



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 104909503 A

(43) 申请公布日 2015.09.16

(21) 申请号 201510322192.2

(22) 申请日 2015.06.12

(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 刘红斌 卢会霞 李露
江颖

(51) Int. Cl.

C02F 9/06(2006.01)

C02F 103/08(2006.01)

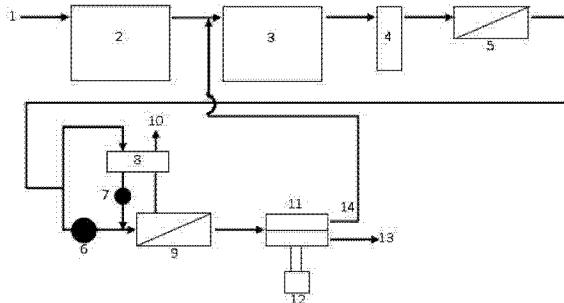
权利要求书1页 说明书8页 附图1页

(54) 发明名称

一种集成膜过程海水淡化方法

(57) 摘要

一种集成膜过程海水淡化方法，属于水除盐技术。针对现有膜法海水淡化工艺存在的高投资、高压力、高能耗等缺陷，以“纳滤 / 倒极电渗析”为核心脱盐工艺，其中纳滤采用脱盐率达到 90% 水平的高脱盐纳滤膜，频繁倒极电渗析为在薄型电极室中填充有混床离子交换树脂的多级多段式节能型电渗析装置。海水原水先后经过混凝沉淀池、沉清池、砂滤器和超滤膜的预处理后，先后经结合有能量回收装置的纳滤脱盐装置和节能型频繁倒极电渗析装置进行分级脱盐，纳滤和节能型电渗析分别在不超过 3.8MPa 和 0.4MPa 的低操作压力下，系统的产水含盐量 80~250mg/L，总脱盐率在 99~99.75% 范围内可机动调整，吨水本体耗电量不超过 2.15kWh/m³，整个海水淡化过程投资和能耗均显著降低，过程操作更安全、更稳定。



1. 一种集成膜过程海水淡化方法,以海水为原水,依次经过预处理、一级脱盐单元和二级脱盐单元三个组成部分而制得淡化水,其特征在于采取以下的集成膜过程工艺:

(1) 采用“混凝沉淀-砂滤-超滤膜”集成过程组成预处理单元,并在超滤膜之前先后进行酸化调节和强氧化剂、还原剂等药剂投加;

(2) 采用纳滤膜、高压泵、能量回收装置和压力提升泵组成一级脱盐单元,对海水清水进行一级脱盐;

(3) 采用频繁倒极电渗析系统为二级脱盐单元,对一级脱盐单元的纳滤淡化水进行二次脱盐。

2. 根据权利要求 1 所述的一种集成膜过程海水淡化方法,其特征在于所用纳滤膜为具备海水脱盐率达到 85% 以上水平的高脱盐纳滤膜。

3. 根据权利要求 1 所述的一种集成膜过程海水淡化方法,其特征在于所用频繁倒极电渗析装置为多级多段式流程,且各级均含有可独立调节电压电流的 1 对电极,并在电极室内填充有强酸强碱性混床离子交换树脂。

4. 根据权利要求 1 所述的一种集成膜过程海水淡化方法,其特征在于所用纳滤膜的操作压力不超过 4.0MPa。

5. 根据权利要求 1 所述的一种集成膜过程海水淡化方法,其特征在于所用频繁倒极电渗析装置的各个电极室的厚度不超过 5mm。

一种集成膜过程海水淡化方法

技术领域

[0001] 本发明涉及一种海水淡化方法，尤其是一种利用“纳滤 / 倒极电渗析”集成膜过程进行海水脱盐制备淡水的方法，属于水除盐技术。

背景技术

[0002] 海水淡化作为解决当前全球性水资源问题的关键手段之一，在世界范围内都得到了前所未有的重视。中国海水淡化产业的发展水平与规模，将会对经济、社会的可持续发展产生重要影响。对于东部和北方沿海缺水地区，意义尤为重大。然而，在淡化海水的巨大需求和现有淡化技术的局限性方面，还存在突出矛盾。

[0003] 现有的海水淡化技术主要是传统蒸馏法和海水反渗透(SWRO)膜法，其中后者的增长速度很快，全球范围内的新建海水淡化工程中，SWRO 约占 70% 的份额。然而，SWRO 的产水成本普遍偏高，目前国内已运行的 SWRO 海水淡化工程的吨水成本多在 6 元以上，尤其吨水耗电量在使用浓水能量回收设备的条件下一般仍超过 3.5KWh/m^3 。此外，SWRO 的操作压力一般都在 5.5MPa 以上，因此必须采用可靠密封的耐高压容器和管道系统。同时，海水具有的高盐度对管道的抗腐蚀性又有很高要求，高压部分的管道材质都要求用十分昂贵的超级双相钢材质，仅管道投资就占淡化系统的 30% 左右。因此，SWRO 膜法淡化在高能耗、高操作压力、苛刻的耐腐蚀材质要求、高投资等方面先天性技术瓶颈，都不利于该技术的广泛普及应用。积极开发高效经济的海水淡化新技术，显著降低操作压力、吨水能耗，更多使用低成本、耐腐蚀管道系统，从而降低系统投资和运行成本，对于海水淡化产业的可持续发展至关重要。

[0004] 近几年来，国内外持续报道了一些新的海水淡化工艺。其中较多是将多种膜技术或脱盐技术组合为一体，构成集成膜过程，利用多种技术间的高效耦合来降低海水淡化过程的能耗和成本。如中国专利 CN 1994904 A 公开了一种“超滤 + 纳滤 + 低压反渗透”集成膜海水淡化过程，总操作压力低至 3.5MPa，装置水回收率在 42.4%-45%，脱盐率在 95.93%-98.16%，能耗 2.17KWh/m^3 - 4.48 KWh/m^3 。该集成膜过程在实现低压淡化方面取得了良好效果，但是总的脱盐率不够高，未能稳定超过 98.5%，产水含盐量一般高于 800-1000mg/L，会导致口感仍然偏涩，不大适宜作为饮用水。另外，将纳滤和反渗透相集成时，两者都属于高投资系统，整个体系的设备投资显著昂贵。

[0005] 美国专利 US 2003/0205526 A1 公布了一种双级纳滤海水淡化工艺，过程平均操作压力达到 5.17MPa，其中一级纳滤为 3.45 MPa，二级纳滤为 1.72 MPa，水回收率在 30%-40% 之间，脱盐率为 97.14%。该工艺复杂程度有所下降，但脱盐率仍偏低，操作压力较 SWRO 也没有明显下降，系统水回收率较低，因此不能满足实际应用需求。

[0006] 美国专利 US 2010/0089756 A1 则公布了一种结合纳滤技术的“纳滤 (NF)+ 离子交换 (IE)+ 电去离子 (CEDI)”集成膜过程海水淡化工艺。该专利技术首先使用纳滤膜脱除大约 90% 的盐分，所得淡水再经阳离子交换树脂软化，彻底去除全部的 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 硬度离子，然后再经过连续电去离子装置进行脱盐得到最终淡化水。根据报道的数据，采用人工海盐

配置的模拟海水，在原水电导率 45.5mS/cm 时，系统脱盐率超过 98.57%，产水电导率 240mg/L，吨水能耗低至 1.85 kWh/m³，纳滤膜的操作压力在 3.8MPa 以下。该工艺中，CEDI 装置即常规 EDI 脱盐装置，其正负电极材质不同，淡化室和浓缩室的构造、构成不同，不采取频繁倒换电极的操作；在其淡化室中填充有混床离子交换树脂，但淡化室厚度非常薄，甚至不超过 1.5mm，这对树脂颗粒的有效填充带来很大难度，将使得这种超薄隔板的 CEDI 装置的实际生产效率比较低，难以适应大规模工业生产的需要。另外，核心脱盐工艺含有纳滤、离子交换树脂软化和 CEDI 三个单元，工艺流程相对偏长，系统较复杂。与 SWRO 相比，该集成淡化过程能耗明显降低，但工艺设计较复杂，且离子交换单元需要频繁清洗再生，无法实现持续稳定运行。

发明内容

[0007] 本发明的目的，是针对现有海水淡化技术的缺陷，提供一种新型的纳滤与倒极电渗析技术相结合的集成膜过程海水淡化工艺，以适应低操作压力、低能耗、低投资、高脱盐率等的技术要求。

[0008] 本发明的目的是通过如下技术方案实现的：

设计一种以高脱盐的纳滤(NF)膜技术和新型低能耗倒极电渗析(SEDRA)技术相结合的“NF/SEDRA”集成膜过程为核心脱盐工艺，联合混凝沉淀、砂滤、加药杀菌、超滤(UF)膜过滤等多种预处理、水质净化工艺与能量回收装置而构成的集成海水淡化系统，该海水淡化系统含有预处理单元、一级脱盐单元和二级脱盐单元三个组成部分。以海水、苦咸水或苦卤水为原水，依次经过上述三个处理步骤而获得矿物质含量适宜饮用的淡化产品水。

[0009] (1) 预处理单元

预处理单元依次包括混凝沉淀、加药杀菌、砂滤、超滤膜过滤等工艺。海水原水首先经混凝沉淀工艺，在混凝、助凝药剂的作用下，使水中的细微颗粒、胶体、悬浮物和部分微生物凝聚成絮凝体，进一步通过吸附微生物和溶解性物质，体积增大，下沉，从而降低原水的浊度和色度；

经混凝沉淀作用的海水在进入下游砂滤器之前进行加药处理，所用药剂包括采用稀 HCl 等稀酸进行适当酸化调节、用次氯酸等强氧化剂进行杀菌灭藻；

经药剂处理的海水进一步由增压泵加压进入砂滤器。视原水水质砂滤器可以采用一级、二级或多级砂滤，分别用不同粒径大小的石英砂进行过滤，降低原水浊度，使水质澄清；

经砂滤器过滤的海水进入中控纤维超滤膜进行膜过滤。超滤膜的过滤孔径小于 0.1 μm，可以有效去除水中的细微颗粒、胶体、微生物和大分子有机物，使海水的污染指数降低至 3 以下。在超滤膜过滤之前，还可视实际需要，采用计量泵在线加药的方式，再适当投加还原性药剂如 NaHSO₃，用来破坏、中和上游残余的强氧化剂，使有机高分子超滤膜免受氧化破坏作用。

[0010] (2) 一级脱盐单元

一级脱盐单元采用高脱盐的纳滤(NF)膜及配套高压泵、能量回收装置和压力提升泵组成。NF 膜是同样以压力为驱动力，利用物理筛分作用对液体进行分离的膜分离过程，其孔径范围为 1-3 纳米，平均孔径 2 纳米，其膜孔径、操作压力、分离性能介于反渗透和超滤之间。

常规的 NF 膜对单价离子的截留率小于 20%，对钙、镁硬度离子和其它的二价和高价离子，脱除率可达 90% 以上，对分子量 200 以上的各种有机物杂质的脱除率也可达到 90% 以上。对于本发明，所使用的 NF 膜具有高脱盐的特性，其对 Ga^{2+} 、 Mg^{2+} 和 SO_4^{2-} 离子的截留率一般不低于 97%，最高可超过 99%，而即使对一价的 Na^+ 、 K^+ 、 Cl^- 等离子，其脱除率也可达到 85% 以上，其膜组件可耐受的最高操作压力能够达到 4.0MPa。在适宜的条件下，其对海水的总脱盐率可以达到 90% 左右。现有的商品 NF 膜中，DOW 公司生产的 NF90 系列纳滤膜即具备对海水进行 85% 以上脱盐的能力，其操作压力为 3.5–3.8MPa。对于多支及大型的 NF 膜系统，通过流程的合理设计，其系统水回收率可达 50% 水平。

[0011] 对于 NF 膜海水脱盐，其操作压力远低于常规 SWRO 的 5.5–6.0MPa 的水平，因此对所用的膜壳的厚度、密封性，对管道的厚度、密封和防腐性能等材质要求都显著降低，利于减小系统投资。

[0012] 由于 NF 膜的操作压力仍然超过 3.5MPa，其排放的浓水一般也具有不低于 3.4MPa 的高势能，因此 NF 膜脱盐系统也采用类似 SWRO 海水淡化系统中的能量回收装置，利用排放的高压浓海水对另一股低压海水进行增压，该压力交换过程使高压浓海水进行压力释放后排放，而被增压的低压海水则经另一压力提升泵，使其水压提升至与 NF 高压泵输出压力相同的值，从而共同作为 NF 膜系统的海水进水。

[0013] 在 SWRO 海水淡化中，由于操作压力超过 5.5MPa，其能量回收装置需要采用足够厚度的超级双相钢材质；而对于本发明，由于 NF 膜的操作压力一般不超过 3.8MPa，因此其对能量回收装置的材质要求也显著降低。此操作压力条件下，完全可以采用玻璃钢材质作为能量回收装置的水压缸或压力容器，从而可减少设备投资。

[0014] 含盐量 35000mg/L 的海水经 NF 膜系统进行脱盐，其脱盐率可达 86–90%，水利用率可达 50% 水平，产水含盐量在 3500–4500mg/L 水平。由于操作压力显著低于 SWRO 膜法，该阶段的 NF 膜海水脱盐的吨水耗电量在 1.3KWh 水平。

[0015] (3) 二级脱盐单元

本发明中的二级脱盐单元主要包括经针对性节能改进的多级多段式频繁倒极电渗析 (SEDR) 装置，以及配套的多路输出直流稳压电源、增压泵、管道系统和相应水箱。

[0016] 海水经过一级脱盐单元的高脱盐率 NF 膜的作用后，其含盐量将降至 4500mg/L 以下，属于典型的苦咸水水质，其浓度也是传统电渗析 (EDR) 技术比较经济的工作范围。

[0017] 传统 EDR 技术以离子交换膜为核心，属于电驱动膜过程。EDR 通过交替排列的阴、阳离子交换膜与相应水流隔板，构成交替排列的淡化室和浓缩室。淡化室中水流的阴、阳离子在直流电场的推动下进行选择性迁移，进入相邻的浓缩室而被去除。EDR 装置的正负电极一般进行周期性倒换，在上半个周期内的正极在下半个周期内成为负极，上半个周期内的淡化室在下半个周期内则成为浓缩室，反之亦然。由此，淡化室和浓缩室内的弱酸弱碱性环境得到周期性转变，从而可以避免长时间不进行电极倒换时，某种隔室内过长时间出现弱碱性环境而导致局部结垢，继而逐渐恶化，使得过程受到严重破坏。

[0018] 对于传统、常规的 EDR 技术而言，电极室内的工况事实上对装置的长期运行稳定性有重要影响。一是由于电极反应的作用，负极室内会因生成的 OH^- 离子而呈现碱性，最容易导致结垢风险；二是正极室内因水中的 Cl^- 离子的氧化作用生成 Cl_2 有害气体，其与水结合又生成强氧化剂 HClO ，而负极室内则会生成 O_2 。再者，电极室不同于淡化室和浓缩室，其

隔室厚度一般远高于淡化室、浓缩室的厚度,如达到10mm厚,且会使用厚度较大,非导电的鱼鳞式支撑网片,因此电极室的电阻远大于淡化室或浓缩室的电阻。一般的EDR装置往往为多级多段式,具有多对电极室,在整个EDR装置中视膜对数的不同,电极室的电阻占整个EDR膜堆电阻的比例最高可以达到25%左右。因此,通过改进措施,设法显著降低各个电极室的电阻有利于降低整个EDR装置的电阻,减小过程能耗。

[0019] 在本发明中,对常规EDR装置的电极室构造进行了重要改进,即取消常规的PVC材质鱼鳞式支撑网片,将电极室厚度减薄至3mm以下,并在其中填充具备导电和离子交換作用的混床离子交换树脂。

[0020] 使用薄型电极隔室并在其中填充混床离子交换树脂,能够极大提高电极室的导电能力,有效降低装置的电能消耗。此外,树脂的填充还可以分别减少Cl⁻、OH⁻离子的电极反应,减少有害物质Cl₂、HClO、O₂的生成,利于保证装置的长期运行稳定性。

[0021] 本发明的二级脱盐单元的SEDR装置正是基于上述措施对常规EDR装置的改进性设计,其操作同样采取周期性倒换电极的方式运行。在全部的正、负极室内填充的混床离子交换树脂均采用强导电的强酸、强碱性离子交换树脂,在填充前混合均匀。所用阴、阳树脂的体积比为1:1,从而保证倒极操作的不同周期内电极室工况的一致性。

[0022] 本发明提供的SEDR高效频繁倒极电渗析装置的脱盐率可以根据产水水质需要进行机动性调整。对于多级多段式SEDR装置,只需灵活地调整各级的工作电压、电流即可。对于1500~5000mg/L的苦咸水水质,其脱盐率最高可达到98.5%,产水含盐量可低至50~65mg/L水平。由于显著提高了电极室的导电能力,减少了有害的电极反应产物的生成,其过程能耗和运行稳定性均有显著提升。采用多级多段式的装置设计,不计增压水泵耗电的SEDR装置的本体吨水耗电量可以控制在1.0KWh以内。

[0023] 本发明中,SEDR装置的淡化水即为整个海水淡化系统的产品水,其浓缩水含盐量一般低于8000mg/L,且已经过预处理和纳滤膜,去除掉了悬浮物、细微颗粒、胶体、大分子有机物、微生物和二价的钙镁和硫酸根离子,水质远远优于海水原水。因此,SEDR装置的浓缩水完全回收至上游NF膜分离的进水,即进入超滤膜的产水箱,从而可以提高整个系统的水利用率。

[0024] 此外,与其他同类多级膜集成的海水淡化技术不同的是,本发明中二级脱盐单元采用SEDR技术,其操作压力与常规EDR一样,典型值在0.1~0.3MPa,因而完全采用UPVC塑料管路系统,无须采用高压反渗透或纳滤系统的不锈钢、双相钢、超级双相钢等昂贵的耐压材料,且不存在腐蚀问题。

[0025] 本发明中的各个组成部分集为一体,可以产生如下效果:

常规混凝沉淀、酸化调节、加药、砂滤和超滤膜预处理,可以去除水中的各种细微颗粒、悬浮物、胶体、大分子有机物、微生物等杂质,降低海水原水的浊度和色度,保护下游NF膜;一级脱盐单元的含有能量回收装置的NF膜可连续、稳定地脱除近90%的盐离子,且所得透过液中的离子主要是一价盐离子。NF脱盐系统的操作压力低至3.8MPa,其能量回收装置采用玻璃钢材质,有效降低设备投资;NF系统的水收率达到50%水平,产水含盐量不超过4500mg/L。二级脱盐单元的SEDR强化型频繁倒极电渗析装置,在0.1~0.3MPa的低压下操作,采用廉价、耐腐蚀的UPVC塑料管材;SEDR的电极室为薄型隔室,并在其中填充有混床离子交换树脂,较常规EDR装置显著降低电极室电阻;SEDR装置可视需要采用多级多段式的

水流程设计,最高脱盐率可达到 98.5%,吨水本体耗电量不超过 1.0KWh;SEDR 的浓缩水完全回收至上游超滤产水箱,作为 NF 膜的进水,以提高 NF 膜进水水质和系统水利用率。以含盐量 35000mg/L 的海水为原水,将高脱盐率 NF 膜和节能型的 SEDR 装置相集成,整个海水淡化系统的吨水本体耗电量不超过 2.2KWh,水收率近 40%;NF 阶段操作压力低至 3.8MPa, SEDR 则完全采用常规 UPVC 材质管材,从而实现了低耗能、低投资、低操作压力和低耐腐蚀要求的海水淡化。

附图说明

[0026] 图 1 为本发明所提供的集成膜过程海水淡化的工艺流程图。

[0027] 图中:

1- 海水原水 ;2- 混凝沉淀池 ;3- 沉清池 ;4- 砂滤器 ;5- 超滤膜 ;6- 高压泵 ;7- 能量回收装置 ;8- 压力提升泵 ;9- 纳滤膜 ;10- 纳滤浓缩水 ;11- 增强型电渗析装置 ;12- 稳压稳流直流电源 ;13- 淡化产品水 ;14- 电渗析浓缩水。

[0028]

具体实施方式

[0029] 下面结合附图及实施例对本发明作进一步描述。实施例是用于说明而非限制本发明所述集成膜过程海水淡化方法。

[0030] 实施例 1:

对于预处理单元,海水原水 1 首先由提升泵的作用进入混凝沉淀池 2,经过投加聚丙烯酰胺等常规混凝、絮凝药剂进行沉淀、除浊后进入沉清池 3,在沉清池内进行酸化调节,使其 pH 降低至 6.5-7.0 之间。海水清水进一步由增压泵进入砂滤器 4 进行过滤,砂滤器 4 由两级砂滤串联构成,所用过滤介质为石英砂,其粒径分别为 1.0-2.0mm 和 0.5-1.0mm。第一级砂滤器前,进行管道在线投加强氧化剂次氯酸钠杀菌除藻,在第二级砂滤器和超滤膜 5 之间在线投加还原剂 NaHSO₃,消除残余的氧化剂,保护下游的超滤膜。

[0031] 沉清池 3 内的海水清水经超滤增压泵先后进入砂滤器 4 和超滤膜组件 5。采用 2 组共 4 支 8040 规格聚偏氟乙烯(PVDF)材质的中空纤维超滤膜组件,每组各 2 支以实现相互反冲洗功能。

[0032] 一级脱盐单元中的纳滤脱盐装置采用 DOW 化学公司的 NF90-4040 纳滤膜 9,采用 5 个 3 芯装玻璃钢压力容器,以“3-2”组合法一级两段式排列,每个压力容器内串联装入 3 支 NF90-4040 型号 NF 膜,总共 15 支。第一段的 3 支压力容器的浓缩水作为第二段的 2 支压力容器的进水。NF 高压泵 6 出水流量为 20.0L/m,另一股低压海水经能量回收装置 7 和压力提升泵 8 后与高压泵 6 的出水共同进入第一段的 3 支 NF 膜压力容器,低压海水流量为 26.0L/m,即 NF 系统总进水流量为 46.0L/m(即 2.76m³/h)。

[0033] NF 高压泵 6 采用柱塞泵,出口工作压力,即第一段 NF 膜的进口压力为 3.8MPa。第一、二段 NF 膜间的浓水压力为 3.75MPa,第二段 NF 膜的浓缩水出口压力为 3.7MPa,此即能量回收装置 7 的高压浓海水的进水压力。能量回收装置 7 的低压海水进水通过与高压浓海水的压力交换作用回收后者的高压动能,其出水经压力提升泵 8 同样提升到 3.8MPa,与高压柱塞泵 6 出水合并进入 NF 膜压力容器。在实施例 1 的条件下, NF 装置的淡化水产量为

19.3L/m,与高压泵 6 的进水流量大致相当,而高压浓海水的流量为 26.7L/m,与低压海水的进水流量大致相当。NF 装置的水利用率为 19.3/46,即 42%。

[0034] NF 装置的操作参数、耗电量、进水水质和产水水质如表 1 所示:

表 1 NF 海水脱盐的操作参数与进、出水水质

1. 操作参数				
	高压泵进水	低压海水进水	NF 淡化水	NF 浓缩水
流量/(L/m)	20.0	26.0	19.3	26.7
压力/MPa	3.8	0.34	—	3.7
水收率	42%			
耗电量	1.3KWh/(m ³ 淡化水)			
2. 水质参数				
项目	NF 进水	NF 淡化水	脱除率/%	
电导率/(μS/cm)	48000.0	4660.0	90.3	
TDS/(mg/L)	32749.0	3533.0	89.2	
Na ⁺ /(mg/L)	10404.0	1574	84.9	
K ⁺ /(mg/L)	574.0	153.5	73.3	
Ca ²⁺ /(mg/L)	631.4	2.669	99.6	
Mg ²⁺ /(mg/L)	1980.0	7.6	99.6	
Cl ⁻ /(mg/L)	19914.0	2193.3	89.0	
SO ₄ ²⁻ /(mg/L)	2615.2	12.46	99.5	

该实施例 1 中, NF 膜对含盐量 32749.0mg/L 的海水清水的总脱盐率达到 89.2%,以电导率计算的脱盐率为 90.3%,对 Na⁺、Cl⁻离子的脱除率均达到 89%,而对二价的 Ca²⁺、Mg²⁺、SO₄²⁻离子的脱除率则达到 99.5–99.6%。系统水收率 42%,非常接近常规的高压反渗透 SWRO 海水淡化技术的水平,而较低温多效蒸馏 MED 技术 33% 左右的水平要高。

[0035] NF 的淡化水进入中间水箱,由二级脱盐单元的增压泵作用进入 SEDR 装置 11。本实施例中,SEDR 装置 11 采用三级六段式水流程,每一段均为一级两段式流程,均包括一对独立的电极,其电压 / 电流均可独立调节。在全部 3 对电极的 6 个电极室中,电极室厚度均为 3mm,均填充体积比为 1:1 的混床强酸强碱性离子交换树脂。SEDR 装置 11 所用隔板规格为 400*800mm 标准规格,总膜对数为 250。SEDR 装置的电极水采用预先配置的淡水,在排除电极反应生成的气体后循环使用。SEDR 装置 11 的淡化水和浓缩水原水均为 NF 膜的淡化水,总水量为 25L/m。由于上游 NF 装置的淡化水流量只有 19.3L/m,不能连续满足 SEDR 装置的水量需求,因此实际操作时 NF 脱盐装置为连续运行,SEDR 装置则在中间水箱中水位不足时停机。由于 SEDR 装置操作压力很低,因此定期的停机、开机并不会对系统产生其他不利影响。SEDR 的淡化水 13 即为整个系统的淡化产品水,SEDR 的浓缩水 14 则回收至上游海水沉清池。SEDR 装置的操作参数、耗电量、水质参数如表 2 所示:

表 2 SEDR 海水脱盐的操作参数与进、出水水质

1. 流量与压力			
	SEDR 淡化水	SEDR 浓缩水	
流量/(L/m)	17.0	8.0	
压力/MPa	0.035	0.022	
水收率	68%		
2. 电压与电流			
	第1级	第2级	第3级
电压/V	65	59	58
电流/A	6.4	4.3	2
功率/W	416.0	253.7	116.0
总耗电量	0.77KWh/(m ³ 淡化水)		
3. 水质参数			
项目	SEDR 淡化水	SEDR 浓缩水	
电导率/(μS/cm)	144.0	15405.0	
TDS/(mg/L)	83.0	9528.0	
Na ⁺ /(mg/L)	34.00	3534.5	
K ⁺ /(mg/L)	3.16	292.3	
Ca ²⁺ /(mg/L)	0.18	10.4	
Mg ²⁺ /(mg/L)	0.01	170.0	
Cl ⁻ /(mg/L)	41.50	5437.0	
SO ₄ ²⁻ /(mg/L)	0	523	
可溶性硅	0.6	2.72	

该实施例中, SEDR 装置产水量达到 17L/m, 即 1.02m³/h, 其产水电导率低至 144.0 μS/cm, 产水的总含盐量 TDS 低至 83.0mg/L, 相对海水清水 32749mg/L 的含盐量, 整个系统的脱盐率达到 99.75%。SEDR 装置的浓缩水 14 含盐量仅为 15405mg/L, 显著低于海水清水的含盐量, 因此连续运行时将 SEDR 装置的浓缩水 14 完全回收至海水清水池, 可以改善 NF 装置的进水水质, 并提高系统水利用率。在不考虑 SEDR 浓缩水回收的情况下, NF 装置连续产水量达到 19.3L/m, 即 1158L/h, 耗电量为 1.3KWh/m³; SEDR 装置连续用水量 25L/m, 即 1500L/h, 耗电量为 0.77KWh/(m³产品水)。可见, 若对于大型系统, 当 NF 装置的产水量与 SEDR 装置的用水量相等时, 整个 NF 和 SEDR 装置则可以连续运转, 其最大耗电量应为 1.3*1.5/1.158+0.77, 即 2.45KWh/(m³产品水)。实际中由于 SEDR 的浓缩水回收可以在一定程度上改善进水水质, 因此吨水耗电量将低于 2.4 度, 这低于常规的 SWRO 法海水淡化工艺的耗电量。

[0036] 实施例 2

在本实施例中, 预处理及一级脱盐单元的 NF 装置操作参数均保持不变, SEDR 装置的流量、压力条件也与实施例 1 中相同, 仅改变 SEDR 装置各级的电压、电流, 适当降低 SEDR 装置的脱盐率, 但仍保持其产水含盐量属于较好的饮用水水质范围内。实施例 2 中 SEDR 装置的操作参数、耗电量、水质参数如表 3 所示:

表 3 SEDR 海水脱盐的操作参数与进、出水水质

1. 流量与压力		
	SEDR 淡化水	SEDR 浓缩水
流量/(L/m)	17.0	8.0
压力/MPa	0.035	0.022
水收率	68%	
2. 电压与电流		
	第1级	第2级
电压/V	45.0	43.0
电流/A	4.7	4.6
功率/W	211.5	197.8
总耗电量	0.52KWh/(m ³ 淡化水)	
3. 水质参数		
项目	SEDR 淡化水	SEDR 浓缩水
电导率/(μS/cm)	410.0	14514.0
TDS/(mg/L)	241.0	9368.0
可溶性硅	0.9	2.3

与实施例 1 相比,实施例 2 中通过适当降低 SEDR 装置各级的工作电压、电流,其淡水导率 $410 \mu\text{S}/\text{cm}$, TDS 为 $241\text{mg}/\text{L}$, 脱盐率 99.26% , 吨水耗电量降低至 $0.52\text{KWh}/\text{m}^3$, 较实施例 1 中 SEDR 的耗电量节省 $0.25\text{KWh}/\text{m}^3$ 。显然,以实施例 2 的方案来制备淡化水时,整个海水淡化系统的本体耗电量将低于 $2.15 \text{ KWh}/\text{m}^3$ 。与文献 US 2010/0089756 A1 报道的相比,其采用的模拟海水原水电导率 $45500 \mu\text{S}/\text{cm}$, 低于本实施例 $48000 \mu\text{S}/\text{cm}$ 的水平, 脱盐率约 98.6% , 产水 TDS $240\text{mg}/\text{L}$, 二者基本相当, 耗电量 $1.85\text{KWh}/\text{m}^3$ 。两者耗电量相差不足 $0.2\text{--}0.3\text{KWh}$, 这与两者海水原水含盐量的差值基本为同比例, 但前者采用的为模拟海水, 而本实施例采用的是实际海水, 除原水中有各种无机离子外, 还有一定的有机物杂质在内。这说明, 以本发明提供的基于“NF/SEDR”集成膜过程为核心的海水淡化工艺, 其本体耗电量、水收率均与上述文献中的“NF/IE/CEDI”相当, 而脱盐率还稍有优势。两者相比, “NF/SEDR”工艺流程更为简单, 成本更低, 且相对使用 1.5mm 左右厚度的薄型隔板导致树脂填充困难, 而难以大规模、便捷地工业化生产的 CEDI 而言, 本发明提供的 SEDR 装置仅需在电极室中填充树脂, 且电极室厚度 3mm , 填充难度小, 整机组装方便快捷, 更容易打规模工业化生产。与现有常规的海水反渗透 SWRO 膜技术相比, 本发明提供的基于“NF/SEDR”集成膜过程的海水淡化工艺, 操作压力显著降低, 而 SEDR 更只需采用塑料管材, 整个系统的防腐、密封方面的要求均显著降低, 操作安全性提高, SEDR 的产水水质还可机动调整, 总体脱盐率在 $99\text{--}99.75\%$ 间均可调, 吨水本体耗电量最低不超过 2.15 度, 显著低于 SWRO 海水淡化的能耗, 因此整个海水淡化过程的投资和运行费用均有效降低, 且操作更简单便捷, 长期运行稳定性更高。

[0037] 最后应说明的是:以上实施例是用于说明所述集成膜过程海水淡化方法,而非限制本发明提供的集成膜过程海水淡化方法。本领域的技术人员应当理解:其依然可以对前述实施例所记载的技术方案进行各种改变和变形,或者对其中部分或者全部技术特征进行等同替换,而这些改变和变形,只要不脱离本发明的精神,均应属于本发明所附权利要求所定义的范围。

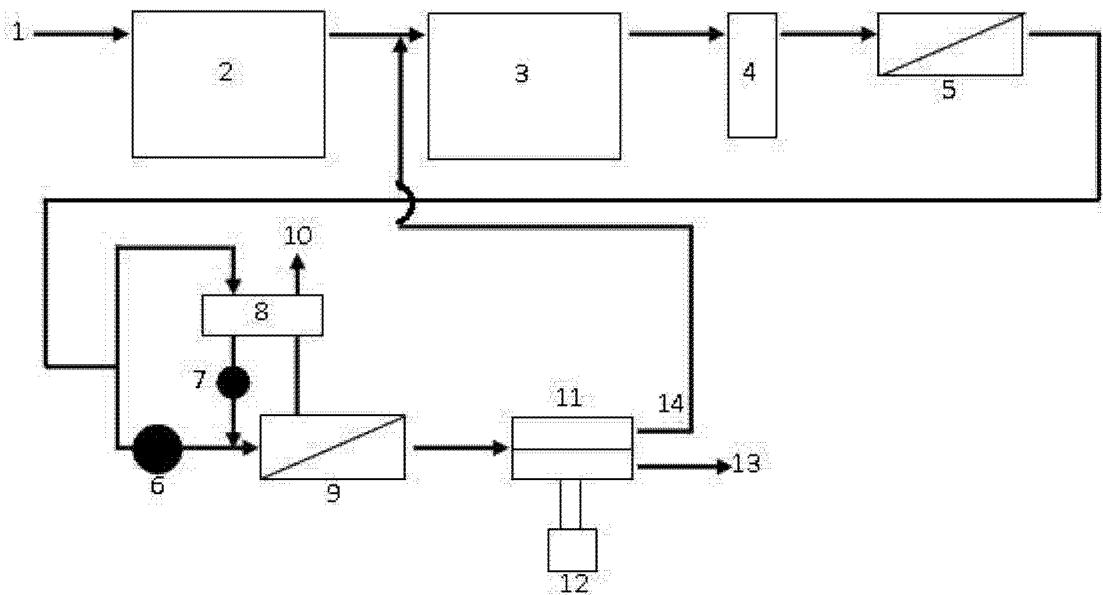


图 1