

[19] 中华人民共和国国家知识产权局

[51] Int. Cl⁷
B01D 53/22
B01D 61/38



[12] 发明专利说明书

[21] ZL 专利号 98109397.3

[43] 授权公告日 2003 年 8 月 13 日

[11] 授权公告号 CN 1117604C

[22] 申请日 1998.6.2 [21] 申请号 98109397.3

[30] 优先权

[32] 1997. 6. 5 [33] US [31] 868964

[71] 专利权人 普莱克斯技术有限公司

地址 美国康涅狄格州

[72] 发明人 R·普拉萨 R·F·德尔内维

H·菲伊

[56] 参考文献

CN1136467A 1996.11.01 B01D53/00

EP0747108A 1996.12.01 B01D53/22

JP54011881A 1979.01.01 B01D53/22

US5516359A 1996.05.01 B01D53/22

审查员 付明星

[74] 专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司

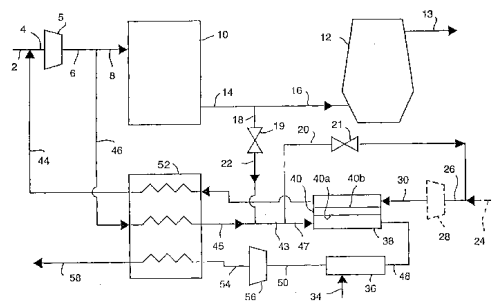
代理人 卢新华 吴大建

权利要求书 1 页 说明书 22 页 附图 8 页

[54] 发明名称 炉用固体电解质系统

[57] 摘要

利用来自第二供入气流的富氧气使供入炉子的第一供入气流富集氧的工艺，其中该第一供入气流在喷入该炉之前经压缩和加热。用包含具有滞留物侧和透过物侧的离子转移膜的离子转移组件使第二气流分离，以便在滞留物侧产生贫氧气流，而在透过物侧产生纯氧或富氧气流。将该纯氧或富氧气流在第一供入气流进入炉中之前，于任何位置，加在该第一供入气流中。



ISSN 1008-4274

1. 利用得自含元素氧和至少一种其它气体的第二供入气流的纯氧气流或富氧气流使欲被供入炉中的含元素氧及至少一种其它气体的第一供入气流富集氧的工艺，该工艺包括：

5 压缩该第一供入气流；

用包括带有滞留物侧和透过物侧的离子转移膜的离子转移组件分离该第二供入气流，以便在该滞留物侧产生贫氧气流，及在该透过物侧产生纯氧气流或富氧气流；

在喷入该炉之前加热至少该第一供入气流；及

10 在该第一供入气流进入该炉之前，于任何位置将该纯氧气流或该富氧气流加在该第一供入气流的至少一部分中。

2. 权利要求1的工艺，其中该炉是高炉。

3. 权利要求1的工艺，其中第二供入气流含有至少一部分该经压缩的第一供入气流或经压缩的富氧供入气流。

15 4. 权利要求1的工艺，其中至少一部分该贫氧气流用作清扫该离子转移膜的该透过物侧的清扫气流。

5. 权利要求1的工艺，其中另一部分第一气流在加热后，导向该离子转移膜的滞留物侧，以构成第二供入气流。

20 6. 权利要求5的工艺，其中所述另一部分经加热的第一气流加在附加气流中以构成第二供入气流。

7. 权利要求1的工艺，其中通过该纯氧气流或富氧气流和该贫氧气流向该第二供入气流传热而将该第二供入气流加热。

8. 权利要求7的工艺，其中在该纯氧气流或富氧气流经热交换后，使该纯氧气流或富氧气流冷却及在一增压压缩机中进一步压缩。

25 9. 权利要求7的工艺，其中将燃料气体加于该贫氧气流中燃烧，然后该贫氧气流进行热交换。

10. 权利要求1的工艺，其中采用一功率扩张器从该贫氧气流中回收能量。

炉用固体电解质系统

本发明涉及一种采用固体电解质离子导体系统来使氧与空气分离，
5 从而产生氧或富氧空气的设备和工艺，尤其是涉及采用这类固体电解质
系统的炉用设备和工艺。

根据国家标准和技术研究所 (National Institute of Standards and
technology) 颁发的合作协议 (Cooperative Agreement) No.
70NANB5H1065，本发明已获得美国政府的支持。美国政府享有本发明
10 中的某些权利。

高炉作业一般消耗大量的空气，该空气为炉中发生的氧化反应提供了
氧。高炉工作者已转向喷煤粉，以便减少用矿石炼铁时所需的焦炭量。
由于这种改变，为保持高炉的生产率，输往高炉的空气必须是富氧的。
这就产生了对生产被高炉所用的富氧空气的需求。这类高炉所需的氧超
15 过 0.1 吨氧/吨铁。结果氧的成本就成了炼铁成本中的重要因素。

空气是一种气体混合物，它含有量可变的水蒸气而且在海平面处，
其成份大致如下(体积%)： O_2 (20.9 %)、 N_2 (78 %)、 Ar (0.94
%) 其余是其它的痕量气体。由于只有喷入高炉中的气体(如空气)中
的氧的部分经燃烧而消耗，而该气体中的其它组份(如 N_2 和 Ar) 通常
20 未经化学变化从该气体炉中排出。但这些未变化的气体已在该过程中被
加热，因此由于大量的这种热未被回收，所以对该过程的能量效率未作
贡献。

向高炉供富氧空气的基本方法包括从为向碱性氧气转炉 (BOF) 供
氧而设计的空气分离装置中提取正常纯度的氧 (99.5 摩尔%)，然后在
25 进入高炉热风炉之前与鼓风空气混合。用于使空气富化的氧的压力常是
BOF 作业所需的高压 (7200 帕)。

一种可供选用的方法是将用耗能比高纯度制氧设备少的低纯度 (70
- 90 摩尔%) 制氧设备生产氧气。然后将这种氧气与来自空气鼓风机的
空气混合。

30 由于对高炉用氧的这种要求，所以就有了开发更有效的，生产高炉
作业所用的氧或富氧空气工艺的需求。本发明通过将生产氧或富集空气
的分离方法与高炉结合成一体来满足这种需求，供以这些气体，提高了

整个工艺的效率。

5 固体电解质离子导体提供了可能有吸引力的将氧与空气分离的技术。这种固体电解质工艺可将用离子导体以电 - 驱动的模式运行，或用混合导体以压力 - 驱动的模式运行。这种固体电解质工艺的两个独特的特点是：该工艺在高温（ $\sim 600 - 1000\text{ }^{\circ}\text{C}$ ）下运行，而且以巨大的氧氮比的选择性生产氧。这种特点很适于将固体电解质工艺结合到高温过程，如高炉作业中去。

10 离子转移膜的运行基础是：它在高温下有效地转移氧离子空位。当电驱动离子转移膜暴露于该膜两侧的有差别的氧分压中时，它使一种与该膜两侧的氧分压成对数关系的自发电位差（能斯脱电势）得以产生。反之，当加上一个超过此能斯脱电势的外加电压时，则可驱使氧化物离子态的氧逆着该分压梯度越过此膜。这种驱动需要电流，而尽管这类工艺能在高压和高温下生产氧，但所需的电解成本很高。

15 更近一些年来，已开发了一些固体电解质材料：它们能在高温下转移氧离子空位，而且还是电导体。就这类材料而言，通过电子的内部流动，而不是通过外电路进行与氧离子空位流相逆的流动。不需要电极，而且全部转移是由离子转移膜两侧上的气流中的氧分压驱动的。无需供给电能，而且这种类型的工艺很容易与高炉设备结合成一体，因而是一种为高炉供氧或供富氧空气的较有吸引力的方法。

20 因而就有两种类型的离子转移膜在用：只经此膜传导离子的离子导体，它需要电极及外电路以便能使电子流动，及经此膜传导离子和电子的混合导体。本文中所用的术语“固体电解质离子导体”、“固体电解质离子转移膜”、“固体电解质”或“离子转移膜”，除另有规定外，一般既用于指代离子型（电驱动的）系统，也用于指代混合导体型（压力驱动的）系统。

25 虽然离子转移工艺能生产纯氧，但这种用途的最好实施方式包括用空气，或氧分压比输入气流低的气体作离子转移膜透过物侧的清扫气流。这使氧分压下降，并加强了氧经过此膜的转移，从而产生较高的氧回收率。得自这种离子转移组件的产物是富氧空气，而不是纯氧，但它适于喷入供入气流或鼓风空气流来提高热风中的氧浓度。

30 在 Prasad 等人的，题为“Staged Electrolyte Membrane”的美国专利 5,547,494 中较详细地描述了固体电解质离子转移技术，该专利经参照结

合于本文中，以便更完全地描述该技术的状态。

采用无机氧化物膜的空气分离技术水平方面的进步，已载于该技术文献中。此外，已提出了一些计划（如 Rathbone 的 US. 5,268,019，见下文），其中，用高炉气体作燃料的燃气轮机与空气分离装置结合，从而提供低纯度的氧，以便使鼓风空气富集。

Hegarty 的题为“Process for Producing By - Product Oxygen from Turbine Power Generation”的美国专利 4,545,787 涉及一种用经压缩和加热的空气流发电的方法，该法通过从空气流中去除氧，使部分的除氧后所得的空气流与燃料流燃烧。将燃烧废气与另一部分除氧后所得的空气流结合，及使最终的燃烧产物经燃气轮机膨胀而发电。Hegarty 提到用银的复合膜和复合金属氧化物固体电解质膜从空气流中去除氧。

Kang 等人的题为“Integrated High Temperature Method for Oxygen Production”的美国专利 5,516,359 涉及用固体离子导体电解质膜使氧与加热和压缩的空气分离的工艺，其中未透过的产物经进一步加热，再经过涡轮机而发电。

Rathbone 的题为“Air Separation Method and Apparatus Combined With a Blast Furnace”的美国专利 5,268,019 涉及将空气分离机与高炉构成一体的方法。这方法不涉及固体电解质，因此不涉及采用热的整体结合。

Rathbone 的题为“Air Separation”的美国专利 5,317,862 涉及用加压氮发电及改进与高炉相结合的工艺的热平衡。

题为“Process for Supplying a Blast Furnace With Air Enriched in Qxygen, and Corresponding Installation for Reduction of Iron Ore”的 Grenier 的美国专利 5,244,489 涉及将冷冻空气分离机与高炉结合成一体的方法。该发明未采用固体电解质，而是涉及使用与低纯度空气分离原理相结合的空气鼓风机，该原理作为混合柱法是已知的。这是与标准的双柱法类似的冷冻法，但增加了第三柱，其中使液体与空气接触，以便产生与进入热风炉的鼓风空气混合的低纯度气流。

因此，本发明的目的在于提供将固体电解质离子导体系统与制氧装置连成一体，以便向炉子供应富集气体的有效方法。

本发明的另一目的在于通过用部分热鼓风空气，部分氮废气流，反应性的燃料气体或其它的低浓度氧气流吹扫离子转移膜来提高该方法的效

率。

本发明的再一目的是通过 在该系统的各个适当位点上用管线、热交换器、冷却器、燃烧器、功率扩张器及其它的设备将该工艺的各阶段连成一体，以回收和传输能量来提高整个系统的效率。

5 本发明包括一种通过利用得自含有元素氧及至少一种其它气体的第二供入气流的纯氧气流或富氧气流使欲被供入炉内的含元素氧和至少一种其它气体的第一供入气流富集氧的工艺。在该工艺过程中，第一供入气流被压缩。用包含具有滞留物侧和透过物侧的离子转移膜的离子转移组件使第二气流分离，从而在滞留物侧产生贫氧气流，而在透过物侧产生纯氧气流或富氧气流。至少将第一供入气流在喷入炉内之前加热。然后
10 在第一供入气流进入炉内之前，于任何位置将该纯氧气流或富氧气流加于第一供入气流之中。

在本发明的一个较佳实施方案中，该炉是高炉。在本发明的另一实施方案中，该第二供入气体含至少一部分经压缩的第一供入气流或经压缩的富氧供入气流。在本发明的又一较佳实施方案中，至少部分的贫氧
15 气流或第二供入气体被用作清扫气流来吹扫该离子转移膜的透过物侧。在本发明的再一较佳实施方案中，将至少部分第一供入气体，在加热之后，加在第二供入气流中。在又一较佳实施方案中，通过从纯氧气流或富氧气流及贫氧气流向第二供入气流传热而将第二供入气流加热。在另
20 一较佳实施方案中，功率扩张器从该贫氧气流中回收能量。在另一较佳实施方案中，为了清扫，将燃料气流加在离子转移膜的透过物侧。

本领域中的普通技术人员将从下面的对较佳实施方案和附图的陈述中发现本发明其它的目的、特性及优点。

图 1 是本发明的实施方案的示意图,它展示这样一种高炉用的离子转移
25 组件: 其中将燃料气流加在废气流中的燃烧器中。

图 2 是类似于图 1 的一实施方案的示意图,但得自该离子转移组件的富氧气流经冷却和压缩,然后喷入进入热风炉的加压气流中,而热的鼓风空气与供向此离子转移组件的供入空气混合。

图 3 是一实施方案的示意图,它展示这样一种工艺: 其中的清扫气流取自部分的氮的联产物气流。
30

图 4 是类似于图 3 的一实施方案的示意图,但使来自该离子转移组件的富氧透过物气流冷却和压缩,然后喷入进入热风炉的加压气流中。

图 5 是本发明的类似于图 4 的一实施方案的示意图，其中的分离空气压缩机使该离子转移组件的供入气体增压。

图 6 是具有压力驱动离子转移过程的本发明的一实施方案的示意图，其中将来自空气鼓风机的部分空气冷却和在一增压压缩机中压缩至高压，以便经热交换器和经一燃烧器通过，从而将该供入气流的温度提高 5 到最佳的离子转移运行温度。

图 7 是本发明一实施方案的示意图，它展示了与高炉作业相结合的电驱动离子转移组件，其中将透过物气流直接加在喷入高炉的该加热气流中。

10 图 8 是本发明一实施方案的示意图，它展示了与高炉作业相结合的离子转移组件，其中使来自空气鼓风机的部分空气转向该离子转移组件。

本发明的实质在于形成一个整体的工艺，其中用来自空气鼓风机的压缩气体作该固体电解质装置的供入气体，因而不再需要分离压缩机。15 部分热鼓风空气可用来供应保持该固体电解质组件运行温度所需的热，因而消除或减小了用于加强高炉作业的富氧空气流所需的燃料。

本发明的较佳实施方案用来自高炉设备的一些压缩能和一些热能来帮助该离子转移工艺的运行，从而为增强鼓入该炉的热鼓风空气的效率产生了氧和富氧空气。通过将该离子转移组件与高炉设备结合成一体，20 可减少氧富集所用的能量和成本，以及使整个工艺更为有效。

有一些可将离子转移组件与高炉作业结合的不同方法。这些方法中的一些仅能进行局部地结合，因而效率不高；出于说明的目的述及了这些方法。为加强高炉的运行，本发明的较佳实施方案是高度结合为一体的。因而提供了有效而具体的手段。

25 参照附图说明本发明。一般来说，喷入炉子，如高炉的富氧空气的较佳氧浓度在 25 - 27 % (体积) 之间。该工艺可适于达到这种或另一种手要求的氧浓度。本发明有一些优点和特点，它们在示于附图的本发明的各实施方案中被加以说明。这些特点包括该工艺中各部分的热能控制及热组合、利用现有机械的可能性，以及将现有高炉转变成本发明时30 必需将各部位改装的可能性、利用吹扫气流增强离子交换膜的效率、及用涡轮机从高压气流中回收能量。

在说明本发明的各个方面的附图中，展示了本发明的很多供选择的

实施方案。比如，图 1 是展示向废气流中的燃烧器加燃料气流的示意图。这种布局仅用于使温度平衡，或作为附加热源，实际上该布局不能排出和利用热鼓风机气流，因而只得到用于吹扫的温的空气流，或者，若愿意，可通过提高其入口温度以涡轮机中产生较多的电。在运行过程中，将富氧气流 44 加到供入气流 2 中，以形成供入空气鼓风机 5 的气流 4。来自空气鼓风机 5 的经压缩的供入气流 6 被分成供入热风炉 10 的气流 8 和经热交换器 52 转变的气流 46，于热交换器 52 中，它的温度因来自离子转移组件 38 的热的富氧空气流 42 和热废气流 50 传热而被提高，结果形成被加热的气流 45。来自热风炉 10 的气流 14 被分成气流 16，它被供入高炉 12，及气流 18，它经阀 19 变成气流 22。热的废气流离开高炉 12。气流 22 与被加热的气流 45 汇合而成为气流 43。气流 43 被分成气流 47 和气流 20。气流 47 被供往离子转移膜 40 的滞留物侧 40a。气流 20 经过阀 21 成为清扫气流 26。燃料气流 24，即经受被氧燃烧的反应性气体，被任选地加于清扫气流 26 中，而最终在离子交换组件 38 中燃烧。清扫气流 26 可经过任选的扩张器 38 而不经阀 21，以便回收一些压缩能，然后形成清扫气流 30。使清扫气流 30 沿与离子转移膜 40 的滞留物侧 40a 上的流动相反的方向在离子转移膜 40 的透过物侧 40b 上流动。通过控制气流 22 和气流 45 的混合，可将离子转移组件 38 保持于适宜的运行温度下。使低压富氧产物气流 44 在热交换器 52 中冷却，从而形成富氧气流 44，它被喷入供入气流 2 中，以便提高鼓风机空气流 16 中的氧浓度。富氮的废气流 48 通过任选的燃烧器 36，在这里加了燃料气流 34，并发生燃烧。废气流 50 通过扩张器 56，在其中回收了一些压缩能，从而形成气流 54。气流 54 经过热交换器 52，从而形成通常被丢弃的气流 58。

图 2 是一示意图，它展示了与前者有些相似的工艺，但在这种情况下，来自离子转移组件的富氧气流经冷却和压缩，然后被喷入进入热风炉的加压气流中，而不是与供入空气鼓风机的气流混合。可知的是，取走部分混合的供入气体流作清扫气流。由于供入气流和清扫气流和温度相同，所以离子转移分离是等温的。为了更为有效及减小离子转移分离元件上的热应力，通常等温运行是较好的。

在运行过程中，将供入气流 2 供入空气鼓风机 5 中。将来自空气鼓风机 5 的经压缩的供入气流 60 分成气流 62 和气流 77，后者经任选的增强压缩机 78 形成气流 79，它经过热交换器 52，在其中气流 79 的温

度因热的富氧气流 71 和来自离子交换组件 83 的热废气流 87 的传热而升高。结果形成加过热的气流 80。将气流 62 与富氧气流 76 混合，然后送入热风炉 10。将来自热风炉 10 的气流 64 分成气流 65，它被加于加热气流 80 中，而形成气流 81，和分成气流 66，它被供入高炉 12。热的
5 废气流 13 离开高炉 12。将气流 81 分成气流 82 和气流 68。将气流 82 供于离子交换膜 84 的滞留物侧 84a。气流 68 经过阀 69 和任选的扩张器 28，于此回收了一些压缩能，并形成清扫气流 70。清扫气流 70 在离子转移膜 84 的透过物侧 84b 上，沿与离子转移膜 84 的滞留物侧 84a 上的流动相反的方向流动。通过控制气流 65 和气流 80 的混合，可将离子转
10 移组件 83 保持于适宜温度下。使低压富氧产物气流 71 在热交换器 52 中冷却，结果形成富氧气流 72，用冷却器 73 使之冷却，结果形成气流 74。用压缩机 75 压缩气流 74，从而形成气流 76，它被喷入气流 62 以提高鼓风空气流 66 的氧浓度。使富氮的废气流经过任选的燃烧器 36，于此
15 加入燃料气流 34，从而发生燃烧。废气流 87 经过扩张器 56，于此经回收一些压缩能而形成气流 88。气流 88 经热交换器 52 而形成通常被丢弃的气流 90。

图 3 是展示一种工艺的示意图，其中的吹扫气流取自部分的氮废气流。如果有利，这种结构可采用这种废气流，如氮的联产物。在此情况下，如图 2 所示，将热的鼓风空气加于供往离子转移组件的高压供入气流中。可供选择的是，可将该富氮废气流与热风混合而形成清扫气流，
20 其压力比空气鼓风机出口压力稍低，用来供应离子交换的这部分气流可能不得经过一个阀而扩张，如图所示，因此该离子交换工艺的上限压力被降低到热鼓风空气的压力。与图 1 中一样，可将少量燃料气体加在清扫气流中，然后在离子转移组件中燃烧，以作为补充加热的手段。可
25 供选择的是，还可将燃料供于气流 106 中，并在离子转移组件的供入侧上燃烧。

在运行过程中，将富氧气流 121 加于供入气流 2 中，结果形成供入空气鼓风机 5 中的气流 100。将来自空气鼓风机 5 的经压缩的供入气流 101 分成供入热风炉 10 的气流 102 和经过阀 123 和热交换器 52 的气流
30 122，其温度在热交换器 52 中通过来自离子转移组件 107 的热富氧气流 120 和热废气流 114 热交换而被提高，结果形成加过热的气流 124。将来自热风炉 10 的气流 103 分成经过阀 109，然后加在气流 124 中，从而形

成气流 106 的气流 105，和供入高炉 12 的气流 104。热废气流 13 离开高炉 12。将气流 106 供于离子转移膜 108 的滞留物侧 108a。将滞留气流 110 分成经阀 115 而形成清扫气流 119 的气流 111，及气流 114。将燃料气流 117，即承受被氧燃烧的反应性气体，任选地加于清扫气流 119 中，然后最终在离子转移组件 107 中燃烧。清扫气流 119 经任选的扩张器 112，于此回收一些压缩能，并形成清扫气流 113。清扫气流 113 在离子转移膜 108 的透过物侧 108b 上沿着与离子转移膜 108 的滞留物侧 108a 上的流动相反的方向流动。通过控制气流 124 和气流 105 的混合，可将离子转移组件 107 保持在适宜的运行温度下。使低压富氧产物气流 120 在热交换器 52 中冷却，结果形成富氧气流 121，它被喷入供入空气流 2 中，以提高鼓风空气流 104 的氧浓度。富氮的废气 114 流经过扩张器 56，于此回收一些压缩能，从而形成气流 116。气流 116 经过热交换器 52，从而形成通常被丢弃的气流 118。

图 4 是示意图,它展示的工艺与图 3 中的相似，但在这种情况下，来自离子转移组件的富氧气流经冷却和压缩，然后喷入进入热风炉的加压气流中，而不是经再循环而输入空气鼓风机。

在运行过程中，将供入气流 2 输进空气鼓风机 5，于是形成压缩气流 125。将来自空气鼓风机 5 的经压缩的供入气流 125 分成气流 126，及气流 131，气流 131 经任选的增压压缩机 132 而形成气流 133，它又经过热交换器 52，于其中通过来自离子转移组件 136 的热的富氧气流 146 和热废气流 152 的传热，结果形成加了热的气流 134。使气流 126 与富氧气流 151 混合而形成被供入热风炉 10 的气流 127。将来自热风炉 10 的气流 128 分成经阀 155，然后加于加热气流 134，从而形成气流 135 的气流 130，和供入高炉 12 的气流 129。热的废气流 13 离开高炉 12。将气流 135 供于离子转移膜 138 的滞留物侧 138a。将滞留物气流 140 分成气流 141 和 152。气流 141 经阀 153 而形成气流 153，它顺次经过任选的扩张器 144，于此经回收一些压缩能而形成清扫气流 145。燃料气流，即，承受被氧燃烧的反应性气体，任选地被加于清扫气流 143 中，而后最终在离子转移组件 136 中燃烧。使清扫气流 145 在离子转移膜 138 的透过物侧 138b 上，沿着于离子转移膜 138 的滞留物侧 138a 上的流动相反的方向流动。通过控制气流 130 和气流 134 的混合，则可将离子转移组件 136 保持在适当的运行温度下。使低压的富氧产物气流 146 在热

5 5 2 中冷却，从而形成富氧气流 147，它经冷却器 148 冷却而形成气流 149。气流 149 经压缩机 150 压缩而形成气流 151，将其喷入气流 126 中，以提高空气鼓风机 129 的氧浓度。高氮的废气流 152 经扩张器 56，于此经回收一些压缩能而形成气流 154。气流 154 经热交换器 52 而形成一般被丢弃的气流 156。

图 5 是展示一种工艺的示意图，其中用分离空气压缩机使离子转移组件供入气流增压。在不可能或难以从空气鼓风机获得增压空气时，可采用这种工艺。这种工艺也与图 4 中的工艺相似。

10 在运行过程中，将供入气流 2 输入空气鼓风机 5，以形成压缩气流 160。将气流 160 与富氧气流 192 混合而形成供入热风炉 10 的气流 162。使第二供入气流 168 通过压缩机 169 而形成气流 170。气流 170 通过热交换器 52，于此，其温度因来自离子转移组件 176 的热的富氧气流 187 和热的废气流 194 的传热而升高，从而形成加了热的气流 172。将来自热风炉 10 的气流 164 分成气流 166 和 165，气流 166 经阀（6）再加于加了热的气体 172 中，从而形成气流 174，而气流 165 则供入高炉 12 中。热的废气流 13 离开高炉 12。将气流 174 供往离子转移膜 178 的滞留物侧 178a。将滞留物气流 180 分成气流 182 和 195。气流 182 经阀 181 形成气流 184，它依次经过扩张器 185，于此，经回收一些压缩能而形成清扫气流 186。燃料气流 183，即，承受被氧燃烧的反应性气体，任选地被加于清扫气流 184 中，而最终在离子转移组件 176 中燃烧。使清扫气流 186 沿着与离子转移膜 178 的滞留物侧 178a 上的流动相反的方向在离子转移膜 178 的透过物侧 178b 上流动。通过控制气流 166 和 172 的混合，可将离子转移组件 176 保持在适宜的运行温度下。使低压富氧气流 187 在热交换器 52 中冷却，从而形成富氧气流 188，它经冷却器 189 冷却而形成气流 190。气流 190 经压缩机 191 压缩而形成气流 192，它被喷入气流 160 以便提高鼓风空气流 165 的氧浓度。富氮气流 194 经过扩散器 56，于其中回收一些压缩能而形成气流 195。气流 195 经热交换器 52 而形成一般被丢弃的气流 196。

30 应注意，图 1，2，3，4 和 5 中所描绘的这种离子转移工艺生产的是富氧空气而不是纯氧。由于难于安全地控制纯氧，尤其是难于在高压下控制纯氧，而这种离子转移工艺又本身特有地是一种高温过程，所以这是优点。这种离子转移工艺具有巨大的氧分离率，但对于需要富氧

空气，而不是纯氧的应用场合而言，清扫离子转移膜的透过物侧，从而降低氧分压，结果生产纯氧，然后再将其稀释，这种工艺是较为有效的。

为了定量地描述图 1， 2， 3 和 4 中所描绘的各可供选择的工艺的相关的优点和有效性，下面提供一些实施例。

- 5 借助这些实施例，可进一步说明本发明的一些较佳运行方式，其中的工艺气流的成份和温度按假设的运行条件。用为这种离子转移组件开发的模式进行平衡。

下面所有的实施例的运行规范是：

10

表 I

富氧鼓风成分	26	% O ₂
热风流量	100,000	scfm
热风温度	2200	°F
	1204	°C
空气鼓风机出口压力	60	psia
离子转移组件运行温度	800	°C
	1472	°F
离子转移膜的离子导电率	1.1	S/cm
离子转移膜厚度	25	微米

实施例 1

- 15 此实施例是图 1 中所描绘的工艺，其中的清扫气流是通过将一些减压的热风与某些减压的离子转移组件的供入气流混合而形成的。假设滞留物气流含 10 % 的氧，及清扫物与滞留物之比为 25 %，则得到表 E - 1 所示的运行参数。在此实施例中未用附加的燃料。

表 E - 1 (参见图 1)

气流	% O ₂	P (psia)	T (°F)	F (scfm)
供入空气的	21	15		146,600
再循环的富氧空气的	60.3	15		
鼓风机排出的	26	60		168,430
用于供给离子转移组件的 (ITM)	26	60		60,250
来自热风炉的热风的	26	50	2,200	108,250
供往 ITM 的热风的	26	15	2,200	8,250
总的清扫的	26	15	1,370	11,700
滞留物的	10	60	1,370	46,700
废的	10	15	300	46,700

在实施例 1 中，离子转移组件的供入气流中所含的 68 % 的氧，以 60 % 的氧浓度被回收于渗过物气流中。为了这种分离，要求离子转移膜的面积为 17810ft²。要求空气鼓风机压缩 168000scfm (标准英尺³/分)，以便产生 100000scfm 的富氧空气 (26 % 氧) 供给高炉。可通过涡轮机使 47700 scfm 的滞留物气流扩张，以回收空气鼓风机所需的压缩能。假设该鼓风机和涡轮机的绝热系数是 85 %，则算出的功率如下：

鼓风机所需的附加功率： 6706kw

10 涡轮机回收的功率： 4397kw

净加入的功率： 2309kw

在此实施例中，用在使离子转移膜清扫的气流减压而损失的压缩能未被回收。如图 1 所示，使欲被用于清扫的气体通过一任选的扩张器可使这种功率减少。

15 实施例 2

在实施例 1 中假设：空气鼓风机具有处理离子转移组件气流的附加流量的能力，及能容许氧浓度安全地升高。在作为图中所描绘的工艺的实施例 2 中，避免了这些问题。于是将来自离子转移阶段的富氧产物在一分离压缩机中，而不是如在实施例 1 的空气鼓风机中压缩。通过采用

一些热鼓风再次保持了离子转移组件的温度，但在该实施例中，它被混在离子转移组件的供入气流中，并使部分所得的混合气流扩张，并将其用于逆流清扫。再假设滞留物气流含 10 % 的氧，而且清扫物与滞留物之比为 25 %，则得到下表 E - 2 中所示的运行参数。在该实施例中，未采用附加的燃料气体。

表 E - 2 (见图 2)

气流	% O ₂	P (psia)	T (°F)	F (scfm)
供入空气的	21	15		146,800
离子转移组件的富氧空气的	50.5	15		18,583
鼓风机排出的	26	60		146,800
用于供入离子转移组件的	26	60		57,600
来自热风炉的	26	50	2,200	107,851
供入离子转移组件的热风的	26	15	2,200	7,850
清扫的	26	15	1,870	11,700
滞留物的	10	60	1,470	46,850
废的	10	15	310	46,850

在实施例 2 中，离子转移组件供入气流中所含的 59 % 的氧，以 50.5 % 的氧浓度回收于渗过物气流中。这种分离所需的离子转移膜的面积为 10300 ft²。要求空气鼓风机压缩约 146850scfm，以产生 100000 scfm 的供往高炉的富氧空气（26 % 的氧）。可再次使 46800scfm 的滞留物气流通过涡轮机扩张而回收一些空气鼓风机所需的压缩能。假设鼓风机和涡轮机的绝热系数为 80 %，则算出的功率是：

15 鼓风机所需的附加功率： 4590kw
 用于离子转移产物压缩机的功率： 1821kw
 涡轮机回收的功率： 4783kw
 净加入的功率： 1629kw

和实施例 1 中一样，可使欲被用于清扫的气体通过图 2 所示的任选的扩张器而回收一些附加功率。

这种计算表明：这个实施例所需的离子转移膜的面积及消耗的功率均较实施例 1 少，但实施例 2 的工艺需要附加的压缩机和冷却器。通过将离子转移组件的供入气流在图 2 所示的（任选的）压缩机中压至更高的压力，还可进一步减少膜的面积。

5 实施例 3

此实施例是图 3 中所描绘的工艺，其中的吹扫气流取自富氮的滞留物流。如与实施例 1 中的工艺相同，将富氧的透过物再循环至供往空气鼓风机的供入气流中。通过假设滞留物流含 5 % 的氧，而清扫物与滞留物之比为 20 %，则得到下面的表 E - 3 所示的运行参数。

10

表 E - 3 (见图 3)

气流	% O ₂	P (psia)	T (°F)	F (scfm)
供入空气的	21	15		132,010
再循环富氧空气的	60.7	15		19,400
鼓风机排出的	21	60		151,410
用于供入离子转移组件的	26	60		40,360
来自热风炉的热风的	26	60	2,200	111,060
供往离子转移组件的热风的	26	60	2,200	11,060
供往离子转移组件的	26	60	1,470	51,420
滞留物清扫的	5	15	1,470	8,010
滞留物废气的	5	60	1,470	32,010
被排放的废气的	5	15	360	32,010

在实施例 3 中，经过热风炉的压降可以忽略。透过物流中的氧含量为 60 %；而且离子转移组件供入气流中所含氧的 85 % 被回收。这种分离所需的离子转移膜的面积为 19600 ft²。要求空气鼓风机压缩约 151000scfm，以便产生 100000scfm 的富氧空气（26%的氧）供给高炉，但可使 32010scfm 的废气扩张，以回收一些压缩能。假设该鼓风机和涡轮机的绝热系数为 85 %，则计算出以下的功率：

鼓风机所需的附加功率：5039kw

涡轮机回收的功率: 3511 kw

净加入的功率: 1528kw。

在这种情况下, 在使部分滞留物气流, 即取自离子转移清扫气流的气流减压时损失了压缩能。可使这种气流经过扩张器, 而不是经过阀来

5 回收这种能中的一部分。

实施例 4

10 在此实施例(图4)中, 与在实施3中的工艺一样, 用部分滞留物作离子转移清扫气流, 但又如在实施例2中的工艺一样, 将富氧的渗过物单独压缩, 然后再喷入供往热风炉的气流, 而不是经过空气鼓风机再循环。再假设滞留物气流含5%的氧, 及清扫物与滞留物之比为20%, 则得到表E-4中所示的运行参数。

表 E - 4 (见图 4)

气流	% O ₂	P (psia)	T (°F)	F (scfm)
供入空气的	21	15		132,010
离子转移组件富氧空气的	53.7	15		16,450
鼓风机排出的	21	60		132,090
用于供入离子转移组件的	21	60		42,710
来自热风炉热风的	26	60	2,200	105,830
供入离子转移组件的热风的	26	60	2,200	5,830
供入离子转移组件的	22	60	1,470	48,540
滞留物清扫的	5	15	1,470	8,010
滞留物废气的	5	60	1,470	32,090
废气的	5	15	310	32,090

15 在此实施例中, 透过物气流中的氧浓度为53.7%, 而离子转移组件供入气流中81%的氧被回收。为了这种分离所需的离子转移膜的面积为14400ft²。要求空气鼓风机大约压缩约132090scfm, 以便产生100000富氧空气(26%的氧)供往高炉, 但可使32010scfm的废气流扩张, 以回收一些压缩能。假设该鼓风机和涡轮机的绝热系数为85%, 则计算出如

下的功率:

鼓风机需要加入的功率: 3144kw

离子转移组件压缩机所需的功率: 1613kw

涡轮机回收的功率: 3276kw

5 净加入的功率: 1481 kw。

压缩能又损失于使部分滞留物气流, 即用于离子转移膜清扫的气流减压中。通过使这种清扫气流经过扩张器, 而不是经过阀, 则可回收一些这种能。

10 将得自这些实施例的结果进行比较, 将来自离子转移组件的富氧透过物单独压缩, 然后喷入供往热风炉的供入气流中(实施例2和4)的工艺, 而不是再循环至空气鼓风机(实施例1和3)的工艺, 使这种净功率和离子转移膜的面积都下降了。但这些工艺需要另外的压缩设备和冷却器。在现存的空气鼓风机有过载能力的情况下, 采用实施例2和4的工艺是有益的, 否则优选实施例1和3的工艺。没有试图优化这些运行参数, 它们取决于可比成本及其它经济因素。但这只是少许可大量开发的例子。

20 在这些工艺利用取自离子转移组件供入气流或滞留物气流的清扫气流方面, 它们全都是新颖的。因为该富氧的透过物被有计划地稀释, 所以这在气体分离技术方面是不同寻常的。因为只需使氧适度富集, 并且透过物的稀释增加了使氧透过的驱动力, 所以这些方法是成功而高效的。

25 这些实施例还表明: 将滞留物用于清扫(实施例3和4)与用供入气流清扫相比, 降低了功率需求, 但需增加膜的面积。归根结底, 这种较佳的工艺将取决于经济上的考虑。在需要氮的联产物的情况下, 实施例3和4的工艺是有益的, 而实施例4代表较佳的工艺。虽然实施例3和4中的滞留物气流含5%的氧, 但可改变这些工艺, 以便回收近100%的氧及在滞留物气流中产生近乎纯的氮。当需要纯氮时, 用电驱动或压力驱动的第2离子转移阶段通过从最终的纯氮产物中去除痕量的氧, 来精制废气流是有益的。

30 所有的这些实施例都被认为是本发明的较佳实施方案。

如已提到的那样, 本发明的较佳运行模式把压力驱动离子转移工艺包括在内, 其中清扫了该离子转移膜的透过物侧。在图1, 2, 3和4

中已描述和说明了这些工艺的例子。

然而，若使用清扫气流实际上不可行，则仍能用此离子转移工艺从空气中提取氧。但，这种低压产物是纯氧，因而，为了推动这种氧转移工艺，所需要的是压力相当高的供入气流。

5 在图6中展示了这种压力驱动工艺的例子。在图6中，将氧产物喷入供往热风炉的空气供入气流中。可选择的是，如象此任选的路径所示那样，可将这种氧喷入来自热风炉的热风中。为了产生50 - 60psia的富氧空气，这些示意图中所描绘的工艺要求离子转移组件在高压下运行。

在运行过程中，任选地将气流225加于供入气流2中，以形成被供入空气鼓风机5的气流198。将来自鼓风机5的经压缩的供入气流200分成气流202和206，气流206经冷却器207而形成气流208，它经过压缩机209和热交换器52，于此经来自离子转移组件211的热的富氧气流214和热的废气流218传热升高其温度，从而形成加过热的气流210。使气流202与富氧气流228混合而形成供入热风炉10的气流203。可任
15 选地将气流227加于气流204中，以形成供入高炉12的气流205。热的废气流13离开高炉12。将气流210供往离子转移膜212的滞留物侧212a。将排自离子转移组件211的气流214在热交换器52中冷却，从而形成富氧气流224。任选地将至少一部分富氧气流224作为气流225供往供入气流2中。在任选的冷却器246中冷却气流224，以形成气流226。
20 任选地将至少部分富氧气流226作为气流227加入气流204中；使气流247经过增压压缩机248，结果获得气流228。将气流228喷入气流202以增加空气鼓风机205的氧浓度。使富氮废气流216经过燃烧器36，于此加入燃料气流并发生燃烧。通过加少量燃料就使得废气流216的温度升高。可供选择的是，可将该燃烧器放在供往离子转移组件211的供入
25 气流中，但这使得在分离之前氧分压下降，因而降低了离子转移阶段的效率。废气流218经过扩张器56，于此回收一些压缩能而形成气流220。气流220经过热交换器52，结果形成一般被废弃的气流222。

图6中的任选的设备表明，如何通过推送氧产物而不是压缩供入气流来获得压差驱动的离子转移过程。这种工艺可以组合及在供入气流中
30 和产物气流中可同时采用压缩机（泵）是显而易见的。本文中所提出的实施例的这种改进以及其它的改进是本技术领域中的普通技术人员所熟知的。

在表 II 中展示了这种离子转移膜所用的材料。

表 II

	材料成分
1.	$(\text{La}_{1-x}\text{Sr}_x)(\text{Co}_{1-y}\text{Fe}_y)\text{O}_{3-\delta}$ ($0 \leq x \leq 1, 0 \leq y \leq 1, \delta$ 得自化学计算)
2.	60.3
3.	$\text{BaFe}_{0.5}\text{Co}_{0.5}\text{YO}_3$ SrCeO_3 $\text{YBa}_2\text{Cu}_3\text{O}_{7-\beta}$ ($0 \leq \beta \leq 1, \beta$ 得自化学计算)
4.	$\text{La}_{0.2}\text{Ba}_{0.8}\text{Co}_{0.8}\text{Fe}_{0.2}\text{O}_{2.6}, \text{Pr}_{0.2}\text{Ba}_{0.8}\text{Co}_{0.8}\text{Fe}_{0.2}\text{O}_{2.6}$
5.	$\text{A}_x\text{A}'_{x'}\text{A}''_{x''}\text{B}_y\text{B}'_{y'}\text{B}''_{y''}\text{O}_{3-z}$ (x, x', x'', y, y', y'' 均在 0-1 的范围内) 其中 A, A', A'' = 来自 1, 2, 3 族及 f 组镧系元素 B, B', B'' = 来自 d 组过渡金属
6.	(a)Co-La-Bi 型: 氧化钴 15 - 75 摩尔% 氧化镧 13 - 45 摩尔% 氧化铋 17 - 50 摩尔% (b)Co-Sr-Ce 型: 氧化钴 15 - 40 摩尔% 氧化铈 40 - 55 摩尔% 氧化铈 15 - 40 摩尔% (c)Co-Sr-Bi 型: 氧化钴 10 - 40 摩尔% 氧化铈 5 - 50 摩尔% 氧化铋 35 - 70 摩尔% (d)Co-La-Ce 型: 氧化钴 10 - 40 摩尔% 氧化镧 10 - 40 摩尔% 氧化铈 30 - 70 摩尔% (e)Co-La-Sr-Bi 型: 氧化钴 15 - 70 摩尔% 氧化镧 1 - 40 摩尔% 氧化铈 1 - 40 摩尔% 氧化铋 25 - 50 摩尔% (f)Co-La-Sr-Ce 型: 氧化钴 10 - 40 摩尔% 氧化镧 1 - 35 摩尔% 氧化铈 1 - 35 摩尔% 氧化铈 30 - 70 摩尔%

	材料成分
7.	$\text{Bi}_{2-x-y}\text{M}'_x\text{M}_y\text{O}_{3-\delta}$ ($0 \leq x \leq 1, 0 \leq y \leq 1, \delta$ 得自化学计算) 其中: $\text{M}' = \text{Er}, \text{Y}, \text{Tm}, \text{Yb}, \text{Tb}, \text{Lu}, \text{Nd}, \text{Sm}, \text{Dy}, \text{Sr}, \text{Hf}, \text{Th}, \text{Ta}, \text{Nb}, \text{Pb}, \text{Sn}, \text{In}, \text{Ca}, \text{Sr}, \text{La}$ 及其混合物 $\text{M} = \text{Mn}, \text{Fe}, \text{Co}, \text{Ni}, \text{Cu}$ 及其混合物
8.	$\text{BaCe}_{1-x}\text{Gd}_x\text{O}_{3-x/2}$ 其中, $x = 0 - \text{约} 1$ 。
9.	$\text{A}_s\text{A}'_t\text{B}_u\text{B}'_v\text{B}''_w\text{O}_x$ 组中的一种材料, 其成分公开于 US 5,306,411 (Mazanec 等人) 中, 成分如下: A 代表 La 或 Y 或其混合物; A' 代表碱土金属或其混合物; B 代表 Fe; B' 代表 Cr 或 Ti, 或其混合物; B'' 代表 Mn, Co, V, Ni 或 Cu 或其混合物; 而 s, t, u, v, w 和 x 是这样的数字: $s/t = \text{约} 0.01 - \text{约} 100$; u 等于约 0.01 - 约 1; $v = 0 - \text{约} 1$; $w = 0 - \text{约} 1$; x 等于满足该式中 A, A', B, B', B'' 价数的数字; 而且 $0.9 < (s + t)/(w + v + w) < 1.1$
10.	$\text{La}_{1-x}\text{Sr}_x\text{Cu}_{1-y}\text{M}_y\text{O}_{3-\delta}$ 族中的一种材料, 其中: $x = 0 - \text{约} 1$; $y = 0 - \text{约} 1$; δ 等于满足该式中 La, Sr, Cu 和 M 的价数的数字。
11.	$\text{Ce}_{1-x}\text{A}_x\text{O}_{2-\delta}$ 族中的一种材料, 其中: A 代表 La 系元素, Ru 或 Y 或其混合物; $x = 1 - \text{约} 1$; $y = 1 - \text{约} 1$; δ 等于满足该式中 Ce 和 A 的价数的数字。

	材料成分
12.	$Sr_{1-x}Bi_xFeO_{3-\delta}$ 族的一种材料, 其中: A 代表 La 系元素, 或 Y 或其混合物; $x = 1 - \text{约 } 1$; $y = 1 - \text{约 } 1$; δ 等于满足式中 Ce 和 A 的价数的数字。
13.	$S_xFe_yCo_zO_w$ 族中的一种材料, 其中: $x = 1 - \text{约 } 1$; $y = 1 - \text{约 } 1$; $z = 1 - \text{约 } 1$; w 等于满足式中 Sr, Fe 和 Co 的价数的数字。
14.	双相混合导体(电子的/离子的): $(Pd)_{0.5}/(YSZ)_{0.5}$; $(Pt)_{0.5}/(YSZ)_{0.5}$; $(B-MgLaCrO_x)_{0.5}(YSZ)_{0.5}$; $(In_{90\%}Pt_{10\%})_{0.6}/(YSZ)_{0.5}$; $(In_{90\%}Pt_{10\%})_{0.5}/(YSZ)_{0.5}$; $(In_{95\%}Pr_{2.5\%}Zr_{2.5\%})_{0.5}/(YSZ)_{0.5}$; 1-13 中所述的任何材料, 对其加了高温金属相(如, Pd, Pt, Ag, Au, Ti, Ta, W)。

虽然上述工艺要求用固体混合导体作该离子转移组件中的膜, 但原则上, 在电驱动模式中采用纯离子导体也是可能的。电驱动的离子转移膜不仅产生纯氧, 而且可通过施加足够的电压使此纯氧被压缩到适当高的压力。可供选择的是, 可以低压力产生氧, 从而降了所需的电压。这种要求将压力驱动工艺转变成电驱动工艺的改进对于普通技术人员来说是显而易见的。比如, 图 7 是本发明的一个实施方案的示意图, 它展示了一种与高炉作业相结合的离子转移组件, 其中透过物流被直接加在喷入高炉的加过热的气流中。在运行期间, 将供入气流 2 供入空气鼓风机 5。将来自鼓风机 5 的经压缩的气流 292 分成气流 299 和 293。任选地将氧气流 309 加于气流 293 中而形成气流 290。使气流 299 通过热交换器 52, 于此通过热的废气流 313, 和任选地通过热的富氧气流 308

(均来自离子转移组件 302) 的热传导使其温度升高, 从而形成经加热的气流 300。将气流 290 供入热风炉 10, 然后作为加过热的气流 294 排出, 它又被分成气流 297 和 295。将气流 297 加于气流 300 中, 以便得到气流 301。将气流 301 供往离子转移膜 304 的滞留物侧 304a。出自离子转移组件 302 的氧气流 306 或变成氧气流 308 (示于图中) 或成为氧气流 310。氧气流 308, 若已形成, 则使之在热交换器 52 中冷却, 如上所述, 结果形成加于气流 293 中的氧气流 309。氧气流 310, 若已形成, 则与热气流 295 混合, 以形成供入高炉 12 的富氧气流 296。热的废气流 13 离开高炉 12。使富氮的气流 312 经过任选的燃烧器 36, 于此加入燃料气流 34 并发生燃烧, 结果形成气流 313。通过加少量燃料就使得废气流 312 的温度升高。可供选择的是, 可将燃烧器置于供往离子转移组件 302 的供入气流中, 但这降低了分离前的氧分压, 因而降低了离子转移阶段的效率。废气流 313 通过扩张器 56, 于此回收一些压缩能, 从而形成气流 314。气流 314 经过热交换器 52, 结果形成通常被废弃的气流 316。

图 8 是本发明一实施方案的示意图, 它展示了一种与高炉作业相结合的离子转移组件, 其中将来自空气鼓风机的部分空气转向该离子转移过程。在作业期间, 将供入气流 2 供往空气鼓风机 5, 以形成压缩的供入气流 311, 它被分成气流 312 和 352。将气流 312 分成气流 310 和 313, 气流 313 经压缩机 314 而形成气流 316。气流 316 和 310 各经过热交换器 52, 于此, 它们的温度因来自离子转移组件 321 的热富氧气流 328 和热废气流 342 的传热而升高, 从而分别形成加了热的气流 318 和加了热的气流 308。将气流 352 与富氧气流 338 混合, 从而形成被供往热风炉 10 的气流 353。出自热风炉 10 气流 304 与气流 308 混合, 结果形成供往高炉 12 的气流 306。热的废气流 13 离开高炉 12。将气流 318 分成气流 319 和 326。将气流 319 供往离子转移膜 322 的滞留物侧 322a。气流 326 经阀 325, 及任选地经功率扩张器 28 而形成气流 324。将气流 324 用于清扫离子转移膜 322 的透过物侧 322b。使排自离子转移组件 321 的气流 328 在换热器 52 中冷却, 从而形成富氧气流 330。将富氧气流 330 在冷却器 332 中冷却而形成气流 334。使气流 334 经增压压缩机 336, 结果得到气流 338, 它, 如上所述, 与气流 352 混合, 以便提高鼓风气流 306 的氧浓度。使富氮的废气流 340 经过任选的燃烧器 36, 于其中加入了燃料气流 34, 和发生了燃烧。通过加少量燃料而使得废气流 340 的温

度升高。废气流 342 经过扩张器 56，于此回收一些压缩能而形成气流 343。气流 343 经换热器 52，结果形成通常被废弃的气流 344。

借助扩张器或涡轮机从废气流中回收的能量可部分地用来弥补压缩供入空气的需求，而且，如上所示，这种能量相当大的。应注意：若将发电的涡轮机用于回收来自富氮气流扩张的能量，则应将该涡轮机设在温度比图中所示的大部分区域高的区域。理想的涡轮机入口温度可能大致为 1300°F，这种温度能使用适当价廉的气体扩张器。

给予附图中的这些流程还能被增强，从而改进整个工艺的能量效率。比如，为了降低能斯脱电位和减小所需的电能，图 7 和 8 中的电驱动的工艺可用低氧分压气体的清扫透过物侧来运行。还应注意的是，虽然图 7 和 8 中的流程显得简单，但就设计和制造而言，这种电驱动的工艺要比压力驱动的工艺复杂。这种用电的工艺还有消耗大量电能的缺点。因此，就本发明的目的而言，压力驱动的工艺是适宜的。还应看到的是：温度控制取决于热交换器温端的温度。在某些情况下，不用换热器使这些工艺运行是可能的，因而通过使来自鼓风机的空气与热风适当混合就能简单地得到适于该离子转移组件的供入温度。还应指出的是：离子转移组件可被用作这些附图中任何图中的燃烧器。

反应性清扫装置公开于“Reactive Purge for Solid Electrolyte Membrane Gas Separation”（U. S. Serial No. 08/567,699, filed December 5, 1995）中，该公开内容经参照已结合于本文中。采用反应性清扫的离子转移组件的较佳结构公开于“Solid Electrolyte Ionic Conductor Reactor Design”（U. S. Serial No. _____ [Attorney Docket No. D - 20352], filed April 29, 1997）中，其内容经参照也结合于本文中了。这两份申请都属于本申请人。

如上所述，在本文中，术语“固体电解质离子导体”、“固体电解质离子转移膜”、“固体电解质”或“离子转移膜”除非另有规定一般用于或指代离子型（电驱动）系统，或指代混合导体型（压力驱动）系统。

本文所用的术语“氮”通常指的是贫氧气体，即相对供入的气体来说是贫氧的气体。如上所述，这种离子转移膜只允许氧透过。因此，滞留物的成份将取决于供入气体的成份。这种滞留物气体将是贫氧的气体，但保留该供入气体中所存在的氮和任何其它气体（如氩）。按照这

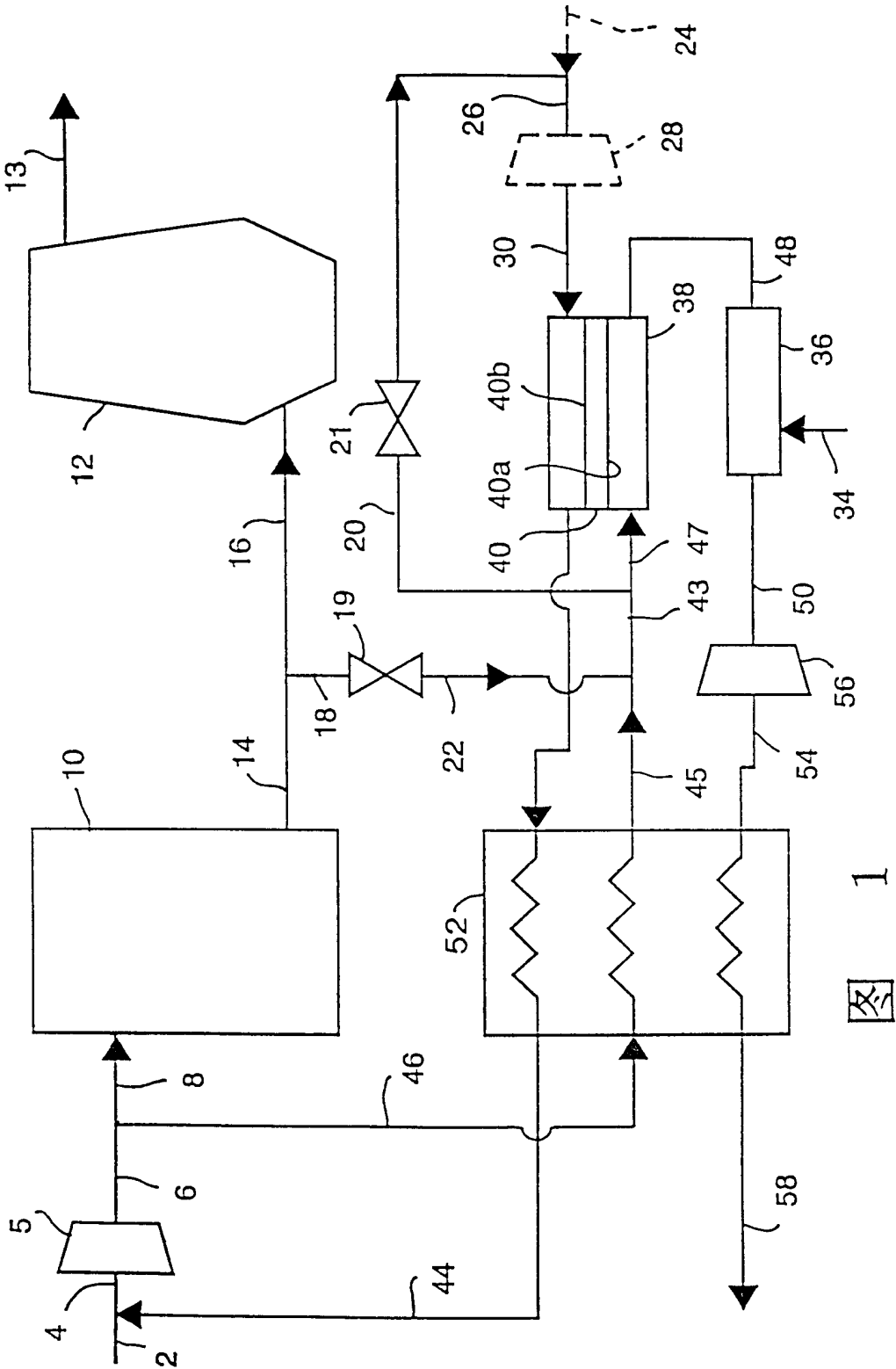
里所公开的本发明，普通技术人员对于本文中所用的这些术语的含义是清楚的。

5 本文所用的术语“元素氧”指的是未与元素周期表中的任何其它元素结合的任何氧。虽然元素氧一般为双原子态，但元素氧也包括单氧原子态，三原子臭氧及未与其它元素结合的其它态。

术语“高纯度”指的是含有小于5%（体积）的不需要的气体的产物气流。该产物较好是至少99.0%的纯度，更好是99.9%的纯度，而最好是至少99.98%的纯度，其中“纯度”指的是没有不需要的气体。

10 很多各式各样的实用的部件，如系统中的和阶段中的热交换器，中间冷却器，加热器，及实施本发明所需的其它设备都可以适当的方式用于本发明中。采用这些部件，如上述的热交换器，经常提高整个工艺的能效。这些部件及其运行是本技术领域中的已知的，而且在按本发明实施气体分离、气体处理及适当的运用是本领域中的普通技术人员所能理解的。

15 将本发明的特点展示在一个或多个附图中，仅出于方便的考虑，因为各个特点可按本发明进行组合。此外，对所示的各实施例在不违背本发明精神的条件下可作各种变更或修改。普通技术人员将能辨识各种替代的实施方案，而且已决定将这些方案包括在权利要求的范围内。



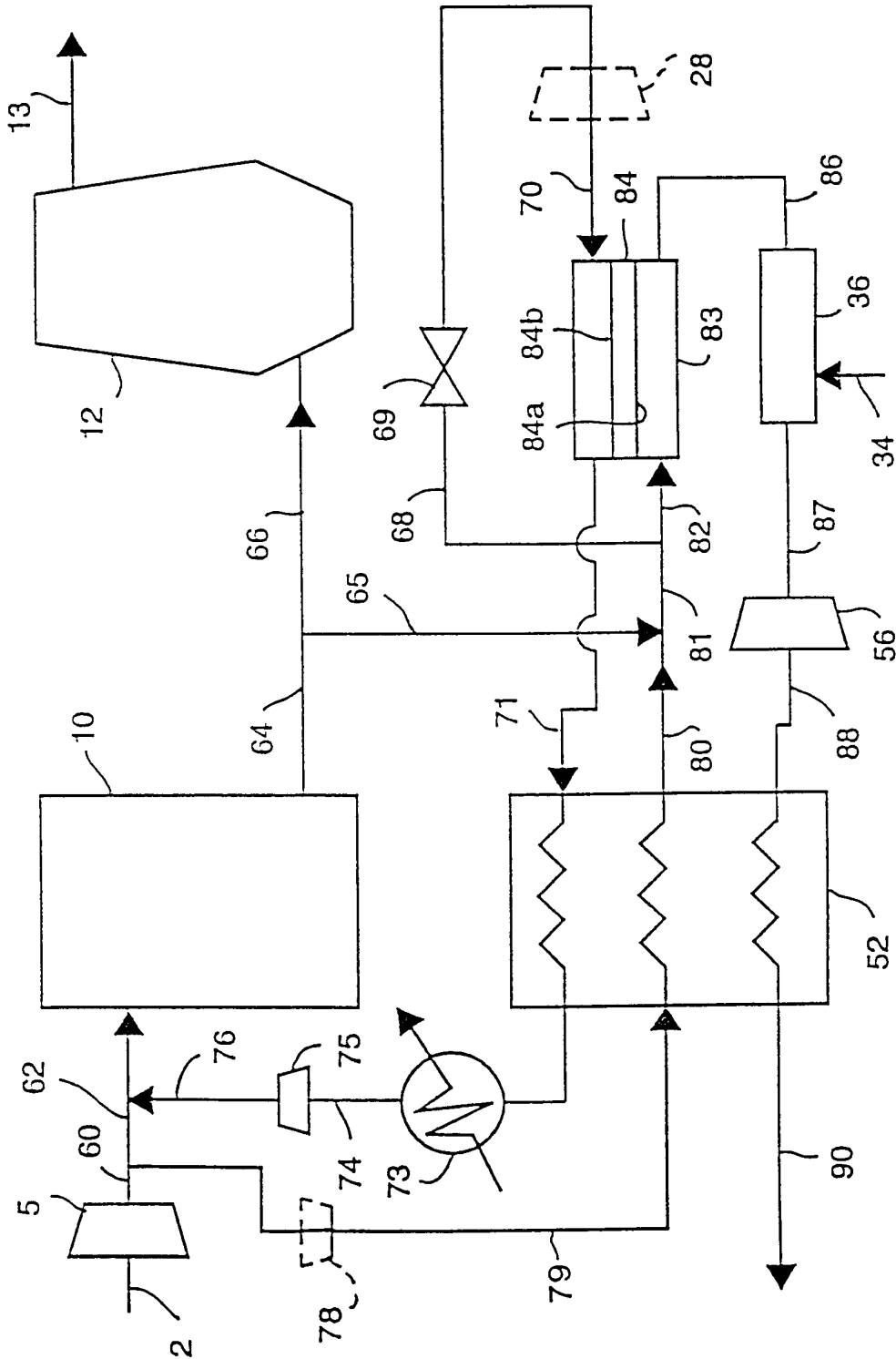


图 2

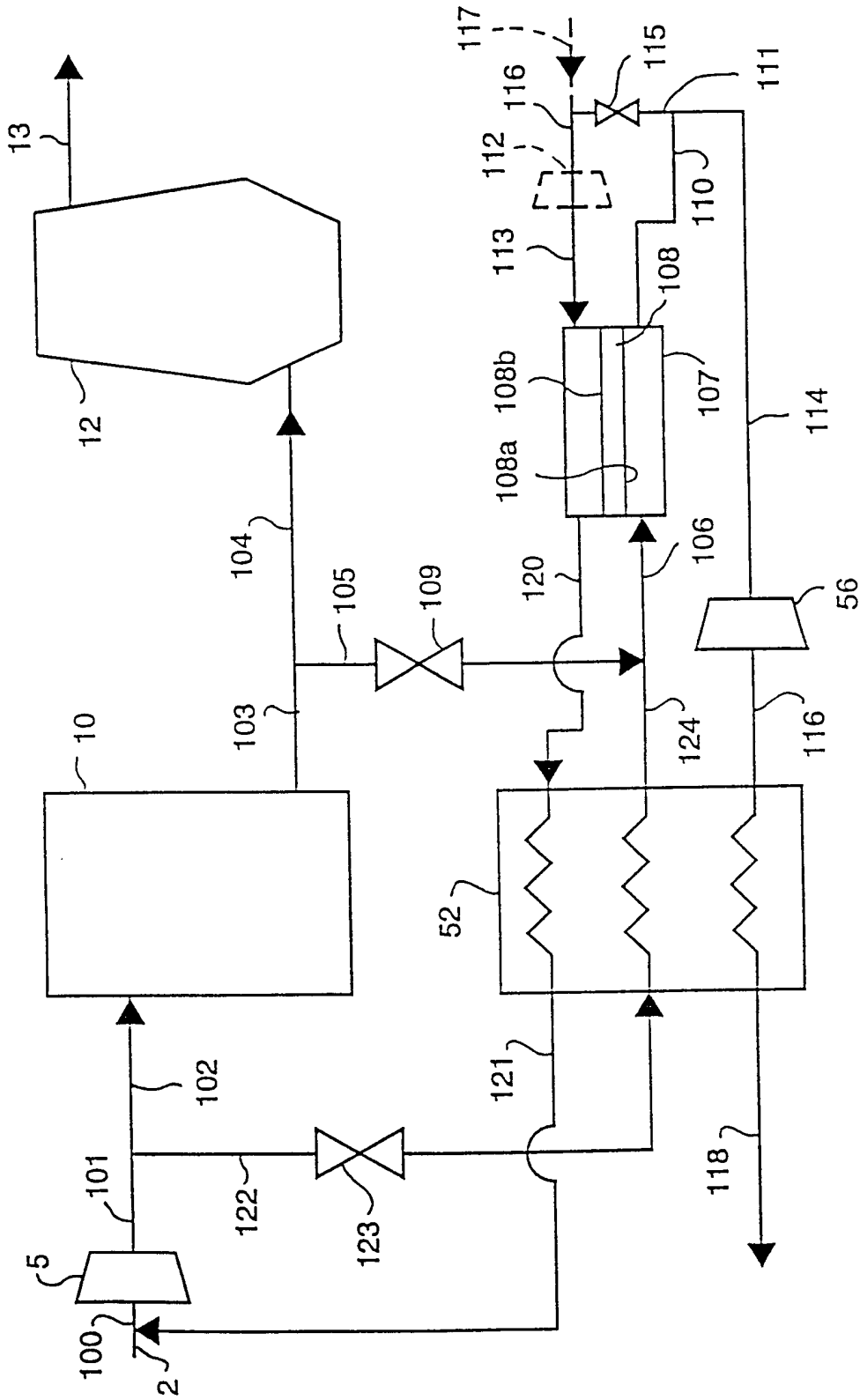


图 3

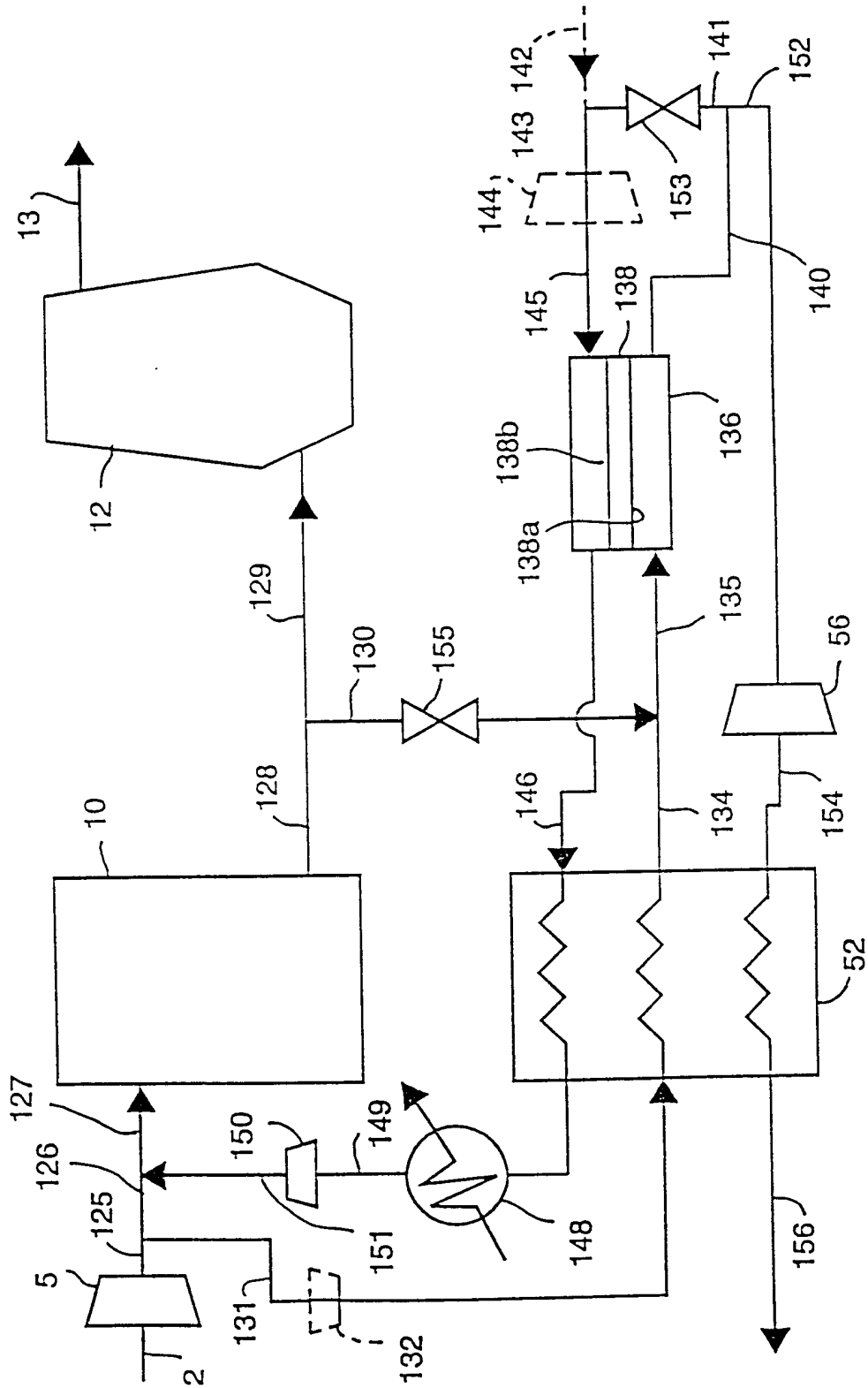


图 4

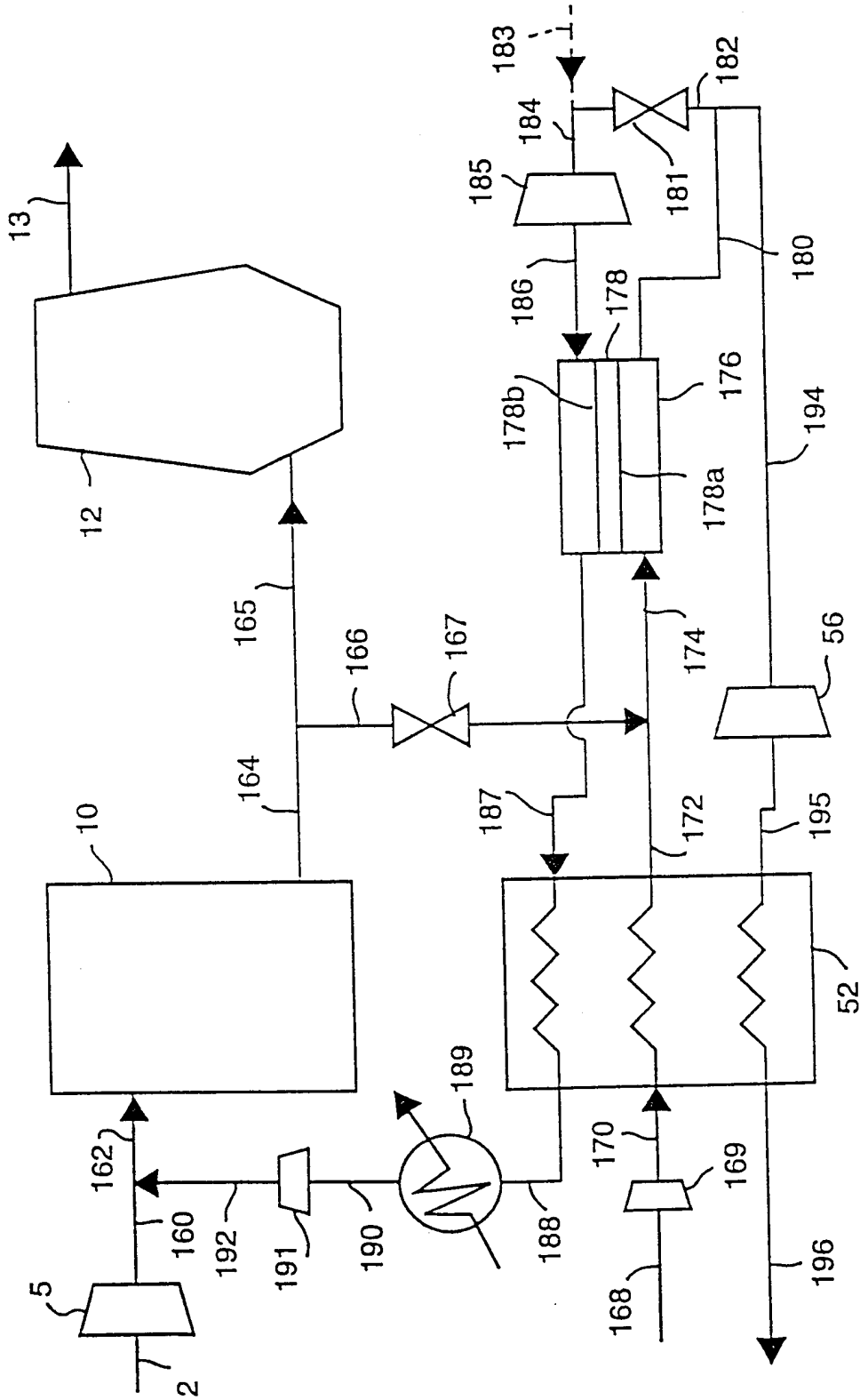


图 5

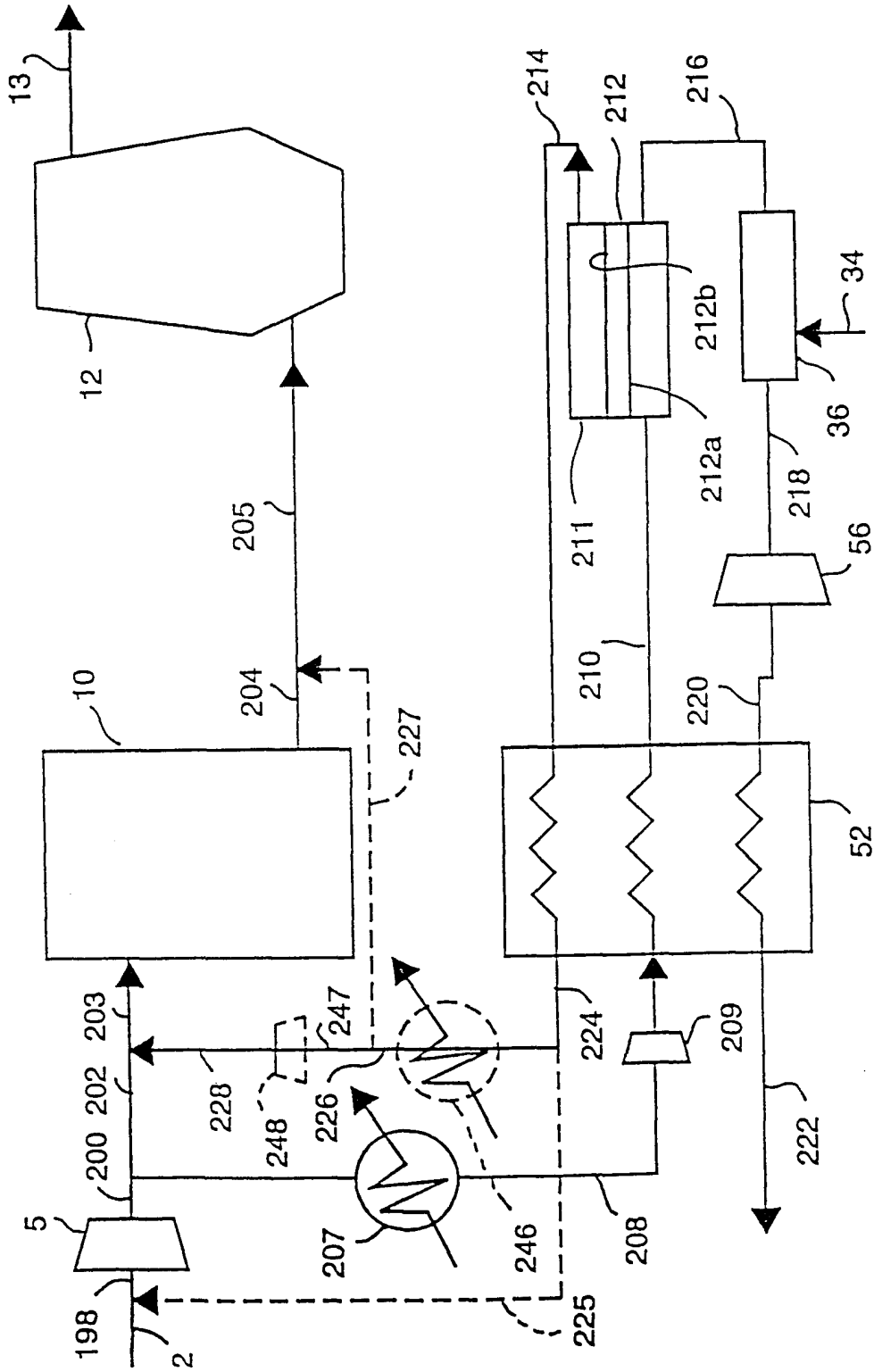
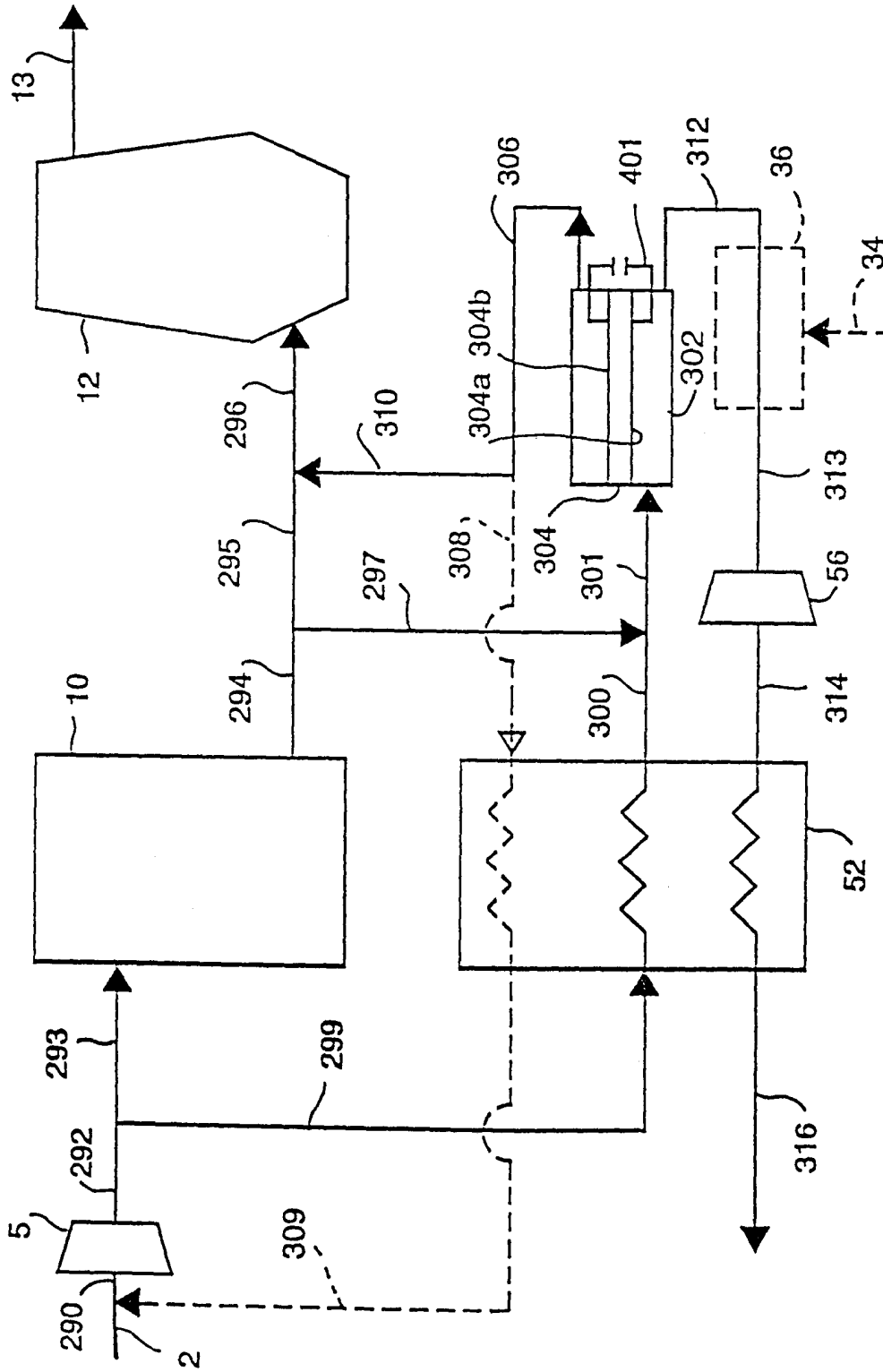


图 6



7

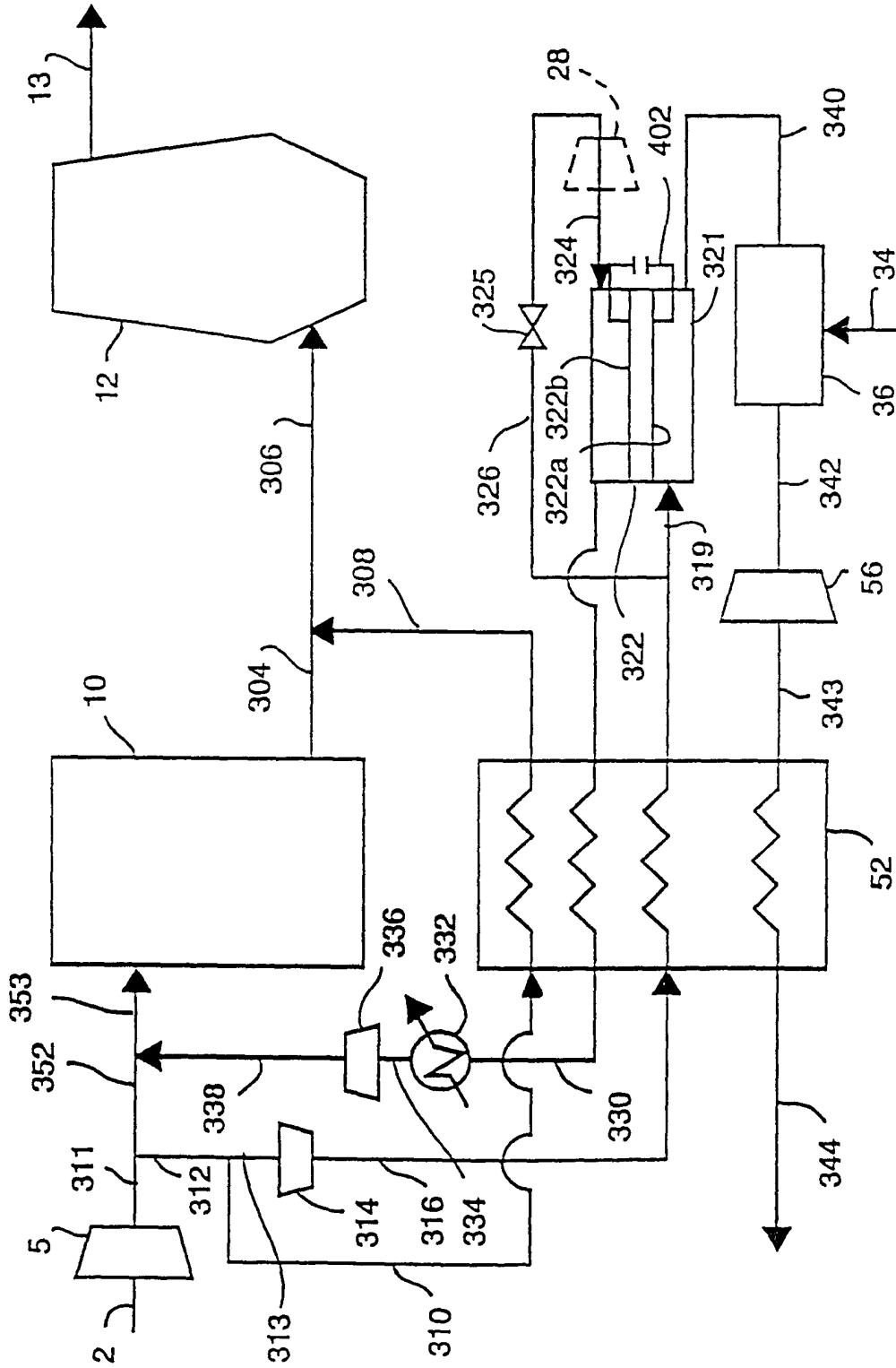


图 8