



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 111470694 A

(43)申请公布日 2020.07.31

(21)申请号 202010304869.0

(22)申请日 2020.04.17

(71)申请人 联邦制药(内蒙古)有限公司

地址 015000 内蒙古自治区巴彦淖尔市临
河区经济技术开发区富源南路1号

(72)发明人 花远志 陈峰 朱银杰 侯江
甘巍 乔立芳

(74)专利代理机构 北京智乾知识产权代理事务
所(普通合伙) 11552

代理人 刘莹莹

(51)Int.Cl.

C02F 9/10(2006.01)

C02F 103/34(2006.01)

权利要求书3页 说明书10页

(54)发明名称

一种制药废水零排放中水回用工艺及系统

(57)摘要

本发明属于水处理技术领域,具体涉及一种制药废水零排放中水回用工艺,及适用该工艺的中水回用系统。本发明所述制药废水零排放中水回用工艺,基于制药企业废水的复杂性和可降解性差的特点进行针对性设计,将粗过滤、膜过滤、减压蒸发相结合,只产生浓缩液或固体废物进行焚烧处理,实现真正的零排放。本发明所述零排放中水回用工艺,回用水完全达到饮用水标准,可实现运行处理污水的零排放及全回用,具有重要的经济及环保意义。

1. 一种制药废水零排放中水回用工艺,其特征在于,包括如下步骤:

(1) 除杂及过滤:将待处理废水经生化处理后进行悬浮物沉降除杂,并经粗过滤处理进一步降低水中悬浮物;

(2) 多级反渗透膜过滤:使用串联设置的多级反渗透膜系统继续对废水进行过滤回收,收集过滤合格的清水进行回用;

(3) 蒸发浓缩:收集步骤(2)的浓缩液进行蒸发处理,产生的蒸发冷凝水经生化系统再次处理后进行回用,浓缩产物则进行焚烧处理。

2. 根据权利要求1所述制药废水零排放中水回用工艺,其特征在于,所述步骤(1)中:

所述沉降除杂步骤包括混凝沉降和/或气浮沉降方式;

所述粗过滤处理步骤包括砂滤、超滤和/或机械过滤方式。

3. 根据权利要求1或2所述制药废水零排放中水回用工艺,其特征在于,所述步骤(2)中,各级所述反渗透膜系统彼此独立的选自STRO膜系统、DTRO膜系统、DTLRO膜系统或RO膜系统。

4. 根据权利要求1-3任一项所述制药废水零排放中水回用工艺,其特征在于,所述步骤(2)中,还包括将上一级所述反渗透膜过滤系统处理后得到的浓水经软化除硬处理后进入下一级所述反渗透膜过滤系统继续过滤的步骤。

5. 根据权利要求1-4任一项所述制药废水零排放中水回用工艺,其特征在于,所述步骤(2)中,所述多级反渗透膜过滤步骤包括二级反渗透膜系统;

当进水端原水水质的含盐量为 Cl^- 500-3000mg/L、 SO_4^{2-} 500-2000mg/L、COD100-500mg/L、电导小于20000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 时,所述第一级反渗透膜系统选自STRO或DTLRO中高压膜,控制膜运行压力为40-75bar;

当进水端原水水质的含盐量为 Cl^- 1500-10000mg/L、 SO_4^{2-} 1500-7000mg/L、COD300-2000mg/L、电导小于50000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 时,所述二级反渗透膜系统选自DTLRO或DTRO超高压膜,控制膜运行压力为50-120bar。

6. 根据权利要求5所述制药废水零排放中水回用工艺,其特征在于,所述工艺包括如下步骤:

(1) 收集待处理的污水加入药剂进行絮凝澄清处理,并进一步进行多介质过滤处理;

(2) 处理后的污水经中空纤维UF预处理后,再顺序进行卷式RO和STRO两级反渗过滤处理;并且,经所述卷式RO反渗透处理后分离的浓水经除硬处理后,进一步经过多介质过滤后也输送至所述STRO反渗透设备进行STRO反渗过滤处理;

(3) 收集经STRO反渗过滤处理后水体进行存储,并用于动力循环水补水或原水补水;而经STRO反渗过滤处理后分离的高浓水经除硬后进行MVR蒸发处理,并将浓缩液进行焚烧。

7. 根据权利要求1-6任一项所述制药废水零排放中水回用工艺,其特征在于,所述步骤(2)中,所述多级反渗透膜过滤步骤包括三级反渗透膜系统;

当进水端原水水质的含盐量为 Cl^- 500-3000mg/L、 SO_4^{2-} 500-2000mg/L、COD100-500mg/L、电导小于20000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 时,所述第一反渗透膜系统选自STRO或DTLRO中高压膜,控制膜运行压力为40-75bar;

当进水端原水水质的含盐量为 Cl^- 1500-10000mg/L、 SO_4^{2-} 1500-7000mg/L、COD300-

2000mg/L、电导小于50000 μ S/cm时,所述二级反渗透膜系统选自DTLRO高压或超高压膜,控制膜运行压力为50-90bar;

所述三级反渗透膜系统包括RO膜反渗透系统。

8. 根据权利要求7所述制药废水零排放中水回用工艺,其特征在于,所述工艺包括如下步骤:

(1) 收集污水站的污水进行絮凝澄清处理,并进一步经V型滤池进行过滤预处理;

(2) 处理后的污水经一级DTLRO高压反渗过滤处理,收集浓水经除硬处理后进行多介质过滤处理,随后进行二级DTLRO高压反渗过滤处理,以卷式RO过滤处理;

(3) 收集卷式RO过滤处理后水体存储,并用于动力循环水补水或原水补水;而经二级DTLRO高压反渗透处理后分离的高浓水经除硬后进行多介质过滤处理,剩余的浓水则进行MVR蒸发处理,并将浓缩液进行焚烧。

9. 一种适宜于权利要求1-8任一项所述制药废水零排放中水回用工艺的系统,其特征在于,包括顺次连接的:

除杂设备,用于对待处理废水中的悬浮物进行沉降除杂;

过滤设备,用于对除杂后的废水进行初步过滤,进一步降低水中悬浮物;

多级反渗透膜过滤系统,各级所述反渗透膜过滤系统串联设置,继续对废水进行过滤回收;

蒸发浓缩设备,用于对过滤后产生的浓缩液进行进一步浓缩;

焚烧设备,用于对浓缩后产生的浓缩物进行焚烧处理。

10. 根据权利要求9所述制药废水零排放中水回用系统,其特征在于,包括顺次连接的:

絮凝池,用于对收集的污水站的污水进行絮凝澄清处理;所述絮凝池中分离的污泥经所述污泥处理系统回收;

V型滤池,用于对处理后的水体进行过滤处理;

一级DTLRO高压反渗透设备,用于对处理后的水体进行一级DTLRO高压反渗透处理;

第一除硬设备,用于对经一级DTLRO高压反渗透处理后分离得到的浓水进行除硬处理;

多介质过滤池,用于对除硬处理后的浓水进行多介质过滤处理;

二级DTLRO高压反渗透设备,用于对多介质过滤处理后的水体进行二级DTLRO高压反渗透处理;

卷式RO反渗透设备,用于对处理后的水体进行RO反渗透处理;

清水回用池,用于对处理后的水体进行存储,并用于动力循环水补充或原水补水;

第二除硬设备,用于对经二级DTLRO高压反渗透处理后分离得到的高浓水进行除硬处理;

多介质过滤池,用于对除硬处理后的水体进行多介质过滤处理;

MVR蒸发系统,将经过多介质过滤处理后的浓水进行MVR蒸发浓缩减量;

焚烧炉,用于对MVR蒸发浓缩后的浓缩液进行焚烧处理;

或者,

絮凝池,用于对收集的污水站的污水进行絮凝澄清处理;所述絮凝池中分离的污泥经所述污泥处理系统回收;

多介质过滤池,用于对处理后的水体进行多介质过滤处理;

中空纤维UF超滤设备,用于对处理后的水体进行中空纤维UF超滤预处理;

卷式RO反渗透设备,用于对处理后的水体进行RO反渗透处理;

STRO反渗透设备,用于对处理后的水体进行STRO反渗透处理;

第一除硬设备,用于对经卷式RO反渗透设备处理后分离得到的浓水进行除硬处理;

多介质过滤池,用于对除硬处理后的浓水进行多介质过滤处理,并通入所述STRO反渗透设备进行进一步处理;

清水回用池,用于对处理后的水体进行存储,并用于动力循环水补充或原水补水;

第二除硬设备,用于对经STRO反渗透设备处理后分离得到的高浓水进行除硬处理;

MVR蒸发系统,将经过第二除硬设备处理后的浓水进行MVR蒸发浓缩减量;

焚烧炉,用于对MVR蒸发浓缩后的浓缩液进行焚烧处理。

一种制药废水零排放中水回用工艺及系统

技术领域

[0001] 本发明属于水处理技术领域,具体涉及一种制药废水零排放中水回用工艺,及适用该工艺的中水回用系统。

背景技术

[0002] “中水”一词是相对于上水(给水)、下水(排水)而言的,中水回用技术是指将废/污水集中处理后,达到一定的标准后进行回用的技术工艺,从而达到废水处理及节约用水的目的。中水因用途不同通常有三种处理方式:

[0003] 其一是将其处理到饮用水的标准而直接回用到日常生活中,即实现水资源直接循环利用,这种处理方式适用于水资源极度缺乏的地区,但投资高,工艺复杂;

[0004] 其二是将其处理到非饮用水的标准,主要用于不与人体直接接触的用水,如便器的冲洗,地面、汽车清洗,绿化浇洒,消防,工业普通用水等,这是通常的中水处理方式;

[0005] 其三是工业上可以利用中水回用技术将达到外排标准的工业污水进行再处理,一般会加上软化器、RO、EDI/混床等设备使其达到软化水,纯化水,超纯水水平,可以进行工业循环再利用,达到节约资本,保护环境的目的。

[0006] 医药工业相对于其它产业而言,其产品生产种类繁多、加工过程复杂,不同的产品生产过程各不相同。医药生产过程产生的废水中,其有机废水污染物浓度高、水量大、成分复杂,并且废水中含有大量难生化降解的生化抑制物质和化学合成物质等,废水的可生化降解性较差。尤其是其中的发酵类、化学合成类制药废水更是目前制药行业的污染控制重点和难点。随着环保排放标准不断细化和提高,医药工业废水达标治理的难度也在不断加大,尤其是按照新颁布的制药工业水污染标准要求,医药工业的水污染物排放限值进一步降低,对医药企业的废水治理提出了更高的要求。

[0007] 目前,多数医药企业的污水或废水多数采用“溶剂回收+高浓废水预处理+厌氧好氧生化”的方式处理后排至指定污水处理厂,再经指定污水处理厂处理后排入相应区域。但是,随着排放限制的进一步提高,进一步追求污水的零排放成为更多企业的追求目标。

发明内容

[0008] 为此,本发明所要解决的技术问题在于提供一种制药废水零排放中水回用工艺,以实现医药行业污水/废水的零排放;

[0009] 本发明解决的第二个技术问题在于提供适用于上述制药废水零排放中水回用工艺的系统。

[0010] 为解决上述技术问题,本发明所述的一种制药废水零排放中水回用工艺,包括如下步骤:

[0011] (1) 除杂及过滤:将待处理废水经生化处理后进行悬浮物沉降除杂,并经过滤处理进一步降低水中悬浮物;

[0012] (2) 多级反渗透膜过滤:使用串联设置的多级反渗透膜系统继续对废水进行过滤

回收,收集过滤合格的清水进行回用;

[0013] (3) 蒸发浓缩:收集步骤(2)的浓缩液进行蒸发处理,产生的蒸发冷凝水经生化系统再次处理后进行回用,浓缩产物则进行焚烧处理。

[0014] 具体的,所述步骤(1)中:

[0015] 所述沉降除杂步骤包括混凝沉降和/或气浮沉降方式,并优选混凝沉降;

[0016] 所述过滤处理步骤包括砂滤、超滤和/或机械过滤方式。

[0017] 所述沉降步骤中,优选加入药剂为PAC、PAM、PAFC中的一种或几种,并优选为PAC、PAM;优选控制PAC加入量为100-500ppm,进一步为100-150ppm,优选为110-130ppm;PAM为0.5-3ppm,进一步为0.3-1.5ppm,优选为0.6-0.7ppm。

[0018] 优选的,所述沉降步骤中,沉降时间为6-8h,作为示例性的说明,例如可以为其他可选温度范围如4h-6h、6h-8h、8h-10h、10h-12h、12h-14h、16h-18h、18h-20h;作为实施方案之一,优选为6-8h。

[0019] 所述过滤步骤中,所述砂滤方式优选采用锰砂、V型滤池、多介质过滤器、超滤膜,更优选V型滤池+中空纤维膜的过滤方式。

[0020] 优选的,每套V型滤池进水流量为100-120m³/h;作为示例性的说明,例如可以为其他可选时间范围如80-100m³/h、100-120m³/h、120-140m³/h、140-160m³/h、160-180m³/h、180-200m³/h;作为实施方案之一,优选为140-160m³/h。

[0021] 具体的,所述步骤(2)中,各级所述反渗透膜系统彼此独立的选自STRO膜系统、DTRO膜系统、DTLRO膜系统或RO膜系统。

[0022] 优选的,所述步骤(2)中,所述多级反渗透膜过滤步骤包括二级反渗透膜系统;

[0023] 当进水端原水水质的含盐量为CL⁻500-3000mg/L、SO₄²⁻500-2000mg/L、COD100-500mg/L、电导小于20000μs/cm时,所述第一反渗透膜系统选自STRO或DTLRO中高压膜,控制膜运行压力为40-75bar,进一步为50-65bar,优选为50-60bar;此步骤中,废水收率约为50-80%,进一步为60-70%,最终为65-70%;

[0024] 当进水端原水水质的含盐量为CL⁻1500-10000mg/L、SO₄²⁻1500-7000mg/L、COD300-2000mg/L、电导小于50000μs/cm时,所述二级反渗透膜系统选自DTLRO高压或超高压膜,控制膜运行压力为50-90bar,进一步为60-80bar,优选为70-75bar;此步骤中,废水收率为50-70%,进一步为60-70%,最终为60-65%。

[0025] 优选的,所述工艺包括如下步骤:

[0026] (1) 收集待处理的污水加入药剂进行絮凝澄清处理,并进一步进行多介质过滤处理;

[0027] (2) 处理后的污水经中空纤维UF预处理后,再顺序进行卷式RO和STRO两级反渗透过滤处理;并且,经所述卷式RO反渗透处理后分离的浓水经除硬处理后,进一步经过多介质过滤后也输送至所述STRO反渗透设备进行STRO反渗透过滤处理;

[0028] (3) 收集经STRO反渗透过滤处理后水体进行存储,并用于动力循环水补水或原水补水;而经STRO反渗透过滤处理后分离的高浓水经除硬后进行MVR蒸发处理,并将浓缩液进行焚烧,而MVR蒸发处理分离的盐分则进固废存储场。

[0029] 优选的,所述步骤(2)中,所述多级反渗透膜过滤步骤包括三级反渗透膜系统;

[0030] 当进水端原水水质的含盐量为CL⁻500-3000mg/L、SO₄²⁻500-2000mg/L、COD100-

500mg/L、电导小于20000 μ S/cm时,所述第一反渗透膜系统选自STRO或DTLRO中高压膜,控制膜运行压力为40-75bar,进一步为50-65bar,优选为50-60bar;此步骤中,废水收率约为50-80%,进一步为60-70%,最终为65-70%;

[0031] 当进水端原水水质的含盐量为 CL^- 1500-10000mg/L、 SO_4^{2-} 1500-7000mg/L、COD300-2000mg/L、电导小于50000 μ S/cm时,所述二级反渗透膜系统选自DTLRO高压或超高压膜,控制膜运行压力为50-90bar,进一步为60-80bar,优选为70-75bar;此步骤中,废水收率为50-70%,进一步为60-70%,最终为60-65%;

[0032] 所述三级反渗透膜系统包括RO膜反渗透系统,此步骤中,废水收率为75-95%,进一步为80-95%,优选80-90%;并且,处理后浓缩液返回二级反渗透膜系统,实现闭路循环。

[0033] 具体的,所述工艺包括如下步骤:

[0034] (1) 收集污水站的污水进行絮凝澄清处理,并进一步经V型滤池进行过滤预处理,进一步降低水中悬浮物,将污水浊度降到5NTU以下;

[0035] (2) 处理后的污水经一级DTLRO高压反渗过滤处理,收集浓水经除硬处理后进行多介质过滤处理,随后进行二级DTLRO高压反渗过滤处理,以卷式RO过滤处理;

[0036] (3) 收集卷式RO过滤处理后水体存储,并用于动力循环水补水或原水补水;而经卷式RO过滤处理后分离的高浓水经除硬后进行多介质过滤处理,剩余的浓水则进行MVR蒸发处理,并将浓缩液进行焚烧,而MVR蒸发处理分离的盐分则进固废存储场。

[0037] 具体的,所述步骤(2)中,还包括将上一级所述反渗透膜过滤系统处理后得到的浓水经软化除硬处理后进入下一级所述反渗透膜过滤系统继续过滤的步骤。

[0038] 具体的,所述浓水软化除硬方式为石灰沉淀法、电化学法、化学法、离子交换法,优选化学法和离子交换法。化学法软化除硬优选使用单碱法即只加入氢氧化钠。

[0039] 优选的,所述化学法软化除硬调整pH为10.0-12.5;作为实施方案之一,优选为10.5-12;作为实施方案之一,进一步优选为11-11.5。

[0040] 具体的,所述蒸发浓缩步骤采用蒸发系统进行浓缩,所采用蒸发形式为MVR蒸发器、四效蒸发器、三效蒸发器中的一种,优选MVR蒸发器。

[0041] 优选的,所述蒸发浓缩步骤中,蒸发温度为对应饱和盐溶液沸点,蒸发压力为绝压75-100kpa,进一步为绝压80-100kpa,最优选为绝压85-90kpa。

[0042] 优选的,控制所述蒸发浓缩步骤的浓缩倍数为80-150倍,进一步为80-120倍,优选为90-100倍。

[0043] 优选的,所述焚烧步骤可以根据浓缩液COD决定采用液体焚烧或深度浓缩并干燥后焚烧两种方式,如COD含量达到300000mg/L采用液体焚烧,低于采用深度浓缩加高温碳化的方式。

[0044] 优选的,所述蒸发浓缩步骤中产生的冷凝液包括浓缩冷凝液和深度浓缩冷凝液,采用形式为单独生化或和其他废水混合生化,所得水进入中水回用步骤中,并在检测水质达标后回用,若检测不达标则进一步进入膜过滤步骤进行处理,其目的在于实现污水系统的闭路循环,实现零排放。

[0045] 本发明还公开了一种适宜于所述制药废水零排放中水回用工艺的系统,包括顺次连接的:

[0046] 除杂设备,用于对待处理废水中的悬浮物进行沉降除杂;

- [0047] 过滤设备,用于对除杂后的废水进行初步过滤,进一步降低水中悬浮物;
- [0048] 多级反渗透膜过滤系统,各级所述反渗透膜过滤系统串联设置,继续对废水进行过滤回收;
- [0049] 蒸发浓缩设备,用于对过滤后产生的浓缩液进行进一步浓缩;
- [0050] 焚烧设备,用于对浓缩后产生的浓缩物进行焚烧处理。
- [0051] 具体的,所述制药废水零排放中水回用系统,包括顺次连接的:
- [0052] 絮凝池,用于对收集的污水站的污水进行絮凝澄清处理;所述絮凝池中分离的污泥经所述污泥处理系统回收;
- [0053] V型滤池,用于对处理后的水体进行过滤处理;
- [0054] 一级DTLRO高压反渗透设备,用于对处理后的水体进行一级DTLRO高压反渗透处理;
- [0055] 第一除硬设备,用于对经一级DTLRO高压反渗透处理后分离得到的浓水进行除硬处理;
- [0056] 多介质过滤池,用于对除硬处理后的浓水进行多介质过滤处理;
- [0057] 二级DTLRO高压反渗透设备,用于对多介质过滤处理后的水体进行二级DTLRO高压反渗透处理;
- [0058] 卷式RO反渗透设备,用于对处理后的水体进行RO反渗透处理;
- [0059] 清水回用池,用于对处理后的水体进行存储,并用于动力循环水补充或原水补水;
- [0060] 第二除硬设备,用于对经二级DTLRO高压反渗透处理后分离得到的高浓水进行除硬处理;
- [0061] 多介质过滤池,用于对除硬处理后的水体进行多介质过滤处理;
- [0062] MVR蒸发系统,将经过多介质过滤处理后的浓水进行MVR蒸发浓缩减量;
- [0063] 焚烧炉,用于对MVR蒸发浓缩后的浓缩液进行焚烧处理;
- [0064] 或者,
- [0065] 絮凝池,用于对收集的污水站的污水进行絮凝澄清处理;所述絮凝池中分离的污泥经所述污泥处理系统回收;
- [0066] 多介质过滤池,用于对处理后的水体进行多介质过滤处理;
- [0067] 中空纤维UF超滤设备,用于对处理后的水体进行中空纤维UF超滤预处理;
- [0068] 卷式RO反渗透设备,用于对处理后的水体进行RO反渗透处理;
- [0069] STRO反渗透设备,用于对处理后的水体进行STRO反渗透处理;
- [0070] 第一除硬设备,用于对经卷式RO反渗透设备处理后分离得到的浓水进行除硬处理;
- [0071] 多介质过滤池,用于对除硬处理后的浓水进行多介质过滤处理,并通入所述STRO反渗透设备进行进一步处理;
- [0072] 清水回用池,用于对处理后的水体进行存储,并用于动力循环水补充或原水补水;
- [0073] 第二除硬设备,用于对经STRO反渗透设备处理后分离得到的高浓水进行除硬处理;
- [0074] MVR蒸发系统,将经过第二除硬设备处理后的浓水进行MVR蒸发浓缩减量;
- [0075] 焚烧炉,用于对MVR蒸发浓缩后的浓缩液进行焚烧处理。

[0076] 本发明所述制药废水零排放中水回用工艺,基于制药企业废水的复杂性和可降解性差的特点进行针对性设计,将粗过滤、膜过滤、减压蒸发相结合,只产生浓缩液或固体废物进行焚烧处理,实现真正的零排放。本发明所述零排放中水回用工艺,回用水完全达到饮用水标准,可实现运行处理污水的零排放及全回用,具有重要的经济及环保意义。

[0077] 本发明所述制药废水零排放中水回用工艺,包括采用合适的絮凝剂和助凝剂以及加入比例,去除较大颗粒的悬浮物;经过膜系统尽可能高的回收率;再经过MVR蒸发,冷凝液进行回用到生化系统,浓缩液采用液体焚烧或经过深度浓缩后固体焚烧,实现制药废水的真正零排放。

具体实施方式

[0078] 实施例1

[0079] 本实施例所述制药废水零排放中水回用系统,主要包括絮凝沉淀+V型滤池+一级DTLRO+一级高密软化+一级多介质+二级DTLRO+二级高密软化+二级多介质,二级DTLRO产水经卷式RO处理后的产水与一级DTLRO产水混合回用。该工艺为对经过生化处理后的二沉池进水先采用加药的方式进行沉淀,再采用V型滤池过滤,V型滤池产水采用一级DTLRO预浓缩,一级DTLRO浓水进入高密沉淀池进行除硬处理,上清液经一级多介质过滤,滤液进入二DTLRO进行高倍浓缩,二级DTLRO产水进入卷式RO继续浓缩,二级DTLRO浓水经二级高密软化除硬和二级多介质过滤后最终进入中水回用MVR蒸发系统处理,卷式RO产水和一级DTLRO产水混合后达标回用。

[0080] 具体的,本实施例所述制药废水零排放中水回用系统,包括顺次连接的:

[0081] 机械加速搅拌澄清池,通过添加助凝剂和絮凝剂用于对收集的污水站的污水进行絮凝澄清处理;底部沉淀分离污泥经所述污泥处理系统回收;

[0082] V型滤池,用于对处理后的水体进行过滤处理;

[0083] 一级DTLRO高压反渗透设备,用于对处理后的水体进行一级DTLRO高压反渗透处理;

[0084] 第一除硬设备,用于对经一级DTLRO高压反渗透处理后分离得到的浓水进行除硬处理;

[0085] 多介质过滤池,用于对除硬处理后的浓水进行多介质过滤处理;

[0086] 二级DTLRO高压反渗透设备,用于对多介质过滤处理后的水体进行二级DTLRO高压反渗透处理;

[0087] 卷式RO反渗透设备,用于对处理后的水体进行RO反渗透处理;

[0088] 清水回用池,用于对处理后的水体进行存储,并用于动力循环水补充或原水补水;

[0089] 第二除硬设备,用于对经二级DTLRO高压反渗透处理后分离得到的高浓水进行除硬处理;

[0090] 多介质过滤池,用于对除硬处理后的水体进行多介质过滤处理;

[0091] MVR蒸发系统,将经过多介质过滤处理后的浓水进行MVR蒸发浓缩减量;

[0092] 焚烧炉,用于对MVR蒸发浓缩后的浓缩液进行焚烧处理。

[0093] 基于上述制药废水零排放中水回用系统,本实施例所述制药废水零排放中水回用工艺,主要用于对污水站收集的污水进行回用处理,包括如下处理步骤:

[0094] (1) 收集污水站的污水进行絮凝澄清处理,并进一步经V型滤池进行过滤预处理;V型滤池运行中添加次氯酸钠杀菌,加药量根据进水流量变化控制加药量5-15ppm调节,观察水池水质是否清澈,浊度仪显示产水浊度 $\leq 6\text{NTU}$, $\text{ORP} \leq 300\text{mg/L}$;当V型滤池沙面液位上升到600mm时,或运行时间20-24小时,滤池将自动进行反冲洗;

[0095] (2) 处理后的污水经一级DTLRO高压反渗透过滤处理,收集浓水经除硬处理后进行多介质过滤处理,随后进行二级DTLRO高压反渗透过滤处理,以卷式RO过滤处理;一级DTLRO控制进水PH 6.5-7.0, $\text{ORP} \leq 200$,运行压力在3.0-7.0MPa,当产水电导率在1000us/cm内时切换到回用水池持续产水;观察系统进水流量保持在55-62m³/h,产水流量35-41m³/h,浓水流量18-21m³/h,系统回收率在65-70% (氯化物 $\leq 3500\text{mg/l}$),系统脱盐率 $\geq 95\%$,产水电导率 $\leq 1500\text{us/cm}$,系统运行20-22h后,进行高压冲洗3-5min;

[0096] 一级DTLRO浓水与清洗废水和冲洗水进入中间调节池系统中和,一级高密提升泵出水加液碱后调节一级高密进水PH至10.5-12.0范围,观察进水堰板和产水溢流堰达到均匀布水的目的,通过投加絮凝剂、助凝剂后沉淀的方式对来水进行软化澄清处理,絮凝剂加量控制在30-120ppm,助凝剂加量控制在0.5-2.0ppm;

[0097] 一级高密产水池出水经过多介质过滤器系统过滤,通过石英砂和无烟煤去除来水中的悬浮物和胶体,进出水端装有压力表,出水端装有流量计,当进出水压力差超过0.1MPa需要进行冲洗。为多介质过滤器进水提供保护屏障;

[0098] 一级多介质过滤器的产水经自清洗过滤器进入多介质产水池,送到二级DTLRO系统,一级多介质产水通过保安过滤器去除水中细小的杂质,进、出水端都有压力表,当压差超过0.15MPa的时候换滤芯,最大压差最好不要超过0.2MPa,芯滤器出水直接进入DTLRO膜组件,控制进水PH 6.5-7.0, $\text{ORP} \leq 200$,运行压力3.0-8.0MPa,产水电导率在1000us/cm内切换到回用水池持续运行产水。系统进水流量55-62m³/h,产水流量35-41m³/h,浓水流量18-21m³/h,系统回收率57-70%,系统脱盐率 $\geq 95\%$,产水电导率 $\leq 1500\text{us/cm}$,系统运行20-22h后,进行高压冲洗3-5min;

[0099] 二级DTLRO产水送到卷式RO系统,膜组进水压力在0.80-1.60Mpa,浓水压力在0.60-1.30Mpa,产水流量在80-85m³/h,产水流量在20-25m³/h,产水电导 $\leq 130\text{us/cm}$,回收率控制在70-80%,浓水排放到中间调节池;

[0100] 二级DTLRO浓水通过压力输送到二级高密度澄清池系统,通过调节PH,投加絮凝剂、助凝剂和沉淀的方式对来水进行软化澄清,絮凝剂PAC投加量为30-100mg/l (标准液);助凝剂PAM投加量为0.5-2mg/l (标准液),药剂的具体投加量根据现场调试的水质结果灵活调整,PH值控制在11.5 $\pm$ 0.2;二级高密产水池出水排往MVR进行蒸发处理,下部污泥进入板框处理;

[0101] (3) 收集卷式RO过滤处理后水体存储,并用于动力循环水补水或原水补水;而经卷式RO过滤处理后分离的高浓水经除硬后进行多介质过滤处理,剩余的浓水则进行MVR蒸发处理,并将浓缩液进行焚烧,而MVR蒸发处理分离的盐分则进固废存储场。

[0102] 本实施例中处理前污水的参数及工艺处理后污水的参数检测见下表1所示。

[0103] 表1污水处理效果

	检查项目	处理前污水	处理后回用水
[0104]	COD (mg/L)	320	5
	硬度 (mg/L)	400	未检出
[0105]	电导率 (μs/cm)	10000	500

[0106] 本实施例中,污水经絮凝澄清+V型滤池过滤预处理后,再经两级DTLRO高压反渗透过滤系统过滤,实现90%产水回收率,该回用水基本达到饮用水标准,直接回用动力和生产系统;而剩余10%的浓水继续进行MVR蒸发浓缩减量,浓缩约150倍后,浓缩液进行深度浓缩后再焚烧,达到彻底无害化处理。

[0107] 实施例2

[0108] 本实施例主要处理工艺为机械加速澄清+多介质过滤+中空纤维UF+卷式RO+混凝沉淀+多介质过滤+树脂软化+STRO浓水处理。本方案为对经过生化处理后的二沉池出水先采用加药结合机械加速澄清池进行澄清过滤,再采用砂滤+中空纤维UF过滤,中空纤维UF产水采用卷式RO预浓缩,卷式RO浓水进入混凝沉淀池进行除硬处理,上清液经砂滤过滤,滤液进入软化树脂进行深度软化,软化水再进入STRO系统进行高倍浓缩,STRO浓水最终进入中水回用MVR蒸发浓缩处理,卷式RO产水和STRO产水混合后达标回用。

[0109] 本实施例所述制药废水零排放中水回用系统,包括顺次连接的:

[0110] 絮凝池,用于对收集的污水站的污水进行絮凝澄清处理;所述絮凝池中分离的污泥经所述污泥处理系统回收;

[0111] 多介质过滤池,用于对处理后的水体进行多介质过滤处理;

[0112] 中空纤维UF超滤设备,用于对处理后的水体进行中空纤维UF超滤预处理;

[0113] 卷式RO反渗透设备,用于对处理后的水体进行RO反渗透处理;

[0114] STRO反渗透设备,用于对处理后的水体进行STRO反渗透处理;

[0115] 第一除硬设备,用于对经卷式RO反渗透设备处理后分离得到的浓水进行除硬处理;

[0116] 多介质过滤池,用于对除硬处理后的浓水进行多介质过滤处理,并通入所述STRO反渗透设备进行进一步处理;

[0117] 清水回用池,用于对处理后的水体进行存储,并用于动力循环水补充或原水补水;

[0118] 第二除硬设备,用于对经STRO反渗透设备处理后分离得到的高浓水进行除硬处理;

[0119] MVR蒸发系统,将经过第二除硬设备处理后的浓水进行MVR蒸发浓缩减量;

[0120] 焚烧炉,用于对MVR蒸发浓缩后的浓缩液进行焚烧处理。

[0121] 基于上述制药废水零排放中水回用系统,本实施例所述制药废水零排放中水回用工艺,主要用于对污水站收集的污水进行回用处理,包括如下处理步骤:

[0122] (1)收集污水站的污水进行絮凝澄清处理,并进一步进行多介质过滤处理,主要设计及配置参数如下:

[0123] 机械搅拌澄清池单元:采用一台机械搅拌澄清池,单台出力600m³/h,在池内加入絮凝剂,出水经上部集水槽进入澄清水池,池体结构为钢砼结构内防腐,分离区上升流速最

大:1.2mm/s,最小流速:0.48mm/s;

[0124] 砂滤单元:根据本项目的要求以及本项目的水质情况,结合之前类似项目的中试及设计,本方案设计采用碳钢衬胶10套多介质过滤器(砂滤)单元,设计运行方式为24小时连续运行,设计压力:0.6Mpa,运行压力:0.25~0.35Mpa,滤层高度:石英砂800mm,无烟煤400mm,最大运行流速:8m/h,反洗水强度: $Q=10\text{L}/\text{m}^2\text{s}$,气洗强度: $Q=10\text{L}/\text{m}^2\text{s}$,反洗时间:10~15min(根据调试分析确定),空气擦洗压力: $<0.1\text{Mpa}$,擦洗时间:3~10min(根据调试分析确定);

[0125] (2)处理后的污水进入中空纤维UF预处理,中空纤维UF单元主要配置参数如下:膜通量: $38\text{--}42\text{L}/\text{m}^2\cdot\text{h}$ (外压式),工作压力:0.1~0.25Mpa,运行方式:死端过滤/错流过滤,SDI指数: ≤ 3 ;浊度: $\leq 0.5\text{NTU}$,TSS: $\leq 1.0\text{mg}/\text{L}$;水的回收率: $\geq 90\%$;过滤周期: ≥ 30 分钟(根据调试确定),反洗正洗总历时: ≤ 2 分钟,配套自清洗过滤器:3台($Q_{\text{最大}}=300\text{m}^3/\text{h}$,过滤器精度 $100\mu\text{m}$, $N=0.55\text{kW}$)(共用于UF系统);

[0126] (3)经过预处理的污水再顺序进行卷式RO和STRO两级反渗过滤处理;并且,经所述卷式RO反渗过滤处理后分离的浓水经除硬处理后,进一步经过多介质过滤后也输送至所述STRO反渗过滤设备进行STRO反渗过滤处理,主要设计及配置参数如下:每套卷式RO进水量:150~180 m^3/h ,回收率:70~75%,设计运行时间:20H,清液产量:100~125 m^3/h ,浓缩液产量:50~55 m^3/h ;配置大流量过滤器:18台($Q_{\text{max}}=40\text{m}^3/\text{h}$, $10\mu\text{m}$),正常运行压力:14~18bar,设计最高运行压力:25bar;

[0127] RO采用连续式设计,即连续进料,连续排出指定浓缩倍数的浓缩液,连续排出清水。排出的清液进入回用水池,浓缩液进入混凝沉淀池。混凝沉淀池主要设计参数为:钢筋混凝土结构,总设计容积为570 m^3 ,有效容积:507 m^3 ,处理能力:200 m^3/h ,反应池停留时间:20min,沉淀池停留时间: $\geq 3\text{h}$;

[0128] 混凝沉淀池絮凝沉淀后,下部污泥排往板框过滤,上清液进入树脂软化系统。为保证软化树脂的进水水质以及系统的稳定性,本方案设计采用3套二次砂滤器单元,用于软化树脂前预处理。二次砂滤器参数如下:直径:DN3200mm,材质:碳钢衬胶,设计压力:0.6Mp,运行压力:0.25~0.35Mp,运行温度:25℃,滤层高度:石英砂1200mm;最大运行流速:8m/h,过滤压头损失:0.03~0.05Mpa;树脂软化系统参数如下:直径DN3000mm,材质:碳钢衬胶,设计压力:0.6Mpa,运行压力:0.2~0.3Mpa,运行温度:25℃,设计进水量:185 m^3/h ,系统回收率:90%,树脂填充量:34 m^3 ,装填高度:2.41 m^3 ,工作交换容量:2eq/L,再生剂:7% HCl 、5% NaOH ,预计再生周期:24H;

[0129] 经过树脂软化后进入STRO膜进行再次回收,STRO主要参数如下:STRO进水量:170 m^3/h ,回收率:60~70%,系统脱盐率:三年内 $\geq 95\%$,设计运行时间:20H。膜前配备大流量过滤器:3台($Q_{\text{max}}=80\text{m}^3/\text{h}$, $10\mu\text{m}$),正常运行压力:60~70ba,设计最高运行压力:90bar;

[0130] 收集经STRO反渗过滤处理后水体进行存储,并用于动力循环水补水或原水补水;而经STRO反渗过滤处理后分离的高浓水经除硬后进行MVR蒸发处理,并将浓缩液进行焚烧,而MVR蒸发处理分离的盐分则进固废存储场。

[0131] 本实施例中处理前污水的参数及工艺处理后污水的参数检测见下表2所示。

[0132] 表2污水处理效果

[0133]

检查项目	处理前污水	处理后回用水
------	-------	--------

COD (mg/L)	190	3
硬度 (mg/L)	380	未检出
电导率 ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	7800	300

[0134] 本实施例中,污水经絮凝澄清+多介质过滤+超滤膜预处理后,再经卷式RO和STRO两级反渗透过滤,产生90%回用水,该回用水完全达到饮用水标准,直接回用动力和生产系统;而剩余10%的浓水继续进行MVR蒸发浓缩减量,浓缩约150倍后,浓缩液进行深度浓缩后再焚烧,达到彻底无害化处理。

[0135] 实施例3

[0136] 本实施例所述制药废水零排放中水回用一期冷凝水回用主要处理工艺为MVR冷凝水通过生化CASS曝气方式解决异味及COD、氨氮问题,出水经过机械加速搅拌澄清池沉淀,多介质过滤除杂后产水再经中空纤维UF处理,水质基本接近原水指标,满足回用标准使用。

[0137] 本实施例所述制药废水零排放中水回用系统,包括顺次连接的:

[0138] 氧化池,用于对收集的MVR冷凝水进行接触氧化处理;储水池用来接收MVR冷凝水,底部设置曝气管,压缩空气通过曝气管进入水体,用于吹脱水中的部分异味,同时该池体具有调节液位作用;

[0139] CASS池,用于对处理后的水体进行活性污泥处理;CASS工艺即循环式活性污泥法,在运行过程中以曝气-停风沉淀-滗水-闲置为一个循环周期。废水曝气处理过程中有机污染物与活性污泥充分接触,有机物被好氧微生物降解的同时达到脱氮除磷的目的;

[0140] 预沉池,用于对经活性污泥处理的水体进行预沉淀处理;对CASS池出水进行流动性沉淀,去除水中的悬浮物;

[0141] 二沉池,用于对预沉淀处理后的水体进行二次沉淀处理;储存预沉池出水,缓冲、调节水量,确保下工序供水的稳定性;

[0142] 絮凝池,用于对沉淀处理后的水体进行絮凝处理,并将收集的活性污泥沉淀物输入污泥处理系统进行回收处理;

[0143] 过滤池,用于对沉淀处理并分离后的水体进行石英砂过滤处理;经过预处理的回用进水通过锰砂过滤器过滤时,部分铁离子,色度、浊度被滤料吸附去除;

[0144] 清水回用池,用于对处理后的水体进行存储,并用于动力循环水补充。

[0145] 基于上述制药废水零排放中水回用系统,本实施例所述制药废水零排放中水回用工艺,主要用于对MVR冷凝液进行回用处理,包括如下处理步骤:

[0146] (1) 收集MVR冷凝水进行接触式氧化,并通入CASS池进行活性污泥进行处理;具体控制参数如下:采用压缩空气吹脱水体中的部分异味,并作为搅拌手段均衡水进水指标控制为 $\text{COD} \leq 1000\text{mg}/\text{l}$ 、 $\text{氨氮} \leq 100\text{mg}/\text{l}$,温度 $\leq 40^\circ\text{C}$, $\text{PH}: 6-9$;CASS池开风曝气,控制进料量范围为 $1000-2900\text{m}^3$,控制曝气时间范围为3-6小时;当 $\text{氨氮} \leq 3\text{mg}/\text{l}$ 后方可关风沉淀,沉淀时间一般为1-2小时;

[0147] (2) 将处理后的MVR冷凝水依次通过预沉池和二沉池进行沉淀处理;预沉池和二沉池液位控制为 $\leq 3.5\text{m}$,即不超出出水堰槽,不露出池锥体;沉降后进入过滤池,根据产水流量,启动次氯酸钠加药泵,控制加药量为 $3-5\text{ppm}/\text{m}^3$;

[0148] (3) 将沙滤后产水经中空纤维UF预处理,中空纤维UF单元主要配置参数如下:膜通量: $38-42\text{L}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ (外压式),工作压力: $0.1-0.25\text{Mpa}$,运行方式:死端过滤/错流过滤,SDI指

数： ≤ 3 ；浊度： $\leq 0.5\text{NTU}$ ，TSS： $\leq 1.0\text{mg/L}$ ；水的回收率： $\geq 90\%$ ；过滤周期： ≥ 30 分钟（根据调试确定），反洗正洗总历时： ≤ 2 分钟；配套自清洗过滤器：3台（ $Q_{\text{最大}}=300\text{m}^3/\text{h}$ ，过滤器精度 $100\mu\text{m}$ ， $N=0.55\text{kW}$ ）（共用于UF系统）；（4）收集处理后水体进行过滤后存储，并用于动力循环水补水。

[0149] 本实施例中处理前MVR冷凝水的参数及工艺处理后水质的参数检测见下表3所示。

[0150] 表3污水处理效果

[0151]	检查项目	处理前污水	处理后回用水
	COD (mg/L)	1000	40
	硬度 (mg/L)	未检出	未检出
	电导率 ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	100	200

[0152] 本实施例中，MVR冷凝水即部分MVR蒸发产生的冷凝液，该冷凝水具有一定的COD和氨氮、且无盐分、无硬度，处理工艺原理为冷凝水配水后通过好氧生化处理从而降低COD、氨氮，再经过杀菌、絮凝沉淀、多介质过滤除杂，RO膜除杂后产水达到动力循环水补水要求。