

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl⁷

F25J 3/04

B01D 3/14



[12] 发明专利说明书

[21] ZL 专利号 00134957.0

[45] 授权公告日 2004 年 11 月 10 日

[11] 授权公告号 CN 1175234C

[22] 申请日 2000.12.13 [21] 申请号 00134957.0

[30] 优先权

[32] 1999.12.13 [33] US [31] 09/459561

[71] 专利权人 气体产品与化学公司

地址 美国宾夕法尼亚州

[72] 发明人 R·阿格拉沃尔 D·M·赫尔龙

J·S·乔

审查员 王 森

[74] 专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司

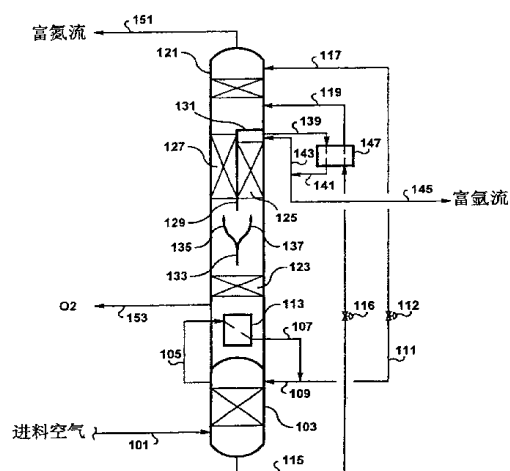
代理人 卢新华 王其灏

权利要求书 4 页 说明书 17 页 附图 8 页

[54] 发明名称 多组份流体的蒸馏方法和由低温空气分离方法生产富氩流的方法

[57] 摘要

一种通过蒸馏把一种多组份进料分离为至少一个富含挥发度最高的组份流，一个富含挥发度最低的组份流和一个富含具有中等挥发度组份流的方法。在一个实施例中，该方法通过低温空气分离方法产生一个富氩流。蒸馏系统至少包括一个蒸馏塔，该塔从其顶部产生一个富氮流，从其塔底产生一个氧产品，并从分隔区产生一个富氩流。分隔区的几何形状使蒸气和液体的分布不良现象减至最小。



ISSN 1008-4274

1. 一种方法，该方法把包含至少三种组份的多组份流体蒸馏为至少三个流，每种组份都有不同的挥发度，所述方法采用一个蒸馏塔系统，该系统至少有一个第一蒸馏塔，在塔内至少设置一个第一蒸馏区和一个第二蒸馏区，该方法包括以下步骤：

在第一蒸馏区和第二蒸馏区之间提供一个中间蒸馏区；

在第一蒸馏区和第二蒸馏区之间并且邻近中间蒸馏区处提供一个分隔区，所述分隔区有一个垂直分离部件和一个邻近垂直分离部件的并使该分隔区的一端封闭的终端分离部件，其中，垂直和终端分离部件使分隔区与中间蒸馏区隔开，且分隔区的等效直径(D_e)至少是分隔区理想直径(D_i)的60%；

把多组份流体输进蒸馏塔系统，其中，流体流的第一部分流入中间蒸馏区，流体流的第二部分流入分隔区，所述流体流包括至少一部分输进蒸馏塔系统的多组份流体；

从分隔区取出一个侧线馏分，所述侧线馏分富含一种挥发度介于最高和最低之间的中等挥发度的组份。

2. 权利要求1的方法，其中，多组份流体是空气，该至少三组份是挥发度最高的氮，挥发度最低的氧和挥发度介于最高挥发度和最低挥发度之间的中等挥发度的氩。

3. 一种方法，该方法用于把空气流蒸馏为至少三个流，所述方

法采用至少有一个第一蒸馏塔的蒸馏塔系统，塔内至少设置一个第一蒸馏区和一个第二蒸馏区，该方法包括以下步骤：

在第一蒸馏区和第二蒸馏区之间提供一个中间蒸馏区；

在第一蒸馏区和第二蒸馏区之间并且邻近中间区处提供一个分隔区，所述分隔区有一个垂直分离部件和一个邻近垂直分离部件的并使该分隔区的一端封闭的终端分离部件，其中，垂直和终端分离部件使分隔区与中间蒸馏区隔开，且分隔区的等效直径（ D_e ）至少是分隔区理想直径（ D_i ）的 60%；

把空气流输进蒸馏塔系统，其中，流体流的第一部分流入中间蒸馏区，流体流的第二部分流入分隔区，所述流体流包括至少一部分输进蒸馏塔系统的空气流；

从分隔区取出富氙流。

4、 权利要求 1 或 3 的方法，其中，流体流是从中间蒸馏区下面的蒸馏区下面上升的一种蒸气。

5、 权利要求 4 的方法，其中，分隔区有一个顶部和一个底部，且液体是在邻近分隔区顶部的一个位置输进分隔区的。

6、 权利要求 5 的方法，其中，液体是通过至少部分冷凝至少部分离开分隔区的蒸气而产生的。

7、 权利要求 1 或 3 的方法，其中，流体流是从中间蒸馏区上面的一个蒸馏区下降的液体。

8、 权利要求 7 的方法，其中，分隔区有一个顶部和一个底部，且蒸气是在邻近分隔区底部的一个位置输进分隔区的。

9、 权利要求 8 的方法，其中，蒸气是通过至少部分汽化部分离开分隔区的液体而产生的。

10、 权利要求 1 或 3 的方法，其中，垂直分离部件是圆柱形的。

11、 权利要求 1 或 3 的方法，其中，垂直分离部件包括一个联接于第一蒸馏塔圆筒形壁的垂直壁。

12、 权利要求 3 的方法，其中，富氫流中的氧含量低于 60 摩尔 %。

13、 权利要求 3 的方法，其中，富氫流被转送到至少另一个蒸馏塔。

14、 一种低温空气分离单元，该单元采用权利要求 1 的方法。

15、 一种低温空气分离单元，该单元采用权利要求 11 的方法。

16、 权利要求 1 的方法，其中，侧线馏分被转送到至少另一个蒸馏塔。

17、 权利要求 1 的方法，该方法包括以下更进一步的步骤：

从中间蒸馏区上面的至少一个蒸馏区上面的一个位置取出一个富含挥发度最高的组份流；

从中间蒸馏区下面的至少一个蒸馏区下面的一个位置取出另一个富含挥发度最低的组份流。

18、 权利要求 1 的方法，其中，多组份流是从由含有氮、氧和氫的混合物，含有苯、甲苯和二甲苯的混合物，含有氮、一氧化碳和甲烷的混合物， C_1-C_5 醇三组份或更多组份的组合和碳氢化合物混合物所组成的组中选出的，所述碳氢化合物混合物是从由戊烷一

己烷—庚烷，异戊烷—戊烷—己烷，丁烷—异戊烷—戊烷，异丁烷—n—丁烷—汽油， C_1 — C_6 碳氢化合物或 C_4 异构物组成的三组份或更多组份的组合所组成的组中选出的。

19、一种蒸馏塔系统，该系统用于把包含至少三种组份的多组份流体蒸馏为至少三个流，每种组份都有不同的挥发度，该系统包括：

一个蒸馏塔，该塔有一个第一蒸馏区和一个第二蒸馏区；

一个中间蒸馏区，该区设置在蒸馏塔内第一蒸馏区和第二蒸馏区之间；

一个分隔区，该分隔区设在第一蒸馏区和第二蒸馏区之间并且邻近蒸馏塔内中间蒸馏区处，所述分隔区有一个垂直分离部件和一个邻近垂直分离部件的并使该分隔区的一端封闭的终端分离部件，其中，垂直和终端分离部件使分隔区和中间蒸馏区隔开，且分隔区的等效直径(D_e)至少是分隔区理想直径(D_i)的60%。

20、权利要求 19 的蒸馏塔系统，其中，垂直分离部件是圆柱形的。

21、权利要求 19 的蒸馏塔系统，其中，垂直分离部件包括一个联接于蒸馏塔圆筒形壁的垂直壁。

22、权利要求 3 的方法，其中，富氫流被转送到一个吸附分离系统。

多组份流体的蒸馏方法和由低温空气分离方法生产富氮流的方法

技术领域

本发明涉及通过蒸馏把多组份进料分离为至少三个流：至少一种富含挥发度最高的组份，至少一种富含挥发性最低的组份和至少一种富含具有中等挥发度的组份。分离是采用蒸馏塔实现的，该塔有一个回收中等挥发度组份的分隔区。本发明还涉及由低温空气分离方法生产富氮流的方法，该生产方法在主蒸馏内采用一个分隔区以便使携氮流精馏并使其富含氮。

背景技术

从空气中回收氮的传统方法是采用双塔蒸馏系统，该系统具有一个较高压力塔和一个较低压力塔，以及一个联接于较低压力塔侧臂精馏塔，较低压力塔与再沸器/冷凝器是热联通的。氧产品从较低压力塔的底部取出，而从较低压力塔的顶部至少取出一个富氮流。由较低压力塔的再沸器提供的蒸气通过塔的底部区域上升，之后被分为两部分。第一部分继续沿较低压力塔升入上面的中间蒸馏区。第二部分从较低压力塔取出并通至侧臂塔。通常这部分含有 5%—15%之间的氮，微量的氧和平衡量的氧，这部分在侧臂塔中精馏以便产生基本上不含氧的富氮流。典型情况是，这种通常被称之为粗氮的富氮流从侧臂塔的顶部取出，其中氧的含量由几个 ppm 到 3 摩尔%。在侧臂塔中的精馏是通过提供一个通过冷凝器的液体回流得到的，该冷凝器位于侧臂塔的顶部。

由于送进侧臂塔的蒸气是由较低压力塔取出的，所以相对于较低

压力塔底部的蒸气流速来说，流到较低压力塔中间区域的蒸气流速必然降低。通常必须采取一些措施以便保持中间区域适当的质量转移性能，例如减小塔中间区域的直径以便保持适当的蒸气速度和/或减小装填密度以便保持适当的液体装载。

一般来说，只要采用侧精馏塔或侧线冷提塔，在主塔（即较低压力塔）的中间蒸馏区的蒸气和液体流速相对该蒸馏区下面和/或蒸馏区上面的流速都会降低。

作为一种方法，在文献中曾提出过隔离壁塔的方法以便更好地利用给定塔的直径，从而降低投资费用。隔离壁塔在一个单一塔壳内包括多个标高相等的蒸馏区。在美国专利 2471134 (Wright 赖特) 中公开了一个采用隔离壁塔的早期例子。赖特表示了如何采用隔离壁由单一蒸馏塔产生三种产品。在赖特的专利中，隔离形成一个分离区，该区的顶部和底部与主蒸馏塔相通。Lestak 和 Collins 在 [“Advanced Distillation Saves Energy and Capital”, Chemical Engineering, Pages 72-76 July 1997] 中进一步讨论了赖特公开的隔离壁塔。Christian, Skogestad 和 Lien 在 [“Partitioned Pellyuk Arrangements for Quaternary separations”, Distillation and Adsorption 97, Institution of Chemical Engineers Series No. 142, Pages 745-746, 1997] 中公开了隔离壁塔的进一步应用。

在文章 “Multicomponent Distillation theory and practice” [Page 198, figure VI-4e, Published by MOSCOW Chemie 1983] 中作者 Petluyuk 和 Cerifimow 公开了一种隔离壁塔的结构，其中隔离壁是圆柱形的，且形成一个环形分离区，该区的顶部和底部与主蒸馏塔相通。

美国专利 5946942 (Wong 等人) 公开了如何把隔离壁原理应用于

空气分离。Wong 公开了一种装置，其中较低压力塔包括一个环形内壁。在较低压力塔的环形内壁和外壳之间所包含的区域构成产生氩产品的区域。这种氩回收隔离壁塔的缺点源于所用装置的几何形状，下面对此进行说明。

Wong 所讲述的氩精馏区的横截面的几何形状是环形的。在环形区的顶部，上升的蒸气必被收集并被取出。如果使用单一出口管，那么圆环最远处的蒸气必须比最近处的蒸气通过远得多的距离。这就导致在下面的分离区内蒸气流分布不良现象。同样，液体分布不良现象也是人们所关心的问题，特别是如果下面分离区采用装填方式(Packing)更是这样。采取一些措施有可能减小分布不良现象，例如采用多个出口和入口管道，但其结果是设计更复杂，成本更高。而且，采用环形几何形状产生相当大的壁表面面积。当采用装填(Packing)时，不鼓励用大的壁表面面积，这是因为液体趋于迁移到壁处，从而导致液体流动的分布不良现象。

人们希望有一种利用隔离壁概念的方法，它能使在蒸馏塔的氩区中蒸气和液体的分布不良现象减至最小。

人们也希望有一种利用隔离壁概念的方法，它能使在回收在富含中等挥发度组份的任何分隔区中蒸气和液体的分布不良现象减至最小。

人们还希望有一种分离多组份液体的方法，它能克服现有技术的困难和缺点，以便提供更好、更多的优异结果。

发明内容

本发明是一种把至少包含三种组份的多组份流体蒸馏为至少三个流的方法，每一组份都有不同的挥发度。这里有本发明的几个实施例和这些实施例的几个修正案。

本发明的第一个实施例是把至少包含三种组份的多组份流体蒸馏为至少三个流的方法，每个组份都有不同的挥发度。该方法采用至少有一个蒸馏塔的蒸馏塔系统，该塔内至少设置一个第一蒸馏区和一个第二蒸馏区。该方法包括多个步骤。第一个步骤是在第一蒸馏区和第二蒸馏区之间提供一个中间蒸馏区。第二个步骤是在第一蒸馏区和第二蒸馏区之间并且邻近中间蒸馏区处提供一个分隔区。分隔区有一个垂直分离部件并在邻近垂直分离部件处有一个使分隔区的一端封闭的终端分离部件。垂直和终端分离部件使分隔区与中间蒸馏区隔开，且分隔区的等效直径 (D_e) 至少是分隔区理想直径 (D_i) 的 60%。第三个步骤是把多组份流体送进蒸馏塔系统，其中流体流的第一部分流入中间蒸馏区，流体流的第二部分流入分隔区，所述流体流包括至少一部分输进蒸馏塔系统的多组份流体。第四个步骤是从分隔区取出一个侧线馏分，所述侧线馏分是富含最高挥发度和最低挥发度之间的一个中等挥发度组份的。

第二个实施例类似于第一个实施例，但包括两个附加的步骤。第一个附加步骤是从中间蒸馏区上面的至少一个蒸馏区以上的一个位置取出富含挥发度最高的组份流。第二个附加步骤是从中间蒸馏区下面的至少一个蒸馏区以下的一个位置取出富含挥发度最低的另一组份流。

另外，第一个实施例有许多修正案，例如，在一个修正案中，流体流是从中间蒸馏区下面的蒸馏区下面上升的蒸气。在该修正案的一个修正中，分隔区有一个顶部和一个底部，且液体在邻近分隔区顶部的一个位置送进分隔区。在该修正的一个修正中，液体是通过至少部分冷凝离开该分隔区的至少部分蒸气而产生的。

在第一实施例的另一个修正案中，流体流是从中间蒸馏区上面的

蒸馏区下降的液体。在该修正案的一个修正中，分隔区有一个顶部和一个底部，并且蒸气在邻近分隔区底部的一个位置被送进分隔区。在该修正的一个修正中，蒸气是通过至少部分汽化离开分隔区的至少部分液体而产生的。

在第一实施例的另一个修正案中，垂直分离部件是圆柱形的。在再另一个修正案中，垂直分离部件包括联接于第一蒸馏塔圆筒形壁的一个垂直壁。

在第一实施例的另一个修正案中，侧线馏分被转送到至少另一个蒸馏塔。

本发明可用于蒸馏至少包含三种组份的各种多组份流体。例如，多组份流体可以是来自由氮 / 氧 / 氩混合物、苯 / 甲苯 / 二甲苯混合物，氮 / 一氧化碳 / 甲烷混合物，由 C_1 到 C_5 醇的三组份或更多组份的组合，和碳氢化合物混合物所组成的组中选出的，所述碳氢化合物混合物是从由戊烷—己烷—庚烷，异戊烷—戊烷—己烷，丁烷—异戊烷—戊烷，异丁烷—*n*-丁烷—汽油和从 C_1 — C_6 碳氢化合物或 C_4 异构物的三组份或更多组份的组合组成的组中选出的。

作为另一个例子，多组份流体可以是空气，而至少三组份是挥发度最高的氮，挥发度最低的氧和介于最高挥发度和最低挥发度之间的中等挥发度的氩。

本发明的第三个实施例是把空气蒸馏为至少三个流的方法。该方法采用至少有一个蒸馏塔的蒸馏塔系统，塔中设置至少一个第一蒸馏区和一个第二蒸馏区。方法包括多个步骤。第一个步骤是在第一蒸馏区和第二蒸馏区之间设置一个中间蒸馏区。第二个步骤是在第一蒸馏区和第二蒸馏区之间并且邻近中间蒸馏区处提供一个分隔区。分隔区有一个垂直分离部件和在邻近垂直分离部件处的一个使分隔区的一端

封闭的终端分离部件。垂直和终端分离部件使分隔区与中间蒸馏区隔开，且分隔区的等效直径 (D_e) 至少是分隔区理想直径 (D_i) 的约 60%。第三个步骤是把空气流送进蒸馏塔系统，其中流体流的第一部分流入中间蒸馏区，流体流的第二部分流入分隔区，所述流体流包括至少一部分输进蒸馏塔系统的空气流。第四个步骤是从分隔区取出富氩流。

第三个实施例有许多修正案。在一个修正案中，流体流是从中间蒸馏区下面的蒸馏区下面上升的蒸汽。在该修正案的一个修正中，分隔区有一个顶部和一个底部，且液体是在邻近分隔区顶部的一个位置送进分隔区的。在该修正的一个修正中，液体是通过至少部分冷凝离开分隔区的至少部分蒸气而产生的。

在第三个实施例的另一个修正案中，流体是从中间蒸馏区上面的蒸馏区下降的液体。在该修正案的一个修正中，分隔区有一个顶部和一个底部，且蒸气是在邻近分隔区底部的一个位置送进分隔区的。在该修正的一个修正中，蒸气是通过至少部分汽化离开分隔区的一部分液体而产生的。

在第三个实施例的另一个修正案中，垂直分离部件是圆柱形的。在再一个修正案中，垂直分离部件包括联接于第一蒸馏塔圆筒形壁的一个垂直壁。

在第三实施例的另一个修正案中，富氩流的氧含量低于约 60 摩尔%。

在另一个修正案中，富氩流被转送到至少另一个蒸馏塔。在再一个修正案中，富氩流被转送到一个吸附分离系统。

本发明的另一个方面是一个空气分离单元，该单元可采用上面讨论的任何实施例或修正案的方法。例如，本发明包括一个低温空气分

离单元，该单元采用第一实施例或第三实施例的方法。

本发明也包括一种把至少包含三种组份的多组份流体蒸馏为至少三个流的蒸馏塔系统，每个组份都有不同的挥发度。该蒸馏塔系统包括：有第一蒸馏区和第二蒸馏的蒸馏塔；在蒸馏塔中的第一蒸馏区和第二蒸馏区之间设置的中间蒸馏区；和在蒸馏塔中第一蒸馏区和第二蒸馏区之间并且邻近中间蒸馏区处设置的分隔区。分隔区有一个垂直分离部件和邻近垂直分离部件的使分隔区的一端封闭的终端分离部件，其中垂直和终端分离部件使分隔区与中间蒸馏区隔开，且分隔区的等效直径（ D_e ）至少是分隔区理想直径（ D_i ）的60%。

本发明还包括蒸馏塔系统的几个修正案。在一个修正案中，垂直分离部件是圆柱形的。在另一个修正案中，垂直分离部件包括联接于蒸馏塔圆筒形壁的一个垂直壁。

附图说明

图1是本发明一个实施例的示意图；

图2A是本发明所采用蒸馏塔中分隔区的立体示意图；

图2B是本发明所采用的一个塔中的分隔区的示意俯视图；

图3说明不同类型分隔区几何形状的俯视图；

图4说明附加类型分隔区几何形状的俯视图；

图5是本发明另一个实施例的示意图；

图6是本发明再一个实施例的示意图；

图7是本发明用于分离器组份混合物的一个实施例的示意图；

图8是本发明用于分离器组份混合物的另一个实施例的示意图。

具体实施方式

本发明是一种用于在一种至少有一个蒸馏塔的蒸馏系统中分离多组份进料的方法，该方法从塔顶产生至少一种富含挥发度最高的组份

流，从塔底产生至少一种富含挥发度最低的组份流，并从塔内的分隔区产生至少一种富含中等挥发度的组份流。该方法包括以下步骤：

- a) 来自至少一个塔的流体流至少被分为两部分；
- b) 步骤 a) 的第一部分流入至少一个蒸馏塔的中间蒸馏区；
- c) 步骤 a) 的第二部分流入至少一个蒸馏塔的分隔区，所述分隔区包括一个垂直分离部件和一个终端分离部件，以便在除所述分隔区入口之外的所有位置使所述分隔区与中间蒸馏区隔开；
- d) 所述第二部分流经分隔区并作为富含中等挥发度组份流从终端分离部件中的出口或垂直分离部件中的出口从所述分隔区排出；
- e) 分隔区的等效直径至少是分隔区理想直径的 60%，其中等效直径定义为垂直分离部件所围住的流动横截面积除以垂直分离部件形成的周长所得商的四倍，而理想直径是一个圆的直径，该圆的流动横截面积与垂直分离部件所围住的流动横截面积相等。

本发明也是一个在至少包括一个蒸馏塔的蒸馏系统中进行低温空气分离的方法，该方法至少从塔顶产生一个富氮流，从塔底产生一个氧产品流，从塔中的分隔区产生一个富氩流。该方法包括以下步骤：

- a) 从该至少一个蒸馏塔中而来的流体流至少被分为两部分。
- b) 步骤 a) 的第一部分流入该至少一个蒸馏塔的中间蒸馏区。
- c) 步骤 a) 的第二部分流入该至少一个蒸馏塔的分隔区，所述分隔区包括一个垂直分离部件和一个终端分离部件，以便使所述分隔区可在除所述分隔区入口的以外的所有位置与中间蒸馏区隔开；
- d) 所述的第二部分流经分隔区并通过所述终端分离部件的出口或者垂直分离部件的出口作为富氩流从所述分隔区排出；
- e) 分隔区的等效直径至少是分隔区理想直径的 60%，其中等效直径定义为垂直分离部件所围住的流动横截面积除以垂直分离部件形

成周长所得商的四倍，理想直径是一个圆的直径，该圆的流动横截面积与垂直分离部件所围住的流动横截面积相等。

为了说明等效直径的概念和进一步叙述本发明，在图 1（它说明方法）中表示出一个基于空气分离的例子，图 2A 和 2B 说明分隔区的几何形状。为说明起见，多组份进料包括挥发度最高的氮，挥发度最低的氧和中等挥发度的氩。

在图 1 中，不含重组份（如水和二氧化碳）并被冷却到一个适当温度的压缩空气进料流作为流 101 被引到较高压力塔 103 的底部。该空气进料流的压力一般高于 3.5 个大气压而低于 24 个大气压，优选范围为 5—10 个大气压。到达较高压力塔的进料被蒸馏为塔顶的较高压力氮蒸气流 105 和塔底的粗液氧流 115。氮蒸气流 105 在再沸器 / 冷凝器 113 中被冷凝以便产生流体流 107，之后该流体流 107 被分为两个流 109 和 111。流 109 作为回流，流回到较高压力塔，流 111 最终通过阀 112 降压并作为回流 117 被导入较低压力塔 121 的顶部。虽然没有画出（为了简单），但较低压力塔的回流 111 常通过与原先引入较低压力塔 121 的另一个流的间接热交换而被冷却。粗液氧流 115 受到任何选择次数的间接热交换，在通过阀 116 降压之后最终作为流 119 被引入较低压力塔。

送进较低压力塔 121 的进料被蒸馏为塔顶的较低压力氮蒸气流 151 和塔底的氧流 153。蒸气流 133 从较低压力塔的底部蒸馏区 123 流出，可含 3%—25% 的氩，但典型情况是含 5%—15% 的氩。流 133 被分为两部分：第一部分 135 和第二部分 137。

第一部分 135 流入中间蒸馏区 127。第二部分 137 流入分隔区 125，分隔区包括一个垂直分离部件 129 和一个终端分离部件 131 以便使分

隔区 125 与中间蒸馏区 127 隔开。蒸气流 137 通过分隔区 125 上升并被精馏以便产生富氩流 139。流 139 在换热器 147 中至少部分被冷凝以便产生流 141。之后流 141 被分为两个流 143 和 145。流 143 作为回流流回分隔区 125；流 145 由蒸馏系统排出。换热器 147 的致冷是在粗液氧流 115 通过阀 116 降压之后通过部分汽化粗液氧流 115 提供的。

理想情况是，中间区 127 需要约 20—25 级分离。如果分隔区 125 包括相似级数的分离，那么在富氩流中氧的含量通常为 10 摩尔%，但可在 3 摩尔%和 60 摩尔%之间的范围。富氩流的这种纯度足以使它从蒸馏塔中泄出而不太多地增加氧的损失。事实上，这种“氩泄出”（Argon-rejection）模式的工作将增加蒸馏系统的氧回收，这是因为隔离塔使在较低压力塔底部的蒸馏区 123 中的氧—氩分离更容易。

图 2A 和 2B 表示分隔区的一种可能结构。参考图 2A，垂直分离部件 129 包括一个垂直板和与分隔区 125 接触的塔壁部分。当从顶部观看（图 2B）时，垂直板形成长度为 L 的一条线，而与分隔区相接触的那部分塔壁形成一个长度为 C 的弧。当从顶部观看（图 2B）时，终端分离部件 132 的面积为 A。富氩蒸气流 139 和分隔区的回流 143（到分隔区的）表示为通过蒸气出口管道 138 和导管 142 离开 / 进入塔。另外，这些流可以通过终端分离部件 131 而进入 / 离开。

在图 2B 中，垂直分离部件所包围的流动横截面积表示为阴影区并标记为 A。垂直分离部件所形成的周长为垂直板的投影长度 L 加上沿塔壁的投影长度 C。等效直径（De）是在流体流动中通用的术语并被定义为流动横截面积除以周长所得商的四倍。例如：

$$De=4A/(L+C)$$

等效直径提供了一个“圆度”的量度。理想情况是，希望分隔区的俯视图（图 2B）是圆的。这种几何形状趋向使从分隔区的各个位置到出口嘴（蒸气出口管道 138）的蒸气流路更一致，因而减小了蒸气流动的分布不良现象。除此之外，圆形几何形状的周长最短，因而最适合于减少液体沿壁向下的流动。如果分隔区的俯视图（图 2B）是圆的，且投影面积是 A，那么理想直径将是：

$$D_i = (4A / \pi)^{1/2}$$

按照本发明，等效直径与理想直径之比必须大于 0.6。

富氦流 139 的蒸气出口管道 138 的横截面积典型地是横截面积 A 的 10%。应该注意的是，为了清楚起见，图 2 中表示的蒸气出口管道比按比例的小。

图 3 和图 4 说明不同类型的分隔区几何形状的俯视图，图 3 和图 4 按出口管道的横截面积的尺寸比例画出，管道面积表示为黑色实圆，其面积等于分隔区横截面积的 10%，分隔区横截面积用交叉线阴影表示。图 3 相应于一个分隔区，其横截面积是塔的总横截面积的 25%。图 4 相应于一个分隔区，其横截面积为塔的总横截面积的 50%。实施本发明所要求的横截面积典型地在图 3 和图 4 所表示的范围内。

图 3 (a) 表示位于塔横截面中心的圆柱形分隔区。图 3 (b) 表示位于偏离塔中心的同样的圆柱形分隔区。图 3 (c) 表示包围在一根弦和塔壁之间的一个分隔区。图 3 (d)、3(e) 和 3(f) 分别表示一个馅饼形、一个等边三角形和一个正方形。图 3 (g) 表示包围在两根弦之间的分隔区。最后，图 3 (h) 表示美国专利 5946942 (Wong 等人) 讲述的现有技术的结构。

图注中也表示出了每种结构的等效直径与理想直径之比 (D_e/D_i)。对于图 3(a)–3(f)表示的结构,交叉线阴影面积的大部分在嘴(蒸气出口管道)的一个管道直径之内。在图 3(g)中,交叉线阴影面积的大部分区域在嘴(蒸气出口管道)两个管道直径内。对于图 3(h)讲述的现有技术结构,可以看出有两个特点。第一,它不可能使嘴投影到交叉线阴影截面上。第二,蒸气元素离开交叉线阴影区域所必须通过的路程长度变化相当大。

正如原来所指出的那样,图 3 反映出相当小的分隔区(即塔的总截面积的 25%)。图 4 表示分隔区占塔的总横截面积 50%情况下的相同结构。这里图 4(a)–4(g)说明交叉线阴影区的大部分区域在嘴(蒸气出口管道)的两个管道直径之内。同样,图 4(h)中的现有技术的结构遇到对图 3(h)讨论过的同样限制。

在图 3(a)–3(g)和图 4(a)–4(g)表示的结构中,一些图形说明与主蒸馏塔外壁接触的分隔区的一些部分。这使得可以从中间蒸馏区输进中间进料和/或取出中间产品而不必穿过或者说通过分隔区。

在讨论图 1 的实施例中,应该注意的是;富氙流 139 的氧含量可能相当高,因而可能不适合于提交给客户。可以通过把分隔区在塔内向上扩展到中间区 127 终端之外的位置来增加富氙流的纯度。这就增加了分隔区的分离级数因而能够生产出纯度更高的氙流。在一定情况下需要把分隔区一直扩展到蒸馏塔 121 的顶部,因此终端分离部件可能成为塔 121 头部的一部分。在另外一些情况下也可能需要使用图 5 表示的实施例。

正如图 5 所表示的那样,在该方法中已经附加了一个蒸馏塔 541。

该塔接收富氩流 139 作为进料，并从其顶部产生脱氧流 545。流 545 在换热器 147 中至少部分被冷凝以便形成流 549，之后流 549 被分为两部分 551 和 553。流 553 是最终的氩产品，但可能含有氧和氮，因此可以实施进一步纯化步骤。流 551 作为回流流回到塔 541，通过塔向下流，从塔底流出，如果需要的话，在泵 543 中进行泵送，然后作为流 143 回流到分隔区 125。塔 541 可提供宽范围的分离级。典型情况是采用 20—200 级分离，这取决于所要求的流 545 的氧含量。

另外，人们可以采用蒸馏以外的方法来进一步纯化富氩流 139。例如，可以使富氩流从方法中排出并通到去除氧、氮或二者的吸附分离系统（未示出）。这种吸附分离可以在单床或多床中进行并可在冷、温或甚至热的温度下进行。氧也可以通过催化氧化步骤去除。薄膜分离方案也可以代替蒸馏纯化。也可以联合采用蒸馏和上述三种另外方法之一的组合来进一步纯化富氩流 139。

在所进行的讨论中，分隔区 125 接收蒸气流 137 作为底部进料。如图 6 所示，也可以使分隔区接收液体作为顶部进料。在图 6 中，不含重组份（如水和二氧化碳）并被冷却到一个适当温度的压缩空气进料流作为流 101 被引到较高压力塔 103 的底部。进料空气流的压力一般高于 3.5 个大气压而低于 24 个大气压，优选范围 5—10 个大气压。到较高压力塔的进料被蒸馏为塔顶的较高压力的氮蒸气流 105 和塔底的粗液氧流 115。氮流 105 在再沸腾冷凝器 113 中被冷凝以便产生液体流 107 之后，液体流 107 被分为两个流 109 和 111。流 109 作为回流流回到较高压力塔；流 111 作为回流 117 最终被导至较低压力塔 121 的顶部。粗液氧流 115 受到任何选择次数的间接热交换并最终作为流 119 被引到较底压力塔。

到达较低压力塔 121 的进料被蒸馏为塔顶的较低压力的氮蒸气流 151 和塔底的氧流 153。液体流 633 流出较低压力塔顶部的蒸馏区 623 并被分为两个流：第一部分 635 和第二部分 637。第一部分 635 流入中间蒸馏区 127。第二部分 637 流入分隔区 125，分隔区 125 包括一个垂直分离部件 129 和一个终端分离部件 131 以便使分隔区和中间蒸馏区 127 隔开。液体流 637 通过分隔区 125 下降并被蒸馏以便产生富氩流 639。流 639 在换热器 147 中至少部分被汽化以便产生流 641，之后流 641 被分为两个流，643 和 645。流 643 作为蒸出流 (boilup) 回流到分隔区 125，富氩流 645 由蒸馏系统中排出，换热器 147 的热输入由冷却粗液氧流 115 来提供。在这种工作模式中，流 637 基本上不含氧，且由分隔区完成氮-氩分离。

在图 1 和图 5 中，换热器 147 的致冷是由部分汽化粗液氧流 115 得到的。本专业的技术人员会明白，在换热器 147 中有适当温度推动力的任何液体流都可以成为粗液氧流的替代流。这种流的例子包括冷凝的空气流或液氮流。

在图 1, 5 和 6 中，氧产品流 153 作为蒸气流表示为从较低压力塔 121 中取出的流。但是本发明不限于这样一种工作方式。本专业的技术人员会明白，氧产品流 153 可以作为液体流从较低压力塔中取出，被泵送到更高的压力，然后被汽化并被加热。以这种方式产生的气态氧也可以提交给最终用户之前进行有选择的压缩。这种技术通常被称之为泵浦-Lox (Pumped-Lox)。为了方便泵送氧流的汽化，一个通用的方法是压缩一种适当的气体，冷却它，然后再通过与液氧的间接热交换来冷凝它。用于此目的气体的例子包括进料空气和从空气分离单元循环回来的氮蒸气。当空气用于此目的时，冷凝的高压空气用作送

到较高压力塔 103、较低压力塔 121 或二者的进料。

在本发明中也可以以类似于粗液氧的方式来使用冷凝的空气。例如，可以冷却冷凝空气以便为图 6 中的换热器 147 提供热输入。同样，在冷却和 / 或适当降压之后，冷凝的空气也可以用于提供图 1 和图 5 中换热器 147 的致冷。与冷凝的空气一样，也可从较高压力塔中取出任何液体流并用于图 1, 5 和 6 中的换热器 147。

在图 6 中，换热器 147 的热输入由冷却粗液氧来提供。如上所述，也可以冷却其他适当的热流体。另外，可以在图 6 的换热器 147 中冷凝一种流体以便提供热输入。这种流体的例子包括来自较高压力塔的部分蒸气氮或者部分蒸气空气。

在图 1, 5 和 6 中没有对任何蒸馏区的质量交换装置的性质作说明。本专业的技术人员会明白，单独使用或联合使用的筛盘、泡罩塔盘、浮阀塔板、无规则装填或结构装填都适用于本发明。

图 1, 5 和 6 的实施例说明本发明应用于双塔蒸馏系统的情况。本专业的技术人员会明白，为清楚起见在这些图中表示的双塔蒸馏方法已被简化。双塔系统常常有其他进料。例如，1) 为了致冷可使进料空气流的一部分膨胀并送进较低压力塔 121；2) 可以从较低压力塔取出多种氧产品；3) 可以从较低压力塔 121 中的进料流 119 上面的位置或者从较高压力塔 103 取出另一个富氮流。

虽然双塔结构对于从空气中回收氧和氮是最通用的，但是本发明不限于这样一些结构。例如对于从空气中回收氧有单塔方法。为了产生富氮流可以容易地把分隔区结合进这样一些方法，在这种情况下本发明也是适用的。

在图 1, 5 和 6 中换热器 147 表示在较低压力塔 121 之外。但是

也可以把换热器 147 安置在较低压力塔 121 之内, 在某些情况下这样更可取一些。

本发明可以用于分离包含三种组份以上的多组份进料。在图 7 和图 8 中表示了两个例子并将在下面对它们进行叙述。

图 7 表示一个分离四组份混合物的例子。组份 A 的挥发度最高; 组份 D 的挥发度最低; 组份 B 和 C 具有中等挥发度。多组份进料 709 被引入蒸馏塔 701, 蒸馏塔 701 有一个冷凝器 702, 一个再沸器 704, 一个中间蒸馏区 705 和一个分隔区 703。富含挥发度最高组份 A 流作为流 715 从塔 701 的顶部取出。在该例中, 流 715 还包含一种中等挥发度的组份 B。富含挥发度最低组份 D 的流 711 从塔 701 的底部取出。富含中等挥发度组份 C 的流 713 从分隔区 703 产生。该流的一部分在再沸器 706 中被汽化并作为蒸出流 (boilup) 回流到分隔区。接着流 715 被输进下游蒸馏塔 707, 蒸馏塔 707 有一个冷凝器 708 和一个再沸器 710。塔 707 从其塔顶产生一个富含组份 A 的流体作为流 719, 从塔底产生一个富含组份 B 的流体作为流 717。

图 8 表示另一个分离四组份混合物的例子。组份 A 的挥发度最高; 组份 D 的挥发度最低; 组份 B 和 C 具有中等挥发度。多组份进料 809 被引到蒸馏塔 801, 蒸馏塔 801 有一个冷凝器 802, 一个再沸器 804, 一个中间蒸馏区 805 和一个分隔区 803。富含挥发度最高组份 A 的流作为流 815 从塔 801 的顶部取出。富含挥发度最低组份 D 的流作为流 811 从塔 801 的底部取出。在该例中, 流 811 也含有中等挥发度的组份 C。富含中等挥发度组份 B 的流 813 从分隔区 803 产生, 该流的一部分在冷凝器 806 中被冷凝并作为回流流回到分隔区 803。之后流 811 被输进下游蒸馏塔 807, 塔 807 有一个冷凝器 808 和一个再沸器 810。

塔 807 从其塔顶产生富含组份 C 的流体作为流 819，而富含组份 D 的流体则从塔底产生作为流 817。

图 7 和图 8 表示的结构也可应用于包含四组份以上的进料流，这对本专业的技术人员是显而易见的。

虽然这里所做的说明是参考一定的特定实施例进行的。但本发明决不限于所表示的细节。更正确地说，在不离开本发明的精神的情况下，在权利要求书的范围内和权利要求书的相当内容范围内可对这些细节做各种修正。

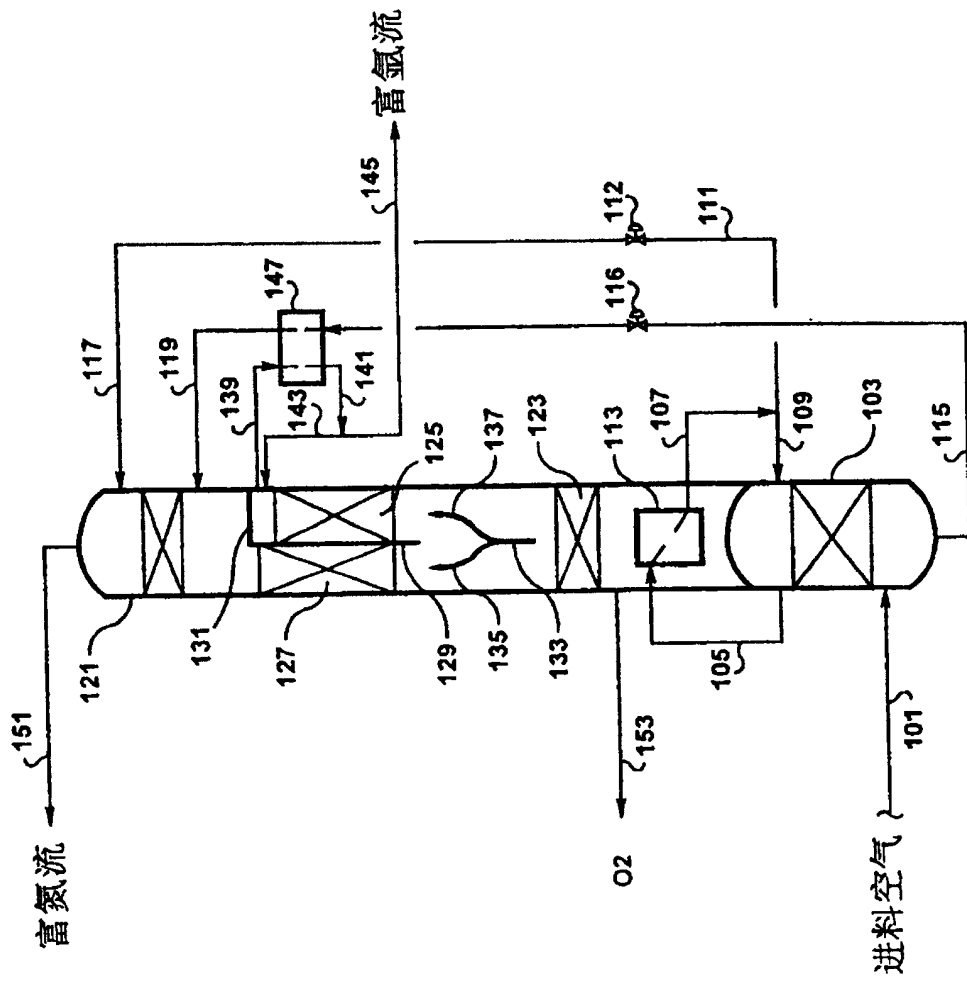


图 1

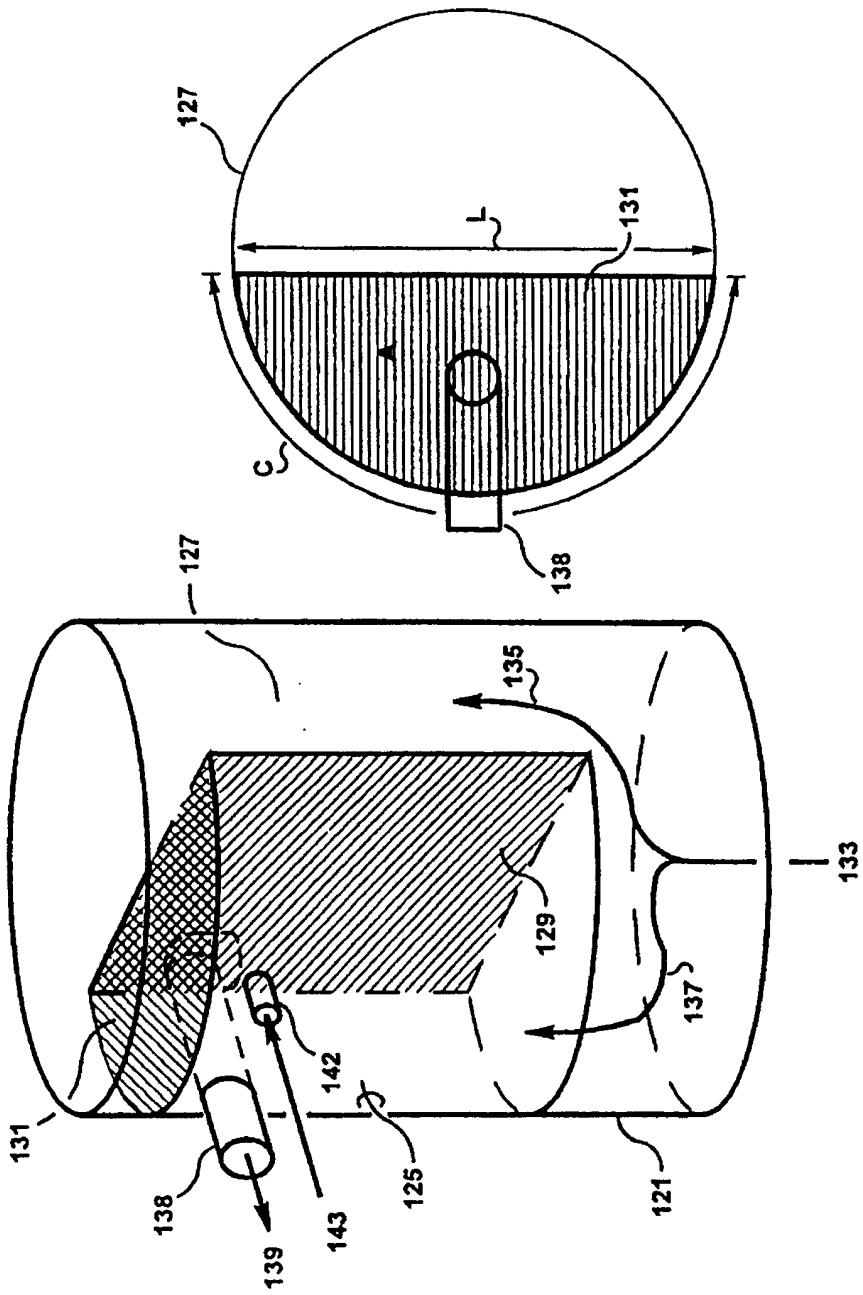


图 2B

图 2A

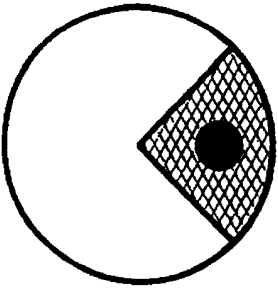


图 3(d)
 $De/Di = 0.88$

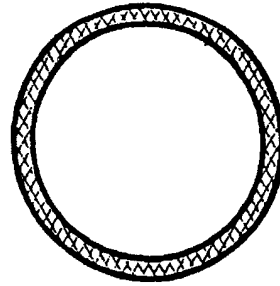


图 3(h)
 $De/Di = 0.27$

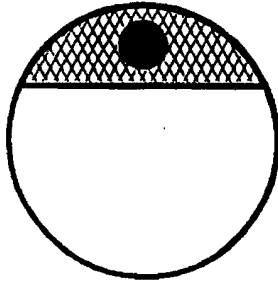


图 3(c)
 $De/Di = 0.76$

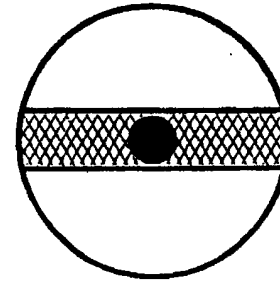


图 3(g)
 $De/Di = 0.67$

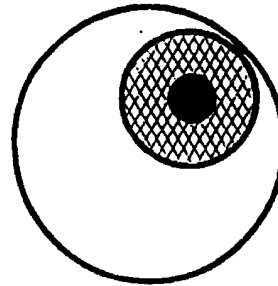


图 3(b)
 $De/Di = 1.0$

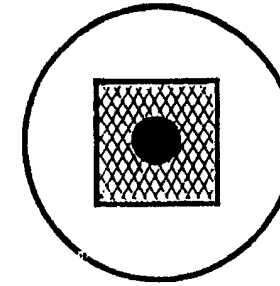


图 3(f)
 $De/Di = 0.89$

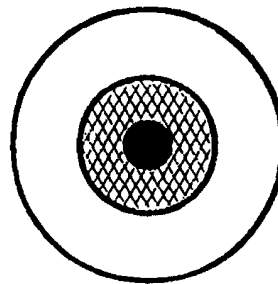


图 3(a)
 $De/Di = 1.0$

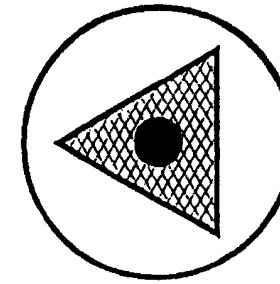


图 3(e)
 $De/Di = 0.78$

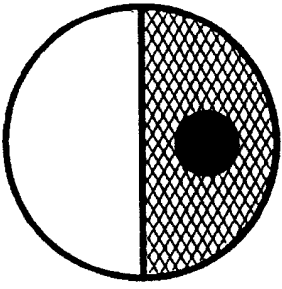


图 4(d)
 $De/Di = 0.86$

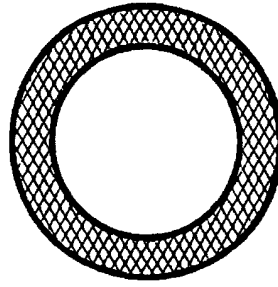


图 4(h)
 $De/Di = 0.41$

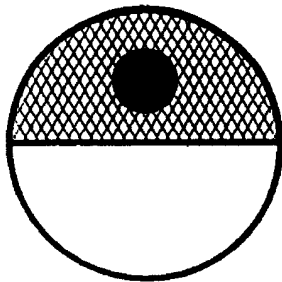


图 4(c)
 $De/Di = 0.86$

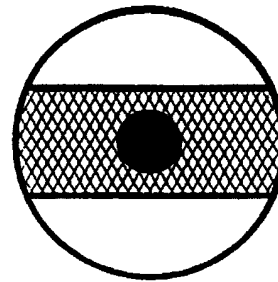


图 4(g)
 $De/Di = 0.83$

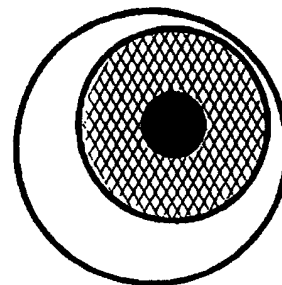


图 4(b)
 $De/Di = 1.0$

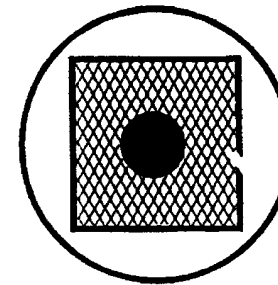


图 4(f)
 $De/Di = 0.89$

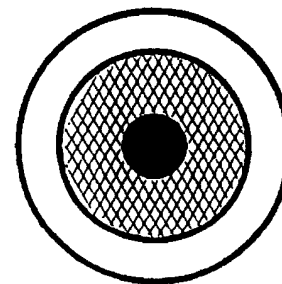


图 4(a)
 $De/Di = 1.0$

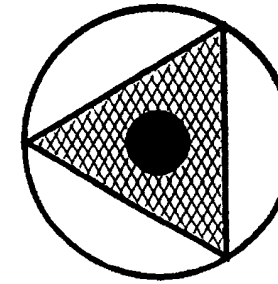


图 4(e)
 $De/Di = 0.78$

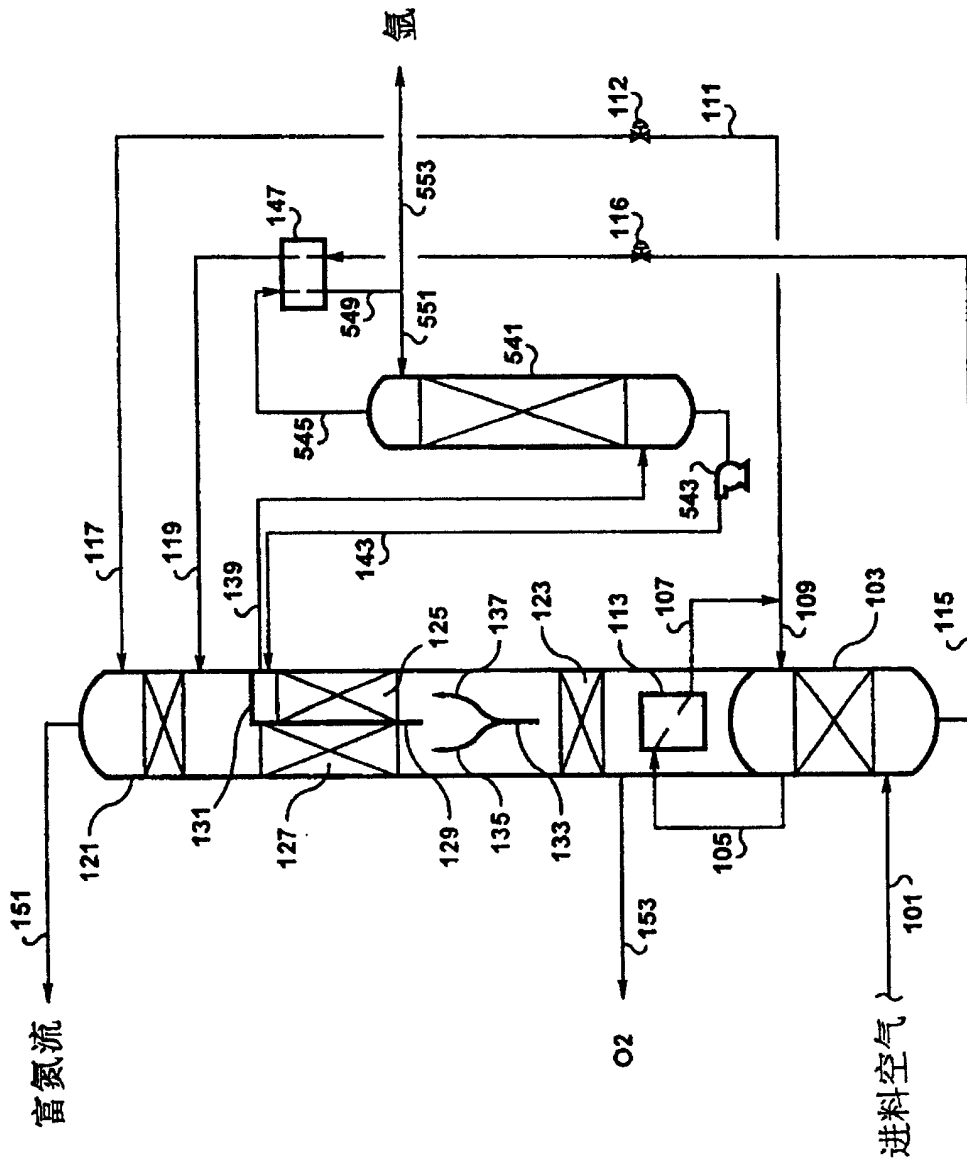


图 5

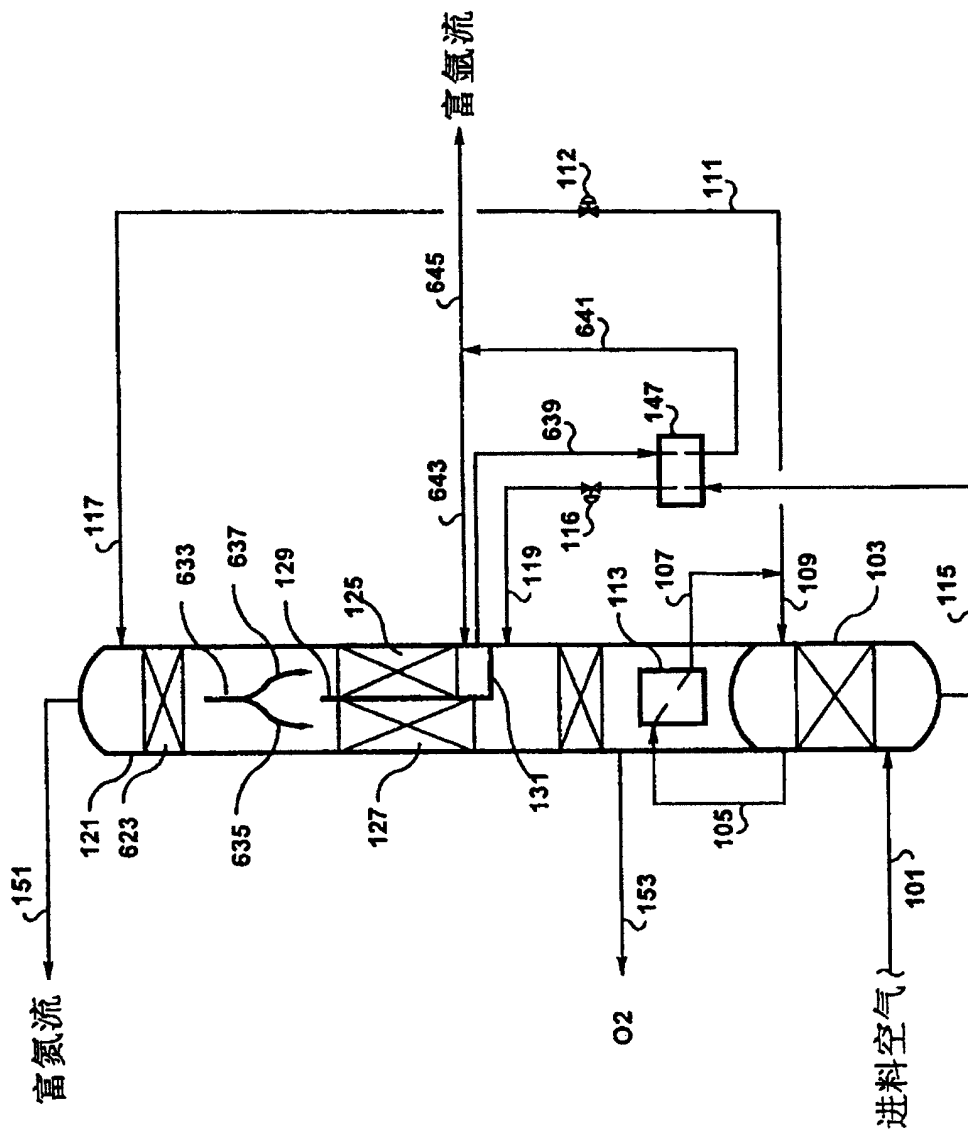


图 6

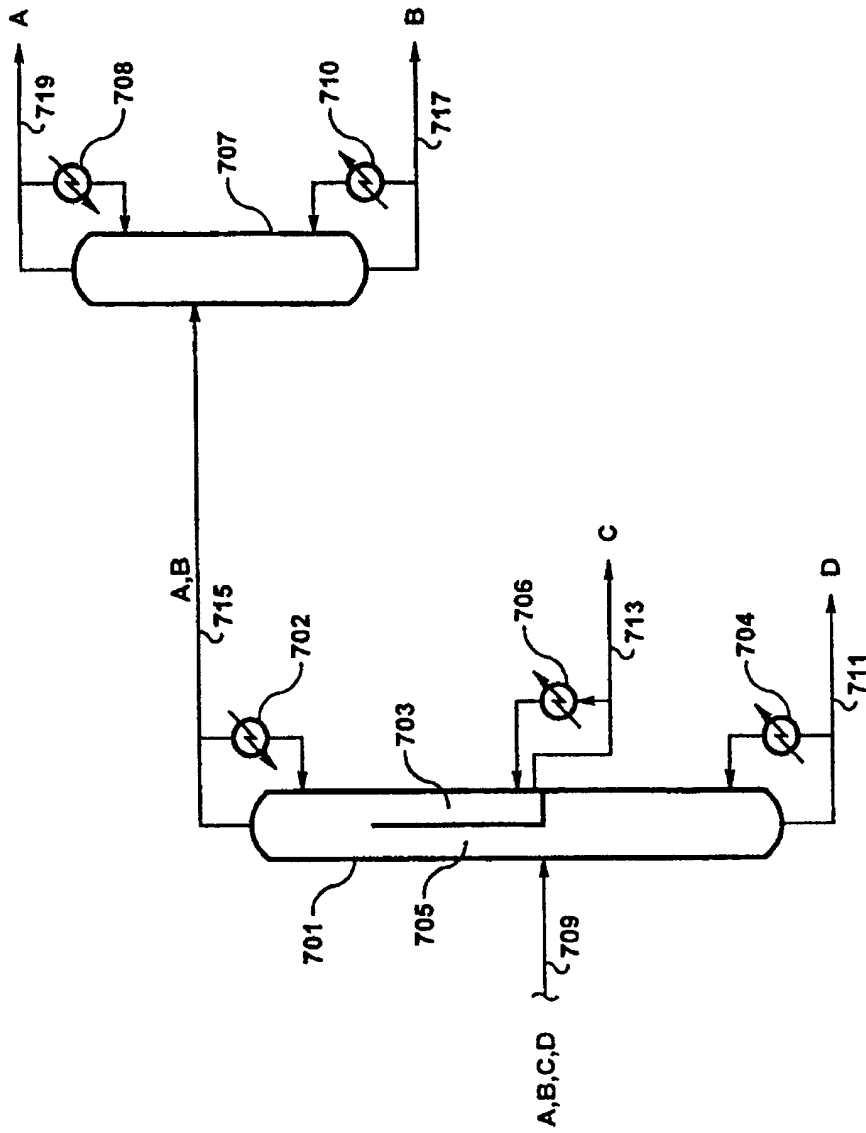


图 7

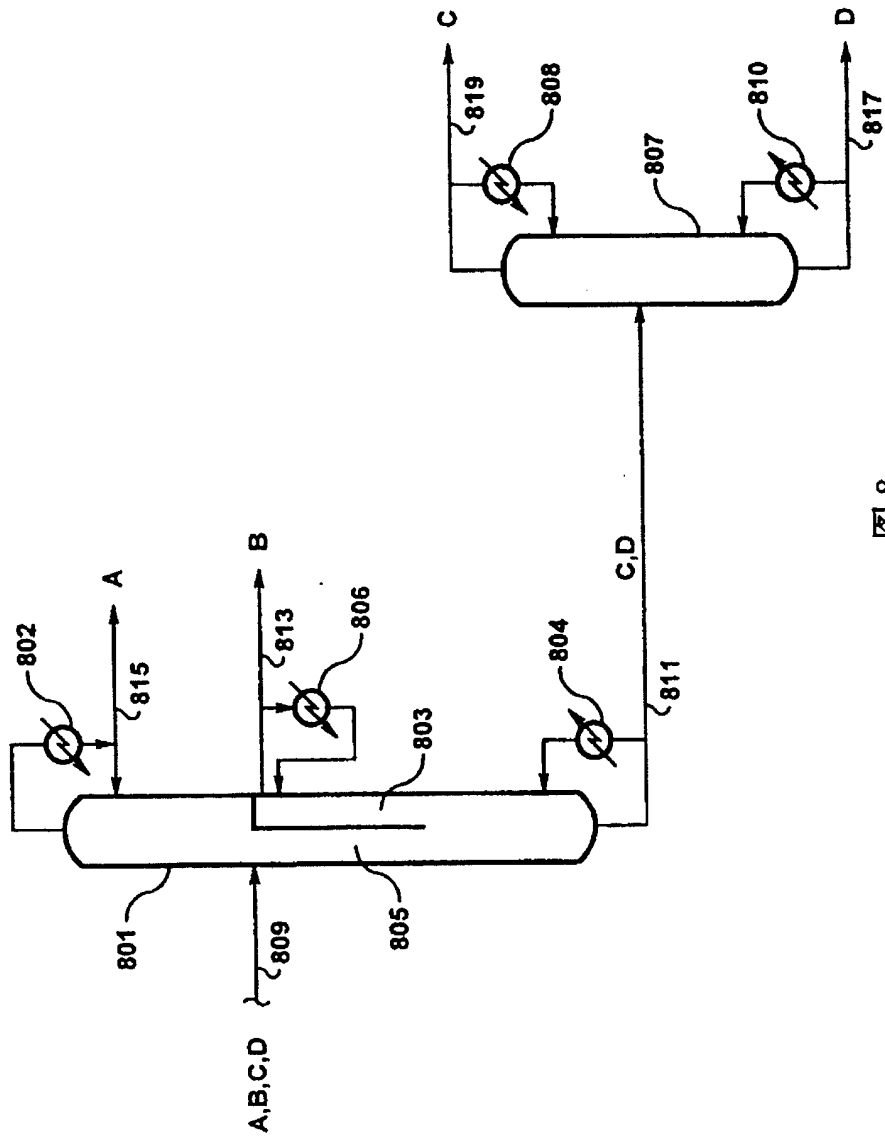


图 8