

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl.

C02F 1/62 (2006.01)
C02F 1/469 (2006.01)
C02F 1/42 (2006.01)



[12] 发明专利申请公布说明书

[21] 申请号 200710151171.4

[43] 公开日 2008年6月18日

[11] 公开号 CN 101200325A

[22] 申请日 2007.12.21

[21] 申请号 200710151171.4

[71] 申请人 南开大学

地址 300071 天津市南开区卫津路94号

[72] 发明人 王建友 卢会霞 任安娟 付林
苏玉龙

权利要求书1页 说明书8页 附图3页

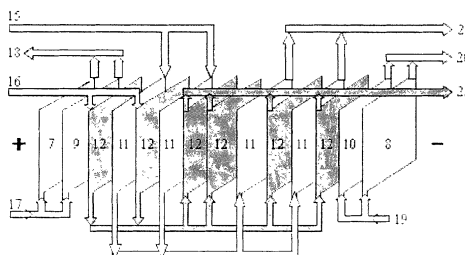
[54] 发明名称

一种同步浓缩和纯化重金属废水的电去离子方法与装置

[57] 摘要

一种同步浓缩和纯化重金属废水的电去离子方法与装置，属于废水处理技术。采用一级两段或一级多段的电去离子装置，其中在正负电极室的内侧均设置相应的极室保护室。在淡化室中填充窄粒径分布的大孔强酸强碱混床树脂；采用阳离子交换膜为换向膜，并在换向之后连续设置两个相邻的浓缩室，之间用阳离子交换膜分隔，同时在换向后第1个浓缩室中填充阴树脂超过50%体积的大孔混床树脂。待处理的重金属废水分为2路进入淡化室和浓缩室，淡水流中的重金属离子和阴离子迁移进入浓缩室得到淡化纯水，浓水流经部分循环或闭路循环，得到重金属废水的浓缩液，从而同步回收有价金属与纯水资源，实现废水的零排放与资源化处理。与现有技术相比，该废水处理工艺分离效率更

高，运行更可靠，操作更为简便；过程连续运行，不产生二次污染。



1、一种同步浓缩和纯化重金属废水的电去离子方法，以一级两段或一级多段的电去离子装置对重金属废水进行同步浓缩和纯化处理，其特征在于同时在电去离子过程的端电极处和水流换向处采用了以下的设计方案：

- (1) 在正极室内侧由正极向负极方向连续设置1张阳离子交换膜和1张阴离子交换膜，以及相应的水流隔板，构成正电极室和正极保护室；
- (2) 在负极室内侧由负极向正极方向连续设置1张阳离子交换膜和1张阴离子交换膜，以及相应的水流隔板，构成负电极室和负极保护室；
- (3) 采用阳离子交换膜为换向膜，使电去离子膜堆内部水流程为一级两段或一级多段式，并从进口到出口沿水流方向，在换向阳离子交换膜之后连续设置两个相邻的浓缩室，其间用1张阳离子交换膜分隔，且在换向后的第1个浓缩室中填充阴树脂所占体积比为50-100%的大孔混床树脂。

2、根据权利要求1所述的同步浓缩和纯化重金属废水的电去离子方法，其特征还在于采用所含阳离子为 Na^+ 或 K^+ 离子的强电解质溶液为电极水，并先由正极侧下部进入正极室和正极保护室，在上部导出，再经膜堆外部管路由负极侧下部进入负极室和负极保护室，最终在负极侧上部排出，构成独立极水管路。

3、根据权利要求1所述的同步浓缩和纯化重金属废水的电去离子方法，其特征还在于在淡化室中填充的大孔混床离子交换树脂，其树脂粒径为0.5-0.9mm。

4、一种同步浓缩和纯化重金属废水的电去离子装置，包括膜堆、电极装置、夹紧支撑装置和夹紧装置四部分，采用阳离子交换膜为换向膜，内部水流程为一级两段或一级多段式，其特征在于，电去离子装置内部同时具有以下构造：

- (1) 在正极室内侧朝向负极方向依次连续设置有1张阳离子交换膜、正极保护室、1张阴离子交换膜、膜堆的第1个浓缩室；
- (2) 在负极室内侧朝向正极方向依次连续设置有1张阳离子交换膜、负极保护室、1张阴离子交换膜、膜堆的最后1个浓缩室；
- (3) 沿水流从进口到出口方向，在换向阳离子交换膜之后连续设置有两个相邻的浓缩室，且这2个浓缩室之间设置的膜为阳离子交换膜；
- (4) 在换向阳离子交换膜之后的第1个浓缩室中填充有大孔混床树脂。

5、根据权利要求4所述的同步浓缩和纯化重金属废水的电去离子装置，其特征还在于在水流换向后两个相邻的浓缩室中，填充在第1个浓缩室中的混床树脂含有50-100%的阴树脂。

一种同步浓缩和纯化重金属废水的电去离子方法与装置

技术领域

本发明涉及一种重金属废水的处理方法与装置，尤其是一种电去离子浓缩和纯化重金属废水的处理方法，属于废水处理技术。

背景技术

电镀废水是重金属废水的最主要来源。国内电镀行业每年产生的电镀废水超过 40 亿 m^3 ，其中占 80% 以上的为低浓度的电镀漂洗水，所含重金属离子的典型浓度一般不超过 $100\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 。

现有的重金属废水处理方法有蒸发浓缩法、化学法、生物法、离子交换法、膜分离（电渗析、反渗透）等。蒸发浓缩和化学法（包括化学沉淀和电解法）主要适用于含较高浓度重金属离子废水的处理，出水浓度不能降的很低，因此对以电镀漂洗水为代表的低浓度重金属废水几乎无能为力。化学沉淀法出水需进行 pH 调节，还产生大量含重金属污泥，难以处理，易导致二次污染；蒸发浓缩和电解法亦存在投资大、能耗高的缺陷。

生物法主要指生物絮凝和生物吸附。这两种技术虽可用于较低浓度重金属废水处理，但在工业应用时，一般需建设 2 个与废水池同体积的培菌池交替使用，每天保持约 40°C 条件进行功能菌培养，消耗大量培养基，同时需要使用较多的化学药剂，因此处理的成本较高，占地面积大；处理后的出水仍含有较多残余微生物，不能直接回用，还需作进一步净化处理。此外，生物法处理重金属废水一般都具有选择性，只能吸取或吸附一种或几种金属，有的在重金属离子浓度较高时会导致中毒，有的在存在共存离子的竞争吸附时处理效果会受很大影响。

发明专利公开 CN1557999A 则描述了一种“生化法治理电镀废水工艺”。该工艺的特征在于利用 BM 功能菌团对电镀污水进行两级生化处理：先在废水调节池中加入 BM 功能菌，进行一级生物反应；然后再加入氢氧化钠或同时加入 BM 功能菌，进行二级生化反应沉淀过滤。这种将生物法和化学法结合起来处理电镀废水的方法，着重于废水的净化达标排放，但并没有免除生物法和化学法处理重金属废水各自的缺陷，而且仍存在含重金属污泥的二次处理问题。

离子交换法是一直被广泛采用的一种低浓度重金属离子废水处理技术，出水水质较好，往往能够回用；缺陷在于系统复杂，投资较高，操作繁琐；尤其是所用离子交换树脂需频繁使用酸碱化学药剂再生，产生二次污染，而且存在再生洗脱液的处理问题。

发明专利公开 CN1403385A 描述了一种“氰系及含有重金属电镀废水的双回收循环的方法”。该技术主要将氰系电镀废水通过以离子交换树脂制成的回收装置，使有毒的氰化物重金属物质完全吸附于树脂；经离子交换树脂净化过的水返回上一工艺作为电镀制程所需的漂洗水；再以阴离子再生剂（碱液），将有毒氰化物重金属物质从树脂中脱离，树脂可再利用，

而脱离的氰化物重金属物质再以正、负电的电极电解。上述过程虽然能回收净化水与重金属物质，但是没有解决间歇式运行、操作繁琐、化学再生、二次污染等问题。

除此之外，也有一些采用蒸发浓缩与离子交换或化学法相结合的处理方法，如发明专利公开 CN1456713A，描述了“一种将镀酸铜、氰化电镀、镀镍、镀铬的电镀废水循环回用的新工艺”。该工艺首先将收集起来的电镀废水用蒸发浓缩器浓缩处理，再用离子交换或化学净化或反电解净化作进一步处理，最终得到的液体按电镀要求，适当添加新的试剂，配制成电镀补充液返回电镀系统。该法着重于重金属物质的浓缩回收，但同样存在突出的系统复杂、流程过长、高投资、二次污染等问题。

对于重金属废水的处理，上述方法中，目前工业应用相对较多的是化学沉淀法和离子交换法，或者是基于这两种方法的多种工艺的集成。这两种方法本质上都是一种污染转移，即将废水中的重金属转化为沉淀或是更易处理的其他形式，但都无法在现场直接实现闭路循环，不能有效回收有价金属和水资源。

膜分离作为当代新型先进的化工分离技术之一，具有高效、节能、无污染、操作简便、用途广泛等特点，其中电渗析和反渗透等膜技术在重金属废水处理中有重要应用价值，但主要也多用于较高离子浓度的重金属废水处理。对于浓度为数十 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 级的低浓度重金属废水，则因浓差极化等技术和经济上的限制而难以应用。

为此，针对较低浓度重金属废水的处理，又产生了一些膜技术与传统处理技术集成，或者多种膜技术集成的处理工艺。如实用新型专利 CN2670349Y 描述了一种“电镀废水处理装置”。该装置包括破氰反应池、还原反应池、综合废水池、沉淀池与反渗透膜分离装置。废水经一系列化学处理后，再经反渗透深度处理。发明专利公开 CN1590322A 则阐述了一种“电镀废水处理零排放的膜分离方法”。该技术采用了“预处理/纳滤/苦咸水反渗透/海水高压反渗透”流程设计，其中预处理工序完成杂质、有机物和细小悬浮物的清除；一级纳滤膜分离使废水浓缩 10 倍许，重金属离子的截留率大于 97%；二级苦咸水反渗透膜分离使废水浓缩液再浓缩 5 倍许，二价离子截留率高于 98%；最后的三级海水反渗透膜分离将废水浓缩 2 倍或 2 倍以上，无机离子的截留率高于 99.5%；三级膜分离的淡化水集中后进一步经离子交换工艺除盐回收为漂洗工艺用水。该技术较好地实现了水和有价金属的回收，但工艺流程复杂，成本很高，系统需频繁在线清洗和 pH 调整。此外，膜透过通量衰减明显，膜更换周期过短。

发明专利公开 CN100999368A 描述了一种“回收重金属废水用的电去离子方法及装置”。该技术采用电去离子过程处理重金属废水，特征在于净化室，即填充树脂的淡化室中分为上下两部分，上部填充阳树脂，下部则分层填充阴阳树脂。对于电去离子过程而言，当在淡化室的局部仅填充单一的阳树脂或阴树脂时，只能从水中去除相应的阳离子或阴离子，而带相反电荷的阴离子/阳离子的迁移却受到所填充树脂的阻碍。这种阻碍会在局部导致与外部电场相反的反向电场，从而影响出水水质，淡化水不能直接达到纯水标准。另一方面，仅填充单一电性树脂的填充策略极易导致局部剧烈水解离，继而产生结垢。尤其在仅填充阳树脂的部分，由于阴离子的迁移反而受到阻碍，因此在这部分阴离子交换膜的表面会发生剧烈浓差极化和水解离，从而使得水解离反应产物之一， OH^- 离子迅速与重金属离子结合，导致结垢

生成。另外，该技术在电去离子内部水流程中缺少对浓水流、极水流的有效保护措施，在浓缩室和电极室中仍然易产生重金属离子的氢氧化物沉淀，从而使得过程无法稳定进行。在浓缩室中，虽然由于淡化和浓缩水水流方向相反，在一定程度上能使淡水中的重金属离子尽快迁移出膜堆，然而，由于实际使用中，浓水流进水多为重金属原水分流而来，其本身就含有重金属离子，因此无论浓水和淡水是反向逆流或是同向顺流，均不能保证不发生结垢。过程中水解离程度的控制、尽可能防止水解离产物 OH^- 离子与重金属离子的结合，以及能自动消除结垢才是更重要的。再者，由 CN100999368A 所公开的附图 2、3 可见，电去离子装置的夹紧螺栓不仅穿过了膜堆两侧的夹紧板和正负电极板，而且穿过了全部的浓缩室、淡化室以及阴阳离子交换膜，即在离子交换膜的上下两端及周边都开设有相应的螺栓孔。这种设计极易导致金属螺栓与离子交换膜的接触，从而造成漏电乃至短路危险。

因此，对于低浓度重金属废水的处理，需要进一步开发高效、可靠、便捷、低成本、环境友好的处理技术，工艺过程能够长期稳定运行；不仅彻底消除含重金属离子的废水排放，同时能够将重金属离子和纯水资源有效回收利用，达到废水零排放和资源化。

发明内容

本发明的目的，是针对现有低浓度重金属废水处理技术的缺陷，提供一种高效、可靠的电去离子同步浓缩和纯化重金属废水的处理工艺，对电镀漂洗水等重金属废水实行就地直接处理。一方面，通过对电去离子膜堆内部构造的改进设计和所用离子交换树脂的优化，消除膜堆内部的结垢隐患，使得过程能够长期可靠稳定运行；另一方面，过程具有更高的分离和浓缩效率，且工艺流程得到简化，节省投资，操作维护更为简便，从而利用电去离子单一工艺同步回收有价金属和纯水资源，实现无二次污染条件下废水的资源化循环利用。

本发明的目的是通过如下的技术方案实现的：

一种同步浓缩和纯化重金属废水的电去离子方法，采用一级两段或一级多段的电去离子装置，其中电去离子膜堆包含有两侧的正负电极室，其内侧分别是两个电极室保护室，以及由阴阳离子交换膜、浓缩室隔板、淡化室隔板构成的，交替排列的浓缩室和淡化室，并在淡化室中填充有混床离子交换树脂。待处理的重金属废水按不同流量比分别进入淡化室和浓缩室，在直流电场的驱动和阴阳离子交换膜的分离作用，以及所填充树脂的促进传递作用下，淡化室水流中的重金属离子和阴离子迁移进入浓缩室，从而得到淡水；浓缩室中的水流经过部分循环或闭路循环，其浓度不断增加，最终得到重金属废水的浓缩液。处理所得的淡化水达到纯水标准而回用，浓缩水则可重新返回电镀槽，或经负压蒸馏得到晶体而回收，从而实现连续、清洁的重金属废水资源化处理。

上述的同步浓缩和纯化重金属废水的电去离子方法，具有以下特征：

- 1、在正极室内侧由正极向负极方向连续设置一张阳离子交换膜和一张阴离子交换膜，以及相应的水流隔板，构成正电极室和正极保护室；
- 2、在负极室内侧由负极向正极方向连续设置一张阳离子交换膜和一张阴离子交换膜，以及相应的水流隔板，构成负电极室和负极保护室；

3、单独配制的电极水先由正电极室和正极保护室的下部进入，在上部出水口导出后，经膜堆外部管道再由负电极室和负极保护室的下部进入，最终在负极侧上部电极水出水口导出，构成独立的极水管路；

4、在淡化室中均匀填充窄粒径分布的大孔阴阳混床离子交换树脂，树脂粒径为0.5-0.9mm；

5、在膜堆的中部或其他相应位置采用阳离子交换膜为换向膜，即该换向膜仅在其一端开有浓、淡水孔，另一端则不开孔，从而使水流换向，使膜堆内部结构成为一级两段或一级多段形式，并从进口到出口沿水流方向，在换向阳离子交换膜之后连续设置两个相邻的浓缩室，这两个浓缩室之间用一张阳离子交换膜分隔，且在换向后的第一个浓缩室中填充阴树脂所占比例为50-100%的混床离子交换树脂。

本发明中，电极水为单独配制的，不含重金属阳离子及易生成金属氢氧化物结垢的强电解质溶液，如 Na_2SO_4 或 K_2SO_4 溶液，质量浓度在0.2%以上以保持电极室的良好导电性。电极水从正极侧进入，由负极侧排出，进入外部电极水罐，在排除电极反应产生的气体后可循环使用。正常运行过程中，因电极反应，导致正电极室水流呈酸性，负电极室水流则为碱性。电极水由正极室导入负极室，可因中和作用消除负电极室可能产生的结垢。

正极保护室的设置，可以防止电极反应产物向与其相邻的第一个淡化室的迁移扩散，以及 Cl_2 等有害气体对淡化室离子交换膜的氧化破坏作用；负极保护室的设置，能够阻止重金属阳离子在负电极表面的还原，以及电极反应产物之一 OH^- 离子向阴极侧的第一个浓缩室迁移，从而导致结垢隐患。

本发明中，在淡化室中均匀填充大孔混床离子交换树脂，避免了在较低的操作电压下即产生剧烈水解离。大孔树脂相对凝胶树脂内部有稳定且更多的供离子迁移的孔隙，且不随树脂的转型而变化，因而有利于重金属及高价离子的传递。采用粒径范围0.5-0.9mm的树脂，较0.3-1.2mm标准粒径分布的树脂有更低的水流阻力和更好的流体力学特性，分离过程可快速达到稳定。

本发明中，电去离子膜堆的内部水流程为一级两段或一级多段形式，由于实现了膜堆内部水流的再混合与二次/多次分配，因此较现有技术采用的一级一段形式分离效率有明显提高。对于常规的一级两段的形式，在水流换向之后的第一个浓缩室中，膜两侧的重金属离子和可能因一定程度的水解离而产生的 OH^- 离子的浓度均为膜堆内部最大值，相对最易导致结垢。本发明中在换向阳离子交换膜之后连续设置两个相邻的浓缩室，其间用一张阳离子交换膜分隔，并在换向后的第一个浓缩室中填充阴树脂超过50%的混床树脂，从而可以在该处阻止这两种导致结垢的阴阳离子的结合，使得过程得以安全运行。

对于本发明，通过采用不同面积规格的浓缩室和淡化室隔板，以及增加或减少电去离子装置中浓缩室、淡化室的数目，即可处理不同流量的重金属废水。浓缩水采取部分循环或闭路循环流程，可以灵活地调节浓缩水流的流量和压力，使得过程运行工况最佳。

根据上述同步浓缩和纯化重金属废水的电去离子方法，实现该方法的电去离子装置是通过以下技术方案实现的。电去离子装置包括膜堆、电极装置、夹紧支撑装置和夹紧装置四部

分。夹紧装置由两块夹紧板、拉紧螺栓与螺母组成；在两张夹紧板的内侧分别是正、负电极室与电极板组成的正、负电极装置；与正、负电极室相邻的分别是正、负极室保护室；在正、负极室保护室之间是由一定数目的矩形中空支撑边框板构成的夹紧支撑装置；在中空支撑边框板的中空腔体内是膜堆。膜堆的基本单元为膜对，每个膜对依次由阳离子交换膜、浓缩室隔板、阴离子交换膜、淡化室隔板各一张组成，并在淡化室隔板中填充 0.5-0.9mm 粒径的大孔强酸强碱性混床离子交换树脂。在膜堆中的适当位置，采用阳离子交换膜为换向膜，使膜堆内部水流方式为一级两段或一级多段，并从进口到出口按水流方向，在换向后连续设置两个相邻的浓缩室，且在换向后第一个浓缩室中填充混床树脂，其中阴树脂所占比例为 50-100%。

本发明所述的同步浓缩和纯化重金属废水的电去离子方法与装置，其运行过程具备如下效果：

- (1) 利用电去离子单一过程同步实现重金属废水的连续浓缩和纯化，得到高浓度的含重金属离子浓缩液以供回收利用，而淡化产品水则直接达到纯水标准，可作为优质清洗水等工艺用水回用，从而达到废水的零排放和资源化；
- (2) 一级两段或一级多段的内部水流程，实现了电去离子装置内部水流的二次或多次再混合与再分配，能够显著提高分离效率；
- (3) 在淡化室中填充均匀混床树脂能够避免在较低的操作电压下就发生显著的浓差极化和水解离；正负极室保护室以及在换向膜之后连续设置两个相邻的浓缩室的设计，能够保障电去离子过程长期稳定运行，不产生重金属氢氧化物结垢；
- (4) 与离子交换和化学沉淀等现有技术相比，处理过程不消耗任何酸碱药剂，不排放任何环境危害性污染物，不产生含重金属污泥，过程能够高效连续运行，实现现场直接处理；
- (5) 与“纳滤”、“反渗透”等压力驱动膜过程及其集成的现有技术相比，工艺过程更为简单，淡水出水无须经离子交换而可直接回用，分离效率更高，系统投资节省；与“电渗析”、“倒极电渗析”的现有电驱动膜过程相比，电去离子过程淡水产品水可直接达到纯水标准，而浓缩水的浓缩倍数则显著提高。

附图说明

图 1 为本发明所提供的同步浓缩和纯化重金属废水的一级两段电去离子方法的内部构造示意图；

图 2 为图 1 所述电去离子内部构造中，在水流换向前后各淡化室和浓缩室内离子迁移原理示意图；

图 3 为本发明所提供的同步浓缩和纯化重金属废水的一级两段电去离子装置的内部水流程示意图，其中每段有 2 个淡化室；

图 4 为本发明所提供的同步浓缩和纯化重金属废水的一级两段电去离子装置的剖面示意图，其中每段含有 2 个淡化室；

图5为图4所述一级两段电去离子装置剖面分解示意图,其中6张中空支撑边框板示出1张,另5张未标出;

图6为本发明所提供的一种实施例装置的具体流程结构图;

以上图中:

1-阳离子交换膜; 2-阴离子交换膜; 3-换向阳离子交换膜; 4-膜对; 5-阳离子交换树脂; 6-阴离子交换树脂; 7-正极室; 8-负极室; 9-正极保护室; 10-负极保护室; 11-淡化室; 12-浓缩室; 13-正电极; 14-负电极; 15-淡水进水; 16-浓水进水; 17-正极进水; 18-正极出水; 19-负极进水; 20-负极出水; 21-淡化水; 22-浓缩水; 23-正极侧夹紧板; 24-负极侧夹紧板; 25-正电极板; 26-负电极板; 27-中空支撑边框板; 28-拉紧螺栓; 29-螺母; 30-淡水原水箱; 31-截止阀; 32-淡水泵; 33-浓水循环泵; 34-极水泵; 35-压力表; 36-转子流量计; 37-浓水循环罐; 38-极水罐; 39-电去离子装置。

具体实施方式

下面结合附图及实施例对本发明作进一步描述。

根据图1及图3,正极保护室9与第1个浓缩室之间的阴离子交换膜2,防止了正极保护室9中电极水的阳离子迁移进入浓缩水流,从而不会额外增加浓缩水中的阳离子种类,也在一定程度上减小了与正极保护室相邻的浓缩室中的结垢倾向,使得浓缩水22能够直接回用,且提高了运行稳定性。负极室8与负极保护室10之间的阳离子交换膜1,能够阻止负极反应产物 OH^- 离子朝向负极保护室10和与之相邻的浓缩室11的迁移,从而不能在该浓缩室中产生相应的重金属氢氧化物沉淀。电极水在正极室和负极室中水流方向均是由下而上,这有利于电极反应产生的气体及时排出电去离子装置。正极出水18与负极进水19在水路上相连,而不是在膜堆内部穿越,从而构成独立极水管路。正极出水18呈酸性,从而能因中和作用消除负极室8和负极保护室10中可能的结垢。

根据图1及图2,按水流方向,在换向阳离子交换膜3之前为淡化室11,之后则为两个连续的浓缩室12,其中与淡化室相邻的换向后第1个浓缩室厚度增加,且填充有离子交换树脂,阴树脂所占比例超过50%。淡水进水中的重金属离子,如 Ni^{2+} 离子,在直流电场的驱动下透过换向阳离子交换膜3进入换向后的第1个浓缩室。在该浓缩室中重金属离子朝向负极方向的迁移则受到阴离子交换树脂的阻滞作用,且该浓缩室厚度的增加也使得重金属离子的横向迁移行程加长,从而使得其难以到达该浓缩室另一侧的阳离子交换膜1的表面,或在尚未到达时即已被排出电去离子膜堆。另一方面,第2段的淡水室11中接近出水口的位置,是整个水流程中水解离反应相对最剧烈的,其产生的 OH^- 离子浓度也最高。 OH^- 离子在电场驱动下透过阴离子交换膜进入换向膜之后的第2个浓缩室,但其最终受到前方阳离子交换膜1的阻滞作用而不能进入换向之后的第1个浓缩室,只能直接由浓缩水流排出膜堆。因此,在整个膜堆中重金属离子和 OH^- 离子浓度均为最高的部位,这两种离子无法相互结合,从而不能生成沉淀。

在图6所提供的流程中,淡水原水由淡水箱30经淡水泵32分为2路,一路为进入电去

离子装置的淡水进水，另一路为进入电去离子装置的浓缩水补充水。浓缩水采取部分循环工艺，即部分浓缩水通过浓水循环罐 37 和浓水循环泵 33 进行循环运行，循环水量与浓缩水补充水量之和为电去离子装置中实时运行的浓缩水量，稳定运行状态下，由截止阀和转子流量计控制的浓缩产品水 22 的水量与由淡水泵分流的浓缩水补充水量相等，浓水循环罐 37 中的水位维持恒定。

在设备启动的初期，关闭浓缩产品水的排放，电去离子装置的浓水出水全部进入浓水循环罐 37。待浓缩水出水浓度达到规定标准后，再打开浓缩产品水 22 的排放截止阀，系统进入稳定运行状态。

实施例 1

该实施例中，电去离子装置为一级两段构造，每段含 2 个淡化室，其剖面如附图 4、5 所示。淡化室隔板规格为 100*300*3mm，浓缩室隔板为 100*300*0.9mm，换向后所填充树脂的第 1 个浓缩室隔板规格同样为 100*300*3mm，有效膜面积 160cm²。所用离子交换膜为异相低渗透电去离子专用离子交换膜，由浙江千秋环保水处理有限公司生产；离子交换树脂为 D072 和 D296 大孔强酸、强碱性树脂，淡化室中阴阳树脂的体积比为 1:1，在水流换向之后的第 1 个浓缩室中所填充阴阳树脂的体积比则为 9:1。全部树脂的粒径范围均为 0.5-0.9mm。

淡水原水箱 30 和浓缩水循环罐中预先配置 50mg·L⁻¹ 的硫酸镍(NiSO₄)溶液，用 H₂SO₄ 调节淡水箱中原水 pH 为 5.0，浓水循环罐中原水 pH 为 3.2。电极水为质量浓度 0.3% 的 Na₂SO₄ 溶液。运行初期浓缩水先进行闭路循环而不外排，由淡水泵向浓缩水管路分流的截止阀关闭，淡水泵出水完全为电去离子装置的淡水进水。淡化水、浓缩水和电极水的流量分别为 15L·h⁻¹、4 L·h⁻¹ 和 2.5 L·h⁻¹，膜堆工作电压为 15V。当监测到浓缩水电导率超过 2000μS·cm⁻¹ 时，将浓缩水改为部分循环流程，由淡水分流的浓缩水补充水和外排的浓缩产品水 22 的流量均为 0.36 L·h⁻¹，膜堆工作电压维持不变。其后继续运行直至达到稳定。用在线电阻率仪监测淡化水的水质，用火焰法原子吸收分光光度法检测浓缩水、淡化水中 Ni²⁺ 离子的含量。结果表明，淡化水中 Ni²⁺ 低于 0.1mg·L⁻¹，电阻率达到 2.0-3.2MΩ·cm，浓缩产品水的 Ni²⁺ 离子浓度最终达到 1560 mg·L⁻¹。

实施例 2

该实施例中，电去离子装置的构造、浓缩室和淡化室隔板规格、内部水流程、离子交换膜等均与实施例 1 相同，所用离子交换树脂也为 D72 和 D296 大孔强酸、强碱性树脂，但树脂粒径范围为标准粒径，即 0.3-1.25mm。

淡水原水箱 30 和浓缩水循环罐中同样预先配置 50mg·L⁻¹ 的硫酸镍(NiSO₄)溶液，并用 H₂SO₄ 调节淡水箱中原水 pH 为 5.1，浓水循环罐中原水 pH 为 3.16。电极水为质量浓度 0.3% 的 Na₂SO₄ 溶液。运行初期浓缩水先进行闭路循环，淡水泵出水完全为电去离子装置的淡水进水。淡化水、浓缩水和电极水的流量与实施例 1 相同，分别为 15L·h⁻¹、4 L·h⁻¹ 和 2.5 L·h⁻¹，膜堆工作电压也为 15V。当监测到浓缩水电导率超过 2000μS·cm⁻¹ 时，将浓缩水改为部分循环

流程，由淡水分流的浓缩水补充水和外排的浓缩产品水 22 的流量同样均为 $0.36 \text{ L}\cdot\text{h}^{-1}$ ，膜堆工作电压维持不变。达到稳定运行状态后取相关水样检测，用在线电阻率仪监测淡化水的水质，用火焰法原子吸收分光光度法检测浓缩水、淡化水中 Ni^{2+} 离子的含量。结果表明，淡化水中 Ni^{2+} 低于 $0.1\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ，电阻率为 $1.0\text{-}1.2\text{M}\Omega\cdot\text{cm}$ ，浓缩产品水的 Ni^{2+} 离子浓度最终达到 $1280 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 。这说明采用粒径范围 $0.5\text{-}0.9\text{mm}$ 的窄粒径分布树脂，较采用 $0.3\text{-}1.25\text{mm}$ 的标准粒径分布树脂，过程有更高的分离效率。

实施例中，淡化水中重金属离子的截留率超过 99.8%，电阻率均在 $1.0\text{-}1.2\text{M}\Omega\cdot\text{cm}$ 以上，达到纯水水质标准，浓缩水的浓缩倍数则可以高于 30。实施例表明，利用电去离子单一过程，能够简便而高效地同步浓缩和纯化重金属废水，在不额外增加浓缩水中阳离子的种类条件下，实现水资源和有价金属的零排放与资源化回收。

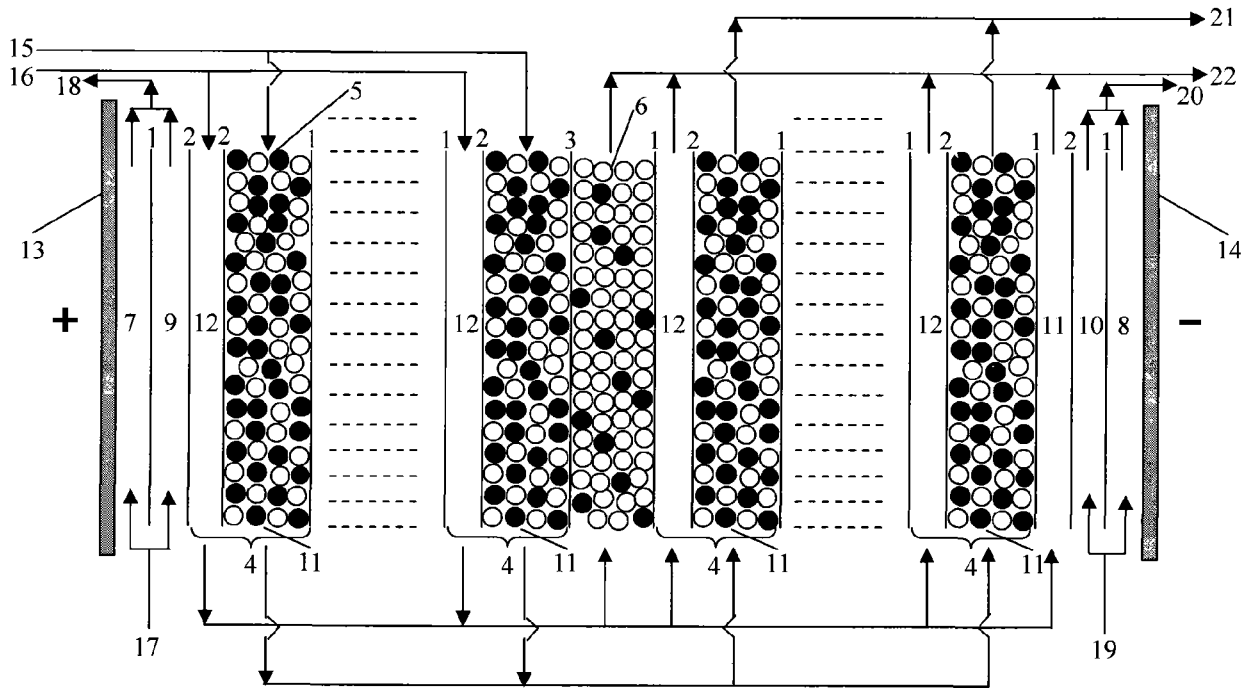


图 1

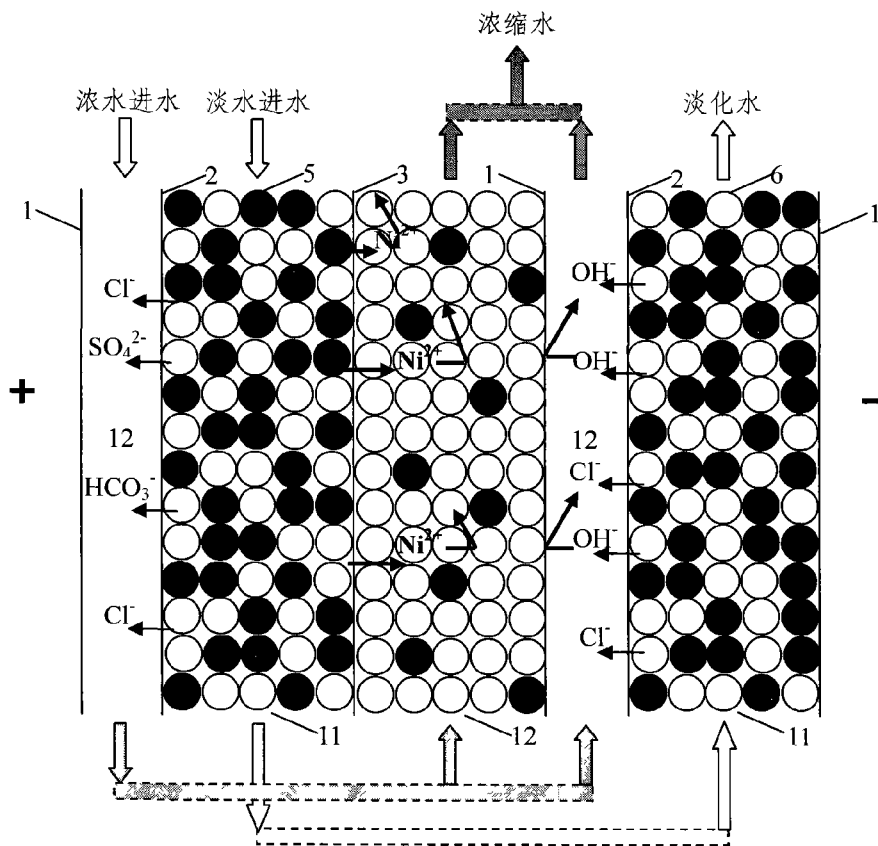


图 2

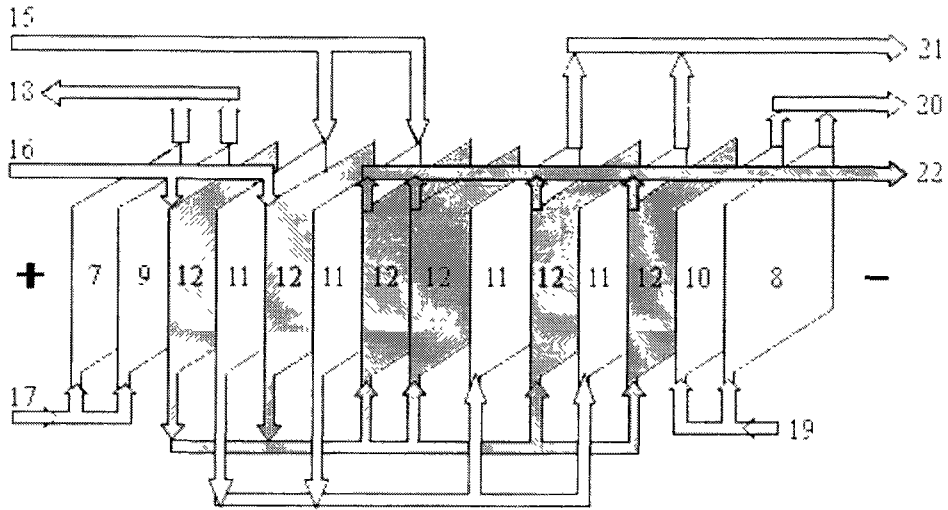


图 3

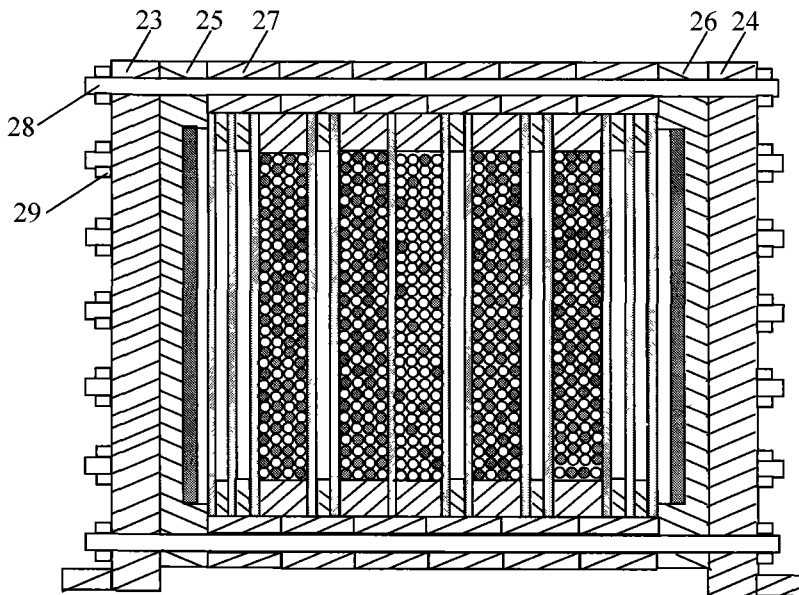


图 4

