送至浓水反渗透装置,浓盐水透过反渗透膜的为除盐水,该水可直接回收再利用,未透过反渗透膜的浓盐水得到进一步浓缩;

S11)、将步骤S10)中浓缩后的浓盐水送至高压反渗透装置,经过高压反渗透装置产出的除盐水可直接回用;

S12)、将步骤S11)中浓缩后的高浓盐水送至正渗透装置,对高浓盐水进行再一次的浓缩处理,得到主要成分为硫酸钠的硫酸钠溶液;

S13)、将步骤S12)中的硫酸钠溶液送至硫酸钠蒸发结晶装置,通过蒸发、结晶浓缩后,再通过真空冷却闪蒸的方式析出部分十水硫酸钠;

S14)、将步骤S13)中含有十水硫酸钠的盐浆送至硫酸钾转化系统,通过两段转化工艺,通过投加氯化钾使硫酸钠溶液与其反应转换为硫酸钾和氯化钠。

2. 根据权利要求1所述的一种黏胶废水资源化处理方法,其特征在于:步骤S3)中,所述氧化单元采用氧化沟和臭氧曝气氧化工艺氧化废水,通过氧化沟和臭氧曝气氧化后可去除废水中大量的有机物,所述氧化单元输出废水的COD浓度低于 $50mg/L$ 。

3. 根据权利要求1所述的一种黏胶废水资源化处理方法,其特征在于:步骤S6)中,所述反渗透装置回收率大于70%,所述反渗透装置的反渗透膜选用抗污染的苦咸水膜。

4. 根据权利要求1所述的一种黏胶废水资源化处理方法,其特征在于:步骤S4)和步骤

S7)中使用的软化剂、絮凝剂及助凝剂分别为烧碱、小苏打、镁剂。

5. 根据权利要求1所述的一种黏胶废水资源化处理方法,其特征在于:步骤S9)中,所述的弱酸阳离子交换器的弱酸阳离子交换树脂采用钠型,其可以有效避免废水高盐分对树脂吸附性能的影响,其先后通过稀盐酸和氢氧化钠进行再生;废水通过弱酸阳离子交换后的总硬度低于5mg/L,输出的高盐度废水中二价阳离子浓度低于0.5mg/L。

6. 根据权利要求1所述的一种黏胶废水资源化处理方法,其特征在于:步骤S9)中,去除硬度的浓水含有少量碳酸盐,浓水先输入脱碳器去除残余的碳酸盐,然后再输入浓水反渗透装置,所述脱碳器进水投加浓硫酸调节pH,可将碳酸盐转换为CO₂,浓水进入脱碳器后通过鼓风机进行吹脱可将CO₂吹出系统,通过脱碳处理的浓水CO₂浓度低于5mg/L。

7. 根据权利要求1所述的一种黏胶废水资源化处理方法,其特征在于:步骤S10)中,所述浓水反渗透装置的反渗透膜采用海水淡化膜,浓水反渗透产水含盐量低于200mg/L,浓水反渗透浓水含盐量为5万~7万mg/L,浓水回收率为85%以上;

步骤11)中,所述高压反渗透装置的反渗透膜采用高压反渗透膜,高压反渗透产水含盐量低于500mg/L,高压反渗透浓水含盐量可在10万~12万mg/L,回收率大于50%。

8. 根据权利要求1所述的一种黏胶废水资源化处理方法,其特征在于:步骤S12)中,正渗透装置一侧为汲取液,另外一侧为高浓盐水,汲取液可通过渗透压吸收来自高浓盐水中的水分,从而将高浓盐水进行再一次浓缩,通过正渗透浓缩后的高浓盐水含盐量为20~24万mg/L,所述的正渗透的汲取液采用饱和或近饱和NaCl溶液。

9. 根据权利要求1所述的一种黏胶废水资源化处理方法,其特征在于:步骤S13)中,蒸发、浓缩采用降膜式蒸发器,闪蒸结晶采用强制循环换热结晶装置,通过蒸发、浓缩、闪蒸结晶及真空闪蒸降温可将硫酸钠溶液浓缩至40万mg/L。

10. 根据权利要求1所述的一种黏胶废水资源化处理方法,其特征在于:步骤S14)中,所述的两段转化工艺为:一段反应硫酸钠转化为钾芒硝,二段反应钾芒硝转化为硫酸钾盐,两段转化的反应温度为25℃,转换产生的氯化钠随母液进入氯化钠结晶器,通过热法结晶方式产出氯化钠结晶盐,并将循环液返回至硫酸钾转化系统,析出的结晶盐通过脱水机进行固液分离,并进行干燥;其中,氯化钠结晶器采用强制循环换热结晶装置,脱水机采用带洗涤功能的双推料离心脱水机,该装置能对产出的结晶盐进行冲洗,保证结晶盐的纯度。

一种黏胶废水资源化处理方法

技术领域

[0001] 本发明涉及废水处理技术领域,尤其是一种黏胶废水资源化处理方法。

背景技术

[0002] 黏胶废水是粘胶纤维的生产过程中会产生的大量废水,黏胶纤维废水具有悬浮物含量高、色度大、较高的BOD与COD、N、P元素含量少,可生化性差、处理难度大等特点,是较难处理的废水。黏胶废水含盐量高,主要的无机离子为钠离子和硫酸根。

[0003] 目前国内对粘胶废水的处理工艺主要有混合中和、吹脱去除硫化物、沉淀除锌等工艺,但这些处理工艺存在有机物去除效率低、运行效果不够稳定等问题。而且处理完成后直接排放将造成水污染和资源的流失浪费。

[0004] 专利号为201711442662.4的中国专利公布了一种针对化纤黏胶废水的中水回用及达标排放工艺。该发明通过预处理、减量化及深度处理过程实现部分产水回用及剩余废水优于排放标准排放。

[0005] 专利号为201510621163.6的中国专利公布了一种黏胶废水在内陆地区趋于零液排放的处理方法及装置。该发明采用双膜和蒸发结晶工艺实现液体近零排放,系统产水达到回用标准。

[0006] 然而,采用以上工艺方法对黏胶废水进行处理,废水可部分或全部回用,但黏胶废水中的结晶盐并未得到充分利用。

发明内容

[0007] 针对现有技术的不足,本发明提供一种黏胶废水资源化处理方法,该方法通过预处理、膜浓缩、蒸发结晶等工艺后,将废水中无机盐转化成价值更高的硫酸钾氯化钠,该方法不仅能实现黏胶废水全部回用并能产出价值较高的硫酸钾和副产物氯化钠。

[0008] 本发明的技术方案为:一种黏胶废水资源化处理方法,包括以下步骤:

[0009] S1)、将黏胶废水的酸性废水和碱性废水混合输入中和曝气池进行中和反应,并通过曝气加速化学反应,去除废水中大量的纤维素和半纤维素,并通过尾气收集装置收集产生的有毒气体 H_2S 和 CS_2 ;

[0010] S2)、将上述经过混合曝气后的废水输入混凝沉淀池,并向混凝沉淀池中投加石灰乳进行软化沉淀反应,除去废水中的锌离子;

[0011] S3)、将步骤S2)中混凝沉淀后的废水送入氧化单元,氧化除去废液中的大部分有机物质;

[0012] S4)、将步骤S3)中氧化后的废水进入高密度澄清池,通过向高密度澄清池中投入软化剂、絮凝剂及助凝剂,去除废水中的钙、镁、碳酸盐及二氧化硅相关物质,将污泥浓缩脱水输出系统;

[0013] S5)、将步骤S4)中软化后的废水输送至超滤膜装置,通过超滤可去除废水中所有的悬浮物;

[0014] S6)、将上述超滤后的废水送至反渗透装置进行反渗透处理,废水透过反渗透膜侧为除盐水,含盐量低于200mg/L,产水可直接回收利用,未透过膜的废水经过浓缩后为反渗透的浓水;

[0015] S7)、将步骤S6)中反渗透的废水输送至浓水软化澄清池,通过投加软化剂、絮凝剂及助凝剂进行软化除硬处理,去除浓水中的钙、镁及二氧化硅物质,污泥通过浓缩脱水输出系统;

[0016] S8)、将步骤S7)中软化后的浓盐水输送至过滤器进行过滤处理,去除浓盐水中的悬浮物质;

[0017] S9)、将步骤S8)中过滤后的浓盐水输入弱酸阳离子交换器进行软化,通过弱酸阳离子交换器置换残余的二价阳离子;

[0018] S10)、将步骤S9)中软化后的浓盐水送至浓水反渗透装置,浓盐水透过反渗透膜的为除盐水,该水可直接回收再利用,未透过反渗透膜的浓盐水得到进一步浓缩;

[0019] S11)、将步骤S10)中浓缩后的浓盐水送至高压反渗透装置,经过高压反渗透装置产出的除盐水可直接回用;

[0020] S12)、将步骤S11)中浓缩后的高浓盐水送至正渗透装置,对高浓盐水进行再一次的浓缩处理,得到主要成分为硫酸钠的硫酸钠溶液;

[0021] S13)、将步骤S12)中的硫酸钠溶液送至硫酸钠蒸发结晶装置,通过蒸发、结晶浓缩后,再通过真空冷却闪蒸的方式析出部分十水硫酸钠;

[0022] S14),将步骤S13)中含有十水硫酸钠的盐浆送至硫酸钾转化系统,通过两段转化工艺,通过投加氯化钾使硫酸钠溶液与其反应转换为硫酸钾和氯化钠。

[0023] 进一步的,步骤S1)中,所述的酸性废水和碱性废水先通过格栅过滤后,再通过原水泵送至中和曝气池,中和曝气池输出的废水的硫离子浓度低于1mg/L。

[0024] 进一步的,步骤S2)中,所述的石灰乳与废水中的 Zn^{2+} 反应生成 $Zn(OH)_2$ 沉淀,通过向混凝沉淀池中投加絮凝剂吸附水中的悬浮物,输出的废水的锌离子(Zn^{2+})浓度低于5mg/L。

[0025] 进一步的,步骤S3)中,所述氧化单元采用氧化沟和臭氧曝气氧化工艺氧化废水,通过氧化沟和臭氧曝气氧化后可去除废水中大量的有机物,所述氧化单元输出废水的COD浓度低于50mg/L。

[0026] 进一步的,步骤S6)中,所述反渗透装置回收率大于70%,所述反渗透装置的反渗透膜选用抗污染的苦咸水膜。

[0027] 进一步的,步骤S4)和步骤S7)中使用的软化剂、絮凝剂及助凝剂分别为烧碱、小苏打、镁剂。

[0028] 进一步的,步骤S9)中,所述的弱酸阳离子交换器的弱酸阳离子交换树脂采用钠型,其可以有效避免废水高盐分对树脂吸附性能的影响,其先后通过稀盐酸和氢氧化钠进行再生;废水通过弱酸阳离子交换后的总硬度低于5mg/L,输出的高盐度废水中二价阳离子浓度低于0.5mg/L。

[0029] 进一步的,步骤S9)中,去除硬度的浓水含有少量碳酸盐,浓水先输入脱碳器去除残余的碳酸盐,然后再输入浓水反渗透装置,所述脱碳器进水投加浓硫酸调节pH,可将碳酸盐转换为 CO_2 ,浓水进入脱碳器后通过鼓风机进行吹脱可将 CO_2 吹出系统,通过脱碳处理的浓

水CO₂浓度低于5mg/L。

[0030] 进一步的,步骤S10)中,所述浓水反渗透装置的反渗透膜采用海水淡化膜,浓水反渗透产水含盐量低于200mg/L,浓水反渗透浓水含盐量为5万~7万mg/L,浓水回收率为85%以上。

[0031] 进一步的,步骤11)中,所述高压反渗透装置的反渗透膜采用高压反渗透膜,高压反渗透产水含盐量低于500mg/L,高压反渗透浓水含盐量可在10万~12万mg/L,回收率大于50%。

[0032] 进一步的,步骤S12)中,正渗透装置一侧为汲取液,另外一侧为高浓盐水,汲取液可通过渗透压吸收来自高浓盐水中的水分,从而将高浓盐水进行再一次浓缩,通过正渗透浓缩后的高浓盐水含盐量为20~24万mg/L,所述的正渗透的汲取液采用饱和或近饱和NaCl溶液。

[0033] 进一步的,步骤S13)中,蒸发、浓缩采用降膜式蒸发器,闪蒸结晶采用强制循环换热结晶装置,通过蒸发、浓缩、闪蒸结晶及真空闪蒸降温可将硫酸钠溶液浓缩至40万mg/L。

[0034] 进一步的,步骤S14)中,所述的两段转化工艺为:一段反应硫酸钠转化为钾芒硝,二段反应钾芒硝转化为硫酸钾盐,两段转化的反应温度为25℃,转换产生的氯化钠随母液进入氯化钠结晶器,通过热法结晶方式产出氯化钠结晶盐,并将循环液返回至硫酸钾转化系统,析出的结晶盐通过脱水机进行固液分离,并进行干燥。

[0035] 进一步的,步骤S14)中,氯化钠结晶器采用强制循环换热结晶装置,该装置设有结晶盐淘洗功能,能产出高纯度结晶盐,脱水机采用带洗涤功能的双推料离心脱水机,该装置能对产出的结晶盐进行冲洗,保证结晶盐的纯度。

[0036] 本发明的有益效果为:

[0037] 1、本发明工艺方法实现了黏胶废水的零排放,系统通过膜浓缩和蒸发结晶的方法将水全部回用,避免对外部环境的污染;

[0038] 2、本发明工艺方法综合利用多段反渗透及正渗透工艺,使得热法蒸发段的负荷大大降低,本工艺方法具有能耗低,效率高的优势,可降低系统的运行和投资费用;

[0039] 3、本发明工艺方法将产出的硫酸钠转换为价值更高的硫酸钾,硫酸钾可用于化肥行业,不仅解决了纤维生产企业的水污染问题,还可以带来较高的经济价值。

附图说明

[0040] 图1为本发明实施列1的流程示意图。

具体实施方式

[0041] 下面结合附图对本发明的具体实施方式作进一步说明:

[0042] 实施列1

[0043] 如图1所示,一种黏胶废水资源化处理方法,包括以下步骤:

[0044] S1)、将黏胶废水的酸性废水和碱性废水通过格栅过滤后通过原水泵送至中和曝气池进行中和反应,通过曝气可将废水中含有的H₂S和CS₂气体吹出,并析出大量的纤维素和半纤维素等有机物,通过中和曝气池排出的废水中硫离子浓度可降至1mg/L以内,有毒气体H₂S和CS₂通过尾气收集装置收集。

[0045] S2)、将上述经过混合曝气后的废水输入混凝沉淀池,并向混凝沉淀池中投加石灰乳进行软化沉淀反应,除去废水中的锌离子,石灰乳可与废水中的 Zn^{2+} 反应生成 $Zn(OH)_2$ 沉淀,再通过投加絮凝剂吸附水中的悬浮物,通过混凝沉淀后的废水中 Zn^{2+} 浓度低于 $5mg/L$ 。

[0046] S3)、将步骤S2)中混凝沉淀后的废水送入氧化单元,氧化除去废液中的大部分有机物质,所述氧化单元采用氧化沟和臭氧曝气氧化工艺氧化废水,通过氧化沟和臭氧曝气氧化后可去除废水中大量的有机物,所述氧化单元输出废水的COD浓度低于 $50mg/L$ 。

[0047] S4)、将步骤S3)中氧化后的废水进入高密度澄清池,通过向高密度澄清池中投入烧碱、小苏打、镁剂,可降低废水中的硬度、碱度及有机物,去除废水中的钙、镁、碳酸盐及二氧化硅相关物质,软化产出的污泥送至污泥处理系统,通过浓缩脱水输出系统。

[0048] S5)、步骤S4)中软化后的废水中含有少量的悬浮物,通过在高密度澄清池出口处设置滤池,然后通过超滤膜装置超滤可去除废水中所有的悬浮物,确保反渗透进水水质。

[0049] S6)、将上述超滤后的废水送至反渗透装置进行反渗透处理,废水透过反渗透膜侧为除盐水,含盐量低于 $200mg/L$,产水可直接回收利用,所述反渗透装置的回收率在70%左右,未透过膜的废水经过浓缩后为反渗透的浓水。

[0050] S7)、将步骤S6)中反渗透的废水输送至浓水软化澄清池,通过投加软化剂、絮凝剂及助凝剂进行软化除硬处理,去除浓水中的钙、镁及二氧化硅物质,污泥通过浓缩脱水输出系统。

[0051] S8)、将步骤S7)中软化后的浓盐水输送至过滤器进行过滤处理,去除浓盐水中的悬浮物质。

[0052] S9)、将步骤S8)中过滤后的浓盐水输入弱酸阳离子交换器进行软化,通过弱酸阳离子交换器置换残余的二价阳离子,所述的弱酸阳离子交换器的弱酸阳离子交换树脂采用钠型,其可以有效避免废水高盐分对树脂吸附性能的影响,其先后通过稀盐酸和氢氧化钠进行再生;废水通过弱酸阳离子交换后的总硬度低于 $5mg/L$ ($CaCO_3$ 计),输出的高盐度废水中二价阳离子浓度低于 $0.5mg/L$ 。

[0053] S10)、步骤S9)中去除硬度的浓水含有少量碳酸盐,通过设置脱碳器可去除残余的碳酸盐,脱碳器进水投加浓硫酸调节pH,可将碳酸盐转换为 CO_2 ,浓水进入脱碳器后通过鼓风机进行吹脱可将 CO_2 吹出系统。通过脱碳处理的浓水 CO_2 含量可降低至 $5mg/L$ 以下。

[0054] S11)、将步骤S10)中软化后的浓盐水送至浓水反渗透装置,浓盐水透过反渗透膜侧为除盐水,含盐量低于 $200mg/L$,该水可直接回收再利用,回收率可控制在85%以上,未透过反渗透膜的浓盐水得到进一步浓缩,浓水反渗透浓水侧含盐量可控制在5万~7万 mg/L 。

[0055] S12)、将步骤S11)中浓缩后的浓盐水送至高压反渗透装置,经过高压反渗透装置产出的除盐水可直接回用,高压反渗透产水侧含盐量低于 $500mg/L$,浓水侧含盐量可控制在10万~12万 mg/L 。

[0056] S13)、高压反渗透浓水主要成分为硫酸钠,将步骤S12)中浓缩后的高浓盐水送至正渗透装置,对高浓盐水进行再一次的浓缩处理,得到主要成分为硫酸钠的硫酸钠溶液,正渗透装置一侧为汲取液,另外一侧为高浓盐水,汲取液可通过渗透压吸收来自高浓盐水中的水分,从而将高浓盐水进行再一次浓缩,通过正渗透浓缩后的高浓盐水含盐量为20~24万 mg/L ,所述的正渗透的汲取液采用饱和或近饱和 $NaCl$ 溶液,稀释后的氯化钠溶液通过投加本系统产出的氯化钠结晶盐后可多次作为正渗透汲取液,多余的氯化钠溶液可作为系统

的副产品,正渗透产出的浓盐水TDS含量约为20万~24万mg/L。

[0057] S14)、将步骤S13)中的硫酸钠溶液送至硫酸钠蒸发结晶装置,通过蒸发、结晶浓缩后,再通过真空冷却闪蒸的方式析出部分十水硫酸钠,硫酸钠结晶装置排出的浓液含盐量为40万mg/L,并含有一定量的十水芒硝结晶盐,其中,蒸发、浓缩采用降膜式蒸发器,闪蒸结晶采用强制循环换热结晶装置。

[0058] S15),将步骤S14)中含有十水硫酸钠的盐浆送至硫酸钾转化系统,通过两段转化工艺,一段反应硫酸钠转化为钾芒硝,二段反应钾芒硝转化为硫酸钾盐,两段转化的反应温度为25℃,首先硫酸钠与氯化钾反应产生钾芒硝,然后钾芒硝与氯化钾再进一步分解,可析出硫酸钾固体,而氯化钠仍保持在溶液中。氯化钠母液进入氯化钠结晶装置,通过热法结晶出氯化钠结晶盐,并将循环液返回至硫酸钾转化系统,析出的结晶盐通过脱水机进行固液分离,并进行干燥。其中,氯化钠结晶器采用强制循环换热结晶装置,该装置设有结晶盐淘洗功能,能产出高纯度结晶盐,脱水机采用带洗涤功能的双推料离心脱水机,该装置能对产出的结晶盐进行冲洗,保证结晶盐的纯度。为保证系统产盐的品质,需排出微量的母液,来维持系统内杂盐及有机物成分的平衡。母液排出至母液结晶装置,该装置可采用喷雾干燥或者振动床干燥等进行固液分离,从而实现废水零排放。

[0059] 实施列2

[0060] 以某纤维生产企业的黏胶废水处理工艺为例,采用上述黏胶废水零排放并制取硫酸钾和氯化钠的工艺方法进行处理。

[0061] 该厂黏胶废水处理量为2500m³/h,酸性废水和碱性废水水质如表1所示。

[0062] 表1酸性废水和碱性废水水质参数表

[0063]

项目	pH	BOD ₅	COD	SS	总锌	硫化物
	-	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L
酸性废水	1~3	70	750	300	0	0
碱性废水	11~13	280	2500	50	30	10

[0064] 通过混合沉淀、氧化处理后,可去除废水中大部分有机物、悬浮物和硬度,氧化出水水质如表2所示。

[0065] 表2氧化出路出水水质参数表

成分	单位	氧化出水
pH	-	7
TDS	mg/L	~10000
SS	mg/L	10
BOD5	mg/L	-
COD	mg/L	50
氯离子	mg/L	323
硫酸根	mg/L	6200
钙离子	mg/L	400
镁离子	mg/L	10
锌离子	mg/L	5
流量	m ³ /h	2500

[0067] 通过根据进水水质,软化澄清投加石灰乳、碳酸钠等软化剂去除硬度,然后再经过超滤去除悬浮物及少量有机物后再进入反渗透装置浓缩,反渗透装置的回收率控制为70%,反渗透产水水质TDS低于200mg/L及浓水水质如表3。

[0068] 表3反渗透浓水水质参数表

[0069]

成分	单位	反渗透浓水
pH		7.3
TDS	mg/L	~32000
SS	mg/L	-
COD	mg/L	100
氯离子	mg/L	1300
硫酸根	mg/L	20600
钙离子	mg/L	130
镁离子	mg/L	30
流量	m ³ /h	750

[0070] 反渗透浓水进入浓水软化、过滤、除硬、脱碳等步骤后,浓水软化采用氢氧化钠、碳酸钠等软化剂去除碱度、硬度,过滤器可采用多介质过滤器,弱酸阳离子交换器可去除残余硬度,脱碳器可去除残余碱度。由此废水进入浓水反渗透,浓水反渗透产水水质低于200mg/L及浓水水质如表4。

[0071] 表4浓水反渗透浓水水质参数表

[0072]

成分	单位	氧化出水
pH		9
TDS	mg/L	~9万
SS	mg/L	-
COD	mg/L	~200

氯离子	mg/L	~3500
硫酸根	mg/L	~6万
钙离子	mg/L	1
镁离子	mg/L	1
流量	m ³ /h	263

[0073] 浓水反渗透再进入高压反渗透及正渗透进行进一步浓缩。其中超高压反渗透浓水TDS约为12万ppm,浓水再进入至正渗透单元,正渗透汲取液采用氯化钠饱和溶液,高浓盐水通过正渗透后主要成分为硫酸钠,浓盐水水质如表5。

[0074] 表5正渗透出水水质参数表

[0075]

成分	单位	氧化出水
pH		7
TDS	mg/L	~26万
SS	mg/L	-
COD	mg/L	200
氯离子	mg/L	11000
硫酸根	mg/L	18万
钙离子	mg/L	4
镁离子	mg/L	4
流量	m ³ /h	88

[0076] 硫酸钠溶液进入硫酸钠结晶装置进一步浓缩,获得的溶液硫酸钠质量分数为27%,浓缩液中主要成分表6所示:

[0077] 表6硫酸钠蒸发浓缩出水水质

[0078]

成分	单位	氧化出水
pH		7
TDS	mg/L	~41万
氯化钠	mg/L	~2.6万
硫酸钠	mg/L	~38万
其他	mg/L	0.4万
流量	m ³ /h	62

[0079] 硫酸钠溶液进入硫酸钾转换装置,硫酸钾转换装置主要包括三个步骤,首先硫酸钠进入一段转换装置,硫酸钠和投加的氯化钾反应生成钾芒硝及氯化钠溶液,氯化钠溶液进入氯化钠结晶装置,析出部分氯化钠结晶盐后母液循环回至一段转换装置。钾芒硝则进入到二段转换装置,与投加的氯化钾反应生成硫酸钾。二段转换装置的母液则回流至一段转换装置。如此循环,保证各个单元内盐的平衡,在一、二段转换装置内不析出氯化钠,氯化钠结晶装置内不析出硫酸盐,从而获得高品质的结晶盐。同时,为保证系统的运行稳定性及结晶盐的品质,需排出少量母液至杂盐结晶器。

[0080] 本实施例需投加氯化钾20t/h,可产出29t/h的硫酸钾和20t/h氯化钠。所产出的硫

酸钾能满足农业用硫酸钾的要求,氯化钠能满足工业用氯化钠的要求。

[0081] 上述实施例和说明书中描述的只是说明本发明的原理和最佳实施例,在不脱离本发明精神和范围的前提下,本发明还会有各种变化和改进,这些变化和改进都落入要求保护的本发明范围内。

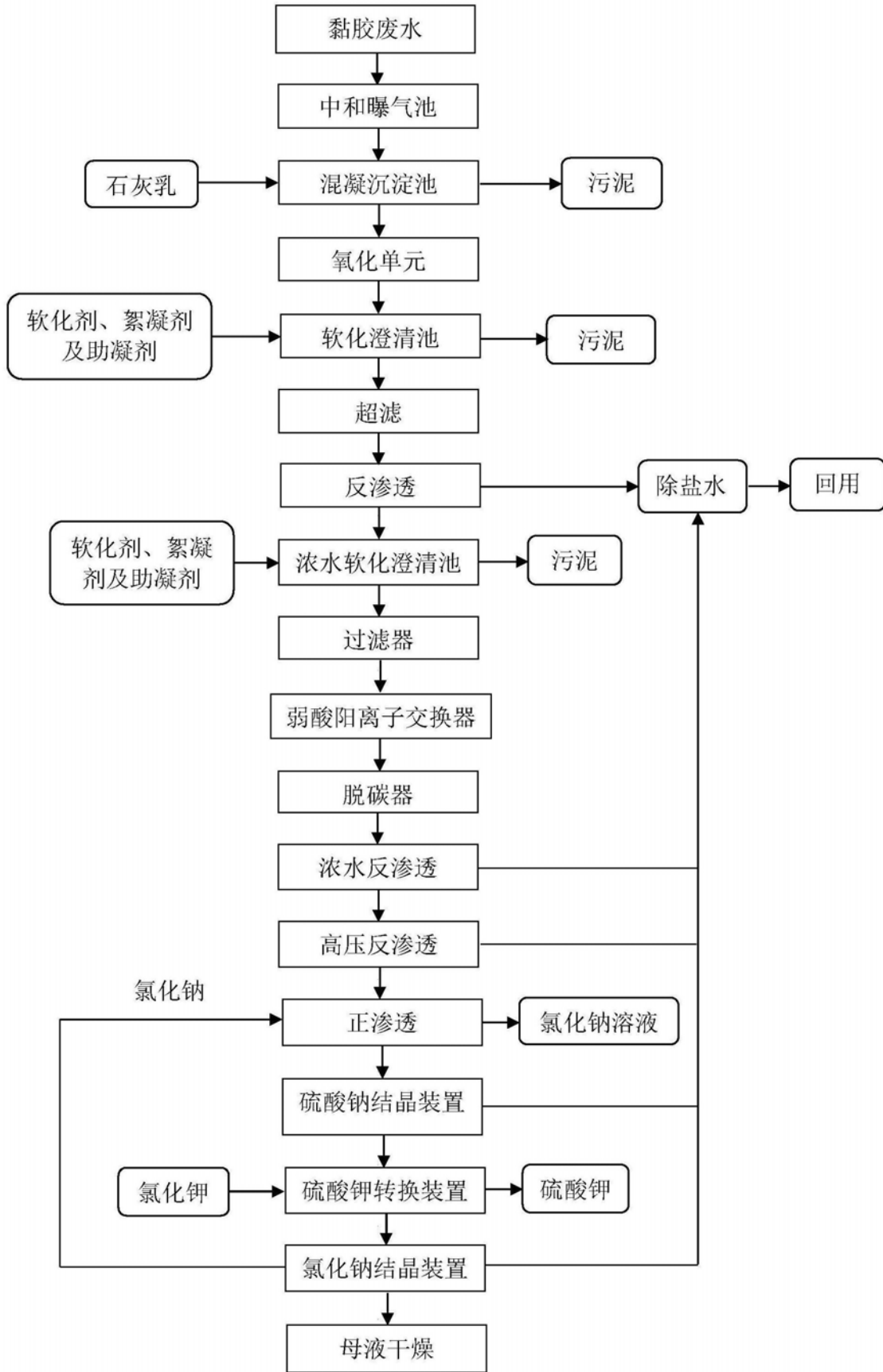


图1