



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 108264180 A

(43)申请公布日 2018.07.10

(21)申请号 201810004269.5

(22)申请日 2015.12.23

(62)分案原申请数据

201510981729.6 2015.12.23

(71)申请人 倍杰特国际环境技术股份有限公司

地址 100076 北京市大兴区旧宫镇宣颐路7号2号楼2层405室

(72)发明人 权秋红 张建飞 石维平 元西方

(74)专利代理机构 北京海虹嘉诚知识产权代理有限公司 11129

代理人 张涛

(51)Int.Cl.

C02F 9/10(2006.01)

C01D 3/14(2006.01)

C01D 5/16(2006.01)

权利要求书3页 说明书11页 附图3页

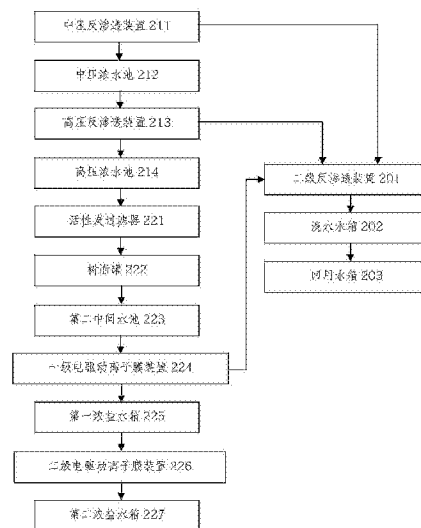
(54)发明名称

一种高含盐废水的零排放处理方法及系统

(57)摘要

本发明涉及一种高含盐废水的零排放处理方法及系统,包括废水的预处理工艺、减量化工工艺和高含盐浓水的蒸发结晶工艺,废水的减量化工工艺是通过中压高压反渗透装置对经预处理的废水进行初步减量化处理形成高压反渗透浓水,再经一级和二级电驱动离子膜装置进行深度浓缩处理后浓缩成高含盐浓水,废水的减量化工工艺还回收减量化过程中的产水至回用水箱;一级和二级电驱动离子膜装置包括间隔设置的一阳极和一阴极,其之间有规律地排列着由阳膜、阴膜和隔板组合的多个膜对,阳膜和阴膜为均相膜,两膜间为流态均匀的隔板,并且一级和二级电驱动离子膜装置的电源采用正负极性自动切换高频直流电源,并利用数字程序控制电源。

20



1. 一种高含盐废水的零排放处理方法,所述方法包括废水的预处理工艺,废水的减量化工艺和高含盐浓水的蒸发结晶工艺,其特征在于,

所述废水的减量化工艺是通过中压反渗透装置(211)和高压反渗透装置(213)对经预处理后的废水进行初步减量化处理后形成高压反渗透浓水,所述高压反渗透浓水再经一级电驱动离子膜装置(224)和二级电驱动离子膜装置(226)进行深度浓缩处理后浓缩成高含盐浓水,并且所述废水的减量化工艺还回收减量化过程中的产水至回用水箱(203);

所述一级电驱动离子膜装置(224)和所述二级电驱动离子膜装置(226)包括间隔设置的一阳极和一阴极,所述阳极和所述阴极之间有规律地排列着由阳膜、阴膜和隔板组合的多个膜对,所述阳膜和所述阴膜为均相膜,两膜间为流态均匀的隔板,并且所述一级电驱动离子膜装置(224)和所述二级电驱动离子膜装置(226)的电源采用正负极性自动切换高频直流电源,并利用数字程序控制电源。

2. 如权利要求1所述的高含盐废水的零排放处理方法,其特征在于,经所述废水的预处理工艺后通过所述废水的减量化工艺和所述高含盐浓水的蒸发结晶工艺回收高含盐废水中的水分和盐类,从而实现废水的零排放,其中,所述废水的预处理工艺是通过加入絮凝和/或沉淀药剂并由化学反应器去除高含盐废水中的重金属离子、硬度离子和有机物质后再调节废水的pH为碱性。

3. 如权利要求2所述的高含盐废水的零排放处理方法,其特征在于,

所述蒸发结晶工艺是通过硝蒸发结晶装置(302)和盐蒸发结晶装置(315)在负压或微正压条件下对所述高含盐浓水中的盐类分别回收并形成商品硫酸钠和商品氯化钠;

其中,所述高含盐浓水的蒸发结晶工艺是按如下步骤完成的:

第二浓盐水箱(227)中的高含盐浓水在负压或微正压下由所述硝蒸发结晶装置(302)进行蒸发结晶,蒸发结晶产生的硝母液经冷冻硝结晶装置(309)冷冻结晶后通过冷冻硝离心分离机(311)离心分离,离心产生的十水硝返回与经所述硝蒸发结晶装置(302)产生的含固硝液热融后再经离心分离机(304)分离出硫酸钠后并经干燥得到商品硫酸钠,

通过所述冷冻硝离心分离机(311)离心产生的冷冻硝母液在负压或微正压下经所述盐蒸发结晶装置(315)蒸发结晶分离出氯化钠后并经干燥得到商品氯化钠。

4. 如权利要求1至3之一所述的高含盐废水的零排放处理方法,其特征在于,所述废水的预处理工艺是按如下步骤完成的:

在调节池(101)中将废水进行均质和均量调节后送入高密池(102),通过加药装置(103)向所述高密池(102)中依次加入石灰或氢氧化钠、碳酸钠、聚合氯化铝和聚丙烯酰胺并通过化学反应器对废水进行絮凝和/或沉淀处理,经所述化学反应器处理后产生的浓水经管式微滤器(104)和滤芯过滤器(105)过滤后进入第一中间水池(106),并将所述第一中间水池(106)中废水的pH调节为8.0~9.5。

5. 如前述权利要求之一所述的高含盐废水的零排放处理方法,其特征在于,所述高密池(102)中产生的污泥以及所述管式微滤器(104)中产生的污泥排入污泥池(107)中并经污泥脱水装置(108)进行泥水分离后,产生的泥饼进行干污泥处置,产生的水进入所述调节池(101)中与未处理的废水混合以进行循环处理。

6. 如前述权利要求之一所述的高含盐废水的零排放处理方法,其特征在于,所述废水的减量化处理工艺是按如下步骤完成的:

第一中间水池(106)收集的经预处理后的废水通过所述中压反渗透装置(211)进行初步减量化处理形成中压反渗透浓水并排入中压浓水池(212),所述中压浓水池(212)收集的中压反渗透浓水通过所述高压反渗透装置(213)进一步进行初步减量化处理形成高压反渗透浓水并排入高压浓水池(214),

所述中压反渗透装置(211)和所述高压反渗透装置(213)形成的中压反渗透产水和高压反渗透产水经二级反渗透装置(201)和淡水水箱(202)后进入回用水箱(203)。

7.如前述权利要求之一所述的高含盐废水的零排放处理方法,其特征在于,

所述高压浓水池(214)中的高压反渗透浓水经活性炭过滤器(221)和树脂罐(222)处理后排入第二中间水池(223)以进行深度浓缩处理,所述第二中间水池(223)中经预处理后的高压反渗透浓水通过所述一级电驱动离子膜装置(224)处理后形成的一级电驱动膜浓水并通过第一浓盐水箱(225)进入所述二级电驱动离子膜装置(226)进一步进行深度浓缩处理,经所述二级电驱动离子膜装置(226)处理后浓缩成高含盐浓水并进入第二浓盐水箱(227),

通过所述一级电驱动离子膜装置(224)处理后形成的一级电驱动产水经所述二级反渗透装置(201)和所述淡水水箱(202)后进入所述回用水箱(203)。

8.如前述权利要求之一所述的高含盐废水的零排放处理方法,其特征在于,

所述第一中间水池(106)中经预处理后的废水通过第一增压泵进入第一保安过滤器过滤后再进入所述中压反渗透装置(211),并且所述第一保安过滤器的保安过滤滤芯为三层阶梯式滤芯,所述三层阶梯式滤芯的尺寸分别为 $10\mu\text{m}$ 、 $15\mu\text{m}$ 和 $20\mu\text{m}$;

所述中压浓水池(212)中的中压反渗透浓水通过第二增压泵进入第二保安过滤器过滤后再进入所述高压反渗透装置(213),并且所述第二保安过滤器的保安过滤滤芯为三层阶梯式滤芯,所述三层阶梯式滤芯的尺寸分别为 $5\mu\text{m}$ 、 $10\mu\text{m}$ 和 $15\mu\text{m}$;

所述第二中间水池(223)中经预处理后的高压反渗透浓水通过第三增压泵进入第三保安过滤器过滤后再进入所述一级电驱动离子膜装置(224),并且所述第三保安过滤器的保安过滤滤芯为三层阶梯式滤芯,所述三层阶梯式滤芯的尺寸分别为 $1\mu\text{m}$ 、 $5\mu\text{m}$ 和 $10\mu\text{m}$ 。

9.如前述权利要求之一所述的高含盐废水的零排放处理方法,其特征在于,所述硝蒸发结晶装置(302)蒸发产生的二次蒸汽通过第一蒸汽压缩机(318)压缩升温 and 升压后,并由第一加热器(317)持续为经原料进料预热器(301)预热后的高含盐浓水提供热能,

所述盐蒸发结晶装置(315)蒸发产生的二次蒸汽通过第二蒸汽压缩机(326)压缩并由第二加热器(325)提高温度和压力后用于加热器(314)内部冷冻硝母液的加热。

10.一种高含盐废水的零排放处理系统,所述系统包括废水的预处理工艺,废水的减量化工艺和高含盐浓水的蒸发结晶工艺,其特征在于,

所述废水的减量化工艺是通过中压反渗透装置(211)和高压反渗透装置(213)对经预处理后的废水进行初步减量化处理后形成高压反渗透浓水,所述高压反渗透浓水再经一级电驱动离子膜装置(224)和二级电驱动离子膜装置(226)进行深度浓缩处理后浓缩成高含盐浓水,并且所述废水的减量化工艺还回收减量化过程中的产水至回用水箱(203);

所述一级电驱动离子膜装置(224)和所述二级电驱动离子膜装置(226)包括间隔设置的一阳极和一阴极,所述阳极和所述阴极之间有规律地排列着由阳膜、阴膜和隔板组合的多个膜对,所述阳膜和所述阴膜为均相膜,两膜间为流态均匀的隔板,并且所述一级电驱动离子膜装置(224)和所述二级电驱动离子膜装置(226)的电源采用正负极性自动切换高频

直流电源,并利用数字程序控制电源。

一种高含盐废水的零排放处理方法及系统

[0001] 本申请为原申请号为201510981729.6,发明名称为:一种高含盐废水的零排放处理方法的分案申请。

技术领域

[0002] 本发明涉及工业废水处理技术领域,尤其涉及一种高含盐废水的零排放处理方法。

背景技术

[0003] 近年来,随着石化、电力、冶金、煤化工等行业的快速发展,工业生产过程中产生的含复杂成分的废水量也逐年增加,这些含复杂成分的废水如何处置和利用的问题受到了广泛重视。特别是在水资源匮乏地区,如何利用好这部分废水,实现废水零排放,对保护我们赖以生存的周边环境和自然水体,进一步提高水资源的综合利用效率,缓解水资源紧张状况具有重要意义。

[0004] 废水零排放技术通常采用反渗透膜(RO),电渗析(EDR),超滤(UF)和膜反应器(MBR)工艺等将生产废水充分回收利用后,对剩余的高含盐废水采用蒸发等工艺进行回收处理。目前,反渗透膜法处理技术已经逐渐成为工业循环水处理、污水和废水回用等领域中的一种非常重要的处理方法。

[0005] 反渗透膜法用于处理废水发展较快,但该技术在处理成分复杂的废水时存在的问题也日益凸显,主要问题表现在两个方面:一是反渗透膜元件可以达到的脱盐率在98%以上,废水中的盐及杂质98%以上被截留分离在系统产生的浓水中,而反渗透膜法对废水的回收利用率只能达到75%左右,仍有25%的浓水不能利用,需要直接排放。反渗透膜元件的高脱盐率使得该部分的浓水含有大量钙离子、镁离子、重金属离子、硅离子、胶体类和有机污染物等,若将该部分浓水直接排放必定会对环境造成污染。对浓水直接利用多效进行蒸发结晶,则消耗的蒸汽量大,造成废水的处理成本增高。二是经过低压、中压和高压反渗透浓缩的含盐复杂废水,再利用反渗透装置处理时有机污染物和趋于饱和的无机盐易在膜面发生结垢,导致分离难度增大、能耗增加,经济性不佳,可靠性较低。

[0006] 针对高盐复杂废水的处理方法,目前常用的有以下几种:第一,对废水中难降解的有机类物质采用强氧化性物质进行催化氧化,使废水中的有机物质进行有效降解,经氧化处理后的废水再进入生化装置对其中的有机物进行去除,经过沉淀和过滤装置后直接排放。但是,该法仅针对废水中的有机类物质,对无机盐成分基本无去除作用。第二,将含钙镁的废水通过软化后,再通过二次反渗透装置进行减量化处理以进一步回收部分水量,减量化后产生的少量浓水直接排放。该法虽然可以对原水进行一定减量化处理,但是反渗透浓水中含有的钙离子、镁离子、重金属离子、硅离子、有机物等的浓度已经很高,普通的反渗透膜进行二次反渗透时对其回收率不高,甚至海水淡化膜也只能做到50%左右,使得排放的浓水量仍然较大。第三,利用蒸发和结晶装置对减量化后的高含盐浓水进行处理,形成混盐,实现废水的零排放。该法对浓缩后的高盐废水处理得较彻底,技术相对成熟,但是该法

需要消耗大量蒸汽,形成的混盐为固危废,处理成本较高,企业难以接受。综合分析上述三种处理方法,目前均存在缺陷,难以用于工业化。

[0007] 中国专利(公布号为CN104445788A)公布了一种高含盐废水处理回用零排放集成工艺。该专利提供的工艺方法首先对高含盐废水进行软化预处理后,依次经过活性炭吸附和超滤装置,获得预处理产水;经过纳滤装置获得纳滤软水和纳滤浓水;经过反渗透装置获得反渗透软水和反渗透浓水;经过电渗析装置获得电渗析软水和电渗析浓水;最后通过蒸发结晶装置对电渗析浓水进行蒸发结晶处理,蒸发结晶产生的盐定期外运,产生的水进入回用水箱中,最终完成高含盐废水处理回用。该专利提供的处理方法采用了高密度澄清池工艺、过滤工艺、纳滤处理工艺和反渗透处理工艺的集成工艺,通过上述工艺虽然可以使废水达到零排放的要求,但是,该专利提供的方法至少还存在如下缺陷:(1)该处理方法仅针对低浓度有机物反渗透浓水,对含有难降解有机物的高盐废水处理效果不明显;(2)经处理后的浓水易使装置中的膜元件发生结垢和有机物污堵,影响废水回收率;(3)该专利缺少对废水进一步的减量化措施,使得进入蒸发结晶装置的浓水量大,蒸发水量时发生了相变过程,蒸发结晶时消耗的能耗高,处理成本增加。

[0008] 因此,提供一种针对含复杂成分的高含盐浓水回用并实现废水零排放的经济型和环境友好型处理工艺,成为亟待解决的问题。

发明内容

[0009] 针对现有技术之不足,本发明提供了一种高含盐废水的零排放处理方法,所述方法包括废水的预处理工艺,废水的减量化工艺和高含盐浓水的蒸发结晶工艺,经所述废水的预处理工艺后通过所述废水的减量化工艺和所述高含盐浓水的蒸发结晶工艺以回收高含盐废水中的水分和盐类,从而实现废水的零排放,其中,所述废水的预处理工艺是通过加入絮凝和/或沉淀药剂并由化学反应器去除高含盐废水中的重金属离子、硬度离子和有机物质后再调节废水的pH为碱性;所述废水的减量化工艺是通过中压反渗透装置和高压反渗透装置对经预处理后的废水进行初步减量化处理后形成高压反渗透浓水,所述高压反渗透浓水再经一级电驱动离子膜装置和二级电驱动离子膜装置进行深度浓缩处理后浓缩成高含盐浓水,并且所述废水的减量化工艺还回收减量化过程中的产水至回用水箱;所述蒸发结晶工艺是通过硝蒸发结晶装置和盐蒸发结晶装置在负压或微正压条件下对所述高含盐浓水中的盐类分别回收并形成商品硫酸钠和商品氯化钠。

[0010] 根据一个优选实施方式,所述中压反渗透装置的操作压力为2.0~3.5MPa,所述中压反渗透装置膜元件的材质为芳香族聚酰胺复合材料,并且所述膜元件的流道宽度为1.60~1.70mm;所述高压反渗透装置的操作压力为3.5~4.5MPa,所述高压反渗透装置膜元件的材质为芳香族聚酰胺复合材料,并且所述膜元件的流道宽度为2.00~2.10mm。优选地,所述中压反渗透装置膜元件的流道宽度为1.65mm,所述高压反渗透装置膜元件的流道宽度为2.03mm。

[0011] 根据一个优选实施方式,所述一级电驱动离子膜装置和所述二级电驱动离子膜装置包括间隔设置的一阳极和一阴极,所述阳极和所述阴极之间有规律地排列着由阳膜、阴膜和隔板组合的多个膜对,所述阳膜和所述阴膜为低膜阻高性能的均相膜,两膜间为流态均匀的隔板,并且所述一级电驱动离子膜装置和所述二级电驱动离子膜装置的电源采用正

负极性自动切换高频直流电源,并利用数字程序控制电源,采用可调间隙高频震荡输出高频倒极性直流电流以扰乱易在膜表面形成的极化层,破坏极化层中的高浓缩倍数下的钙镁阳离子,破坏晶体化过程致其分子歧化。发挥物理阻垢,优化水动力条件的作用,有效降低动力消耗30-50%。

[0012] 根据一个优选实施方式,所述废水的预处理工艺是按如下步骤完成的:在调节池中将废水进行均质和均量调节后送入高密池,通过加药装置向所述高密池中依次加入石灰或氢氧化钠、碳酸钠、聚合氯化铝和聚丙烯酰胺并通过化学反应器对废水进行絮凝和/或沉淀处理,经所述化学反应器处理后产生的浓水经管式微滤器和滤芯过滤器过滤后进入第一中间水池,并将所述第一中间水池中废水的pH调节为8.0~9.5。优选地,所述管式微滤器的滤膜孔径为1~5 μm ,可将化学反应生成的沉淀物、混凝胶体等物质进一步去除。

[0013] 根据一个优选实施方式,所述高密池中产生的污泥以及所述管式微滤器中产生的污泥排入污泥池中并经污泥脱水装置进行泥水分离后,产生的泥饼进行干污泥处置,产生的水进入所述调节池中与未处理的废水混合以进行循环处理。

[0014] 根据一个优选实施方式,所述废水的减量化处理工艺是按如下步骤完成的:第一中间水池收集的经预处理后的废水通过所述中压反渗透装置进行初步减量化处理形成中压反渗透浓水并排入中压浓水池,所述中压浓水池收集的中压反渗透浓水通过所述高压反渗透装置进一步进行初步减量化处理形成高压反渗透浓水并排入高压浓水池,所述中压反渗透装置和所述高压反渗透装置形成的中压反渗透产水和高压反渗透产水经二级反渗透装置和淡水水箱后进入回用水箱。

[0015] 根据一个优选实施方式,所述高压浓水池中的高压反渗透浓水经活性炭过滤器和树脂罐处理后排入第二中间水池以进行深度浓缩处理,所述第二中间水池中经预处理后的高压反渗透浓水通过所述一级电驱动离子膜装置处理后形成的一级电驱动膜浓水并通过第一浓盐水箱进入所述二级电驱动离子膜装置进一步进行深度浓缩处理,经所述二级电驱动离子膜装置处理后浓缩成高含盐浓水并进入第二浓盐水箱,通过所述一级电驱动离子膜装置处理后形成的一级电驱动产水经所述二级反渗透装置和所述淡水水箱后进入所述回用水箱。

[0016] 根据一个优选实施方式,所述第一中间水池中经预处理后的废水通过第一增压泵进入第一保安过滤器过滤后再进入所述中压反渗透装置,并且所述第一保安过滤器的保安过滤滤芯为三层阶梯式滤芯,所述三层阶梯式滤芯的尺寸分别为10 μm 、15 μm 和20 μm ;所述中压浓水池中的中压反渗透浓水通过第二增压泵进入第二保安过滤器过滤后再进入所述高压反渗透装置,并且所述第二保安过滤器的保安过滤滤芯为三层阶梯式滤芯,所述三层阶梯式滤芯的尺寸分别为5 μm 、10 μm 和15 μm ;所述第二中间水池中经预处理后的高压反渗透浓水通过第三增压泵进入第三保安过滤器过滤后再进入所述一级电驱动离子膜装置,并且所述第三保安过滤器的保安过滤滤芯为三层阶梯式滤芯,所述三层阶梯式滤芯的尺寸分别为1 μm 、5 μm 和10 μm 。

[0017] 根据一个优选实施方式,所述高含盐浓水的蒸发结晶工艺是按如下步骤完成的:第二浓盐水箱中的高含盐浓水在负压或微正压下由所述硝蒸发结晶装置进行蒸发结晶,蒸发结晶产生的硝母液经冷冻硝结晶装置冷冻结晶后通过冷冻硝离心分离机离心分离,离心产生的十水硝返回与经所述硝蒸发结晶装置产生的含固硝液热融后再经离心分离机分离

出硫酸钠固体,经干燥得到商品无水硫酸钠,通过所述冷冻硝离心机离心产生的冷冻硝母液在负压或微正压下经盐蒸发结晶装置蒸发结晶分离出氯化钠固体,经干燥得到商品无水氯化钠。

[0018] 根据一个优选实施方式,所述硝蒸发结晶装置蒸发产生的二次蒸汽通过第一蒸汽压缩机压缩升温 and 升压后,并由第一加热器持续为经原料进料预热器预热后的高含盐浓水提供热能以达到沸点,所述盐蒸发结晶装置蒸发产生的二次蒸汽通过第二蒸汽压缩机压缩并由第二加热器提高温度和压力后用于加热器(314)内部冷冻硝母液的循环加热以达到沸点。

[0019] 本发明提供的高含盐废水的零排放处理方法至少具有如下优势:

[0020] (1) 本发明通过采用中压反渗透装置和高压反渗透装置对废水进行初步减量化处理后,再使用一级电驱动离子膜装置和二级电驱动膜离子装置对废水进行深度浓缩处理,整个工艺过程中处理液的分离无相变过程,废水的回收量可达95%以上,仅产有5%左右的高含盐浓水,大大降低了蒸发结晶过程所需的能耗,从而可降低废水的处理成本。

[0021] (2) 本发明的蒸发结晶过程通过蒸汽压缩机来提高二次蒸汽的温度,并使用其来对料液进行提温,代替生蒸汽对高含盐浓水进行加热,无需再使用生蒸汽,可大大降低生蒸汽的用量;另一方面,通过对高含盐浓水进行蒸发结晶,分离回收高含盐浓水中的硫酸钠和氯化钠,收集蒸发结晶产生的冷凝水进入回用水箱,可实现高含盐废水的零排放。

[0022] (3) 针对现有技术中有机物和钙镁离子易在反渗透膜表面发生结垢和污堵的问题,本发明采取了两种措施:一是在预处理过程中采用化学方法对废水进行絮凝和/或沉淀处理后,去除重金属离子、钙镁离子以及部分有机物质并调节预处理后废水的pH为碱性,使得废水在进入反渗透装置进行处理时,能避免有机物污堵和钙镁离子在反渗透膜表面结垢的问题;二是增大反渗透膜元件的流道,使得反渗透装置膜元件不易发生离子结垢和有机物污堵的问题。

附图说明

[0023] 图1是本发明的零排放处理方法所用系统的框图;

[0024] 图2是本发明的零排放处理方法的预处理工艺的装置框图;

[0025] 图3是本发明的零排放处理方法的减量化工艺的装置框图;

[0026] 图4是本发明的零排放处理方法的蒸发结晶工艺的装置框图。

[0027] 附图标记列表

[0028]	10: 预处理单元	20: 减量化单元	30: 蒸发结晶分质盐单元
[0029]	21: 初步减量化单元	22: 深度浓缩单元	101: 调节池
[0030]	102: 高密池	103: 加药装置	104: 管式微滤器
[0031]	105: 滤芯过滤器	106: 第一中间水池	107: 污泥池
[0032]	108: 污泥脱水装置	201: 二级反渗透装置	202: 淡水水箱
[0033]	203: 回用水箱	211: 中压反渗透装置	212: 中压浓水池
[0034]	213: 高压反渗透装置	214: 高压浓水池	221: 活性炭过滤器
[0035]	222: 树脂罐	223: 第二中间水池	
[0036]	224: 一级电驱动离子膜装置		225: 第一浓盐水箱

[0037]	226:二级电驱动离子膜装置	227:第二浓盐水箱	
[0038]	301:原料进料预热器	302:硝蒸发结晶装置	303:硝稠厚器
[0039]	304:离心分离机	305:硝母液槽	306:第一烘干机
[0040]	307:第一计量包装装置	308:硝母液泵	309:冷冻硝结晶装置
[0041]	310:第一沉降器	311:冷冻硝离心分离机	312:冷冻硝母液槽
[0042]	313:冷硝母液泵	314:加热器	315:盐蒸发结晶装置
[0043]	316:第一生蒸汽装置	317:第一加热器	318:第一蒸汽压缩机
[0044]	319:冷却水系统	320:冷冻机	321:冷却器
[0045]	322:真空系统	323:硝循环泵	324:第二生蒸汽装置
[0046]	325:第二加热器	326:第二蒸汽压缩机	327:循环泵
[0047]	328:第二沉降器	329:盐离心分离机	330:第二烘干机
[0048]	331:第二计量包装装置	332:冷硝循环泵	

具体实施方式

[0049] 下面结合附图和实施例进行详细说明。

[0050] 本发明的高含盐废水是指炼油废水、煤化工废水、循环系统排污水、反渗透浓水以及污水处理厂中含有复杂成分的废水等。本发明的高含盐废水的TDS为5000~10000mg/L。即1L高含盐废水中的溶解性总固体含量为5000~10000mg。

[0051] 本发明提供的高含盐废水的零排放处理方法,其总的发明构思是通过预处理将废水中的重金属离子、钙镁离子以及部分有机物质去除后,再通过反渗透装置对高含盐废水进行初步减量化处理以回收废水中的部分水分,对反渗透浓水再通过电驱动膜装置进行深度浓缩处理,将进行浓缩处理后形成的高含盐浓水送入蒸发结晶分质盐装置,通过蒸发结晶分质盐装置分离回收其中的盐类,从而实现废水的零排放和固体盐的回收再利用。本发明提供的思路可使废水的回收率达95%以上,大大降低了蒸发结晶装置对高含盐浓水的处理量,并且水量在分离过程中无相变发生,从而可降低处理过程中的能耗。本发明不限于使用中压反渗透装置和高压反渗透装置对高含盐废水进行初步减量化处理,初步减量化处理工艺中的装置还可以有超高压反渗透装置。本发明也不限于使用一级电驱动离子膜装置和二级电驱动离子膜装置对高压反渗透浓水进行深度浓缩处理,深度浓缩处理工艺中的装置还可以有三级电驱动离子膜装置,甚至是多级电驱动离子膜装置。

[0052] 本发明提供的高含盐废水的零排放处理方法包括废水的预处理工艺、废水的减量化工艺和高含盐浓水的蒸发结晶工艺。图1示出了本发明的零排放处理方法所用系统的框图。如图1所示,高含盐废水的零排放处理方法所用系统包括预处理单元10、减量化单元20和蒸发结晶分质盐单元30。减量化单元20又包括初步减量化单元21和深度浓缩单元22。经预处理工艺后,通过废水的减量化工艺和高含盐浓水的蒸发结晶工艺可以回收高含盐废水中的水分和盐类,从而实现废水的零排放和盐的回收再利用。其中,废水的预处理工艺是通过加入絮凝和/或沉淀药剂并由化学反应器去除高含盐废水中的重金属离子、硬度离子和有机物质。将重金属离子、硬度离子和有机物质去除后调节废水的pH为碱性。废水的减量化工艺是通过中压反渗透装置211和高压反渗透装置213对经预处理后的废水进行初步减量化处理后形成高压反渗透浓水。高压反渗透浓水经一级电驱动离子膜装置224和二级电驱

动离子膜装置226进行深度浓缩处理后浓缩成高含盐浓水。废水的减量化工艺还包括回收减量化过程中的产水至回用水箱203。蒸发结晶工艺是通过硝蒸发结晶装置302和盐蒸发结晶装置315在负压或微正压条件下对高含盐浓水中的盐类分别回收并经干燥等过程形成商品硫酸钠和商品氯化钠。

[0053] 根据一个优选实施方式,中压反渗透装置211的操作压力为2.0~3.5MPa。中压反渗透装置211膜元件的材质为芳香族聚酰胺复合材料。中压反渗透装置211膜元件的流道宽度为1.60~1.70mm。高压反渗透装置213的操作压力为3.5~4.5MPa。高压反渗透装置213膜元件的材质为芳香族聚酰胺复合材料。高压反渗透装置213膜元件的流道宽度为2.00~2.10mm。优选地,中压反渗透装置211膜元件的流道宽度为1.65mm。高压反渗透装置213膜元件的流道宽度为2.03mm。优选地,中压反渗透装置211采用特种浓缩抗污染中压膜元件GTR3-8040F-65。高压反渗透装置213采用特种浓缩抗污染高压膜元件GTR4-8040F-80。中压反渗透装置211膜元件和高压反渗透装置213膜元件的材质为芳香族聚酰胺复合材料,能够去除废水中至少90%以上的目标重金属。具体地,芳香族聚酰胺膜还能去除废水中镉、铬、铜、铁、镍、锌、锰、镁及其它同类重金属。芳香族聚酰胺膜对重金属具有很高的脱除率,特别是能够从废水中去除至少99%的砷、至少98%的镍、至少97%的锰、至少99%的镁、94%的铬以及至少80%的钙、铜和锌。另一方面,芳香族聚酰胺膜还具有高脱盐率,能够高效脱除分子量大于100的纳米级污染物,如阴离子。中压反渗透装置211和高压反渗透装置213在2.0~4.5MPa的压力对高含盐废水进行初步减量化处理,相较于常规的反渗透处理,其处理效率更高。

[0054] 根据一个优选实施方式,一级电驱动离子膜装置224和二级电驱动离子膜装置226包括间隔设置的一阳极和一阴极。阳极和阴极之间有规律地排列着由阳膜、阴膜和隔板组合的多个膜对。阳膜和阴膜为低膜阻高性能的均相膜。两膜间为流态均匀的隔板。一级电驱动离子膜装置224和二级电驱动离子膜装置226的电源采用正负极性自动切换高频直流电源,并利用数字程序控制电源。一级电驱动离子膜装置224和二级电驱动离子膜装置226采用可调间隙高频震荡输出高频倒极性直流电流以扰乱易在膜表面形成的极化层,破坏极化层中的高浓缩倍数下的钙镁阳离子,破坏晶体化过程致其分子歧化。一级电驱动离子膜装置224和二级电驱动离子膜装置226可发挥物理阻垢,优化水动力条件的作用,有效降低动力消耗30~50%。

[0055] 根据一个优选实施方式,废水的预处理工艺是按如下步骤完成的:在调节池101中将废水进行均质和均量调节后送入高密池102。通过加药装置103向高密池102中依次加入石灰或氢氧化钠、碳酸钠、聚合氯化铝和聚丙烯酰胺并通过化学反应器对废水进行絮凝和/或沉淀处理。经化学反应器处理后产生的浓水经管式微滤器104和滤芯过滤器105过滤后进入第一中间水池106。优选地,管式微滤器的滤膜孔径为1~5 μ m,可将化学反应生成的沉淀物、混凝胶体等物质进一步去除。将第一中间水池106中废水的pH调节为8.0~9.5。碱性环境有助于抑制有机物和钙镁离子在反渗透膜表面结垢。高密池102中产生的污泥以及管式微滤器104中产生的污泥排入污泥池107中。污泥池107中的污泥经污泥脱水装置108进行泥水分离。产生的泥饼进行干污泥处置。产生的水进入调节池101中与未处理的废水混合以进行循环处理。

[0056] 根据一个优选实施方式,高密池102中有去除有机物、胶体、硬度离子的化学反应

器。化学反应器不仅可将药剂与废水高速充分混合,也有利于絮体的生成,更能有效地将固液分离。化学反应器利用塔板让水流产生的涡流微动力极利于絮体吸附杂质,使得加入少量的絮凝剂即可达到深度净化的效果。另一方面,化学反应器还能使加入的少量絮凝剂最大限度的产生蓬松体大、吸附能力强的大絮体。化学反应器使得加入的药剂利用率高,可以降低废水的处理成本。

[0057] 本发明在预处理过程中采用化学方法将重金属离子、钙镁等硬度离子去除,同时去除大部分COD和有机胶体物质,使得废水在进行下一步处理时可避免有机物污堵和钙镁结垢的问题。另一方面,将经预处理后的废水pH调节为8.0~9.5的碱性环境,可进一步抑制反渗透膜表面结垢和有机物污染的问题。

[0058] 根据一个优选实施方式,废水的减量化处理工艺是按如下步骤完成的:第一中间水池106收集的经预处理后的废水通过中压反渗透装置211进行初步减量化处理。经中压反渗透装置211处理形成的中压反渗透浓水排入中压浓水池212。中压浓水池212收集的中压反渗透浓水通过高压反渗透装置213进一步进行初步减量化处理。经高压反渗透装置213处理形成的高压反渗透浓水排入高压浓水池214。中压反渗透装置211和高压反渗透装置213形成的中压反渗透产水和高压反渗透产水排入二级反渗透装置201。中压反渗透产水和高压反渗透产水经二级反渗透装置201和淡水水箱202后进入回用水箱203。高压浓水池214中的高压反渗透浓水经活性炭过滤器221和树脂罐222处理后排入第二中间水池223以进行深度浓缩处理。第二中间水池223中经预处理后的高压反渗透浓水通过一级电驱动离子膜装置224处理后形成的一级电驱动膜浓水。一级电驱动膜浓水通过第一浓盐水箱225进入二级电驱动离子膜装置226进一步进行深度浓缩处理。一级电驱动膜浓水经二级电驱动离子膜装置226处理后浓缩成高含盐浓水并进入第二浓盐水箱227。通过一级电驱动离子膜装置224处理后形成的一级电驱动产水排入二级反渗透装置201。一级电驱动产水经二级反渗透装置201和淡水水箱202后进入回用水箱203。活性炭过滤器221可吸附初步减量化过程中未去除的氯,同时吸附小分子有机物、胶体和重金属离子。树脂罐222具有离子交换树脂,用于吸附经活性炭过滤器221处理后溶液中的化学离子。高压反渗透浓水在进入一级电驱动离子膜装置224前经活性炭过滤器221和树脂罐222进行预处理,可以使高压反渗透浓水达到一级电驱动离子膜装置224的进水要求,减小对一级电驱动离子膜装置224的损害。

[0059] 根据一个优选实施方式,第一中间水池106中经预处理后的废水通过第一增压泵进入第一保安过滤器过滤后再进入中压反渗透装置211。第一保安过滤器的保安过滤滤芯为三层阶梯式滤芯。三层阶梯式滤芯的尺寸分别为10 μm 、15 μm 和20 μm 。中压浓水池212中的中压反渗透浓水通过第二增压泵进入第二保安过滤器过滤后再进入高压反渗透装置213。第二保安过滤器的保安过滤滤芯为三层阶梯式滤芯。三层阶梯式滤芯的尺寸分别为5 μm 、10 μm 和15 μm 。第二中间水池223中经预处理后的高压反渗透浓水通过第三增压泵进入第三保安过滤器过滤后再进入一级电驱动离子膜装置224。第三保安过滤器的保安过滤滤芯为三层阶梯式滤芯。三层阶梯式滤芯的尺寸分别为1 μm 、5 μm 和10 μm 。保安过滤器可用于去除微小的石英砂、活性炭颗粒等,以确保废水在进入下一装置时减少对装置的损害。第一保安过滤器、第二保安过滤器和第三保安过滤器的滤芯均采用三层阶梯式滤芯,可使废水中的小颗粒物质逐步除去,并且,第一保安过滤器、第二保安过滤器和第三保安过滤器的滤芯尺寸依次减小,可进一步去除在前一步骤中不能去除的更小的颗粒物质。

[0060] 根据一个优选实施方式,经中压反渗透装置211处理后,进水的70%以上形成中压反渗透产水并进入回用水箱203,剩余的30%以下形成中压反渗透浓水。中压反渗透浓水作为高压反渗透装置213的进水。经高压反渗透装置213处理后,进水的65%以上形成高压反渗透产水并进入回用水箱203,剩余的35%以下形成高压反渗透浓水。高压反渗透浓水作为一级电驱动离子膜装置224的进水。经一级电驱动离子膜装置224处理后,进水的75%以上形成一级电驱动产水并进入回用水箱203,剩余的25%以下形成一级电驱动膜浓水。一级电驱动膜浓水作为二级电驱动离子膜装置226的进水。

[0061] 经上述初步减量化和深度浓缩处理后,废水的95%以上能够回收利用,废水的5%以下浓缩成高含盐浓水。

[0062] 根据一个优选实施方式,高含盐浓水的蒸发结晶工艺是按如下步骤完成的:第二浓盐水箱227中的高含盐浓水在负压或微正压下由硝蒸发结晶装置302进行蒸发结晶。高含盐浓水经蒸发结晶产生的硝母液经冷冻硝结晶装置309冷冻结晶后通过冷冻硝离心分离机311离心分离,离心产生的十水硝返回与经硝蒸发结晶装置302产生的含固硝液热融后再经离心分离机304分离出商品硫酸钠固体,经干燥得到商品无水硫酸钠。经冷冻硝离心分离机311离心产生的冷冻硝母液在负压或微正压下经盐蒸发结晶装置315蒸发结晶分离出氯化钠固体,经干燥得到商品无水氯化钠。优选地,硝蒸发结晶装置302蒸发产生的二次蒸汽通过第一蒸汽压缩机318压缩升温 and 升压后,并由第一加热器317持续为经原料进料预热器301预热后的高含盐浓水继续提供热能以达到沸点。盐蒸发结晶装置315蒸发产生的二次蒸汽通过第二蒸汽压缩机326压缩并由第二加热器325提高温度和压力后用于加热器314内部经预热后的高含盐浓水循环加热以达到沸点。同时,高含盐浓水的蒸发结晶工艺将蒸发结晶过程中的冷凝水回收至回用水箱203。

[0063] 通过本发明的蒸发结晶工艺,分离出的商品硫酸钠的纯度在96%左右,分离出的商品氯化钠的纯度在98%以上。本发明提供的高含盐废水的零排放处理方法不仅可以实现废水的零排放,而且可降低高含盐废水的处理成本。本发明提供了一种工业适用性强的含盐废水的零排放处理方法。

[0064] 实施例1

[0065] 以本发明使用的一级电驱动离子膜装置224和二级电驱动离子膜装置226的结构为例。

[0066] 一级电驱动离子膜装置224和二级电驱动离子膜装置226包括间隔设置的一阳极和一阴极。阳极和阴极之间有规律地排列着由阳膜、阴膜和隔板组合的多个膜对。阳膜和阴膜为低膜阻高性能的均相膜。两膜间为流态均匀的隔板。一级电驱动离子膜装置224和二级电驱动离子膜装置226的电源采用正负极性自动切换高频直流电源,并利用数字程序控制电源。一级电驱动离子膜装置224和二级电驱动离子膜装置226采用可调间隙高频震荡输出高频倒极性直流电流以扰乱易在膜表面形成的极化层,破坏极化层中的高浓缩倍数下的钙镁阳离子,破坏晶体化过程致其分子歧化。一级电驱动离子膜装置224和二级电驱动离子膜装置226可发挥物理阻垢,优化水动力条件的作用,有效降低动力消耗30-50%。

[0067] 隔膜为离子交换膜。优选地,阴极隔膜为阳离子交换膜,阳极隔膜为阴离子交换膜。在外加电场的作用下,阳离子交换膜只允许阳离子通过,阴离子膜只允许阴离子通过。不带电分子和有机物不能透过隔膜,可实现带电离子的定向迁移。在每对膜对间形成浓

盐水室和淡盐水室,实现水中高含盐水的浓缩和淡化。

[0068] 根据一个优选实施方式,电驱动离子膜装置基本构造由膜堆组成,主要有锁紧框、进料框、阴阳离子膜、隔板、布水槽、隔网、电极和极室、压机等。隔板的厚度在0.5~2.0mm。膜堆又由若干个膜对交替排列组成,由阴阳离子膜和网隔板组成浓缩室、脱盐室。经预处理的高含盐浓水进入电驱动离子膜装置的隔室中,电驱动离子膜装置在外加直流电场的作用下,高含盐浓水中的阴、阳离子定向运动,阴离子向阳极方向移动,阳离子向阴极方向移动。由于离子交换膜具有选择透过性,阳离子交换膜的固定交换基团带负电荷,因此允许水中阳离子通过而阻挡阴离子;阴离子交换膜的固定交换基团带正电荷,因此允许水中的阴离子通过而阻挡阳离子,致使淡水隔室中的离子迁移到浓水隔室中去,使高含盐浓水中的离子脱离含盐溶液,从而得到浓缩的浓水和脱盐淡水。

[0069] 实施例2

[0070] 以废水的预处理工艺为例。

[0071] 如图2所示,废水的预处理工艺的装置至少包括调节池101、高密池102、加药装置103、管式微滤器104、滤芯过滤器105、第一中间水池106、污泥池107和污泥脱水装置108。

[0072] 调节池101将各管路送来的废水进行均质和均量调节。经均质和均量调节后的废水通过提升泵送入高密池102中。通过加药装置103向高密池102中的废水添加石灰或氢氧化钠、碳酸钠、聚合氯化铝和聚丙烯酰胺。优选地,加入的药剂量不宜过大,需要根据水质实际情况进行相应的调整,否则易造成膜污染,影响膜的使用寿命。优选地,氢氧化钠配置成浓度为20%的溶液,加入量为1.5g/L。碳酸钠配置成浓度为15%的溶液,加入量为3.0g/L。聚合氯化铝配置成浓度为20%的溶液,加入量为30mg/L。聚丙烯酰胺配置成浓度为0.3%的溶液,加入量为3mg/L。经化学药剂与废水发生絮凝和/或沉淀反应后,高密池102中的废水分为上层浓水和下层污泥。上层浓水进入管式微滤器104进行进一步过滤,下层污泥排入污泥池107中。优选地,上层浓水在管式微滤器104中的停留时间为2.5h,经自然沉降作用,分离出上层清液和下层污泥。上层清液经滤芯过滤器105排入第一中间水池106,以进行下一步减量化处理。管式微滤器104产生的污泥排入污泥池107中。污泥池107将收集到的污泥通过污泥脱水装置108进行泥水分离,得到的泥饼进行干污泥处置,得到的水返回至调节池101中循环处理。优选地,将第一中间水池106收集的清水调节为碱性环境。

[0073] 本发明的预处理工艺通过在高密池102中的絮凝和/或沉淀反应,并通过管式微滤器104和滤芯过滤器105对反应产生的浓水进一步过滤,可得到去除了重金属离子、硬度离子和有机物的清水,在第一中间水池106中调节清水的pH为碱性环境,从而可以防止有机物和钙镁离子在反渗透膜表面发生结垢和污堵。

[0074] 实施例3

[0075] 以废水的减量化处理工艺为例。

[0076] 废水的减量化工艺包括初步减量化工艺和深度浓缩工艺。如图3所示,初步减量化工艺的装置至少包括中压反渗透装置211、中压浓水池212、高压反渗透装置213和高压浓水池214。深度浓缩工艺的装置至少包括活性炭过滤器221、树脂罐222、第二中间水池223、一级电驱动离子膜装置224、第一浓盐水箱225、二级电驱动离子膜装置226和第二浓盐水箱227。减量化工艺的装置还包括二级反渗透装置201、淡水水箱202和回用水箱203。

[0077] 第一中间水池106收集的经预处理后的废水通过中压反渗透装置211和高压反渗

透装置213进行初步减量化处理。中压反渗透装置211通过第一增压泵和第一保安过滤器与第一中间水池106连接。经中压反渗透装置211处理后的中压反渗透浓水排入中压浓水池212中。中压浓水池212中的中压反渗透浓水通过第二增压泵进入第二保安过滤器过滤后再进入高压反渗透装置213。中压反渗透浓水经高压反渗透装置213处理的高压反渗透浓水进入高压浓水池214等待进行深度浓缩处理。高压浓水池214中的浓水经活性炭过滤器221和树脂罐222进一步去除浓水中的硬度离子后进入第二中间水池223。第二中间水池223中经预处理后的高压反渗透浓水通过第三增压泵进入第三保安过滤器过滤后再进入一级电驱动离子膜装置224。第二中间水池223中的浓水经一级电驱动离子膜装置224和二级电驱动离子膜装置226进行深度浓缩处理后形成的高含盐浓水并进入第二浓盐水箱227。优选地，经中压反渗透装置211、高压反渗透装置213和一级电驱动离子膜装置224处理后形成的产水进入二级反渗透装置201，产水经淡水水箱202后进入回用水箱203回用。

[0078] 优选地，中压反渗透装置211膜元件的材质为芳香族聚酰胺复合材料，操作压力为2.0~3.5MPa。中压反渗透装置211能截留97.5%的盐类物质，可将平均TDS为6500mg/L的废水浓缩到TDS大于21600mg/L。经中压反渗透装置211处理后，进水的70%以上形成中压反渗透产水并经二级反渗透装置201和淡水水箱202后进入回用水箱203，剩余的30%以下为中压反渗透浓水。中压反渗透浓水进入高压反渗透装置213进一步脱盐浓缩。高压反渗透装置213膜元件的材质为芳香族聚酰胺复合材料，操作压力为3.5~4.5MPa。高压反渗透装置213能截留97.2%的盐类物质，可将平均TDS为21600mg/L的废水浓缩到TDS大于50000mg/L。经高压反渗透装置213处理后，进水的65%以上形成高压反渗透产水并经二级反渗透装置201和淡水水箱202后进入回用水箱203，剩余的35%以下为高压反渗透浓水。

[0079] 优选地，高压反渗透浓水进入一级电驱动离子膜装置224进行深度浓缩处理。供水压力为0.20MPa。一级电驱动离子膜装置224能截留96.2%的盐类物质，可将平均TDS为50000mg/L的废水浓缩到TDS大于200000mg/L。经一级电驱动离子膜装置224处理后，进水的75%以上形成一级电驱动产水并经二级反渗透装置201和淡水水箱202后进入回用水箱203，剩余的25%以下进入二级电驱动离子膜装置226进一步进行深度浓缩处理。经两级电驱动离子膜装置进行深度浓缩处理后，废水的95%以上能够回收利用，废水的5%以下浓缩成高含盐浓水进入第二浓盐水箱227。

[0080] 本发明通过中压反渗透装置211和高压反渗透装置213对废水进行初步减量化后再经一级电驱动离子膜装置224和二级电驱动离子膜装置226进行深度浓缩处理，整个工艺过程中废水的回收量可达95%以上，仅有5%左右的高含盐浓水需要进行蒸发结晶工艺，大大降低了蒸发结晶过程所需的能耗，从而可降低废水的处理成本。

[0081] 实施例4

[0082] 以高含盐浓水的蒸发结晶工艺为例。

[0083] 如图4所示，高含盐浓水的蒸发结晶工艺的装置至少包括原料进料预热器301、硝蒸发结晶装置302、硝稠厚器303、离心分离机304、硝母液槽305、第一烘干机306、第一计量包装装置307、硝母液泵308、冷冻硝结晶装置309、第一沉降器310、冷冻硝离心分离机311、冷冻硝母液槽312、冷硝母液泵313、加热器314、盐蒸发结晶装置315、第一生蒸汽装置316、第一加热器317、第一蒸汽压缩机318、冷却水系统319、冷冻机320、冷却器321、真空系统322、硝循环泵323、第二生蒸汽装置324、第二加热器325、第二蒸汽压缩机326、循环泵327、

第二沉降器328、盐离心分离机329、第二烘干机330、第二计量包装装置331、冷硝循环泵332。

[0084] 第二浓盐水箱227中的高含盐浓水经第四增压泵进入原料进料预热器301,经预热后进入硝蒸发结晶装置302。硝蒸发结晶装置302与真空系统322连通,使得硝蒸发结晶装置302内保持负压或微正压。硝蒸发结晶装置302与第一蒸汽压缩机318、第一加热器317和原料进料预热器301组成供热循环系统。加热最初的能耗由第一生蒸汽装置316提供。通过硝循环泵323连接第一加热器317以对硝蒸发结晶装置302进行加热。之后由第一蒸汽压缩机318对硝蒸发结晶装置302产生的低温乏汽进行压缩,并通过第一加热器317加热后用于原料进料预热器301的预热。硝蒸发结晶装置在负压或微正压状态下持续进行水量蒸发浓缩,高含盐浓水的温度维持在110℃左右。经蒸发结晶后的固液混合物经硝稠厚器303进入离心分离机304。分离出的硝母液进入硝母液槽305,后经硝母液泵308进入冷冻硝结晶装置309,经低温结晶后进入第一沉降器310进行调整。冷冻硝结晶装置309连接冷却器321。通过冷硝循环泵332使冷冻硝结晶装置309保持低温。冷冻硝结晶装置309通过冷却器321连接冷冻机320和冷却水系统319循环冷却,使其内部母液达到-10~-5℃。第一沉降器310中的冷却液通过冷冻硝离心分离机311离心分离产生十水硝和冷冻硝母液。十水硝再次返回与经硝蒸发结晶装置302产生的硝液热融混合后经离心分离机304分离出硝。分离出的硫酸钠经第一烘干机306烘干后进入第一计量包装装置307。冷冻硝母液进入冷冻硝母液槽312后经冷硝母液泵313进入盐蒸发结晶装置315。

[0085] 冷冻硝母液经冷冻硝母液槽312和冷冻硝母液泵313进入加热器314进行预热,随后进入盐蒸发结晶装置315。盐蒸发结晶装置315与真空系统322连通,以使盐蒸发结晶装置315内保持负压或微正压。盐蒸发结晶装置315加热的最初热量来自第二生蒸汽装置324,通过第二加热器325进行加热。盐蒸发结晶装置315通过循环泵327连接第二加热器325对盐蒸发结晶装置315进行加热。盐蒸发结晶装置315与第二蒸汽压缩机326、第二加热器325和加热器314组成供热循环系统。盐蒸发结晶装置315产生的低温乏汽经第二蒸汽压缩机326压缩并由第二加热器325加热后用于加热器314内部液体的预热。盐蒸发结晶装置315在负压或微正压状态下,持续进行水量蒸发浓缩。经盐蒸发结晶后的产物通过第二沉降器328进入盐离心分离机329再经第二烘器330烘干后进入第二计量包装装置331。最终形成的混盐占总盐量的5%以下,将其蒸发成盐泥后经脱水设备脱水后进行堆存处理。同时,将蒸发结晶工艺中的冷凝水回收至回用水箱203。

[0086] 本发明的零排放处理方法除回收优质水分外,还能回收多种盐分,不仅可以大幅度减少最终混盐的数量,节省固废处置费用,而且回收的盐分纯度均在96%以上,将其作为二级商品盐外销,可进一步降低废水处理成本。另一方面,采用高效深度浓缩和MVR蒸发技术替代多效蒸发,可节省大量能耗,同时能对盐液中的硫酸钠、氯化钠等盐进行回收,具有较高的经济适用性,是一种企业用得起的高含盐废水零排放处理工艺。本发明也为水资源匮乏地区开创了一条水资源循环利用的新路。

[0087] 需要注意的是,上述具体实施例是示例性的,本领域技术人员可以在本发明公开内容的启发下想出各种解决方案,而这些解决方案也都属于本发明的公开范围并落入本发明的保护范围之内。本领域技术人员应该明白,本发明说明书及其附图均为说明性而非构成对权利要求的限制。本发明的保护范围由权利要求及其等同物限定。

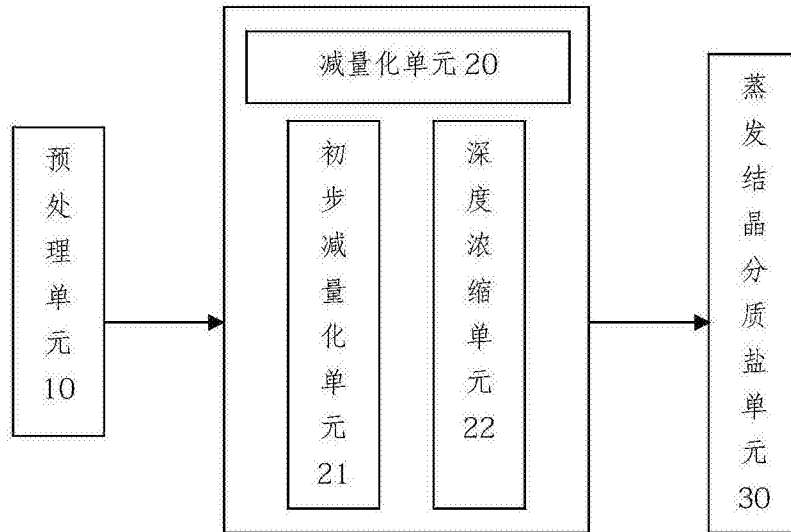


图1

10

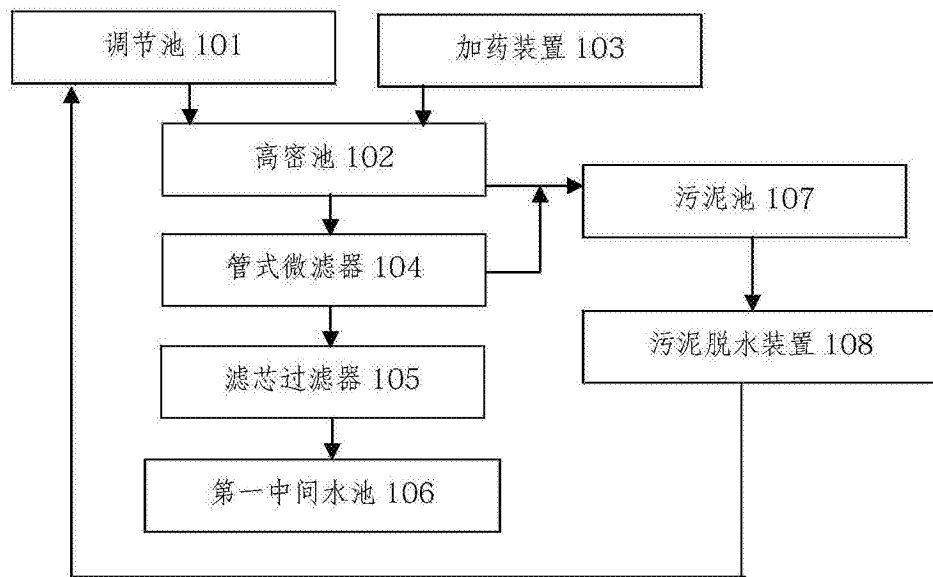


图2

20

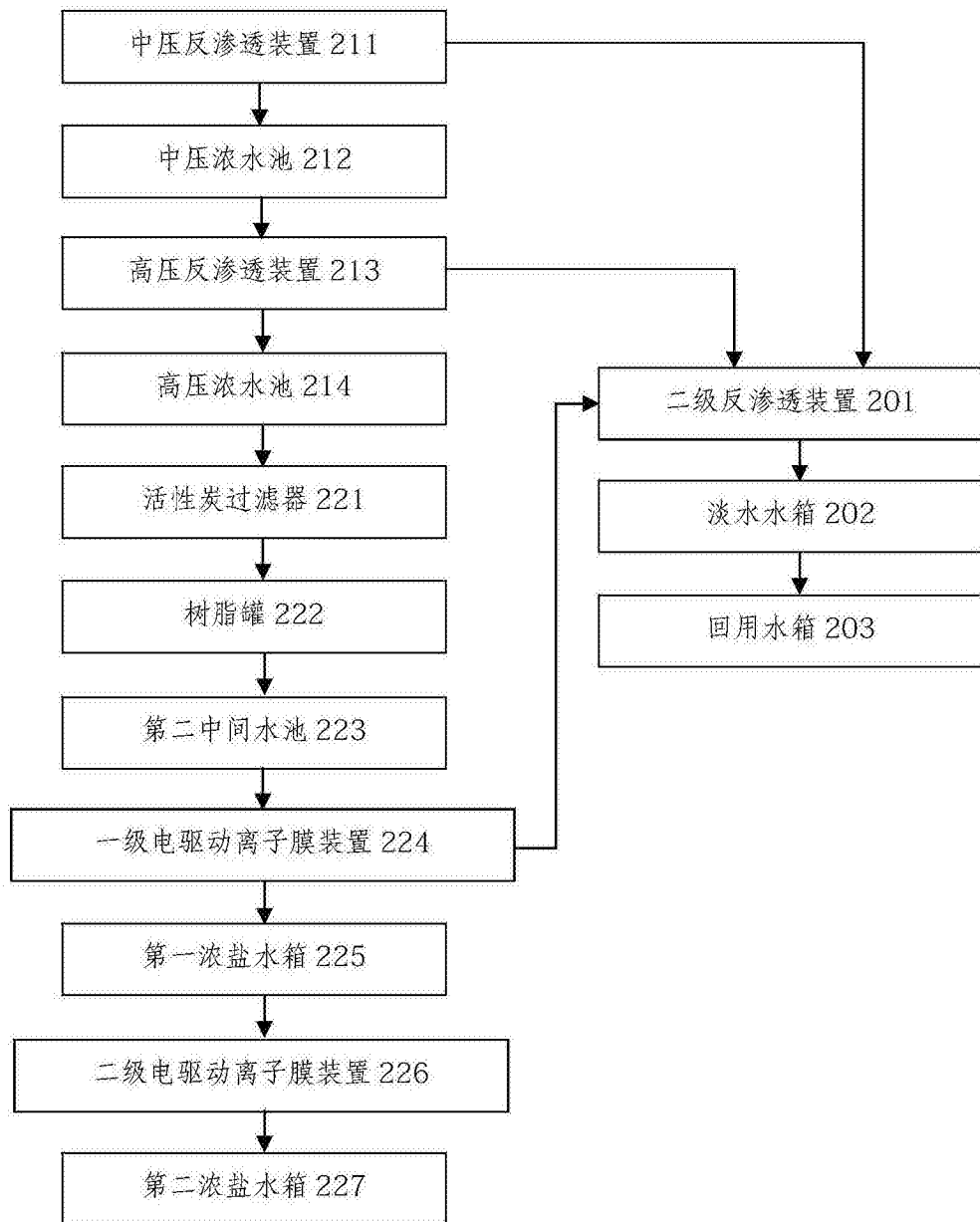


图3

30

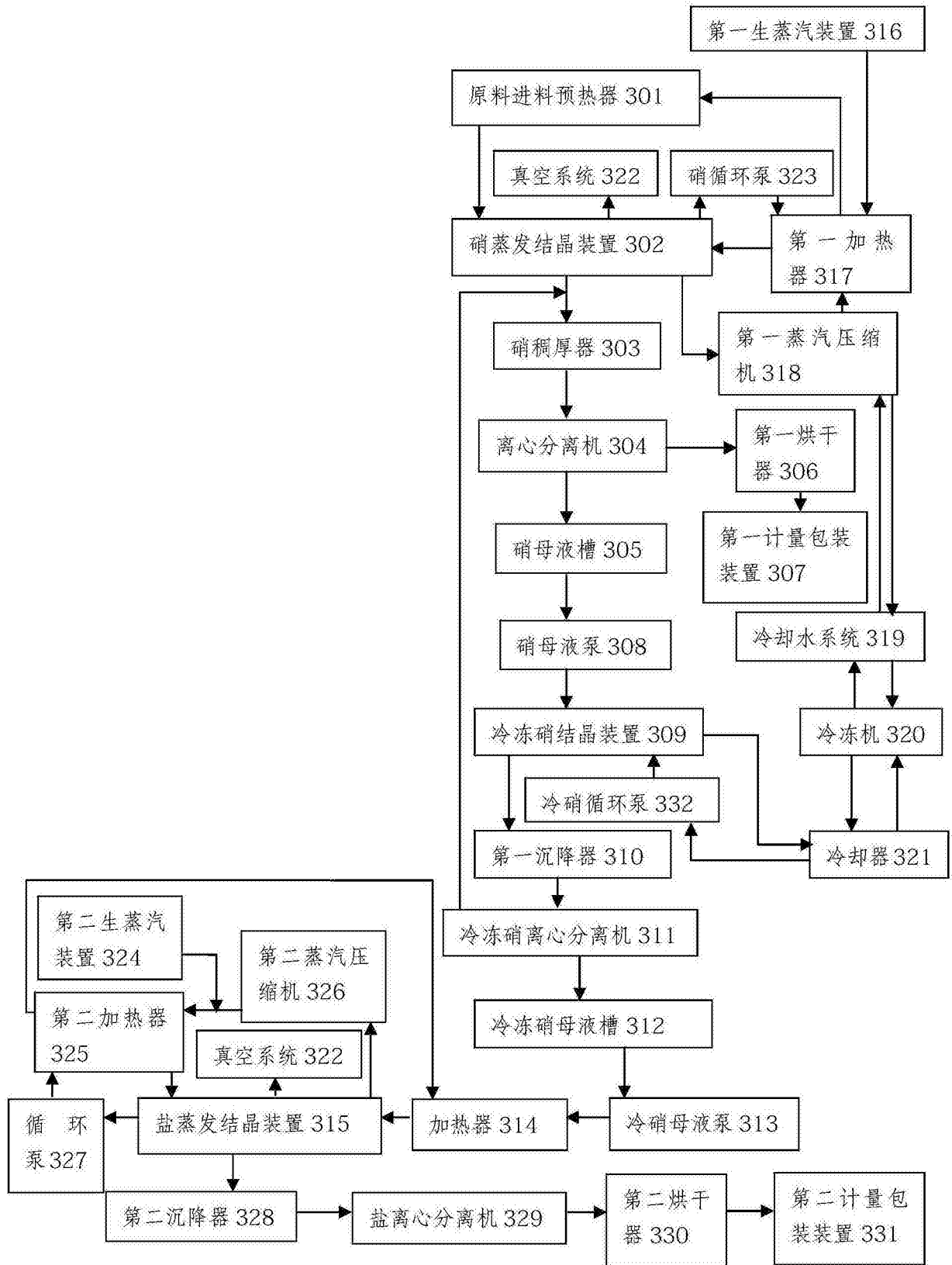


图4