

[19] 中华人民共和国国家知识产权局



[12] 发明专利说明书

专利号 ZL 200710058591.8

[51] Int. Cl.

C02F 9/06 (2006.01)

C02F 1/44 (2006.01)

C02F 1/46 (2006.01)

C02F 1/28 (2006.01)

C02F 103/04 (2006.01)

[45] 授权公告日 2009 年 10 月 21 日

[11] 授权公告号 CN 100551848C

[22] 申请日 2007.8.6

[21] 申请号 200710058591.8

[73] 专利权人 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 傅学起 付 林

[56] 参考文献

CN1253912A 2000.5.24

CN1408653A 2003.4.9

CN2763255Y 2006.3.8

审查员 武若冰

[74] 专利代理机构 北京中知法苑知识产权代理事务所

代理人 常玉明 张兰海

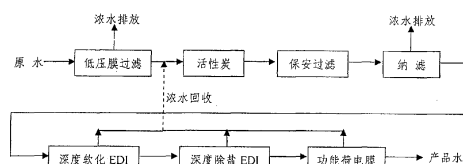
权利要求书 1 页 说明书 7 页 附图 3 页

[54] 发明名称

集膜分离与电去离子生产制药用水的方法与装置

[57] 摘要

一种集膜分离与电去离子生产制药用水的方法与装置，属于纯水制备技术。以城市自来水为原水，依次经低压膜过滤、活性炭吸附、精密过滤、纳滤软化脱盐、电去离子深度软化、电去离子深度除盐、功能荷电膜过滤等水处理工艺，有效去除水中的各种无机离子、有机污染物以及细菌病毒等微生物，得到制药用纯水、超纯水。与现有技术相比，该制水工艺的原水利用率得到有效提高，制水成本则明显降低。整个制水系统避免了化学再生型的软化与去离子手段，不消耗任何酸碱，不排放环境危害性污染物，能够适应更宽广范围的原水条件，在高效可靠、高水利用率、连续化、环境友好前提下生产制药用纯水、超纯水。



1、一种集膜分离与电去离子生产制药用水的方法，其特征在于以城市自来水为原水，依次经过以下的水处理过程而得到制药用水、超纯水：

- (1) 采用膜孔径为 $0.001-0.1\mu\text{m}$ 的有机高分子超滤膜，或无机陶瓷超滤膜，或膜孔径为 $0.1-0.22\mu\text{m}$ 的有机高分子微滤膜，或无机陶瓷微滤膜的低压膜过滤组件，在 $0.1-0.4\text{MPa}$ 的压力下对原水进行膜过滤净化预处理；
 - (2) 采用颗粒大小为 20-80 目的渗银颗粒活性炭或纤维活性炭吸附组件对经步骤 (1) 预处理所得的水进行吸附过滤，然后用过滤介质为 $0.2-5\mu\text{m}$ 的精密过滤器进行过滤，再在 $0.5-0.7\text{MPa}$ 的操作压力下用膜孔径为 $1-3\text{nm}$ 的纳滤膜分离工艺对经上述处理的水进行软化除盐；
 - (3) 采用电去离子深度软化工艺，在工作膜对电压为 $0.5-5\text{V}$ 的操作条件下对经步骤 (2) 所得的纳滤软化水进行深度软化和进一步除盐；
 - (4) 采用电去离子深度除盐工艺，在工作膜对电压为 $6-12\text{V}$ 的操作条件下对经步骤 (3) 所得的深度软化水进行深度除盐；
 - (5) 采用荷电滤膜组件对经步骤 (4) 所得的深度除盐水进行终端过滤。
- 2、根据权利要求 1 所述的集膜分离与电去离子生产制药用水的方法，其特征还在于步骤 (5) 中所述的荷电滤膜组件所采用的荷电膜，是以聚醚砜微孔膜为基膜，以 N, O-羧甲基壳聚糖为复合材料，经一次或二次复合而制得的羧甲基壳聚糖/聚醚砜复合膜。

集膜分离与电去离子生产制药用水的方法与装置

技术领域

本发明涉及一种集膜分离与电去离子生产制药用水的方法与装置，属于纯水制备技术。

背景技术

制取药用水的现有工艺中，具有代表性的有以下三类：一是以离子交换技术为核心的工艺，二是以电渗析、反渗透等膜技术与离子交换相结合的工艺，三是以两级反渗透为核心的工艺。前两种主要用于纯化水（精制水）的生产，第三种工艺除可生产纯化水外，在一些国家也被允许用来生产注射用水。随着膜分离技术的不断发展与成熟，膜技术已经成为纯水制备的最通用和最经济的手段，在纯水制造的各个阶段不断以膜技术代替传统的水处理工艺，是现代纯水技术的发展趋势。

由于任何一种膜分离技术都与传统分离技术一样，都存在各自特定的技术边界和经济边界，都只在一些特定的分离对象和工况条件下才体现出自身的显著优势；因此对于医药用水的制备等复杂的分离问题，需要采用膜技术与传统工艺，以及不同的膜技术之间优化组合，构成高效的集成膜过程，以充分发挥各分离技术的优势，实现最佳的工艺搭配和最低的经济投资，使过程最优化。

发明专利 ZL99111578.3 提供了一种制药用水的生产工艺及设备，集超滤、反渗透、电去离子、荷电微孔滤膜四种膜分离技术为一体，原水先后经超滤预处理、反渗透初级脱盐、电去离子（EDI）深度脱盐及荷电微孔滤膜终端过滤的流程而得到制药用水。该设计工艺的主要不足有以下两点：

（1）采取反渗透为电去离子的前处理，成本高，水利用率偏低。尤其对小规模的制水系统而言，原水浪费较高。

对于医药用纯水，一般并不要求非常高的无机离子去除率，其产品水的电导率一般达到 $1\mu\text{S}/\text{cm}$ 即可，如美国药典规定的指标即为 $1.3\mu\text{S}/\text{cm}$ 。由于通常的一级反渗透技术不能直接获得电导率 $1\mu\text{S}/\text{cm}$ 左右的纯水，因此必须和离子交换或者电去离子技术相结合，这种组合可以容易地获得电导率 $0.1\mu\text{S}/\text{cm}$ 以下的高纯水。然而，采用反渗透技术为离子交换或者电去离子技术的前处理，需要采用高压反渗透泵，运行压力较高，电能消耗和制水系统投资成本偏高，不利于该技术的推广应用；但更关键的问题在于，采用反渗透工艺使得水利用率往往过低。产水量数升至数十升/小时的实验室规模反渗透膜，其标准水利用率一般为 15%，产水量数百升至数吨/小时的大型反渗透膜，单支膜的标准水利用率则更仅为 8%。即使采取多支膜串联的方法，水利用率也不超过 60%。这都导致了水资源的较大浪费。

（2）以荷电微孔滤膜为终端过滤手段，制水系统运行不可靠，产品水质不安全。

这种特殊的微孔滤膜在制作过程中以使用特定的荷电剂的方法使得膜的表面具有一定量的正电荷。由于水中的细菌、病毒、细菌内毒素带有负电荷，所以可以被吸附到荷正电微孔滤膜的表面而被截留，该膜的孔径最高可达 $1.6\mu\text{m}$ 。然而这种微孔滤膜的使用同样又带来以下三个危险。一是吸附饱和具有不可预测性。由于不能实时确切地掌握膜表面的有效正电荷以及所处理的水溶液中细菌、病毒的含量，因此容易发生吸附饱和时膜仍在被使用的情况。此时，荷电膜表面已经不具备有效的正电荷；二是由于荷电膜的膜孔径比普通微孔滤膜要大2-8倍，因此当系统操作压力较大，水流速度较高时，静电引力很可能不足以捕获细菌和病毒，从而导致泄漏；三是荷正电微孔滤膜只适宜在弱酸性介质中使用。当处理溶液的 pH 为中性至碱性而大于膜的等电点时，荷电基团的电性就会发生改变从而使膜呈负电性。此时荷电膜不仅丧失靠静电引力分离杂质的能力，而且膜上所吸附的杂质还会被洗脱下来，反而使产品水杂质含量增高。电去离子（EDI）组件产水的典型 pH 值为中性，一定条件下 pH 值会接近7.5。在这种条件下，将荷电微孔滤膜用作终端过滤具有较大的不安全性。

此外，对杂质的吸附去除对于荷电膜而言相当于吸附污染。这使得必须在吸附饱和，即膜被污染后立即更换新膜，因此与制水系统中前三个工序不同的是，终端过滤工序不能长时间稳定运行，从而限制了系统的自动化、集成化程度，对生产效率带来了不利影响。

发明内容

本发明的目的是针对现有水处理工艺的不足，提供一种新型高效的全膜法集成膜过程超纯水生产工艺，有效去除水中的各种无机离子和有机污染物，在环境友好、高效、可靠、连续化的前提下生产药用水、超纯水，显著提高水资源利用率、降低制水系统的运行成本。

本发明的目的是通过下述技术方案加以实现的：

一种集膜分离与电去离子生产制药用水的方法，其特征在于包括以下水处理过程。

1、原水的低压膜过滤预处理过程

以符合国家标准 GB5749-2006 的城市自来水为原水，以 0.1-0.4MPa 的操作压力，将原水经过膜孔径为 $0.001\sim 0.1\mu\text{m}$ 的有机高分子超滤膜，或无机陶瓷超滤膜，或膜孔径为 $0.1\sim 0.22\mu\text{m}$ 的有机高分子微滤膜，或无机陶瓷微滤膜，进行截留、去除原水中的微粒、胶体、色素、铁锈、细菌等杂质的过滤预处理，所截留的杂质通过预处理过程的浓缩水排出，透过液则为净化水。

对于本发明，当原水水质较差，如浊度、色度较高时，则在低压膜过滤单元之前设置石英砂滤器，即将原水首先经过具有自动冲洗功能的石英砂滤器组件，其中装填有过滤介质为 0.4-1.0mm 的石英砂，然后再进入低压膜过滤组件，从而能有效减轻低压膜滤器的通量衰减情况。

2、预处理水的软化除盐过程

将经过上述步骤1预处理的水,首先经过颗粒大小为20-80目渗银颗粒活性炭或纤维活性炭吸附过滤,去除水中余氯、细菌、微生物,以及过滤介质为0.2-5 μm 的精密过滤器,去除0.2 μm 以上的颗粒物后,再以0.5-0.7MPa的操作压力,通过膜孔径为1-3nm的有机高分子纳滤膜,进行脱除包括水中二价及以上高价离子、分子量大于200的有机物、以及细菌、病毒、细菌内毒素等杂质的处理,得到纳滤软化水。

对于本发明中的活性炭吸附过滤工艺,当系统产水量较小时,则使用渗银颗粒活性炭。渗银活性炭使得不仅对水中有机污染物有吸附作用,同时还具有杀菌功能,可保证活性炭在使用一定时间之后,不会出现因具有杀菌作用的余氯不存在而滋长细菌、以及亚硝酸盐含量增高的问题;而系统产水量较大,如超过10 m^3/h 时,则使用纤维活性炭。纤维活性炭具有较颗粒活性炭更发达的微孔结构、巨大的表面积以及众多的官能团,吸附容量与吸附速度大大超过其它活性炭。同时,纤维活性炭具有较好的强度和形状,在水流冲击中不会产生装填松动和过分密实现象,运行中不会产生沟流和床层显著沉降,再生时也更容易脱附,因而更适宜在大流量处理系统中使用。

对于本发明,可使用的纳滤膜种类有醋酸纤维素—三醋酸纤维素(CA-CTA)膜、芳香聚酰胺复合膜和磺化聚醚砜膜等。

3、软化除盐水的深度软化过程

将经步骤2软化除盐的水,通过在淡水室中填充大孔强酸强碱性阴阳混床树脂,且其中阳树脂所占体积比例为0.7-1.0,阴树脂所占体积比例为0-0.3的深度软化电去离子(EDI)膜堆,在工作膜对电压为0.5-5V的操作条件下,去除软化除盐水中残余的 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 等二价和高价离子,以及部分其他一价离子,得到初级纯水。

4、深度软化水的深度除盐过程

将经步骤3深度软化得到的初级纯水,通过在淡水室中填充均匀混床树脂,且其中阴阳树脂比例为6:4-2:1的深度除盐电去离子(EDI)膜堆,在工作膜对电压为8-12V的条件下,进一步脱除水中残余的其他各种带电离子和杂质,得到电阻率16-18 $\text{M}\Omega\cdot\text{cm}$ 的高电阻率深度除盐水。

5、深度除盐水的荷电膜过滤过程

将经步骤4深度除盐的水,经以N,O-羧甲基壳聚糖为复合材料,聚醚砜微孔膜为基膜,经二次复合而得到的,在分子骨架上既有弱酸性的-COOH基团,又有弱碱性的-NH₂基团的功能羧甲基壳聚糖/聚醚砜(CM-CS/PES)复合超滤膜,或只进行一次复合而得到的CM-CS/PES荷电微滤膜,去除水中可能产生的颗粒物和滋生细菌,最终得到不含任何杂质的制药用水、超纯水。

实现上述方法所采用的装置,包括预处理单元中的低压膜过滤器、纳滤软化除盐装置、深度软化电去离子装置、深度除盐电去离子装置和荷电膜过滤装置。所述的深度软化电去离子装置结构主要包括膜堆、膜堆支撑装置、电极装置、夹紧装置四部分。夹紧装置由两块夹

紧板和拉紧螺栓与螺母组成；在两张夹紧板内侧分别是正、负电极室与电极隔板组成的正、负电极装置；在正负电极之间是由相互粘连的矩形中空支撑边框板构成的膜堆支撑装置；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、浓水室隔板、阴离子交换膜、淡水室隔板各一张组成，并在淡水室隔板中填充有离子交换树脂，其特征在于：在淡水室中填充的阴阳混床树脂，其类型为大孔型强酸强碱性离子交换树脂，其中阳树脂所占体积比例为 0.7-1.0；淡水室隔板厚度为 3-8mm 且树脂粒径为 0.4-0.9mm，平均工作膜对电压为 1-5V。

本发明的各个膜分离水处理单元集成为一个整体，产生如下效果：

- (1) 避免了化学再生型的软化与去离子手段，不消耗任何酸碱，整个工艺不排放任何环境危害性污染物；
- (2) 与“两级反渗透”、“反渗透/电去离子”及“反渗透/离子交换”等其他技术相比，以“纳滤/电去离子/电去离子”为核心的制水工艺，水利用率有显著提高，系统投资则相应降低；
- (3) 每一组成部分都可实现长期连续运行，系统易于集成和自动化，不需设计备用系统，运行维护费用低；
- (4) 终端荷电膜过滤更为高效可靠，不会产生吸附和污染饱和。

显然，本发明所述的膜集成技术纯水生产工艺，其适用对象并不局限于制药用水。对于电子、电力、生物等其他工业部门和实验室研究领域的纯水制备，也是适用的。

附图说明

图 1 为本发明所提供的集膜分离与电去离子生产制药用水的艺流程框图；

图 2 为实现发明的深度软化电去离子装置内部结构示意图，图 3 为实现本发明的深度除盐电去离子装置内部结构示意图，图中：

1-正电极；2-正极室；3-淡化室；4-浓缩室；5-负极室；6-负电极；7-阴树脂；8-阳树脂；9-膜对；

图 4 为本发明所提供的一种实施例装置的具体流程结构图，图中：

10-原水；11-截止阀；12-增压泵；13-电磁阀；14-压力表；15-超滤膜组件；16-超滤净化水；17-超滤浓缩水；18-活性炭吸附滤器；19-精密过滤器；20-纳滤高压泵；21-纳滤膜组件；22-纳滤软化水；23-纳滤浓缩水；24-深度软化电去离子组件；25-深度软化电去离子电极水；26-深度软化电去离子产品水；27-深度软化电去离子浓缩水；28-单向阀；29-深度除盐电去离子组件；30-深度除盐电去离子电极水；31-深度除盐电去离子产品水；32-深度除盐电去离子浓缩水；33-荷电膜过滤组件；34-荷电膜浓缩水；35-在线电阻率仪；36-超纯产品水；37-装置总排放水；

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。

图4所提供的实施例中,采用城市自来水为原水,先后经过超滤与渗银颗粒活性炭、精密过滤联合工艺净化,下游的软化除盐单元采取一级纳滤膜分离组件,深度软化及除盐单元采用两级电去离子组件,终端过滤为抗污染荷电超滤膜组件。其中,超滤为两支HYDRAcap40-LD组件并联,单支稳定产水量 $1.2\text{m}^3/\text{h}$,共产水 $2.4\text{m}^3/\text{h}$;纳滤采用三支HL4040FF组件串联,产水量 $1.8\text{m}^3/\text{h}$;深度软化电去离子装置采用的淡水室隔板规格为 $200*400*3\text{mm}$,膜对数为40,其软化产品水、浓缩水和电极水流量分别为 $1.5\text{m}^3/\text{h}$ 、 $0.25\text{m}^3/\text{h}$ 和 $0.05\text{m}^3/\text{h}$;深度除盐电去离子装置的膜对数为36,其淡化产品水、浓缩水和电极水流量分别为 $1.3\text{m}^3/\text{h}$ 、 $0.15\text{m}^3/\text{h}$ 和 $0.05\text{m}^3/\text{h}$;终端荷电膜过滤组件的产品水和浓缩水流量分别为 $1.2\text{m}^3/\text{h}$ 和 $0.1\text{m}^3/\text{h}$ 。整个系统正常运行时的水利用率为71%。

在超滤器前设置有增压泵12和压力表14。若原水10的水压较高,超滤组件将直接工作;若原水水压较低,增压泵将自动启动;若水源供应不足,原水水压过低,则超滤泵将自动停止工作,系统电源自动切断以保护制水系统的安全性。

预处理中的两支超滤膜组件15,还可以通过5个电磁阀13之间的相互配合,在PLC程序控制下实现自动相互反冲洗,即在反冲洗的前半个周期,利用其中一个组件的净化水对另一个组件实施反冲洗,冲洗时间可事先设定;在后半个周期,则反之;全部反冲洗完成,则除超滤产水电磁阀以外的4个电磁阀均打开,对两支超滤组件进行正冲洗,冲洗时间也可事先设定。全部冲洗完成,两支超滤组件的浓缩水排放电磁阀关闭,产水电磁阀打开,进入正常制水工序。超滤浓缩水17直接排放,超滤净化水16经活性炭吸附滤器18和精密过滤器19进入纳滤单元。

纳滤组件前设有动力泵20和耐震压力表14。3支纳滤膜组件以1-1-1方式串联排列,即将上一支组件的浓缩水作为下一支组件的进水。纳滤浓缩水23排放。在精密过滤器19和纳滤泵20之间设置低压保护开关LP。当上游发生故障或原水供应故障时,低压开关LP将自动感应并切断纳滤泵和系统电源,保护制水系统;在最后一支纳滤膜组件和浓缩水排放截止阀11、电磁阀14之间管路上则设置高压开关HP。当因浓水排放阀误操作或意外故障不能打开,导致管路中压力骤然升高时,高压开关HP将同样自动切断纳滤泵和系统电源,保护装置免受损坏。

在纳滤泵启动初期,浓水排放电磁阀14打开,对纳滤系统进行正冲洗。到冲洗时间完成时,电磁阀关闭,纳滤系统的排放水量由截止阀11手工调整。

纳滤软化水22一分为三,进入下游的深度软化电去离子组件24,后者的电极水25排放;浓缩水27通过单向阀28回收至活性炭滤器18之前,实际为纳滤的进水;深度软化电去离子的产品水26则再次分为三股水流,进入深度除盐电去离子组件29。该组件的电极水30也直

接排放, 浓缩水 32 同样通过一个单向阀 28 回收至活性炭滤器 18 之前。深度除盐电去离子组件的产品水 31 进入下游荷电膜终端过滤组件 33, 最终不含任何杂质的超纯产品水 36, 其电阻率通过一个在线电阻率仪 35 实时监测。荷电膜过滤组件 33 的浓缩水 34 亦通过一个单向阀 28 回收至活性炭滤器 18 之前,。

超滤、纳滤和两级电去离子的电极水的全部排放水, 最终收集、混合为一体, 由装置的总排放水口 37 排放。

该具体实施例中, 具备自反冲洗、自动排污功能的超滤膜过滤预处理除去了原水中的颗粒、微粒、胶体、铁锈、色素等, 保证产水的污染指数可降至 3 以下, 此外同时去除了可能导致下游的活性炭很快达到吸附饱和的有机物、微生物等杂质, 从而为其提供了有效保护。活性炭主要用于在纳滤之前除去对下游膜工艺有害的余氯, 同时进一步降低有机物的含量。虽然活性炭不具备自动排污功能, 但由于具备有效的前置超滤膜过滤, 其使用周期得到了大大延长。超滤膜过滤和活性炭的联合预处理为纳滤膜提供了可靠的进水条件, 减轻了纳滤膜被污染的可能性。

系统中的一级纳滤膜软化除盐, 其总脱盐率为 60%, 对不利于下游的电去离子组件的钙镁硬度离子及其他高价离子的脱除率则达到 93.6%, 同时还可去除分子量 200 以上的有机物以及微量的滋生细菌, 为下游电去离子单元提供了最佳的保护。由于纳滤膜的操作压力为 0.5-0.7MPa, 显著低于反渗透膜的操作压力, 因此与相同产水量的反渗透装置相比, 纳滤系统所用高压泵的成本和电能消耗也相应得到降低。更主要的是, 该一级纳滤系统的浓水排放量为 $0.6\text{m}^3/\text{h}$, 水利用率为 75%。若采用一级反渗透工艺, 则水利用率最高仅为 50%。可见, 本发明提供的水处理新工艺水资源利用效率得到显著提高。

纳滤软化水经特种电去离子深度软化单元进一步除硬脱盐, 其残余硬度离子去除率高于 99%, 总脱盐率高于 92%, 出水中 Ca^{2+} 和 Mg^{2+} 总含量仅为 $0.01\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 。该电去离子深度软化装置中, 在膜堆的淡水室中填充的树脂以阳离子交换树脂为主, 少量掺杂阴离子交换树脂, 其中阳树脂所占体积分数为 0.85, 工作膜对电压为 2V, 即总膜堆电压为 80V。在淡水室中填充的树脂为具有窄粒径分布的 D072 大孔强酸性和 D296 大孔强碱性树脂, 所用树脂粒径为 0.4-0.9mm。采用这种粒径分布窄的树脂, 较 0.3-1.2mm 标准粒径分布的树脂有更低的水流阻力和流体力学特性, 除盐过程可快速达到稳态。

电去离子深度软化单元的浓缩水回收至上游纳滤膜过滤单元的进水, 因此该单元仅有极少量的电极水排放, 水利用率达到 97.2%。与传统的阳离子交换树脂软化技术相比, 电去离子深度软化彻底避免了使用化学药剂对树脂的周期性再生, 不产生任何环境危害性废液, 又使过程持续运行, 显著提高了生产效率和产水水质。

电去离子深度软化单元的淡化水由于硬度离子含量极低, 保证了下游电去离子深度除盐单元不会产生结垢危险, 而其并不很低的电导率则使得电去离子深度除盐单元能保持适宜的工作电流, 从而确保出水水质达到超纯水水平。深度除盐电去离子单元在各淡水室中填充的树脂为凝胶型 001×7 、 201×7 混床树脂, 二者的体积比为 1:2。装置的工作膜对电压为 10V,

即总膜堆电压为 360V，其产水电阻率达到超过了 17.5MΩ·cm。

与上游电去离子深度软化单元相似，电去离子深度除盐单元的浓缩水亦回收至纳滤膜过滤的进水，排放的电极水则仅为 50 升/小时，因此水利用率达到 96.7%。该实施例中独特的两级电去离子串联工艺实现了在不消耗任何酸碱的条件下连续制取超纯水，不排放污染性废水，消除了环境污染。

实施例中的终端荷电膜过滤单元，所采用的荷电膜为 CM-CS/PES 复合超滤膜，其高分子骨架上既有弱酸性的-COOH 基团，又有弱碱性的-NH₂ 基团，因此同时带有数量众多而位置固定的正负电荷，但其流动电位呈负值。含有细菌和细菌内毒素的水通过这种荷电膜进行过滤时，这些杂质就因为强烈的静电排斥作用而不能达到膜的表面，从而不能透过膜而是从浓缩水中被排出。因此，该功能荷电膜具有非常优异的抗污染性能，不存在吸附/污染饱和的问题，因此确保了对细菌、细菌内毒素等微生物的绝对截留，从而可以连续、长期使用，也保证了整个制水系统的长期、稳定、连续运行。

由于终端的荷电膜处理对象中杂质含量已经极低，其浓缩水所占比例很小，且与上游两级电去离子装置的浓缩水一样，回收至纳滤膜的进水，因此该单元实际无任何废水排放，水利用率为 100%。

下表给出了图 4 所示实施例中各工艺阶段的产水量和典型水质参数。

	产水量 m ³ /h	电导率 μS/cm	Ca ²⁺ 、Mg ²⁺ 总含量 mg·L ⁻¹	电阻率 MΩ·cm
超滤净化水	2.4	466	18.7	——
纳滤软化水	1.8	190	1.2	——
深度软化水	1.5	14	0.010	——
深度除盐水	1.3	0.056	——	17.78
超纯产品水	1.2	0.056	——	17.71

从水质分析数据可见，深度软化电去离子过程对纳滤软化水残余的 Ca²⁺、Mg²⁺离子去除率超过 99%，总脱盐率超过 92%，对下游深度除盐电去离子过程制备高电阻率纯水起到了关键作用。

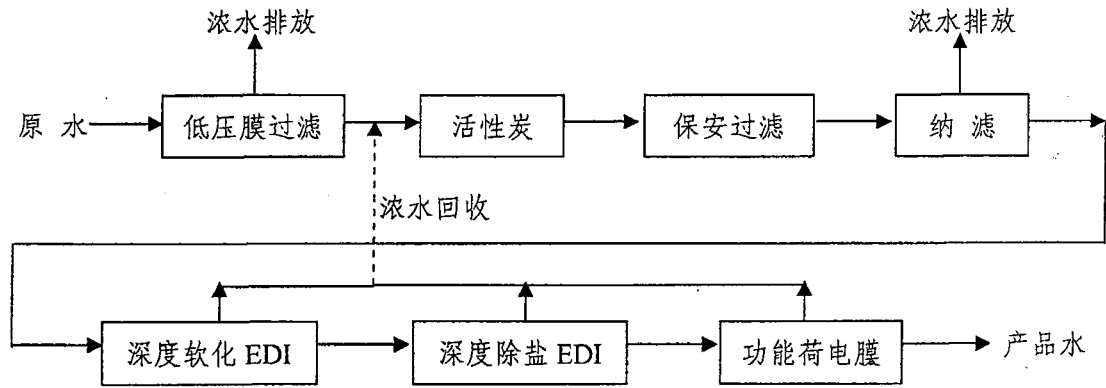


图 1

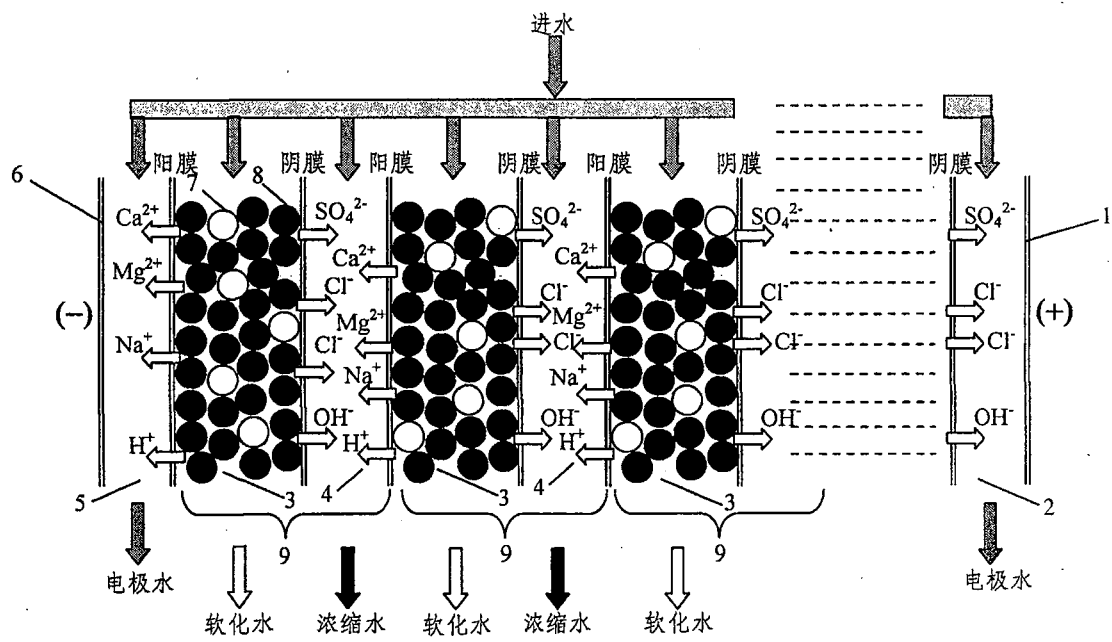


图 2

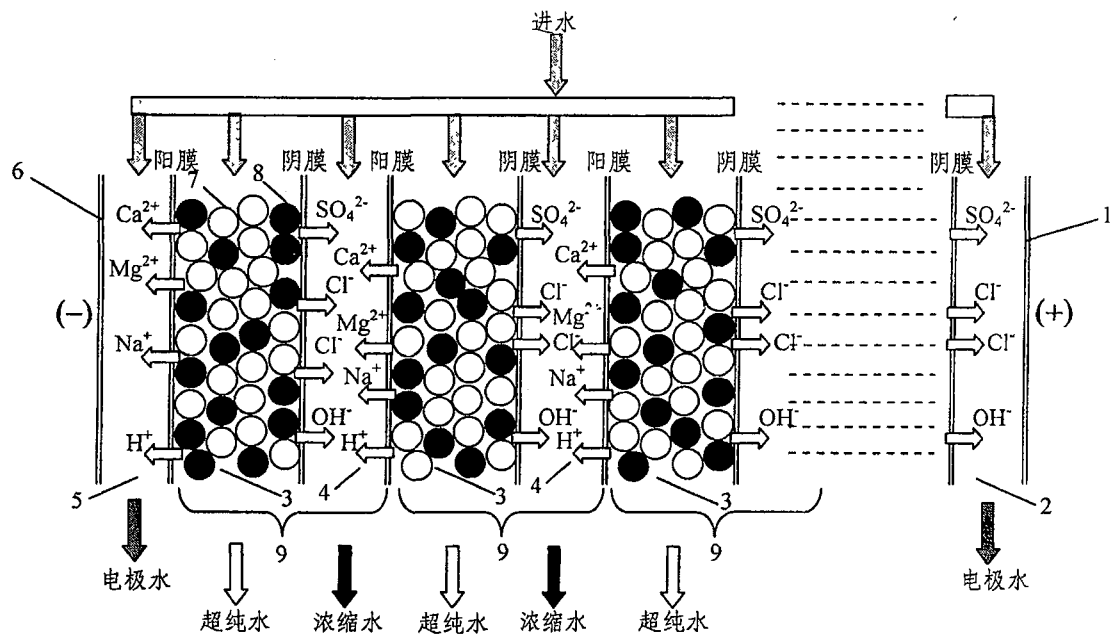


图 3

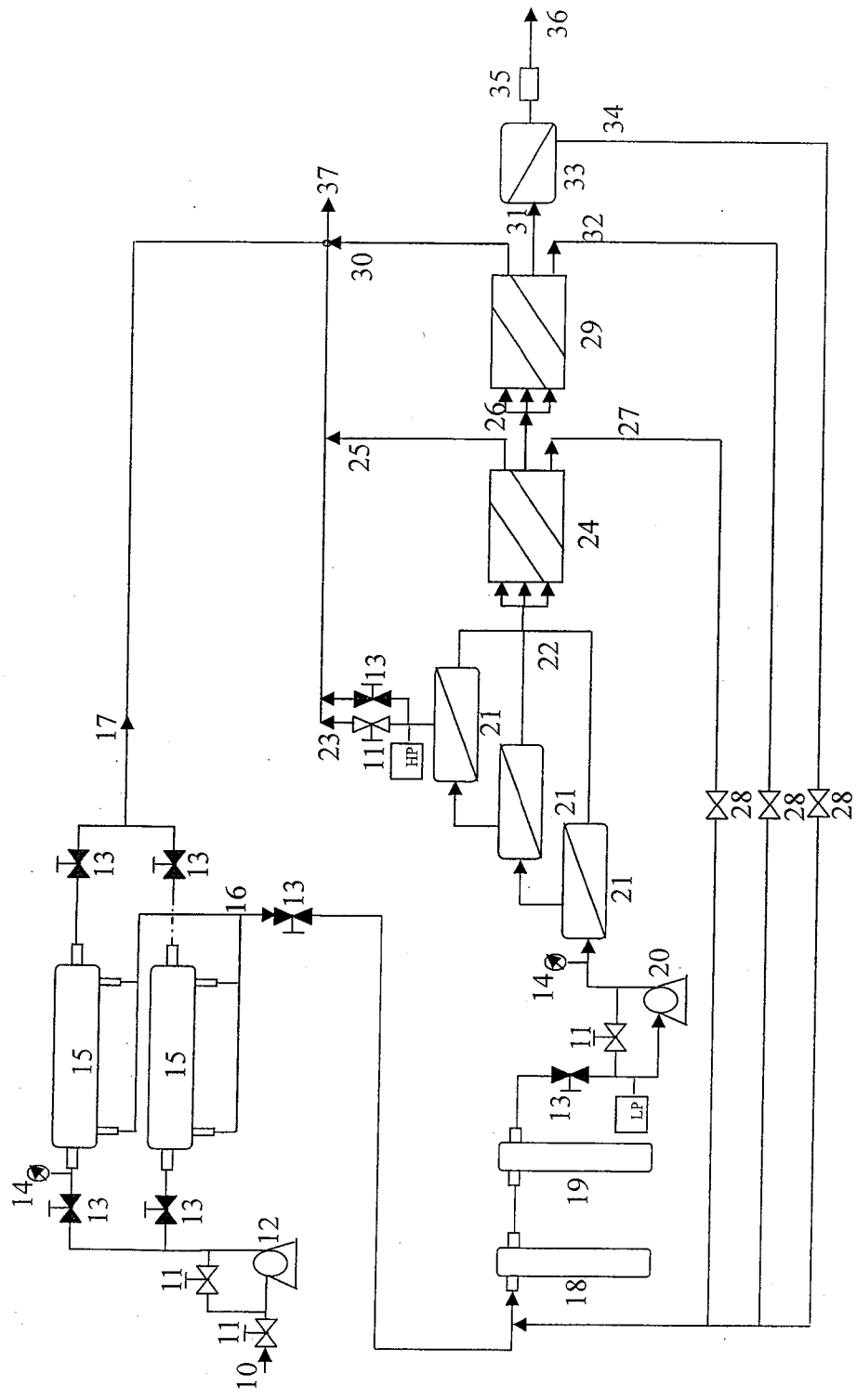


图 4