

[12] 发明专利说明书

[21] ZL 专利号 97100078.6

[45]授权公告日 2002年4月17日

[11]授权公告号 CN 1082824C

[22]申请日 1997.2.14 [24]颁证日 2002.4.17

[21]申请号 97100078.6

[30]优先权

[32]1996.2.14 [33]DE [31]19605500.8

[73]专利权人 林德股份公司

地址 联邦德国威斯巴登

[72]发明人 威廉·罗德

[56]参考文献

F24C15/00 1996. 1. 10 F24C15/00

US A 5438836 1995. 8. 8 F25J3/00

审查员 秦士魁

[74]专利代理机构 永新专利商标代理有限公司

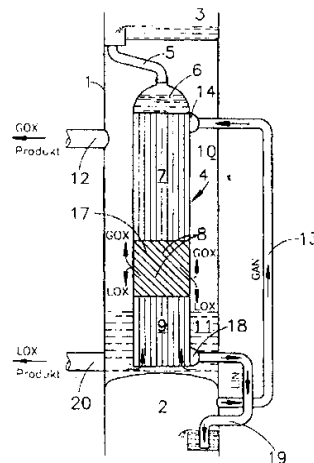
代理人 何培硕

权利要求书 1 页 说明书 5 页 附图页数 2 页

[54]发明名称 液体汽化的装置和方法

[57]摘要

本装置和方法用于液体汽化。第一(7)和第二(9)换热器包括了汽化通道以及热流体通道。第一换热器(7)作为沉降膜汽化器,第二换热器(9)作为液体槽汽化器,第一换热器(7)内有导入和吸出热流体的装置(13, 14),第二换热器(9)内有导入热流体的装置。用于排出第一换热器(7)内热流体的装置与用于导入第二换热器(9)内热流体的装置以流通相连。仪器和装置也可用在空气低温分解的方法中。



ISSN 1008-4274

权 利 要 求 书

1. 用于液体汽化的装置，具有第一换热器(7)和第二换热器(9)，两个换热器(7, 9)包括了汽化通道(15)以及热流体通道(16)，第一换热器设置为沉降膜汽化器(7)，第二换热器(9)设置为液体槽汽化器，第一换热器(7)内有导入和吸出热流体的装置(13, 14)，而第二换热器(9)内有导入热流体的装置，其特征在于，使热流体从第一换热器(7)排出的装置与使热流体流入第二换热器(9)的装置处于流体连接。

2. 根据权利要求1的装置，其特征是，将两个换热器(7, 9)构成为一个部件(4)，部件(4)的上部构成第一换热器(7)，部件(4)的下部构成第二换热器(9)。

3. 根据权利要求2的装置，其特征是，部件(4)在其整个长度上，或基本在其整个长度上具有延伸的热流体管道(16)。

4. 以与热流体间接热交换方式汽化液体的方法，其中，液体首先流入作为沉降膜汽化器构造的第一换热器(7)的汽化通道(15)，然后流入作为液体槽汽化器构造的第二换热器(9)，而热流体流入两个换热器(7, 9)的热流体通道，其特征是，至少一部分由第一换热器(7)流出的热流体，导入第二热交换器(9)中。

5. 权利要求1—3之一所述装置在空气的低温分离方法中的应用，该方法应用一个由压力塔(2)和低压塔(3)组成的双塔，以与来自压力塔(2)顶部区的冷凝蒸气间接热交换(7, 9)的方式，将来自低压塔(3)底部的液体汽化。

6. 权利要求4所述方法在空气的低温分离方法中的应用，该方法应用一个由压力塔(2)和低压塔(3)组成的双塔，以与来自压力塔(2)顶部区的冷凝蒸气间接热交换(7, 9)的方式，将来自低压塔(3)底部的液体汽化。

说明书

液体汽化的装置和方法

本发明涉及的是一带有第一和第二换热器的液体汽化装置，两个换热器包括了汽化通道以及热流体通道。第一换热器作为沉降膜汽化器，第二换热器作为液体槽汽化器，第一换热器具有导入和排出热流体装置，而第二换热器具有导入热流体的装置。

在许多工作过程中，需要与热流体以间接换热的方式汽化液体。此外，将热流体理解为这样一种释放热量的流体，例如冷凝气体。这种汽化器有两种基本形式。液体槽汽化器，也称为温差汽化器，位于液体槽中，汽化通道与液体槽相连，生成的蒸气从上方的汽化通道中排出。对于沉降膜汽化器，液体如薄膜流动于汽化通道壁上，并部分汽化，生成的蒸气与液体一起流向下，并在汽化通道的底端与残余的液体部分一起被排出。两种形式都有缺点，对于液体槽汽化器，要限制其结构高度；对于沉降膜汽化器，需要一个泵使液体循环，因为一定的还必须循环的液体残余量与汽化部分一起排出。在 EP-A-469780 中已建议通过串接汽化端而将沉降膜汽化器和液体槽汽化器组合起来。热流体通道作平行连接。这一装置需要一调整机构，它将热流体分配给两个换热器。此外，至少还必须有一从机座出来到可控制的阀门的管子。总之，要有一花费很大的管道铺设和相当大的结构高度。

本发明的目的在于改进开始提到的这类装置，它可以用很低的成本，尤其是很紧凑的结构制造。

本发明的另一目的在于，提供一种以与热流体间接热交换方式汽化液体的方法，以及将本发明的装置以及所述方法用于空气的低温分离方法中。

按照本发明，提出了一种用于液体汽化的装置，具有第一换热器和第二换热器，两个换热器包括了汽化通道以及热流体通道，第一换热器设置为沉降膜汽化器，第二换热器设置为液体槽汽化器，第一换热器内有导入和吸出热流体的装置，而第二换热器内有导入热流体的装置，其中，使热流体从第一换热器排出的装置与使热流体流入第二换热器的装置处于流体连接。

按照本发明，提出了一种以与热流体间接热交换方式汽化液体的方法，其中，液体首先流入作为沉降膜汽化器构造的第一换热器的汽化通道，然后流入作为液体槽汽化器构造的第二换热器，而热流体流入两个换热器的热流体通道，其中，至少一部分由第一换热器流出的热流体，导入第二热交换器中。

按照本发明，将上述装置和方法用于空气的低温分离方法中。

将从第一换热器中排出热流体的装置与将热流体导入第二换热器的装置流通相连，也就是说将两个换热器的热流体端组合连接，这样，热流体首先流经沉降膜汽化器的热流体通道，并且从沉降膜汽化器流出的热流体至少部分，最好是全部或基本上全部流向液体槽汽化器的热流体管道。本发明每一换热器可以由一个或多个部件构成，例如可以按两个或多个并排布置的部件形式构成液体槽汽化器。

在本发明的范围内，不需调节两个换热器中的热流体分配。热流体通道可以直接例如通过单独的一段短管道相互连接，由此可以用很低的成本制造本发明装置。

根据本发明进一步观点，最好将两个换热器构成为一个部件，部件的上部构成第一换热器，部件的下部构成第二换热器。因此，没有必要在第一换热器(沉降膜换热器)的底部收集热流体并随后将其分配到第二换热器(液体槽换热器)的热流体通道中。

此外，当部件在其整个长度上，或基本在其整个长度上具有延伸的热流体通道时，是有利的。整个装置在热流体侧，就象一个单独的换热器部之结构，它例如具有板式换热器的结构形式。只是在汽化侧端，在第一和第二换热器之间的过渡区内，从上(从沉降膜汽化器内)流下的蒸气-液体混合物必须排出到换热器部件之外，这样，残余的液体部分才可流向液体槽，生成的蒸气才能被排出。同时，在这一区域内，在第二换热器(液体槽换热器)汽化通道内生成的蒸气也必须从换热器部件中排出。

总之，这一装置可以以很低的成本和非常简单方式制造。它取消了用于连接热流体通道的特殊措施，即不用很大的费用就可实现过渡区中的上述特殊措施，尤其是对于铝-板式换热器。

另外，将上述装置和方法应用于双塔法空气分离中，以及相应的空气低温分离的装置也是本发明的技术方案。空气低温分离装置具有一个由压力塔和低压塔组成的双塔，压力塔和低压塔通过一共同的冷凝器—汽化器处于热力连接状态，上述用于液体汽化的装置被用作空气分离装置—双塔中的冷凝器—汽化器(主冷凝器)。这里，要汽化的液体通过低压塔的富氧的液槽液体构成，热流体通过压力塔的富氮顶部气体形成，顶部气体在冷凝器—汽化器中冷凝。

本发明以及本发明的详细细节在后面附图中以实施例的方式详细说明。

附图是：

图 1 发明装置的纵向截面示意图，该装置装入空气分离装置—双塔中；

图 2 同一装置的横截面。

对于实施例，装置的壳体由低温空气分离装置的双塔外壳 1 构成，双塔为压力塔 2 和低压塔 3。图中只描述了这两个塔的端部区域，即贮槽区域。整

个冷凝器—汽化器组成一个板式换热器部件 4, 图 1 的截面描述是一个汽化通道。垂直线表明的并不是各个通道间的墙壁, 而是装入汽化通道内的散热片 (Fins)。图 2 示意性地描述了通道布置的横截面。汽化通道 15 和热流体通道 16 逐层交替。通道高度 (两平板之间的距离) 例如在 2 到 10 毫米之间, 同时布置的通道总数根据其高度例如在 10 到 400 之间。

在冷凝器—汽化器的上部, 低压塔 3 中的液态氧 5 经分配器 6 进入第一换热器 (沉降膜汽化器) 的液体通道, 它由部件 4 的上部 7 组成。在过渡区 8 中, 液体—蒸气混合物从部件 4 的侧面排出, 流入部件 4 与外壳 1 之间的外室 10。

同一通道的下面部分 9 是第二换热器 (液体槽汽化器) 的汽化通道, 其下部是敞开的并与液体槽 11 相连。向上流动的蒸气和其可能带走的液体在过渡区 8 中从部件 4 的侧面排出 (附图左边)。在每一汽化通道上, 分隔板 17 倾斜放置并通过过渡区, 分隔板将第一与第二换热器分离开。

在两个换热器中生成的蒸气一部分通过成品导管 12 排出, 另一部分流入低压塔 3 中。两个换热器中的残余液体部分流入液体槽 11, 并供给第二换热器 9。在那里可通过管道 20 得到需要的液态氧。

气态氮被用作加热流体, 它从压力塔 2 的顶部流出 (13)。氮气通过上部的集流管 14 进入第一换热器 7 的热流体通道 16。(在图 1 中未加描述的) 热流体通道在实施例中未加分隔地延伸部件 4 的整个高度, 即经过第一换热器 7, 过渡区 8 和第二换热器 9。必要时, 装入件的密度或类型可以在热流体通道的高度上加以改变。在通过部件 4 的整个高度后, 第二换热器 9 底部的氮气 (与汽化氧气进行热交换冷凝的) 通过收集器 18 从热流体通道中吸出, 并通过管道 19 流入压力塔 2 顶部的容器。

第一换热器 7 的长度 (垂直高度) 在具体的实施例中为 1.7 米, 第二换热

器 9 为 2.8 米长，过渡区 8 的垂直高度为 0.6 米，在通道高度(板距)为 6 毫米时，板的堆装高度(图 2 中的垂直高度)等于 1.2 米。

冷凝器—汽化器在部件 4 中集两个不同类型换热器 7, 9 的功能协调一致，但制造费用几乎不高于通常的板式换热器费用。当热流体通道完全可以常规方式设置时，在汽化通道的过渡区 8 中只需采取一些附加措施，即安装倾斜放置的散热片和分隔板 17，以及在汽化通道侧面的开口。总之是一成本低、结构紧凑的布置，它集中了沉降膜汽化器和液体槽汽化器的优点。

说明书附图

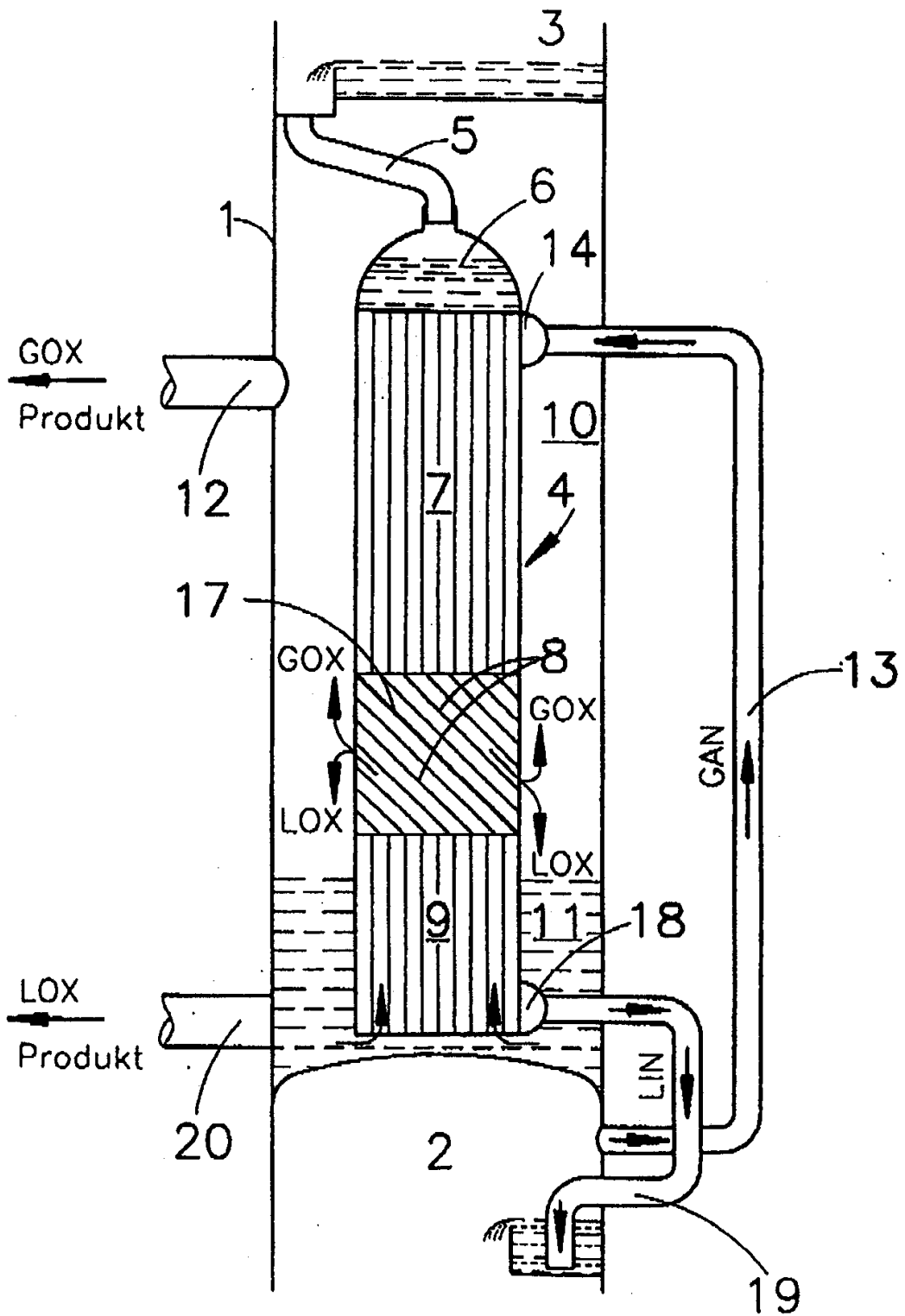


图1

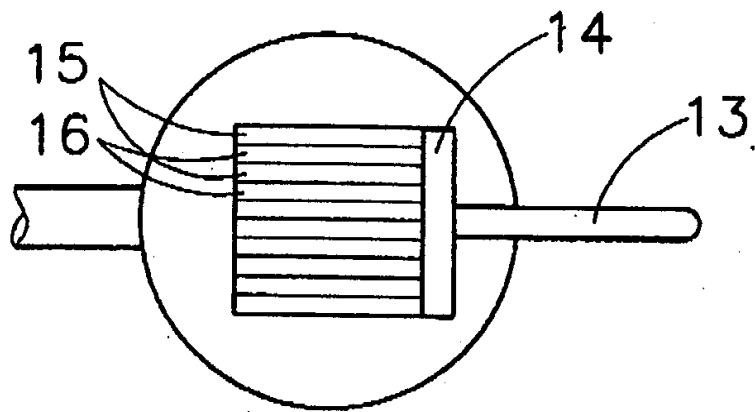


图2