



[12] 发明专利说明书

[21] ZL 专利号 96120133.9

[45] 授权公告日 2003 年 12 月 3 日

[11] 授权公告号 CN 1129767C

[22] 申请日 1996.9.27 [21] 申请号 96120133.9

[30] 优先权

[32] 1995.10.3 [33] US [31] 538541

[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 D·M·赫龙 R·阿加拉瓦尔

J·—G·徐

审查员 朱文广

[74] 专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司

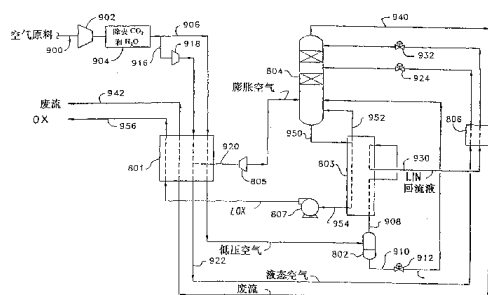
代理人 吴大建 田舍人

权利要求书 3 页 说明书 13 页 附图 10 页

[54] 发明名称 生产中纯度氧的方法和设备

[57] 摘要

本发明涉及由空气深冷制氧的方法和设备，其特征在于使用具有至少两组通道的多通道板翅式热交换器实现精馏和汽提功能，其中，一组通道包括连续接触式精馏分馏柱，以精馏分离器蒸气并产生富氮精馏器柱顶馏出物和粗液氧底部物；第二组通道包括连续接触式汽提分馏柱，用以汽提富氧液体以生成富汽提器柱顶馏出物和氧产品，其中通过所述两组通道之间和沿着这两组通道的间接热交换至少部分地提供了精馏装置的回流和汽提装置的沸腾，从而产生了精馏分馏柱和汽提分馏柱之间的热关联。



1. 由空气深冷制氧的方法，包括将空气压缩、除去在深冷温度下冷冻析出的杂质以将其净化并将其冷却到接近露点；将经冷却、净化、压缩的空气送入分离器，分离器蒸气经精馏成为富氮精馏器柱顶馏出物和粗液氧底部物，粗液氧底部物减压并输入第二分离器或蒸馏柱，从第二分离器或蒸馏柱柱底排出富氧液，汽提该富氧液以生成富氮汽提器柱顶馏出物和产品氧；其特征在于采用至少有两组通道的多通道的板翅式热交换器实现精馏和汽提功能，其中，一组通道包括连续接触式精馏分馏柱以精馏分离器蒸气，生成富氮精馏器柱顶馏出物和粗液氧底部物；第二组通道包括连续接触式汽提分馏柱，该柱将富氧液体汽提生成富氮汽提器柱顶馏出物和产品氧；其中通过所述两组通道之间和沿着这两组通道的间接热交换至少部分地提供了精馏装置的回流和汽提装置的沸腾，从而产生了精馏分馏柱和汽提分馏柱间的热关联。

2. 根据权利要求1的方法，其中，产品氧作为液体从汽提分馏柱被排出。

3. 根据权利要求1的方法，其中，产品氧作为气体从汽提分馏柱被排出。

4. 根据权利要求1的方法，其中，来自精馏分离柱的粗液氧底部物被减压并输入用于相分离的第二分离器，由第二分离器的底部产生富氧液。

5. 根据权利要求1的方法，其中，第一组通道还包括在精馏分馏柱上方的冷凝区，富氮精馏器柱顶馏出物在该冷凝区被至少部分冷凝，并且冷冻作用是至少部分地通过与第二组通道上部进行间接和连续的热交换而提供的，由此产生冷凝区和汽提分馏柱间的热关联。

6. 根据权利要求5的方法，其中，精馏分馏柱生成的粗液氧底部物、来自冷凝区的至少部分冷凝的富氮精馏器柱顶馏出物和富氮汽提器柱顶馏出物一起被送入蒸馏柱进行分馏，由此在蒸馏柱柱顶生成富氮柱顶馏

出物，在蒸馏柱柱底生成富氧液。

5 7. 根据权利要求6的方法，其中产品氧是液体，随后借助与第二空气流热交换而得到气化，后者通过热交换而被冷凝，而冷凝的第二空气流被用作蒸馏柱的中间进料，在上述方法中，经净化、压缩的空气在冷却前被分成两部分，第一部分冷却后被送入分离器，第二部分经再压缩、冷却后分被成两个支流，第一支流作为第二空气流，通过气化氧产品而被冷凝，使第二支流在进入蒸馏柱以前膨胀以恢复工作。

10 8. 根据权利要求2的方法，其中，将粗液氧底部物和液化空气流送入蒸馏柱进行分馏，生成富氮废流和富氧液，后者被送入汽提分馏柱；和其中液化空气流通过与氧产品进行热交换而生成。

9. 根据权利要求6的方法，其中，氧产品是液体，液氧在多通道板翅式热交换器中的第三组通道内气化产生蒸气，其中通过与精馏分馏柱通道进行热交换，至少部分地提供了气化热。

15 10. 根据权利要求7的方法，其中，液氧产品在气化以前经泵提高压力。

11. 根据权利要求7的方法，其中，液氧产品在气化以前经泵提高压力。

12. 根据权利要求1的方法，其中，精馏分馏柱通道比汽提分馏柱通道短，并经适当地排列使在汽提分馏柱通道顶部的范围内产生绝热区。

20 13. 根据权利要求1的方法，其中，热交换器包括至少三组通道，精馏器柱顶富氮馏出物被加热以恢复在第三组通道中的冷冻作用。

14. 根据权利要求1的方法，其中，热交换器至少包括三组通道，粗液氧在第三组通道中被冷却。

25 15. 根据权利要求1的方法，其中，热交换器至少包括四组通道，富氮精馏器柱顶馏出物被加热以恢复在第三组通道中的冷冻作用，粗液氧在第四组通道中被冷却。

16. 一种深冷制氧设备，包括多通道板翅式热交换器，它具有至少二组由隔离板分开的立向通道，并具有一个底和一个顶，其中，第一组通道

包括含有翅片的连续接触精馏分馏器区,和位于精馏分馏区上方并与之分开的冷凝区;第二组通道包括连续接触式汽提分馏器区;第一组通道和第二组通道应排列成使所述第一组通道的每个通道与所述第二组通道的至少一个通道横过隔离板进行热沟通;两相分配装置将蒸气送入第一组通道的底部并将液体从第一组通道排出,一个分配装置将液体送入第二组通道的顶部并将蒸气排出。

5 17. 根据权利要求 16 的设备,它还包括分隔精馏分馏器区和冷凝区的实心棒,和收集-分配装置,该装置在精馏分馏器区顶部和冷凝区顶部之间运转。

10 18. 根据权利要求 16 的设备,它还包括分隔精馏分馏器区和冷凝区的带孔棒。

19. 根据权利要求 16 的设备,它还包括分隔精馏分馏器区和冷凝区的横向定位的多孔或齿形翅片物。

生产中纯度氧的方法和设备

5 本发明涉及用分馏法将空气深冷蒸馏(cryogenic distillation)以制备中纯度氧的方法。

深冷空气制氧，耗资大，动力要求高。当前普遍用双柱型空气分离装置生产中纯度氧(85 % -98 %)。随着非深冷技术的改进(如吸附)，日益迫切要求在这种氧纯度水准上降低深冷制氧装置的能耗和成本。
10 双分馏柱(即精馏和汽提)循环提供了降低能耗的可能性，但必须效率很高，否则成本难以降低。本发明的目的是提供节约成本和动力的方法和设备。

已知许多分馏柱制氧的技术。美国专利第 2,861,432 号描述了双分馏柱循环制氧的过程，图 1 是最相关的实施例。该专利的关键特征是(标号与图 1 相同)：高压精馏分馏柱(23)底部(28)进入冷空气原料，
15 生成富氮蒸气作为柱顶馏出物(25)，粗液氧作为柱底物(32)。低压汽提分馏柱(24)顶部进入来自分馏柱(21)的液流，生成富氧液体为底部物(26)，顶部排出蒸气进入分馏柱(21)。精馏分馏柱和汽提分馏柱进行热接触以利热交换。高压冷凝器(34)使精馏分馏柱的柱顶馏出物(25)从蒸气冷凝为液体(被用作分馏柱(21)的顶部回流液)。该冷凝器由浸没在分馏柱(21)液体中的管子(34)构成。分馏柱(21)完成精馏和汽提过程，分馏柱的蒸出是由气化较下层塔盘上部分液体完成的，所用的热交换器是管式的(34)。气化热是精馏分馏柱柱顶馏出物冷凝时放出的。高压
20 冷凝器流出的富氮液进入分馏柱顶部，液态空气(31)为中间进料，高压分馏柱所生成的粗液氧(32)和膨胀空气(41)作为第三组进料。低压汽提分馏柱生成的蒸气流回到较下层的塔盘上。生成的液体是低压汽提分馏柱的进料，而柱顶馏出物是富氮“废”流(42)。通过低压汽提分

馏柱底部的液氧产品的气化得到液态空气进料。气化/冷凝在一单独的热交换器(27)中进行。空气进料有二种压力,其中80%进料压力较低(约60 psia),冷却后,压力较低的这部分空气被分成两部分,基本上是使一半膨胀以提供冷冻作用,将另一半送入精馏分馏柱。另外20%的空气进料压力较高(约70psia),通过氧产品的沸腾使其冷凝,氧产品的压力接近大气压。

美国专利第2,861,432号阐述一种装有溢流填料的设备,它集汽提分馏柱和精馏分馏柱的功能于一体,整套设备安装在低压蒸馏柱内,汽提分馏柱侧与蒸馏柱相通,另一则是封闭的。有关溢流填料的更详细讨论见 Winteringham 等人的专著“Trans. Instn. Chem. Engrs. p55, Vol 44, 1966”。

但此专利存在一些缺点,如溢流填料的蒸气容量有限,另外,因为有很多液体滞留,传质/传热效率低。装有填料的设备位于蒸馏柱内,故设备的体积利用率低(长方形设备在圆形柱内)。因烃类的浓缩,溢流填料会产生许多积液点,故它并不适合用于制氧。另外,使用浸于液体中的管式回流冷凝器(34)其机械方面较复杂。

美国专利第4,025,398号论及一种方法和(主要是)各种设备,用于蒸馏柱的精馏和汽提区热的综合利用,所述蒸馏柱带有在两个蒸馏柱的各个单独蒸馏阶段间工作的热交换设备。

美国专利第3,756,035号叙述在多个分馏区内进行的分离过程,各分馏区以相近的、并列的间接热交换关系相互连接。文中亦谈到分馏通道,可以是装有要在分馏柱内进行分离的液-气混合物的槽,其结构可以是多孔翅片式的小型热交换器,产生蒸馏柱塔盘的作用。这种类型热交换器的排列方式,见专文介绍“International Advances in Cryogenic Vol. 10, p 405, 1965”。虽然该说明书内容叙述不甚明了,但可认为是指溢流填料。

美国专利第4,308,043号叙述精馏和汽提区的热的部分综合利用的情况。

美国专利第 4,234,391 号叙述一种方法和用热的方式使同一分馏柱的汽提和精馏部分相连系的装置。该装置由带塔盘的分馏柱组成，具有沿中心管线向下延伸的壁，还有和塔盘间传输能量的热交换管。

5 美国专利第 3,568,461 号介绍用齿形翅片作为绝热蒸馏或简单蒸馏的分馏装置。

美国专利第 3,568,462 号介绍用难以确定流动取向的多孔翅片制成的分馏装置。

10 美国专利第 3,612,494 号介绍利用板翅式交换器的气-液接触的装置。美国专利第 3,992,168 号论及板翅式分馏装置的气-液分配装置。

美国专利第 3,983,191 号描述在非绝热精馏中利用板翅式交换器。

15 美国专利第 5,144,809 号是关于使用板翅式交换器精馏分馏柱制氮的过程，不用汽提分馏柱，该分馏柱基本上在进料空气压力下制备氮。粗液氧的沸腾是靠氮的分馏实现，使得对粗液氧不进行分离。

美国专利第 5,207,065 号叙述制氮的精馏分馏柱，用板翅式热交换器。

20 美国专利第 5,410,855 号叙述双柱型深冷精馏系统，其中，低压柱底部物在单程向下流动的回流冷凝器内和高压柱塔盘上的蒸气冷凝后所生成的蒸气进行逆向直接接触流动而再进行另一次汽提。

25 本发明涉及由空气制氧的深冷方法，其中包括将空气压缩、除去在深冷温度下冷冻析出的杂质以将其净化并冷却到接近其露点，然后送入分离器，分离器蒸气经过精馏生成富氮精馏器柱顶馏出物及粗液氧底部物；富氧液经汽提生成富氮汽提器柱顶馏出物和产品氧，其特征在于采用至少具有两组通道的多通道的板翅式热交换器以实现精馏和汽提的作用；其中一组通道包括连续接触式精馏分馏柱，该柱将分离器蒸气精馏生成富氮精馏器柱顶馏出物和粗液氧底部物；第二组通道包括连续接触式汽提分馏柱，该柱将富氧液汽提生成富氮汽

器柱顶馏出物和产品氧，其中，通过所述两组通道间和沿着这两组通道的间接热交换至少部分地提供精馏装置的回流和汽提装置的沸腾，由此产生了精馏分馏柱和汽提分馏柱间热的关联。

在该方法中，产品氧可以以液体或蒸气的形式流出汽提分馏柱。

5 在该方法中，第一组通道还包括位于精馏分馏柱上部的冷凝区，其中富氮精馏器柱顶馏出物在该区至少部分被冷凝，并且其中通过第二组通道(汽提分馏柱)上部进行间接和连续的热交换至少部分地提供了冷冻条件，因而在冷凝区和汽提分馏柱之间产生了热关联。

10 在该方法中，可将精馏分馏柱生成的粗液氧底部物、冷凝区得到的至少部分冷凝的富氮精馏器柱顶馏出物(假如存在)和富氮汽提器柱顶馏出物一起送入另一个(增补)蒸馏柱内进行分馏，生成废富氮馏出物和富氧液。

15 产品氧是液体时，可以借助第二空气流进行热交换随后得到气化，第二空气流通过热交换被冷凝，被用作(增补)蒸馏柱的中间进料。此外通过与精馏分馏柱通道的热交换，至少部分地提供气化热，产品氧可在多通道板翅式热交换器的第三组通道内气化成蒸气。

20 在该方法中，可将净化压缩空气冷却前分成两部分，第一部分冷却后进入分离器，第二部分再压缩、冷却后分成两个支流，第一支流作为第二空气流，通过气化产品氧而被冷凝，第二支流经膨胀恢复工作，在进入蒸馏柱前起冷冻作用。

最后，在该方法中，精馏分馏柱通道的长度可以比汽提分馏柱通道的短，并可安排成在汽提分馏柱通道顶部内产生一个绝热区。

25 本发明还涉及深冷制氧设备，包括多通道的板翅式热交换器，至少具有两组有顶部和底部的、用隔离板分开的立式取向的通道；其中第一组通道包括连续接触式精馏分馏柱区，内含翅片，和位于上部的冷凝区，这个区和精馏分馏柱区分开，第二组通道包括连续接触式汽提分馏器区，第一组和第二组通道以一定的方式排列使所述第一组通道中的每个通道横过一个隔离板与所述第二组通道的至少一个通

道进行热传递；两相分配装置以将蒸气引入第一组通道的底部并从其中除去液体；和液体分配装置以将液体引入第二组通道顶部并排出蒸气。

5 在该设备中，实心棒、带孔棒及不规则排列的翅片可以用来将精馏分馏柱区和冷凝区分开。

图 1 为美国专利第 2,861,432 号实施例的流程图。

图 2a-3c 是本发明实施例的流程图。

图 4a-4c 显示本发明分馏柱高压通道的精馏区和冷凝区分隔的三种方法。

10 图 5a-5c 显示本发明分馏柱精馏通道底部分配器的三种设计。

图 6a-6c 显示本发明分馏柱汽提通道顶部分配器的三种设计。

图 7a-7c 显示本发明分馏柱汽提通道底部分配器的三种设计。

图 8 是本发明实施例中带空气膨胀器的分馏柱的生产流程图。

15 本发明涉及分离空气的方法。在单独的板翅式热交换器内完成精馏分馏作用和汽提分馏作用。此外，氮回流液的冷凝也可在该热交换器内进行，其中，冷凝区和精馏区是在相同的通道内。因此，通过对汽提通道进行热交换来完成冷凝作用。

20 本发明的方法一般这样实施，即使得高压精馏和冷凝中的需冷量的大小与低压汽提时所需的热输入量相等。“高”和“低”压通道间的压差为获得传热所需温度推动力提供条件。

实施例

为了对本发明有更清晰的了解，请见图 2a-3c。

25 图 2a 是概括性的实施例。进料空气在深冷温度下冷冻析出杂质以得到净化。然后冷却至接近露点，经管线 300 送到相分离器 201，分离为液体部分和蒸气部分。

蒸气部分从相分离器 201 经管线 302 进入精馏分馏柱 202 底部，该分馏柱包含多通道，各通道含翅片，当蒸气上升通过翅片时，通过隔离板的间接传热而被部分冷凝，冷凝液沿着该通道下流，经管线 302

进入 201，和液体部分相汇合成为粗液氧，通道中蒸气和液体的逆向流动提供了分馏的条件，结果是经管线 316 离开精馏分馏柱顶部的蒸气是富氮气(即 90mol % 或以上)，称为高压(HP)废气，高压废气通常经加热以恢复冷冻作用，然后可以就此使用或膨胀并排弃。空气中的大部分氧从相分离器 201 作为粗液氧分出而回收。

粗液氧经管线 304 流出相分离器，经阀 306 减压后进入第二相分离器 203。

相分离器 203 的液相部分经管线 310 进入汽提分馏柱 204 顶部，该柱亦由带翅片多通道组成。当液体流下通过翅片时，通过隔板间接热交换而部分气化，蒸气“沸腾”升起经过通道，由管线 318 最后进入相分离器 203。通道中蒸气和液体的逆向流动提供了分馏的条件。结果汽提分馏柱 204 底部物经管线 312 流出为富氧液(即 85mol % 或以上)，也就是产品氧。汽提分馏柱 204 产生的蒸气通过管线 318 流出为富氮气(相对于粗液氧)。蒸气部分离开相分离器 203 经管线 308 流出构成低压(LP)废气，低压废气通常经加热使其恢复冷冻作用然后排出。

本发明双分馏柱法通过使精馏柱和汽提柱的热负荷相匹配达到其效果。

虽然方法如图 2a 所示，但精馏和汽提分馏柱通道不一定要等长度。例如，图 2b 显示精馏分馏柱 202 的通道比汽提分馏柱 204 的短，在这种情况下，高压废流在分馏柱内较低位置处排出，因而紧接在液体进料口下的汽提分馏柱 204 的通道内产生一个绝热蒸馏区。

前述实施例没有规定从汽提分馏柱 204 流出的产品氧的状态，虽然通常氧可以液态排出(在此情况下，管线 300 中的进料可以是两相的)，但为什么氧产品不能以蒸气状态排出(在此情况下，进料可能基本上是饱和蒸气)没有任何工艺上的原因，遗憾的是，将液体沸腾至干常常需要相当长度的热交换器，在这种情况下，使氧产品作为液体在热交换器的半路中流出，然后用通道中的热虹吸沸腾区代替汽提分馏

器的下部可能是适当的。这个实施例见图 2c。由图 2c 可见添加外部相分离器 205 以使液体通过沸腾通道循环。

最后，可选择将其它在这种热交换器内的液流热综合利用以提高效率。图 2d 可予以说明。这里，交换器的通道都经分配用于过度加热
5 低压废流和高压废流以及用于过冷粗液氧的通道。

图 2a 所示实施例具有氧回收率较低的缺点，这是因为管线 308 中低压废流的氮纯度受到汽提分馏柱 204 顶部回流液纯度的限制。图 3a 表明，假如高压废气流被液化并随后代替粗液氧作为回流液，则可以克服这种缺点。图 3a 表示缩短精馏分馏柱 602 以与相同通道内的冷
10 凝区 603 相适应。在冷凝区 603 内，高压蒸气(图 2a 中曾被称为高压废流)通过和汽提分馏柱 604 顶部间接热交换除去热量被转化为液体。管线 316 中的液流(亦称为液氮回流液)通过 J-T 阀 317 减压后作为回流液进入增补精馏柱 605 顶部(该精馏柱代替 2A 中的相分离器 203)。如
15 图所示，粗液氧由汽提分馏柱经管线 306 象管线 318 中的蒸气一样进入精馏柱 605 的槽中。在精馏柱 605 内，上升蒸气对着下降回流液进行分馏。增加精馏柱 605 带来的结果是管线 508 中低压废流的氮纯度极大提高，氧回收率增加了，另一方面，不再存在高压废流，因此必须使低压废流经过压缩才能生产较高压的氮产品。通常高压氮产品没有什么用处，氧回收率增加带来的实际利益是主要的。图 3a 的实施例
20 效率很高(生产 85 % -98 % 纯度的氧)。

图 3a 的实施例也可以有许多种改变，例如液氧产品的排出以及在核心部位的气化(类似于图 2c)，过冷粗液氧和/或过热低压废流进入该核心部位的热综合利用(类似于图 2d)。

图 3a 实施例的另一种变型见图 3b。产品氧经管线 312 以液态排
25 出，在热交换器 606 中和管线 500 中进入的空气流进行热交换后气化。该空气流离开热交换器 606 后通过阀 502 压力降低并再进入增补精馏柱 605 作为相对于液氮回流液和粗液氧的中部进料。这种方式的操作优点是氧的输送压力可以选择而与汽提分馏柱压力无关。例如氧的输

送压力可以增加(经泵, 图上未表明)或减少(通过节流阀(J-T), 图上未表明)。管线 500 中冷凝空气流的压力可以变化以适应沸腾产品氧的选择压力, 因此, 冷凝空气的压力和主要空气的压力无关。

图 2a 和 3b 混合式实施例见图 3c。该实施例无液体回流液, 而是由在交换器 606 中被液化的空气向精馏柱 305 提供顶部回流液。图 3c 实施例的回收率介于图 2a 和图 3b 的之间, 但图 3c 实施例的优点是生成带压力的富氮废流可以认为是一种有用的产品。

双分馏柱的机械结构

回到图 3a, 热交换器(包括精馏分馏柱 602、冷凝区 603 和汽提分馏柱 604)通过改变高压(H)和低压(L)通道而制成。L 通道用以进行汽提分馏(604)。H 通道包括两个区, 底部区用于进行精馏分馏(602), 顶部区用于回流液的冷凝(603)。在所优选的结构中, L 和 H 通道数相等, 并且 L 通道的翅片高度比 H 通道的翅片高度最好高出 30 % -40 %。

H 通道中各区的隔离可以有多种方法, 其中三种见图 4a-4c:

- 15 ■ 图 4a 中 H 通道可以包括实心棒 620, 贯穿通道的整个宽度, 此时, 用分配器翅片引导蒸气流出分馏区 602 并进入冷凝区 603。蒸气可以从底部(如图示)或穿过顶部进入冷凝区 603。
- 20 ■ 图 4b 中 H 通道可以包括带槽(或带孔)棒 622。孔/槽是为了产生高的蒸气速度。蒸气速度足够, 冷凝区 603 中产生的液体就不会流入分馏区 602。
- 图 4c 中 H 通道可以包括以杂乱不规则方向定向的翅片, 它可以是齿形或多孔型的, 以产生高速蒸气使在冷凝区 603 产生的液体避免流入分馏区 602。

假如生产装置有较大的流量上的变化, 特别是冷凝区入口是在顶部(未图示)而液体出口在冷凝区底部时, 必须采用图 4a 中所示的分配器类型。当装置具有适度的流量变化时, 另外两种排列方式作用相同也实用。后两种设计制造十分经济, 并且由于蒸气和邻近汽提分馏器的沸腾液体逆向流动而冷凝, 所以产生的热性能也较佳。

从H通道的冷凝区排放液体所用的出口分配器类型并不是分馏系统的性能关键，然而所优选的定位是侧面出口，如图4a-4c所示。

不同类型的分配器可用在H通道内分馏区底部，如图5a-5c所示：

5 ■图5a是优选的结构。不用分配器翅片，端板(header)630必须覆盖整个通道宽度。这种结构可产生最大流量，是优选的分配器，因为限制流动面积可以减少分馏区的容量。

10 ■假如因某种原因不能用全覆盖式端板，那么可以采用其它类型。图5b采用部分覆盖端部端板和相连分配器632。该设计减少了精馏分馏柱的容量。但是，假如需要为其它加工物流安装一个附加端部端板，这种设计可能是必要的。

■图5c是第三种变型，即使用侧面端板和相连分配器634，该设计是三种中容量最低的。假如将分馏柱底部用更重要的物流端板覆盖，该设计可能是必要的。

15 虽然图中未表示，但是可以很方便地使空气进料分离器(例如，图2中的单元201)成为图5a至5c中所示的主件中任何一个的一部分。

L通道专用于汽提分馏柱，液体通过某些合适的装置，如液体喷管或其它设备进入通道顶部。虽然液体分配器并不是本文讨论的主题，但是可以想象不同的装置，如喷管(一个或多个)、双流开槽棒和分流通道。分流通道一直使用在两相分配中。

20 离开L通道的蒸气可以利用不同类型的分配器从顶部出口排出，所述分配器见图6所示。

■图6a是优选的结构，不设分配器翅片，端板650必须覆盖整个通道宽度，该结构可获得分馏过程中最大数量的交换器长度。

25 ■假如由于某种原因不能用全覆盖式端板，则可以采用其它类型。图6b中使用部分覆盖式端部端板及相连分配器652。该设计因占用了分馏长度使传质效力降低。但是，假如要为其它加工物流安装一个附加端部端板，则可能是需要的。

■ 图 6c 是第三种变型, 即采用侧面端板和相连分配器 654。假如将分馏柱顶部用更重要的物流端板覆盖, 此设计可能是必要的。

5 汽提分馏柱(L 通道)底部液体可以用不同种类和数量的分配器排出, 见图 7a-7c, 确切的结构并不重要, 所用类型将取决于 H 通道的结构如何。

应用双分馏柱分离空气见图 8。图 8 示出了生产中纯度氧的深冷方法的实施例, 能生产纯度在 40 % -98 % 之间、最好在 85-98 % 之间的氧。给定的方法实施例利用“泵压液氧”原理使产品氧无需压缩只是在适当的压力下(25-30psia)即可输送到用户。在该实施例中, 原料空气在两种压力下进入冷却箱, 再分馏生成氧和废氮。分馏设备包括双分馏柱 803 和增补蒸馏柱 804, 第三个主要的设备那就是主热交换器 801。

15 双分馏柱 803 构思于板翅式热交换器。一组通道用于实现精馏分馏柱(常规双柱系统中的高压柱)以及液氮回流冷凝器的功能。邻近的一组通道用于实现汽提分馏柱(常规双柱系统中的低压柱的底部(汽提区))的功能。

20 图 8 中, 空气经管线 900 在压缩机 902 中分二步受压达 45-55psia, 然后通过前端净化系统 904 除去水和二氧化碳。然后将净化空气分成大致相等的两份。其中的一份是中等压力的空气经管线 906 在主热交换器 801 中冷却后进入相分离器 802。

25 第二份空气经管线 916 到压缩机 918 进一步压缩至约 80psia, 这一步压缩可以是压缩机 902 的第三级压缩, 然后在主热交换器 801 中冷却。一部分该经冷却的高压空气从主热交换器 801 中部经管线 920 流出后在膨胀器 805 中膨胀提供冷却箱的冷冻作用防止热泄漏或生成液体。第二份空气的其余部分在主热交换器 801 中冷凝。最后, 管线 920 中的膨胀空气和管线 922 中的液化空气一起进入(低压)蒸馏柱 804。

相分离器 802 的蒸气部份进入交换器 803 内部的精馏分馏柱通道

的底部，当蒸气向上流动时它被部分冷凝，该冷凝液与上升蒸气逆向流动，最终经管线 908 从精馏分馏柱通道底部进入相分离器 802。

相分离器 802 的液体部分(称为“CLOX”)经管线 910 掠过阀 912 进入蒸馏柱 804 的槽。

5 精馏分馏柱通道顶部蒸气从中部交换器 803 排出，然后在交换器 803 的冷凝区内冷凝(作为向下流动液)。冷凝液(称为“LIN 回流液”)经管线 930 在交换器 806 中过冷，经过阀 932 节流后进入增补蒸馏柱 804 顶部作为顶部回流液。

10 增补蒸馏柱 804 由两部分组成，顶部用 LIN 回流液回流，底部用在主热交换器 801 中冷凝的液态空气作为回流液。蒸馏柱 804 起了使低压废流中的氧损失减至最小的作用，低压废流是在柱顶部作为柱顶蒸气经管线 940 排出的。该废流一般含有 1-5 % 氧，在交换器 806 和 801 中加热后用于更新前端净化设备 904。

15 富氧液流从增补蒸馏柱 804 底部经管线 950 流出并进入交换器 803 的汽提分馏柱通道的顶部。该液体在这些通道内向下流动时部分气化，气化物质与流出的流体逆流接触，最后从汽提通道顶部排出，再经管线 952 进入增补蒸馏柱 804 的槽中。

20 从交换器 803 的汽提分馏柱通道底部经管线 954 排出的液体成为产品氧。该液态氧流在泵 807 中增压至 25-30psia，接着气化和加热以恢复冷冻作用，并以气态氧产品的形式输送。

图 8 所示的基本循环方式可以有多种变化，有两个重要的变化是：

25 ■假如产品氧(管线 956)所要求的压力是低的(例如高于大气压几个 psi)，液氧就不必经泵 807 增压，也不必用空气增压压缩机 918，因此，进料空气流 906 和 916 可以合在一起，在主交换器内部分冷凝。

■假如产品氧(管线 956)所要求的压力很高，氧的回收率也需要提高，则在管线 920 中的经进一步压缩、冷却的进料空气可经膨

胀进入相分离器 802 而不进入增补蒸馏柱 804。

虽然本领域有人提出双分馏柱制氧的概念，但现有技术未能提出一个工业生产可行的机械手段和方法来达到此目的。

例如，图 2a 的实施例不同于美国专利第 2,861,432 号，相对于溢流填料，它用的是带立式翅片的板翅式换热器。本发明的优点是：

- 立式排列可以产生真正的逆流传热传质，而不象溢流填料仅产生“近似的”逆向传热传质。
- 蒸气流较大的可流通面积导致较大的容量。
- 翅片表面积越大产生的传热越好，温度越趋近。
- 在蒸发条件下，立式翅片排液畅通，不存在低点重杂质积聚的问题。
- 各精馏和汽提通道的翅片高度和翅片频率可以选择以得到容量极限相同的近似值。例如，HP 循环的翅片高度必须小于 LP 循环的叶片高度。
- 将汽提分馏柱绝热区包括入内仅通过将精馏分馏柱限定在换热器顶部以下就能容易地实现。
- 板翅式装置是工业上更实际的设计，在机械结构上更坚固（溢流填料有操作压力上限）。

还有，图 3a 的实施例不同于美国专利第 2,861,432 号还在于，相对于穿过塔盘的冷凝器管，图 3a 的实施例的冷凝器是结合在板翅式换热器内的。本发明的优点是：

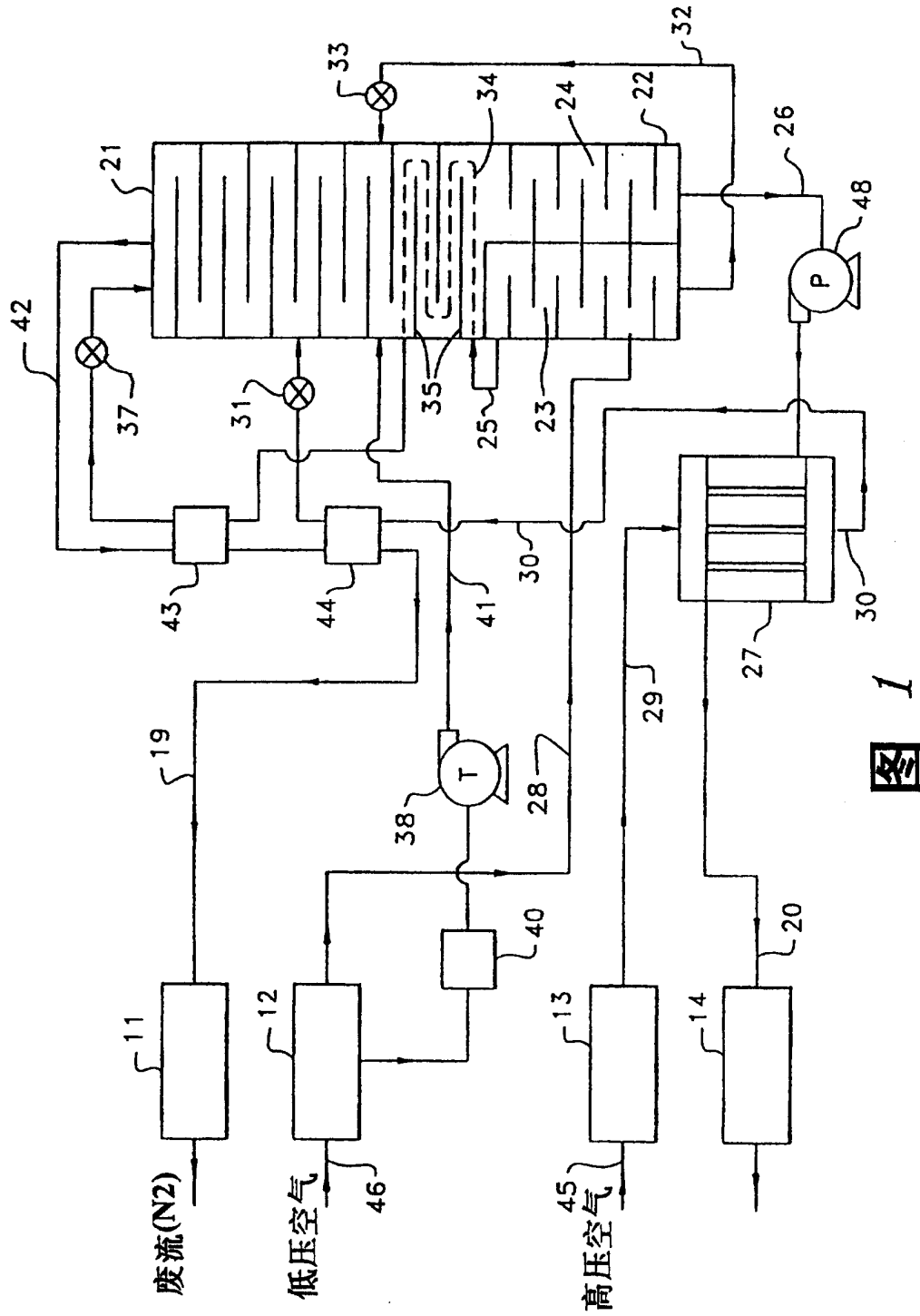
- 设备简化、成本降低。
- 性能更好，因为液体仅需要分配一次。本发明中，汽提分馏柱由一个单独的部分组成。而美国专利第 2861432 号介绍的是塔盘和溢流填料配合使用。
- 冷凝区悬空地位于精馏分馏柱顶部，故交换器的容积得到了最有效的利用。

本发明与美国专利第 4,025,398 号的不同之处在于前者是利用带立式翅片的板翅式换热器，而后者用的是在柱间运转的传热装置。本发明的设备明显简化，提供了真正的逆流传热，而美国专利第 4,025,398 号是连续的单元操作得到似逆流流动。因此，本发明的精馏分馏柱和汽提分馏柱通道间可达到更紧密的温度趋近。

本发明与美国专利第 3,756,035 号的不同在于后者介绍了从精馏分馏柱流出的富氮流，相对于汽提分馏柱的冷冻，在将其进行冷凝之前压缩。另外，后者提到的冷凝步骤是在精馏分馏柱后进行，这是与本发明相反的，见图 3a。本发明较简单但更有效。

最后，如图 8 所示，本发明还不同于美国专利第 2,861,432 号在于本发明从高压空气流中抽出膨胀器流，而后者介绍最佳安排是从低压空气中抽出膨胀器流。本发明认为与此相反才是对的。图 8 实施例的模拟计算表明，当将膨胀器从高压空气源移动到低压空气源时，设备能力(每摩尔空气生产的氧气摩尔数)下降 13%，专用动力增加 4%。

本发明以几个具体的实施例作了描述，这些实施例不能看成是对本发明的限制，从下述权利要求可知本发明的范围。



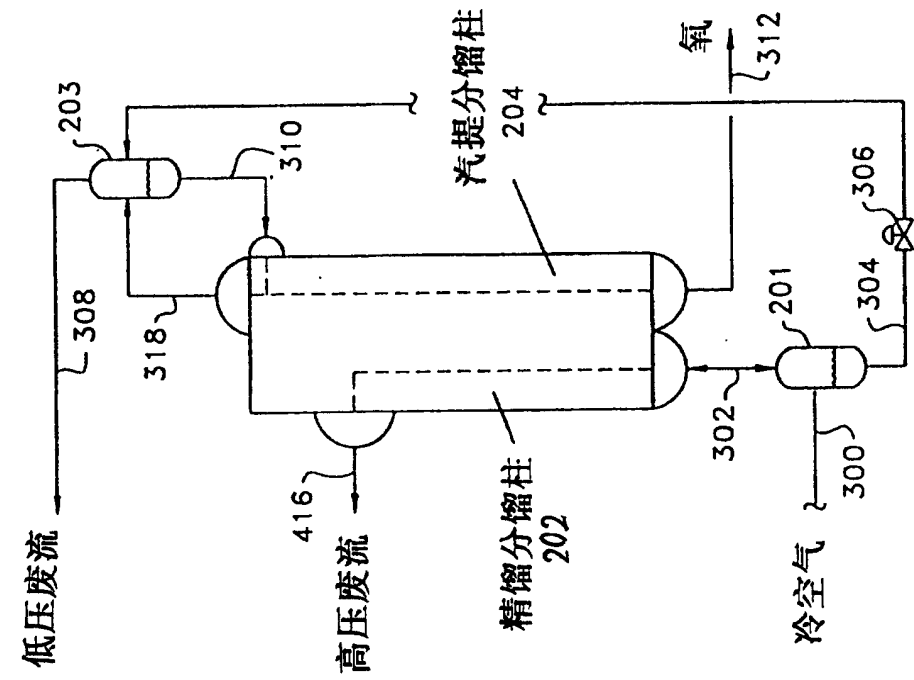


图 2B

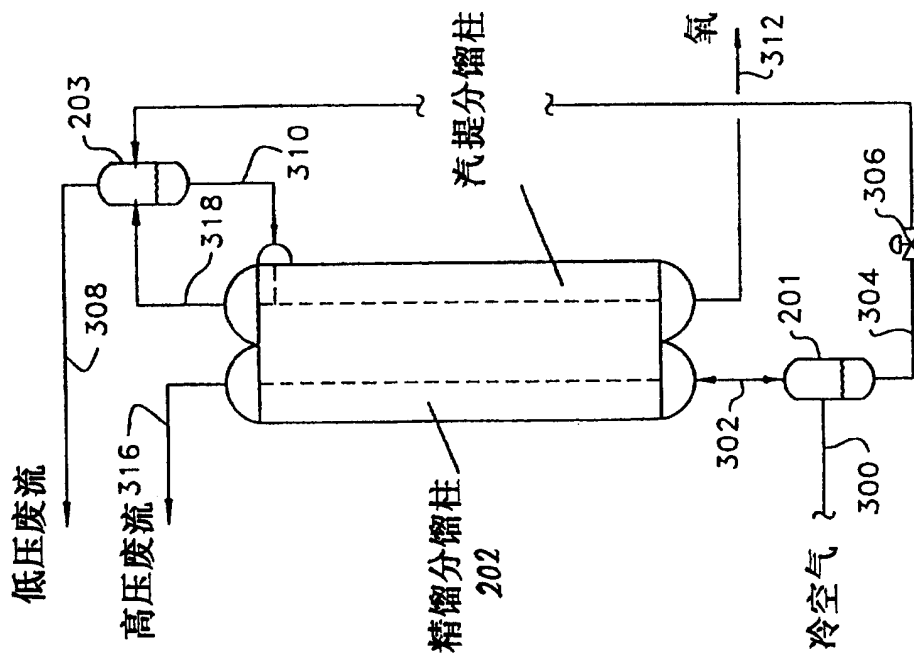


图 2A

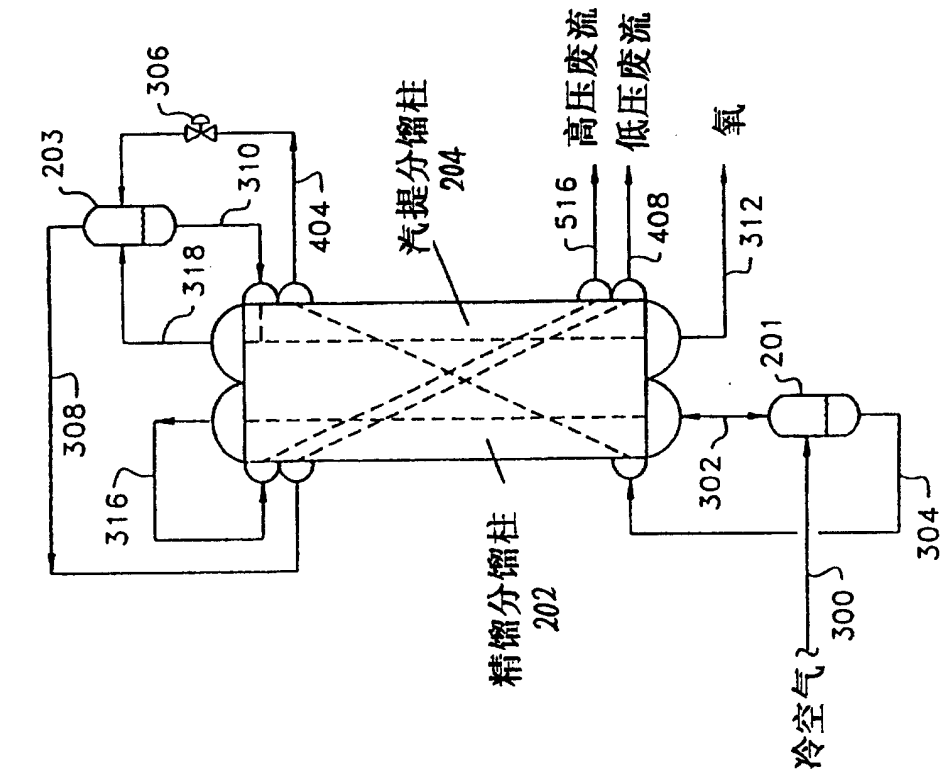


图 2D

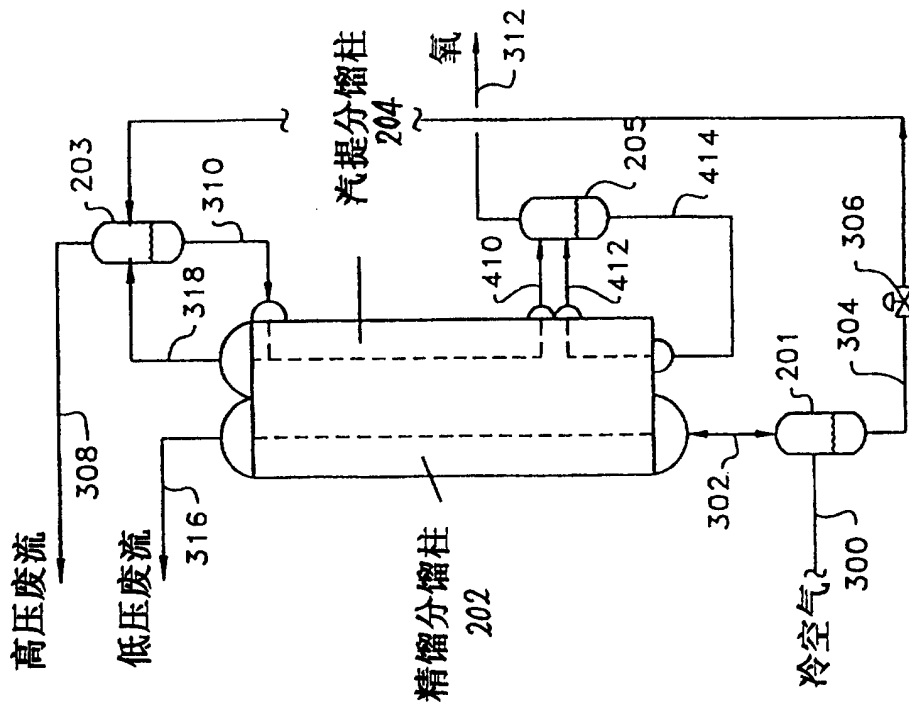


图 2C

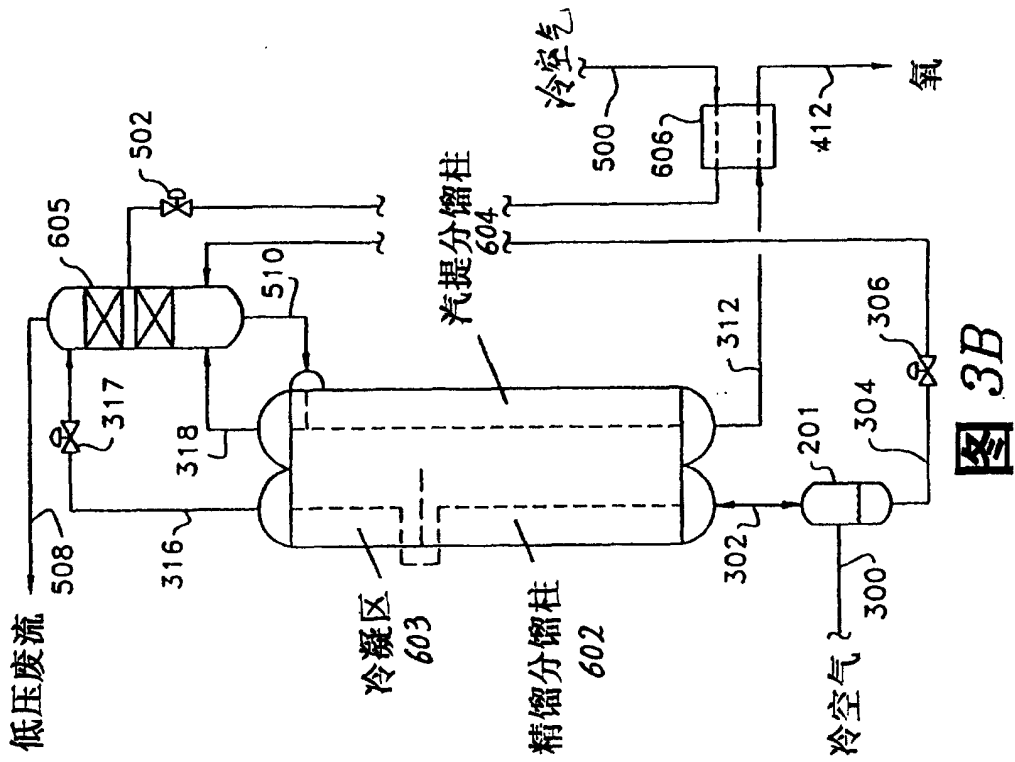


图 3B

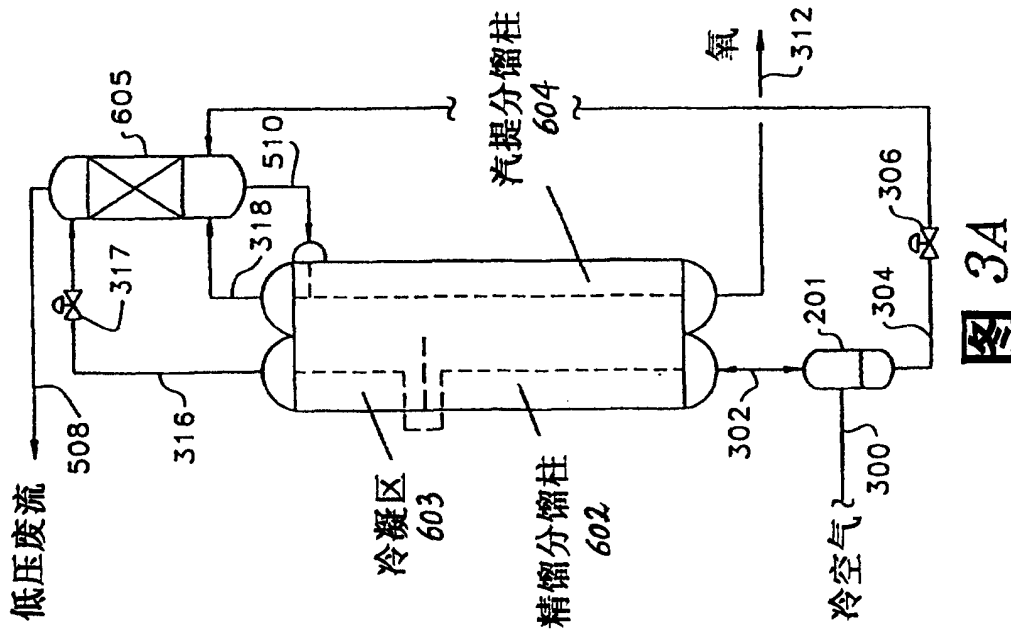
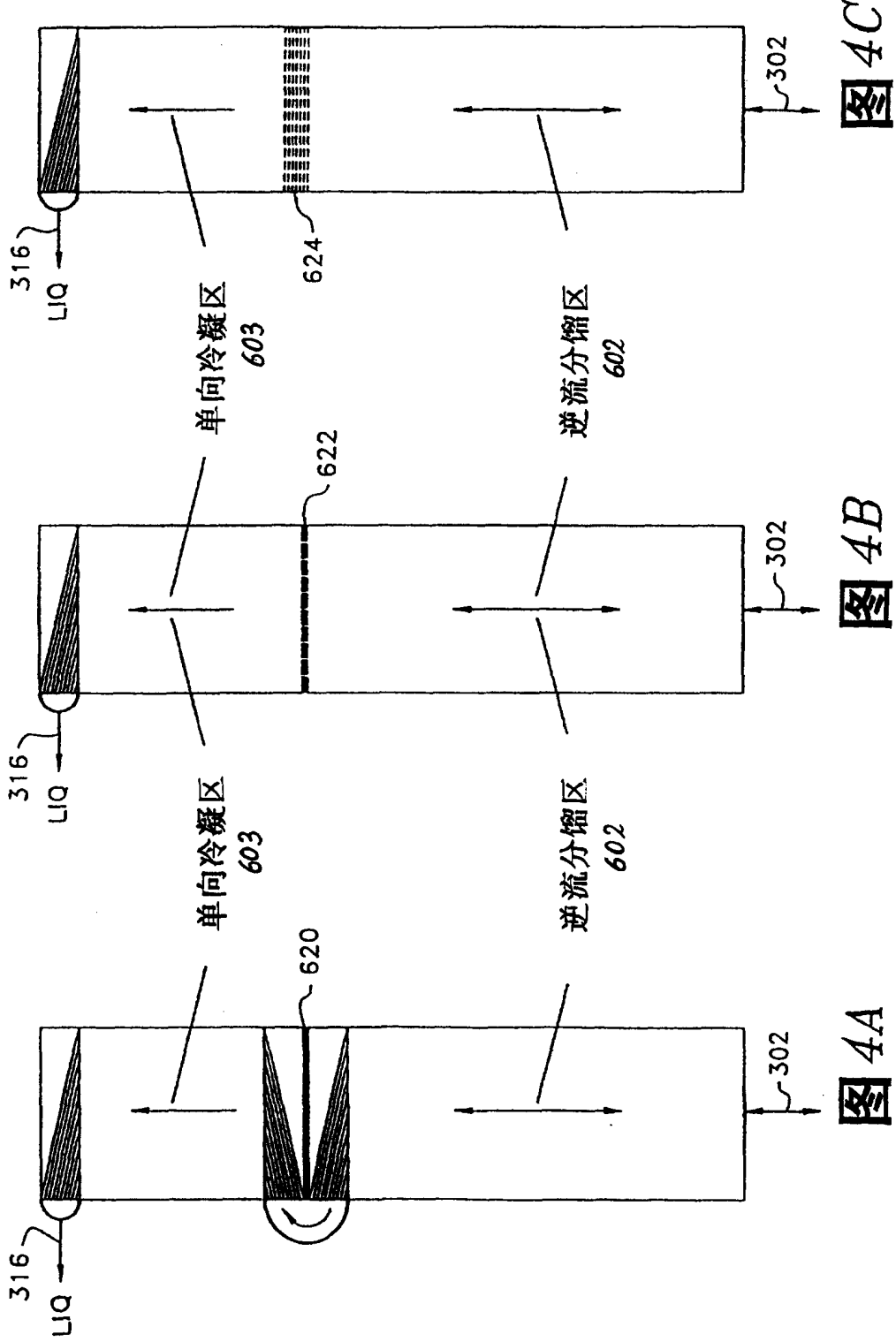


图 3A



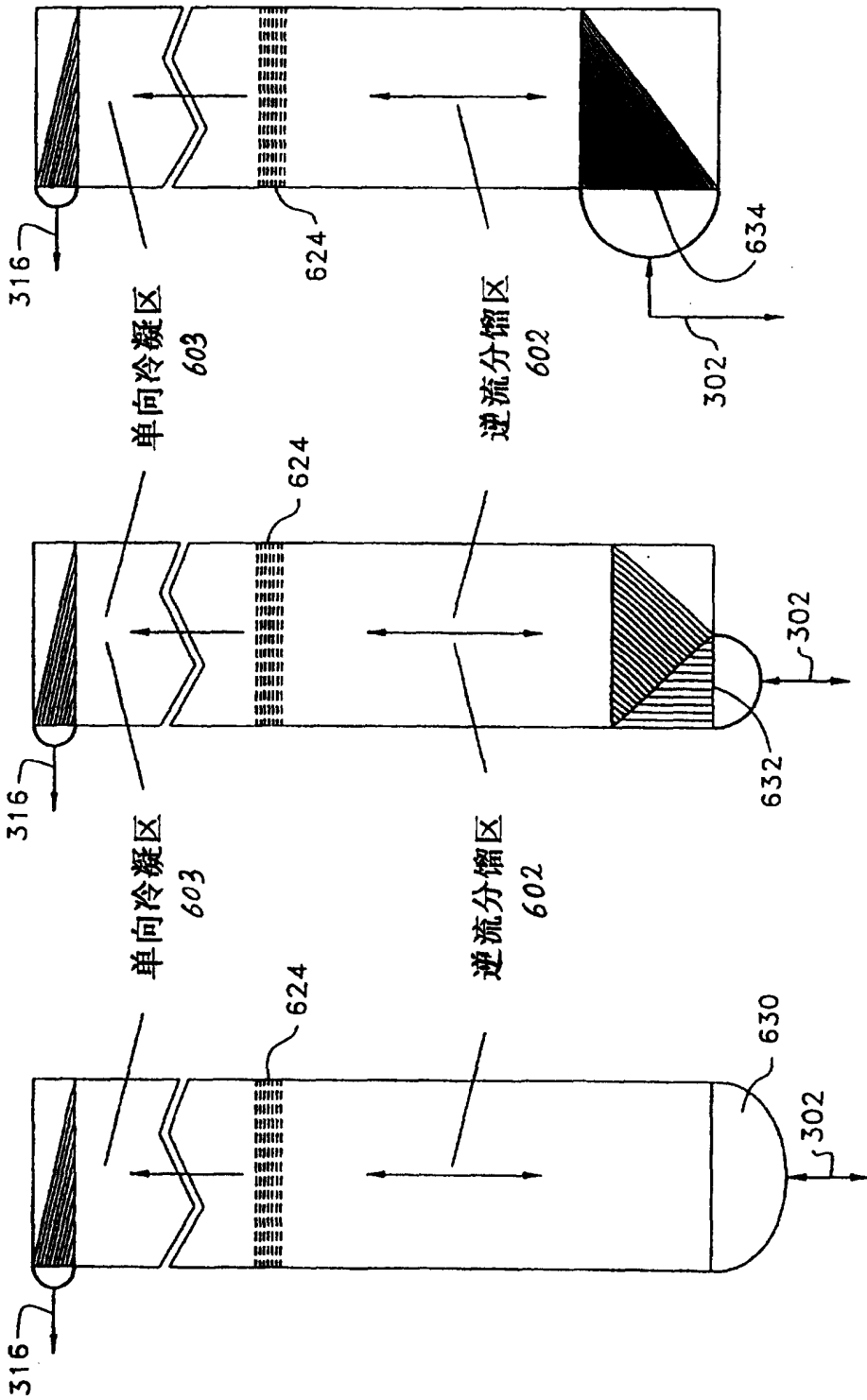


图 5A

图 5B

图 5C

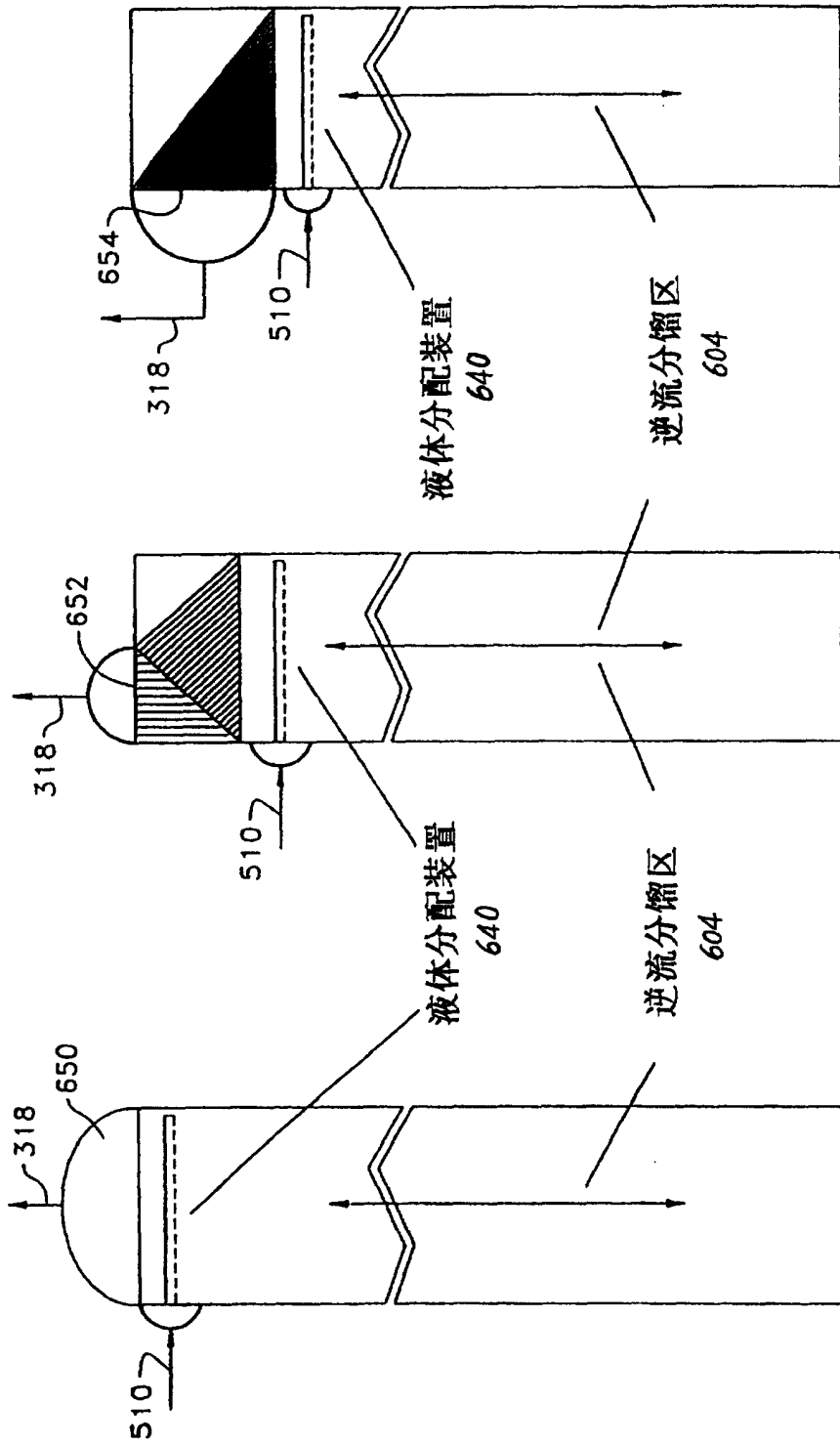


图 6A

图 6B

图 6C

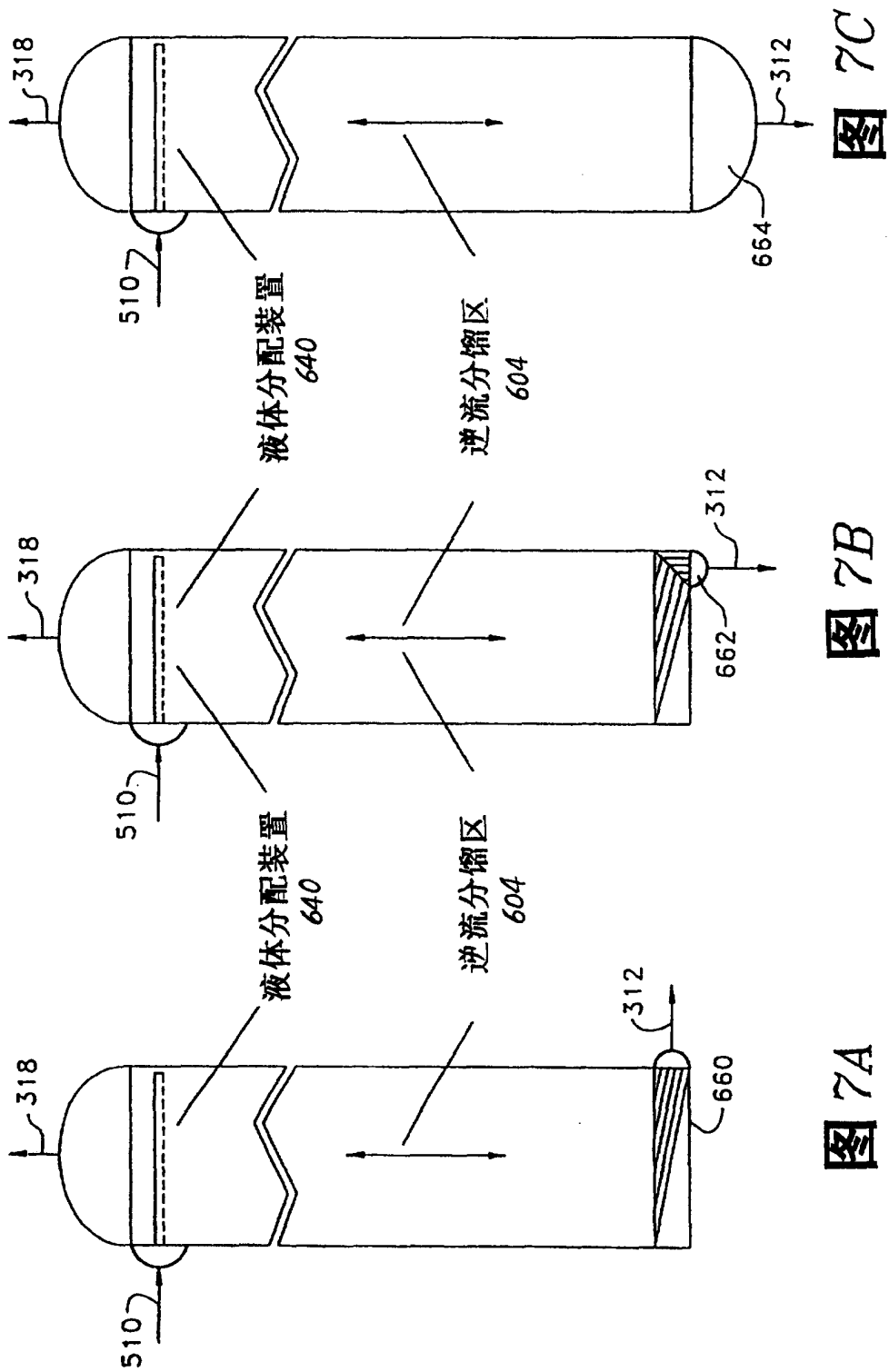


图 7A

图 7B

图 7C

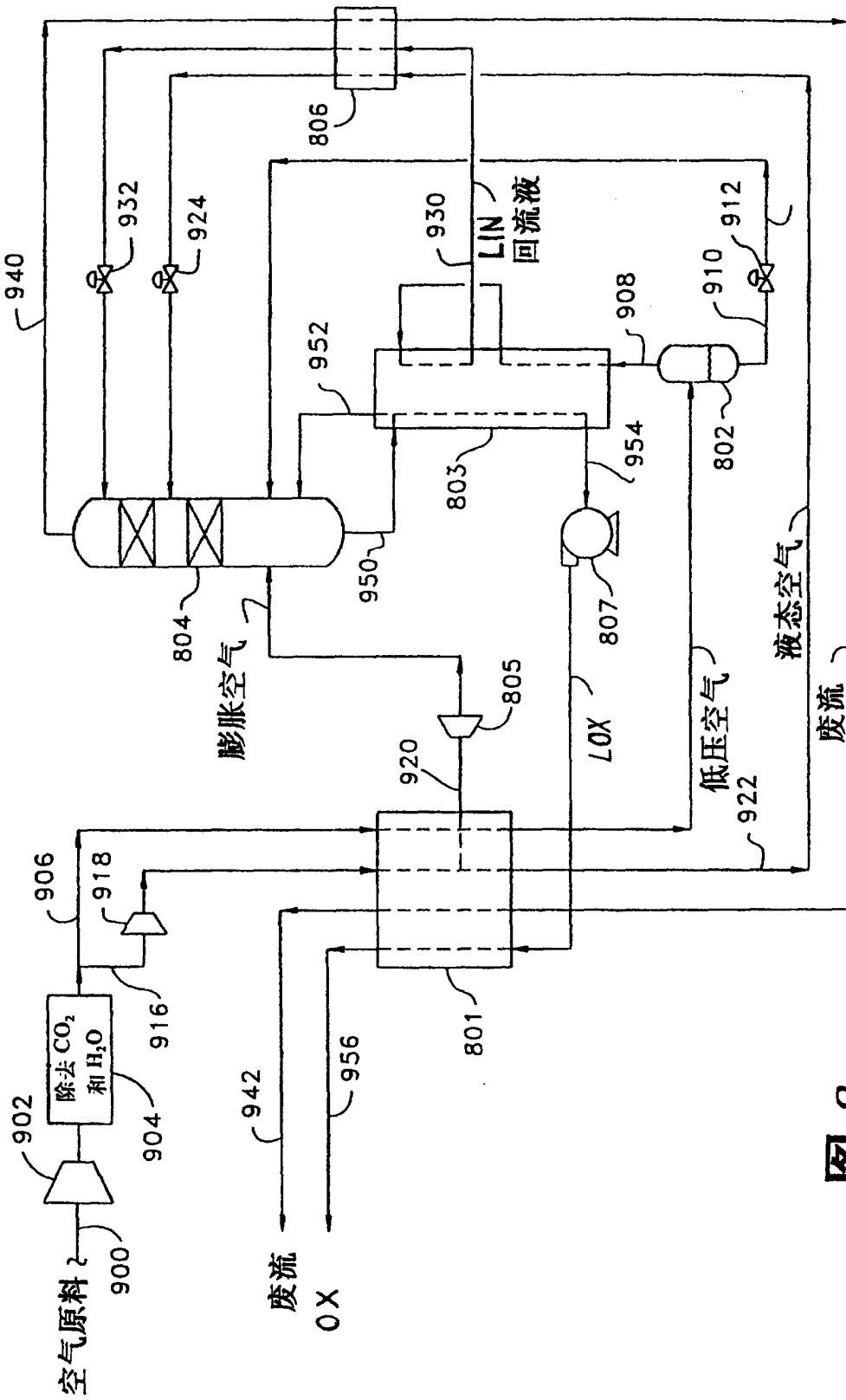


图 8