



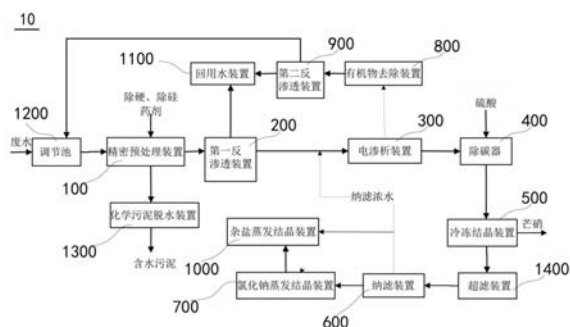
(43) 申请公布日 2020.11.10

C02F 101/10 (2006.01)

C01D 3/14 (2006.01)

权利要求书2页 说明书8页 附图1页

本发明公开了一种冷冻分盐系统及冷冻分盐方法。该冷冻分盐系统包括精密预处理装置、第一反渗透装置、电渗析装置、除碳器、冷冻结晶装置、纳滤装置、氯化钠蒸发结晶装置、有机物去除装置、第二反渗透装置以及杂盐蒸发结晶装置，所述精密预处理装置、所述第一反渗透装置、所述电渗析装置、所述除碳器、所述冷冻结晶装置、所述纳滤装置、所述氯化钠蒸发结晶装置以及所述杂盐蒸发结晶装置依次顺序连接，所述第二反渗透装置、所述有机物去除装置依次顺序与所述电渗析装置连接。该冷冻分盐系统及方法能够达到工艺流程短、运行稳定且运行条件相对温和、投资成本小、最终杂盐率低、零排放的目的。



1. 一种冷冻分盐系统,其特征在于,包括精密预处理装置、第一反渗透装置、电渗析装置、除碳器、冷冻结晶装置、纳滤装置、氯化钠蒸发结晶装置、有机物去除装置、第二反渗透装置以及杂盐蒸发结晶装置,所述精密预处理装置、所述第一反渗透装置、所述电渗析装置、所述除碳器、所述冷冻结晶装置、所述纳滤装置、所述氯化钠蒸发结晶装置以及所述杂盐蒸发结晶装置依次顺序连接,所述第二反渗透装置、所述有机物去除装置依次顺序与所述电渗析装置连接。

2. 根据权利要求1所述的冷冻分盐系统,其特征在于,所述纳滤装置还与所述电渗析装置、所述杂盐蒸发结晶装置连接,以用于向所述电渗析装置、所述杂盐蒸发结晶装置内输送部分纳滤浓水。

3. 根据权利要求1所述的冷冻分盐系统,其特征在于,所述冷冻分盐系统还包括回用水装置,所述第一反渗透装置和/或所述第二反渗透装置与所述回用水装置连接,所述第一反渗透装置的产水和/或所述第二反渗透装置的产水进入所述回用水装置。

4. 根据权利要求1-3任意一项所述的冷冻分盐系统,其特征在于,所述冷冻分盐系统还包括调节池,所述调节池与所述精密预处理装置连接,废水通过所述调节池调节后进入所述精密预处理装置,所述第二反渗透装置还与所述调节池连接。

5. 根据权利要求1-3任意一项所述的冷冻分盐系统,其特征在于,所述冷冻分盐系统还包括超滤装置,所述超滤装置设置在所述冷冻结晶装置与所述纳滤装置之间。

6. 根据权利要求1-3任意一项所述的冷冻分盐系统,其特征在于,所述冷冻分盐系统还包括化学污泥脱水装置,所述化学污泥脱水装置与所述精密预处理装置连接以用于对所述精密预处理装置预处理后的污泥进行脱水处理。

7. 一种冷冻分盐方法,其特征在于,包括如下步骤:

废水进入精密预处理装置进行预处理得到高含盐废水;

高含盐废水进入第一反渗透装置进行初次浓缩得到反渗透浓水;

反渗透浓水进入电渗析装置进行再次浓缩,得到的电渗析淡水进入有机物去除装置实现去除有机物后进入第二反渗透装置进行浓缩;得到的电渗析浓水进入除碳器;

电渗析浓水经过除碳器去除碳酸根、碳酸氢根碱性离子后进入冷冻结晶装置进行冷冻结晶得到芒硝以及冷冻母液;冷冻母液进入纳滤装置进行分盐,形成只含有氯化钠的纳滤产水和同时含盐氯化钠、硫酸钠的纳滤浓水;

纳滤产水进入氯化钠蒸发结晶装置,得到氯化钠结晶盐和氯化钠蒸发母液;

部分纳滤浓水返回至所述电渗析装置;

氯化钠蒸发母液和部分纳滤浓水进入杂盐蒸发结晶装置进行蒸发结晶,得到杂盐。

8. 根据权利要求7所述的冷冻分盐方法,其特征在于,经过所述精密预处理装置预处理后的高含盐废水水质满足:总硬度 $\leq 200\text{mg/L}$,总碱度 $\leq 150\text{mg/L}$,二氧化硅 $\leq 5\text{mg/L}$,SS $\leq 0.5\text{mg/L}$,浊度 $\leq 1\text{NTU}$ 。

9. 根据权利要求7所述的冷冻分盐方法,其特征在于,冷冻母液经过超滤装置过滤后进入所述纳滤装置。

10. 根据权利要求7所述的冷冻分盐方法,其特征在于,控制所述氯化钠蒸发结晶装置的蒸发结晶器温度在 $75^{\circ}\text{C} \sim 102^{\circ}\text{C}$ 之间,和/或所述氯化钠结晶盐的纯度 $\geq 99\%$ 。

11. 根据权利要求7-9任意一项所述的冷冻分盐方法,其特征在于,所述电渗析装置浓

缩得到的电渗析浓水的TDS满足： $160000\text{mg/L} \leq \text{TDS} \leq 230000\text{mg/L}$ 。

12. 根据权利要求7-9任意一项所述的冷冻分盐方法，其特征在于，所述有机物去除装置包括生化法、芬顿法、催化氧化法中的一种或几种。

13. 根据权利要求7-9任意一项所述的冷冻分盐方法，其特征在于，所述冷冻结晶装置进行冷冻结晶时温度为 $-5^{\circ}\text{C} \sim 5^{\circ}\text{C}$ 。

14. 根据权利要求7-9任意一项所述的冷冻分盐方法，其特征在于，所述冷冻结晶装置进行冷冻结晶时，冷冻结晶至所述冷冻母液中的氯化钠的质量含量和硫酸钠的质量含量达到预定值。

冷冻分盐系统及冷冻分盐方法

技术领域

[0001] 本发明涉及环保领域,特别是涉及一种冷冻分盐系统及冷冻分盐方法。

背景技术

[0002] 目前,随着环保要求的日趋严格,高含盐废水零排放已经成为必然要求。近些年,业内人士经过大量的探索,逐步形成了纳滤+冷热法分盐结晶的工艺,并且在工程实践中得到了验证,可分离得到高品质的结晶盐。但是这种方法存在的问题:一是纳滤系统庞大,纳滤系统的运行故障率上升。且纳滤系统对硫酸钠的截留效果好,对氯化钠几乎无截留甚至负截留,导致纳滤浓水侧同时含有硫酸钠和氯化钠,因此,纳滤浓水还需要进一步采用纳滤和蒸发及冷冻结晶分盐,整体上系统设计复杂,投资和运行成本高;二是,目前的冷热法分盐结晶涉及到冷冻结晶和蒸发结晶的交替运行,造成能耗增大,且物料在高低温间转化易造成管道和设备的析晶堵塞;三是,目前方法中纳滤产水和纳滤浓水分别结晶,且结晶系统控制难度大,导致系统杂盐产量大,增加了后续杂盐处理难度和成本。

发明内容

[0003] 基于此,有必要提供一种工艺流程短、运行稳定且运行条件相对温和、投资成本小、最终杂盐率低、达到零排放目的的冷冻分盐系统。

[0004] 一种冷冻分盐系统,包括精密预处理装置、第一反渗透装置、电渗析装置、除碳器、冷冻结晶装置、纳滤装置、氯化钠蒸发结晶装置、有机物去除装置、第二反渗透装置以及杂盐蒸发结晶装置,所述精密预处理装置、所述第一反渗透装置、所述电渗析装置、所述除碳器、所述冷冻结晶装置、所述纳滤装置、所述氯化钠蒸发结晶装置以及所述杂盐蒸发结晶装置依次顺序连接,所述第二反渗透装置、所述有机物去除装置依次顺序与所述电渗析装置连接。

[0005] 在其中一个实施例中,所述纳滤装置还与所述电渗析装置、所述杂盐蒸发结晶装置连接,以用于向所述电渗析装置、所述杂盐蒸发结晶装置内输送部分纳滤浓水。

[0006] 在其中一个实施例中,所述冷冻分盐系统还包括回用水装置,所述第一反渗透装置和/或所述第二反渗透装置与所述回用水装置连接,所述第一反渗透装置的产水和/或所述第二反渗透装置的产水进入所述回用水装置。

[0007] 在其中一个实施例中,所述冷冻分盐系统还包括调节池,所述调节池与所述精密预处理装置连接,废水通过所述调节池调节后进入所述精密预处理装置,所述第二反渗透装置还与所述调节池连接。

[0008] 在其中一个实施例中,所述冷冻分盐系统还包括超滤装置,所述超滤装置设置在所述冷冻结晶装置与所述纳滤装置之间。

[0009] 在其中一个实施例中,所述冷冻分盐系统还包括化学污泥脱水装置,所述化学污泥脱水装置与所述精密预处理装置连接以用于对所述精密预处理装置预处理后的污泥进行脱水处理。

[0010] 一种冷冻分盐方法,包括如下步骤:

[0011] 废水进入精密预处理装置进行预处理得到高含盐废水;

[0012] 高含盐废水进入第一反渗透装置进行初次浓缩得到反渗透浓水;

[0013] 反渗透浓水进入电渗析装置进行再次浓缩,得到的电渗析淡水进入有机物去除装置去除有机物后进入第二反渗透装置进行浓缩;得到的电渗析浓水进入除碳器;

[0014] 电渗析浓水经过除碳器去除碳酸根、碳酸氢根碱性离子后进入冷冻结晶装置进行冷冻结晶得到芒硝以及冷冻母液;

[0015] 冷冻母液进入纳滤装置进行分盐,形成只含有氯化钠的纳滤产水和同时含盐氯化钠、硫酸钠的纳滤浓水;

[0016] 纳滤产水进入氯化钠蒸发结晶装置,得到氯化钠结晶盐和氯化钠蒸发母液;

[0017] 部分纳滤浓水返回至所述电渗析装置;

[0018] 氯化钠蒸发母液和部分纳滤浓水进入杂盐蒸发结晶装置进行蒸发结晶,得到杂盐。

[0019] 在其中一个实施例中,经过所述精密预处理装置预处理后的高含盐废水水质满足:总硬度 $\leq 200\text{mg/L}$,总碱度 $\leq 150\text{mg/L}$,二氧化硅 $\leq 5\text{mg/L}$,SS $\leq 0.5\text{mg/L}$,浊度 $\leq 1\text{NTU}$ 。

[0020] 在其中一个实施例中,冷冻母液经过超滤装置过滤后进入所述纳滤装置。

[0021] 在其中一个实施例中,控制所述氯化钠蒸发结晶装置的蒸发结晶器温度在 $75^{\circ}\text{C} \sim 102^{\circ}\text{C}$ 之间,和/或所述氯化钠结晶盐的纯度 $\geq 99\%$ 。

[0022] 在其中一个实施例中,所述电渗析装置浓缩得到的电渗析浓水的TDS满足: $160000\text{mg/L} \leq \text{TDS} \leq 230000\text{mg/L}$ 。

[0023] 在其中一个实施例中,所述有机物去除装置去除有机物时包括生化法、芬顿法、催化氧化法中的一种或几种。

[0024] 在其中一个实施例中,所述冷冻结晶装置进行冷冻结晶时温度为 $-5^{\circ}\text{C} \sim 5^{\circ}\text{C}$ 。

[0025] 在其中一个实施例中,所述冷冻结晶装置进行冷冻结晶时,冷冻结晶至所述冷冻母液中的氯化钠的质量含量和硫酸钠的质量含量达到预定值。

[0026] 本发明的冷冻分盐系统,通过精密预处理装置、第一反渗透装置、电渗析装置、除碳器、冷冻结晶装置、纳滤装置、氯化钠蒸发结晶装置、有机物去除装置、第二反渗透装置以及杂盐蒸发结晶装置的相互配合,能够实现运行稳定、运行条件相对温和、投资成本小、杂盐率低的目的,最终达到零排放的效果。

[0027] 本发明的冷冻分盐方法,工艺流程短、运行稳定,分盐效果好,本发明采用反渗透和电渗析相结合的工艺,将几乎不含杂质的高含盐废水进行一次性提浓,极大地缩短了工艺流程。

[0028] 本发明的冷冻分盐系统具有如下有益效果:

[0029] (1)、本发明在精密预处理的前提下,采用反渗透和电渗析相结合的工艺,将几乎不含杂质的高含盐废水进行一次性提浓,极大地缩短了工艺流程,常规反渗透将废水浓缩至 30000mg/L 左右,以保证反渗透处于最佳运行状态。反渗透浓水通过电渗析处理,能够保证电渗析处于最佳进水浓度,有利于系统整体的高效、经济、稳定运行。相比传统膜浓缩受到膜性质、运行压力和进水水质要求等多种因素的影响,需要设计多种膜的组合以达到高倍浓缩的目的,本发明极大程度上提高了浓缩、分盐效率。

[0030] (2)、本发明根据电渗析的特点,实现有机物等不导电物质全部留在电渗析淡水侧,电渗析浓水只含有可溶性盐分,避免了高浓度盐水中采用高级氧化法去除有机物的困难,同时避免了高级氧化系统带来的高投资和高运行成本。

[0031] (3)、本发明在分盐之前使用除碳器,一方面是经前端浓缩后的电渗析浓水中碱度极大地富集,提高了除碳器的运行效率;另一方面,使用除碳器去除碳酸根、碳酸氢根碱性离子,以实现pH值调节,加入除碳器的硫酸将电渗析浓水调节至酸性,保持 $\text{pH} < 3$,可将废水中的碳酸根和碳酸氢根分解转化为 CO_2 和 H_2O ,达到纯化电渗析浓水组分的作用,同时提高系统中硫酸根离子浓度,有利于后续分盐结晶。通过在除碳器中调整使用酸的种类,可调整电渗析浓水的氯化钠和硫酸钠比例,实现了进入冷冻分盐系统多种盐的混合液的纯化,几乎只剩下氯化钠和硫酸钠,更有利于提高分盐效率和提高结晶盐的纯度。

[0032] (4)、本发明与传统工艺相比,避免了纳滤浓水侧同时含有硫酸钠和氯化钠而需要采用蒸发结晶和冷冻结晶这种冷热法交替的工艺,节约能耗。同时本发明工艺与传统纳滤+冷热法分盐相比,由两条工艺路线合并为一条,整体操作和运行更方便,且纳滤装置设计在冷冻结晶装置的后侧,极大地程度上缩小纳滤系统规模,节约了投资;进入冷冻结晶装置中氯化钠含量高,有利于冷冻结晶析出芒硝。

[0033] (5)、本发明中纳滤浓水可实现回流循环至电渗析装置中,实现纳滤浓水中盐离子的充分回收,增加结晶盐的回收率,减少最终杂盐产量,本发明的冷冻分盐系统中为避免钙离子和镁离子的富集,将部分纳滤浓水外排直接进入杂盐蒸发结晶装置,代替传统蒸发结晶间的母液回流,避免了母液回流导致的蒸发结晶装置的进料水质波动,提高本发明整个系统运行稳定性。

附图说明

[0034] 图1为本发明一实施例所述的冷冻分盐系统示意图。

[0035] 附图标记说明

[0036] 10、冷冻分盐系统;100、精密预处理装置;200、第一反渗透装置;300、电渗析装置;400、除碳器;500、冷冻结晶装置;600、纳滤装置;700、氯化钠蒸发结晶装置;800、有机物去除装置;900、第二反渗透装置;1000、杂盐蒸发结晶装置;1100、回用水装置;1200、调节池;1300、化学污泥脱水装置;1400、超滤装置。

具体实施方式

[0037] 为了便于理解本发明,下面将参照相关附图对本发明进行更全面的描述。附图中给出了本发明的较佳实施例。但是,本发明可以以许多不同的形式来实现,并不限于本文所描述的实施例。相反地,提供这些实施例的目的是使对本发明的公开内容的理解更加透彻全面。

[0038] 在本发明的描述中,应当理解的是,本发明中采用术语在本发明的描述中,应当理解的是,本发明中采用术语“中心”、“上”、“下”、“底”、“内”、“外”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发明和简化描述,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发明的限制。

[0039] 应当理解的是,本发明中采用术语“第一”、“第二”等来描述各种信息,但这些信息不应限于这些术语,这些术语仅用来将同一类型的信息彼此区分开。例如,在不脱离本发明范围的情况下,“第一”信息也可以被称为“第二”信息,类似的,“第二”信息也可以被称为“第一”信息。

[0040] 在本发明的描述中,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,可以是两个元件内部的连通,也即,当元件被称为“固定于”另一个元件,它可以直接在另一个元件上或者也可以存在居中的元件。当一个元件被认为是“连接”另一个元件,它可以是直接连接到另一个元件或者可能同时存在居中元件。对于本领域的普通技术人员而言,可以具体情况理解上述术语在本发明中的具体含义。

[0041] 除非另有定义,本文所使用的所有的技术和科学术语与属于本发明的技术领域的技术人员通常理解的含义相同。本文中在本发明的说明书中所使用的术语只是为了描述具体的实施例的目的,不是旨在于限制本发明。本文所使用的术语“和/或”包括一个或多个相关的所列项目的任意的和所有的组合。

[0042] 请参阅图1所示,本发明一实施例提供了一种冷冻分盐系统10。

[0043] 冷冻分盐系统10包括精密预处理装置100、第一反渗透装置200、电渗析装置300、除碳器400、冷冻结晶装置500、纳滤装置600、氯化钠蒸发结晶装置700、有机物去除装置800、第二反渗透装置900以及杂盐蒸发结晶装置1000。

[0044] 精密预处理装置100、第一反渗透装置200、电渗析装置300、除碳器400、冷冻结晶装置500、纳滤装置600、氯化钠蒸发结晶装置700以及杂盐蒸发结晶装置1000依次顺序连接。第二反渗透装置900、有机物去除装置800依次顺序与电渗析装置300连接。

[0045] 氯化钠蒸发结晶装置1000的蒸发结晶器温度在75℃~102℃。

[0046] 冷冻结晶装置500进行冷冻结晶时温度为-5℃~5℃。

[0047] 在一具体示例中,纳滤装置600还与电渗析装置300、杂盐蒸发结晶装置1000连接,以用于向电渗析装置300、杂盐蒸发结晶装置1000内输送部分纳滤浓水。

[0048] 在一具体示例中,冷冻分盐系统10还包括回用水装置1100。第一反渗透装置200和/或第二反渗透装置900与回用水装置1100连接,第一反渗透装置200的产水和/或第二反渗透装置900的产水进入回用水装置1100。

[0049] 在一具体示例中,冷冻分盐系统10还包括调节池1200。调节池1200与精密预处理装置100连接,废水通过调节池1200调节后进入精密预处理装置100,第二反渗透装置900还与调节池1200连接。

[0050] 在一具体示例中,冷冻分盐系统10还包括超滤装置1400,超滤装置1400设置在冷冻结晶装置500与纳滤装置600之间。

[0051] 在一具体示例中,冷冻分盐系统10还包括化学污泥脱水装置。化学污泥脱水装置与精密预处理装置100连接以用于对精密预处理装置100预处理后的污泥进行脱水处理。

[0052] 本发明一实施例还提供了一种冷冻分盐方法。

[0053] 一种冷冻分盐方法,包括如下步骤:

[0054] 请参阅图1所示,废水进入精密预处理装置100进行预处理得到高含盐废水。

[0055] 高含盐废水进入第一反渗透装置200进行初次浓缩得到反渗透浓水。

[0056] 反渗透浓水进入电渗析装置300进行再次浓缩,得到的电渗析淡水进入有机物去除装置800去除有机物后进入第二反渗透装置900进行浓缩,得到的电渗析浓水进入除碳器400。

[0057] 电渗析浓水经过除碳器400调节pH值后进入冷冻结晶装置500进行冷冻结晶得到芒硝以及冷冻母液。

[0058] 冷冻母液进入纳滤装置600进行分盐,形成只含有氯化钠的纳滤产水和同时含有氯化钠、硫酸钠的纳滤浓水。

[0059] 纳滤产水进入氯化钠蒸发结晶装置700,得到氯化钠结晶盐和氯化钠蒸发母液。

[0060] 部分纳滤浓水返回至所述电渗析装置300;

[0061] 氯化钠蒸发母液和部分纳滤浓水进入杂盐蒸发结晶装置1000进行蒸发结晶,得到杂盐。

[0062] 本发明的冷冻分盐系统10,通过精密预处理装置100、第一反渗透装置200、电渗析装置300、除碳器400、冷冻结晶装置500、纳滤装置600、氯化钠蒸发结晶装置700、有机物去除装置800、第二反渗透装置900以及杂盐蒸发结晶装置1000的相互配合,能够实现运行稳定、运行条件相对温和、投资成本小、杂盐率低的目的,最终达到零排放的效果。

[0063] 实施例1

[0064] 本实施例提供了一种冷冻分盐方法。

[0065] 以某高含盐废水为例,流量 $Q=12\text{m}^3/\text{h}$,COD=68mg/L,TDS=7397mg/L, $\text{HCO}_3^- = 110\text{mg/L}$, $\text{Cl}^- = 1837\text{mg/L}$, $\text{SO}_4^{2-} = 2394\text{mg/L}$,总硬度=2008mg/L,二氧化硅38mg/L,悬浮物=5mg/L,pH=8~9。

[0066] (1) 废水首先进入调节池1200,进行水质、水量的均质调节,稳定后进入精密预处理装置100,精密预处理装置100包括高密度沉淀池、V型滤池、超滤系统。在精密预处理装置100中用氢氧化钠调节pH值至11.5,然后分别投加碳酸钠、除硅剂、聚合氯化铁、PAM,通过混凝、沉淀、过滤的方式去除废水中的钙离子、镁离子、悬浮物、胶体、二氧化硅等。经精密预处理装置100处理后,废水水质满足:总硬度为1600mg/L,总碱度为120mg/L,二氧化硅为3mg/L,SS为0.2mg/L,浊度为0.2NTU。

[0067] (2) 精密预处理装置产水进入第一反渗透装置200进行初次浓缩得到反渗透浓水。第一反渗透装置200的回收率65%,系统脱盐率 $\geq 98\%$,第一反渗透装置200的产水作为最终产水直接进入回用水装置1100储存回用,第一反渗透装置200的浓水进入电渗析装置300进行再次浓缩。第一反渗透装置200浓水水质见下表1。

[0068] 表1第一反渗透装置200的浓缩效果表

项目	水量 (m ³ /h)	TDS (mg/L)	COD (mg/L)	总硬度 (mg/L)	总碱度 (mg/L)	Cl ⁻ (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	SiO ₂ (mg/L)	浊度 (NTU)
[0069] 进水	12.6	8531	68	160	120	2818	2394	3	0.2
产水	9.5	170.6	1.4	3.2	12	56.3	47.8	0.01	0
浓水	3.1	33612.1	267.9	630.4	444	11102	9432.4	11.8	0.8

[0070] (3) 第一反渗透装置200的浓水进入电渗析装置300进行再次浓缩。得到的电渗析淡水进入有机物去除装置800进行有机物去除,得到的电渗析浓水进入除碳器400。

[0071] 设计电渗析装置300的回收率为89%,经电渗析装置300处理后,废水中的带电的盐离子得到富集并进入电渗析浓水侧,不带电的有机物、二氧化硅和浊度粒子等留在电渗析淡水侧,最终处理效果如下表2。

[0072] 表2电渗析装置300的浓缩效果表

项目	水量 (m ³ /h)	TDS (mg/L)	COD (mg/L)	总硬度 (mg/L)	总碱度 (mg/L)	Cl ⁻ (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	SiO ₂ (mg/L)	浊度 (NTU)
[0073] 进水	3.1	33612.1	267.9	630.4	444	11102	9432.4	11.8	0.8
电渗析淡水	2.7	10523.3	298	188.8	133	3326.4	2826.1	13	0.7
电渗析浓水	0.4	22042.1	26	4202.6	2960	74013.3	62882.7	2.3	0.3

[0074] (4) 电渗析淡水进入有机物去除装置800去除有机物,将工艺系统中富集的有机物进行高效去除。本系统中有机物去除采用生化法,有机物去除率83.2%。经有机物去除后,电渗析淡水进入第二反渗透装置900进行浓缩。具体水质情况见表3。

[0075] 表3有机物去除(生化法)处理效果

项目	水量 (m ³ /h)	TDS (mg/L)	COD (mg/L)	总硬度 (mg/L)	总碱度 (mg/L)	Cl ⁻ (mg/L)	SO ₄ ²⁻ (mg/L)	SiO ₂ (mg/L)	浊度 (NTU)
[0076] 生化进水	2.7	10523.3	298	188.8	133	3326.4	2826.1	13	0.7
生化产水	2.7	10523.3	50	188.8	133	3326.4	2826.1	13	0.7

[0077] (5) 经生化法有机物去除后,生化产水进入第二反渗透装置900进行浓缩,目的是将废水尽可能的浓缩、减量,同时经废水中的污染性物质,如硬度、碱度、浊度、二氧化硅等

物质富集,并通过循环回流至精密预处理装置100进行去除。设计第二反渗透装置900的回收率为70%,膜系统的脱盐率 $\geq 98\%$,经第二反渗透装置900浓缩后的水质情况见下表4。

[0078] 表4第二反渗透装置900的浓缩效果表

项目	水量 (m^3/h)	TDS (mg/L)	COD (mg/L)	总硬度 (mg/L)	总碱度 (mg/L)	Cl^- (mg/L)	SO_4^{2-} (mg/L)	SiO_2 (mg/L)	浊度 (NTU)
进水	2.7	10523.3	50	188.8	133	3326.4	2826.1	13	0.7
[0079] 第二 反渗透产 水	1.9	210.4	5	3.7	2.6	66.5	56.5	1.3	0
第二 反渗透浓 水	0.8	34586.5	155	620.5	437.1	10932.7	9288.4	40.3	2.3

[0080] 由表4可知,经第二反渗透装置900浓缩处理后,产水满足回用标准,直接进入回用水装置1100中储存待用,浓水回流至前端调节池1100,既保证了系统没有废水外排,又实现了废水中盐离子的充分回收利用。且由于第二反渗透浓水的回流量较小,不会造成系统的巨大波动,有利于整体系统的稳定运行。

[0081] (6)电渗析浓水进入除碳器400进行碱度去除。一方面是经前端浓缩后的电渗析浓水中碱度极大地富集,提高了除碳器400的运行效率;另一方面,加入除碳器的硫酸将电渗析浓水调节至酸性,保持 $\text{pH} < 3$,可将废水中的碳酸根和碳酸氢根分解转化为 CO_2 和 H_2O ,达到纯化电渗析浓水组分的作用,同时提高系统中硫酸根离子浓度,有利于后续分盐结晶。经除碳器400处理后的产水水质见表5。

[0082] 表5除碳器400碱度去除效果表

项目	水量 (m^3/h)	TDS (mg/L)	COD (mg/L)	总硬度 (mg/L)	总碱度 (mg/L)	Cl^- (mg/L)	SO_4^{2-} (mg/L)	SiO_2 (mg/L)
[0083] 除碳 器进 水	0.4	220421	26	4202.6	2960	74013.3	62882.7	2.3
[0084] 除碳 器出 水	0.6	220136	26	4202.6	50	74013.3	64403	2.3

[0085] (7)除碳器400去除碱度后的出水进入冷冻结晶装置500进行结晶分盐。冷冻结晶系统的运行温度为 -2°C 。经冷冻分盐后,废水中大部分硫酸根离子以芒硝的形式析出,冷冻结晶至冷冻母液中的氯化钠的质量和硫酸钠的质量比达到10:1~36:1,本实施例中冷冻母

液中氯化钠和硫酸钠质量比为11:1时停止冷冻,并将剩余的冷冻母液经超滤装置1400过滤后进入纳滤分盐装置600进行分盐。纳滤分盐装置600的回收率75%, SO_4^{2-} 截留率98%, Cl^- 截留率为-10%,COD截流率60%,二氧化硅截留率为20%,具体效果如表6。

[0086] 表6纳滤分盐装置600的分盐效果表

项目	水量 (m^3/h)	TDS (mg/L)	COD (mg/L)	总硬度 (mg/L)	总碱度 (mg/L)	Cl^- (mg/L)	SO_4^{2-} (mg/L)	SiO_2 (mg/L)
[0087] 纳滤进水	0.3	294692	52	8405.2	100	148026.6	15000	22.8
纳滤产水	0.22	118418.2	20.8	1681	1184	162829.2	300	18.2
纳滤浓水	0.08	823513.4	145.6	28577.6	20128	103618.6	59100	36.4

[0088] (8) 纳滤分盐装置600处理后得到的纳滤产水进入氯化钠蒸发结晶装置700,蒸发结晶得到氯化钠结晶盐。本实施例中,氯化钠蒸发结晶温度为 102°C ,经蒸发后,所得氯化钠结晶盐为 53kg/h ,所得氯化钠结晶盐的纯度 $>99\%$,满足《工业盐》(GB/T 5462-2003)中“精制工业干盐一级标准”的要求,可直接作为下游产品的原料进行循环利用。

[0089] 5%~15%纳滤浓水和氯化钠蒸发结晶母液排至杂盐蒸发结晶装置1000进行蒸发结晶,得到混合杂盐,本实施例中,15%纳滤浓水和和氯化钠蒸发结晶母液排至杂盐蒸发结晶装置1000,杂盐产量为 9.8kg/h 。

[0090] 以上所述实施例的各技术特征可以进行任意的组合,为使描述简洁,未对上述实施例中的各个技术特征所有可能的组合都进行描述,然而,只要这些技术特征的组合不存在矛盾,都应当认为是本说明书记载的范围。

[0091] 以上所述实施例仅表达了本发明的几种实施方式,其描述较为具体和详细,但并不能因此而理解为对本发明专利范围的限制。应当指出的是,对于本领域的普通技术人员来说,在不脱离本发明构思的前提下,还可以做出若干变形和改进,这些都属于本发明的保护范围。因此,本发明专利的保护范围应以所附权利要求为准。

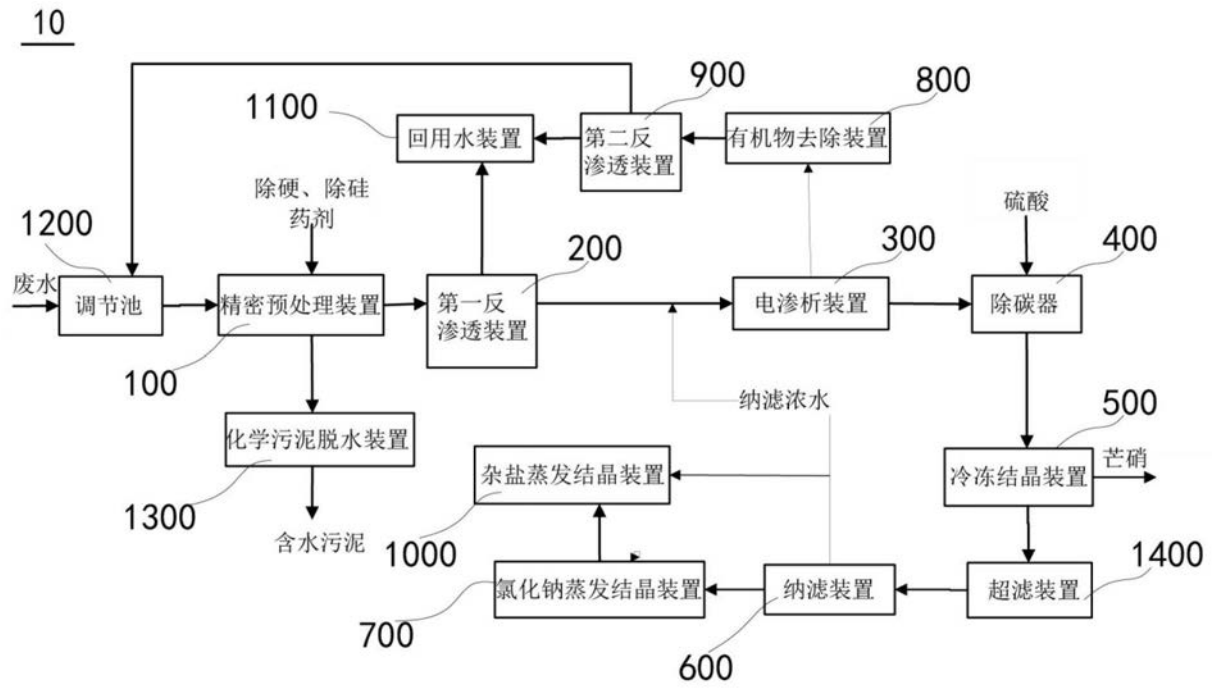


图1