

[12] 发明专利申请公开说明书

[21] 申请号 00120083.6

[43]公开日 2000 年 12 月 20 日

[11]公开号 CN 1277347A

[22]申请日 2000.5.6 [21]申请号 00120083.6

[30]优先权

[32]1999.5.7 [33]GB [31]9910701.3

[71]申请人 英国氧气集团有限公司

地址 英国英格兰

[72]发明人 P·希金博塔姆

[74]专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司

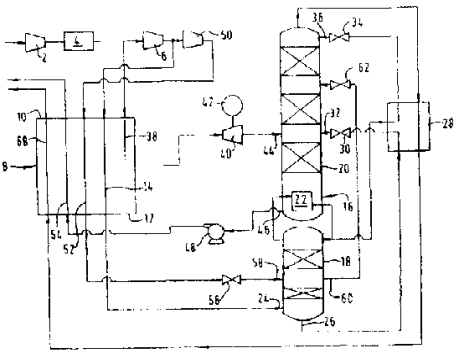
代理人 杨松龄

权利要求书 2 页 说明书 10 页 附图页数 5 页

[54]发明名称 空气的分离

[57]摘要

在主空气压缩机 2 和增压压缩机 6 中压缩第一空气流,在第一压力下使其通过主热交换器 8 的通道而被冷却。无需进一步压缩就可将冷却后的气流引入到双精馏塔 16 中的压力较高的精馏柱 18 中,该精馏塔除了柱 16 外还包括压力较低的精馏柱 20 和冷凝器-再沸器 22。在外功作用下压缩空气第二气流在膨胀涡轮机 40 中在第二压力时开始膨胀。将膨胀后的第二空气流引入到压力较低的精馏柱 20 中。从压力较低的精馏柱的底部区域获得一般是不纯的氧气产物。第二压力小于第一压力,第二空气流从压缩机 2 和 6 的中间获得。



ISSN 1008-4274

权 利 要 求 书

1. 一种通过精馏分离空气的方法，其包括在第一压力下在主热交换器中将压缩空气第一气流冷却到适合于用来通过精馏来分离它的温度，将没有进一步压缩的冷却后的第一气流引入到双精馏塔的压力较高的精馏柱中，除了压力较高的精馏柱外，该双精馏塔还包括压力较高的精馏柱和压力较低的精馏柱，其中形成底部的液态氧部分，并且冷凝器-再沸器位于压力较高的精馏柱与压力较低的精馏柱进行间接热交换，在外功作用下处于二级压力的压缩空气第二气流发生膨胀，将膨胀的第二空气流引入到压力较低的精馏柱中，并且从压力较低的精馏柱的底部区域获得氧气产物，其中第二压力小于第一压力，其特征在于在基本上是第一压力的压力下将冷却后的第一气流引入压力较高的精馏柱中。

2. 一种根据权利要求1的方法，其特征还在于出口压力比压力较高的精馏柱的工作压力低的主空气压缩机中将压缩空气第一气流的压力提高到第一压力。

3. 一种根据权利要求1或2的方法，其特征还在于该氧气产物是不纯的，氧含量为50到98.5摩尔百分数。

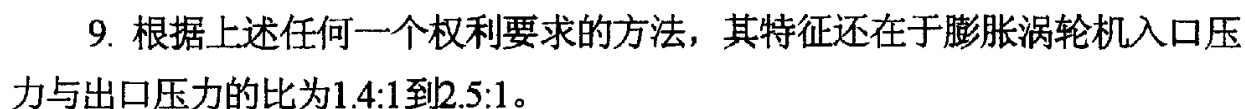
4. 根据权利要求1的方法，其特征还在于从压力较低的精馏柱的中间区域抽出另一氧气产物，从压力较低的精馏柱的底部区域的底部抽出的氧气产物的氧含量至少为97.5摩尔百分数，并且其它产物的氧含量为50到97摩尔百分数。

5. 根据权利要求4的方法，其特征还在于从压力较低的精馏塔中提取两种液态的氧气产物，之后将之增压，并且经与压缩空气的第三气流进行间接热交换而蒸发，压缩空气第三气流处于比第一压力高的第三压力下。

6. 根据权利要求1的方法，其特征还在于从压力较低的精馏塔中提取液态的不纯氧气产物，之后将之增压，并且经与压缩空气的第三气流进行间接热交换而蒸发，压缩空气第三气流处于比第一压力高的第三压力下。

7. 根据上述任何一个权利要求的方法，其特征还在于待分离的空气中的23到30（体积）%形成膨胀的第二空气流。

8. 根据权利要求1的方法，其特征还在于从压力较低的精馏柱的底部抽出的氧气产物是在气化状态下获得的。



10.一种用于通过精馏分离空气的装置，其包括至少两个串联压缩级，它们用于压缩空气流，具有用于在压缩空气第一气流的第一压力下将空气流冷却到适合于其精馏的温度的第一通道的主热交换器，第一通道与压缩级的第一个所选择的级相联，因此第一压力基本上是第一个所选择的压缩级的出口压力，主热交换器还具有用于在压缩空气第二气流的第二压力下将空气流冷却到适合于其精馏温度以上的温度的第二通道，该第二通道与压缩级的第二个所选择的压缩级相联，因此第二压力基本上是第二个所选择的压缩级的出口压力，双精馏塔包括压力较高的精馏柱、压力较低的精馏柱和冷凝器-再沸器，冷凝器-再沸器处于压力较高的精馏柱处，所述压力较高的精馏柱与压力较低的精馏柱进行间接热交换，压力较高的精馏柱被布置为在其底部压力不大于第一压力的条件下操作，而压力较低的精馏柱被安排为操作时在其中产生底部液态氧部分，压力较高的精馏柱的入口与第一通道相联，膨胀涡轮机用于在外功作用下使压缩空气第二气流膨胀，该膨胀涡轮机被安排为在入口压力不大于第二压力的条件下操作，压力较低的精馏柱的入口与膨胀涡轮机相连，并且氧气产物在压力较低的精馏柱的底部区域具有出口，其中第一个所选择的压缩级位于第二个所选择的压缩级的下游，因此第二压力小于第一压力，其特征在于：在第一通道和压力较高的精馏柱中间没有膨胀装置。

11. 根据权利要求10的装置, 其特征还在于该装置还包括一台用于抽出液态氧气产物且提高其压力的泵, 和用于汽化加压后的氧气产物的装置。

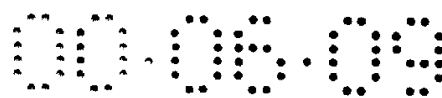
12. 根据权利要求11的装置, 其特征还在于: 用于汽化加压后的氧气产物的装置是主热交换器或者是从主热交换器中分离出来的汽化热交换器, 其中汽化氧气产物的热交换器具有在比第一压力大的第三压力下的压缩空气第三气流的通道。

5 本发明涉及一种分离空气的方法和装置。

10 已知在双精馏塔内分离空气，其包括接受在适合于提供精馏分离的温度下的第一股净化、压缩、雾状空气的压力较高的精馏柱，和接受较高的经压力精馏塔分离的一股富氧液态空气的压力较低的精馏柱，并且该压力较低的精馏柱与压力较高精馏塔通过冷凝器-重沸器进行热交换，其中冷凝器为分离提供液氮回流，而重沸器提供在压力较低的精馏柱中的向上流动的蒸汽。

完全需要使空气分离装置冷冻。其至少一部分原因是因为在冷冻温度下操作该双精馏塔。特别是如果空气分离产物不在液态下，那么通过将压缩空气第二气流的压力提高到压力较高的精馏柱顶部处的工作压力以上至少两巴来满足冷冻要求，膨胀涡轮机外功的作用下使该压缩空气流膨胀，之后将其抽到压力降低的精馏柱中。一般，将该涡轮机连接到增压机-压缩机上，其将空气的压力提高到在压力较高的精馏柱顶端的压力以上。

30 在 GB-A-2251 931 和 EP-A-672 中, 空气分离方法包括形成压力比其它空



馏柱的底部区域获得氧气产物，其中该二级压力小于第一压力，其特征在于在大约第一压力下将冷却的第一气流引入压力较高的精馏柱中。

本发明也提供一种用于通过精馏分离空气的装置，其包括串联用于压缩空气流的至少两个压缩级，具有第一通道的主热交换器，该热交换器用于在该压缩空气的第一气流的第一压力下将该气流冷却至适合于精馏的温度，该第一通道与压缩级中的第一个选择级相联，因此第一压力实质上是第一选择的压缩级的出口压力，而第二通道用于在压缩空气的第二气流的第二压力下将该气流冷却至精馏的精馏温度以上的温度，该第二通道与两个压缩级的第二个选择的级相联，因此第二压力实质上是第二个选择的压缩级的出口压力，双精馏塔包括压力较高的精馏柱、压力较低的精馏柱和位于压力较高的精馏柱上的冷凝器-再沸器，其与压力较低的精馏柱进行间接热交换，压力较高的精馏柱被安排为在其底部压力不大于第一压力的条件下操作，而压力较低的精馏柱被安排为操作时产生底馏分液态氧部分；压力较高的精馏柱的入口与第一通道相联；用于随外功作用使压缩空气中的第二气流膨胀的膨胀涡轮机，该膨胀涡轮机被安排为在入口压力不大于第二压力的条件下操作；压力较低的精馏柱的入口与膨胀涡轮机相联，压力较低的精馏柱底部区域的出口作为氧气产物出口，其中第一个选择的压缩级在第二个选择的压缩级的下游，因此该二级压力小于第一压力，本发明设备特征在于在第一通道和压力较高的精馏柱之间没有膨胀机制。

在此处使用的术语"基本上相同的压力"表示所给定的压力是在另一个给定的压力的加或减0.5巴之内。

本发明的方法和装置具有许多优点。通过在入口压力低于压力较高的精馏柱的压力条件下运转膨胀涡轮机，使压缩待分离空气所消耗的动力数量可以保持在较低的水平上。随着可有效地送到膨胀涡轮机中的待分离空气的比例增加，该优点越明显。这又取决于可形成的液体分离产物的比例和氧产物的纯度，下面将讨论这一问题。像节约动力一样，当待分离比例特别大的空气随着外功的作用而膨胀并被引入到压力较低的精馏柱中时，还能表现出其它优点。特别地，当蒸汽运输量小于所引入的膨胀空气的水平时，可较有效地操作低压精馏柱。另外，这降低了冷凝器-再沸器上的热负荷。可以减小压力较低的精馏柱下部压力较低的精馏柱的有效直径，从而尽可能缩小液体-蒸汽接触面的总面积。同样，可以缩小压力较高的精馏柱的有效直径。也可以减小冷凝器-再沸器

的尺寸。其次，不需要与膨胀涡轮机相联的常规增压机-压缩机，代之以将发电机与膨胀涡轮机相连。结果，可以输出有效数量的电力，从而减小本发明方法和装置的净动力消耗量。再者，本发明装置甚至可在较宽松的操作条件下达到满意地高效操作。这就简化了制造其中使用标准或预制装置的空气分离装置的方法。

一般，从压力较低的精馏塔中提取液态氧气产物，其经增压和蒸发与压缩空气中的第三气流间接进行热交换，蒸汽流处于比第一压力高的第三压力下。(此热交换可在主热交换器分开的热交换器中进行。)

优选至少30摩尔百分数的氧气产物是不纯的，即它氧含量在50到98.5摩尔百分数的范围内，通常，生产不纯的氧气时通过膨胀涡轮机的空气流量较大。

本发明的方法和装置特别适合生产氧含量在50到98.5摩尔百分数范围内，优选在50到97摩尔百分数范围内，更优选在85到97摩尔百分数范围内的氧气产物。在这些更优选的例子中，当如上所述将氧气产物加压和汽化时，优选至少22%（体积）、更优选23%—30%（体积）的待分离空气流形成膨胀的第二气流。在此种例子中，压缩空气的第一气流一般占待分离空气总数的50%（体积）以下。

换句话说，从压力较低的精馏塔中提取氧气产物，且如果需要，将其压缩到在主热交换器中被加热到非低温温度时所希望的输送压力的下游值。在这种情况下，不需要冷凝压缩空气流中的第三气流。结果，因为待分离空气总流量比例更大，所以它能够形成压缩空气流的第二气流。例如，如果氧气产物含有70到97摩尔百分数的氧气，那么待分离的空气总流量中一般至少30%可以形成压缩空气流的第二气流。

本发明的方法和装置也完全适合同同时生产不纯和纯的氧气产物。不纯的氧气产物可含有50到98.5摩尔百分数，优选50到97摩尔百分数，更优选在70到97摩尔百分数的氧气，而纯的氧产物含有超过97.5摩尔百分数，优选超过99.5摩尔百分数的氧气。优选获得不超过全部氧气产物大约70%的高纯产物。这可在流向膨胀涡轮机中的压缩空气第二气流没有明显减少的情况下达到。在整个氧气产物中可提取的高纯氧气的比例通常大于相应的双一再沸器空气分离方法和装置的比例。从底部区域获得这种纯氧产物，而从压力较低的精馏柱的中间区域获得不纯的氧气产物。优选地，获得这两种液态氧气产物，将其加压，并且

其与压缩空气第三气流进行间接热交换从而被汽化，这一过程是在比第一压力高的第三压力下进行的。

优选地，膨胀涡轮机入口压力与出口压力比在1.2:1到3.8:1的范围内，更优选为1.4:1到2.5:1。

5 希望将压力较高的精馏柱安排成如此操作：其底部压力基本上与第二压力相同。因此，不膨胀装置优选地位于压缩空气第一气流到压力较高的精馏柱的入口和此压缩空气流离开主热交换器的出口的中间。

如果需要，所说的至少两个串联压缩级可以形成主各自独立的空气压缩机。换句话说，一个或多个上游级可形成主空气压缩机，而通过一个或多个增
10 压机-压缩机可提供一个或多个下游压缩级。于是该主空气压缩机可在比压力较高的精馏柱的工作压力低的压力下操作。优选地，在第二个所选择的压缩级的下游至少有两个压缩级，而且，优选地有纯化装置位于第二压缩级与下游压缩级的中间，纯化装置用于除去杂质，特别是二氧化碳和水蒸汽，否则这些杂质对该装置的运行有有害的作用。

15 虽然膨胀涡轮机最好是负荷的蒸汽发生器，但换句话说，它也可用于驱动增压机一压缩机，以便提高所说的第三空气流或另一所处理气流的压力。它还可以装载制动器以消除膨胀能量。

当获得分离的非液体产物时，或当此种液体产物的全部生产量不足氧气产物全部生产量的百分之十，优选不足百分之五，更优选不足百分之二时，本发
20 明的方法特别适合于空气的分离。总之，生产液体产物要求膨胀涡轮机的入口压力比生产非液体产物高，因此其不是优选的。

通过一个或多个容器可以构成压力较高的精馏柱和压力较低的精馏柱，其中液相和汽相逆流接触以进行有效的空气分离，例如在容器内填充元件上面或在固定在容器内的一连串彼此垂直隔开的托盘或板材上面使汽相和液相接触。

25 现在通过实施例并参考附图描述本发明的方法和装置，其中图1到5的各图都是不同的空气分离装置的流程示意图。

在附图中同样的部分以相同的参考数字表示。

参照附图中的图1，在主空气压缩机中压缩空气流。在与主空气压缩机2相连的后冷却器（未表示）中所得到的压缩空气排出压缩热。主空气压缩机2
30 一般包括许多压缩级。在吸附装置4中净化该压缩空气流。净化包括从气流中



在第一个增压机压缩机6中将一部分净化气流进一步压缩。(在下文中将描述净化气流的其余部分所发生的情况。)在后冷却器(未表示)中将所得到的进一步压缩的空气流冷却以除去压缩热。从被冷却且进一步被压缩的空气流中获得压缩的第一空气气流,并且使之直接通过(没有任何进一步压缩也没有任何膨胀)主热交换器8中。压缩空气第一气流经过(图1行14表示的)第一组通道从热端10到达主热交换器8的冷端12。因此通过与返回气流进行间接热交换使压缩空气第一气流冷却到适合于其精馏的温度。通过入口24将所得到的冷却后的压缩空气第一气流引入到压力较高的精馏塔18的底部区域。在主热交换器的冷端12和入口24中间没有压缩或膨胀所冷却的第一气流。于是,压力较高的精馏柱18的底部压力基本上是压缩空气第一气流离开主热交换器8时的压力(其又基本上是压缩机6的出口压力),并且在此处此压力被称为第一压力。

压力较高的精馏柱18形成双精馏塔16的一个精馏柱。双精馏塔16也包括压力较低的精馏柱20和冷凝器-再沸器22，该冷凝器再沸器放置在压力较高的精馏柱的顶端区域，其与压力较低的精馏柱20进行间接热交换。

25 在操作中，在压力较高的精馏柱18中将空气分离成底部富氧液体部分和顶端氮气部分。通过出口26从压力较高的精馏柱18的底部抽出富氧液体流部分。在另一热交换器28中将该富氧液态空气流低温冷却，并经过焦耳-汤姆森膨胀阀或节流阀30，之后通过入口32引入到压力较低的精馏柱20所选择的中间区域中。

氮气从压力较高的精馏柱18的顶端流入冷凝器-再沸器22中，并在压力较低的精馏柱20的底部通过与沸腾的不纯液态氧部分进行间接热交换而冷凝。将一部分所得到的液氮冷凝液返回到压力较高的精馏柱18中作为回流液。通过热交换器28的通道，将剩余的冷凝液被低温冷却，再经过节流阀或焦耳-汤姆森活门34，之后通过入口36引入到压力较低的精馏柱20中作为回流液。通过出口26从



压力较高的精馏柱18中抽出的富氧液态空气形成一个空气源，该空气源是在压力较低的精馏柱中分离的。另一个空气源是压缩空气的第二气流，其是净化装置下游中没有流过增压机-压缩机6的那部分净化空气。在主热交换器8中经图138行表示的第二组通道将压缩空气第二气流冷却。第二组通道从主热交换器8的热端10延伸到它的中间区域。由此冷却的压缩空气第二气流于其在双精馏塔16中分离的温度以上的温度和低于第一压力的第二压力下离开主热交换器8。第二压力基本上与主压缩机2的出口压力相同。所得到的冷却后的压缩空气第二气流流入膨胀涡轮机40中（从主热交换器8和膨胀涡轮机40的出口中间没有任何进一步的压缩或任何膨胀）。它在膨胀涡轮机40中膨胀到基本是压力较低的精馏柱20在上述中间区域的工作压力和温度。通过入口44将由此膨胀的第二空气流引入其中间区域。在涡轮机40中膨胀是在外功的作用下发生的。如图1示意性表示的那样，膨胀涡轮机40与产生电力的发电机连接在一起。膨胀涡轮机40是图1表示的装置使用的唯一一个膨胀涡轮机。

在压力较低的精馏柱20中将空气流分离成顶端氮气部分和底部不纯的液态氧部分，液态氧部分氧含量为50到98.5摩尔百分数，优选70到98.5摩尔百分数，更优选70到97摩尔百分数。通过与冷凝的氮气进行间接的热交换，冷凝器-再沸器22可有效地使底部不纯的液态氧部分再煮沸。所得到的氧气在压力较低的精馏柱20中上升，并在那里与向下流的液体接触。并非全部底部不纯的液态氧部分被再煮沸。通过一台将不纯氧气的压力增加到输送压力的泵48从底部出口46抽出其一部分作为产品。在主热交换器8中进行氧气产物的气化。为达到这个目的，使用在比第一压力高的第三压力下的压缩空气第三气流。压缩空气第三气流是由与第一个增压机-压缩机6相连的后冷却器下游的空气形成的，其不经过压缩空气第一气流所经过的主热交换器8的第一通道14。在第二个增压机-压缩机50中将压缩空气第三气流的压力提高到所希望的压力，并在后冷却器（未表示）中除去它的压缩热。由此冷却的压缩空气第三气流流过从热端10延伸到主热交换器8的冷端12的第三组通道52。选择压缩空气第三气流离开主热交换器8冷端12时的压力和第二个增压机-压缩机50的出口压力时，注意泵48的出口压力，以便尽量减少在热交换器8运行时热力学的低效率，特别是在从冷端12延伸到不纯的液态氧汽化的位置的区域中。加压后的不纯液态氧流沿着从冷端12到热端10的第四组通道54经过主热交换器。在近似室温下所得

到的加热后的氧气产物可输送给它的最终用户。

在双精馏塔16中也能分离位于通过主换热器8通道下游的压缩空气第三气流。冷却后的压缩空气第三气流经主热换热器8的冷端12提高另一焦耳-汤姆森或节流阀56，且通过入口58进入压力较高的精馏柱18的中间水平位置。因此，
5 且压力较高的精馏柱18的底部提供另一回流液。然而，从相同中间水平位置较高压力柱18经出口60抽出液流。它仍然经过另一个焦耳汤姆森或节流阀62，并经位于入口32和44的水平高度以上的另一中间水平位置处出口64被引入到压力较低的精馏柱20中。因此，液态空气向压力较高的精馏柱20从入口32向上延伸到入口64这一区域提供了另一回流液。

10 从压力较低的精馏柱20的顶端也抽出氮气作为产物（或废物）。该气流首先通过热换热器28，从而提供热换热器28所需的冷却，其次再通过从主热换热器8的冷端12延伸到其热端10的第五组通道68。

在图1表示的装置的典型操作中，压缩空气第一气流通过入口24进入压力较高的精馏柱18时的第一压力一般是3.5到5巴。压力较低的精馏柱20顶端的工作压力一般有1.2到1.4巴（绝对）。因此可以这样认为：在外功的影响下在涡轮机40中膨胀的压缩空气第二气流绝不会提高压力较高的精馏柱18或压力较低的精馏柱20的工作压力。一般，第二压力为1.8到3.5巴。结果，主空气压缩机一般可仅需要两个压缩级（与位于它们之间的中间冷却器（未表示）），因此
15 这就简化了主空气压缩机。而且，与压缩空气第一气流相比，仅仅需要将压缩空气第二气流压缩到较低压力，并且因为压缩空气第二气流优选超过进入该装置中的空气总流量的20%，所以与相应的已知单个再沸器空气分离装置相比，该装置的电力消耗较低。

对图1中表示的装置可以作出不同的改变和修改。例如现在参考图2，在
25 泵48和主热换热器8中的冷端12之间可以包括氧气气化器200。目前，在气化器在200中与压缩空气第三气流进行间接热交换的同时，汽化加压后的不纯液态氧气流。当氧气产物的压力为上述5巴（绝对）以下时，特别适合使用此种装置。

现在参照图3，图3表示了对图1的图解装置进行的修改。在这个修改方
30 案中，省略了发电机42，而将膨胀涡轮机连接到第二个增压机-压缩机上。因



此，在压缩机50中压缩第三气流时使用压缩空气第二气流的膨胀功。在一些例子中，该膨胀功不足以满足在压缩机50中压缩工作的全部要求。在这种例子中，增压机-压缩机50也可以连接到电动机（未表示）上。

现在参照图4，图4表示了对图1的图解装置的另一个修改。在这个修改方案中，从压力较低的精馏柱20中获得汽态的不纯氧气产物。因此，在主热交换器8中的第四组通道54直接地压力较低的精馏柱20的出口400连通。因此省略了出口46、泵48和关联的输送管线。另外，也省略了通过主热交换器8的增压机-压缩机50和第三组通道52以及关联的输送管线。因此，第二空气流形成通过第一增压压缩机6的全部流量。同时也省略了出口60、阀门62和关联的输送管线。

现在参照图5，图5表示了对图1的图解装置的更进一步的修改。目前压力较低的精馏柱20装备有附加的分离阶段以通过泵48能够获得较纯的氧产物，该产品含有不足2.5摩尔百分数而一般不足0.5摩尔百分数的杂质。也可获得一种不纯的氧气产物，优选含有70到96摩尔百分数的氧气。为达到此目的，压力较低的精馏柱20在其中间水平高度处装备有不纯氧气产物的第二出口500。一般通过泵502经出口500抽出液态的不纯氧气产物，泵502将不纯的产物压力增加到所要求的压力。经主热交换器的冷端12到热端10的通道将加压后的不纯液态氧气。

可以作出其他的修改和变化。例如，可以将少量的，一般不超过在任何附图20中表示的装置全部氧气产物10%的按液态储存。在更进一步的修改中，主压缩机2在吸附装置4的下游可按包括另一压缩或多个压缩级，从而能够省略第一增压机-压缩机6和/或第二增压机-压缩机50。在另一个更进一步的修改中，在焦耳-汤姆森或节流阀56的下游，一部分液态空气流可以绕过压力较高的精馏柱18，经由热交换器28的通道进行低温冷却，并在阀门62的上游与从出口60出来的25的液流汇合。而且，如果需要，分流的液体可以形成通过阀门62的全部液体流。

在附图的图 1 中表示的装置操作的典型实施例中，装置按照下表所示的参数操作。

压缩机6的出口压力	5.55 巴
通过入口24的流量与净化空气全部流量之比	48%
压缩机2的出口压力	2.5 巴
通过膨胀涡轮机40的流量与净化空气全部流量之比	26%
氧气产物的纯度	96 摩尔百分数
在主热交换器8热端10处氧气产物的压力	5.0 巴
氧气产物的流量与净化空气全部流量之比	21%

按照如此方式操作时电力消耗量是相应的装置的94%，其中从另一压缩空气中获得所有的到另一压缩机6中的压缩净化气流，和到膨胀涡轮机40中的气流。然而在图 1 表示的装置的主热交换器8中需要较大的热交换表面积。

- 5 如果要求氧气产物纯度不足96摩尔百分数，那么该装置的总电力消耗还可减少。总之，当氧气纯度大于90摩尔百分数时，在相应的装置中可能产生过冷。

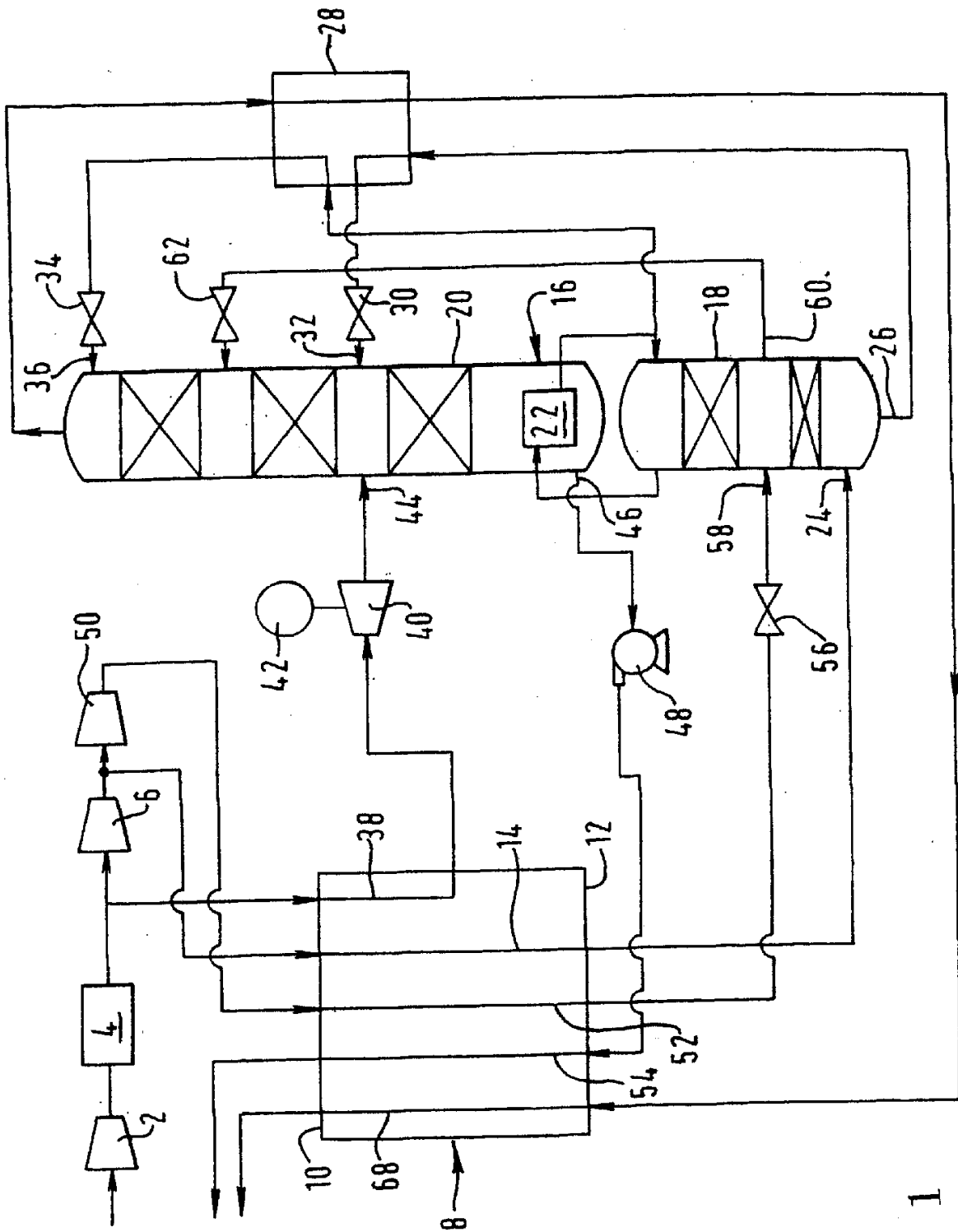


图 1

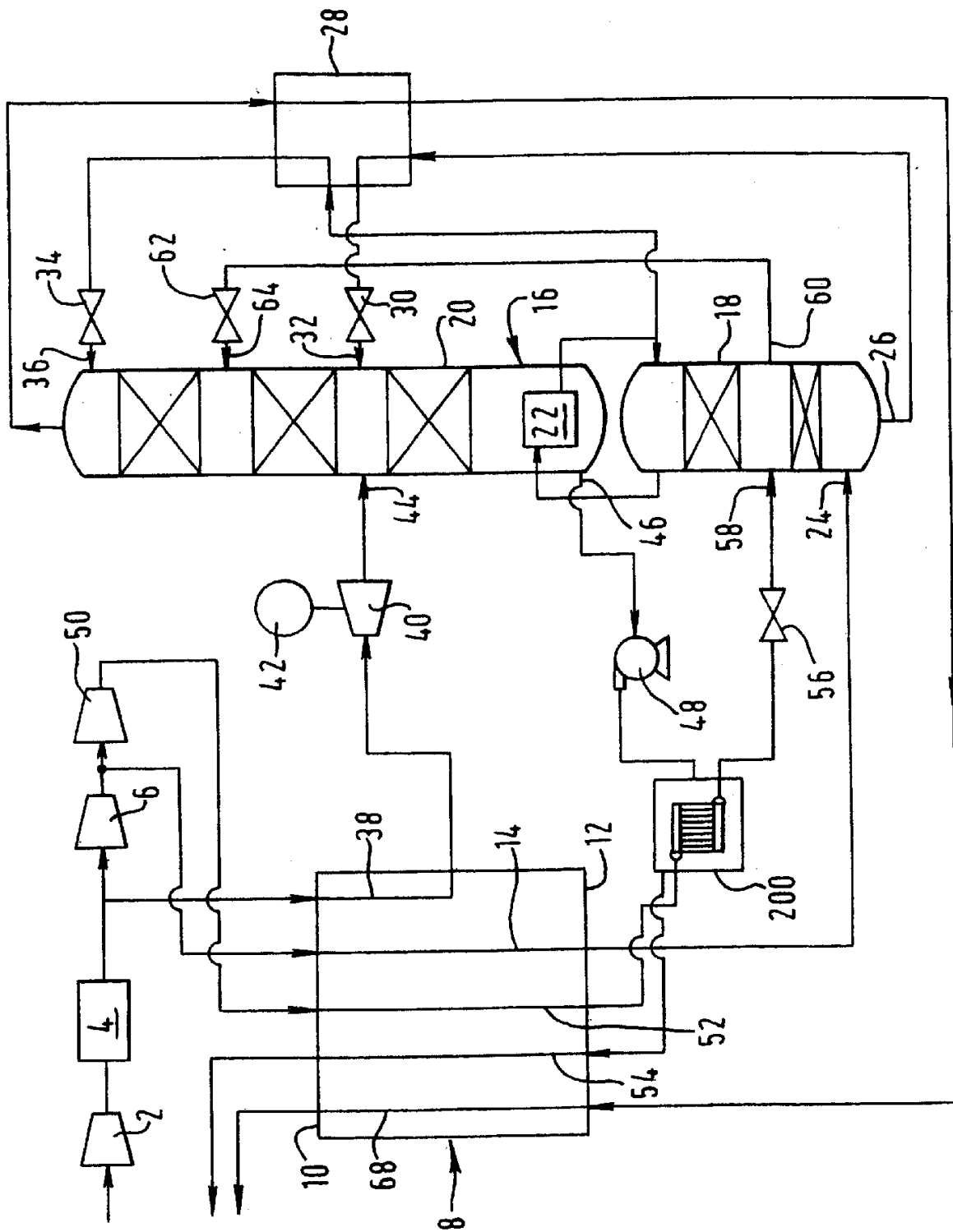


图 2

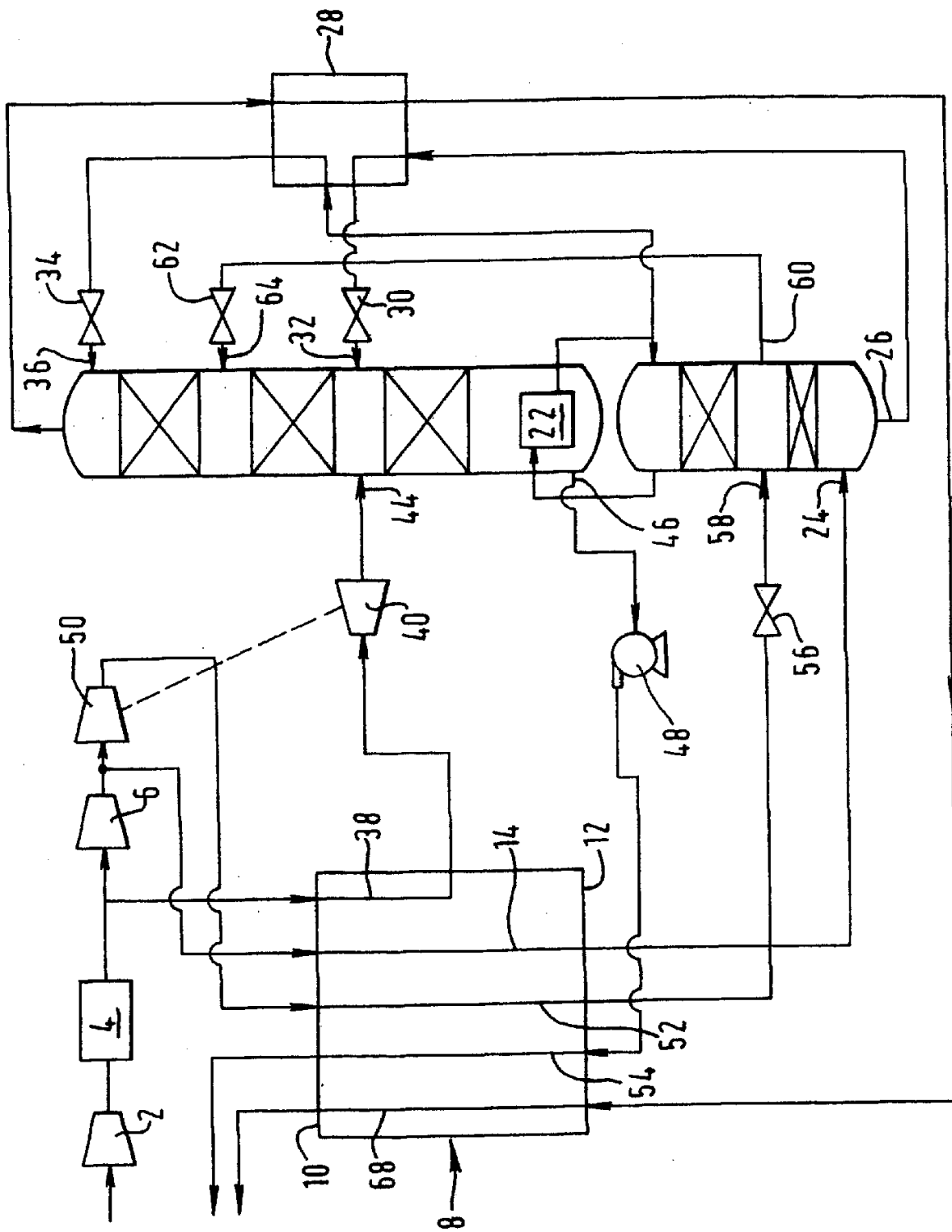


图 3

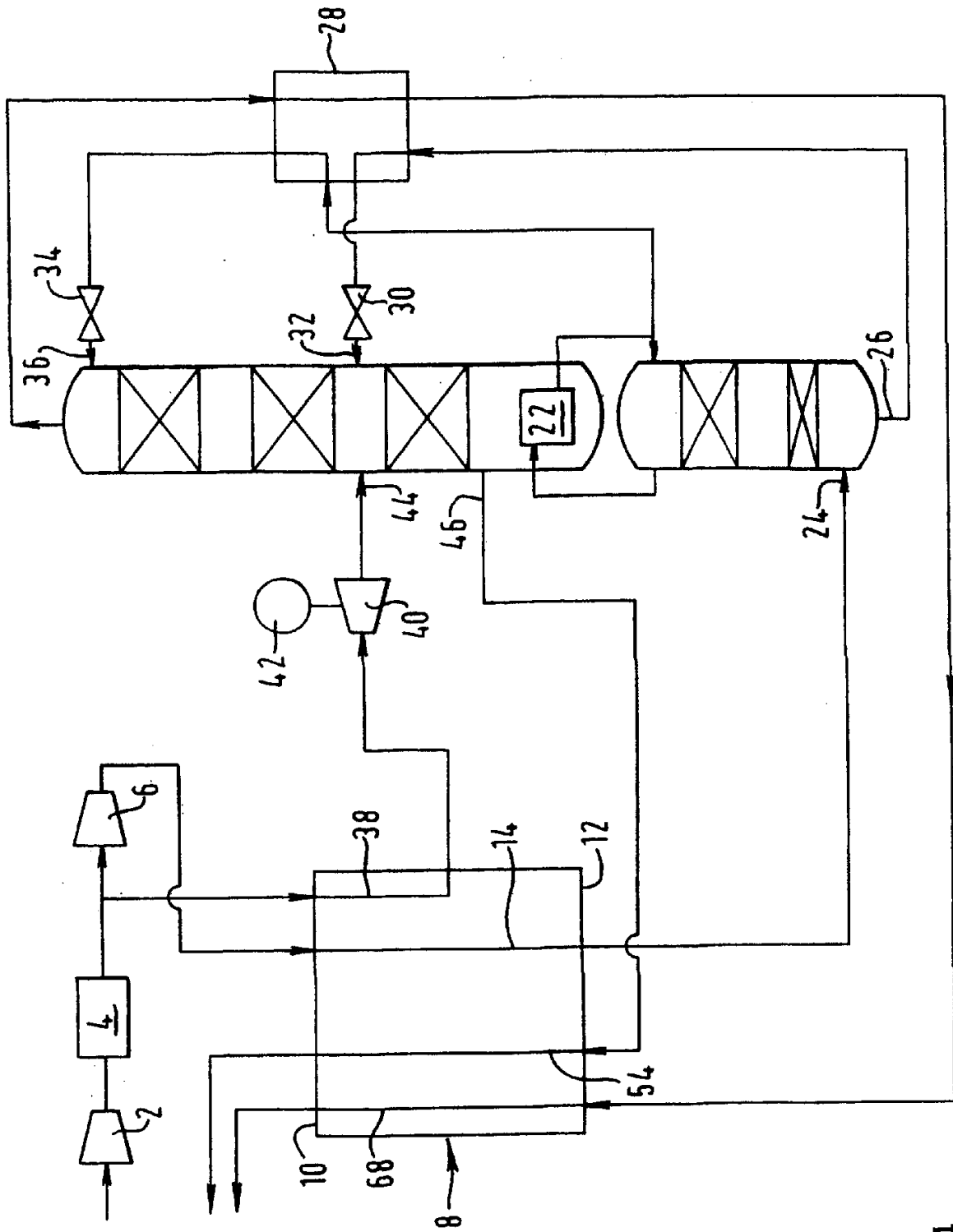


图 4

00.08.09

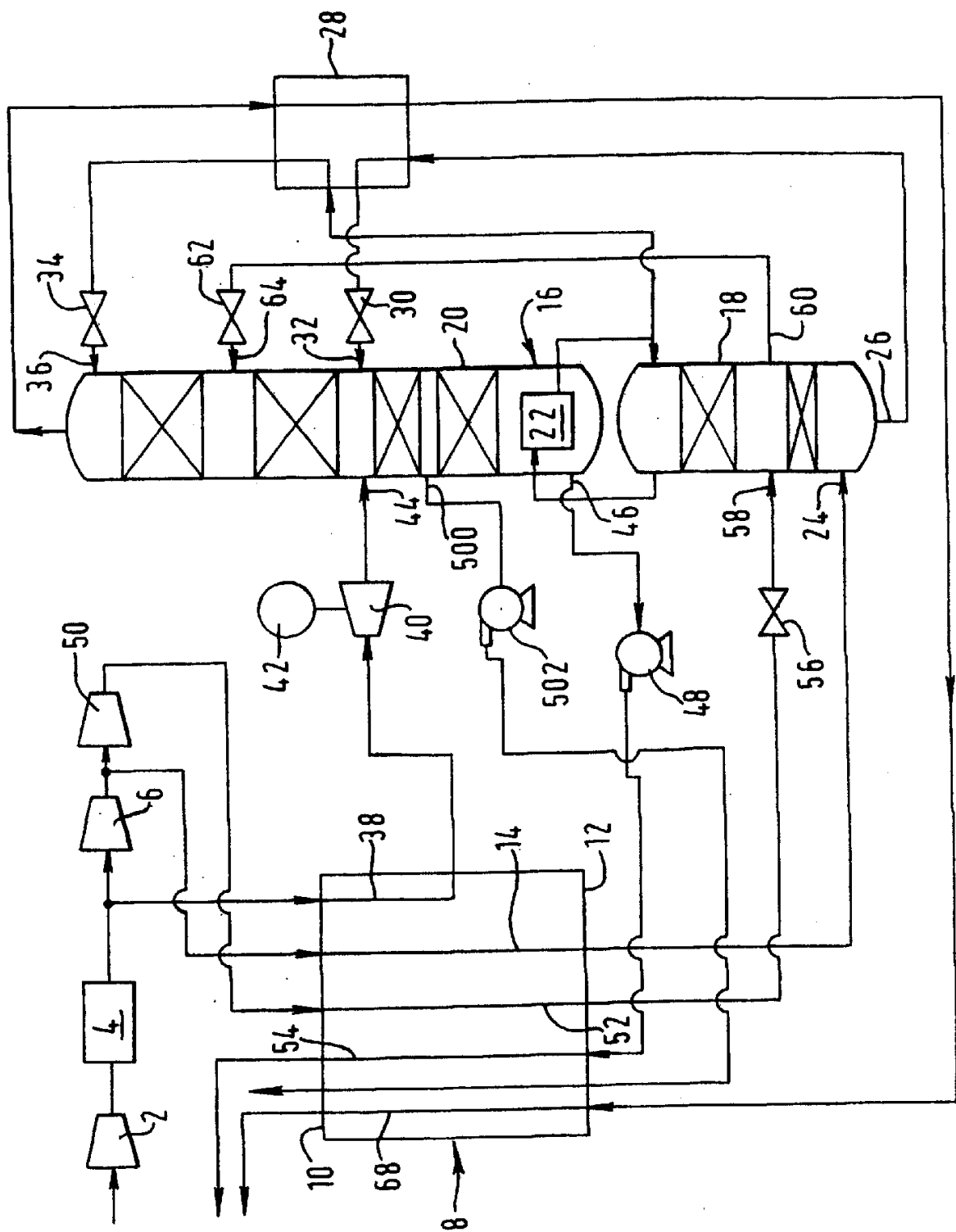


图 5