



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 104903256 A

(43) 申请公布日 2015. 09. 09

(21) 申请号 201380069916. 6

C02F 1/463(2006. 01)

(22) 申请日 2013. 11. 21

E21B 43/20(2006. 01)

(30) 优先权数据

C02F 1/44(2006. 01)

2873/DEL/2013 2013. 09. 27 IN

C02F 1/58(2006. 01)

61/734, 606 2012. 12. 07 US

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

2015. 07. 09

(86) PCT国际申请的申请数据

PCT/US2013/071236 2013. 11. 21

(87) PCT国际申请的公布数据

W02014/088826 EN 2014. 06. 12

(71) 申请人 水技术国际公司

地址 美国宾夕法尼亚州

(72) 发明人 R·齐达姆巴兰 N·S·比施特

P·莱纳

(74) 专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专

利商标事务所 11038

代理人 邹智弘

(51) Int. Cl.

C02F 9/00(2006. 01)

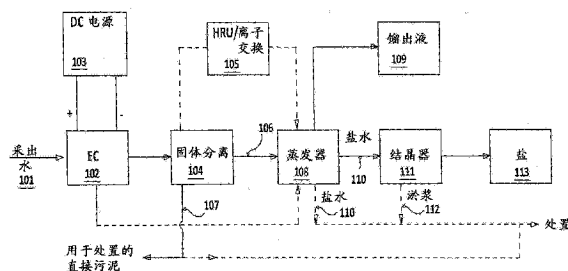
权利要求书4页 说明书17页 附图8页

(54) 发明名称

水处理方法

(57) 摘要

一种通过增强多步骤电凝聚方法从水中增强去除杂质的方法,包括电凝聚、固体分离、硬度移除、结晶和任意的反渗透和蒸发净化。本发明的实施方案可在显著节约时间、能量和化学品使用下移除多种杂质。还报道了零液体排放选项。



1. 一种净化水流的方法,包括:
通过电凝聚处理水流;
通过硬度移除单元处理所述水流;
通过如下组的至少一个成员处理所述水流:反渗透、纳滤、结晶器和蒸发器。
2. 根据权利要求1的方法,进一步包括调节通过电凝聚处理水流步骤的停留时间以调节所述水流的pH。
3. 根据权利要求1的方法,其中所述方法移除硼、二氧化硅、钙、镁、碳酸氢盐、颜色、有机物、油、锶和磷酸盐。
4. 根据权利要求1的方法,其中通过反渗透对水进行处理,且其中反渗透处理以多于一个渗透阶段的方式进行,随后软化或电去离子化。
5. 根据权利要求1的方法,进一步包括在通过反渗透处理水流之前,通过纳滤、微滤和超滤的至少一个处理所述水流。
6. 根据权利要求1的方法,进一步包括通过蒸发器处理所述水流。
7. 根据权利要求1的方法,进一步包括通过结晶器处理所述水流。
8. 根据权利要求6的方法,进一步包括通过结晶器处理所述水流并由所述结晶器收集盐水淤浆和盐。
9. 根据权利要求1的方法,其中电凝聚方法在多个阶段中进行。
10. 根据权利要求1的方法,其中通过微滤和超滤的至少一个处理水的步骤在通过硬度移除单元处理水的步骤之前进行。
11. 根据权利要求1的方法,其中电凝聚期间的水流温度为80-90°。
12. 根据权利要求1的方法,进一步包括用来自反渗透单元、结晶器和蒸发器中的至少一个的盐水再生硬度移除单元。
13. 根据权利要求1的方法,其中电凝聚步骤由所述水流产生了包含油、有机物、有色化合物、硬度、二氧化硅、硼及其组合中的至少一种的大部分的分级污泥。
14. 根据权利要求1的方法,其中所述方法不需要添加除了在该处理的电凝聚部分期间的聚电解质之外的化学品。
15. 根据权利要求1的方法,其中通过反渗透对所述水流进行处理从而产生截留物,进一步包括通过膜蒸馏处理所述截留物并产生馏出液和浓缩物,任选随后用结晶器对所述浓缩物进行处理。
16. 根据权利要求1的方法,其中所述水流为选自如下组的水的输入或产物:海上采油水、海上采气水、油聚合物注采水、经温石灰软化的水、煤制化学品(“CTX”)工艺水、烟道气脱硫水、煤层气(“CSG”)水、煤床甲烷水、陆上采油水、陆上采气水、水力压裂水、页岩气开采水、包含大量生物含量的水、电厂水、低盐度采油水、海上低盐度采出水和冷却塔排污水。
17. 根据权利要求1的方法,进一步包括在各电凝聚步骤之后从所述水流中分离固体。
18. 根据权利要求1的方法,进一步包括将来自电凝聚的水流的至少一部分提供给离子交换单元以移除硬度,并将经软化的水由离子交换单元送至蒸发器。
19. 根据权利要求1的方法,进一步包括调节通过电凝聚处理水流的步骤的停留时间,从而调节所述水流的pH。
20. 一种净化水流的方法,包括:

通过电凝聚处理水流；
从所述水流中分离固体；
将所述固体送去处置；
通过硬度移除处理所述水流；
用超滤膜和微滤膜的至少一种处理所述水；
通过至少一个反渗透和蒸发以及任选的结晶处理所述水流，从而产生净化水和截留物流；
任选将截留物流由反渗透、蒸发和任选的结晶送至膜蒸馏单元以进行另外处理；
由膜蒸馏单元收集馏出液；
其中将截留物流送至膜蒸馏单元，任选将来自膜蒸馏单元的盐水送去处置或者将来自膜蒸馏单元的盐水送至结晶器；和
当将盐水送至结晶器时，由所述结晶器收集盐。

21. 根据权利要求 20 的方法，进一步包括通过第二阶段反渗透处理反渗透的渗出物，且任选进一步用软化器或电离子化单元对来自第二阶段反渗透的渗出物进行处理。

22. 根据权利要求 20 的方法，其中硬度移除通过离子交换进行。

23. 根据权利要求 20 的方法，进一步包括调节通过电凝聚处理水流步骤的停留时间，从而调节所述水流的 pH。

24. 根据权利要求 20 的方法，其中电凝聚方法在多个阶段中进行。

25. 根据权利要求 20 的方法，其中电凝聚期间的水流温度为 80-90°。

26. 根据权利要求 20 的方法，其中电凝聚步骤由所述水流产生了包含油、有机物、有色化合物、硬度、二氧化硅、硼及其组合的至少一种的大部分的分级污泥。

27. 根据权利要求 20 的方法，其中所述方法不需要添加除在所述处理的电凝聚部分期间的聚电解质之外的化学品。

28. 一种净化水流的方法，包括：

通过电凝聚处理水流；
从所述水流中分离固体；
将所述固体送去处置；
通过硬度移除处理所述水流。

29. 一种净化水流的方法，包括：

在第一组条件下通过电凝聚处理水流；和
在第二组条件下通过电凝聚处理水流，
其中第二组条件不同于第一组条件。

30. 根据权利要求 29 的方法，其中电凝聚使用阴极和选自牺牲阳极或非牺牲阳极或非牺牲阳极与金属促凝剂的组合的阳极材料进行。

31. 根据权利要求 30 的方法，其中非牺牲阳极由选自石墨、钛、铂和钽的材料制成。

32. 根据权利要求 31 的方法，其中金属促凝剂包括至少一种铁盐和铝盐。

33. 根据权利要求 29 的方法，进一步包括在于第一组条件下通过电凝聚处理水流和于第二组条件下通过电凝聚处理水流之间从所述水流中分离固体。

34. 根据权利要求 29 的方法，其中所述水流为选自如下组的水的输入或产物：海上采

油水、海上采气水、油聚合物注采水、经温石灰软化的水、煤制化学品（“CTX”）工艺水、烟道气脱硫水、煤层气（“CSG”）水、煤床甲烷水、陆上采油水、陆上采气水、水力压裂水、页岩气开采水、电厂水、低盐度采油水、包含大量生物含量的水、海上低盐度采出水和冷却塔排污水。

35. 根据权利要求 29 的方法，其中所述第二组条件与所述第一组条件的不同之处在于至少一个选自如下的方面：电极间距、pH、停留时间、电极材料、电流密度和水温。

36. 根据权利要求 29 的方法，进一步包括在第三组条件下通过电凝聚处理所述水流，其中第三组条件不同于第一组条件和第二组条件。

37. 根据权利要求 29 的方法，其中第一组条件和第二组条件各自选择性移除选自如下组的至少一种杂质的大部分：有机物、颜色、硼、二氧化硅、钙、镁、碳酸氢盐、油、锶和磷酸盐；且其中通过第一组条件移除的至少一种杂质不同于通过第二组条件移除的至少一种杂质不同。

38. 根据权利要求 29 的方法，进一步包括用至少一种选自如下组的成员处理采出水：蒸发、硬度移除、膜过滤、结晶和反渗透。

39. 一种处理重油开采用水的方法，包括：

(a) 将获自第一注入井的油水混合物分离成油和采出水的单独混合物；

(b) 将所述采出水作为电凝聚给水送至电凝聚系统的集管；

(c) 通过在第一组条件下电凝聚而处理所述采出水；

(d) 通过在第二组条件下电凝聚而处理所述采出水，其中第二组条件不同于第一组条件；

(e) 用所述采出水产生蒸汽；和

(f) 将所述蒸汽送至第二注入井中，其中所述第二注入井可与第一注入井相同或不同。

40. 根据权利要求 39 的方法，进一步包括用硬度移除单元处理所述采出水。

41. 根据权利要求 40 的方法，其中用所述采出水产生蒸汽的步骤还产生了锅炉排污水，进一步包括用蒸发器和结晶器处理锅炉排污水。

42. 一种处理重油开采用水的方法，包括：

(a) 将获自第一注入井的油水混合物分离成油和采出水的独立混合物；

(b) 将所述采出水作为电凝聚给水送至电凝聚系统的集管；

(c) 通过在第一组条件下电凝聚而处理所述采出水；

(d) 通过在第二组条件下电凝聚而处理所述采出水，其中第二组条件不同于第一组条件；

(e) 在通过电凝聚处理所述采出水的步骤之后，从所述采出水中移除固体；

(f) 从所述采出水中移除硬度；

(g) 通过选自如下组的至少一种方法处理所述采出水：反渗透、结晶、蒸发、超滤、纳滤和微滤；

(h) 用所述采出水产生蒸汽；和

(i) 将所述蒸汽送至第二注入井中，其中所述注入井可与第一注入井相同或不同。

43. 根据权利要求 42 的方法，其中通过蒸发和结晶中的至少一种处理所述采出水。

44. 根据权利要求 42 的方法，其中通过反渗透处理所述采出水。

-
45. 根据权利要求 42 的方法,其中通过膜过滤方法处理所述采出水。
46. 一种净化含有机和无机污染物的水流的方法,包括:通过电凝聚处理水流,其中电凝聚使用阴极、非牺牲阳极和金属促凝剂进行。
47. 根据权利要求 46 的方法,其中无机污染物选自二氧化硅、硬度、硼和磷酸盐。

水处理方法

[0001] 相关申请的交叉引用

[0002] 本申请要求于 2012 年 12 月 7 日提交的美国临时专利申请第 61/734,606 号和于 2013 年 9 月 27 日提交的印度专利申请第 2873/DEL/2013 号的优先权。这两篇申请通过引用并入本文。

[0003] 发明背景

发明领域

[0004] 本发明的实施方案涉及用于水处理的方法和装置。优选实施方案利用了电凝聚和一种或多种其它处理选项的组合。

[0005] 相关技术背景

[0006] “采出水”是用于油、气或其它烃开采中的水。对采出的水进行处理以除去杂质通常涉及各种预处理方法。通常实施杂质移除,从而能通过锅炉产生蒸汽和再循环。在常规处理方法中,将处于高 pH 下且包含显著量溶解和沉淀杂质(包括但不限于二氧化硅、硬度、硼、碱度、有机物和颜色)的采出水引入蒸发器中。如果不进行处理,则这些杂质将在水于蒸发器中浓缩并回收馏出液时产生结垢、起泡、沉淀和其它不希望的效果。由常规蒸发方法产生的盐水难以处理。这是因为在中和期间产生凝胶状胶态二氧化硅混合物。在使用常规技术下,所述盐水无法在零液体排放方法中借助结晶器转化成固体,这是因为大量有机物的存在会使得其呈焦油状且难以处理。

[0007] 取决于包括采出水的初始来源、用于烃的开采方法和烃移除的场所在内的因素,采出水可包含不同的污染物。典型地,二氧化硅、硬度、油和有色有机物被认为是采出水中的主要污染物。例如,油砂抽提方法(通常称为蒸汽辅助重力泄油或“SAGD”)中所用的采出水为已用于通过将蒸汽注入具有油砂的区域中而采油的水。SAGD 方法包括回收蒸汽和油流二者。在初始油分离之后,通常对水进行处理。所存在的导致结垢、沉淀或盐水处理问题的主要污染物包括硼、二氧化硅、硬度、油和赋予颜色的天然存在的成分和有机物。

[0008] 常规水净化方法典型地围绕包括控制一种或多种污染物以容纳结垢或沉淀的处理设计。这些方法不能完全解决所有污染物的移除、调节和处理以使得所述方法就操作可靠性而言稳健和由于停车时间造成的生产率损失的问题。常规方法还需要用于操作的昂贵化学品和频繁清洁以克服结垢问题。现有常规方法均未总体上解决二氧化硅、硬度和结垢离子如硼和锶,或赋予颜色的化合物和总有机碳(TOC)的移除。这导致需要后续处理和消耗显著量的化学品。常规方法还需要用于化学品处理和储存的设施。一些方法进一步要求固体储存、处理和卸载系统。

[0009] 出于许多原因,采出水,尤其是油砂采出水难以通过反渗透(“RO”)方法处理。这些包括例如在预处理工艺发挥作用所经历的难度水平,这同样是由于存在大量污染物和所需的不同处理的复杂度所致。即使在大量预处理且在使用不同化学品后,仍不能将二氧化硅、硬度、油和有机物处理至正确的水平,同时还使得浊度和 SDI 处于可通过 RO 处理的正确范围内。因此不认为 RO 方法适用于采出水,尤其是油砂采出水。

[0010] 发明简述

[0011] 我们提出了一种全面的水处理方案,其包括处理污染物,包括但不限于二氧化硅、硬度、硼、磷酸盐、碱度、颜色、胶体、油和有机物。处理依赖于随后的浓缩和渗透或馏出液回收方法和质量要求。所述方案可进一步解决盐水处理和中和问题,且应进一步允许实现零液体排放(ZLD),从而具有最低的环境影响。

[0012] 我们的方案可包括膜方法,其可导致资金成本的有益降低。如果采用所述选项,则可以以较低成本回收90%的可用水,而10%的水则需要使用蒸发器,尤其是在要求ZLD方法时。

[0013] 其它实施方案可提供连续的电凝聚步骤。例如,可实施2个、3个、4个或更多电凝聚步骤以连续除去杂质。

附图简介

[0014] 图1显示了本发明一个实施方案的流程图,其中首先通过多污染物移除电凝聚(EC)方法,然后通过固体分离器,随后通过硬度移除单元(HRU)移除硬度和蒸发器处理采出水。在蒸发器中,回收馏出液,并处理盐水或将其送至结晶器中以进一步回收盐。固体分离器可例如为(但不限于)澄清器、压滤机、压带机或离心机。

[0015] 图2显示了本发明的一个实施方案,其中通过多污染物移除电凝聚(EC)方法处理采出水,然后进一步通过硬度移除单元和超滤或微滤系统(“UF/MF”)处理,并进一步通过反渗透(“RO”)膜基系统处理。进一步的馏出液可通过使RO截留水通过蒸发器/结晶器而回收。这提供了ZLD方案。

[0016] 图3显示了本发明的一个实施方案,其中通过多污染物移除电凝聚(EC)方法,随后借助固体分离器和硬度移除单元(HRU)处理采出水。

[0017] 图4显示了本发明的一个实施方案,其中在通过多污染物移除EC、HRU和UF/MF系统处理采出水之后,将膜蒸馏(MD)系统用于RO单元的盐水浓缩。任选使MD产生的盐水进一步通过结晶器以使得所述方法为ZLD方法。

[0018] 图5显示了本发明的一个实施方案,其包括多污染物移除EC、HRU和UF/MF以及二级RO系统。任选进一步通过软化器或电离子化进一步处理二级RO渗出物以生产超纯水。

[0019] 图6显示了高温多污染物移除增强EC方法,其以单级或多级方法使用,随后为过滤器,从而除了移除其它污染物之外,还有效移除二氧化硅和硬度,以作为给水的温/热石灰软化的替代方案。如在其它实例中那样,所述给水可为采出水。

[0020] 图7显示了水在不同条件下经受多阶段电凝聚的流程图。所述多阶段电凝聚方法可用于替代先前图中所示的任何单步电凝聚方法。

[0021] 图8(包括图8A和图8B两部分)显示了处理重油开采用水的实施方案的流程图,包括将获自第一注入井的油水混合物分离成油和采出水的单独的混合物;将采出水作为电凝聚给水送至电凝聚系统的集管;(c)通过在第一组条件下电凝聚而处理采出水;(d)通过在第二组条件下电凝聚而处理采出水,其中第二组条件不同于第一组条件;(e)在通过电凝聚处理采出水的步骤之后,从采出水中移除固体;(f)从采出水中移除硬度;(g)通过至少一种选自如下组的方法处理采出水:反渗透、结晶、蒸发和膜过滤;(h)用所述采出水产生蒸汽;和(i)将所述蒸汽送入第二注入井,其中所述注入井可与第一注入井相同或不同。

[0022] 发明详述

[0023] 本发明的实施方案涉及一种用于全面处理水中的多种污染物的集成方法。在优选实施方案中,所述水为来自烃开采的采出水。优选实施方案可(但并非必须)克服上文所述的一个或多个缺点,并允许零液体排放(“ZLD”)方案。所述 ZLD 方案可无任何盐水处理问题地提供。所述集成水处理方法包括增强多污染共沉淀 EC 方法,随后为 HRU 以用于蒸发方法。尽管本文所述的实施方案涉及采出水,然而本文所报道的方法还可有用地用于各种方法和情形,包括但不限于当水流为选自如下组的水的输入或产物时:海上采油水、海上采气水、油聚合物注采水、经温石灰软化的水、煤制化学品(“CTX”)工艺水、煤层气(“CSG”)水、煤床甲烷水、烟道气脱硫水、陆上采油水、陆上采气水、水力压裂水、页岩气开采水、包含大量生物含量的水、电厂水、低盐度采油水、海上低盐度采出水和冷却塔排污水。

[0024] 在本发明的一个实施方案中,我们提供了一种用于净化水力压裂或“压裂”用水的系统和方法。“压裂”通常使用大量水,所述水可包含例如大量生物组分和/或二氧化硅。使用多阶段电凝聚方法可有效移除这些和其它污染物,从而允许有利地将所述水再利用于进一步的压裂或其它操作中。

[0025] 尽管本文已就方法描述了本发明的实施方案,然而本领域技术人员应理解的是还考虑系统和装置二者。本发明的系统和装置将具有实施本文所报道的方法所必需的组件。蒸发器可例如为(但不限于)自然或强制循环蒸发器、降膜蒸发器、升膜蒸发器、板式蒸发器或多效蒸发器。膜可使用聚合物膜、陶瓷膜或其它膜。在一个实施方案中,可将电凝聚系统(包括多阶段电凝聚系统)在温石灰软化器之前或之后附加至现有的水净化设备中,且同时附加排污蒸发器。

[0026] 本发明的实施方案可提供增强 EC,随后为 HRU 和 UF/MF 处理以用于反渗透净化中。作为反渗透的替代方案或者除反渗透之外,可使用诸如纳滤、蒸发、结晶或其组合的方法。在此之后,进一步为蒸发器/结晶器,从而对于由蒸发器或反渗透设备截留产生的盐水实现 ZLD。所述方法还包括任选使用盐水或盐以再生 HRU。

[0027] 多污染物移除增强 EC 方法包括施加温和的 DC 电流。电凝聚涉及反应,如油和脂的破乳化、氧化、还原和凝聚。在单阶段或多阶段中施加 DC 电压以产生宽范围的电流密度。在单阶段 EC 中,必须施加较高的电流密度以将所有污染物一起移除,但在多阶段中,可基于待移除的污染物类型施加不同的电流密度。就总功率消耗而言,多阶段 EC 相较于单阶段 EC 方法典型地使用小得多的功率。

[0028] 取决于在不同电压和 1-30 分钟停留时间时的水的流速和 TDS,电压的施加产生了 20-80 安培/m²,优选 15-60 安培/m²的电流密度,这移除了许多典型杂质中的大部分。在一个具体实施方案中,停留时间大于 10 分钟。在单阶段中移除的典型杂质包括(例如但不限于)硼(移除 50-80%)、二氧化硅(移除 >90%)、硬度(包括钙和镁)(移除 70-90%)、碳酸氢盐碱度(移除 50-70%)、颜色(移除 90-95%)、有机物和油(移除 70-90%)、锶(移除 >50%)和磷酸盐(移除 >50%)。

[0029] 通过例如在第一阶段中使用 15-30 安培/m²的电流密度达 5-30 分钟的停留时间,随后使用 20-60 安培/m²的较高电流密度达 1-5 分钟可获得相同的结果,而无任何副反应。可通过施加较高的电压而提高电流密度,从而降低停留时间;然而,在处理复杂水时,过高的电流可产生副反应和结垢,并使得所述方法不可持续。为了驱动多种污染物的移除,可通

过在单阶段或多阶段中提高电流而控制所述方法,从而实现最大的移除并防止副反应。这些副反应包括例如炭化、有机物沉积、阴极结垢和阳极材料的过度损失。当存在不同种类的多种污染物时,尤其发生副反应。

[0030] 多阶段包括超过一个阶段。例如,阶段的数量可为 2 个、3 个、4 个、5 个或更多个。所述多阶段多污染物移除方法包括在一组电流密度下分离一组污染物,和在随后阶段中在不同电流密度条件下移除其它污染物。例如,有机物的移除可在要求较低电流密度的早期阶段进行。这降低了在所述方法中产生的泡沫体积和类型,因此还降低了伴随所述泡沫的水损失。

[0031] 如上所述,在一个单独阶段中施加较高的电流密度以通过 EC 移除多种污染物产生了副反应并导致效率损失。这体现在例如过量起泡、有机物的炭化和在阴极上产生涂层,这将进一步提高电阻且逐渐需要更高的功率。

[0032] 多阶段方法能分离有机和无机污泥。由于有机污泥不可容易地滤出,其还使得那些污泥可容易地过滤,且如果其混入大量污泥中,则使得污泥总体过滤性能变慢。多阶段方法还有助于污染物的分级和分离以及分离产物的随后再循环以用于有益应用。所述途径优化了功率消耗且减少了不需要的副反应。

[0033] 本发明的实施方案可使用各种电极材料。常规的牺牲阳极材料包括但不限于铁、铝、锌等。阴极材料包括(例如)但不限于不锈钢和非活性合金材料如钛、铂和钨。其它电极材料将在下文讨论。取决于试图移除的污染物水平,可以在不同阶段中运用使用不同电极材料的选项。取决于水特性,电极之间的间距可变。其通常在 2-6mm 之间变化。不同阶段中的电极间距可不同;例如,在第一阶段中可具有较高的电极间距,而在随后步骤中可具有较低的间距,或者相反。如果存在多于两个阶段,则不同步骤中的电极间距可不同。还应考虑搅拌和混合以控制结垢和电极涂覆,且导致电极材料更好地接触。这些可在不同阶段中通过引入不同搅拌速率或再循环流量而控制。

[0034] 在本发明的实施方案中,阳极所用的材料类型可为牺牲阳极或非牺牲阳极。非牺牲阳极可例如为石墨或非活性金属及其合金。合适的非活性金属包括例如钛、铂和钨。当使用这些非牺牲阳极时,所述方法还可包括计量添加金属的促凝剂,当单独使用时,所述金属的促凝剂可用作牺牲电极。这些包括例如呈其盐形式的铁和铝。这些可例如但不限于氯化铁、硫酸亚铁、氯化铝、硫酸铝、明矾等。当使用非牺牲阳极时,无需频繁定期更换电极。为了在最佳化学品消耗和电极更换之间达到平衡,可在不同阶段中使用牺牲和非牺牲电极的组合。例如,取决于应用,可将非牺牲阳极用于大量污染物的移除,而将牺牲阳极用于少量污染物的移除,或者反之亦然。

[0035] 尽管本发明的实施方案已着眼于使用多个电凝聚步骤,然而在一些实施方案中并不要求多于一个电凝聚步骤。例如,在一些实施方案中,电凝聚可使用阴极、非牺牲阳极和上述金属促凝剂进行。这允许移除有机污染物、油和无机物,包括但不限于二氧化硅、硬度、硼和磷酸盐。

[0036] 在所述强化电凝聚方法期间施加 DC 电压还明显地消毒了所述水。通常将浊度移除至小于 5NTU 的水平。本发明的实施方案可在一个单独阶段或多个阶段中运行以在不同电条件下分离污染物。可改变停留时间和电流以调节污染物的移除。所述增强 EC 方法能移除大量主要的污染物,且在增强 EC 处理阶段之后,可将所述水用于蒸发方法。剩余的污染

物仍可导致破坏,尤其是在将给水浓缩至较高浓度之后。我们的多污染物共沉淀方法消除了污染物处理的难度,否则的话需要复杂且昂贵的处理。这些污染物导致结垢,这使得通过反渗透进行处理变得困难或者限制回收率或者妨碍零液体排放方法,且潜在地导致盐水处理问题。尽管增强 EC 方法在移除大量污染物中有效,然而将剩余的一些污染物(如硬度)的浓度移除至其无法导致结垢的水平仍需要额外的步骤。

[0037] 所述增强 EC 方法通常还将 pH 设定在对进一步处理而言最佳的范围内。所述增强 EC 方法还消耗碳酸氢盐和碳酸盐以沉淀污染物,因此通过所述方法减少了这些组分。这降低了随后方法中的化学品消耗且还降低了硬度沉淀的机会。

[0038] 由于二氧化硅和硬度的加速的反应速率和其它污染物的减少,所述增强 EC 方法在较高的温度下变得更有效。这还带来了更高的能量效率。在本发明的优选实施方案中,所述增强 EC 方法在 50-90°C、60-90°C、70-90°C、80-90°C、85-90°C 和 85°C 下进行。

[0039] 本发明实施方案的一个额外特征在于可通过所施加的 DC 电流强度、在增强 EC 系统中的停留时间、任何类型的电极和 EC 阶段的数量而控制 pH 偏移。例如,如果必须提高 pH,则操作者具有多种选择。电流可通过提高电压而增大,增强 EC 单元中的停留时间可通过降低流速而提高,或者,替代地可附加一个或多个额外 EC 阶段。还可基于电极对水污染物的响应通过改变不同阶段中的电极材料而实现 pH 的正向偏移。pH 偏移与所有污染物减少的组合使得其适于下游蒸发的进一步处理或者适用于膜方法中以获得净化水。

[0040] 尽管电凝聚是已知的方法,然而不存在所述方法与蒸发方法、膜方法和离子交换单元的集成以用于处理采出水,从而移除复杂污染物。此外,未使用多阶段电凝聚,所述多阶段电凝聚并非包括在相同电条件下多次通过的多程方法。多阶段电凝聚包括处于不同电流密度下的多个阶段,其目的是以连续方式除去污染物。这些步骤集成的失效会导致不能利用 EC 的在较高温度下非常有效地处理水的能力。我们的组合是不可预料的,且在经处理的水(如采出水)中的多种共存污染物中极其有效。这导致高污染物移除效率而不消耗化学品,同时将 pH 调节至对进一步处理而言的正确范围内。

[0041] 我们所提出的集成方法在性能和操作成本方面给出了优异的结果,所述成本与常规方法相比是极低的。常规方法消耗了大量化学品如氧化镁、苏打灰、石灰和苛性钠。如上所述,它们不能移除全部污染物。它们还显著地导致大量不易处理的污泥。

[0042] 增强 EC 方法与其它下游方法的组合可移除一些非常难以处理的污染物,包括但不限于二氧化硅、钙、镁、硼和磷酸盐,以及复杂的天然有机物、聚合的有机物、沥青质、腐殖酸和有机金属化合物、油和颜色。增强 EC 方法进一步消耗了由碳酸盐和碳酸氢盐所导致的碱度,且使 pH 偏移至正确的范围内。这使得余量有机物保持溶于用于下游蒸发或膜基方法的溶液中。

[0043] 增强 EC 产物中的残留污染物的组成和浓度及其 pH 处于正确的范围内,优选为 9.5-10,其可通过 HRU 处理以用于蒸发方法,以及通过 HRU 和 UF/MF 膜处理以用于 RO 方法。考虑到这些污染物通过常规方法移除的难度,这是非常出人意料的性能。此外,所述处理方法不包括多单元方法和操作。相反,其极为简单且操作是用户友好的。这对零液体排放方法有效,且基本上解决了所有与盐水处理有关的已知问题。当然,这不理解应为排除使用或包括其它方法,只有在不需要这些方法下才不使用或者包括它们。例如,本发明的实施方案可允许通过在最高至例如 85°C 的温度电凝聚而净化水。

[0044] 在本发明的实施方案中,所述增强 EC 方法之后为 HRU,然后为通过蒸发器处理。HRU 的目的在于通过单阶段或多阶段硬度降低步骤将各类型的硬度移除至小于 1ppm,优选至小于 0.2ppm。硬度通过 EDTA 滴定法分析。

[0045] 在其它实施方案中,可使用呈钠形式的沸石基强酸阳离子树脂来移除硬度。这可通过氯化钠有效地再生。在替代方案中,可使用呈氢或钠形式的弱酸阳离子树脂来移除硬度。在某些情况下,钠沸石软化剂或钠沸石软化剂与弱酸阳离子树脂单元的多个阶段可能是有益的,但这将涉及酸的储存。

[0046] 在通过增强 EC 和 HRU 预处理之后,存在于水中的盐的余量主要为钠基的,其不存在结垢或沉淀问题。下游的经浓缩的盐水或结晶的盐变成用于再生的盐的优异来源。不利影响 HRU 性能的有机物、油和其它污染物的移除已在上游移除。这意味着 HRU 中树脂污染的任何可能性非常小。

[0047] 通过增强 EC 和 HRU 处理移除了大部分导致蒸发器中的结垢、或者消耗过量的化学品或者导致污染的有机和无机污染物,且所述预处理水平对蒸发器是合适的。这对通过蒸发器和结晶器达到零液体排放步骤也是合适的,且还解决了盐水处理问题。当无需 ZLD 时,盐水中不会带来任何问题,因为上游方法已移除了凝胶形成性污染物。

[0048] 可用于本发明实施方案中的蒸发方法可包括例如盐水浓缩器,或盐水浓缩器和结晶器。盐水浓缩器可为以机械压汽法或任何其它蒸馏方法运行的降膜蒸发器。结晶器可基于强制循环蒸发器方法,其可基于蒸气压缩器或直接的蒸汽。应理解的是,所述方法是蒸发方法所优选的,但其它处理和净化也可用于通过反渗透进行处理。

[0049] 通过 UF/MF 进一步处理应防止 RO 膜的污染并获得处于几乎移除所有可导致 RO 膜上污染的胶体的范围内的浊度和 SDI。在水通过 UF 膜之后,浊度降至小于 1NTU,优选约 0.1NTU。同时,SDI 也降至小于 5,优选约 3。超滤膜可为聚合物膜。例如,其可为例如聚砜、聚醚砜或聚偏氟乙烯。其它合适的膜可为无机膜,包括但不限于陶瓷膜。当采出水的温度高(通常为 40-90℃,但高达 90-95℃)时,无机膜(包括但不限于陶瓷膜)可以是优选的。

[0050] 聚合物膜产生 30-50LMH 的较低通量。陶瓷膜能在较高通量下操作;例如,在 25℃ 下可为 150-250LMH,而在更高温度下可高达 500LMH-1000LMH。这些膜可以以交叉流动或死端模式操作,且以预定频率使用回洗。例如,所述频率可为 20-40 分钟,优选约 30 分钟。

[0051] 回洗物可再循环回到 EC 单元或固体分离单元的上游。除移除胶体之外,这些膜还移除可为 RO 膜上污染的主要原因的油。在所述步骤中,油浓度降至小于 1-2ppm。由于增强 EC 方法之后的 pH 调节,所述油水平不会对膜造成任何问题。

[0052] UF/MF 膜也可降低显著量的有机物。这可例如表现为水中颜色浓度和 TOC 水平的降低。幸运的是,由增强 EC 所导致的 pH 调节使本来就已低的有机物余量保持在溶剂化条件下。

[0053] 二氧化硅、硼、硬度、碱度、有机物、颜色和油的组合移除使得水适于通过 RO 处理。预处理水中的污染和结垢性污染物水平使得即使在获得超过 90% 水回收率之后,通过 RO 进行浓缩也不会导致结垢。由于所述的多污染物共沉淀增强 EC 方法,这成为可能。

[0054] 抛光、硬度移除和超滤方法的组合处理和应用使得通过反渗透进行有益处理成为可能。采出水获得了高程度的处理,而无需添加显著量的化学品。事实上,所述集成方法在常规操作中相对地不使用化学品。例如,在一些实施方案中,仅可添加有效量的化学品。例

如,典型的实施方案可包括仅添加聚电解质以促进固体的沉降。在其它实施方案中,可允许添加碱、酸或盐,然而存在排除这些中的一种、两种或全部的实施方案。这是与常规方法的鲜明对比,常规方法在蒸馏方法的上游和下游上都是化学品极其密集型的。

[0055] 本文所报道的集成方法处理给水中的所有或基本上所有污染物,包括二氧化硅、硼、硬度和颜色、有机物或油以用于蒸发器,此外还提供了浊度、SDI 和油处理,并产生了超低水平的硬度(小于 1ppm,大多为约 0.2ppm,通过 EDTA 滴定法测定),同时将有机物和颜色降至 RO 处理可接受的范围内(通过浊度或 TOC 测定)。浊度可例如小于 1NTU。

[0056] 反渗透方法可基于例如聚酰胺膜。也可使用其它市售反渗透方案。所述方法通常满足由膜生产商提供的所有给水设计指南。一旦 RO 给水的温度超过常规 RO 膜的推荐操作温度,则可使用特种热水膜。RO 方法通常设计为约 12-16GFD 的中等通量,且在 10-70 巴压力下操作。这些可根据 TDS 和操作温度而变化。取决于场所特异性要求如水体条件,可使用更低或更高的通量。

[0057] 本发明实施方案的各种集成方法的另一优点在于经处理的水的 pH 可偏移至使得所述经处理的水为碱性的值。经处理的水的 pH 通常为 9-10,优选约 9.5。这有助于使浓缩的污染物、剩余的有机物和油,和任何其它剩余的杂质在通过蒸发器或 RO 单元浓缩期间保持在溶液中。

[0058] 这还提供了如下优点:水的 pH 还不过度偏移至在浓缩后盐水可能需要中和的程度。这通常会需要进一步消耗酸以进行中和。因此,在所述方法的各实施方案中,节约了碱和酸。相对于常规方法,这可具有显著的优势,在所述常规方法的早期,必须通过添加碱而将 pH 提高至 10-11。在所述方法的该点处,由于污染物的缓冲作用和保持污染物如二氧化硅在蒸发器中可溶,pH 调节通常需要添加大量化学品。在所述蒸发之后,必须用大量酸中和盐水。这可导致蒸发期间的硬度结垢。

[0059] 其它溶解的二氧化硅可通过在中和期间沉淀而移除,从而导致形成凝胶状淤浆。由于沉淀二氧化硅形成凝胶状物质,这难以处置。

[0060] 根据本发明实施方案的处理的另一优点是在蒸发期间消除起泡。这又降低或者消除了蒸发方法期间连续添加消泡化学品。这消除了常规方法中经常发生的难以控制的因素。

[0061] 在本发明的一个实施方案中,给水可通过增强 EC 方法,随后通过 HRU 处理,其中不需要 TDS 移除。例如,当操作者将净化水流用于低压锅炉时,TDS 可能不是必需的。

[0062] 另一实施方案给出了增强 EC、UF 和 HRU 的集成处理,且还确保了无麻烦地操作和移除二氧化硅、硬度、有机物、油和颜色,且还提供了使得水适于通过 RO 膜以高回收率处理的浊度(<1) 和 SDI。该回收率可例如为约 90%。这将导致产生高质量的渗出物。HRU 和 UF/MF 一起连同下游的增强 EC 可以以任何顺序使用,从而使得水可通过 RO 处理。

[0063] 所述方法的实施方案的一个额外优点是其可处理宽温度范围内的给水。尽管在一些实施方案中,最高温度限值为 80-90°C,通常为约 85°C,然而其它温度是可能的。对反渗透基膜方法而言,这通常被认为是不寻常的。这提供了通过保留给水中的可用热并降低给水的渗透压的独特工艺优点。这还使得所述方法总体上具有极高的能量效率。无需将热采出水(通常可以 80-85°C 获得)冷却以进行处理和在注入深井采油之前无需再次加热以通过锅炉产生蒸汽。

[0064] 通过蒸发器或反渗透,随后通过蒸发方法产生的盐水易于处理,而不在随后的 pH 调节(需要的话)以调节盐水期间产生任何凝胶状或焦油状物质。此外,盐水可始终通过将全部液体蒸发成固体而总是为零液体排放的。这产生了自由流动的固体。由于产生高度浓缩的有机物的焦油状混合物,这非常难以在常规方法中处理,其中所述焦油状混合物也极其难以处置。

[0065] 所述反渗透系统可为单阶段系统或双程渗透系统,其中使第一阶段 RO 的渗出物通过第二阶段 RO 以获得具有更好质量的渗出物。在这种情况下,将第二阶段 RO 的浓缩物送回至第一阶段的进料中以保留水并获得高回收率。包括 RO 在内的整个方法可在不同温度下运行,包括在其中采出水以热方式采出的蒸汽驱应用中。事实上,温度越高,则就主要污染物如二氧化硅和硬度的移除效率而言的系统性能就越好。

[0066] 所述增强 EC、随后 HRU 和 UF 或 MF 的集成方法还可用于高硬度和二氧化硅和 / 或有机物污染的水。典型地,这些水的回收率受到二氧化硅、硬度或有机物浓度的限制。通过结晶器和蒸发器的集成或者结晶器,可对高咸度水进行处理,从而获得高回收率和零液体排放。这还可用作现有 RO 设备的改进以从其截留水中回收更多的水并通过将其与结晶器或蒸发器和结晶器集成而使得其为零液体排放的。

[0067] 实施方案不要求消耗大量的化学品以进行有效操作。通常所使用的仅有的化学品是少量聚电解质,从而辅助凝聚和沉降。还可使用化学品来进行清洁,所述化学品通常很少需要。所述处理移除了所有或基本上所有导致结垢、沉淀或污染,或提高或需要化学品消耗,或在馏出液或渗出物回收后在盐水或截留水调节或 pH 调节或中和中导致困难的污染物。

[0068] 本发明的典型实施方案可包括一种或多种如下途径或要素:

[0069] 1. 通过电凝聚处理,随后通过软化器 [HRU],随后通过蒸发器和任选的结晶器回收馏出液,从而获得零液体排放步骤。

[0070] 2. 通过电凝聚处理,随后 HRU 和 UF/MF,并通过 RO 单元产生渗透水。在 pH 调节(需要的话)后,RO 单元的浓缩物可直接送至处置。所述浓缩物也可进一步在盐水浓缩器和 / 或结晶器中浓缩,已到达 ZLD 阶段。

[0071] 3. RO 单元可包括两程渗透以获得更高质量的渗出物。在这种情况下,使第一程渗出物通过第二程 RO,且将第二程渗透的截留物再循环回到第一程 RO 的上游。在某些情况下,可进一步使第二程渗出物通过离子交换软化器或电渗析单元以获得超纯水。

[0072] 4. 除非另外明确指明,HRU 和 UF 可为任何顺序的。即,UF 可位于 HRU 的上游,或者 HRU 可位于 UF 的下游。它们可互换以获得几乎类似的结果。

[0073] 5. 通过电凝聚处理,随后 HRU。然后将所述水用于其中性能规格并不要求 TDS 或者其它质量参数的有益应用中。

[0074] 6. 通过电凝聚处理,随后 HRU 和 UF/MF,并通过 RO 单元产生渗透液。在 pH 调节(需要的话)后,RO 单元的浓缩物可直接送至处置。所述浓缩物也可进一步在盐水浓缩器和 / 或结晶器中浓缩,以达到 ZLD 阶段。使用膜蒸馏进一步处理所述水,并从 RO 截留物中回收馏出液。

[0075] 7. 本文所报道的方法可例如在升高的温度实施。优选的温度为约 85°C。

[0076] 8. 在上述途径 1、2 和 3 中,可任选借助 RO、蒸发器或结晶器所产生的盐水或盐再

生 HRU 单元。这是因为在所述方法中产生的盐水或盐较纯且不含大污染物如硬度和二氧化硅。

[0077] 9. 实施方案可包括由 DC 电源向电凝聚 (EC) 单元施加受控量的 DC 电能以对采出水进行处理。这导致牺牲阳极材料与污染物反应,从而凝聚、水解和氧化杂质。然后,反应的杂质沉淀并通过固体分离器分离,且进一步处理净化水,如图 1、2 和 3 所示。该方法移除了超过 90% 的二氧化硅、硬度、TOC 和赋予颜色的有机物。所有这些一起发生,而无需使用任何化学品如苛性钠、酸或氧化镁等。此外,这可在宽温度范围内使用,且温度越高,性能就越好。该方法可在多个电阶段中实施以优化该方法。

[0078] 在所述方法期间,增强 EC 单元的阳极材料消耗且需要以受控间隔更换。合适的阳极可包括但不限于铁和铝。反应所需的功率很小且需要极低电压的 DC 功率。所述方法可通过选择所述方法所用的阳极材料、控制电极之间的电阻、提供电压以产生正确量的电流和控制停留时间来控制。所有这些参数基于水量、杂质类型和所需的移除水平调节。典型实施方案的一个优点是一旦所述方法标准化,则其需要最低的控制,同时仍处理所有污染物。由于较高的电导率,对高 TDS 水而言,这可能需要较低的电能,而对于低 TDS 水而言则需要较高的电能。

[0079] 10. 可通过在各阶段的不同电势影响下产生多阶段操作而使得实施方案的效率更高以降低能量消耗。任选地,各阶段具有不同的电极材料和停留时间。这还提供了将所得 pH 调节至进一步处理所需范围内的自由度。这可通过调节 EC 单元中的电学条件原位进行。

[0080] 11. 本文所报道的实施方案作为采出水和油砂水集成处理的预处理工作良好,所述水尤其用于进一步通过蒸发器进行加工处理以产生馏出液,和在数个额外的净化步骤后通过离子交换和反渗透进行处理。

[0081] 12. 实施方案还可用于替代石灰软化或温或热石灰-苏打法,而不使用所有所要求的化学品且不产生重质污泥,同时仍产生更好的水质量并导致更小的设备印迹。

[0082] 13. 在电凝聚方法中处理采出水产生顶层和底层污泥。所述污泥可在将水送至在蒸发器中的蒸发方法之前,在固体分离单元中分离和过滤。用金属促凝剂高度凝聚由该方法产生的污泥,这使得与未凝聚的污泥相比,其致密且易于脱水。其通常通过毒性特征沥滤方法 (TCLP) 测试以处置。分离的污泥可基于现场设施和环境调节而与在随后方法中产生的用于处置的调节盐水混合。

[0083] 14. 或者可仅分离主要包含油、有机物和赋予颜色的化合物的顶层污泥,且可对具有余量底部无机层的水实施蒸发方法。在这种情况下,固体与盐水一起处置。然而,由于硬度结垢的可能性,这可能不是优选的。

[0084] 15. 实施方案还有效预处理了污染物,从而在通过硬度移除单元和膜单元如微滤和超滤进一步预处理之后通过反渗透处理。硬度移除单元和微滤或超滤可为任意顺序的;即硬度移除单元可位于膜单元的上游,或者膜单元可位于硬度移除单元的上游。可任选使用抛光硬度移除单元。这些 RO 单元可以以高回收率操作,且 RO 截留物可用于再生硬度移除单元以保持整个工艺的低化学品消耗。再生废弃物和剩余的盐水可用于处置或者进一步如所期望那样蒸发或结晶。

[0085] 我们现在将参照附图描述本发明的优选实施方案。应理解的是,该实施方案仅仅是示例性的,不应理解为限制权利要求书中所限定的本发明。图 1 显示了一个实施方案的

整体流程图。这包括电凝聚 (EC) 单元 102, 其中通过由 DC 电源 103 施加受控的 DC 电流而对焦油砂采出水 101 进行处理, 其中移除顶部污泥。在将所述水供入 EC 单元 102 之前, 也可任选通过脱气器对所述水进行处理。将电凝聚的产物转移至分离设备 104 中, 在其中滗出上清液。在分离污泥后, 可通过 HRU 对经 EC 处理的水进行处理。在移除硬度后, 对所述水进行蒸发。

[0086] 然后将滗出的净化水 106 送入蒸发器 108 中以产生馏出液 109。残余盐水 110 可直接处置或者送至结晶器 111 中以进一步浓缩并产生馏出液 109。将来自结晶器 111 的最终盐水 112 送至深井中处置或者在可行时运输走, 将盐 113 送至储存、处置或有益应用。可将电凝聚污泥 107 与该用于处理的盐水混合以处置。分离的污泥 107 也可送至压滤机或离心机中以作为污泥处置, 或者可混入盐水浓缩器 (蒸发器) 盐水 110 或结晶器淤浆 111 中, 然后处置。

[0087] 图 2 显示了我们的方法的另一实施方案。在该图中, 通过电凝聚单元 202 对采出水 201 进行处理, 其中施加受控的 DC 电流以从该采出水中移除杂质如二氧化硅、硬度、颜色、TOC、油和悬浮颗粒, 然后将经处理的水供入固体分离器 204 中以分离污泥 207。然后, 将经处理的水进一步通过硬度移除单元 (HRU) 205 和超滤或微滤单元 206 净化。硬度移除和微滤或超滤的顺序可为任意方式, 即可先进行硬度移除步骤或者可先进行微滤或超滤。然后, 使净化水通过反渗透系统 209, 并回收超过 90% 的经处理的水 212。对 150000ppm TDS 的盐水浓缩物可获得高达 95-98% 的回收率。RO 单元的截留物 210 可送至盐水浓缩器和结晶器 211 中或者直接送至结晶器中。

[0088] 来自 RO 单元 209 或热蒸发单元 211 的最终盐水或淤浆 213 可任选用于再生强酸阳离子基硬度移除单元 205。

[0089] 图 3 显示了另一实施方案。在该图中, 在 EC 单元 302 中借助 DC 电源 303 的受控 DC 电流对采出水 301 进行处理。通过固体分离器 304 分离 EC 单元的污泥 307, 并根据当地监控规范送至处理。然后, 使滗出的经处理的水通过 HRU 单元 305 以移除残余硬度。如果对经处理的水的再循环没有 TDS 限制, 则 HRU 单元 305 的经处理的水 306 可用于有益的应用。

[0090] 图 4 显示了本发明的另一实施方案, 其中使用膜蒸馏系统 411 来将 RO 单元 408 的截留水 410 浓缩至 25-30% 的水平, 并回收进一步的净化水 409 且将总回收率提高至 98%。在该处理方案中, 首先在 EC 单元 402 中通过由 DC 电源 403 施加 DC 电流而对采出水 401 进行处理。在固体分离 404 之后, 可使滗出的水通过 HRU 单元 405, 然后通过 UF/MF 系统, 然后经 RO 单元 408 处理。膜蒸馏系统 411 之后的浓缩盐水 412 可送至处置或者进一步在结晶器 413 中处理, 在其中转化成盐并作为馏出液回收大部分液体。

[0091] 在一些实施方案中, 可在进一步经软化器、离子交换单元或电去离子化处理 (需要的话) 之后, 将来自蒸发器、HRU/离子交换单元或 RO 单元的馏出液、经处理的水或渗透水供入锅炉中, 并释放出蒸汽以用于 SAGD 方法。分离返回的油和水料流, 并将水送至上文所述的 EC 单元处理和随后的方法中。图 5 显示了该方法的另一处理方案。基于该图, 可通过借助软化器 (DM) 或电去离子化 (EDI) 512 处理双程 RO 渗出物而生产超纯水。将经 EC 502、HRU 505 和 UF/MF 506 处理之后的采出水 501 供入第一程 RO 系统 508 中, 并将第一程 RO 的渗出物供入第二程 RO 509 中。将第二程 RO 截留水 511 再循环回至第一程 RO 508 的进料中

以将回收率提高至 90% 或更高。第一程 RO 508 的截留水 510 可与 EC 污泥 507 一起根据处置规范处置。

[0092] 图 6 显示了使用 EC 施加代替石灰软化以降低二氧化硅, 其可处于热或温条件下。此处, 通过 EC 单元 601 和电源单元 603 对所述水进行处理, 并送至固体移除单元 604 中。该澄清的水提供了具有超过 90% 二氧化硅去除率和显著的硬度或其它污染物去除率的水。

[0093] 现在将通过参照操作实施例进一步阐明本发明的实施方案。

[0094] 实施例 1:

[0095] 在该试验中, 通过增强电凝聚 (EC) 方法处理焦油砂采出水。使用小型实验室规模 EC 单元, 其由圆柱形丙烯酸树脂外壳和金属电极组成。使用 6 个尺寸为 110mm×90mm×2mm 的中碳钢电极作为阳极, 且使用 6 个尺寸为 110mm×90mm×1mm 的不锈钢 (SS 316) 电极作为 EC 单元中阴极。将所述阳极和阴极电极以交替顺序组装, 其中在电极之间保留 6mm 间隙。使用 DC 电源来为 EC 单元施加 DC 电流。

[0096] 通过 EC 方法对含极高量二氧化硅和有机物颜色的采出水实施不同组处理试验。DC 电流在 1.5 安培至 3.5 安培之间变化, 试验中的停留时间为 30 分钟。在 EC 方法中, 观察到形成两种污泥, 包含有机杂质的轻质污泥漂浮在水面上, 其通过撇沫方法移除, 而包含无机杂质的重质污泥通过添加聚电解质移除。使用 1ppm 的 AT-7594 (WEXTECH) 作为聚电解质以快速沉降无机污泥。在后一实验中, 观察到过量起泡和一些炭化, 其中水随污泥一起大量损失。该方法在多个阶段中实施, 其中施加 1.5 安培 15 分钟, 然后 4.5 安培 5 分钟。在最低的水损失下, 污泥性能显著更好。所述方法不具有任何起泡且保持在控制下。

[0097] 试验的 EC 方法操作条件和经处理的水的质量分别列于表 1 和表 2 中。EC 方法移除效率列于表 3 中。

[0098] 表 1: EC 单元操作条件

[0099]

试验条件	试验 1	试验 2	试验 3
原水体积, mL	2000	2000	2000
施加的 DC 电流, 安培	1.5	2.5	3.5
施加的 DC 电压, Vdc	1.5	2	3
停留时间, 分钟	30	30	30
聚电解质剂量, ppm	1	1	1

[0100] 表 2: 经处理的水的质量

[0101]

参数	单位	原水	试验 1	试验 2	试验 3
pH		7.82	9.68	9.79	10.06
电导率	$\mu\text{S}/\text{cm}$	3670	3580	3560	3570
颜色	PtCo	3710	171	141	93
二氧化硅, 以 SiO_2 计	ppm	220	20	4.0	1.0
TOC	ppm	326	110	95	75
硬度, 以 CaCO_3 计	ppm	65	24	14	12
碱度, 以 CaCO_3 计	ppm	138	97	85	64
碳酸氢盐, 以 HCO_3 计	ppm	167.3	79.6	63.3	34.2
碳酸盐, 以 CO_3 计	ppm	0.51	17.6	18	18.2
COD	ppm	770	270	230	210

[0102] 表 3 :EC 方法的移除效率

[0103]

参数	试验 1	试验 2	试验 3
颜色移除效率	95.4%	96.2%	97.5%
二氧化硅移除效率	90.9%	98.2%	99.5%
TOC 移除效率	66.3%	70.9%	77.0%
COD 移除效率	64.9%	70.1%	72.7%
硬度移除效率	63.1%	78.5%	81.5%
碱度移除效率	29.7%	38.4%	53.6%

[0104] 这表明 EC 是一种用于最大程度上从油砂采出水中移除杂质的有效方法, 且提供了用于通过其它方法进一步处理经处理的水的最佳条件。重要的是注意到该方法中的 pH 偏移和大量移除。可改变停留时间和其它操作参数以改变 pH。

[0105] 实施例 2 :

[0106] 在该实验中, 如图 1 所示 (处理方案 1) 对焦油砂采出水进行处理。首先借助实施例 1 中所用的 EC 单元通过 EC 方法对焦油砂采出水进行处理。EC 方法的操作条件、经处理的水的质量和杂质移除效率汇总于表 4 和 5 中。

[0107] 表 4 :EC 单元的操作条件

[0108]

参数	条件
原水体积, mL	4000
施加的 DC 电流, 安培	2.5
施加的 DC 电压, Vdc	2.0
停留时间, 分钟	30
DC 功率消耗, kwh/m ³	1.25
聚电解质剂量, ppm	1.0
污泥体积, mL	220

[0109] 表 5 :EC 方法处理水的质量和移除效率

[0110]

参数	单位	原水	经处理的水	移除效率
pH		7.79	9.63	
电导率	μS/cm	3050	3060	
颜色	PtCo	4650	137	97.1%
二氧化硅, 以 SiO ₂ 计	ppm	116	2.0	98.3%
TOC	ppm	292	104	64.4%
硬度, 以 CaCO ₃ 计	ppm	20	10	50.0%
碱度, 以 CaCO ₃ 计	ppm	152	88	42.1%
COD	ppm	840	280	66.7%
浊度	NTU	162	7.3	95.5%

[0111] 在固体分离之后,使 EC 处理水通过钠沸石基硬度移除单元 (HRU) 以移除残余的硬度,在 HRU 之后,出口水的残余硬度降至小于 1ppm。最后,将经处理的水在蒸发器中蒸发并回收 97% 的水 (馏出液)。将蒸发器的盐水进一步浓缩至结晶阶段。所述盐的颜色为浅褐色、不含焦油状物质、易于研磨且具有自由流动性。

[0112] 由于在 EC 方法中移除了大部分杂质如有机物、颜色、二氧化硅和硬度,所述经处理的水可在通过 HRU 单元之后用于蒸发和蒸馏,如图 3 所示。

[0113] 由于上述经处理的水中的低杂质浓度,在蒸发期间在蒸发器中未观察到起泡和结垢。分析蒸发器和结晶器盐水,结果汇总于表 6 和 7 中。最后,将结晶器盐水中中和至 9.5pH 未产生任何焦油状淤浆。

[0114] 表 6 :蒸发器条件

[0115]

参数	条件
EC 处理水体积, mL	3,750
调节的 pH	10.5
碱性溶液(10%)消耗量, mL	4.0

[0116] 表 7: 盐水质量

[0117]

参数	单位	蒸发器盐水	结晶器盐水
盐水体积	mL	110	28
pH		10.1	10.2
电导率	$\mu\text{S/cm}$	80600	307000
颜色	PtCo	4100	18200
二氧化硅, 以 SiO_2 计	ppm	119	510
TOC	ppm	2278	9112

[0118] 实施例 3

[0119] 在该实验中, 在 EC 方法之后, 通过膜基方法对焦油砂采出水进行处理 (图 2)。首先通过 EC 方法对所述采出水进行处理, 其中移除大部分杂质。EC 处理水包含小于 5ppm 的二氧化硅、小于 10NTU 的浊度和极低水平的残余硬度。然后, 使 EC 处理水通过沸石基 SAC 基 HRU 单元和聚合物超滤膜以移除残余硬度和浊度。这些单元的出口水包含小于 1ppm 的硬度和小于 0.1NTU 的浊度。该步骤中的经处理的水满足通过反渗透进一步处理的所有要求。最后, 可基于膜生产商的指导使所述水通过 RO 膜, 从而产生渗出物和大于 90% 的回收率以进一步利用。各步中的实验结果汇总于表 8 和 9 中。

[0120] 表 8: 实施例 3 的经处理的水质量

[0121]

参数	单位	原水	EC 处理水	HRU 处理水	UF 处理水
pH		7.79	9.63	9.5	9.5
电导率	$\mu\text{S}/\text{cm}$	3050	3060	2970	2970
颜色	PtCo	4650	137	91	85
二氧化硅, 以 SiO_2 计	ppm	116	2.0	2.0	2.0
TOC	ppm	292	104	93	90
硬度, 以 CaCO_3 计	ppm	20	10	0.2	0.2
COD	ppm	840	280	220	180
浊度	NTU	162	7.3	0.804	0.115

[0122] 表 9 :RO 试验的结果

[0123]

参数	RO 给水	RO 渗透水	移除率%
pH	9.5	7.5	
电导率, $\mu\text{S}/\text{cm}$	2970	220	92.6%
颜色, PtCo 单位	85	20	76.5%
TOC, ppm	90	18	80%

[0124] 实施例 4

[0125] 在该实验中,在 80-85°C 的升高温度下对油砂采出水进行处理。首先将采出水加热至 80°C,然后使其通过电凝聚 (EC) 单元,其中通过 DC 电源将电流控制为 2.0 安培。然后,使 EC 单元的滗出处理水通过陶瓷 UF/MF 膜单元,最后通过沸石基 SAC 基 HRU 单元对 UF/MF 单元的产物水进行处理以移除残余硬度。由于发现 EC 单元的处理水温度为约 65-75°C,且由于陶瓷膜的耐热性而在 UF/MF 单元中使用陶瓷膜。各实验阶段中的经处理的水的结果汇总于表 10 中。该阶段中的水质量满足通过反渗透进一步处理的所有要求。使所述水通过由 Hydranautics 提供的反渗透膜,从而产生渗出物,这与供应商给出的膜设计相符。

[0126] 表 10 :实施例 4 的经处理的水的质量

[0127]

参数	单位	原水	EC 处理水	UF/MF 处理水	HRU 处理水	移除效率
温度	°C	80	65	50	40	
pH		8.1	9.5	9.5	9.2	
电导率	μS/cm	5150	5080	5070	5010	
颜色	PtCo	4620	121	105	108	97.6%
二氧化硅, 以 SiO ₂ 计	ppm	204	4.8	4.5	4.5	97.8%
TOC	ppm	310	110	102	105	66.1%
硬度, 以 CaCO ₃ 计	ppm	60	6	6	0.5	99.1%

[0128] 我们观察到在约 80°C 的高温下, 通过 EC 单元, 随后膜基系统和 HRU 系统处理焦油砂采出水提供了甚至更好的结果。EC 单元中的硬度移除率达到 90%。该方法的总二氧化硅和硬度移除率超过 95%。这清楚证明, 所发明的焦油砂采出水处理方法也可处理高温给水并产生用于进一步应用或处理的良好质量的产物水。

[0129] 实施例 5:

[0130] 在实验中, 对采出水实施两阶段电凝聚方法。第一阶段在 1.5 安培电流下运行, 随后在第二阶段中将电流增大至 4.5 安培。第一阶段给出了 15 分钟的停留时间, 而第二阶段运行 5 分钟。在完成该两个阶段之后的二氧化硅截留率为 95%, 而 o&G 截留率为 83%。硬度和 TOC 截留率分别为 30% 和 68%。泡沫和污泥体积显著减小 40%。

[0131] 表 11 显示了该试验的汇总。

[0132] 表 11

[0133]

参数	原水	经步骤 1 处理的水	经步骤 2 处理的水
pH	8.64	8.68	9.50
电导率 (μ S/cm)	9290	7380	7360
二氧化硅, 以 SiO ₂ 计 (ppm)	146.7	22	6.5
T. 硬度, 以 CaCO ₃ 计 (ppm)	200	172	140
T. 碱度, 以 CaCO ₃ 计 (ppm)	476	444	412
O&G (ppm)	90.1	26	6.2
颜色, PtCo	310	61	<1
TOC, ppm	48.08	19.06	15.36
污泥体积, ml	-	70	60

[0134] 对比实施例 1：

[0135] 在该对比实验中,通过常规方法处理采出水。通过氢氧化钠将采出水的 pH 提高至 10,然后通过蒸发器以进行蒸发。借助氢氧化钠溶液将蒸发器中再循环水的 pH 保持为约 10-10.5。过量的 NaOH 溶液被消耗以维持 pH,从而防止蒸发期间的腐蚀。发现每 1000 升的采出水使用约 5 升的 10% (w/v)NaOH 溶液。在蒸发期间约 95-97%的馏出液回收率是可能的。在蒸发期间观察到容器上存在大量泡沫和重的结垢。

[0136] 蒸发器的盐水的颜色为深褐色。我们试图将其进一步浓缩,但在进一步回收 1%馏出液后,盐水变成黑色的焦油状淤浆,且观察到其颜色为 138000PtCo 单位。该淤浆包含极少的水且非常难以用酸中和。发现在容器上严重结垢且非常难以移除和清洁。该对比实验的分析结果汇总在表 11 中。

[0137] 表 11 :对比实施例的结果

[0138]

参数	采出水	浓缩盐水
pH	8.05	10.50
电导率, $\mu\text{S}/\text{cm}$	5130	189000
颜色, PtCo 单位	4150	138000
二氧化硅, 以 SiO_2 计, ppm	190	4500

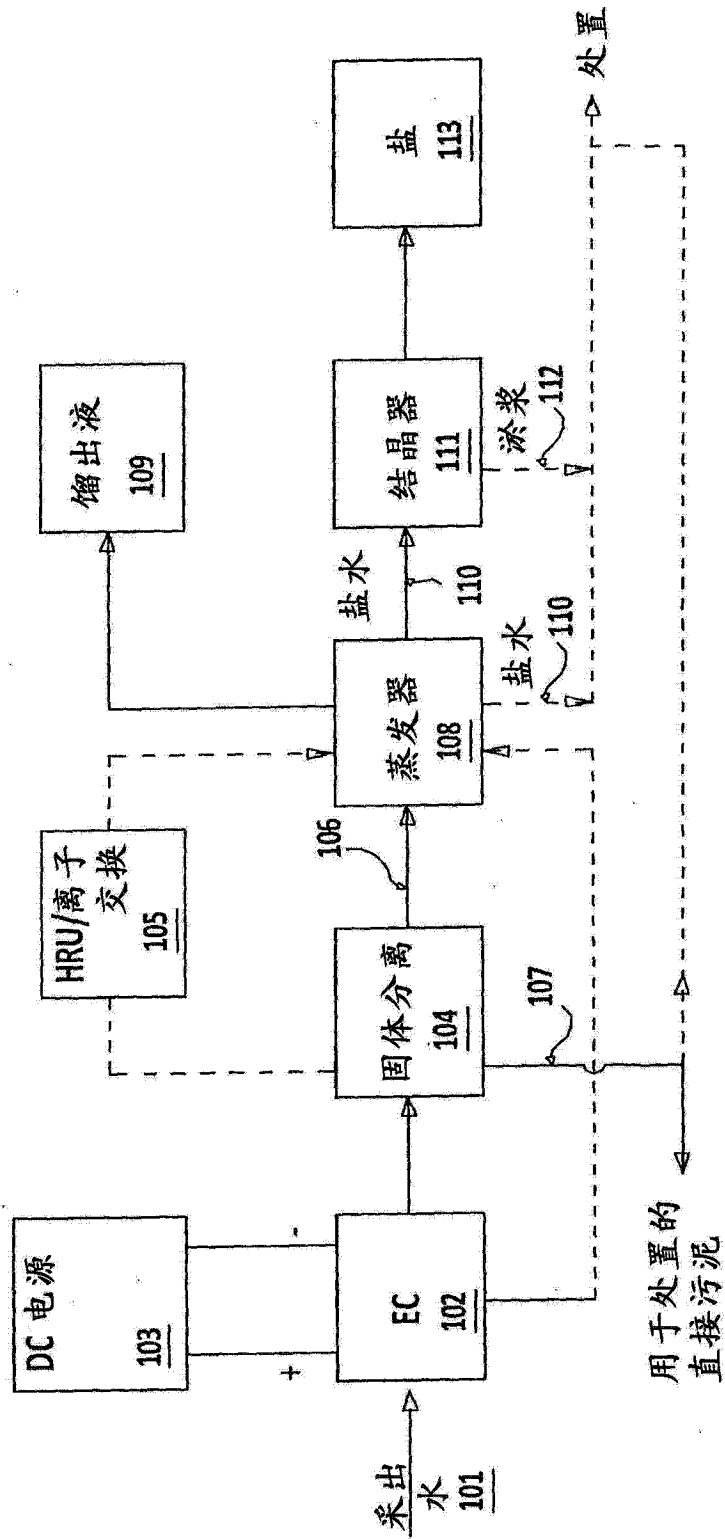


图 1

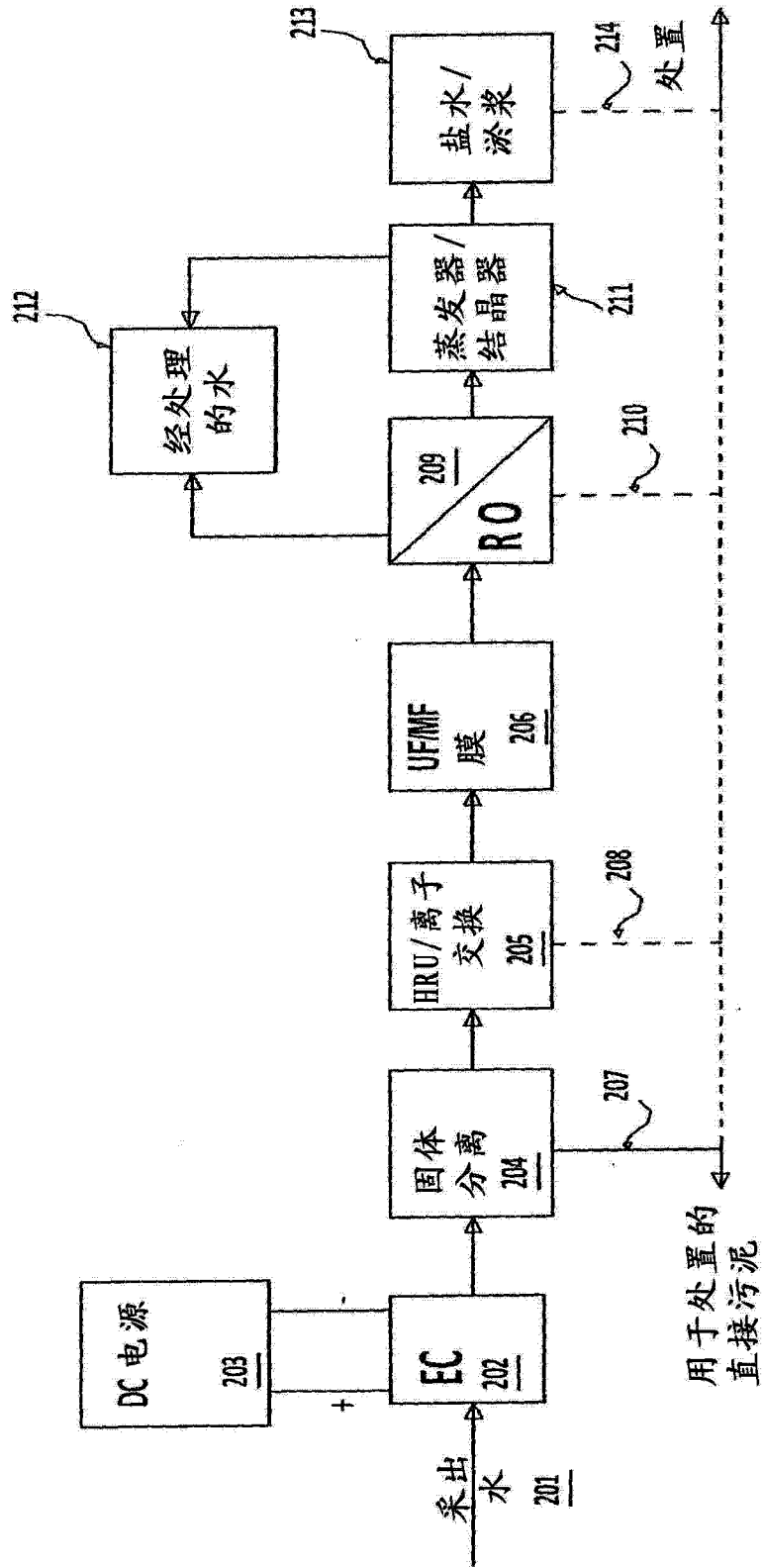


图 2

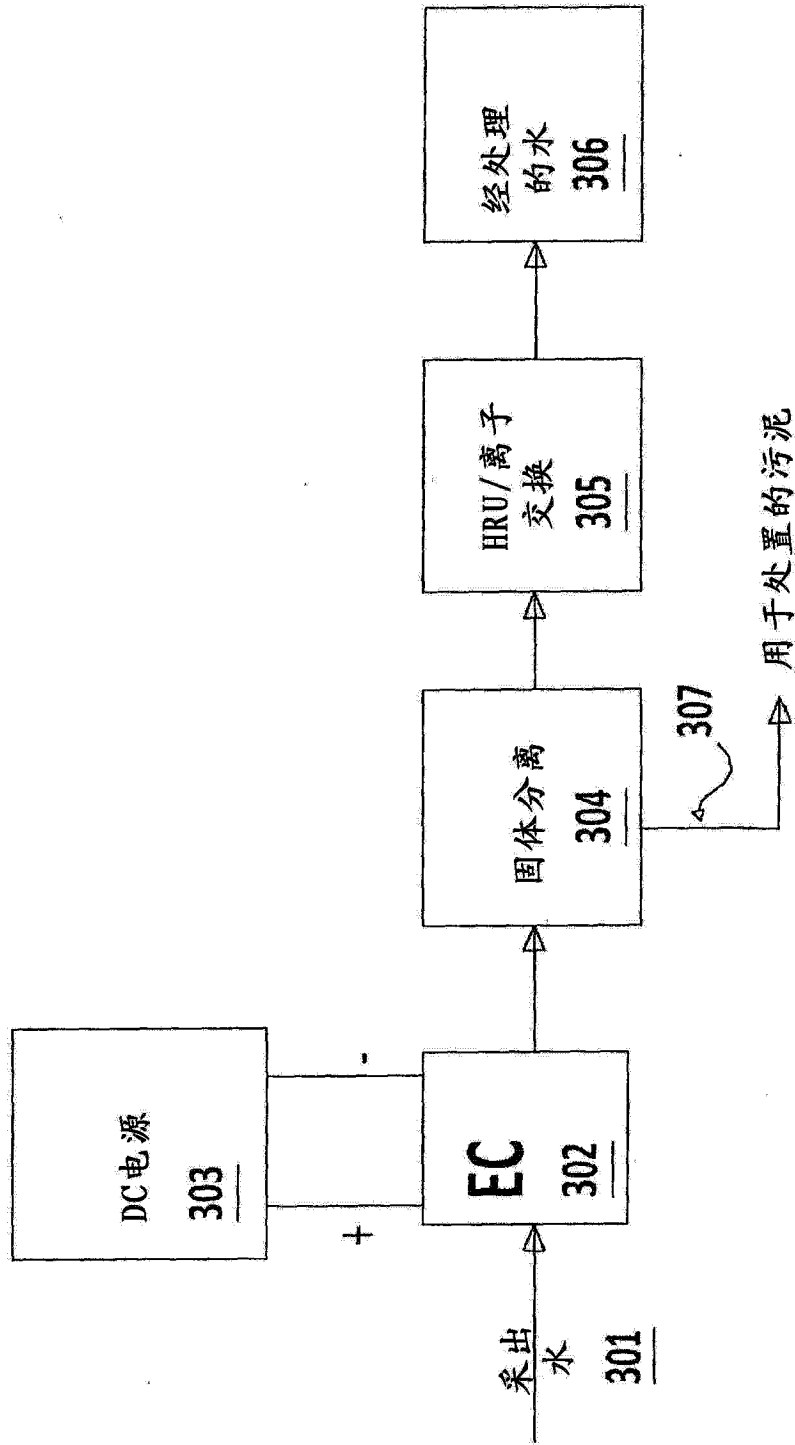


图 3

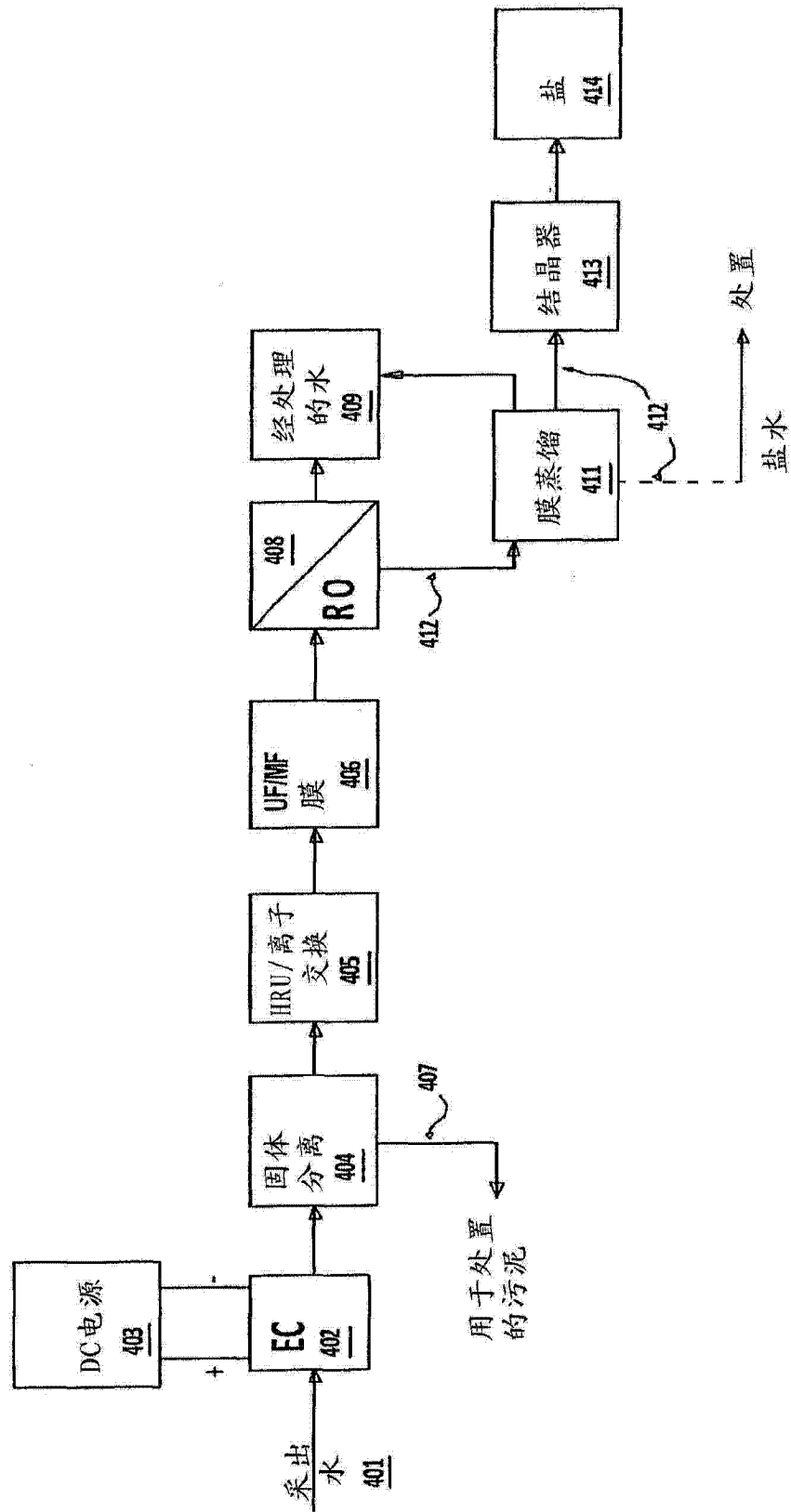


图 4

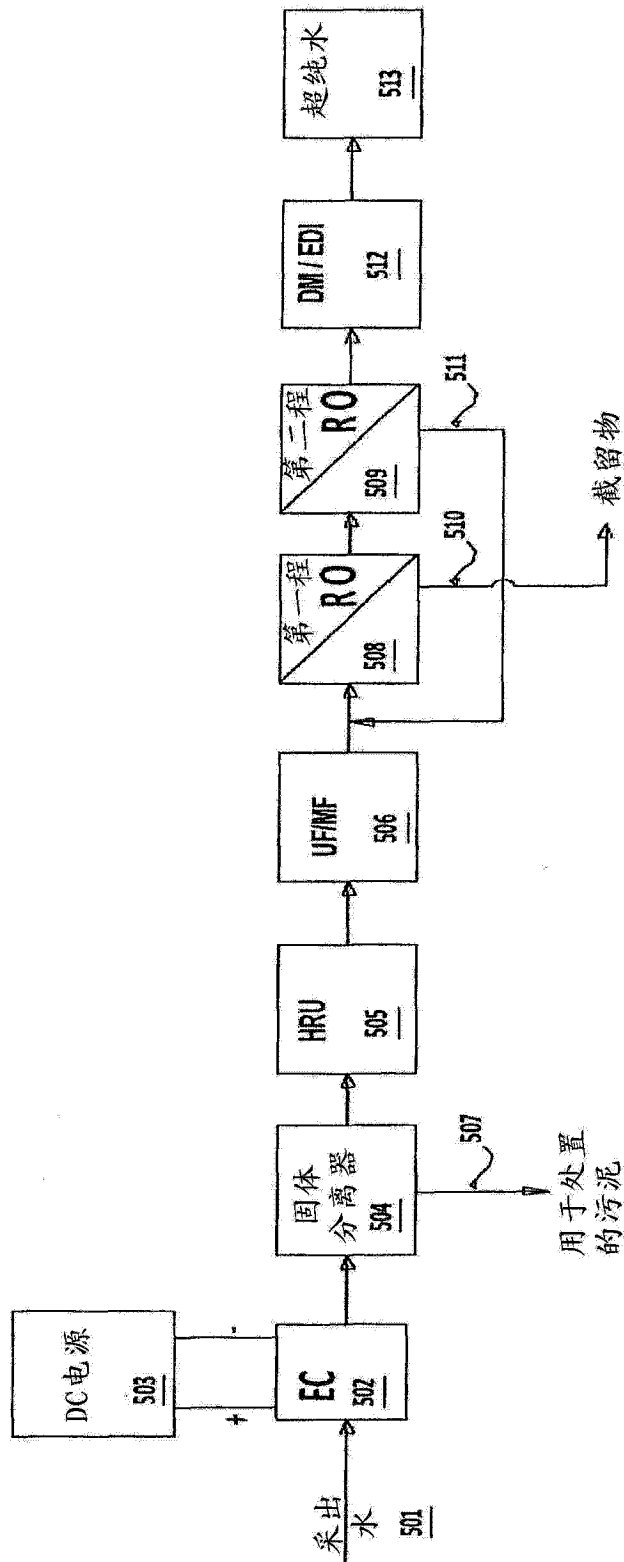


图 5

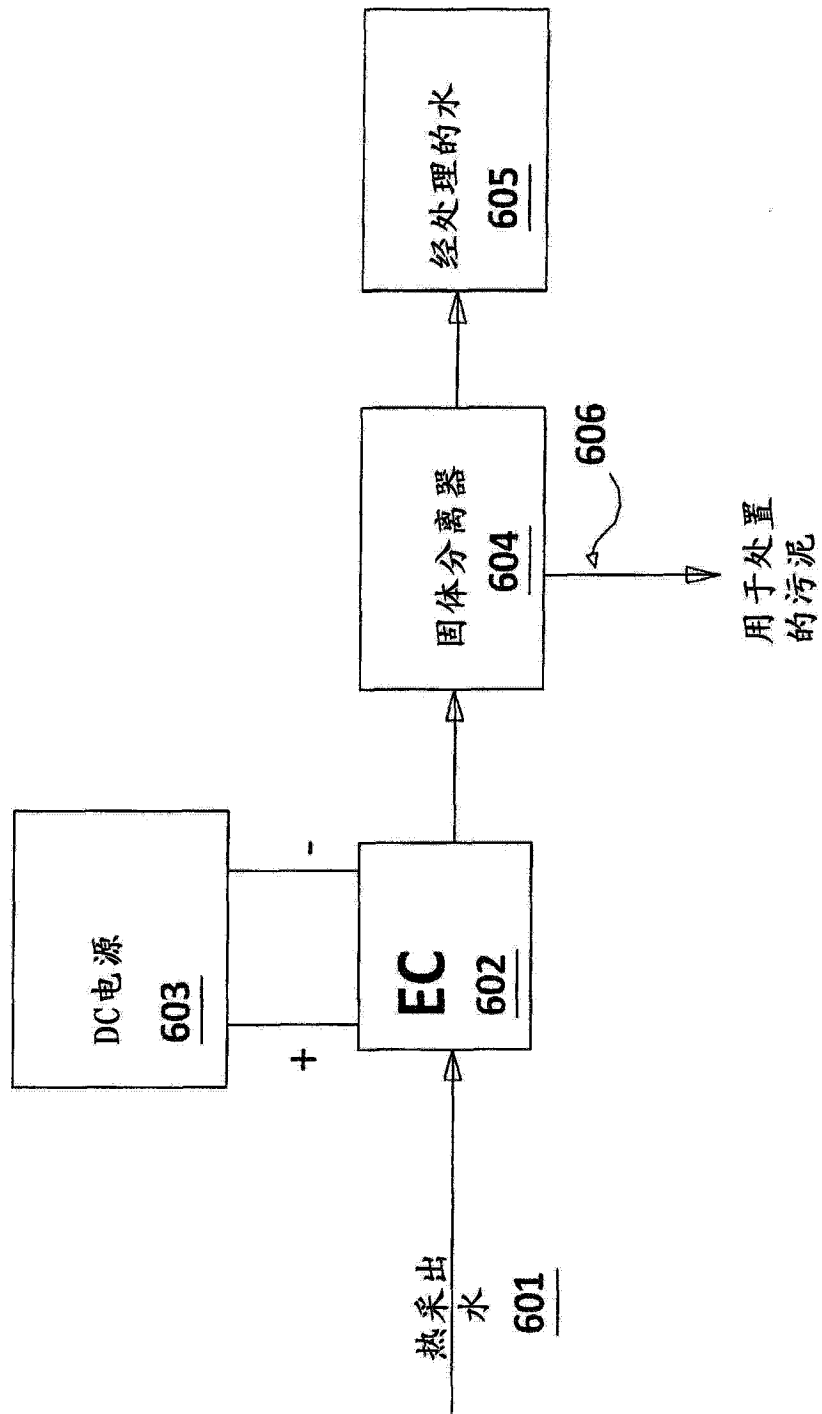


图 6

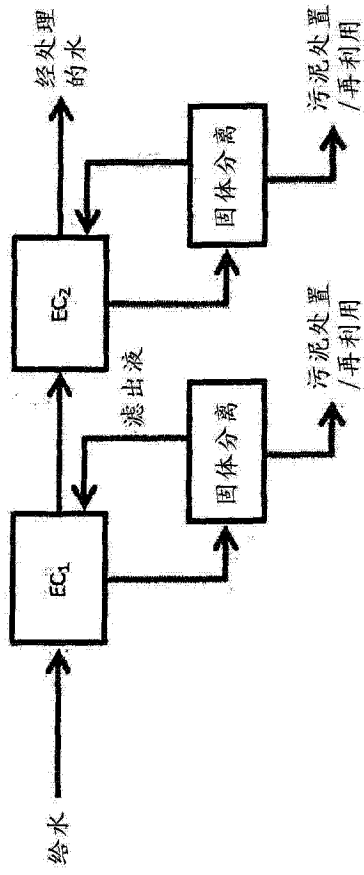


图 7

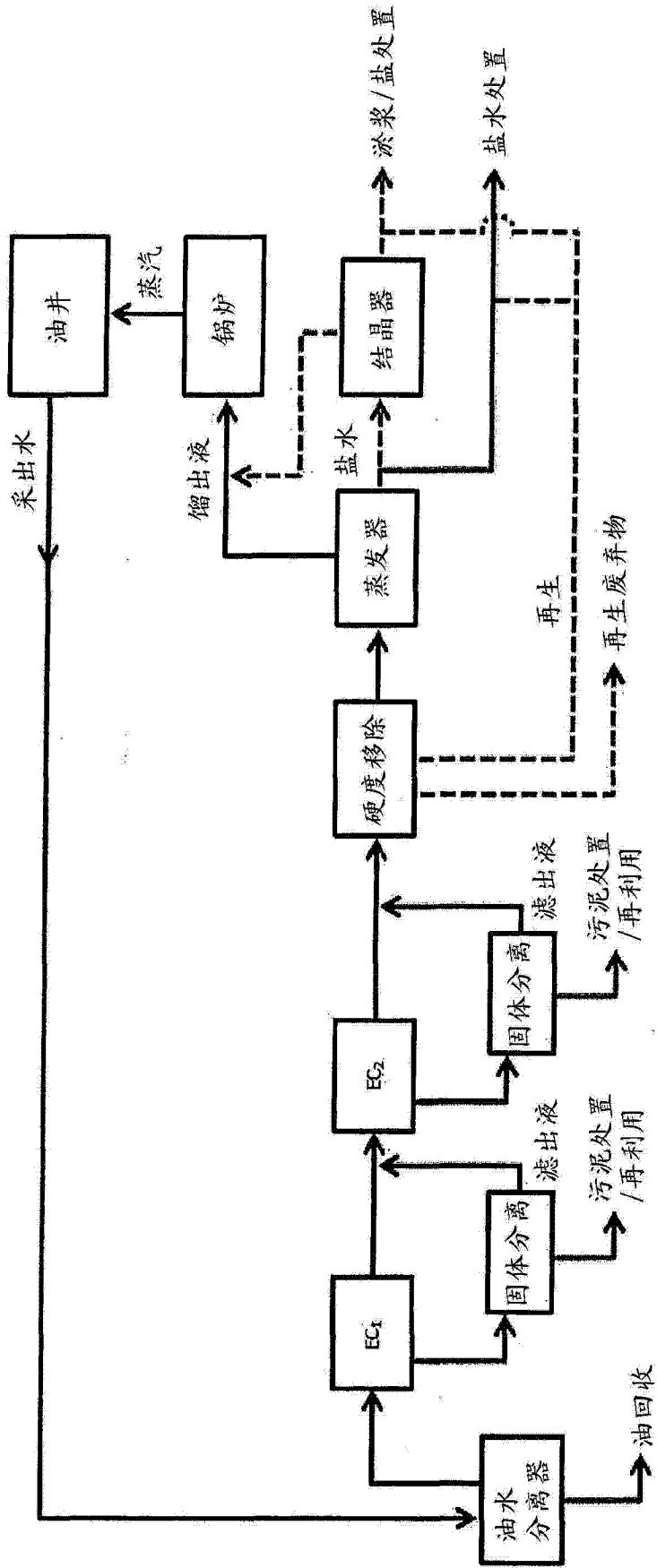


图 8A

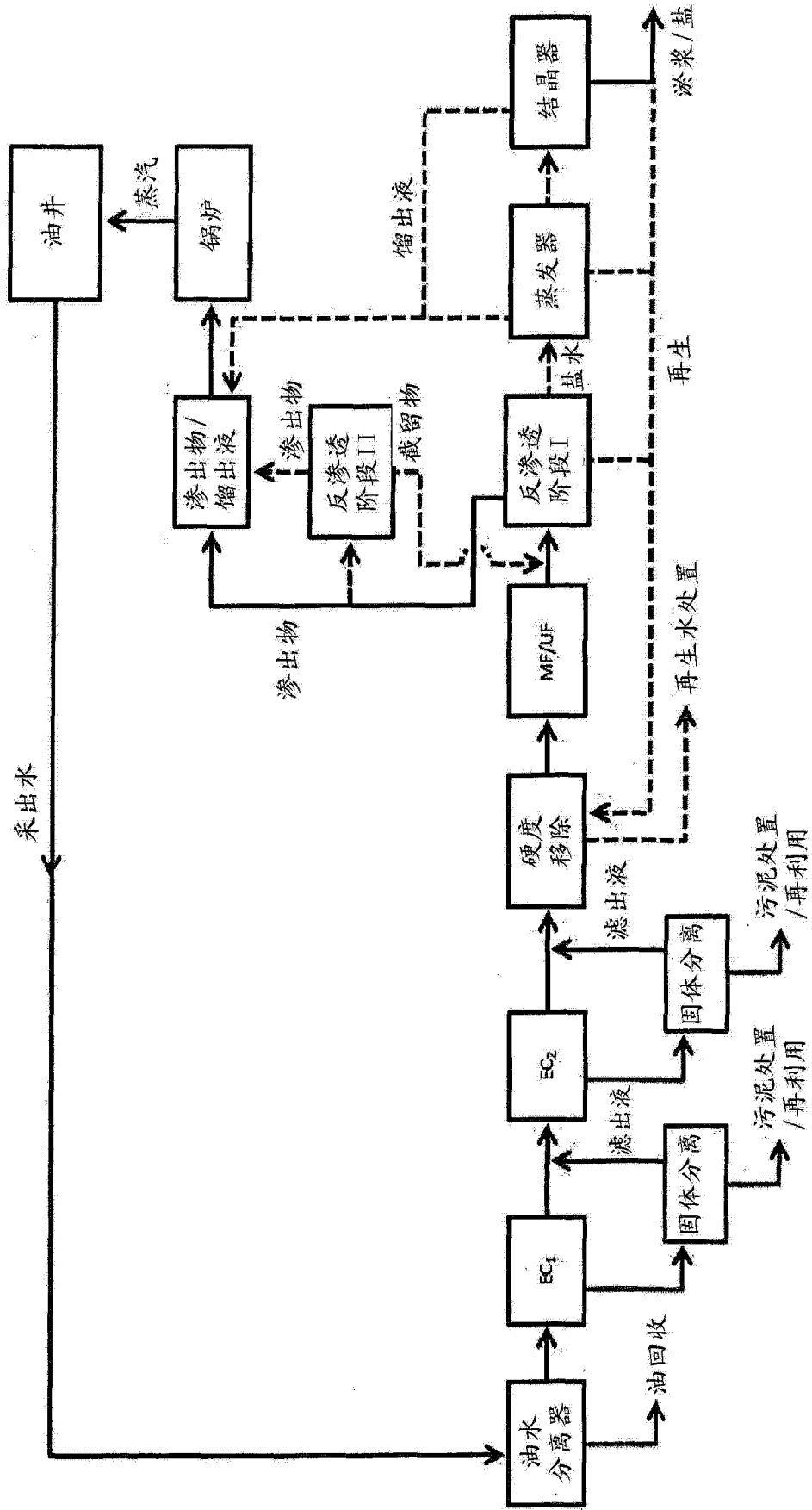


图 8B