



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 106495401 A

(43)申请公布日 2017. 03. 15

(21)申请号 201611040284.2

(22)申请日 2016.11.24

(71)申请人 天津市联合环保工程设计有限公司

地址 300192 天津市南开区复康路17号

(72)发明人 石岩 刘京伟 段云霞 赵金国

岳金强 孙凯 侯冀 霍永青

许丹宇 段晓雨

(74)专利代理机构 天津市杰盈专利代理有限公司

司 12207

代理人 朱红星

(51)Int.Cl.

C02F 9/14(2006.01)

B01J 23/889(2006.01)

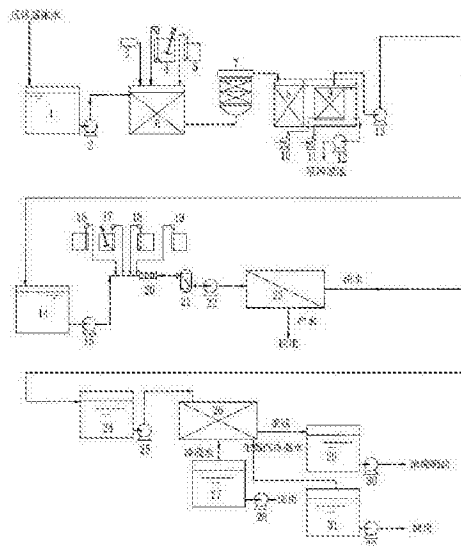
权利要求书2页 说明书6页 附图1页

(54)发明名称

一种煤化工企业反渗透浓水趋零排放的方法及成套装置

(57)摘要

本发明公开了一种煤化工企业反渗透浓水趋零排放的方法及成套装置。本发明通过引入催化氧化法、高效生化法和离子交换技术,实现了反渗透浓水中难降解有机物和钙镁等易结垢物质的高效去除,有效缓解了高压反渗透膜污染和蒸发系统的结垢问题。所述催化氧化法中的 MnO_2-CeO_2-CoO/AC 催化剂里 MnO_2 、 CeO_2 、 CoO 、 AC 的重量份数比为1~10:0.1~1:0.1~1:100;整个处理系统不向外排放污水,全部分质回用于煤化工工艺用水、循环冷却水补充水等,实现了煤化工企业反渗透浓水的趋零排放,避免了对环境的二次污染。



1. 一种煤化工企业反渗透浓水趋零排放的方法,其特征在于按如下的步骤进行:

(1) 反渗透浓水进入调节池,对水质和水量进行均化;

(2) 步骤(1)出水进入催化氧化池,催化氧化池填充 $\text{MnO}_2\text{-CeO}_2\text{-CoO/AC}$ 催化剂,填充量为催化氧化池有效容积的 $1/3\sim 3/4$;向催化氧化池内加入10%硫酸调节浓水pH值到6.0~7.0,再加入30%(w/w)双氧水,同时通入 O_3 , O_3 与 H_2O_2 的摩尔比控制在 $1:1\sim 2:1$;反渗透浓水在催化氧化池的停留时间为30min~120min;

所述 $\text{MnO}_2\text{-CeO}_2\text{-CoO/AC}$ 催化剂中 MnO_2 、 CeO_2 、 CoO 、 AC 的重量份数比为 $1\sim 10:0.1\sim 1:0.1\sim 1:100$;

(3) 步骤(2)出水进入钠离子交换器;

(4) 步骤(3)出水进入生化反应池,生化反应池包括水解酸化池和膜生物反应(MBR)池两部分,MBR池的剩余污泥经排泥泵排至污泥池,浓缩后经板框压滤机压成泥饼后外运,生化反应池出水经MBR产水泵打入反渗透浓水收集池;

(5) 反渗透浓水由浓水收集池经保安过滤器、高压泵进入高压反渗透装置,高压反渗透装置采用卷式极强抗污染低压海水膜,膜材质为聚酰胺复合膜,脱盐率 $\geq 96\%$,回收率大于60%;高压反渗透装置配备能量回收装置,反渗透浓水压力回用于反渗透进水泵加压,此外高压反渗透装置还配备1套化学清洗加药系统,高压反渗透装置出水达到厂区回用水标准进行回用,浓水进入多效蒸发调节池;

(6) 反渗透浓水由多效蒸发调节池经进料泵打入多效蒸发系统,多效蒸发系统产生的冷凝水和生蒸汽冷凝水分别进入冷凝水池和生蒸汽冷凝水池,经冷凝后分质回用于生产,蒸发釜残进入残液池,浓缩晒盐后资源化回用或者安全填埋。

2. 权利要求1所述的煤化工企业反渗透浓水趋零排放的方法,其中所述 $\text{MnO}_2\text{-CeO}_2\text{-CoO/AC}$ 活性炭催化剂的制备方法如下:

步骤一、将 MnO_2 、 CeO_2 、 CoO 、 AC 混合后粉碎成粒径为 $0.1\sim 1\text{mm}$ 的颗粒;其中 MnO_2 、 CeO_2 、 CoO 、 AC 的重量份数比为 $1\sim 10:0.1\sim 1:0.1\sim 1:100$;

步骤二、将原料煤磨粉成细度为95%以上通过180目的原料煤粉,加入步骤一中所述的金属氧化物、黏结剂和水;所述原料煤粉、金属氧化物、黏结剂和水的重量比为 $100:1\sim 20:35\sim 40:5$,其中所述金属氧化物的重量以金属元素的重量计;将上述各组分混合后通过成型机用直径为 $2\sim 5\text{mm}$ 的挤条模具挤压成炭条或通过造球机造球,成型好的炭条或炭球采用自然堆放法进行风干,铺放厚度为 $3\sim 5\text{mm}$,风干时间为 $4\sim 8\text{h}$;

步骤三、炭化:将风干处理后的炭条或炭球隔绝空气加热,升温速率为 $2\sim 5^\circ\text{C}/\text{min}$,终温在 $300\sim 600^\circ\text{C}$,恒温时间 $1\sim 2\text{h}$;

步骤四、活化:采用水蒸气、烟道气和空气中的一种气体或两种以上的混合气体作为活化剂与炭化处理后的炭条或炭球接触进行活化,活化时间为 $2\sim 30\text{h}$,活化的温度如下:

若采用水蒸气作为活化剂,则活化的温度控制在 $800\sim 950^\circ\text{C}$;

若采用烟道气作为活化剂,则活化的温度控制在 $900\sim 950^\circ\text{C}$;

若采用空气作为活化剂,则活化的温度控制在 600°C ;

若采用水蒸气、烟道气和空气中两种以上的混合气体作为活化剂,则活化的温度控制在 $800\sim 950^\circ\text{C}$;

步骤五、后处理:将步骤四活化处理后的炭条或炭球,依次通过水洗、脱水、烘干和筛

分,最终得到 $\text{MnO}_2\text{-CeO}_2\text{-CoO/AC}$ 负载型活性炭催化剂。

3.一种煤化工企业反渗透浓水趋零排放的成套装置,包括反渗透浓水预处理及收集单元、反渗透浓水高压膜回用处理、收集单元和反渗透浓水蒸发回用及收集单元;

所述反渗透浓水预处理及收集单元包括:通过管路依次串联的反渗透浓水调节池(1)、浓水输送泵(2)、催化氧化池(6)、离子交换器(7)、水解酸化池(8)、MBR池(9)和MBR产水泵(13),各反应池均配备液位计,实现系统液位高开低停,系统通过程序自动控制运行;

所述反渗透浓水高压膜回用处理及收集单元包括:通过管路依次串联的浓水收集池(14)、浓水供水泵(15)、管道混合器(20)、保安过滤器(21)、反渗透高压泵(22)、高压反渗透装置(23);所述反渗透浓水高压膜回用处理及收集系统配备能量回收装置,反渗透浓水压力回用于反渗透进水泵加压;

所述反渗透浓水蒸发回用及收集单元包括:多效蒸发调节池(24)、多效蒸发进料泵(25)、多效蒸发装置(26)、冷凝水池(27)、冷凝水泵(28)、残液池(29)、残液输送泵(30)、生蒸汽冷凝水池(31)和生蒸汽冷凝水输送泵(32);其中多效蒸发调节池(24)、多效蒸发进料泵(25)和多效蒸发装置(26)通过管路依次串联,多效蒸发装置排出的冷凝水通过管路进入冷凝水池(27),经冷凝水泵(28)输送回用;多效蒸发装置排出的釜残通过管路进入残液池(29),经残液输送泵(30)输送到浓缩晒盐系统;多效蒸发装置排出的生蒸汽冷凝水通过管路进入生蒸汽冷凝水池(31),经生蒸汽冷凝水输送泵(32)输送回用;

所述MBR产水泵(13)的出口通过管路连接至所述浓水收集池(14);所述高压反渗透装置(23)的浓水出口通过管路连接至所述多效蒸发调节池(24);

所述催化氧化反应池连接有臭氧输送管路(3)、双氧水加药装置(4)和加酸装置(5),所述臭氧输送管路上设有流量计;所述MBR池连接有反洗风机(10)、曝气风机(11)和排泥泵(12);所述高压反渗透装置(23)连接有加酸装置(16)、还原剂加药装置(17)、阻垢剂加药装置(18)、非氧化性杀菌剂加药装置(19)构成的加药系统;所有管路上均分别设有阀门;

所述MBR池剩余污泥经排泥泵(12)排至污泥池,经浓缩压滤后成泥饼外运;所述高压反渗透装置(23)出水回用于生产。

4.权利要求1所述煤化工企业反渗透浓水趋零排放方法在提高对反渗透浓水中难降解有机物的氧化降解效率方面的应用。

5.权利要求1所述煤化工企业反渗透浓水趋零排放方法在提高废水中高硬度无机物质的有效去除,提高系统效率方面的应用。

一种煤化工企业反渗透浓水趋零排放的方法及成套装置

技术领域

[0001] 本发明属于化工企业反渗透浓水处理系统,尤其涉及一种煤化工企业反渗透浓水趋零排放的方法及成套装置。

背景技术

[0002] 煤化工企业反渗透浓水为厂区工艺废水与生活污水混合后经过常规二级处理及反渗透膜系统深度处理后产生的浓水,水质特性为含盐量高、难降解有机物含量高、可生化性差、碳酸根碱度大、硬度大,直接排放将对环境造成严重的污染。

[0003] 由于煤化工反渗透浓水中含有大量的盐分,采用低压反渗透膜已无法进一步浓缩,目前常规的处理方法是采用高压反渗透膜进一步浓缩,浓水经多效蒸发、多级闪蒸等方式脱除盐分。此种方法存在的技术缺陷是反渗透浓水中的难降解有机物和及钙镁等易结垢物质没有得到有效去除,不仅容易造成高压反渗透膜的污染,影响膜系统使用寿命,而且系统产水达不到回用水标准,整套系统无法实现废水的零排放,造成水资源的浪费。

发明内容

[0004] 本发明的目的是为了克服现有煤化工企业反渗透浓水回收技术的缺陷,提出一种煤化工企业反渗透浓水趋零排放系统及装置,通过引入催化氧化法、高效生化法和离子交换技术,实现了反渗透浓水中难降解有机物和钙镁等易结垢物质的高效去除,有效缓解了高压反渗透膜污染和蒸发系统的结垢问题,整个处理系统不向外排放污水,全部分质回用于煤化工工艺用水、循环冷却水补充水等,实现了煤化工企业反渗透浓水的趋零排放。

[0005] 为实现上述目的,本发明公开了如下的技术方案:

一种煤化工企业反渗透浓水趋零排放的方法,其特征在于按如下的步骤进行:

(1) 反渗透浓水进入调节池,对水质和水量进行均化;

(2) 反渗透浓水调节池出水进入催化氧化池,催化氧化池填充 $\text{MnO}_2\text{-CeO}_2\text{-CoO/AC}$ 颗粒活性炭催化剂,填充量为催化氧化池有效容积的 $1/3\text{-}3/4$;向催化氧化池内加入10%硫酸调节浓水pH值到6.0-7.0,再加入30%(w/w)双氧水,同时通入 O_3 , O_3 与 H_2O_2 的摩尔比控制在 $1:1\text{-}2:1$;反渗透浓水在催化氧化池的停留时间为 $30\text{min}\sim 120\text{min}$;

所述 $\text{MnO}_2\text{-CeO}_2\text{-CoO/AC}$ 活性炭催化剂采用新型方法制备而成,具体如下:

步骤一、将 $\text{MnO}_2\text{:CeO}_2\text{:CoO}$ 混合后粉碎成粒径为 $0.1\text{-}1\text{mm}$ 的颗粒;其中 $\text{MnO}_2\text{:CeO}_2\text{:CoO/AC}$ 的重量份数比为 $(1\sim 10):(0.1\sim 1):(0.1\sim 1):100$;

步骤二、将原料煤磨粉成细度为95%以上通过180目的原料煤粉,加入步骤一中所述的金属氧化物、黏结剂和水;所述原料煤粉、金属氧化物、黏结剂和水的重量比为 $100:(1\text{-}20):(35\text{-}40):5$,其中,所述金属氧化物的重量以金属元素的重量计;将上述各组分混合后通过成型机用直径为 $2\text{-}5\text{mm}$ 的挤条模具挤压成炭条或通过造球机造球,成型好的炭条或炭球采用自然堆放法进行风干,铺放厚度为 $3\text{-}5\text{mm}$,风干时间为 $4\sim 8\text{h}$;

步骤三、炭化:将风干处理后的炭条或炭球隔绝空气加热,升温速率为 $2\text{-}5^\circ\text{C/min}$,终温

在300~600℃,恒温时间1-2h;

步骤四、活化:采用水蒸气、烟道气和空气中的一种气体或两种以上的混合气体作为活化剂与炭化处理后的炭条或炭球接触进行活化,活化时间为2~30h,活化的温度如下:

若采用水蒸气作为活化剂,则活化的温度控制在800~950℃;

若采用烟道气作为活化剂,则活化的温度控制在900~950℃;

若采用空气作为活化剂,则活化的温度控制在600℃;

若采用水蒸气、烟道气和空气中两种以上的混合气体作为活化剂,则活化的温度控制在800~950℃;

步骤五、后处理:将步骤四活化处理后的炭条或炭球,依次通过水洗、脱水、烘干和筛分,最终得到 MnO_2-CeO_2-CoO/AC 负载型活性炭催化剂。

[0006] (3)催化氧化池出水进入钠离子交换器;

(4)离子交换器出水进入生化反应池,生化反应池包括水解酸化池和膜生物反应(MBR)池两部分,MBR池的剩余污泥经排泥泵排至污泥池,浓缩后经板框压滤机压成泥饼后外运,生化反应池出水经MBR产水泵打入反渗透浓水收集池;

(5)反渗透浓水由浓水收集池经保安过滤器、高压泵进入高压反渗透装置,高压反渗透装置采用卷式极强抗污染低压海水膜,膜材质为聚酰胺复合膜,脱盐率 $\geq 96\%$,回收率大于60%;高压反渗透装置配备能量回收装置,反渗透浓水压力回用于反渗透进水泵加压,此外,高压反渗透装置还配备1套化学清洗加药系统,具体包括酸加药装置、还原剂加药装置、阻垢剂加药装置和非氧化性杀菌剂加药装置,所用药剂种类及用量参照陶氏FILMTEC手册(属于现有技术);高压反渗透装置出水达到厂区回用水标准进行分质回用,浓水进入多效蒸发调节池;

(6)反渗透浓水由多效蒸发调节池经进料泵打入多效蒸发系统,多效蒸发系统产生的冷凝水和生蒸汽冷凝水分别进入冷凝水池和生蒸汽冷凝水池,经冷凝后分质回用于生产,蒸发釜残进入残液池,浓缩晒盐后资源化回用或者安全填埋。

[0007] 本发明进一步公开了用于煤化工企业反渗透浓水趋零排放的成套装置,包括反渗透浓水预处理及收集单元、反渗透浓水高压膜回用处理及收集单元和反渗透浓水蒸发回用及收集单元。

[0008] 所述反渗透浓水预处理及收集单元包括:通过管路依次串联的反渗透浓水调节池1、浓水输送泵2、催化氧化池6、离子交换器7、水解酸化池8、MBR池9和MBR产水泵13,各反应池均配备液位计,实现系统液位高开低停,系统通过程序自动控制运行;

所述反渗透浓水高压膜回用处理及收集单元包括:通过管路依次串联的浓水收集池14、浓水供水泵15、管道混合器20、保安过滤器21、反渗透高压泵22、高压反渗透装置23;所述反渗透浓水高压膜回用处理及收集系统配备能量回收装置,反渗透浓水压力回用于反渗透进水泵加压;

所述反渗透浓水蒸发回用及收集单元包括:多效蒸发调节池24、多效蒸发进料泵25、多效蒸发装置26、冷凝水池27、冷凝水泵28、残液池29、残液输送泵30、生蒸汽冷凝水池31和生蒸汽冷凝水输送泵32。其中,多效蒸发调节池24、多效蒸发进料泵25和多效蒸发装置26通过管路依次串联,多效蒸发装置排出的冷凝水通过管路进入冷凝水池27,经冷凝水泵28输送回用;多效蒸发装置排出的釜残通过管路进入残液池29,经残液输送泵30输送到浓缩晒盐

系统；多效蒸发装置排出的生蒸汽冷凝水通过管路进入生蒸汽冷凝水池31，经生蒸汽冷凝水输送泵32输送回用。

[0009] 所述MBR产水泵13的出口通过管路连接至所述浓水收集池14；所述高压反渗透装置23的浓水出口通过管路连接至所述多效蒸发调节池24；

所述催化氧化反应池连接有臭氧输送管路3、双氧水加药装置4和加酸装置5，所述臭氧输送管路上设有流量计；所述MBR池连接有反洗风机10、曝气风机11和排泥泵12；所述高压反渗透装置23连接有加酸装置16、还原剂加药装置17、阻垢剂加药装置18、非氧化性杀菌剂加药装置19构成的加药系统；所有管路上均分别设有阀门；

所述MBR池剩余污泥经排泥泵12排至污泥池，经浓缩压滤后成泥饼外运；所述高压反渗透装置23出水回用于生产。

[0010] 本发明更进一步公开了煤化工企业反渗透浓水趋零排放方法在提高对反渗透浓水中难降解有机物的氧化降解效率方面的应用。实验结果显示，经催化氧化、高效生化反应处理后，出水COD<60mg/L，能够达到高压反渗透装置的进水要求。

[0011] 本发明公开的煤化工企业反渗透浓水趋零排放的方法及成套装置与现有技术相比，所具有的积极效果在于：

(1) 催化氧化系统采用 MnO_2 - CeO_2 - CoO /AC颗粒活性炭催化剂和 H_2O_2 的双重催化作用引发臭氧的分解，产生 $\cdot OH$ ，实现对反渗透浓水中难降解有机物的氧化降解。

[0012] (2) 采用高效离子交换技术，实现了废水中钙镁等易结垢物质的有效去除，降低了后端高压反渗透膜和多效蒸发系统设备的结垢倾向，提高了整个系统的效率。

[0013] (3) 采用催化氧化、高效生化反应、离子交换技术，对反渗透浓水中的难降解有机物和钙镁等易结垢物质进行了高效去除，满足后端高压反渗透膜和多效蒸发系统的进水要求，提高了系统运行的稳定性。

[0014] (4) 本发明的整个处理系统不向外排放污水，全部分质回用于厂区，实现了煤化工企业反渗透浓水的趋零排放，避免了对环境的二次污染。

附图说明

[0015] 图1为煤化工企业反渗透浓水趋零排放成套装置。

[0016] 1为反渗透浓水调节池；2为浓水输送泵；3为臭氧输送管路；

4为双氧水加药装置；5为加酸装置；6为催化氧化池；

7为离子交换器；8为水解酸化池；9为MBR池；

10为反洗风机；11为曝气风机；12为排泥泵；

13为MBR产水泵；14为浓水收集池；15为浓水供水泵；

16为加酸装置；17为还原剂加药装置；18为阻垢剂加药装置；

19为非氧化性杀菌剂加药装置；20为管道混合器；21为保安过滤器；

22为反渗透高压泵；23为高压反渗透装置；24为多效蒸发调节池；

25为多效蒸发进料泵；26为多效蒸发装置；27为冷凝水池；

28为冷凝水泵；29为残液池；30为残液输送泵；

31为生蒸汽冷凝水池；32为生蒸汽冷凝水输送泵。

具体实施方式

[0017] 下面通过具体的实施方案叙述本发明。除非特别说明,本发明中所用的技术手段均为本领域技术人员所公知的方法。另外,实施方案应理解为说明性的,而非限制本发明的范围,本发明的实质和范围仅由权利要求书所限定。对于本领域技术人员而言,在不背离本发明实质和范围的前提下,对这些实施方案中的物料成分和用量进行的各种改变或改动也属于本发明的保护范围。本发明所用原料及试剂均有市售。海水膜-聚酰胺复合膜有市售。

[0018] 实施例1

一种煤化工企业反渗透浓水趋零排放的方法,其特征在于按如下的步骤进行:

(1) 反渗透浓水进入调节池,对水质和水量进行均化;

(2) 反渗透浓水调节池出水进入催化氧化池,催化氧化池填充 $\text{MnO}_2\text{-CeO}_2\text{-CoO/AC}$ 颗粒活性炭催化剂,填充量为催化氧化池有效容积的 $1/3\sim 3/4$;向催化氧化池内加入硫酸调节浓水pH值到6.5,加入30%(w/w)双氧水,同时通入 O_3 , O_3 与 H_2O_2 的摩尔比控制在2:1;控制反渗透浓水在催化氧化池的停留时间为60min;

所述 $\text{MnO}_2\text{-CeO}_2\text{-CoO/AC}$ 活性炭催化剂是以柱状活性炭为载体,采用如下步骤加工而成:

步骤一、将 MnO_2 , CeO_2 , CoO 混合后粉碎成粒径为0.5mm的颗粒;其中 MnO_2 、 CeO_2 、 CoO 、AC的重量份数比为5:0.5:0.1:100;

步骤二、将原料煤磨粉成细度为95%以上通过180目的原料煤粉,加入步骤一中所述的金属氧化物、黏结剂和水;所述原料煤粉、金属氧化物、黏结剂和水的重量比为100:10:35:5,其中,所述金属氧化物的重量以金属元素的重量计;将上述各组分混合后通过成型机用直径为4mm的挤条模具挤压成炭条,成型好的炭条采用自然堆放法进行风干,铺放厚度为3mm,风干时间为8h;

步骤三、炭化:将风干处理后的炭条或炭球隔绝空气加热,升温速率为 $3^\circ\text{C}/\text{min}$,终温在 400°C ,恒温时间2h;

步骤四、活化:采用水蒸气作为活化剂与炭化处理后的炭条接触进行活化,活化时间为20h,活化的温度控制在 900°C ;

步骤五、后处理:将步骤四活化处理后的炭条依次通过水洗、脱水、烘干和筛分,最终得到 $\text{MnO}_2\text{-CeO}_2\text{-CoO/AC}$ 负载型活性炭催化剂。

[0019] (3) 催化氧化池出水进入离子交换器;

(4) 离子交换器出水进入生化反应池,生化反应池包括水解酸化池和膜生物反应(MBR)池两部分,MBR池的剩余污泥经排泥泵排至污泥池,浓缩后经板框压滤机压成泥饼后外运,生化反应池出水经MBR产水泵打入反渗透浓水收集池;

(5) 反渗透浓水由浓水收集池经保安过滤器、高压泵进入高压反渗透装置,高压反渗透装置采用卷式极强抗污染低压海水膜,膜材质为聚酰胺复合膜,脱盐率 $\geq 96\%$,回收率大于60%。压反渗透装置配备能量回收装置,反渗透浓水压力回用于反渗透进水泵加压,此外,高压反渗透装置还配备1套化学清洗加药系统,具体包括酸加药装置、还原剂加药装置、阻垢剂加药装置和非氧化性杀菌剂加药装置,所用药剂种类及用量参照陶氏FILMTEC手册;高压反渗透装置出水达到厂区回用水标准进行分质回用,浓水进入多效蒸发调节池;

(6) 反渗透浓水由多效蒸发调节池经进料泵打入多效蒸发系统,多效蒸发系统产生的冷凝水和生蒸汽冷凝水分别进入冷凝水池和生蒸汽冷凝水池,经冷凝后分质回用于生产,蒸发釜残进入残液池,浓缩晒盐后资源化回用或者安全填埋。

[0020] 实施例2

一种用于煤化工企业反渗透浓水趋零排放的成套装置,包括反渗透浓水预处理及收集单元、反渗透浓水高压膜回用处理及收集单元和反渗透浓水蒸发回用及收集单元。

[0021] 所述反渗透浓水预处理及收集单元包括:通过管路依次串联的反渗透浓水调节池1、浓水输送泵2、催化氧化池6、离子交换器7、水解酸化池8、MBR池9和MBR产水泵13,各反应池均配备液位计,实现系统液位高开低停,系统通过程序自动控制运行;

所述反渗透浓水高压膜回用处理及收集单元包括:通过管路依次串联的浓水收集池14、浓水供水泵15、管道混合器20、保安过滤器21、反渗透高压泵22、高压反渗透装置23;所述反渗透浓水高压膜回用处理及收集系统配备能量回收装置,反渗透浓水压力回用于反渗透进水泵加压;

所述反渗透浓水蒸发回用及收集单元包括:多效蒸发调节池24、多效蒸发进料泵25、多效蒸发装置26、冷凝水池27、冷凝水泵28、残液池29、残液输送泵30、生蒸汽冷凝水池31和生蒸汽冷凝水输送泵32。其中,多效蒸发调节池、多效蒸发进料泵和多效蒸发装置通过管路依次串联,多效蒸发装置排出的冷凝水通过管路进入冷凝水池,经冷凝水泵输送回用;多效蒸发装置排出的釜残通过管路进入残液池,经残液输送泵输送到浓缩晒盐系统;多效蒸发装置排出的生蒸汽冷凝水通过管路进入生蒸汽冷凝水池,经生蒸汽冷凝水输送泵输送回用。

[0022] 所述MBR产水泵13的出口通过管路连接至所述浓水收集池14;所述高压反渗透装置23的浓水出口通过管路连接至所述多效蒸发调节池24;

所述催化氧化反应池连接有臭氧输送管路、双氧水加药装置和加酸装置,所述臭氧输送管路上设有流量计;所述MBR池连接有反洗风机、曝气风机和排泥泵;所述高压反渗透装置连接有加酸装置、还原剂加药装置、阻垢剂加药装置、非氧化性杀菌剂加药装置构成的加药系统;所有管路上均分别设有阀门;

所述MBR池剩余污泥经排泥泵排至污泥池,经浓缩压滤后成泥饼外运;所述高压反渗透装置23出水回用于生产。

[0023] 实施例3

煤化工企业反渗透浓水趋零排放成套装置的应用实例:

北方某化工厂,厂区反渗透浓水排放量约200t/d,原设计处理工艺为低压反渗透膜浓水直接进高压反渗透膜进行深度浓缩回用,回用过程中经常出现膜污堵现象,反渗透膜化学清洗频率高,制水成本高。采用本发明回收技术建立反渗透浓水深度回用处理系统,其设计规模200t/d,废水回用率达到98%,回用水水质见表1。

[0024]

表1 项目出水水质标准 (除pH外,单位:mg/L)

序号	项目	系统进水	系统出水
1	pH 值	7.0~9.0	6.5~9.0
2	COD _{Cr}	100~200	<10
3	BOD ₅	20~40	<5
4	TN	200~300	<5
5	NH ₃ -N	100~200	<5
6	TP	1~2	<0.5
7	PO ₄ -P	0.5~1	<0.5
8	SS	<5	<5
9	TDS	20000~25000	<500

综上,反渗透浓水经过本系统深度处理后,回用水水质达到再生水回用标准,系统运行过程中反渗透膜清洗周期为半年,降低了系统化学清洗的频率,提高了系统的制水效率和运行稳定性。

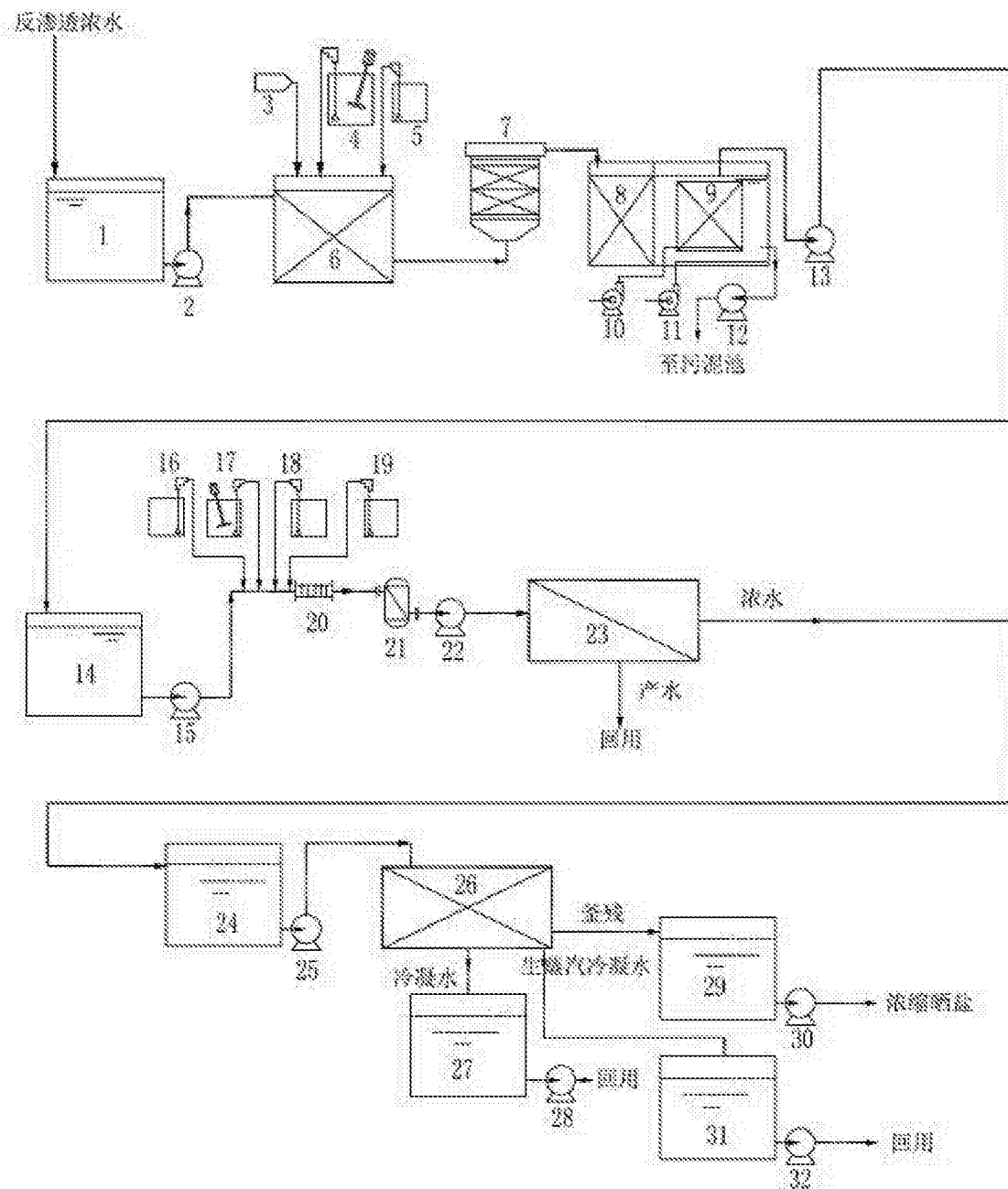


图1