



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101600492 B

(45) 授权公告日 2013. 03. 27

(21) 申请号 200780040566. 5

(22) 申请日 2007. 10. 31

(30) 优先权数据

06076956. 9 2006. 10. 31 EP

(85) PCT申请进入国家阶段日

2009. 04. 30

(86) PCT申请的申请数据

PCT/NL2007/050524 2007. 10. 31

(87) PCT申请的公布数据

W02008/054207 EN 2008. 05. 08

(73) 专利权人 荷兰应用自然科学研究组织

地址 荷兰代夫特

(72) 发明人 扬·威廉·阿西克

扬·亨德里克·哈内马埃杰尔

艾伯特·爱德华·扬森

约兰达·范梅杰沃尔特 汉斯·德容

埃里克·范松斯贝克

恩格尔贝特·彼得·于里·扬·库勒

(74) 专利代理机构 北京三友知识产权代理有限公司 11127

代理人 党晓林 徐敏刚

(51) Int. Cl.

B01D 61/36(2006. 01)

B01D 63/00(2006. 01)

C02F 1/44(2006. 01)

C02F 1/04(2006. 01)

B01D 63/08(2006. 01)

(56) 对比文件

CN 1352573 A, 2002. 06. 05, 说明书第 4-7, 附图 1-2.

US 4545862 A, 1985. 10. 08, 说明书第 4-9 栏, 附图 1-2.

EP 0039197 A1, 1981. 11. 04, 说明书第 6-7 页, 附图 1-2, 5-7.

CN 85109400 A, 1987. 07. 01, 说明书第 5-7 页, 附图 1-3.

审查员 李晶晶

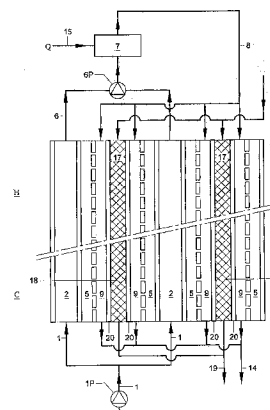
权利要求书 2 页 说明书 8 页 附图 5 页

(54) 发明名称

用于净化液体的膜蒸馏方法

(57) 摘要

本发明提供一种通过膜蒸馏来净化液体的方法, 包括: 使液体的加热蒸发流(滞留物流)沿着多孔的疏水膜(10)通过滞留物通道, 其中液流的蒸汽通过所述膜的孔流到所述膜的另一侧, 并在所述膜的另一侧冷凝所述蒸汽来在馏出物通道(5)中提供馏出物流, 其中通过向冷凝表面(3)传递冷凝热(潜热)来产生馏出物, 所述冷凝表面形成所述馏出物流与待净化的液体进料流之间的无孔分隔, 进料流以与滞留物流成逆流的方式通过进料通道(2), 在进料通道中设置有垫料(4), 由此至少部分潜热通过冷凝表面传递给所述进料流, 并由此在每个滞留物通道(9)和进料通道的至少一部分上的滞留物通道和进料通道的对应点处在滞留物流和进料流之间施加正的液压差。本发明还提供一种适用于所述方法的设备。



1. 通过膜蒸馏来净化液体的方法,包括:

使液体的加热蒸发流沿着多孔的疏水膜通过滞留物通道,其中液体的蒸汽通过所述膜的孔流到所述膜的另一侧,所述液体的加热蒸发流为滞留物流,以及

在所述膜的另一侧上冷凝所述蒸汽以在馏出物通道中提供馏出物流,其中通过向冷凝表面传递冷凝热来产生馏出物流,该冷凝热为潜热,所述的冷凝表面形成所述馏出物流与待净化的液体进料流之间的无孔分隔,所述进料流以与所述滞留物流成逆流的方式通过进料通道,在所述进料通道中设置有垫料,由此至少部分潜热通过所述冷凝表面传递给所述进料流,并由此在每个所述滞留物通道和所述进料通道的至少一部分上的所述滞留物通道和所述进料通道的对应点处在所述滞留物流和所述进料流之间施加正的液压差。

2. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,所述正的液压差施加在每个所述滞留物通道和所述进料通道总长度的至少50%上的所述滞留物通道和所述进料通道的对应点处的所述滞留物流和所述进料流之间。

3. 根据权利要求2所述的方法,其特征在于,所述正的液压差施加在每个所述滞留物通道和所述进料通道总长度的至少75%上的所述滞留物通道和所述进料通道的对应点处的所述滞留物流和所述进料流之间。

4. 根据权利要求1-3中任一项所述的方法,其特征在于,所述多孔膜的厚度在100-600 μm 之间。

5. 根据权利要求4所述的方法,其特征在于,所述多孔膜的厚度在125-500 μm 之间。

6. 根据权利要求5所述的方法,其特征在于,该多孔膜的厚度在200-400 μm 之间。

7. 根据权利要求1-3中任一项所述的方法,其特征在于,在所述滞留物通道中设置附加通道,流体流通过所述附加通道流至所述滞留物流,从而所述流体流的液压等于或高于所述滞留物流的液压。

8. 根据权利要求7所述的方法,其特征在于,所述流体流以与所述滞留物流成并流的方式流过所述附加通道,且所述流体流加热所述滞留物流。

9. 根据权利要求8所述的方法,其特征在于,所述流体流包括余热流,其中该余热为废热或来自热液体的热量。

10. 根据权利要求1-3中任一项所述的方法,其特征在于,所述馏出物流在所述馏出物通道的高温侧以与所述进料流成并流流动的方式排出。

11. 根据权利要求1-3中任一项所述的方法,其特征在于,所述馏出物流在高于大气压的压力下排出。

12. 根据权利要求7所述的方法,其特征在于,在所述馏出物通道的高温侧排出所述馏出物流,对排出的馏出物流加热,然后使这样得到的加热的馏出物流通过设置在所述滞留物通道内的附加通道。

13. 适用于权利要求1-6、10和11中任一项所述的方法的设备,所述设备包括一组件,该组件包括馏出物通道、滞留物通道和内部设置垫料的进料通道,其中所述组件具有用于供应进料液的第一分配腔,与该第一分配腔相对设置的用于排出进料液的第二分配腔,用于供应滞留物流的第三分配腔以及与该第三分配腔相对设置的用于排出所述滞留物流的第四分配腔,其中所述组件设有用于将进料流压力泵入所述组件内的第一泵,以及设置在所述第二分配腔的下游的用于在压力下将所述滞留物流泵入所述滞留物通道的第二泵,

所述进料通道和所述馏出物通道之间的壁包括无孔膜形式的冷凝表面,且所述滞留物通道和所述馏出物通道之间的壁包括多孔膜。

14. 根据权利要求 13 所述的设备,其特征在于,所述多孔膜的厚度范围在 100-600 μm 之间。

15. 根据权利要求 14 所述的设备,其特征在于,所述多孔膜的厚度范围在 125-500 μm 之间。

16. 根据权利要求 13 所述的设备,其特征在于,所述多孔膜的厚度范围在 200-400 μm 之间。

17. 根据权利要求 13 - 16 中任一项所述的设备,其特征在于,所述设备包括多个如权利要求 13 - 16 所述的组件,各组件之间相互并行连接。

18. 根据权利要求 17 所述的设备,其特征在于,在一系列连接的组件的上游设置第一压力部件,在该一系列连接的组件的下游或相互并行连接的各组件之间设置一个或多个附加泵。

19. 根据权利要求 13 - 16 中任一项所述的设备,其特征在于,在所述滞留物通道内设置用于使流体流与所述滞留物流进行热交换接触的附加通道。

20. 根据权利要求 13 - 16 中任一项所述的设备,其特征在于,所述组件的一侧或两侧包括一部件,所述部件的体积能够通过向所述部件中引入合适的流体来增大,从而在运行中所述部件的增大的体积在所述膜 / 馏出物通道上施加额外的压力。

用于净化液体的膜蒸馏方法

技术领域

[0001] 本发明涉及一种用于通过膜蒸馏来净化液体的方法,特别是用于从海水、半咸水或者工业过程水中生产淡水,以及用于执行该方法的装置。

背景技术

[0002] 膜蒸馏与公知的蒸馏技术例如多级闪蒸、多效蒸馏和蒸汽压缩的不同在于其使用了非选择性的多孔膜。该膜形成了在热的、汽化的滞留物流与冷凝的产品、馏出物流之间的分隔。由于选择的材料合适(通常是聚丙烯、聚乙烯、聚偏氟乙烯或者聚四氟乙烯),所述孔(直径在 0.00001-0.005mm 之间,通常在 0.0001-0.0005mm 之间)不会被液体所润湿;仅蒸汽通过所述膜。

[0003] US 3,334,186 中首次描述了膜蒸馏。其目的是通过使用空气填充的多孔疏水膜来提高海水淡化的效率。该方法所涉及的是所谓直接接触式膜蒸馏:热的海水流与冷的馏出物流都直接接触膜。

[0004] 当二十世纪八十年代中期出现了新一代疏水的、高度多孔的膜时,膜蒸馏才引起实质上的兴趣。然而,研究表明膜蒸馏并不比其它与之竞争技术的成本低,因此膜蒸馏没有被商业化应用。

[0005] 膜蒸馏可以分为以下四种不同的类型:

[0006] 1,直接接触式膜蒸馏(DCMD),其中热的汽化流与冷的冷凝流(馏出物流)直接接触膜。

[0007] 2,空气间隙膜蒸馏(AGMD),其中冷凝表面与膜之间通过空气间隙分离。

[0008] 3,吹扫气膜蒸馏(SGMD),其中馏出物以蒸汽形式被惰性气体移除。

[0009] 4,真空膜蒸馏(VMD),其中馏出物以蒸汽形式通过真空移除。

[0010] 到目前为止,直接接触式膜蒸馏吸引了最多的关注。

[0011] 在这方面,相关的参考文献例如 US 4,545,862 描述了平面的和螺旋卷绕的模块(具有平面膜)。这样的模块被测试用于盐水淡化。这些测试中,馏出物流从海水流中分离,海水流以与蒸发的滞留物构成逆流的形式被供应,这样使海水有效地吸收冷凝的热量。在该专利的实施例中,描述了在实现每小时通过膜的总表面积流量为 2.21 升/平方米,热的滞留物和海水之间的温差 ΔT 为 4°C 的情况下,结果每生产千克馏出物消耗的能量仅为 212 千焦耳。从这些数据中,可以计算出在滞留物通道中具有相对高的平均流速 0.09m/s 时,比流量为 $1.30 \cdot 10^{-10} \text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa}$ 。比流量定义为进料流与滞留物流体积之间的每单位水蒸汽压差、每单位膜面积下的馏出物的流速。

[0012] 除了使用平面膜之外,中空纤维膜用于直接接触式膜蒸馏的优点也是公知的。由于膜纤维装填紧凑,可以得到高达 $500 \text{m}^2/\text{m}^3$ 的表面积,这使得降低设备的成本成为可能。另外,将直接接触式膜蒸馏模块与热交换模块结合形成环路来回收冷凝热的方法已经被提出(见 K.Schneider, T.J.van Gassel, Membrandestillation, Chem. Ing. Tech. 56(1984)514-521)。文中还建议向 DCMD 的孔内引入降低的空气压,通过进料液体的

脱气和在低于大气压的压力下泵出馏出物流,表明该方法能够使蒸馏液的流速加倍。研究发现对于海水淡化,在 ΔT 为 20°C (5kPa 蒸汽压差) 和单位能耗大于 1000kJ/kg 水的条件下,得到大约 $5\text{L/m}^2/\text{h}$ 的馏出物流速。

[0013] 自 1984 年以来在 DCMD 技术领域几乎没有明显的进步。

[0014] 空气间隙膜蒸馏首次于 1971 年出现在 GB 1 225 254 A 中。除了使用空气间隙之外,进料与滞留物的对流流动(由此回收潜热)也已经被提出。另外,1982 年在 DE 3,123,409(Siemens) 也描述了 AGMD。该申请涉及在平面多孔膜与冷的冷凝表面之间使用其中填充空气或者可选地例如氢气的较轻气体的间隙(厚度 3mm)。其目的是减少由于通过膜传导而导致的显热传递。通过实验确定了由传导导致的热传递约等于通过汽化导致的热传递。另外,文中提出了进入海水与蒸汽流对流地进料,从而回收热量。文中还要求了太阳能作为热源的用途。在理论描述的情况中,在 5°C 的温差 ΔT 、回收约 4.9% 以及生产每千水的能耗大于 850kJ 的条件下,得到馏出物流速为 $3.36\text{kg/m}^2/\text{h}$ 。

[0015] 欧洲专利申请 0 164 326 描述了使用空气间隙的膜蒸馏,不同的特征在于以同心管的形式构造。在文章“Design and field tests of a new membrane distillation desalination process(Desalination 56(1985),pp.345-354)(一种新的膜蒸馏淡化工艺的设计和现场试验(脱盐 56(1985),pp.345-354))”中描述了一种使用平面膜包的变型。令人吃惊的是这里放弃了海水与滞留物的对流流动原理,其结果是可能没有回收蒸发热。也没有提供能耗的数据。WO 8607585A(1986) 是基于与上述研究所使用的相同的模型数据,但是从这些数据推断出为了同时达到高流速和低显热损失(目标是 $300\text{--}800\text{kJ/kg}$ 水),需要厚度 $0.2\text{--}1.0\text{mm}$ 的空气间隙。由于模型中没有计算在热壁和冷壁之上及之内的温度变化,因此得出了过于乐观的结果。

[0016] 在 US 4,879,041 中记载了具体用于半导体工业的超纯水制备的空气间隙膜蒸馏。其中当使用平面膜片时,研究了空气间隙的厚度在 $3\text{--}10\text{mm}$ 范围内对传质和传热的影响。从这些研究中得出的结论是在厚度小于 5mm 时传递取决于扩散,而在厚度大于 5mm 时传递取决于自然对流。测试得到的性能是中等的:在蒸汽压差约 20kPa 时,最大馏出物流速为 $3.6\text{kg/m}^2/\text{h}$ 。这里又一次没有回收冷凝热,因此几年之后发生回归传统无膜多级蒸发也就不奇怪了。

[0017] 在该文献的基础上,EP 1 185 356 得出的结论是:当低能耗是重要指标时,空气间隙系统并不是显而易见的选择。然而,近期的文献表明,为了达到低能耗,真空或非真空的空气间隙对于减少从滞留物流向馏出物和/或进料流的显热流动是必要的(C. M. Guyt, Influence of membraneproperties and air gap on the performance of a membrane distillation module, Thesis University of Twente, 2003; K. W. Lawson, D. R. Lloyd, Membranedistillation, Review, J. Membrane Science 124(1997)1-25)。

发明内容

[0018] 然而,本发明的目的是在直接接触式膜蒸馏的性能(比流量,或每单位膜表面积每单位驱动力的馏出物流速)上取得突破,并明显降低这种膜蒸馏系统的成本和能耗。

[0019] 现在,我们吃惊地发现通过一种不同于现有技术的方法能够实现上述目的,其中膜蒸馏模块内的液体压力保持为一特殊状态。

[0020] 从而,本发明涉及一种通过膜蒸馏净化液体的方法,包括:

[0021] 使液体的加热蒸发流(滞留物流)沿着多孔的疏水膜通过滞留物通道,其中液体的蒸汽通过所述膜的孔流到所述膜的另一侧,以及

[0022] 在所述膜的另一侧冷凝所述蒸汽来提供馏出物通道中的馏出物流,其中通过向冷凝表面传递冷凝热(潜热)来产生馏出物流,所述的冷凝表面形成待净化的液体进料流与所述馏出物流之间的无孔分隔,所述进料流以与滞留物流成逆流的方式通过进料通道,在进料通道中设置有垫料,由此至少部分潜热通过冷凝表面传递给所述进料流,并由此

[0023] 在每个滞留物通道和进料通道的至少一部分上的滞留物通道和进料通道的对应点处在滞留物流和进料流之间施加正的液压差。

[0024] 根据本发明能够实现优异的性能。在这方面,可以得到高于 $1.5 \cdot 10^{-10} \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa}$ 的比流量,典型地比现有技术在相似工艺条件下得到的流量高约 50%。比流量定义为进料流与滞留物流体积之间的每单位水蒸汽压差、每单位膜表面积下的馏出物流速。

[0025] 优选地,在滞留物通道和进料通道的对应点处的滞留物流和进料流之间的正的液压差施加在每个滞留物通道和进料通道的至少 50% 的总长度上,更优选地施加在每个滞留物通道和进料通道的至少 75% 的总长度上。

[0026] 按照本发明,当多孔膜厚度在 $50\text{--}1000 \mu\text{m}$ 范围内时得到特别好的结果。优选地,多孔膜厚度在 $100\text{--}600 \mu\text{m}$ 范围内,更优选 $125\text{--}500 \mu\text{m}$ 范围内,以及最优选 $150\text{--}400 \mu\text{m}$ 范围内。

[0027] 多孔疏水膜(开孔率高于 70% 并优选高于 80%,孔径小于 $2.0 \mu\text{m}$ 、优选在 $0.01\text{--}0.5 \mu\text{m}$ 之间)界定了滞留物通道。最好是多孔疏水膜不会被液体润湿。因此,只有蒸汽而没有液体能够通过这种膜。有关的膜可以是市场上能够买到的由例如 PTFE、PVDF、PP 和 PE 等材料制成的膜。用于本发明中的该多孔膜能够与其它材料(例如 PP、PET 等的无纺材料)形成叠层,其保护膜免于磨损、和/或提供机械支撑。也可以使用由例如聚醚砜、聚砜、聚丙烯腈、聚酰胺等材料制成的所谓不对称微滤膜和超滤膜。在本文中优选例如通过涂敷或其它表面改性的方法使这些膜的表面完全或部分进一步地疏水化。在最简单的实施方式中,该滞留物通道由并行设置的毛细管膜或中空纤维膜或平面膜包封组成。该滞留物流过包封的内部或这些纤维/毛细管的内腔。当使用不对称膜时,膜的活性层(具有最窄孔)设置在滞留物侧上。该滞留物通道也可以由平板膜或膜片形成,可选择地设置成螺旋卷绕结构。

[0028] 供进料流通过的进料通道类似地优选由亲水的或疏水的材料制成的并行设置的平面包封或者中空纤维/毛细管形成。这些通道的壁是无孔的,也就是说是非蒸汽透过的或几乎不能透过蒸汽的。典型地,不论是片状或纤维/毛细管的形式,所述壁的厚度典型地在 $10\text{--}2000 \mu\text{m}$ 之间,优选在 $20\text{--}200 \mu\text{m}$ 之间。所述壁可以由聚合物材料(PP、PE、PET、尼龙/PA,等;具有或不具有用于例如增加热传导率的填料)、金属(钢、铝等)或这些材料的叠层等制成。另外,该冷凝材料可以是使得用于热交换的最终有效面积高于膜面积的形状,例如通过肋、折叠或其它褶皱构造,或使用大量纤维/毛细管等。

[0029] 根据本发明,在该进料通道中设置垫料。优选地,整个进料通道都装填该垫料。合适地,在该滞留物通道中也设置垫料。优选地,整个进料通道都装填该垫料。另外,如果需要的话,该馏出物通道内部也可以设置垫料。在各自的通道中可以设置相同或不同的垫料。

合适地,该进料通道和该滞留物通道中设置相似类型的垫料。该垫料可以是由例如 PP、PE、EVA 等聚合物的纺织或非纺织丝以各种形状制成的网、工艺纤维等组成。合适的形状包括对称的正方形、矩形、菱形、波浪形等;也可以使用不对称形状和丝状。优选的垫料的形状是非织物的菱形结构。

[0030] 馏出物流的排放可以通过设置在馏出物通道内部的亲水的或多孔的材料(例如纤维,或条)来进行。也可以使该馏出物通道中只存在产生的水本身而没有其它材料,并通过压力(在馏出物的生产过程中形成)或重力或抽吸作用来排放馏出物流。

[0031] 根据本发明的方法可以通过多种实施方式来实施。合适地,可以使用平面膜片或膜板,可选择地为螺旋卷绕结构,或由多个毛细管式通道组成的板状结构来限定滞留物流的流动通道。此外,还可以使用中空纤维或毛细管阵列。同样可用于进料通道,其中待净化的进料与滞留物流成逆流流动,以及同样可用于馏出物通道,其中冷凝物(馏出物)与该滞留物流成并流或逆流或交叉流动通过该馏出物通道。

[0032] 这些实施方式通常由几个并行包封或毛细管/中空纤维阵列采用合适的结合技术(使用合适的环氧树脂、聚氨酯等做灌封剂;使用例如聚硅氧烷、聚氨酯等的一种或两种/多种组分的配方做胶合剂;高温熔融材料;加热或者超声波焊接技术;以及粘合技术领域的所有其它已知技术)结合到一起而构成。

[0033] 在根据本发明的方法的第一实施方式中,待加热的进料流以相对于蒸发的滞留物流的几乎理想的逆流方式流动,且该冷凝的馏出物流以与该滞留物流呈并流方式和/或与该进料流呈逆流方式流动,通过该方法将馏出物流的显热回收到进料流中。

[0034] 关于该实施方式,US 4,545,862 中描述了一种使用平面的和(优选地)螺旋卷绕模块的方法,其中使用平面的疏水的 PTFE 薄膜。该方法被进行了盐水淡化试验。在这些试验中,将馏出物流从以与蒸发的滞留物成逆流方式供应的海水流中分离,因此,所述海水流有效地吸收冷凝热。在测试了所述馏出物流的两种排出方式后,例如从模块的低温侧(进料的入口,滞留物的出口)和从模块的高温侧(进料的出口,滞留物的入口),令人吃惊地发现当采用第一种排出方式时,所述模块的性能(流量)显著地增加。这归功于“挤奶”效应,由于膜材料在垂直于该凝器片的表面方向上发生局部变形,冷凝片比极具柔性和挠性的膜材料坚硬,于是将后者部分地压入形成该滞留物通道的垫料(网)中;而且还由于滞留物和馏出物流采用并流流动,从而“迫使”馏出物流出。另外,在 US4,545,862 中,潜热的回收是通过进料和滞留物流的逆流流动来实现的。典型地,将进料泵入进料通道的压力高于蒸发的滞留物流进入滞留物通道的压力。

[0035] 然而本发明与上述和已知的方法在本质上的不同在于:在每个滞留物和进料通道的至少部分上的每个滞留物通道和进料通道的对应点处在滞留物流和进料流之间产生正的液压差。通过这样做,将膜压靠在非透过性的冷凝表面,或当冷凝表面和膜之间设置了馏出物排出材料时压靠在该表面。该冷凝壁又将被压靠在进料通道内的垫料上。在 US 4,545,862 中这种配置是不可能的,参见图 1A、1B 和 3,以及第 6 栏第 52-63 行及第 8 栏第 13-24 行和第 42-68 行的描述,因为:

[0036] - 在进料通道 30 中没有出现垫料。

[0037] - 相对坚硬的冷凝片材料 12 压靠滞留物通道 20 中的垫料 54。

[0038] - 由于进料和滞留物之间的压力差,垂直于冷凝表面的方向作用的力始终从进料

指向滞留物；只有这样才能实现所述的“挤奶效应”。

[0039] - 这实质上意味着滞留物通道和进料液通道之间的液压差始终是负的。

[0040] 在本发明中，进料通道包含垫料，通过滞留物和进料通道之间的正的液压差将该冷凝片材料压靠该垫料，这种方法实质上不可能得到在 US4, 545, 862 中描述的“挤奶作用”。另外，应指出采用 US 4, 545, 862 中描述的构造不能实施本发明的工艺过程。

[0041] 在根据本发明的方法的另一实施方式中，在滞留物通道中设置附加通道供流体通过，从而在滞留物流与该流体流之间施加正的液压差。优选地，所述流体流以与所述滞留物流并流的方式通过该附加通道，且该流体流优选包括余热流（废热或来自热液体的热量等）。优选地，该附加通道包括非透过性壁，热流体能够以与所述滞留物流并流的方式、在等于或优选稍微高于所述滞留物流流体压力的流体压力下通过该附加通道泵送，由此产生对该进料 / 馏出物 / 滞留物通道的有利的额外压力。

[0042] 该实施方式具有以下优点：充分利用了余热及通过上升的温差保持朝向进料流的入口侧的驱动力。适用于该方法的模块可以具有特别紧凑及低成本的结构。

[0043] 在根据本发明的方法的另一实施方式中，在馏出物通道的高温侧并由此与滞留物流成逆流方式排出该馏出物流。这样的变型具有以下优点：产生热的馏出物流，从而从进料流中带走显热，此时该进料流与馏出物流并流流动，这样该进料流可以得到更多的潜热，因此更多的蒸汽被冷凝并产生更多的馏出物。

[0044] 在根据本发明的方法的另一引人注目的实施方式中，在馏出物通道的高温侧排出该馏出物流。这样，馏出物流与滞留物成逆流流动的方式排出。合适地，在具有或没有额外加热的情况下，所述的馏出物流能够被引入前述设置于滞留物通道中的附加通道中。该实施方式具有的优点是在给定的进料流流量下，产生更多的馏出物，以及从进料流中得到的显热以并流方式传递给滞留物流，这样减少了用于形成蒸汽所需引入的热量，其结果是非常有利地降低了该方法的能耗。

[0045] 本发明特别适用于海水淡化。该领域的现有技术，例如多极闪蒸和反渗透，已经被最优化到实际上最大的程度，并且由于每单位产品的能耗和投资等级过高，使得这些现有技术与陆上的净化生产技术相比成本太高。通过本发明的使用，在高流速、低热损失、极低能耗、高的水回收率、良好水质以及水生产成本的突破方面得到了惊人的效果。该方法适于在相对低的温度下使用（低等级热、废热、太阳热能收集器等）。可以预见的是在能量效率上将有实质性的进步，特别是在小规模的应用的情况下。

[0046] 本发明还涉及一种适用于本发明方法的设备，该设备包括一组件，所述组件包括馏出物通道、滞留物通道和其中设置垫料的进料通道，所述组件具有用于供应进料液的第一分配腔，与第一分配腔相对设置的用于排出进料液的第二分配腔，用于供应滞留物流的第三分配腔和与第三分配腔相对设置的用于排出滞留物流的第四分配腔，其中所述组件设有用于将进料液压泵入组件的第一泵，以及设置在第二分配腔的下游或热交换器下游的用于在较高压力下（相对于进料通道中的压力）将滞留物流泵出到热交换器和 / 或滞留物通道的分配腔的第二泵，进料通道和馏出物通道之间的壁包括无孔膜形式的冷凝表面，且滞留物通道和馏出物通道之间的壁包括多孔膜。

[0047] 优选地，该多孔膜的厚度范围为 100–600 μm ，更优选地在范围 125–500 μm 内，最优选在范围 150–400 μm 内。

[0048] 在本发明的一个非常引人注目的实施方式中,该设备包括许多前述的组件(模块),这些组件相互并行地连接。在这种情况下,第一泵合适地被设置在一系列连接的组件的上游,而另一个或多个附加泵合适地设置在一系列连接组件的下游或设置在相互连接的各个组件之间。可以理解的是,为了更精确地控制滞留物通道内的压力与进料通道内的压力,可以在相互并行连接的各个组件之间设置一个或多个泵。

[0049] 在一个非常引人注目的实施方式中,在滞留物通道中设置供流体通过的附加通道,其中该流体流的液压等于或高于滞留物流的液压。优选地,所述流体流沿与所述滞留物流并流的方向通过附加通道,该流体流优选包括余热流。优选地,该附加通道包括非透过性的壁,通过该非透过性的壁,热流体可以合适地以等于或优选稍高于所述的滞留物流流体压力的流体压力以与所述滞留物流并流的方式被泵送,从而引起施加在膜/馏出物/冷凝通道上的额外的并因此是有利的压力。

[0050] 在另一个非常引人注目的实施方式中,从待使用的该组件(模块)的一侧或两侧施加等于或高于滞留物流流体压力的压力。这样可以在膜/馏出物/冷凝通道上有利地施加额外压力。通过使用一种部件可以在待使用的组件的一侧或两侧建立所述的额外压力,所述部件的体积可以通过向所述部件引入适当的流体(例如油、水、空气或其它气体)来增加。这样,在组件的一侧或两侧得到气球型结构,加压的该结构会向膜/馏出物/冷凝通道上施加额外的压力。可以理解的是这种部件通常由柔性材料制成。

具体实施方式

[0051] 现在基于图 1-5 更详细描述本发明,图中表示出了本发明的多种引人注目的实施方式。

[0052] 图 1 描述了按照本发明的大量并行设置的通道和称为“模块”的材料。该模块分为低温侧 C 和高温侧 H。进料泵 1P 将相对较冷的进料流 1 在低温侧 C 泵入并行的进料通道 2。这些进料通道由无孔壁 3 和垫料 4 构成。在这些进料通道 2 中,该进料流通过从壁 3 的另一侧的热的馏出物通道 5 吸收热量来加热。因此,进料流逐渐变热并在泵 6P 的帮助下作为流 6 在高温侧 H 离开该模块。该泵通过抽吸作用来保证进料通道 2 中的压力相对较低,典型地在 0.1-3.0 巴(绝对压力)之间。该相对高温的进料流 6 被泵入热交换装置 7 中,在那里被外部输入热量 15 进一步加热(使用的热可以是废热、太阳能热、流、蒸汽、热的固体材料等),并作为相对高温的滞留物流 8 离开该装置。流 8 在高温侧 H 进入该模块,以与流 1 或多或少地成逆流流动的方式流过该并行设置的滞留物通道 9。该滞留物通道 9 由蒸汽透过膜 10 和垫料 11 构成。在这些滞留物通道中,由于水蒸汽的蒸发和一些热传导,该滞留物流 8 逐渐冷却,水蒸汽穿过膜 11 进入馏出物通道 5 并冷凝形成纯净的液态馏出物 13。该馏出物通道一侧由膜 10 界定且另一侧由无孔冷凝壁 3 界定。在通道 5 内部可以设置垫料 12。当然,在本发明的所有应用中这不是严格必须的。在馏出物通道 5 中释放的热量多数通过壁 3 传递到在进料通道 2 中流动的进料流 1。液态馏出物优选在低温侧 C 离开该模块,这样流 13 的显热被回收并传递到流 1 中。当然,液态馏出物也可以在 C 和 H 两侧排放。该排放可以通过重力、泵送和/或在通道 5 内部由于产生水而积累压力来进行。较冷且浓缩的滞留物流作为流 14 在低温侧 C 离开该模块。对于该模块的大部分,特别是在高温侧 H,滞留物通道 9 中的绝对液压高于相应的进料通道 2 中的绝对液压。滞留物通道中典型的绝

对液压范围在 1.0-4.0 巴之间。

[0053] 图 2 表示本发明的第二实施方式。该实施方式与图 1 中所示的实施方式的不同在于滞留物通道 9 内部设置第四类通道 17。在这些通道 17 中, 液压优选等于或高于通道 9 的相应部分内部的压力。这可以通过向这些通道 17 中引入流 16 (液体或气体或分散相等) 来实现。优选地, 流 16 的温度等于或高于并流流过通道 9 的滞留物流 8 的温度并给流 8 传递热量。通道 17 由两个无孔的、热传导的壁 20 和垫料 18 构成, 制成壁 20 的材料与壁 3 的材料相似 (但不是必须相同)。

[0054] 图 3 和图 4 表示本发明的第三实施方式, 它们分别不具有和具有第四通道, 它们与图 1 和图 2 所示实施方式的不同在于馏出物流 13 专用地在模块的高温侧 H 排出。

[0055] 图 5 表示本发明的第四实施方式, 与图 2 和图 4 的不同在于被泵入到第四通道 17 中的流体是按照上述的第三实施方式中的在模块的高温侧 H 排出的馏出物流 13 本身。所述流体 (馏出物流 13) 优选地在热交换装置 21 中使用输入热量 22 (可以分别与装置 7、输入热量 15 相同) 进一步加热, 然后作为加热的馏出物流 23 (如果需要的话使用泵 23P) 泵入通道 17。这样, 流体 23 的大部分热量转移到滞留物通道 9, 冷却的馏出物作为流 24 在低温侧 C 离开模块。

[0056] 实施例

[0057] 实施例 1

[0058] 膜蒸馏模块用厚 $75\mu\text{m}$ 、宽 0.50m、长 1.50m 的 6 个 PET 片和厚度 2mm 的聚丙烯垫料形成的 3 个冷凝包封、由此为 3 个进料通道所构成。另外, 用 4 片相似尺寸的多孔膨胀的 PTFE 片 (开孔率 80%, 厚度 $120\mu\text{m}$) 形成 2 个膜包封, 在包封中设置 2 个由另外 4 个 PET 片和 2 个厚度为 0.8mm 的 PP 垫料组成的额外废热通道 (图 2 中的“附加通道”17)。每个膜包封中使用 2 个厚度为 1.6mm 的 PP 垫料, 获得的模块具有 (图 2): 在两个“附加通道”17 周围的四个滞留物通道 9, 四个馏出物通道 5 以及三个进料通道 2。

[0059] 这样得到的模块的膜总表面积为 3.0m^2 。在该模块上使用人造海水进行了膜蒸馏实验, 滞留物通道的平均温度 55°C , 滞留物通道的平均流速为 $\text{ca. } 0.04\text{m/s}$ 。使用现有技术的压力配置 (即, 进料通道中的压力高于滞留物通道的压力, 不同于本发明的配置), 测得以下的绝对压力: $P_{\text{- 进料 } 1} = 1.56\text{ 巴}$, $P_{\text{- 进料 } 6} = 1.50\text{ 巴}$, $P_{\text{- 滞留物 } 8} = 1.42\text{ 巴}$, 和 $P_{\text{- 滞留物 } 14} = 1.08\text{ 巴}$ 。测得的比流量为 $1.15 \cdot 10^{-10}\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa}$ 。使用按照本发明的压力配置, 测得以下的绝对压力: $P_{\text{- 进料 } 1} = 0.99\text{ 巴}$, $P_{\text{- 进料 } 6} = 0.62\text{ 巴}$, $P_{\text{- 滞留物 } 8} = 1.54\text{ 巴}$, 和 $P_{\text{- 滞留物 } 14} = 1.12\text{ 巴}$ 。测得的比流量为 $1.70 \cdot 10^{-10}\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa}$; 这比按照现有技术的工艺得到的结果提高差不多 50%。

[0060] 实施例 2

[0061] 使用与实施例 1 中相同的模块和工艺条件, 仅通过增加进料流量来得到滞留物通道中 0.06m/s 的平均流速。

[0062] 使用现有技术的压力配置 (如上所述), 测得以下的绝对压力: $P_{\text{- 进料 } 1} = 2.35\text{ 巴}$, $P_{\text{- 进料 } 6} = 2.25\text{ 巴}$, $P_{\text{- 滞留物 } 8} = 2.05\text{ 巴}$, 和 $P_{\text{- 滞留物 } 14} = 1.14\text{ 巴}$ 。测得的比流量为 $1.25 \cdot 10^{-10}\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa}$ 。使用按照本发明的压力配置, 测得以下的绝对压力: $P_{\text{- 进料 } 1} = 1.11\text{ 巴}$, $P_{\text{- 进料 } 6} = 0.73\text{ 巴}$, $P_{\text{- 滞留物 } 8} = 1.35\text{ 巴}$, 和 $P_{\text{- 滞留物 } 14} = 1.14\text{ 巴}$ 。测得的比流量为 $1.75 \cdot 10^{-10}\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa}$; 这比按照现有技术的工艺得到的结果提高 40%。

[0063] 实施例 3

[0064] 使用与实施例 2 中相同的模块和工艺条件,以及相同的滞留物通道内平均流速 0.06m/s。这里仅“附加通道”中的压力被增加到等于或高于滞留物通道中的压力。使用现有技术的压力配置(如上所述),测得以下的绝对压力:P-进料 1 = 1.93 巴,P-进料 6 = 1.83 巴,P-滞留物 8 = 1.70 巴,和 P-滞留物 14 = 1.12 巴。测得的比流量为 $1.25 \cdot 10^{-10} \text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa}$ 。使用按照本发明的压力配置,测得以下的绝对压力:P-进料 1 = 0.88 巴,P-进料 6 = 0.49 巴,P-滞留物 8 = 1.40 巴,和 P-滞留物 14 = 1.13 巴。第四通道中上游(见线 23)压力 1.47 巴、下游(见线 24)压力 1.38 巴。测得的比流量为 $1.90 \cdot 10^{-10} \text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa}$;这比按照现有技术的工艺得到的结果提高至少 60%。

[0065] 本领域的技术人员从以上的结果中可以清楚地看到,本发明与现有技术的工艺相比较取得了显著的进步。

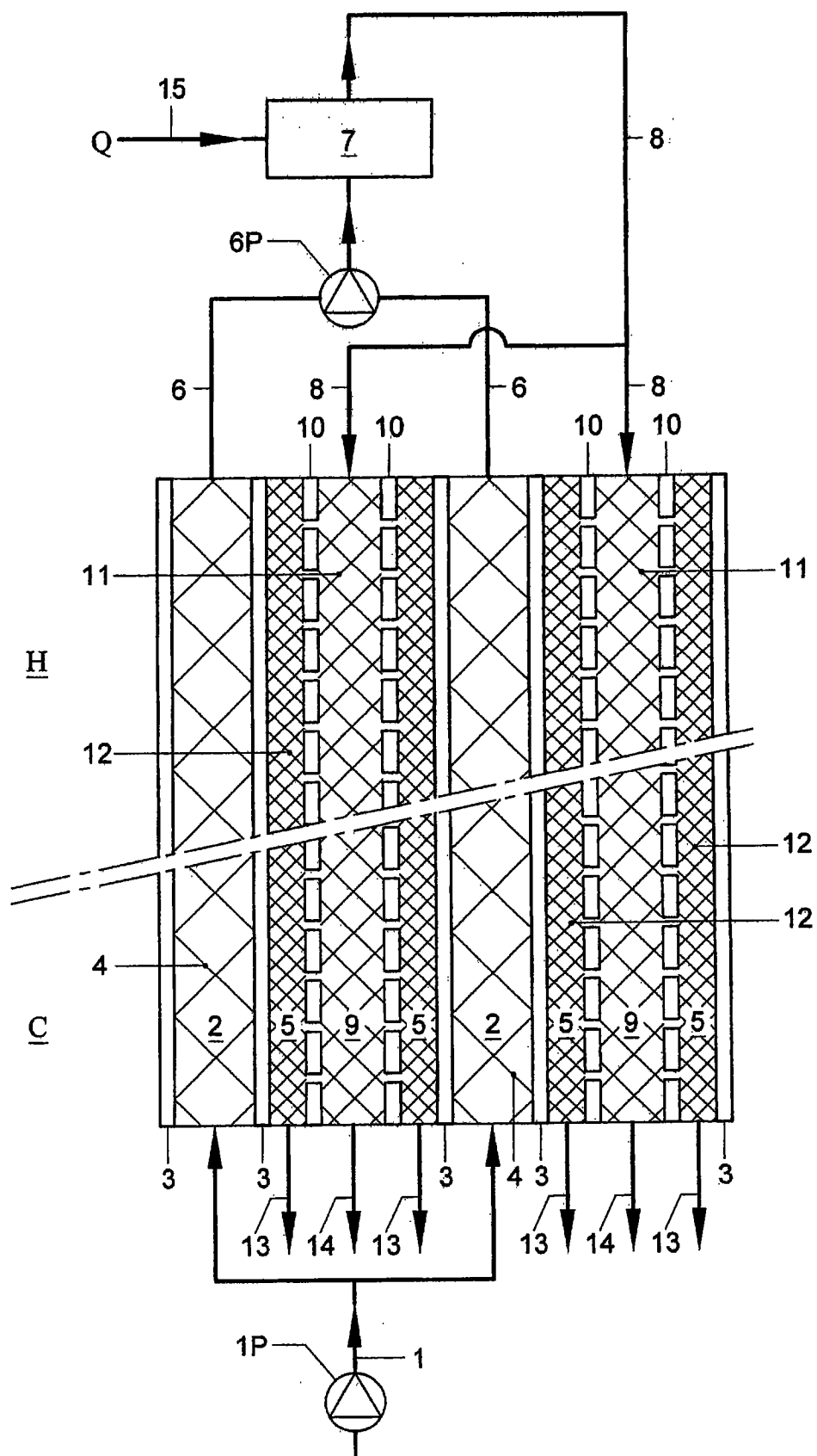


图 1

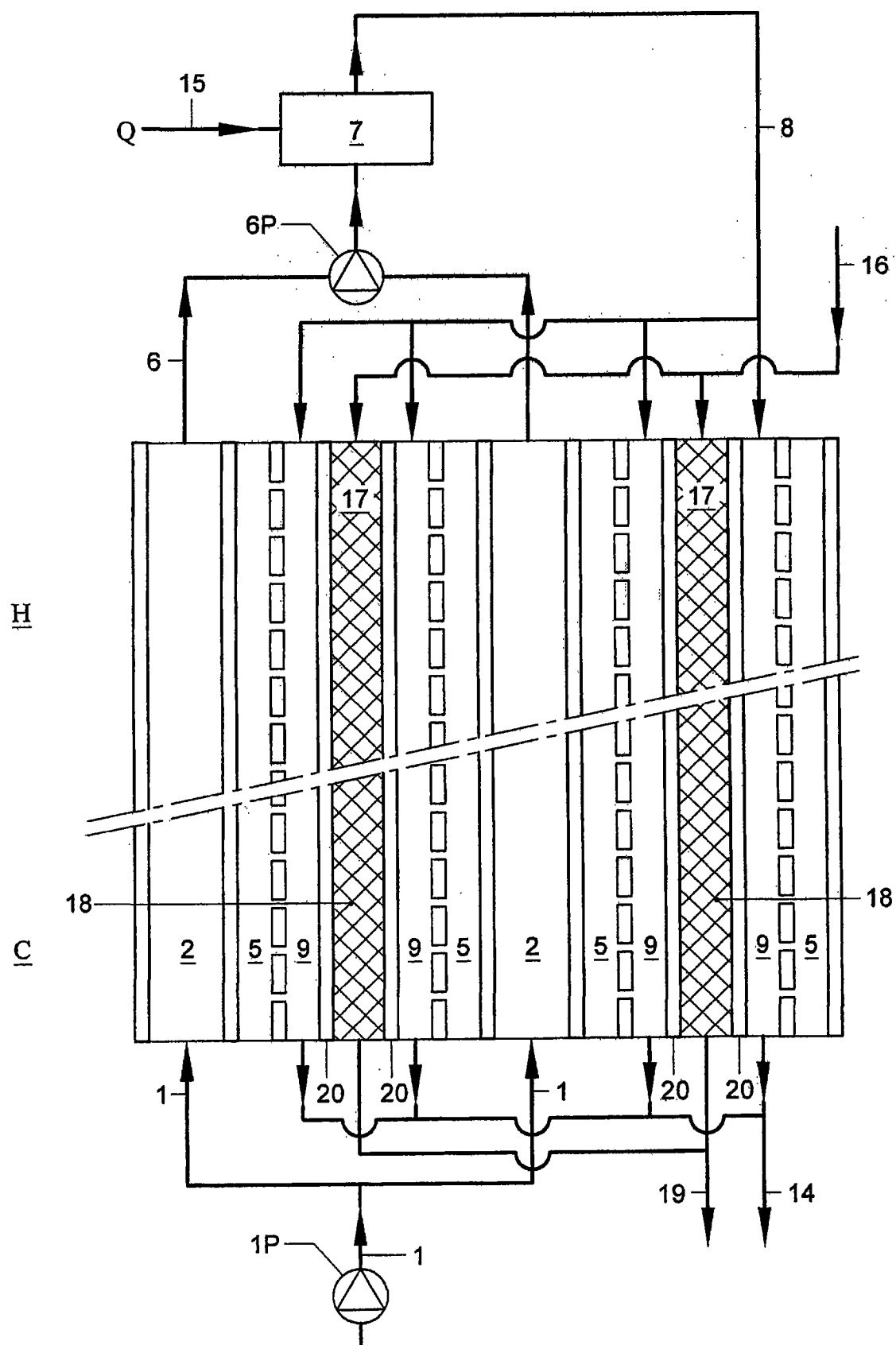


图 2

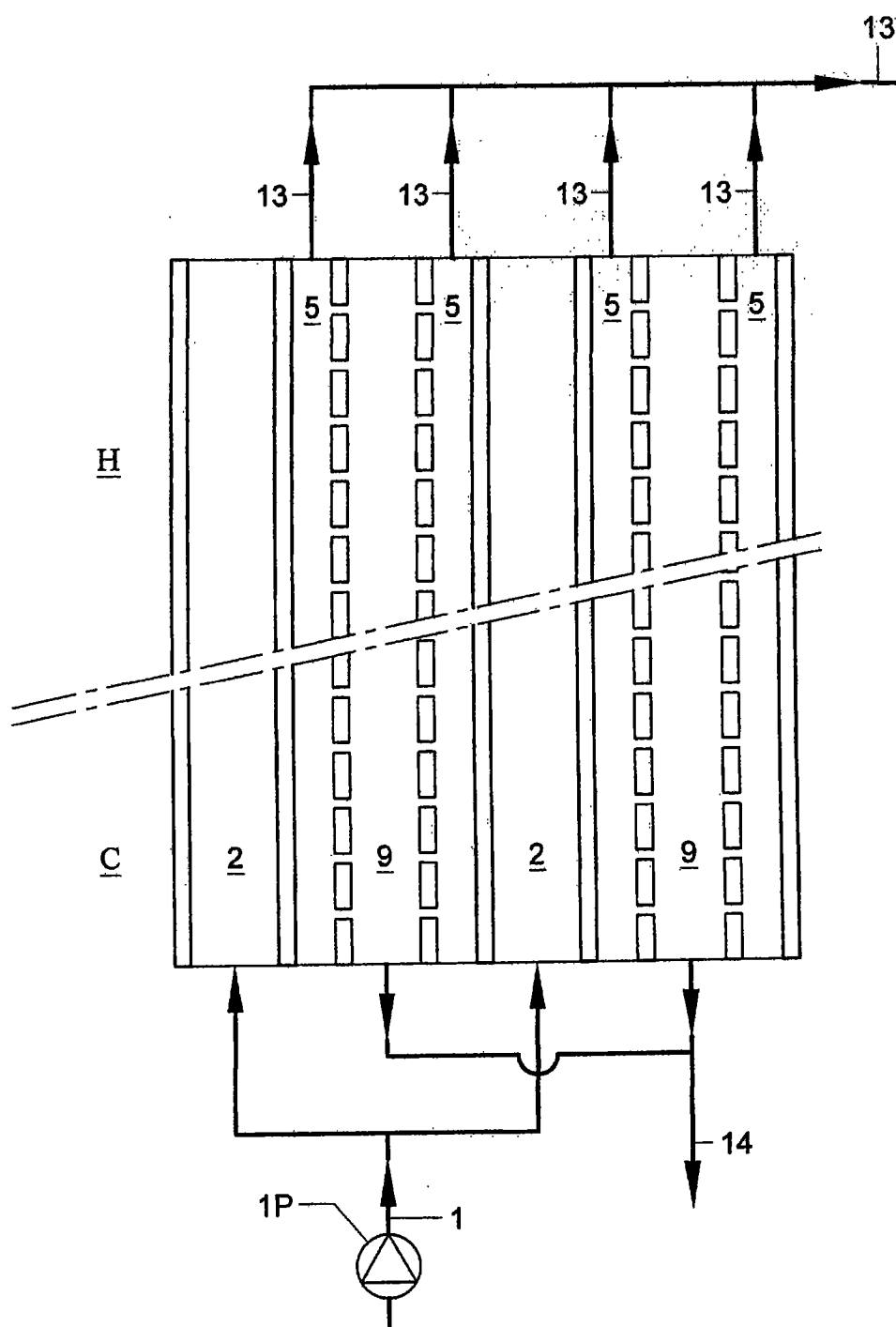


图 3

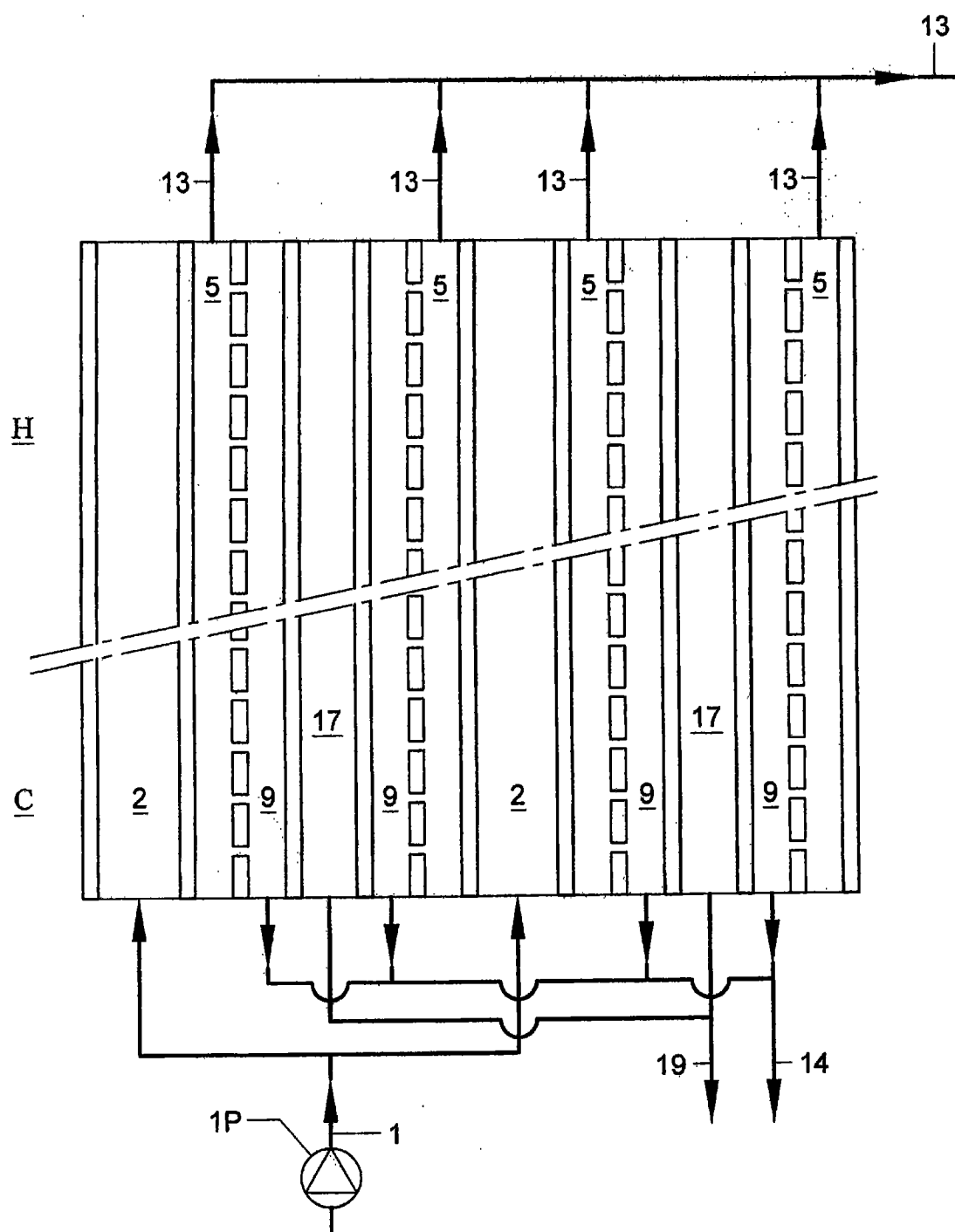


图 4

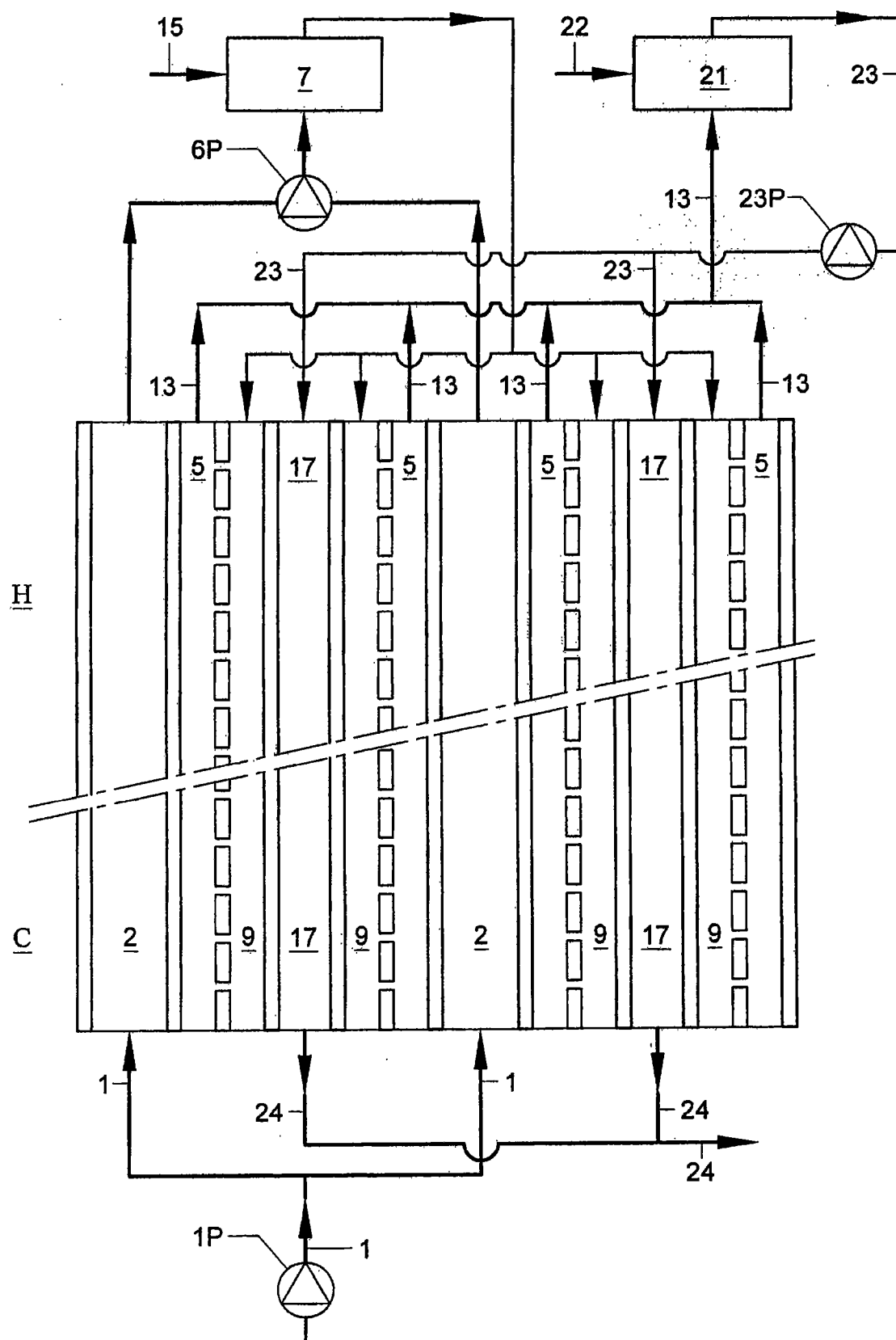


图 5