



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 102725053 B

(45) 授权公告日 2016. 04. 06

(21) 申请号 201080059807. 2

C02F 1/44(2006. 01)

(22) 申请日 2010. 10. 28

审查员 方瑞

(30) 优先权数据

61/255, 734 2009. 10. 28 US

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

2012. 06. 28

(86) PCT国际申请的申请数据

PCT/US2010/054512 2010. 10. 28

(87) PCT国际申请的公布数据

W02011/059751 EN 2011. 05. 19

(73) 专利权人 OASYS 水有限公司

地址 美国马萨诸塞州

(72) 发明人 罗伯特·L·姆金尼斯

约瑟夫·E·祖巴克

(74) 专利代理机构 北京信慧永光知识产权代理
有限责任公司 11290

代理人 张淑珍 武玉琴

(51) Int. Cl.

B01D 61/02(2006. 01)

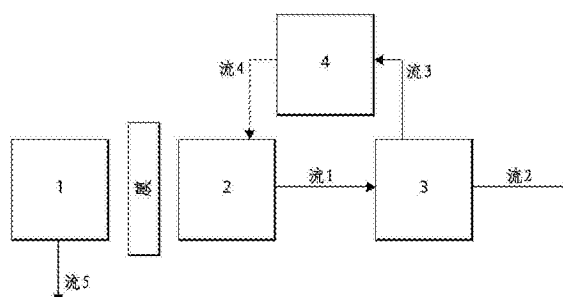
权利要求书3页 说明书17页 附图3页

(54) 发明名称

正向渗透分离工艺

(57) 摘要

本发明公开了使用设计的渗透的分离工艺，大体而言，所述分离工艺涉及使用第二浓溶液以驱动第一溶液中的溶剂穿过半透膜，从而自第一溶液中提取溶剂以浓缩溶质。使用来自工业或商业来源的低品位废热可使效率提高。



1. 一种正向渗透分离工艺,所述工艺包括:

在半透膜的第一侧上引入第一溶液;

检测所述第一溶液的至少一种特性;

基于所检测的至少一种特性,为包含氨和二氧化碳的浓驱动溶液选择摩尔比;

在所述半透膜的第二侧上引入以所选择的摩尔比包含氨和二氧化碳的所述浓驱动溶液,以维持穿过所述半透膜所需的渗透浓度梯度;

促使所述第一溶液的至少一部分的流穿过所述半透膜,以在所述半透膜的第一侧上形成第二溶液,并在所述半透膜的第二侧上形成稀驱动溶液;

将至少一部分所述稀驱动溶液引入分离操作装置,以回收驱动溶质和溶剂流,其中,所述分离操作装置包括采用吸收器,所述吸收器被设置为使所述驱动溶质凝结到所述浓驱动溶液中;

通过再循环操作将所述驱动溶质再引入所述半透膜的第二侧,以维持所述浓驱动溶液中所选择的氨对二氧化碳的摩尔比,其中,所述再循环操作包括采用吸收器,所述吸收器被设置为使所述驱动溶质凝结到所述浓驱动溶液中,并且所述吸收器使用所述溶剂流、稀驱动溶液或浓驱动溶液作为吸收剂;以及

收集所述溶剂流。

2. 权利要求 1 的工艺,该工艺进一步包括所述吸收器与冷却一起使用。

3. 权利要求 1 的工艺,该工艺进一步包括采用气体压缩机或蒸汽喷射器压缩由从所述稀驱动溶液中分离所述驱动溶质形成的气流,从而促使所述驱动溶质被再吸收到所述浓驱动溶液中。

4. 权利要求 1 的工艺,该工艺进一步包括对所述第一溶液施加压力,以提高或引起通过所述半透膜进入所述浓驱动溶液的通量。

5. 权利要求 1 的工艺,该工艺进一步包括选择包含驱动溶质的所述浓驱动溶液,所述驱动溶质的特征在于,能够通过可重复使用的物理因素或化学因素增强所述溶质从溶液中的除去或向溶液中的引入,如此使所述驱动溶质被分离的倾向增加,从而增强所述驱动溶质的除去和再使用。

6. 权利要求 1 的工艺,该工艺进一步包括选择包含驱动溶质的所述浓驱动溶液,所述驱动溶质的特征在于,能够通过使用催化剂增强所述溶质从溶液中的除去或向溶液中的引入;或所述驱动溶质的特征在于,能够通过电能场、磁能场增强所述溶质从溶液中的除去或向溶液中的引入,如此使所述驱动溶质被分离的倾向增加,从而增强所述驱动溶质的除去和再使用。

7. 权利要求 1 的工艺,该工艺进一步包括检测所述第一溶液和所述浓驱动溶液中至少一种的体积变化,以及针对所检测到的变化更改与所述半透膜有关的流道,从而维持所需的流特性。

8. 权利要求 1 的工艺,该工艺进一步包括使用催化剂、电能场或磁能场来提高所述驱动溶质的除去或吸收。

9. 权利要求 1 的工艺,该工艺进一步包括使用试剂来提高所述驱动溶质的除去或吸收。

10. 权利要求 1 的工艺,该工艺进一步包括使用可消耗的物质或可重复使用的物质来

提高所述驱动溶质的除去或吸收。

11. 权利要求 1 的工艺,该工艺进一步包括采用机械蒸气再压缩、热蒸气再压缩、真空蒸馏、气扫式蒸馏、渗透蒸发和封闭循环热泵中的至少一种来降低工艺能。

12. 权利要求 1 的工艺,该工艺进一步包括采用二氧化碳沉淀所述驱动溶质和采用氨再吸收该沉淀物用于压力延缓渗透。

13. 权利要求 1 的工艺,该工艺进一步包括向所述第一溶液引入种浆料。

14. 权利要求 1 的工艺,该工艺进一步包括:在第一操作过程中,在所述第一溶液中使盐过饱和;以及在送回所述第一操作过程使盐再饱和前,在第二操作过程中进行盐的去饱和。

15. 一种用于从第一溶液中渗透提取溶剂的系统,所述系统包括:

第一室,所述第一室具有与所述第一溶液源流体连接的入口;

第二室,所述第二室具有与浓驱动溶液源流体连接的入口,所述浓驱动溶液包含摩尔比至少为 1:1 的氨和二氧化碳;

半透膜系统,所述半透膜系统将所述第一室与所述第二室隔开,其中,所述浓驱动溶液提供了穿过所述半透膜所需的渗透浓度梯度;

分离系统,所述分离系统流体连接到所述第二室的下游,所述分离系统包括蒸馏塔,所述分离系统被设置为接收来自所述第二室的稀驱动溶液以及回收驱动溶质和溶剂流;以及

再循环系统,所述再循环系统包括吸收器,所述再循环系统被设置为便于将所述驱动溶质再引入到所述第二室,以维持穿过所述半透膜所需的渗透浓度梯度,其中,所述吸收器含有所述溶剂流、稀驱动溶液或浓驱动溶液作为吸收剂。

16. 权利要求 15 的系统,其中所述吸收器包括填充柱。

17. 权利要求 15 的系统,其中所述吸收器包括膜接触器。

18. 权利要求 17 的系统,其中所述膜接触器被构建和设置为便于所述膜接触器中冷却的吸收剂的并流和驱动溶质气的串流。

19. 权利要求 15 的系统,其中所述蒸馏塔包括膜蒸馏装置。

20. 权利要求 15 的系统,其中所述再循环系统进一步包括在所述吸收器下游的压缩操作装置,以提高驱动溶质气的凝结。

21. 权利要求 20 的系统,其中所述压缩操作装置包括气体压缩机、蒸汽喷射器或液流喷射器。

22. 权利要求 15 的系统,其中所述分离操作装置进一步包括碳封存回路以吸收和解吸所述驱动溶质,所述碳封存回路被设置为完全吸收驱动溶质气和增加所述驱动溶质气的压力以促使它们被吸收到所述浓驱动溶液中。

23. 权利要求 15 的系统,其中所述半透膜系统包括浸于所述第一溶液中的膜组件,其中所述浓驱动溶液流过所述膜组件的内部。

24. 权利要求 15 的系统,其中所述半透膜系统包括:

第一流道,所述第一流道与所述第一溶液有关,溶剂从所述第一溶液中提取,所述第一流道具有逐渐变细的几何结构或流间隔物的构造,从而所述第一流道的有效体积沿所述第一流道的长度方向下降;和

第二流道,所述第二流道与所述浓驱动溶液有关,溶剂从所述第一溶液中提取到所述

浓驱动溶液内,所述第二流道具有扩张的几何结构或流间隔物的构造,从而所述第二流道的有效体积沿所述第二流道的长度方向增加。

25. 权利要求 15 的系统,其中所述半透膜系统包括金字塔形的膜组件阵列,以适应所述第一溶液的体积下降和所述浓驱动溶液的体积增加,所述金字塔形的膜组件阵列被设置为在逆流设置中,在驱动溶液入口和进料溶液出口方向有较少的膜组件,在进料溶液入口和驱动溶液出口方向有较多的膜组件。

26. 权利要求 15 的系统,该系统进一步包括下游的零液体排放流操作装置或其它减少的排放流操作装置。

27. 权利要求 15 的系统,该系统进一步包括设置为帮助气提所述驱动溶质的真空系统或空气气提系统。

28. 权利要求 15 的系统,该系统进一步包括设置为气提所述驱动溶质的渗透蒸发系统。

29. 权利要求 28 的系统,其中所述渗透蒸发系统包括相对于水蒸气而言对驱动溶质气具有选择性的膜。

30. 权利要求 15 的系统,该系统进一步包括膜蒸馏系统以气提所述驱动溶质。

31. 权利要求 15 的系统,其中膜在组件中既用于所述驱动溶质的分离又用于热交换。

正向渗透分离工艺

[0001] 相关申请的交叉引用

[0002] 本申请为 2010 年 10 月 28 日提交的国际(PCT) 专利申请 PCT/US2010/054512 的国家阶段, 本申请要求 2009 年 10 月 28 日提交的美国临时专利申请 61/255, 734 的优先权, 将其公开整体引入本文作为参考。

技术领域

[0003] 本发明的一个或多个方面大体涉及渗透分离。更具体地, 本发明的一个或多个方面涉及利用设计的渗透工艺(例如正向渗透) 将溶质从水溶液中分离出来的用途。

背景技术

[0004] 正向渗透已被用于脱盐。通常, 正向渗透脱盐工艺涉及具有被半透膜分隔开的两个室的容器。一个室包含海水, 另一个室包含浓溶液, 由此在海水和浓溶液之间产生浓度梯度。该梯度驱动海水中的水穿过膜进入到浓溶液中, 所述膜选择性地允许水通过而不允许盐通过。逐渐地, 进入浓溶液中的水将该溶液稀释。然后将溶质从该稀释的溶液中移除, 以产生适饮水(potable water)。

发明内容

[0005] 本发明的数个方面大体上涉及设计的渗透系统和方法, 包括正向渗透分离、直接渗透浓缩、压力辅助正向渗透(pressure assisted forward osmosis) 和压力延缓渗透(pressure retarded osmosis)。

[0006] 根据一种或多种实施方式, 正向渗透分离工艺可包括: 在半透膜的第一侧上引入第一溶液; 检测所述第一溶液的至少一种特性; 基于所检测的至少一种特性, 为包含氨和二氧化碳的浓驱动溶液选择摩尔比; 在所述半透膜的第二侧上引入以所选择的摩尔比包含氨和二氧化碳的所述浓驱动溶液, 以维持穿过所述半透膜所需的渗透浓度梯度; 促使所述第一溶液的至少一部分的流(flow) 穿过所述半透膜, 以在该半透膜的第一侧上形成第二溶液, 并在该半透膜的第二侧上形成稀驱动溶液; 将至少一部分所述稀驱动溶液引入分离操作装置, 以回收驱动溶质和溶剂流(stream); 将所述驱动溶质再引入所述半透膜的第二侧, 以维持所述浓驱动溶液中所选择的氨对二氧化碳的摩尔比; 以及收集所述溶剂流。

[0007] 在一些实施方式中, 所述分离操作装置包括采用吸收器, 该吸收器被设置为使所述驱动溶质凝结到所述浓驱动溶液中。溶剂流、稀驱动溶液或浓驱动溶液可用作该吸收器中的吸收剂。冷却可与所述吸收器一起使用。在一些实施方式中, 所述工艺可进一步包括采用气体压缩机或蒸汽喷射器(steam eductor) 压缩气流(该气流由从所述稀驱动溶液中分离所述驱动溶质形成), 从而促使驱动溶质被再吸收到所述浓驱动溶液中。所述工艺可进一步包括对第一溶液施加压力, 以提高或引起穿过半透膜进入浓驱动溶液的通量。所述工艺可进一步包括选择包含驱动溶质的浓驱动溶液, 所述驱动溶质的特征在于, 能够通过使用催化剂增强所述溶质从溶液中的除去或向溶液中的引入; 所述驱动溶质的特征在于, 能

够通过可重复使用的物理因素或化学因素(physical or chemical agent)增强所述溶质从溶液中的除去或向溶液中的引入;或者所述驱动溶质的特征在于,能够通过电能场、磁能场或环境的其它改变增强所述溶质从溶液中的除去或向溶液中的引入,如此使所述驱动溶质被分离的倾向增加,从而增强驱动溶质的除去和再使用。

[0008] 在一些实施方式中,所述工艺可进一步包括检测所述第一溶液和所述浓驱动溶液中至少一种的体积变化,以及针对所检测到的变化更改(modifying)与所述半透膜有关的流道,从而维持所需的流特性。在其它实施方式中,所述工艺可进一步包括使用催化剂、试剂、可消耗的物质、可重复使用的物质、电能场或磁能场来增强驱动溶质的除去或吸收。在其它实施方式中,所述工艺可进一步包括采用机械蒸气再压缩、热蒸气再压缩、真空蒸馏、气扫式蒸馏(sweep gas distillation)、渗透蒸发(pervaporation)和封闭循环热泵中的至少一种来降低工艺能(process energy)。所述工艺可进一步包括采用二氧化碳沉淀所述驱动溶质和采用氨再吸收沉淀物用于压力延缓渗透。所述工艺可进一步包括向所述第一溶液引入种浆料(seeded slurry)。在至少一种实施方式中,所述工艺可进一步包括在第一操作过程中,在所述第一溶液中使盐过饱和;以及在送回所述第一操作使盐再饱和前,在第二操作过程中进行盐的去饱和。

[0009] 根据一种或多种实施方式,用于从第一溶液中渗透提取溶剂的系统 and 装置可包括:第一室,所述第一室具有与第一溶液源流体连接的入口;第二室,所述第二室具有与浓驱动溶液源流体连接的入口,所述浓驱动溶液包含摩尔比至少为 1:1 的氨和二氧化碳;半透膜系统,所述半透膜系统将所述第一室与所述第二室隔开;分离系统,所述分离系统流体连接到所述第二室的下游,所述分离系统包括蒸馏塔,所述分离系统被设置为接收来自所述第二室的稀驱动溶液以及回收驱动溶质和溶剂流;以及再循环系统,所述再循环系统包括吸收器,所述再循环系统被设置为便于将所述驱动溶质再引入到所述第二室,以维持所述浓驱动溶液中氨对二氧化碳的摩尔比。

[0010] 在一些实施方式中,所述吸收器可包括填充柱(packed column)。在至少一种实施方式中,所述吸收器包括膜接触器。所述膜接触器可被构建或设置为便于膜接触器中冷却的吸收剂的并流(parallel flow)和驱动溶质气的串流(series flow)。在一些实施方式中,所述蒸馏塔可包括膜蒸馏装置。在一些实施方式中,所述再循环系统可进一步包括在所述吸收器下游的压缩操作装置,以提高驱动溶质气的凝结。在至少一种实施方式中,所述压缩操作装置包括气体压缩机、蒸汽喷射器或液流喷射器。所述分离操作装置可进一步包括碳封存回路(carbon sequestration loop)以吸收或解吸驱动溶质,所述碳封存回路被设置为完全吸收驱动溶质气和增加该驱动溶质气的压力以促进它们被吸收到所述浓驱动溶液中。

[0011] 在一些实施方式中,本文中公开的各种系统和装置的半透膜系统可包括浸于所述第一溶液中的膜组件,其中所述浓驱动溶液流过所述膜组件的内部。在至少一种实施方式中,所述半透膜系统包括:第一流道,所述第一流道与所述第一溶液有关,溶剂从所述第一溶液中提取,所述第一流道具有逐渐变细(tapering)的几何结构或流间隔物的构造,从而所述第一流道的有效体积沿所述第一流道的长度方向下降;和第二流道,所述第二流道与所述浓驱动溶液有关,溶剂从所述第一溶液提取到所述浓驱动溶液内,所述第二流道具有扩张的几何结构或流间隔物的构造,从而所述第二流道的有效体积沿所述第二流道的长度

方向增加。在一些实施方式中,所述半透膜系统包括金字塔形的膜组件阵列,以适应所述第一溶液的体积下降和所述浓驱动溶液的体积增加,所述金字塔形的膜组件阵列被设置为在逆流设置(arrangement)中,在驱动溶液入口和进料溶液出口方向有较少的膜组件,在进料溶液入口和驱动溶液出口方向有较多的膜组件。

[0012] 在一些实施方式中,所述系统可进一步包括下游零液体排放流操作装置或其它减少的排放流操作装置。所述系统可进一步包括设置为帮助气提(stripping)驱动溶质的真空系统或空气气提系统。所述系统可进一步包括设置为气提驱动溶质的渗透蒸发系统。在一些实施方式中,所述渗透蒸发系统可包括相对于水蒸气而言对驱动溶质气具有选择性的膜。所述系统可进一步包括膜蒸馏系统以气提驱动溶质。在至少一些实施方式中,膜可在组件中既用于驱动溶质的分离又用于热交换。

[0013] 根据一种或多种实施方式,用于渗透发电的方法可包括:进行膜分离操作以形成第一溶液;从所述第一溶液中沉淀驱动溶质;将沉淀的驱动溶质分离出来,形成第二溶液;促使气体从所述第二溶液中产生;用例如基于动力学的差分吸收(differential absorption)技术分离所述气体;以及使用至少一种分离出的气体再溶解沉淀的溶质,以形成供所述膜分离步骤中再使用的第三溶液。

[0014] 以下详细讨论这些示例性方面和实施方式的其它方面、实施方式和优点。此外,应理解上述信息和以下详细描述都仅为各个方面和实施方式的解释性实例,旨在提供用于理解要求保护的方面和实施方式的性质和特征的概述或框架。包括附图以提供各个方面和实施方式的阐述和进一步理解,将其并入并构成该申请文件的一部分。附图以及该申请文件的剩余部分用来解释所描述和要求保护的方面和实施方式的原理和操作。

附图说明

[0015] 以下参考附图讨论至少一种实施方式的多个方面。在没有意图按比例绘制的附图中,各图中所示的各个相同或几乎相同的部件用相同数字表示。为清楚起见,可能并未在每个图中标记出每个部件。提供附图以阐述和解释本发明,并非用于限制本发明。在附图中:

[0016] 图 1 显示根据一种或多种实施方式的分离方法的示意图;

[0017] 图 2 显示根据一种或多种实施方式的分离方法的详细示意图;

[0018] 图 3 显示根据一种或多种实施方式的分离方法中使用的装置的图示;

[0019] 图 4 显示根据一种或多种实施方式的分离方法中使用的装置的示意图;

[0020] 图 5 显示根据一种或多种实施方式的分离装置的一部分的示意图;以及

[0021] 图 6 显示根据一种或多种实施方式的分离装置的一部分的示意图。

具体实施方式

[0022] 根据一种或多种实施方式,用于从溶液中提取溶剂的渗透方法通常涉及使该溶液接触正向渗透膜的第一表面。在一些实施方式中,所述第一溶液(称作工艺溶液或进料溶液)可以是海水、微咸水(brackish water)、废水、污水、工艺流或其它水溶液。在至少一种实施方式中,所述溶剂是水,但另一些实施方式涉及非水溶剂。可以使与第一溶液相比具有提高的溶质浓度的第二溶液(称作驱动溶液)接触所述正向渗透膜的(与第一表面相对的)第二表面。然后溶剂(例如水)可被驱动而从第一溶液穿过所述正向渗透膜并进入到第二溶

液中,从而经由正向渗透生成富溶剂的溶液。正向渗透通常利用涉及溶剂从较稀溶液移向较浓溶液的流体转移性质。渗透压通常促使溶剂穿过正向渗透膜从进料溶液传输到驱动溶液中。可以在第一出口收集富溶剂的溶液(也称作稀驱动溶液),并进行进一步的分离工艺。在一些非限制性实施方式中,可以由所述富溶剂的溶液生成净化水作为产物。可以在第二出口收集第二产物流,即,贫化(depleted)或浓缩的工艺溶液,以便排放或进一步处理。该浓缩的工艺溶液可含有一种或多种目标化合物,可能需要将所述目标化合物浓缩或以其它方式分离以供下游使用。

[0023] 根据一种或多种实施方式,正向渗透分离系统可包括一个或多个正向渗透膜。正向渗透膜通常是半透的,例如允许溶剂(例如水)通过,但挡住其中溶解的溶质(例如氯化钠、碳酸铵、碳酸氢铵、氨基甲酸铵、其它盐、糖、药物或其它化合物)。许多类型的半透膜适用于此用途,只要它们能够允许水(即溶剂)通过并阻挡溶质通过且不与溶液中的溶质反应即可。该膜可具有各种构造,包括薄膜、中空纤维膜、螺旋盘绕膜、单丝和碟管。有许多公知的市售半透膜,其特征在于具有足够小的孔隙,以允许水通过并筛出溶质分子(例如氯化钠)及其离子分子物质种类(species)(例如氯离子)。此类半透膜可以由有机材料或无机材料制成。在一些实施方式中,可以使用由例如乙酸纤维素、硝酸纤维素、聚砜、聚偏氟乙烯、聚酰胺和丙烯腈共聚物等材料制成的膜。其它膜可以由例如 ZrO_2 和 TiO_2 的材料制成的陶瓷膜或矿物膜。

[0024] 优选地,所选用作半透膜的材料通常应能承受可能向该膜施加的各种工艺条件。例如,该膜最好能承受升高的温度,例如与消毒或其它高温工艺相关的温度。在一些实施方式中,正向渗透膜组件可以在约 $0^{\circ}C$ – 约 $100^{\circ}C$ 的温度范围内运行。在一些非限制性实施方式中,工艺温度可以为约 $40^{\circ}C$ – 约 $50^{\circ}C$ 。同样地,该膜最好能在各种 pH 条件下保持完整。例如,膜环境中的一种或多种溶液(例如驱动溶液)可能或多或少是酸性或碱性的。在一些非限制性实施方式中,正向渗透膜组件可以在约 2– 约 11 的 pH 水平下运行。在某些非限制性实施方式中,所述 pH 水平可以为约 7– 约 10。所用的膜不需要仅由这些材料之一制成,它们可以是多种材料的复合物。在至少一种实施方式中,该膜可以是不对称膜,例如在第一表面上具有活性层,在第二表面上具有支持层。在一些实施方式中,所述活性层通常是截留层(rejecting layer)。例如,在一些非限制性实施方式中,截留层可阻止盐通过。在一些实施方式中,支持层(例如衬垫层)通常是无活性的。

[0025] 根据一种或多种实施方式,至少一个正向渗透膜可置于外罩(housing)或外壳(casing)内。该外罩的尺寸和形状通常适合容纳置于其中的膜。例如,如果容纳螺旋盘绕的正向渗透膜,该外罩可以基本上是圆柱体。该组件的外罩可包含向该组件提供进料溶液和驱动溶液的入口以及用于从该组件中抽取产物流的出口。在一些实施方式中,该外罩可提供至少一个用于容纳或储存待引入该组件或待从该组件中抽取的流体的储器或室。在至少一种实施方式中,该外罩可以是绝缘的。

[0026] 根据一种或多种实施方式,正向渗透分离系统通常可被构建和设置为使第一溶液和第二溶液分别与半透膜的第一侧和第二侧接触。尽管所述第一溶液和第二溶液可保持不流动,但优选所述第一溶液和第二溶液都通过横向流(即与半透膜的表面平行的流)引入。这通常可以提高沿一个或多个流体流路接触的膜表面积,由此提高正向渗透效率。在一些实施方式中,所述第一溶液和第二溶液可以以相同方向流动。在另一些实施方式中,所述第

一溶液和第二溶液可以以相反方向流动。在至少一些实施方式中,在膜表面的两侧上可都存在类似的流体动力学。这可以通过在该组件或外罩中战略性集成一个或多个正向渗透膜来实现。

[0027] 根据一种或多种实施方式的方法可实现溶剂提取的高收率而没有过度能量需求和/或对环境有害的废物排放。可以实现高收率的能量有效方式从工艺流中提取溶剂以浓缩溶质(例如合意的目标物质种类)。来自工艺流的溶剂和/或回收的溶质可以是所需的最终产物。也可以将驱动溶液中的溶质在该工艺中再循环。

[0028] 根据一种或多种实施方式的分离工艺可涉及使第一溶液接触半透膜的第一表面。可以使浓度大于第一溶液的第二溶液接触该膜的(与第一表面相对的)第二表面。在一些实施方式中,可以使用第一试剂调节第二溶液内的溶质平衡,以提高第二溶液内可溶溶质物质种类的量,从而提高第二溶液的浓度。然后第一溶液和第二溶液之间的浓度梯度驱动溶剂穿过该半透膜从第一溶液进入到第二溶液中,产生富溶剂的溶液。根据一种或多种实施方式,可以从该富溶剂的第二溶液中回收一部分溶质并再循环到驱动溶液。该回收工艺可产生溶剂产物流。该浓度梯度也在半透膜的第一侧上产生贫化溶液,可以将其排出或进一步处理。该贫化溶液可包括需要浓缩或回收的一种或多种目标物质种类。

[0029] 根据一种或多种实施方式,公开了使用渗透从第一溶液中提取溶剂的装置。在该装置的一种非限制性实施方式中,该装置具有含入口和出口的第一室。第一室的入口可与第一溶液源连接。半透膜将该第一室与第二室隔开。所述第二室具有入口以及第一出口和第二出口。在一些实施方式中,第三室可接收来自第二室的第一出口的富溶剂的第二溶液和来自第二室的第二出口的试剂。第三室可包括与分离操作装置(例如用于过滤该富溶剂的第二溶液的过滤器)连接的出口。所述过滤器可具有第一出口和第二出口,该第一出口与第二室的入口连接,以使沉淀的溶质再循环到第二室。在一些实施方式中,第四室可以接收来自所述分离操作装置的第二出口的富溶剂的第二溶液。第四室可具有用于将所述富溶剂的第二溶液加热的加热器。第四室的第一出口可以将成分气体(constituent gases)送回第二室的入口。如本文所述,各种物质种类(例如来自第四室的气体和/或来自第三室的沉淀的溶质)可以在该系统内再循环。例如,可以将这些物质种类在相同入口或不同入口引入第二室。第四室的第二出口可使最终产物(溶剂)离开该装置。由于从一个溶液到另一个溶液穿过所述膜产生通量,流道构造可能是改变进料溶液和驱动溶液中流量或流速的原因。对于短的流道长度以及低到中等的通量速率,用于膜系统中的进料溶液和驱动溶液的流道通常应该设计成近似相等;或者,对于较长的流道长度和/或较高的通量,所述流道可设计为逐渐变细的,其中进料变窄、驱动变深。

[0030] 图1显示根据一种或多种实施方式的正向渗透分离系统和方法的概述图,参照图2进一步描述其细节。如图1中所示,将被称作第一溶液的溶液(10)(例如海水、微咸水、废水、污水或其它溶液)置于第一室(12)中。如箭头(13)所示,第一室(12)与半透膜(16)流体连通。在第二室(18)中包含浓度大于第一溶液的第二溶液。如箭头(15)所示,该较高浓度的溶液能使溶剂(即水)从第一室(12)中的第一溶液渗透穿过半透膜(16),进入位于第二室(18)内的较浓的第二溶液中。失去第一溶液的大量溶剂后,第一室(12)中的剩余第一溶液被浓缩为溶质。如果被视为废物,该溶质可以如箭头(14)所示被丢弃。或者,该溶质可能是目标化合物,并可收集用于进一步处理或作为所需产物供下游使用。

[0031] 然后如箭头(19)所示,将第二室(18)中所得的富溶剂的第二溶液引入第三室(22)。在第三室(22)中,可以分离出所述富溶剂的第二溶液中的溶质,并如箭头(28)所示,将溶质再循环回第二室(18),以维持第二溶液的浓度。根据一种或多种实施方式,所述第三室(22)和流(28)是任选的。如箭头(23)所示,然后可将第三室(22)中的剩余的富溶剂的第二溶液引入第四室(24)。在第四室(24)中,可以加热该剩余的富溶剂的第二溶液以除去任何剩余溶质,从而产生如箭头(26)所示的溶剂流。在一些实施方式(例如涉及废水处理的实施方式)中,该溶剂流可能是净化水。在第四室(24)中,可以通过热将剩余溶质分解成它们的成分气体来除去任何剩余溶质,如箭头(20)所示,可以将这些气体送回第二室(18),以维持第二室(18)中第二溶液的浓度梯度并充当试剂。

[0032] 根据一种或多种实施方式,一部分稀驱动溶液可用来吸收来自蒸馏塔的驱动溶质气。在至少一种实施方式中,冷却和与吸收剂混合都可发生在吸收塔中。所述气体与充当吸收剂的部分稀驱动溶液的混合(然后变成浓驱动溶液)可发生在容器(vessel)中。通常,可调整所述容器的大小以提供足够大的区域来促进吸收剂和气体间的相互作用。在一些实施方式中,填充柱可用作吸收器。在一种或多种实施方式中,气提蒸馏塔和吸收塔可联合使用。加热可发生在蒸馏塔中,而冷却和与稀驱动溶液吸收剂的接触可发生在吸收塔中。在一个优选的实施方式中,25%左右的稀驱动溶液流可被导向至吸收器以用作吸收剂流体,剩余的75%左右的稀释流被导向至气提塔(stripper)作为它的进料流。吸收剂流和进料流间的平衡将会控制(dictate)送回膜系统的再变浓的驱动溶液的浓度、吸收器和/或气提塔的尺寸以及在气提塔中所需加热的量和在吸收器或各级吸收器之前、之后和/或之内所需冷却的量。

[0033] 图5显示了与本文所述的渗透分离方法/装置一起使用的驱动溶质回收系统550的一个实例。如图5所示,稀驱动溶液的第一部分510a可从室510导向至蒸馏塔520中,稀驱动溶液的第二部分510b可从室510导向至吸收器组件530。从蒸馏塔520离开的流525可被引入到吸收器组件530中,在吸收器组件530中,该流与稀驱动溶液混合后送回至室510,以将驱动溶质再引入正向渗透膜500的驱动侧。

[0034] 根据一种或多种实施方式,可回收驱动溶质供再使用。可从稀驱动溶液中气提溶质以生产大体上不含该溶质的产物水。然后可凝结或吸收气态的溶质以形成浓驱动溶液。如上述所讨论的,吸收器可使用稀驱动溶液作为吸收剂。在其它实施方式中,产物水可用作吸收剂,用于全部或部分吸收来自溶质再循环系统的气流。

[0035] 根据一种或多种实施方式,鉴于低温热源成本低并且具有较少的或没有另外的用途,可能理想的是使用低温来气提溶质。然而,气提的温度越低,则其压力越低,而在较低压力下凝结和吸收具有较慢的动力学,在某些情况下,使得吸收某些化合物(例如二氧化碳)相当困难。在溶质已经被气提后,可使用各种方法来吸收剩余气体,这些气体中的一部分(通常在约60-80%之间)已经凝结,而剩余气体在短时间范围内继续被吸收的倾向较低。

[0036] 在一些实施方式中,可压缩剩余的蒸气流以升高它的压力,从而提高吸收动力学。可使用压缩机。在其它实施方式中,可使用蒸汽喷射器,在该喷射器中,小部分的蒸汽(steam)可与蒸气(vapor)混合以将压力增加到两流之间的中间压力。在其它实施方式中,可对吸收溶液加压,并将该溶液引入喷射器以携带(entrain)和压缩所述溶质蒸气。

[0037] 在一种或多种实施方式中,具有蒸气串流和吸收剂串流或并流的吸收器可用在各

种使用膜接触器、填充柱或类似装置的构造中。在一种实施方式中,蒸气的串流可连同已经冷却的吸收剂的并流,从而在所述吸收装置内不必发生冷却。在其它实施方式中,冷却可发生在装置中。热交换区域和质界面区域可以都在单一装置中。吸收剂可用来形成混合物,该混合物可被导向并加入浓驱动溶液流。吸收剂可包括稀驱动溶液、产物水、添加有氨的水、液氨和非挥发性的二氧化碳封存物,然后这些吸收剂可离开产物水、或被除去、或被破坏。

[0038] 根据一种或多种实施方式,可实施二氧化碳吸收/解吸回路(loop),从而使溶液在低压下被用作吸收剂以吸收二氧化碳。然后可以液态形式对该溶液加压,并在较高压力下加热以解吸二氧化碳,使二氧化碳在凝结器中被吸收或以如上所述的其它方式被吸收。这样,一些实施方式可类似于二氧化碳封存系统。在一些实施方式中,吸收溶液可包括水中的氨。在其它实施方式中,吸收溶液可包括非挥发性溶质,该溶质可与二氧化碳复合,然后可能经诱导释放它,从而使所述溶质在吸收系统中得以再循环。在一些实施方式中,可使用热。在一些实施方式中,可使用催化剂和/或试剂。一个或多个工艺中催化剂或试剂的使用,或凝结器中催化剂或试剂的使用可提高驱动溶质凝结或再吸收的动力学。

[0039] 根据一种或多种实施方式,可将稀驱动溶液导向至气提塔,该气提塔中低温热引起驱动溶质蒸发,留下大体上不含所述溶质的产物水。可用热交换器来凝结一部分蒸气。在至少一种实施方式中,可使约 70% 的蒸气凝结。可使用吸收器系统引入部分的剩余蒸气,从而使该部分蒸气被吸收到稀驱动溶液流中。在至少一种实施方式中,第二吸收器系统可使用浓氨溶液以吸收剩余的驱动溶质蒸气。离开凝结塔的液流与离开第一吸收器和第二吸收器的液流可进行混合并用作全部浓驱动溶液或部分浓驱动溶液。

[0040] 如上所述,根据一种或多种实施方式的分离工艺可以由第一室(12)内所含的第一溶液开始。第一溶液可以是为了回收净化水、为了除去不合意的溶质、或为了浓缩和回收所需溶质而被处理的水溶液或非水溶液。不合意的溶质包括不想要的可化学沉淀的可溶盐,例如氯化钠(NaCl)。第一溶液的典型实例包括水溶液,例如海水、盐水(brine)和其它盐溶液、微咸水、矿化水、工业废水和与高纯用途相关的产物流,如与食品和药品工业相关的那些产物流。本文所述的第一溶液可以是水溶液或非水溶液。通常,可以使用与驱动溶液相容的任何类型的溶剂,例如,能溶解驱动溶质的任何溶剂。在渗透分离之前,可根据已知技术对第一溶液进行过滤和预处理,以除去固体和化学废物、生物学污染物,或防止膜积垢,然后如箭头 10 所示,供应至第一室(12)。

[0041] 根据一种或多种实施方式,第一溶液可以是含有溶剂和希望进行分离、净化或其它处理的一种或多种溶质的任何溶液。在一些实施方式中,第一溶液可以是非适饮水,例如海水、咸水(salt water)、微咸水、灰水(gray water)和某些工业水。可能理想的是由此类流制造净化水或适饮水以供下游使用。待处理的工艺流可包括盐和其它离子物质种类,例如氯化物、硫酸盐、溴化物、硅酸盐、碘化物、磷酸盐、钠、镁、钙、钾、硝酸盐、砷、锂、硼、锶、钼、锰、铝、镉、铬、钴、铜、铁、铅、镍、硒、银和锌。在一些实施例,第一溶液可以是盐水(例如咸水或海水)、废水或其它污水。在另一些实施方式中,第一溶液可以是含有希望进行浓缩、分离或回收的一种或多种溶质(例如目标物质种类)的工艺流。此类流可来自工业工艺,例如药品或食品级应用。目标物质种类可包括药品、盐、酶、蛋白质、催化剂、微生物、有机化合物、无机化合物、化学前体、化学产物、胶体、食品或污染物。第一溶液可以从上游单元操作装置(例如工业设施)或任何其它来源(例如海洋)递送至正向渗透膜处理系统。

[0042] 类似于第一溶液,第二溶液可以是水溶液,即溶剂是水。在另一些实施方式中,非水溶液(例如有机溶剂)可用于第二溶液。第二溶液可以是含有比第一溶液高的溶质浓度的驱动溶液。驱动溶液通常能在渗透分离系统中产生渗透压。渗透压可用于各种目的,包括脱盐、水处理、溶质浓缩、发电和其它应用。可使用各种驱动溶液。在一些实施方式中,驱动溶液可包含一种或多种可去除的溶质。在至少一些实施方式中,可使用可热去除的(热分解的)溶质。例如,驱动溶液可包括热分解盐溶液。在一些实施方式中,可以使用氨和二氧化碳驱动溶液,例如美国专利申请公开号 2005/0145568 (McGinnis)中公开的那些,该公开出于各种目的将其全文经此引用并入本文。在一种实施方式中,第二溶液可以是氨和二氧化碳的浓溶液。

[0043] 根据一种或多种实施方式,基于系统中驱动溶液的最高浓度,氨对二氧化碳的比应大体上使驱动溶质气完全被吸收到吸收流体(例如,如本文所述的稀驱动溶液的一部分)中。驱动溶液的浓度、体积和流速通常应与进料溶液的浓度、体积和流速相匹配,从而在整个膜系统和进料水回收的范围维持这两种溶液间所需的渗透压差。根据一种或多种实施方式,这可考虑膜内及其表面的内部和外部浓度极化现象来计算。在一种非限制性脱盐实施方式中,可使用盐进料水流速的 33% 左右的浓驱动溶液入口流速,对于海水脱盐系统,通常在约 25%-75% 的范围内。较低盐度的进料可能要求驱动溶液入口速率为进料水流速率的约 5%-25%。稀驱动溶液出口速率通常可为进料水入口速率的约 50%-100%,并且为盐水排出体积的约三到四倍。

[0044] 根据一种或多种实施方式,氨对二氧化碳的比通常应该与驱动溶液的浓度和用在驱动溶质的除去和回收工艺中的温度相匹配。如果该比不够高,那么将不可能将驱动溶质气完全吸收为盐供浓溶液再使用,如果该比太高,则驱动溶液中会有过量的氨,这在所需的温度范围内(如利用废热驱动所述工艺所必需的温度)将不会适当地凝结。例如,在一些实施方式中,蒸馏塔可在约 50° C 气提气体,吸收塔可在约 20° C 下操作。氨对二氧化碳的比应该进一步被考虑为防止氨通过膜进入到进料溶液中。如果该比太高,可能会引起非离子化的氨以比必需的或理想的浓度高的浓度存在于驱动溶液中(通常地主要是铵)。其它参数,例如进料水的类型、所需的渗透压、所需的通量、膜的类型和驱动溶液浓度可能影响所优选的驱动溶液的摩尔比。在渗透分离工艺中,可监测和控制氨对二氧化碳的比。在至少一种实施方式中,驱动溶液可包括摩尔比大于 1:1 的氨和二氧化碳。在一些非限制性实施方式中,在约 50° C 且驱动溶液的摩尔浓度(molarity)规定为该溶液中二氧化碳的摩尔浓度时,驱动溶液的比对于 1 摩尔以下的驱动溶液可至少为约 1.1:1,对于 1.5 摩尔以下的驱动溶液可至少为约 1.2:1,对于 3 摩尔以下的驱动溶液可至少为约 1.3:1,对于 4 摩尔以下的驱动溶液可至少为约 1.4:1,对于 4.5 摩尔以下的驱动溶液可至少约 1.5:1,对于 5 摩尔以下的驱动溶液可至少为约 1.6:1,对于 5.5 摩尔以下的驱动溶液可至少为约 1.7:1,对于 7 摩尔以下的驱动溶液可至少为约 1.8:1,对于 8 摩尔以下的驱动溶液可至少为约 2.0:1,对于 10 摩尔以下的驱动溶液可至少为约 2.2:1。实验表明,在此近似温度下,这些比约为这些浓度的溶液的的稳定溶解性所需要的最小比。在较低的温度,对于相同的浓度,需要较高的氨对二氧化碳的比。在较高的温度,可能需要较低的比,但可能还要求对溶液进行一定加压来阻止溶质分解成气体。大于 1:1 的比,即使在总浓度小于 2 摩尔时,也大大增加溶液的稳定性,防止二氧化碳气的形成以及通常防止由甚至是适量的热和 / 或适量降低的压力引起的

驱动溶液的热分解。

[0045] 驱动溶液的溶质浓度通常大于进料溶液的溶质浓度。这可以通过使用足够可溶的溶质产生具有比进料溶液高的溶质浓度的溶液来实现。可以根据供应至分离系统以用于处理的工艺流调节驱动溶液的一个或多个特性。例如,体积、流速或进料溶液中溶质的浓度可能影响为驱动溶液选择的一个或多个参数。对于与该系统相关的排出流的要求也可能影响一个或多个操作参数。也可以根据该正向渗透分离系统的预期用途改变其它操作参数。优选地,第二溶液内的溶质应容易通过分离工艺从溶液中除去,其中,所述分离工艺将溶质分离成至少一种更易溶解在该溶液的溶剂中的物质种类(即可溶物质种类)以及一种不易溶解在该溶剂中的物质种类(即较不溶物质种类),该溶质如果痕量留在所得溶剂中,则不应带来健康危险。可溶溶质物质种类和较不溶溶质物质种类的存在使得该溶液能够按需要被调节或控制。通常,可溶溶质物质种类和较不溶溶质物质种类在溶液中的点:其中在特定的条件温度、压力、pH下,这两种溶质物质种类相对于另一种既不增加也不减少,即可溶溶质物质种类与较不溶溶质物质种类的比率恒定。这被称作平衡。考虑到溶液的特定条件,在平衡下,溶质物质种类不是必须以1:1的比率存在。通过添加化学品(在本文中称作试剂),可以使溶质物质种类之间的平衡移动。使用第一试剂,可以将溶液平衡移动至提高可溶溶质物质种类的量。同样,使用第二试剂,可以将溶液平衡移动至提高较不溶溶质物质种类的量。在添加所述试剂后,溶质物质种类的比率可以稳定在该溶液的条件所偏好的新水平下。通过控制该平衡以偏向于可溶溶质物质种类,可以实现浓度近饱和的第二溶液:在该状态下该溶液的溶剂不能再溶解溶质。

[0046] 第二(驱动)溶液的优选溶质可以是氨和二氧化碳气体以及它们的产物碳酸铵、碳酸氢铵和氨基甲酸铵。当氨和二氧化碳以约为1的摩尔比溶解在水中时,形成由主要的碳酸氢铵和较低程度的相关产物碳酸铵和氨基甲酸铵构成的溶液。这种溶液中的平衡更偏向于较不溶溶质物质种类(碳酸氢铵)而不是可溶溶质物质种类(氨基甲酸铵以及较低程度的碳酸铵)。用过量氨来缓冲主要由碳酸氢铵构成的溶液以使氨对二氧化碳的摩尔比大于1,会使该溶液的平衡移向更可溶的溶质物质种类氨基甲酸铵。氨更可溶于水并优先被该溶液吸附。由于氨基甲酸铵更容易被第二溶液的溶剂吸附,其浓度可提高至溶剂不能再吸收该溶质的程度,即,饱和。在一些非限制性实施方式中,通过这种操作实现的这种第二溶液内的溶质浓度大于约2摩尔浓度、大于约6摩尔浓度、或为约6摩尔至约12摩尔浓度。

[0047] 氨可能是氨基甲酸铵优选的第一试剂,因为其在溶质氨基甲酸铵分解时产生的化学成分之一,或称作组成成分。通常,用于溶剂的试剂优选是溶质的组成成分,因为这样在除去溶剂时容易从该溶液中除去任何过量试剂,且在优选实施方式中,该组成成分可作为第一试剂再循环。但是,只要该试剂容易从溶液中除去且如果该试剂的痕量成分留在最终溶剂中没有健康危险,就可以考虑可控制溶液中溶质物质种类的平衡的其它试剂。

[0048] 根据一种或多种实施方式,驱动溶液通常应产生渗透压并可移除,如用于再生和再循环。在一些实施方式中,驱动溶液的特征可在于:能够进行催化相变,在该相变中采用催化剂将驱动溶质转变为气体或可从水溶液中沉淀的固体。在一些实施方式中,所述机制可与其它手段(例如加热、冷却、添加反应物或引入电场或磁场)一起使用。在其它实施方式中,可引入化学品与驱动溶质发生可逆反应或不可逆反应以降低它的浓度、改变膜对它的截留特性,或以其它方式使它更易被除去。在至少一种实施方式中,引入电场可引起驱

动溶质例如相变的变化、电离度的变化或其它电诱导的变化,从而使溶质更易被除去。在一些实施方式中,例如可通过调节 pH 水平、调节溶质的离子性质、改变溶质的物理尺寸或促使其其它的变化(使驱动溶质很容易地通过之前截留它的膜)来控制溶质的通过和 / 或截留。例如,离子物质种类可变成非离子物质种类,或大的物质种类可变得相对较小。在一些实施方式中,可实施不使用加热(例如电渗析(ED))、冷却、真空或加压的分离技术。在至少一种实施方式中,可根据一种或多种已知的分离技术实施电梯度。在一些实施方式中,某些分离技术(例如 ED) 可用来减少待分离的物质种类,从而降低电学要求。在至少一种实施方式中,例如可通过改变温度、压力、pH 或溶液的其它特性来控制有机物质种类的溶解性。在至少一些实施方式中,可实施离子交换分离,例如钠补给离子交换技术(sodium recharge ion exchange techniques)、或酸补给和碱补给离子交换,以再循环驱动溶质(包括例如铵盐)。

[0049] 根据一种或多种实施方式,公开的驱动溶液可用在任何设计的渗透工艺中,例如涉及压力延缓渗透、正向渗透或压力辅助正向渗透的应用。在一些实施方式中,公开的驱动溶液可用在渗透热机中,例如 WIPO 公开号 W02008/060435 (McGinnis 等人)中记载的那些,该公开出于各种目的将其全文经此引用并入本文。渗透热机可使用半透膜将渗透压转化为电能,从而将热能转化为机械功。氨-二氧化碳的浓驱动溶液可产生高渗透压,从而产生抵抗液压力梯度而通过半透膜的水通量。使涡轮中增加的驱动溶液体积减压可生产电能。通过将稀驱动溶液分离为再变浓的驱动溶液和去离子水工作流体(两者均供渗透热机再使用),所述工艺可维持在稳定的状态操作。在一些涉及在渗透热机中使用公开的驱动溶液的实施方式中,通过使驱动溶质沉淀而提高效率。在至少一种实施方式中,公开的驱动溶液可用在用于电网储能(grid energy storage)的系统和方法中,其中,可使用涉及两种溶液间渗透压梯度或渗透压差的盐度梯度来在浓溶液中产生液压力以发电。根据一种或多种涉及蒸馏塔的实施方式,例如 WIPO 公开号 W02007/146094 (McGinnis 等人)中记载的多级蒸馏塔,该公开出于各种目的全文经此引用并入本文,稀驱动溶液可在热交换器或吸收器中用作吸收流体,从而传热到各级。根据一种或多种实施方式,公开的驱动溶液还可用在各种直接渗透浓缩(DOC)应用中。

[0050] 再参考图 1,根据一种或多种实施方式,分离工艺可通过使第一溶液和第二溶液分别接触半透膜(16)的第一侧和第二侧来开始。尽管第一溶液和第二溶液可保持不流动,但优选第一溶液和第二溶液都通过横向流(即与半透膜(16)的表面平行的流)引入。这提高了给定量的溶液接触半透膜(16)表面积的量,由此提高正向渗透效率。由于第二室(18)中的第二溶液具有比第一室(12)中的第一溶液高的溶质浓度,第一溶液中的溶剂通过正向渗透扩散至第二溶液。在一些实施方式中,这两种溶液之间的浓度差如此大,以致在不对第一溶液施加压力的情况下,溶剂穿过半透膜(16)。总的来说,该工艺可除去第一溶液内所含的约 50%-约 99.9% 的溶剂。在分离工艺中,第一溶液由于失去溶剂而变浓,第二溶液由于获得溶剂而变稀。尽管出现这一情况,这两种溶液之间的浓度梯度仍显著。可分别进一步处理该膜第一侧上的贫化溶液和该膜第二侧上的稀释溶液,以回收一种或多种所需产物。例如,该膜第一侧上的贫化溶液可含有需要浓缩和回收的作为目标物质种类的溶质。或者,该膜第一侧上的贫化溶液可作为废物丢弃。同样地,该膜第二侧上的稀释溶液可能富含作为所需产物的溶剂。

[0051] 排放物(14),即浓缩的第一溶液具有较高的溶质浓度。因此,在将第一溶液送回其

来源或使第一溶液在本方法中再循环之前,可以从该浓缩的第一溶液中除去过量溶质。例如在一些非限制性实施方式中,这可以通过使浓缩的第一溶液与太阳能蒸发器、简单筛滤装置、旋液分离器、或沉淀物质或其它成核点接触,以使溶质沉淀来完成。可以进一步处理这种沉淀的溶质,以使其适合消费或工业用途。

[0052] 在已通过正向渗透将第一溶液的溶剂提取到第二溶液中由此形成富溶剂的第二溶液后,然后可能理想的是从富溶剂的第二溶液中除去溶质以分离出溶剂。在一些非限制性实施方式中,这可以通过从溶液中沉淀出溶质、将溶质分解成它们的成分气体(其从溶液中气化出来)、从溶液中蒸馏出溶剂或使溶质吸附到表面上来实现。在至少一种实施方式中,通过沉淀除去一部分溶质减少了加热该溶液以分解剩余溶质所需的能量,且分解使得溶质被完全除去。分别参照第三室和第四室(22,24)描述可能的沉淀和分解步骤。

[0053] 如箭头(19)所示,可以将第二室(18)中的富溶剂的第二溶液抽取到第三室(22)。然后可处理该富溶剂的第二溶液,以通过沉淀从该富溶剂的溶液中除去一部分溶质。可引入第二试剂以调节可溶溶质物质种类和较不溶溶质物质种类的平衡,从而偏向于较不溶溶质物质种类。对于第一试剂,能够调节该平衡的任何化学品都是合适的,只要其容易从该富溶剂的第二溶液中除去并且没有健康危险即可。该试剂优选是溶质的组成成分,在是优选溶质氨基甲酸铵的情况下,其是二氧化碳气体。在一些非限制性实施方式中,当该富溶剂的第二溶液中扩散有二氧化碳时,溶液中氨对二氧化碳的比率可降至约 1-1.5,且该富溶剂的第二溶液中的平衡移回较不溶溶质物质种类碳酸氢铵。该较不溶溶质物质种类然后可从溶液中沉淀出来。碳酸氢铵的沉淀导致该富溶剂的第二溶液内的溶质浓度显著降至约 2-3 摩尔。优选地,将第三室(22)中的富溶剂的第二溶液的温度降至约 18-25℃,优选 20-25℃,以助于溶质沉淀。然后可从该溶液中过滤出沉淀的溶质。

[0054] 现在参考图 2,尽管可以在第三室(22)内将沉淀的溶质过滤,但可以如箭头(36)所示将该溶液导向至过滤室(29)。使用公知方法,例如旋液分离器、沉降槽、塔过滤或简单筛滤,可以从该富溶剂的溶液中除去沉淀的溶质。例如,可以使沉淀物通过重力从溶液中沉降出来,然后剩余溶液可被虹吸抽出。可以如箭头(23)所示,将剩余的富溶剂的第二溶液从过滤室(29)转移到第四室(24),然后在此将其加热,以使溶质分解成它们的成分气体。在一种优选实施方式中,这些成分气体可以是氨和二氧化碳。该分离工艺所需的能量是将溶液温度提高至导致完全除去氨基甲酸铵溶质的温度所需的热。还需要额外的热,补偿在该工艺内再循环的溶质的蒸发和溶解的焓的热转移的低效性。具体而言,加热导致该富溶剂的第二溶液中的剩余溶质分解成它们的成分气体,从而离开溶液。在一些实施方式中,可以在加热的同时,在该富溶剂的第二溶液上方保持真空或空气流,以提高效率和/或降低从该溶液中蒸发出所述分解气体的温度。通过在第四室上方生成空气流,可以在比常用温度低的温度下除去所有溶质。这种分解可产生溶剂产物,例如适饮水产物,可将其进一步处理以供最终使用。通常,适饮水产物应具有约 7 的 pH,可能需要进一步的 pH 调节和/或添加所需的组分(例如盐和/或残留物消毒剂),以使该水适于其预期用途。

[0055] 可以使用外部热源(34)与经由热交换器(32)由气体和溶质(38,42)的放热性引入所泵送的热量的组合将所述富溶剂的第二溶液加热。可以通过包括太阳能和地热能的任何热源供应外部热源(34)。该源可类似于蒸馏的热源。在一些实施方式中,该源可以主要来自热电联产(cogeneration)环境,利用来自发电或工业过程的废热。此外,可以使用热交

换器(32)捕获本脱盐方法中的在先步骤中释放的热,从而维持工艺效率。如图2中的箭头(38)和(42)所示,可将由第二室和第三室(18,22)内的化学反应释放的热泵送至热交换器(32),然后如箭头(40)所示,将该热泵送至第四室(24),以助于加热该富溶剂的第二溶液。在另一实施方式中,通过使释放的成分气体在室(24)(在此将所述富溶剂的第二溶液加热)外部凝结而生成额外的热,由此将来自这种放热反应的能量转移至第四室(24)。然后可将凝结物(在一种优选实施方式中为氨基甲酸铵)再循环到第二室(18)中的第二溶液。

[0056] 也优选使从第二溶液中除去的溶质和溶质成分再循环,以限制本发明正向渗透分离方法的环境影响和成本。可以如箭头(28)所示,将从过滤室中丢弃的沉淀的溶质再循环到第二室(18)中,在此该溶质可溶解在第二溶液中,并由此维持第二溶液的高浓度。另外,可以分别如箭头(20)和箭头(30)所示,将从第四室(24)中的富溶剂的第二溶液中除去的成分气体再循环回第二室或第三室(18,22),在此它们充当试剂。在一种优选实施方式中,溶质是氨基甲酸铵,其分解成它的成分气体:氨和二氧化碳。然后如箭头(20)所示,将这些气体再循环到第二室(18)中。由于氨比二氧化碳更易溶,氨优先被第二溶液吸收,并通过调节溶质物质种类的平衡以偏向于氨基甲酸铵来充当试剂。如箭头(30)所示,从第二室(18)抽取剩余的二氧化碳并转移到第三室(22),在此其充当试剂,并改变第二溶液的平衡以偏向于碳酸氢铵。由于一些优选实施方式涉及使来自溶质分解的成分气体再循环,因此,可能需要沉淀尚不到最佳量的溶质,以确保足够的气体再循环,从而维持本工艺的效率。通常,通过沉淀从该溶液中除去约一半溶质应可确保生成足量的成分气体以维持本工艺。

[0057] 本文所述的工艺可以连续或分批进行,以在整个工艺中更好地从溶剂中分离出溶质。

[0058] 在图3中详细描述了进行本方法的装置的一种非限制性实施方式。该装置具有第一室(12),该第一室具有入口(50)和出口(52)。第一室(12)的入口(50)与第一溶液源(例如经过预处理的或从上游操作引入的溶液的储罐)或第一溶液的天然来源(例如海洋、湖泊、河流或其它水体和水路)连通。第一室(12)的入口(50)可并入泵,以从第一溶液源虹吸第一溶液;和/或第一室(12)的入口(50)可并入筛网或过滤器以除去颗粒。第一室(12)也任选包括加热或冷却装置以调节第一溶液的温度。类似地,第一室(12)的出口(52)可并入泵,以从第一室(12)提取第一溶液。该出口(52)可用于使第一溶液直接再循环到第一溶液源,但优选在将该第一溶液在送回第一溶液源之前,将第一溶液泵送进入沉淀装置或经过沉淀装置。这种沉淀装置可包括太阳能蒸发床、简单筛滤装置、旋液分离器、或沉淀物质或其它成核点操作装置、或本领域技术人员已知的其它类型。第一室(12)与第二室(18)被半透膜(16)隔开。

[0059] 第二室(18)具有入口(54)以及第一出口和第二出口(56,58)。入口(54)提供第二溶液源,并可并入泵以及加热装置。第二室(18)的第一出口(56)与第三室(22)连通,并提供用于将富溶剂的第二溶液转移至第三室(22)的导管(conduit)。第二室(18)的该第一出口(56)可并入泵,以从第二室(18)抽取富溶剂的第二溶液。如上所述,在本发明的另一实施方式中,第二室(18)的第一出口(56)可并入冷却装置,以将富溶剂的第二溶液冷却。当来自第四室(24)的气体通过入口(54)被引入第二溶液时,第二室(18)的第二出口(58)提供将任何气体剩余物(在优选的实施方式中,由于氨预期会被优选吸收到第二溶液中,所述气体主要是二氧化碳气体)转移到第三室(22)的导管。

[0060] 在一些实施方式中,在第三室(22)中,一部分溶质从富溶剂的第二溶液中沉淀出来。第三室(22)除了用于连接至出口(56)和出口(58)的入口外,还具有与过滤装置(29)连通的出口(60),该过滤装置用于从所述富溶剂的第二溶液中分离出沉淀物。该过滤装置(29)可以是上述的任何类型,但其优选是沉降槽。过滤装置(29)具有两个出口。第一出口(62)可用于丢弃沉淀的溶质或将其通过第二室入口(54)送回第二室(18);第二出口(64)可用于将剩余的富溶剂的第二溶液转移到第四室(24)中。在另一实施方式中,可将过滤装置(29)并入第三室(22)中,在这种情况下,第三室(22)将具有附加出口:一个出口将剩余的富溶剂的第二溶液转移至第四室(24);另一出口用于丢弃沉淀的溶质,或在优选实施方式中,将沉淀的溶质经由第二室入口(54)送回第二室(18)。

[0061] 第四室(24)可并入用于加热剩余的富溶剂的第二溶液的加热装置。第四室(24)还并入了第一出口(66),该出口可并入真空装置、风扇或用于生成空气流的其它装置以排出成分气体。优选地,第四室(24)的第一出口(66)与第二室(18)的入口(54)连通,以使成分气体作为第二溶质再循环。第二出口(68)充当抽取最终溶剂产物(例如适饮水或净化水)的导管。

[0062] 可以使用任何材料构建各种容纳装置和/或储存装置(室、容器和储器)、导管、配管和相关设备,只要它们可承受溶液重量且不与溶液内的任何溶质反应即可。典型的材料是非腐蚀性、非反应性的材料,例如不锈钢、塑料、聚氯乙烯(PVC)、玻璃纤维等。容器可采用任何合适的构造,但通常是圆柱形罐、成型罐或配合罐(contoured or fitted tanks)等。储器通常是水塔、圆柱形罐、成型罐或配合罐等。如上所述,重要的是指出,室作为独立单元显示,但本发明不限于该构造,如果适当,单一容器内可包含任意数量的室,例如被半透膜(16)隔成两个室。

[0063] 加热和冷却装置可以是本领域中公知的电热器、制冷单元、太阳能集热器和热交换器(例如蒸汽凝结器、循环器等),但优选为热交换器。所述加热和冷却装置以及该工艺中所用的可能具有动力需求的任何其它设备可以从各种常用来源获得它们的能量,以阐释而非限制性的方式包括废物流、太阳能、风能或地热能和常规来源。

[0064] 参照图4,公开了根据一种或多种实施方式的浓缩工艺。使第一溶液(1)接触正向渗透膜的一侧。在第一溶液包含待处理的废物流的实施方式中,该第一溶液通常是含水的,并含有例如以下物质种类的溶液:盐、蛋白质、催化剂、微生物、有机化合物或无机化合物、化学前体或化学产物、胶体或其它成分。在第一溶液含有待浓缩和回收的所需目标物质种类的实施方式中,第一溶液可含有药品、盐、酶、蛋白质、催化剂、微生物、有机化合物、无机化合物、化学前体、化学产物、胶体、食品或污染物。可通过多种构造使第一溶液接触该膜的一侧,其中两种是将该膜浸在溶液中或将该溶液导送经过膜。可以将这种溶液连续、分批、一次或多次引入容器或导向工具(direction means)。在示意图中没有显示第一溶液(1)的这种输入流。

[0065] 使能够产生比第一溶液的渗透压高的渗透压的第二溶液(2)(例如由包括水、氨和二氧化碳的物质种类构成的第二溶液)接触膜的一侧,该侧与第一溶液接触的那侧相对。可以通过许多技术实现这种接触,但可以包括将该膜浸渍在第二溶液中(但如果对第一溶液使用浸渍,则不这样)或将第二溶液导送经过膜表面。该膜对于第一溶液的所有物质种类或一些物质种类(例如盐、带电分子和/或大分子、微生物和颗粒物)是不可渗透的,但允许溶

剂(例如水)通过,由此使第一溶液和第二溶液之间的渗透压差能引起穿过膜从第一溶液流向第二溶液的水通量。该通量可以显著稀释、部分稀释或基本稀释第二溶液和/或显著浓缩、部分浓缩或基本浓缩第一溶液。根据膜的类型和/或工艺应用意图,预计第一溶液的所选物质种类或目标物质种类中的一些、无一、少数或一种也可穿过该膜。

[0066] 将一部分富溶剂的第二溶液(经由流 1)导向驱动溶液分离操作装置(3),例如蒸馏塔、膜蒸馏操作装置或渗透蒸发操作装置,这使得所述富溶剂的第二溶液中的溶质(例如氨和二氧化碳溶质,包括铵盐物质种类)通过向驱动溶液分离操作装置(3)施加热和/或对上述气体和/或由驱动溶液分离操作装置产生的气体施加压力差而被除去。根据一种或多种实施方式,膜分离方法(例如渗透蒸发)可允许在对水蒸气流具有明显限制的情况下,从稀驱动溶液中分离驱动溶质气,这可提高分离工艺的效率。渗透蒸发材料可包括天然的或合成的聚合物(例如聚氨基甲酸酯或天然橡胶)或包括悬浮液膜(充当与水蒸气相比对氨和二氧化碳有被动或主动选择性的膜)。在一些实施方式中,渗透蒸发或类似的膜分离方法可代替蒸馏塔、或与蒸馏塔联合使用。在至少一种实施方式中,还可采用吸收塔。在另一种实施方式中,流 3 的气体被压缩,以升高它们完全或接近完全被再吸收到驱动溶液中时的温度。根据一种或多种实施方式,吸收器可在再吸收驱动溶质前或在再吸收驱动溶质期间与冷却一起使用。在至少一些实施方式中,一部分稀驱动流可转向吸收器作为吸收剂流。

[0067] 驱动溶质分离操作装置(3)产生被指定为流 2 的溶剂流(其中流 1 的物质种类的浓度部分、基本或完全降低)和被指定为流 3 的气流(含有从流 1 中除去的物质种类)。将流 3 导向至用于重构第二溶液的操作装置(4),其将用于增强、替代或维持第二溶液的特性(例如体积或浓度)。这种操作装置(4)可包括将物质种类溶解在水、一部分第二溶液中,沉淀以及与第二溶液混合,或一些其它工艺,以将操作装置(3)中除去的物质种类再引入第二溶液。这种再引入以虚线流 4 显示。由于水已从该溶液中除去,可以周期性地或连续地从溶液 1 中除去溶液 1 的截留组分。这种操作可包括沉降、旋液分离器分离、沉淀、力梯度(例如电力或磁力)、吹除(blowdown)或其它单元操作。从 1 中除去的该组分流被显示为流 5。在一些实施方式中,流 5 可能是所需产物流,或可以作为废物丢弃。通过这些技术,渗透压被用于通过渗透性驱动通量穿过半透膜而从溶液中除去溶剂,例如将溶剂与溶液中的药物化合物、食品或其它所需物质种类分离,或通过除去不想要的溶质来处理工艺流以产生纯化的产物流。可另外处理流 5 以除去从容器 2 穿过膜迁移到容器 1 内的任何驱动溶质。此处理可包括蒸馏、空气气提、渗透蒸发、折点氯化(breakpoint chlorination)、离子交换或其它手段。从流 5 除去的驱动溶质可通过与流 4 混合或通过其它手段再引入容器 2。

[0068] 根据一种或多种实施方式,可实施用于降低溶质回收和再循环系统中所要求的 ΔT 的技术。例如,可压缩驱动溶质气以使它们在较低的 ΔT 下形成浓溶液。任何系统所需要的 ΔT 还可通过集成机械泵或吸热泵实现。

[0069] 根据一种或多种实施方式,例如如图 6 所示,可集成真空蒸馏和/或气体吸收而用于设计的渗透应用(例如涉及正向渗透的那些应用)。如图 6 所示,由高压水溶液驱动(如可由泵 1060 协助)的喷射器 1058 可用于对蒸馏塔 1050 抽真空。从喷射器 1058 离开的气-水混合物可流过静态混合器 1062 以保证气体溶解在水中。然后,该水溶液可流向气-液分离器 1064,在该气液分离器中气体能够被捕获和再循环,并且一部分溶液 1016 被再循环以驱动喷射器 1058。另外,一部分溶液 1016 可形成重构的驱动溶液,所述溶液被再循环至如本

文所述的渗透驱动膜系统。

[0070] 根据一种或多种实施方式,驱动溶质可再循环,驱动溶液可通过多种方式再生。在一些实施方式中,驱动溶质可再循环而无需使用蒸馏塔。在其它实施方式中,可实施采用多孔膜的膜蒸馏。在其它实施方式中,可使用涉及选择性膜的渗透蒸发技术,该选择性膜允许驱动溶质通过,但不允许水蒸气通过,或者允许水蒸气通过而不允许驱动溶质通过。在一些实施方式中,用于驱动溶质的过滤纤维可与热交换纤维集成。一些纤维可以是不可渗透的,但允许通过纤维壁处的热传递加热或冷却驱动溶液;其它纤维可能是选择性的,并被用来分离和再循环驱动溶质。各种纤维的百分比可能是变化的,各种纤维的纵向或垂直(longitudinal or vertical)取向可以变化,在一些实施方式中,纤维可能在区域中是分级的(staged in zones)。这样的设置有利于降低应用(例如涉及渗透热机的那些应用)中的能量需求。在一些实施方式中,例如涉及较小规模应用的那些实施方式中,可实施具有集成机械学的可折叠的移动构造。

[0071] 根据一种或多种实施方式,用于从第一溶液中渗透提取溶剂的装置可包括膜分离系统,所述膜分离系统包括:第一流道,所述第一流道与第一溶液有关,溶剂从该第一溶液中提取,所述第一流道具有逐渐变细的几何结构或流间隔物的构造,从而所述第一流道的有效体积沿所述第一流道的长度方向下降;和第二流道,所述第二流道与所述浓驱动溶液有关,溶剂从所述第一溶液中提取到所述浓驱动溶液内,第二流道具有扩张的几何结构或流间隔物的构造,从而所述第二流道的有效体积沿第二流道的长度方向增加。

[0072] 根据一种或多种实施方式,用于从进料溶液中渗透提取溶剂的装置可包括膜系统,所述膜系统包括金字塔形的膜组件阵列,以适应所述第一溶液的体积下降和所述浓驱动溶液的体积增加,所述金字塔形的膜组件阵列被设置为在逆流设置中,在驱动溶液入口和进料溶液出口方向有较少的膜组件,在进料溶液入口和驱动溶液出口方向有较多的膜组件。

[0073] 根据一种或多种实施方式,用于渗透提取溶剂的装置可包括驱动溶质,该驱动溶质的特征在于,能够通过使用催化剂增强该溶质从溶液中的除去或向溶液中的引入。

[0074] 根据一种或多种实施方式,用于渗透提取溶剂的装置可包括驱动溶质,该驱动溶质的特征在于,能够通过可重复使用的物理因素或化学因素增强该溶质从溶液中的除去或向溶液中的引入。

[0075] 根据一种或多种实施方式,用于渗透提取溶剂的装置可包括驱动溶质,该驱动溶质的特征在于,能够通过电能场、磁能场或环境的其它改变增强该溶质从溶液中的除去或向溶液中的引入,这样所述驱动溶质被分离的倾向增加,从而增强驱动溶质的除去和再使用。

[0076] 根据一种或多种实施方式,用于渗透发电的方法可包括:进行膜分离操作以形成第一溶液;从该第一溶液中沉淀驱动溶质;将沉淀的驱动溶质分离出来,形成第二溶液;促使气体从第二溶液中产生;用例如基于动力学差分吸收技术分离所述气体;以及使用至少一种分离出的气体再溶解沉淀的溶质,以形成供所述膜分离步骤中再使用的第三溶液。

[0077] 根据一种或多种实施方式,渗透分离系统可包括被设置为从第一溶液中提取溶剂以产生浓溶液的装置;以及下游的零液体排放流工艺或其它减少的排放流工艺,所述工艺具有用于接收浓溶液的入口。

[0078] 根据一种或多种实施方式,渗透提取工艺可包括:通过渗透分离从第一溶液中提取溶剂以产生浓溶液;从该浓溶液中回收一种或多种溶质;以及将该回收的一种或多种溶质递送到下游操作装置。

[0079] 根据一种或多种实施方式,用于从第一溶液中提取溶剂的装置可包括:真空或空气冲洗系统(air scour system),设置该系统为帮助气提第二溶液中的溶质,以使该溶质再使用并生产溶质浓度大幅降低的产物流或工作流体;和渗透蒸发系统,该系统包括相对于水蒸气或第二溶液的其它组分而言,对溶质具有选择性的膜。

[0080] 根据一种或多种实施方式,用于从第一溶液中提取溶剂的装置可包括渗透蒸发操作装置,设置该渗透蒸发操作装置为帮助气提第二溶液中的溶质,以使该溶质再使用并生产溶质浓度大幅降低的产物流或工作流体。

[0081] 在一些实施方式中,中空纤维膜在组件中用于分离,该组件还包括用于热交换的中空纤维。

[0082] 根据一种或多种实施方式,用于从第一溶液中提取溶剂的装置可包括膜蒸馏系统,该系统帮助气提第二溶液中的溶质,以使该溶质再使用并生产溶质浓度大幅降低的产物流或工作流体。

[0083] 根据一种或多种实施方式,用于从第一溶液中提取溶剂的装置可包括膜系统,该膜系统包括浸于第一溶液中的膜组件;以及流过膜组件内部的第二溶液。

[0084] 根据一种或多种实施方式,用于从第一溶液中提取溶剂的渗透方法可包括使用气体压缩机或喷射器(由作用在吸收液流上的液压压力驱动)压缩由从第二溶液中分离溶质时形成的气流,以便溶质可更易被吸收到再生的浓第二溶液中。

[0085] 根据一种或多种实施方式,用于从第一溶液中提取溶剂的渗透方法可包括对第一溶液施加压力以提高或引起通过膜进入到第二溶液内的溶剂的通量。

[0086] 在已经描述了一些示例性实施方式的情况下,对本领域技术人员显而易见的是上述仅为解释性的而非限制性的,仅作为实例提供。本领域技术人员能够采用多种修改和其它实施方式,且都落入本发明范围内。特别是,尽管本文提供的许多实例涉及方法动作或系统元素的具体组合,应理解那些动作和元素可以其它方式组合以实现相同目的。

[0087] 应理解本文讨论的设备、系统和方法的实施方式并不限于以下说明或附图中所述的构造细节和组件设置的应用中。该设备、系统和方法能在其它实施方式中执行且以多种方式实施或进行。在此提供的具体实施的实例仅用于解释性目的,而非用于限制。特别是,与任何一个或多个实施方式相关的所讨论的动作、元素和特征不是用来将它们从任何其它实施方式中的类似角色排除。

[0088] 本领域技术人员应理解本文所述的参数和构造(configuration)为示例性的,实际参数和/或构造将取决于所使用的本发明的系统和技术的具体应用。本领域技术人员仅利用常规实验,也应认识到或能确定本发明具体实施方式的等价物。因此应理解,本文所述的实施方式仅作为实例提供,且都落入所附权利要求及其等同物的范围内;本发明还可以不同于本文具体描述的方式实施。

[0089] 此外,还应理解本发明涉及本文描述的各个特征、系统、子系统或技术以及两种或多种本文描述的特征、系统、子系统或技术的任意组合;如果特征、系统、子系统和技术不互相不一致,则认为所述两种或多种特征、系统、子系统和/或方法的任意组合都在权利要求

所述的发明范围内。而且,仅就一种实施方式讨论的动作、元素和特征不应排除其在其它实施方式中的类似角色。

[0090] 本文使用的措辞和术语用于描述,不应理解为限制。本文使用的术语“多个”是指两个或更多个项目或组分。术语“包含”、“包括”、“带有”、“具有”、“含”和“涉及”(“comprising”, “including”, “carrying”, “having”, “containing”, “involving”) 无论是在说明书还是权利要求等中,为开放式术语,即,是指“包括但不限于”。因此,该术语的使用是指包括其后所列的项目及其等同物以及另外的项目。对于权利要求,仅有过渡短语“由……组成”和“基本由……组成”分别为封闭或半封闭的过渡短语。权利要求中使用序数术语如“第一”、“第二”、“第三”等来修饰权利要求要素(element),并不意味着一个权利要求要素的任何优先级、在先权或次序超过另一个权利要求要素,也不意味着方法进行的时间性顺序,仅是作为标记以区分一个具有某一名称的权利要求要素与另一具有相同名称的要素(除序数术语的使用之外),从而区分所述权利要求的要素。

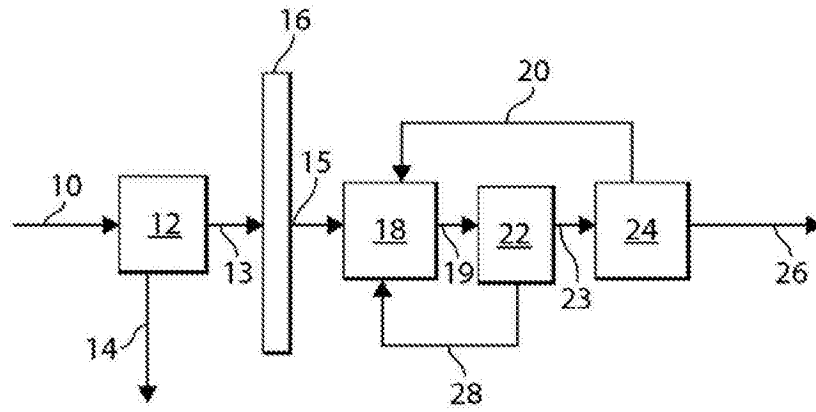


图 1

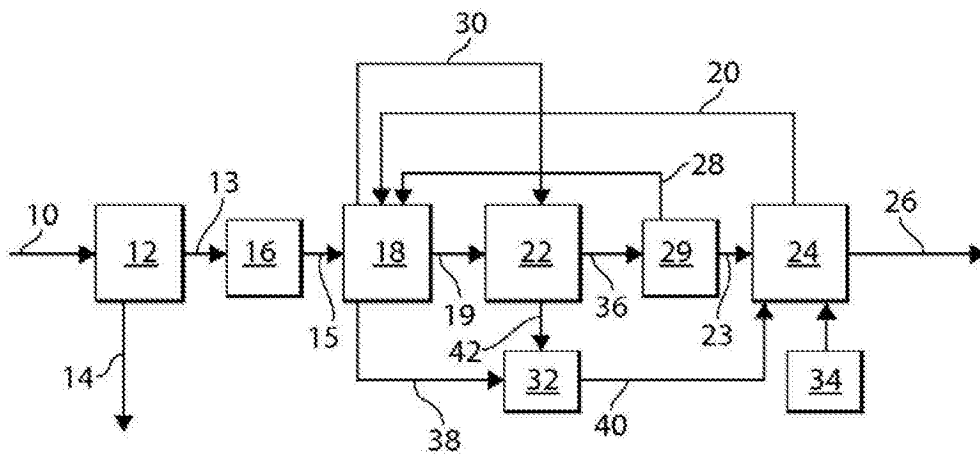


图 2

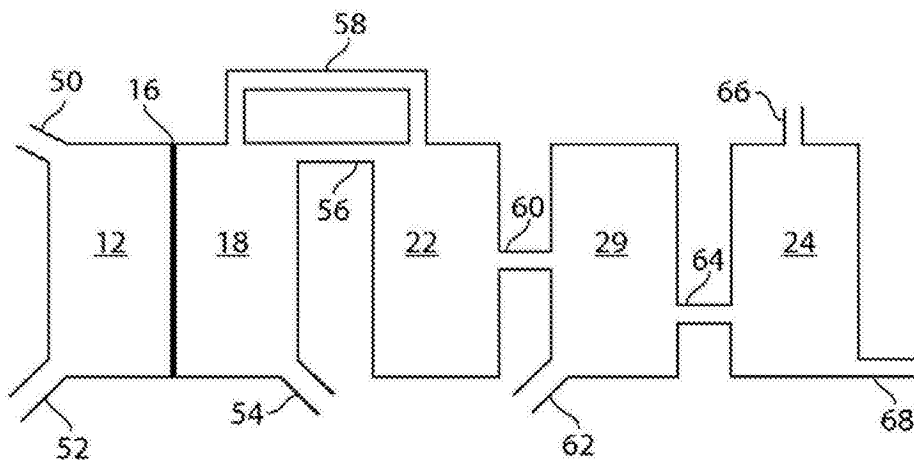


图 3

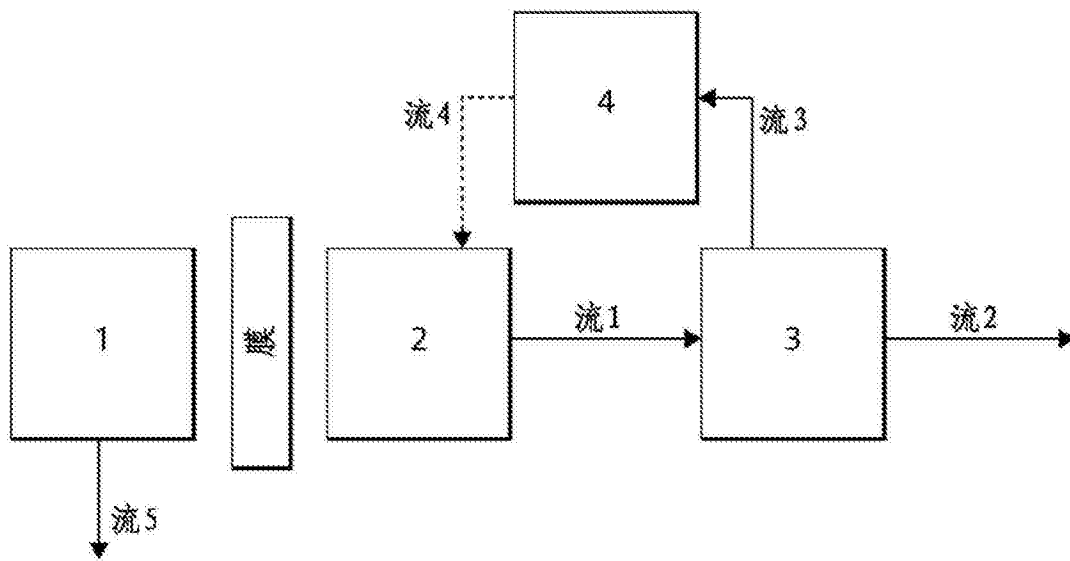


图 4

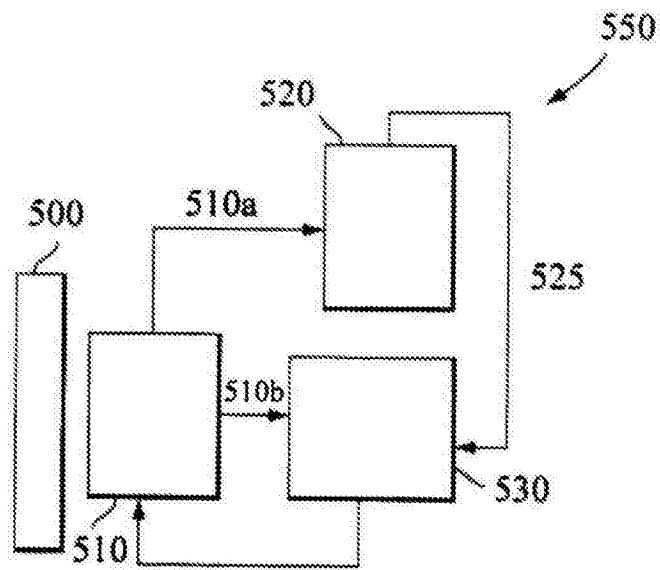


图 5

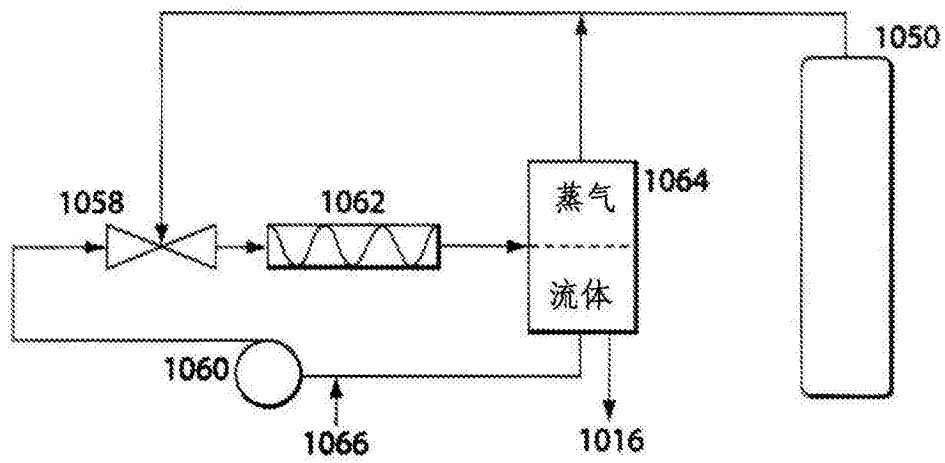


图 6