

[19]中华人民共和国国家知识产权局

[51]Int. Cl⁶

F25J 3/04

[12] 发明专利申请公开说明书

[21] 申请号 99101343.3

[43]公开日 1999年9月22日

[11]公开号 CN 1229185A

[22]申请日 99.1.21 [21]申请号 99101343.3

[30]优先权

[32]98.1.22 [33]US[31]09/012,093

[71]申请人 气体产品与化学公司

地址 美国宾夕法尼亚州

[72]发明人 Z·T·菲德科斯基 D·M·赫伦

[74]专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司

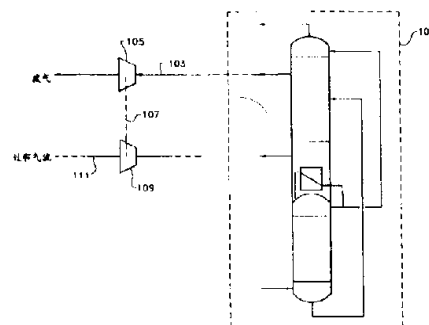
代理人 卢新华 钟守期

权利要求书 2 页 说明书 8 页 附图页数 8 页

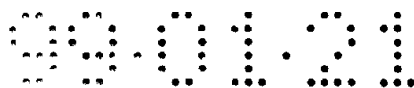
[54]发明名称 利用废气膨胀来压缩生产气流的升压空气分离法

[57]摘要

本发明涉及升压空气分离低温工艺过程,其中原料空气经压缩、除去水分和二氧化碳、并经主换热器冷却到低温,被送入至少具有两(2)个蒸馏塔的蒸馏塔系统中,分离为富氮制品、富氧制品和废气流,其特征在于,至少一部分废气流被(等熵)膨胀做功,此功至少可为在高于主换热器冷端的温度下压缩除废气流以外的过程气流提供所需的一部分功。被压缩的另外的过程气流可以是原料空气、富氧制品或富氮制品中的至少一部分。

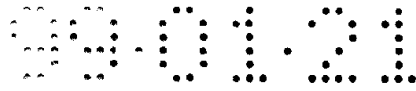


ISSN 1008-4274



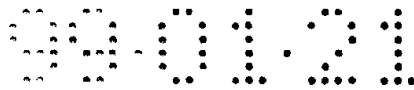
权 利 要 求 书

1. 一种升压空气分离低温工艺过程，其中原料空气是经压缩过、经处理除去水分和二氧化碳、并经在具有冷端和热端的主换热器中冷却到低温的空气，并被送入蒸馏塔系统中，该系统至少具有两（2）个蒸馏塔，它被用来分离为至少三种产物，即富氮制品、富氧制品和废气流，该工艺过程的特征在于，至少有一部分废气流被膨胀，而膨胀所作的功至少可在高于主换热器冷端的温度下，为压缩除废气流以外的一种过程气流提供其所需的一部分功。
2. 权利要求1的工艺过程，其中被膨胀功所压缩的过程气流是原料空气的至少一部分。
3. 权利要求1的工艺过程，其中被膨胀功所压缩的过程气流是富氧制品的至少一部分。
4. 权利要求1的工艺过程，其中被膨胀功所压缩的过程气流是富氮制品的至少一部分。
5. 权利要求1的工艺过程，其中蒸馏塔系统具有两（2）个热整体的塔：一个高压塔和一个低压塔；其中被冷却并处理过的原料空气进入高压塔并被分离为富氮塔顶蒸气和粗制液氧，其中，一部分富氮塔顶蒸气借助于与低压塔塔底的富氧液体的热交换而冷凝，从而使低压塔沸腾，并产生出第一冷凝氮流；其中，至少有一部分冷凝氮流作为回流液被返回到高压塔；其中一部分富氮蒸气或是从高压塔的塔顶或是塔顶以下某个位置被抽出，被等熵膨胀，并在至少一部分从高压塔底部抽出的粗制液氧的作用下被冷凝，从而产生出第二冷凝氮流和粗制氧蒸气流；其中至少有一部分第二冷凝氮流、粗制液氧和粗制氧蒸气流被送入低压塔的适当位置，以使分离为富氧的底层和低压的富氮塔顶蒸气。
6. 权利要求1的工艺过程，其中蒸馏塔系统具有两（2）个热整体的塔：一个高压塔和一个低压塔；其中被冷却并处理过的原料空气进入高压塔并被分离为富氮塔顶蒸气和粗制液氧，其中，一部分富氮塔顶蒸气由于与低压塔塔底的富氧液体的热交换而冷凝，从而使低压塔沸腾，并产生出第一冷凝氮流；其中，至少有一部分冷凝氮流作为回流液被返回到高压塔；其中一部分富氮蒸气或是从高压塔的塔顶或是塔顶以下某个位置被抽出，并在至少一部分从高压塔塔底抽出的粗制液氧的作用下被冷凝，从而形成第二冷凝氮流和粗制氧蒸气流；其中，粗制氧蒸



气流被等熵膨胀；其中，至少有一部分第二冷凝氮流、粗制液氧和已膨胀的粗制氧蒸气流被送入低压塔的适当位置，以使分离为富氧的塔底和低压的富氮塔顶蒸气。

7. 权利要求 1 的工艺过程，其中被膨胀的那部分生产废气流，在
5 膨胀前借助于与另一种过程气流的热交换而加热到高于环境的温度。



说 明 书

利用废气膨胀来压缩生产 气流的升压空气分离法

5

在工业中，例如在碳质化合物气化应用的工业中，升压低温空气分离装置已广为人知。在升压装置中，压力最低的蒸馏塔仍在比环境压力高的压力下运转。其结果是，所有的气体产物都是在升高的压力下离开蒸馏系统的。除氮、氧、氩以外，空气分离装置的普通产物之一就是用来再生前端吸附床的废气流。废气流系产自以最低压力（仍高于环境压力）运转的蒸馏塔。由于废气流最终是要排入大气的，因而它的压力不需要比大气压力高出很多。本发明的目的是要提供出利用废气中所含的多余压力能的有效方法。

15

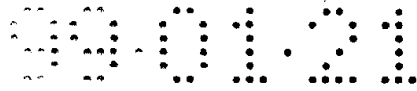
有人曾对单塔装置或单产品装置从废气中回收多余的压能作过尝试。单塔空气分离装置的回收率很低，因而它们产生的废气量较大。另外，在设计用来例如在氮气发生器中只回收一种空气组分的单塔或多塔装置中，所产生的废气量也是较大的。利用废气中所含的多余压能的显而易见的方式是将废气流在涡轮机中膨胀而产生外功。这一过程还可提供出低温装置运转所需的冷量。带有废气膨胀机（expander）的单塔或多塔氮气发生器的例子在某些专利和其它出版物中已有描述，如美国专利 4,439,220、4,448,595、4,453,957、4,927,441 以及 5,098,457。在这些专利中没有说明，由废气膨胀机所作的外功是否已被用某种方式回收。

25

在废气膨胀机中所产生的外功可以热的形式耗散于环境中。这样做太无效益，但当膨胀机功率很小以及当功率回收的利益抵不上回收系统如发电机的基本投资时，还得这样做。在此情况下，膨胀机的唯一目的是为工厂提供所需的冷却。

30

利用发电机虽比耗散功率效益好些，但它并没有提供出最大可能的效益，一方面是因为在发电机中存在着热力学损失，另一方面，这一方法也没能实现把该功率加载到过程压缩机（压膨机）（compander）上去的潜在协合热力效益。



废气膨胀机所产生的功率至少可部分地用来在压膨机中压缩另一种过程气流。这一方法适用于美国专利 4,966,002 和 5,385,024 中所描述的单塔氮气发生器。在这些循环中，一部分富氧废气流被膨胀用来压缩另一部分再循环返回蒸馏系统的同样的废气流。由于压缩是在低温下进行的，从而绝对压缩功率并不高，但所需的额外冷量却大大增加了。因此，废气膨胀机所产生的外功率只是在联带的压膨机中部分地被回收，而很大部分的这一功率却耗散掉了。

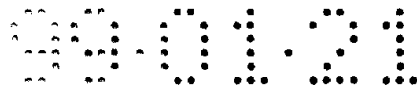
生产氮气和氧气的、由两个或两个以上蒸馏塔组成的循环通常具有很高的回收率，而废气流是比较小的。如果是在低温下膨胀的，则从系统的冷侧所取出的功率只是给工厂提供了所需的冷量（具体结果还取决于压力比）。由于膨胀机温度低以及废气流量小，通常单靠这一功率是不足以用来在实践中压缩任何别的过程气流的。如果过程气流是在低温下被压缩，即冷压缩，该循环所需的增大的冷量，是不能单靠废气膨胀机来满足的。在热压缩的情况下，冷量需求并不增大，但冷膨胀的功率绝对值换算到工厂热端时往往是不太大的。这或许就是为什么回收废气膨胀机功率来压缩过程气流这一概念，迄今未能在多塔系统中得到广泛应用的理由。但在美国专利 4,072,023 和欧洲专利 EP-0,384,483 中已描述了两个例外。

在 EP-0,384,483 中，一部分废气流被膨胀来产生所需要的冷量。同时，该膨胀功在压膨压缩机（compander compressor）中被用来热压缩同一废气流的另一部分。由于膨胀功率如上所述是不大的，因此在压膨机之外还不得不使用外加的压缩机。

Springmann 的美国专利 4,072,023 描述了一种空气分离工艺，它由反向换热器和双塔系统组成。在空气分离中已有人把反向换热器用来净化原料气流以除去高沸点组分（如水蒸气和二氧化碳），它是借助于在换热器流道中冻结这些组分来实现的。Springmann 专程地讲明，要利用多余的冷量来冷压缩适当的过程气流，这种过程气流应是其温度不比主换热器冷侧温度高的气流。

众所周知，升压循环中的废气流可被加热到很高的温度，并可被膨胀来产生电功率。热气膨胀的缺点是整个热膨胀和功率发生系统的投资费用太高。

空气分离装置的规模现不断加大，而大装置的废气流率（以及全部



的其它流率)的绝对值也很高。因此,废气流和其它过程气流的压力能完全能够给工厂提供出比需要更多的冷量。这一多余的冷量可被用来液化空气分离产品(美国专利 5,165,245)或被用来减小主换热器的尺寸(美国专利 5,146,756)。

5

本发明涉及升压空气分离的低温工艺过程,其中原料空气是经压缩过、经处理除去水分和二氧化碳、并经过在具有冷端和热端的主换热器中冷却到低温的空气,它被送入至少具有两(2)个蒸馏塔的蒸馏塔系统中,用来分离为至少三种产物,即富氮制品、富氧制品和废气流,该工
10 艺过程的特征在于,至少有一部分所说的废气流被(等熵)膨胀做功,而膨胀所作的功至少可为在高于主换热器冷端的温度下压缩除废气流以外的一种过程气流提供其所需的一部分功。

被压缩的另外的过程气流可以是:至少一部分原料空气、至少一部分富氧制品和至少一部分富氮制品。

15

本发明特别适合于这样的工艺过程配置,即蒸馏塔系统具有两(2)个热整体的塔:一个高压塔和一个低压塔;其中被冷却并处理过的原料空气进入高压塔,并被分离为富氮塔顶蒸气和粗制液氧,其中,一部分富氮塔顶蒸气借助于与低压塔底部的富氧液体的热交换而冷凝,从而使低压塔沸腾,并产生出第一冷凝氮流;其中,至少有一部分
20 冷凝氮流作为回流液返回到高压塔;同时发生下列两(2)组步骤中的一组步骤:(a)一部分富氮蒸气或是从高压塔的塔顶或是塔顶以下某个位置被抽出,等熵膨胀,并在从高压塔底部抽出的至少一部分粗制液氧的作用下被冷凝,从而产生出第二冷凝氮流和粗制氧蒸气流;至少有一部分第二冷凝氮流、粗制液氧和粗制氧蒸气流被送入低压塔的适当位
25 置,以使分离为富氧的塔底蒸气和低压的富氮塔顶蒸气;或者是(b)一部分富氮蒸气或是从高压塔的塔顶或是塔顶以下某个位置被抽出,并在至少一部分从高压塔塔底抽出的粗制液氧的作用下被冷凝,从而形成第二冷凝氮流和粗制氧蒸气流;其中,粗制氧蒸气流被等熵膨胀;其中,至少有一部分第二冷凝氮流、粗制液氧和已膨胀的粗制氧蒸气流被送入
30 低压塔的适当位置,以使分离为富氧的塔底和低压的富氮塔顶蒸气。

图 1~8 为本发明几个实施方案的简图。

5 本发明为一种升压空气分离低温工艺过程，其中原料空气是经压缩过、清除过水和二氧化碳、并在具有冷端和热端的主换热器中冷却至低温的空气，并被送入包括有两（2）个或两个以上蒸馏塔的蒸馏塔系统中，并被分离为至少三种产物，即富氮制品、富氧制品和废气流，同时，至少有一部分这种废气流被从高压膨胀，而该膨胀所得的能量可为在高于主换热器冷端的温度下，压缩除该废气流以外的任何过程气流提供其所需功的至少一部分功。

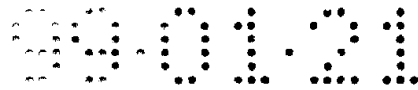
10 在以下的讨论中，术语“热”意指环境温度或高于环境温度，术语“低温”意指主换热器冷端的温度。

15 本发明的想法在图1中显示得很清晰。空气分离装置的蒸馏塔系统101由至少两个蒸馏塔组成。废气流103从蒸馏塔系统出来后在膨胀机105中被膨胀。所产生的膨胀功107在压膨压缩机109中被用来压缩过程气流111。替代的办法是还可给压缩机109提供额外的能量，例如使用辅助电动机，但图中没有画出。在图中未示出的是为该工厂提供必需冷量可能使用的装置。冷量可由废气膨胀机105来提供。它可借助于往环境中耗散一部分膨胀功或将此功转换为电能来实现。更优选的是，可借助于膨胀其它过程气流来提供至少一部分冷量。

20 本发明的一个实施例示于图2，图中由主换热器201出来的废气流203在涡轮机205中被膨胀，用以在压膨压缩机209中压缩一部分原料空气流209。在从蒸馏塔系统中抽出液体形式氧制品的循环中，压缩一部分原料空气流是有利的。氧液流的压力是利用泵或静压头来增高的。最终该液氧制品在一部分输入空气流的作用下被气化。这一部分空气流需要进一步压缩，以使其能适应于氧的气化，而费用便宜的压缩途径就是利用图2中所示的压膨压缩机209。

25 上述实施例的一个改变方案示于图3，其中的废气流在膨胀前在换热器304中被预热。这一改变方案可使得从废气膨胀中产生出更多的能量，从而增大输送给压缩机209的功率。在换热器304中可使用任何适当的物流来给废气流加热，例如蒸气，热油、烟气或已燃废气，或者从过程压缩机排出的气流。

30 图4示出另一个实施例，其中与图2所示的情形相反，它的膨胀和压缩是在比环境温度低、比低温高的某些中间温度下进行的。废气流



403 在主换热器 201 中只是部分地变热，而一部分空气流 207 在被压膨胀压缩机 409 压缩前则部分地变冷。

图 5 示出另一个实施例，其中废气流 403 在主换热器 201 中被部分地变热，然后在涡轮机 405 中膨胀，所作的功被用来在压膨胀压缩机 505 中压缩气态氧制品流 503。气态氧流 503 是借助于在主换热器中对液氧流 501 进行首次气化而获得的。

在图 6 中，废气流 603 被在涡轮膨胀机 605 中膨胀，所作的功被用来在压膨胀压缩机 623 中压缩至少一部分氮制品 621。图 6 中所示的膨胀和压缩是在等于或高于环境温度下进行的，但这些过程可在低温和高于环境温度之间的任何温度下进行。如果需要的话，被压缩的氮可在被泵出的液氧作用下冷凝，而冷凝出来的液氮可被返回到蒸馏塔系统中，以提供额外的回流液体。替代的办法是，氧制品可以被压缩。

具体说，当用于图 7 所示的工艺流程图时，本发明会特别有用。原料空气在管道 701 中被引入，在主空气压缩机 703 中被压缩，在换热器 705 中在外来冷却液的作用下被冷却，优选在分子筛吸附单元 707 中被除去水分和二氧化碳，并被分为三股气流 709、711 和 719。

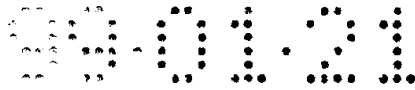
气流 709 可提供任何需用的干空气制品流，例如，可提供所谓的仪表气源。

气流 711 在主换热器 713 中被冷却至低温，并作为原料空气 715 被引入高压蒸馏塔 717 中。

气流 719 在压膨胀压缩机 721 内被进一步压缩、在换热器 723 内在外来冷却流体作用下被冷却、并在主换热器 713 中在气化的液氧作用下被液化。液化空气（液流 725）通过管道 727 被引入高压塔 717 中，或者通过管道 729、过冷器 731 和管道 733 被引入低压塔 735 中。也可以在将液流 727 引入高压塔 717 的同时，也将第二部分（液流 729、733）引入低压塔 735 中。

高压蒸馏塔 717 可在 70 ~ 300 磅/平方英寸的压力范围内运转，优选为 120 ~ 250 磅/平方英寸。在高压蒸馏塔 717 中，原料空气流 715 和 727 被精馏为高压塔顶氮气 737 和粗制液氧 761。

管道 739 中的一部分高压塔顶氮蒸气在再沸冷凝器（reboiler condenser）741 中被冷凝，而另一部分在管道 743 中的高压塔顶氮蒸气则被从塔中抽出。至少一部分 743 气流在管道 745 中被导向涡轮膨胀



机 747，在此，其压力被降低，同时产生外功，以此为工厂提供所需的冷量。气流 745 在膨胀前可例如在主换热器 713 中先部分地加温，但图中未示。通过涡轮膨胀机后的氮气经管道 749 随后在换热器 751 中在管道 767 中的一部分粗制液氧的作用下被液化，在换热器 731 中被过冷，
5 在通过 JT 阀后被降压并作为回流液通过管道 755 被引入低压塔 735。

如果所要求的氮制品的压力和纯度与高压塔顶氮气的压力和纯度相似，则另一部分气流 743 即被通过管道 757 抽出，在主换热器中加温，并通过管道 759 输出。

管道 761 中的粗制液氧在换热器 731 中被过冷，并被分为 765 和
10 767 两部分。管道 765 中的液体通过 JT 阀后被降压并被送入低压塔 735。管道 767 中的液体通过 JT 阀后被降压，并在换热器 751 中在膨胀的氮气 749 的作用下被气化，并在适当位置上、优选为在输气管 765 下方被导入低压蒸馏塔 735 中。

低压蒸馏塔 735 可在 22 ~ 150 磅/平方英寸的压力下运转，优选为
15 40 ~ 100 磅/平方英寸。输入低压塔的气源（气流 733、765 和 769）被分离为管道 771 中的低压氮制品和管道 793 中的液氧。氮制品 771 可含有低于 5 摩尔百分数（5 mol%）的氧，通常少于 2 摩尔百分数（2 mol%）的氧。液氧 793 可含有大于 75 mol% 的氧，通常大于 94 摩尔百分数（90 mol%）的氧。

液氧 793 被用泵 795 泵至高压，并在换热器 713 中沸腾。沸腾后的
20 气流 797 可在压缩机 798 中附加压缩。

氮制品 771 在换热器 731 和 713 中被加温，并可用压缩机 779 附加
25 压缩成气流 781。

废气流 783 可作为氮制品的一部分，如图 7 中所示那样被抽出。另
外，特别是当要求氮的纯度较高时，废气流可从低于塔顶的位置从低压
蒸馏塔抽出。该废气流在换热器 713 中被加温，并在涡轮膨胀机 787 中
被膨胀。在涡轮膨胀机 787 中所产生的功被压缩机 721 利用。如果要求
氧的压力较高，也可在管道 719 上压缩机 721 前面加一台辅助的增压压
缩机。

30 图 7 所示循环过程的模拟结果示于表 1。

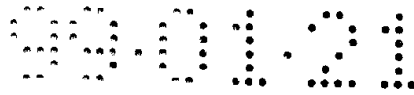
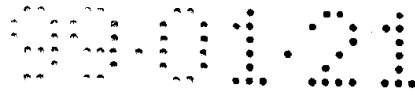


表 1

液气流	流量 g-mole/s	温度 K	压力 kPa	N ₂ 摩尔份数	Ar 摩尔份数	O ₂ 摩尔份数
701	5389	308.2	100	0.7812	0.0093	0.2095
711	4205	314.3	1327	0.7812	0.0093	0.2095
719	1105	314.3	1327	0.7812	0.0093	0.2095
727	301	108.5	1307	0.7812	0.0093	0.2095
729	817	108.5	1307	0.7812	0.0093	0.2095
761	2817	112.4	1306	0.6506	0.0144	0.3350
765	1374	106.8	1306	0.6506	0.0144	0.3350
767	1443	106.8	1306	0.6506	0.0144	0.3350
745	1687	107.7	1270	0.9991	0.0009	1.0E-5
749	1687	102.3	904	0.9991	0.0009	1.0E-5
759	2	303.3	1249	0.9991	0.0009	1.0E-5
777	3662	303.3	374	0.9854	0.0028	0.0118
781	3662	308.7	2286	0.9854	0.0028	0.0118
785	528	303.3	394	0.9854	0.0028	0.0118
789	528	229.8	128	0.9854	0.0028	0.0118
791	528	303.3	114	0.9854	0.0028	0.0118
793	1118	106.2	434	0.0156	0.0336	0.9508
797	1118	303.3	730	0.0156	0.0336	0.9508
799	1118	308.7	7764	0.0156	0.0336	0.9508

为了显示利用废气流压缩其它过程气流的好处,考虑了一个类似的循环过程,其中是把废气膨胀机的功率用来发电,而不是用来压缩过程气流。该循环过程与图 7 所示的基本相同,不同之处只是既没有空气增压机(721),也没有二次冷却器(723),而代之以可用一台发电机来消耗膨胀机 787 所作的功。增压机和二次冷却器的费用大体上与发电机的费用相当。但在制品规格(流量、纯度和压力)相同的情况下,氧压缩机的入口压力(气流 797)却要低得多,是 491 千帕,而用废气压膨(compand)一部分空气流时为 730 千帕。这样,对不用废气、空气压膨机的循环过程来说,就要求使用大得多(也昂贵得多)的氧压缩机。另外不用压膨机的工厂的总功率(约 79 MW)也要比图 7 所示循环过程的功率(约 78 MW)大 1 兆瓦(1 MW)。

也可使用图 7 的一个变通方案。在此方案中,从高压塔底部出来的全部粗制液氧流都毫无气化地被送入低压塔中。在换热器 751 处,在低压塔的中部高度上使用一个中间再沸/冷凝器。在此,从膨胀机 747 出来的膨胀氮气流 749 就在该中间再沸冷凝器中由与低压塔中部高度上



的液体发生潜热交换而冷凝。冷凝的液氮流在与图 7 相似的状态下进行处理。

5 本发明当用于图 8 所示的循环过程中时也是特别有用的。该过程与图 7 所示过程的最大区别在于，它没有氮气膨胀机 747。因此，氮气是在高压下在冷凝器 751 中被冷凝，形成高压富氧蒸气 769，该蒸气随后在涡轮膨胀机 801 中膨胀，并通过管道 803 被输入低压塔 735。富氧蒸气还可在膨胀前部分地加温，例如在主换热器 713 中进行，图中未示。图 8 还说明废气流 785 是怎样可以在膨胀机 787 中膨胀以前被预热（在换热器 886 中）的。

10 本发明使用多塔式蒸馏塔系统。因此，本发明区别于现有技术之处在于，在废气膨胀机中所产生的功系被用来压缩过程气流，这就使得有可能或是节约功率或是节约投资，或者两方面都节约。在优选的运转模式中，废气流的膨胀是在接近环境温度或高于环境温度的温度下进行，而过程气流的压缩是在环境温度下进行。

15 虽然本发明这里是参照某些具体实施方案来说明和描述的，但是，本发明不应被限制于所示出的细节。相反地，在权利要求的等同物的范围内，在不脱离本发明的精神的条件下，可对细节作各种各样的变更。

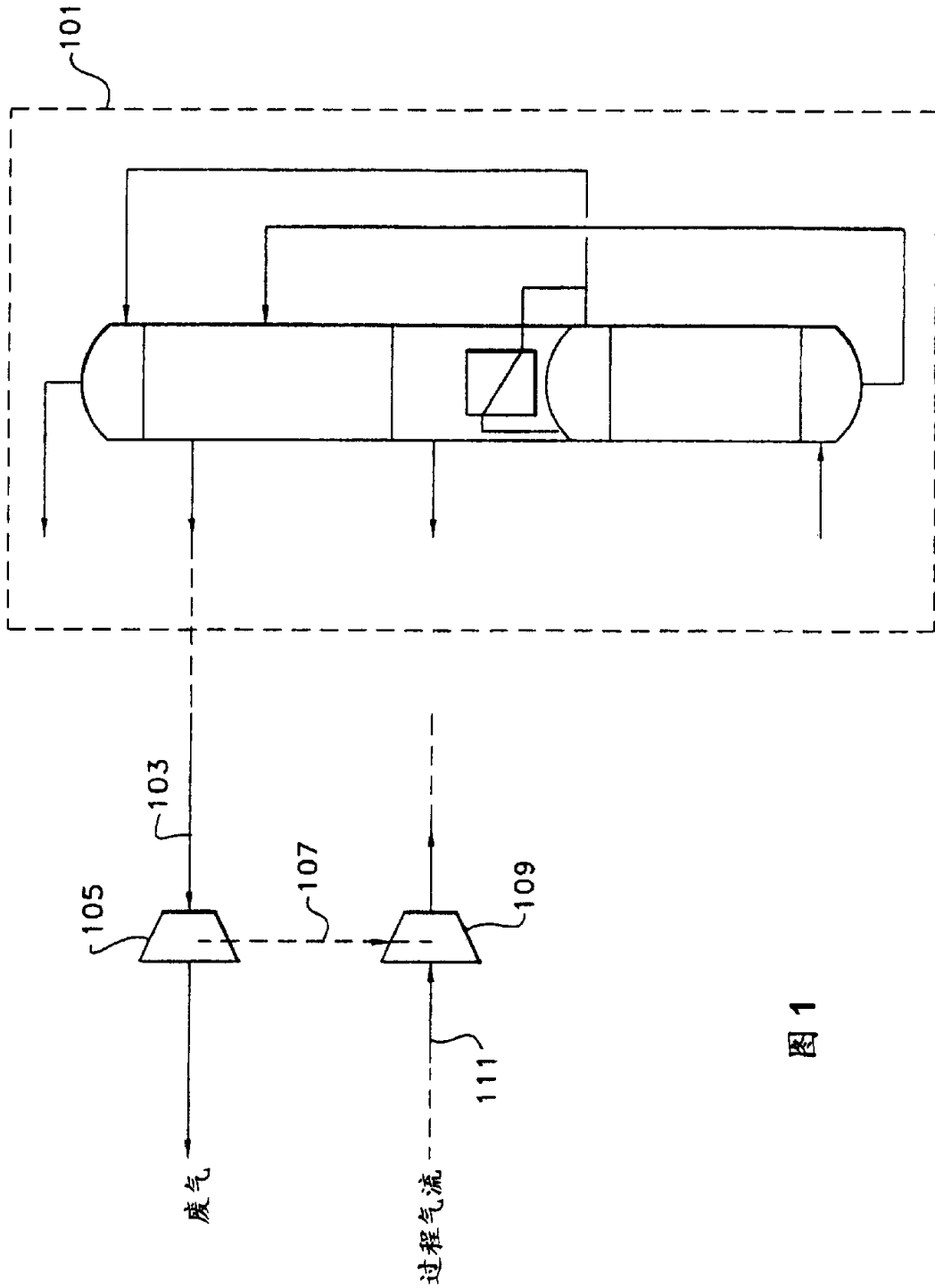


图 1

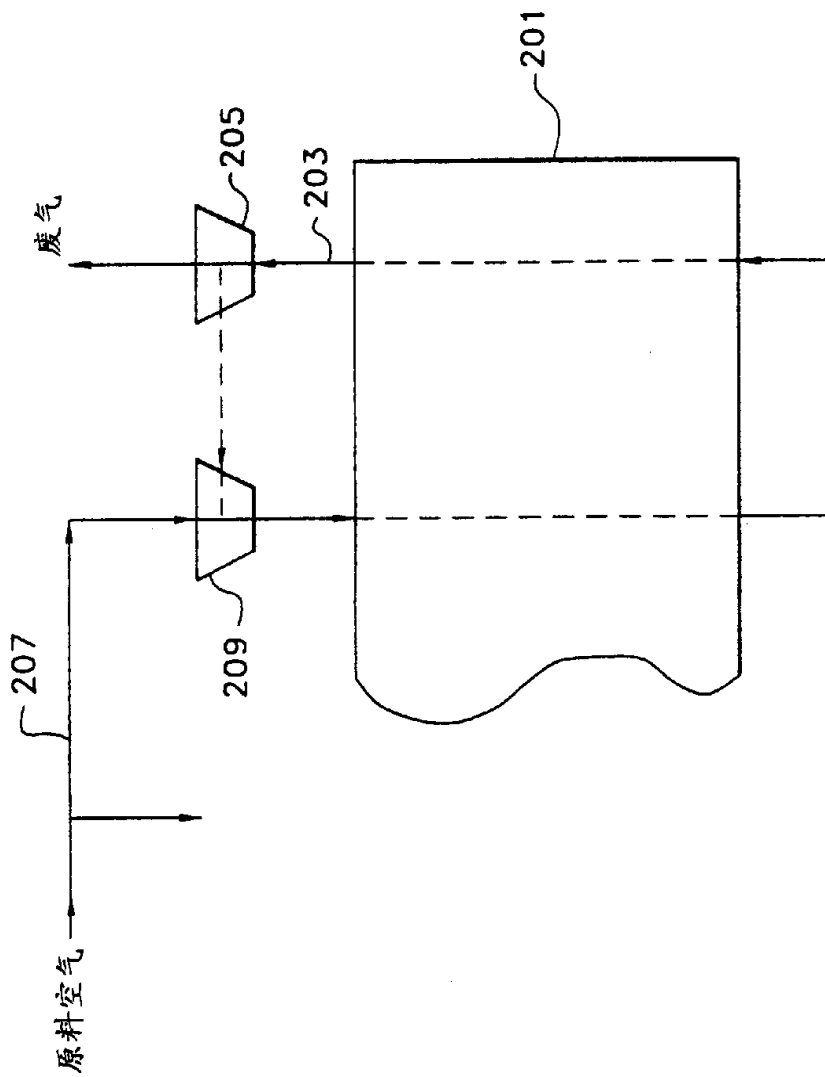


图 2

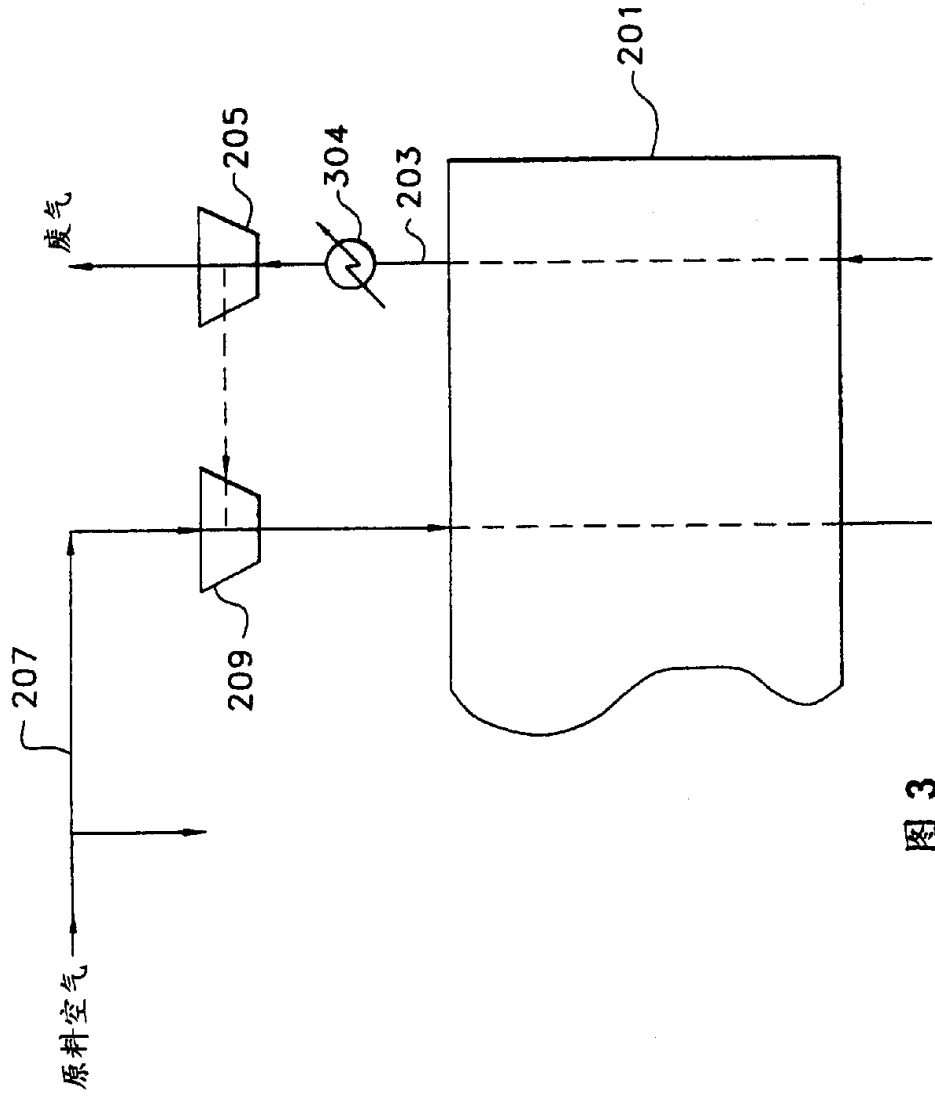


图 3

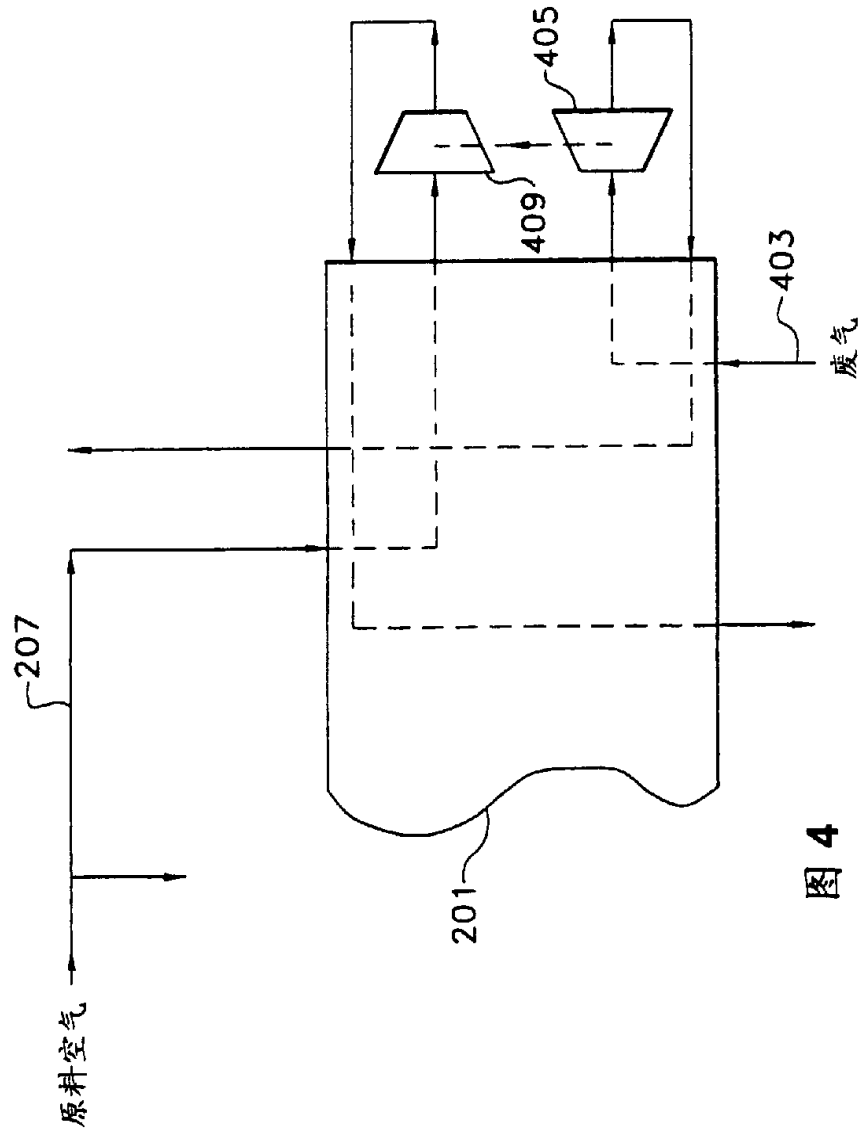


图 4

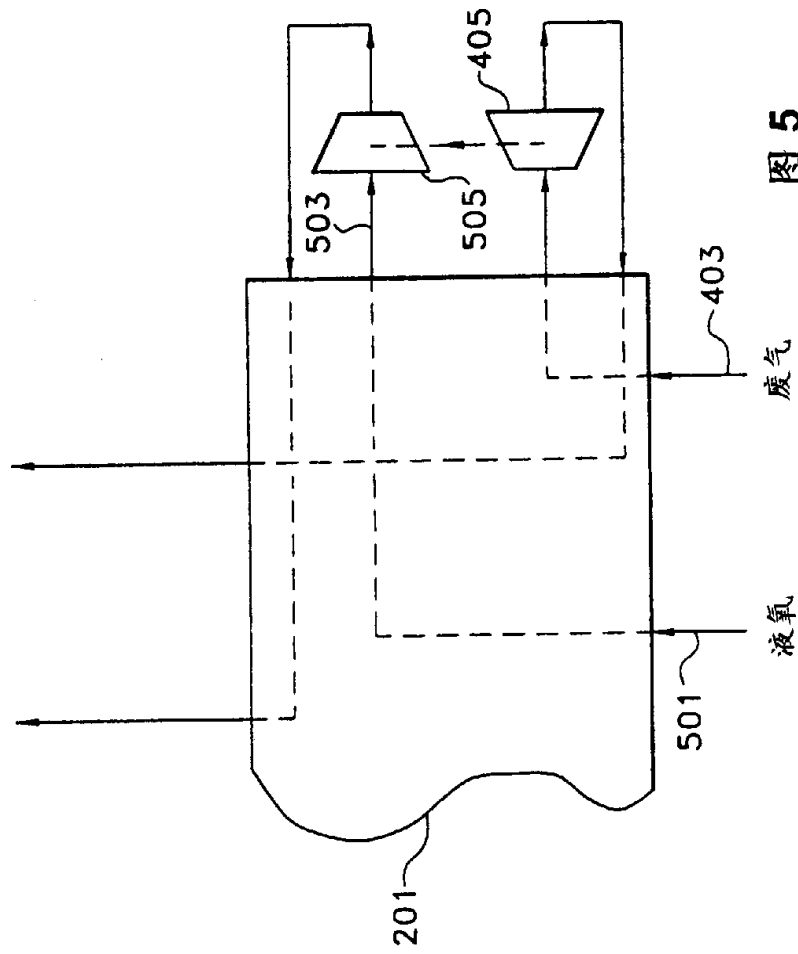


图 5

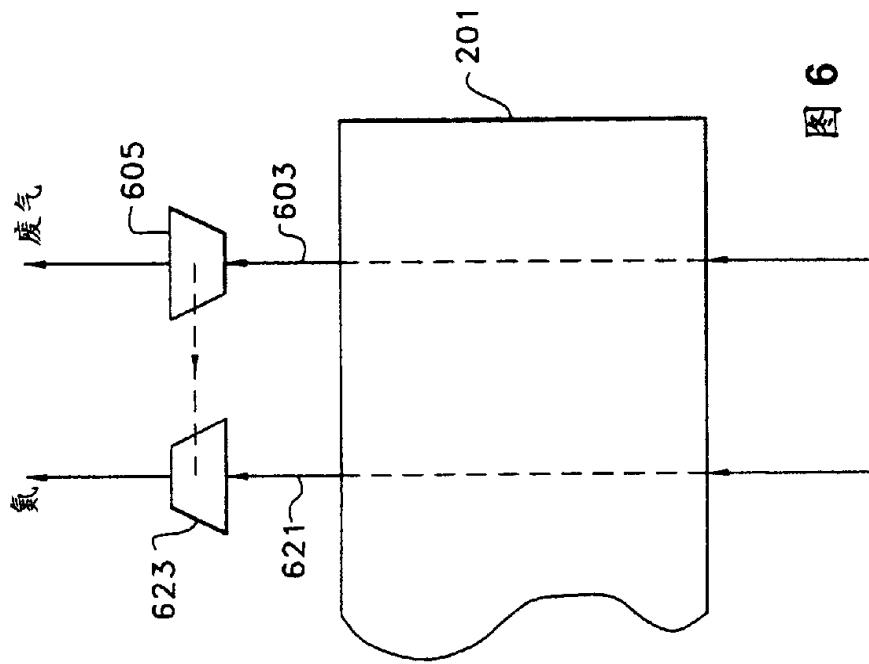


图 6

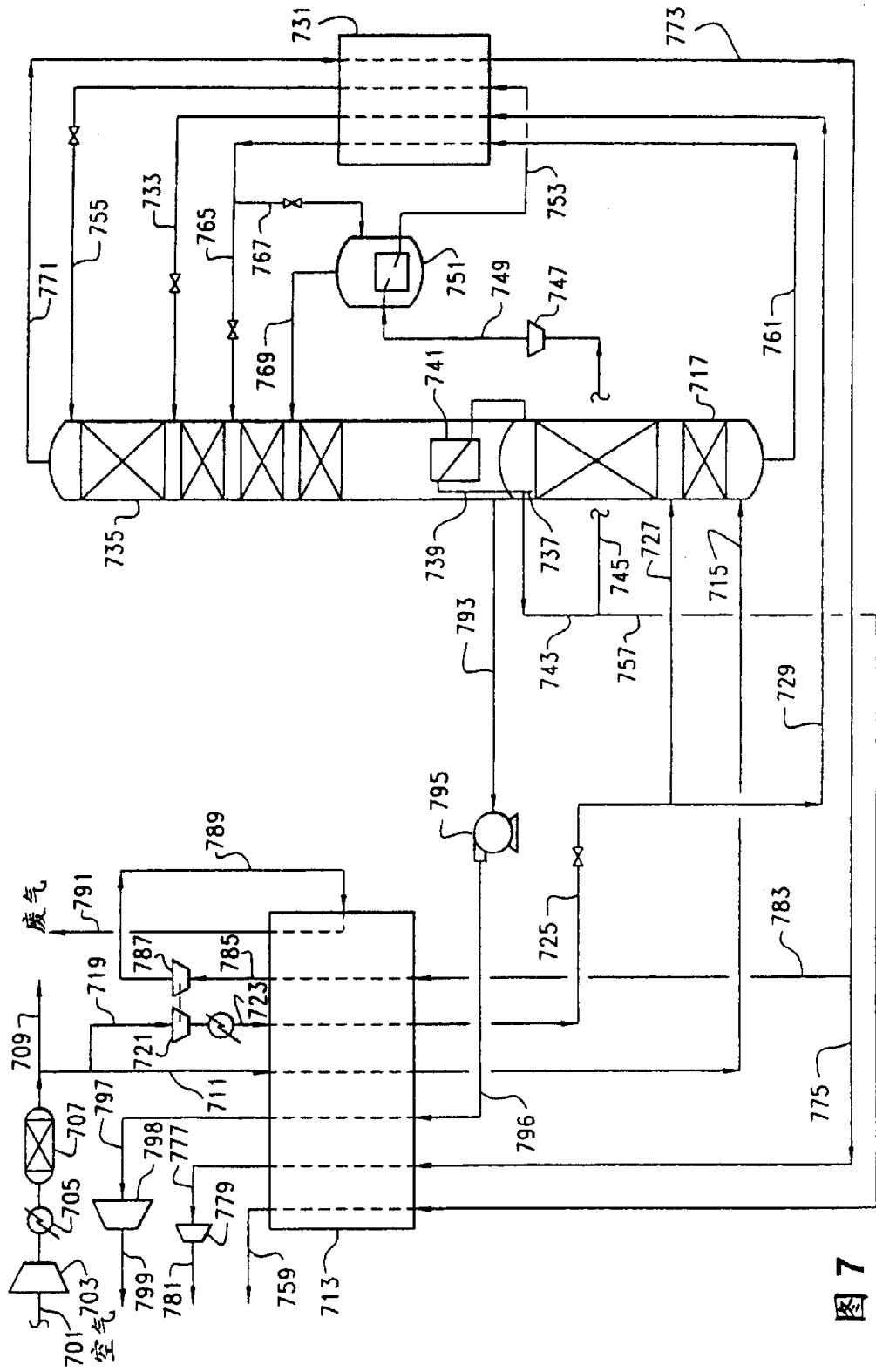


图 7

