



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 102015072 B

(45) 授权公告日 2014. 03. 12

(21) 申请号 200780051414. 5

B01J 19/24 (2006. 01)

(22) 申请日 2007. 12. 17

F23L 7/00 (2006. 01)

C01B 13/02 (2006. 01)

(30) 优先权数据

11/639, 459 2006. 12. 15 US

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

2009. 08. 17

(86) PCT国际申请的申请数据

PCT/US2007/087735 2007. 12. 17

(87) PCT国际申请的公布数据

W02008/076963 EN 2008. 06. 26

(73) 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 M·M·沙 A·贾马尔

R·F·德尔内维奇 B·A·范哈泽尔

G·M·克里斯蒂 H·科巴亚施

L·E·布尔三世

(74) 专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司

司 72001

代理人 刘锴 孙秀武

(51) Int. Cl.

B01D 53/75 (2006. 01)

F01K 23/06 (2006. 01)

(56) 对比文件

CN 1217587 A, 1999. 05. 26, 说明书第 4-10 页.

CN 1708451 A, 2005. 12. 14, 说明书具体实施方式.

US 4322389 A, 1982. 03. 30, 摘要.

US 2002194849 A1, 2002. 12. 26, 摘要.

审查员 邹帅

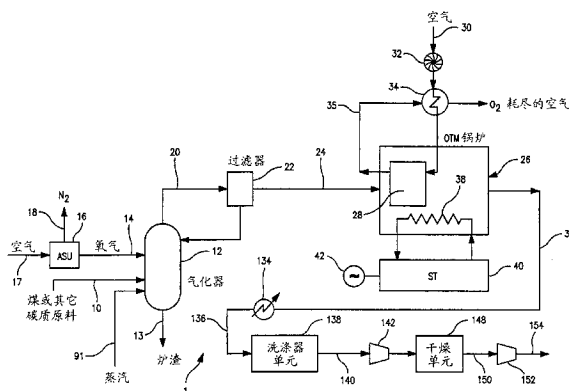
权利要求书2页 说明书13页 附图8页

(54) 发明名称

发电方法

(57) 摘要

一种发电方法, 其中使气化器中产生的合成气流在锅炉的氧气传送膜系统中燃烧。该燃烧产生热量以产生蒸汽, 由此又通过连接于汽轮机的发电机产生电力。可以将所获的废气进行纯化以制得二氧化碳产物。



1. 一种发电方法,其包括:

在气化器中产生合成气流;

使该合成气流在至少一个部分氧化阶段中部分氧化以氧化该合成气流的挥发性成分并加热该合成气流,所述至少一个部分氧化阶段通过产生氧以支持合成气流的部分氧化的氧气传送膜反应器来形成;

使在所述至少一个部分氧化阶段中被加热后的合成气流在至少一个膨胀阶段的膨胀器内膨胀,并从与该膨胀器相连接的发电机来产生电能;

在氧气传送膜锅炉中燃烧该被膨胀之后的合成气流以产生热量和废气,在 1600° F 至 2000° F 下燃烧该合成气流;

该废气含有二氧化碳;

通过氧气传送膜锅炉中的在操作上与锅炉关联的氧气传送膜系统之内使引入的额外的氧气从含氧气的物流分离,支持合成气流的燃烧;

通过将热量间接地传递到锅炉进料水,在锅炉之内产生蒸汽;

通过操作上与氧气传送膜锅炉关联的蒸汽循环的汽轮机系统从蒸汽中提取能量,并通过连接于该汽轮机系统的额外的发电机将该能量转化为额外的电能;和

纯化该废气流以获得富含二氧化碳的物流。

2. 权利要求 1 的方法,其中该至少一个膨胀阶段和至少一个部分氧化阶段由第一部分氧化阶段、第一膨胀阶段、第二部分氧化阶段和第二膨胀阶段组成,其中第一部分氧化阶段之后是第一膨胀阶段,所述第一膨胀阶段之后是第二部分氧化阶段,所述第二部分氧化阶段之后是第二膨胀阶段。

3. 权利要求 1 的方法,其中:

所述合成气流的燃烧不彻底,导致在废气流之内存在燃料物质;和

将该燃料物质与废气流分离并循环到所述至少一个部分氧化阶段。

4. 权利要求 1 或 2 或 3 的方法,其中通过如下来纯化二氧化碳:

冷却废气流以制得冷却的废气流;

从冷却的废气流中除去二氧化硫;

在从废气流中除去二氧化硫之后,压缩该废气流并随后在干燥器中干燥该废气流,由此制得纯度不小于 90 体积%的含二氧化碳的物流;和

进一步压缩该含二氧化碳的物流以制得二氧化碳产物流。

5. 权利要求 3 的方法,其中:

合成气流的燃烧不彻底,导致在废气流之内存在燃料物质;

通过如下来纯化二氧化碳:

冷却废气流以制得冷却的废气流;

从冷却的废气流中除去二氧化硫;

在从废气流中除去二氧化硫之后,压缩该废气流并随后在干燥器中干燥该废气流,由此制得纯度不小于 90 体积%的含二氧化碳的物流;

压缩该含二氧化碳的物流以制得二氧化碳产物流;和

将该燃料物质与已进行干燥之后且在进一步压缩之前的废气流分离并循环到至少一个部分氧化阶段。

6. 权利要求 4 的方法,其中该气化器通过额外氧气支持的煤的气化来产生合成气流。
7. 权利要求 6 的方法,其中利用蒸汽循环所产生的蒸汽,在移动床气化器中进行煤的气化。
8. 权利要求 4 的方法,其中该蒸汽循环是超临界蒸汽循环。
9. 权利要求 1 的方法,其中该气化器通过氧气支持的煤气化产生合成气流。
10. 权利要求 9 的方法,其中利用蒸汽循环产生的蒸汽,在移动床气化器中进行煤气化。
11. 权利要求 10 的方法,其中该蒸汽循环是超 - 超临界蒸汽循环。
12. 权利要求 1 的方法,其中:
该气化器是夹带流气化器;
通过与加热的锅炉进料水流的间接热交换使合成气流冷却,由此制得蒸汽流;和
将该蒸汽流与锅炉之内产生的蒸汽结合。
13. 权利要求 1 的方法,其中:
通过在氧气传送膜系统之内使引入的额外的氧气从含氧气的物流分离而支持的合成气流的燃烧是不彻底的;和
通过加入另一补充的含氧气的物流使该合成气流的燃烧彻底。

发电方法

发明领域

[0001] 本发明涉及发电方法,其中将在气化器中产生的合成气流燃烧以产生热量,该热量用于产生蒸汽且又用于汽轮机以产生电能。更特别地,本发明涉及这样的方法,其中在采用氧气传送膜以提供氧来支持燃烧的且提供所获废气的纯化以产生富含二氧化碳的物流用于进一步利用或者隔离的锅炉中使合成气流燃烧。

[0002] 发明背景

[0003] 全世界都在利用燃煤发电厂来发电。典型地,将粉末形式或是在淤浆之内的煤燃烧以在锅炉内产生热量以产生蒸汽。将蒸汽通到汽轮机以产生电能。

[0004] 最近对于从使用煤和其它碳质进料如沥青、重油、石油焦、生物质或天然气的发电厂中收集二氧化碳存在兴趣。提供了集成气化和联合循环(IGCC)作为需要二氧化碳收集时优选的发电方法。IGCC中,燃料气化产生主要含氢气、一氧化碳和二氧化碳以及一些数量的甲烷和流和含氯杂质的合成气。典型的气化器中,使碳质进料与蒸汽和氧气反应以制得合成气。典型地,通过低温精馏设备给气化器提供氧气,其中在低温下在蒸馏塔之内精馏空气以产生氧气。

[0005] 集成气化联合循环中,将由于气化而产生的合成气冷却到适用于其在水煤气变换反应器中进一步处理以提高合成气的氢气和二氧化碳含量的温度。该水煤气变换反应器也使大多数羰基硫化物水解为硫化氢。随后将合成气进一步冷却用于在溶剂洗涤设备(其采用物理或化学吸附用于从合成气中分离二氧化碳和硫化物和羰基硫化物)之内二氧化碳和硫化氢分离。这样容许收集和隔离存在于合成气之内的二氧化碳。随后将所获富含氢气的气体进料到连接于发电机的燃气轮机以发电。从冷却粗合成气流中、从冷且水煤气变换反应器中加热的排出物中、和从冷却燃气轮机的废气中回收热量以产生热量和从汽轮机中产生额外的电能。

[0006] 如可以理解的那样,集成气化联合循环是环境上非常有利的,因为清洁燃烧的合成气流用于给燃气轮机提供动力,同时气化产生的二氧化碳可以俘获用于其它工业过程,用于增强的油回收或者用于隔离。这种循环的缺点是与空气分离和溶剂洗涤设备相关联的高能量负担。另外,几个阶段中热能的回收本质上是低效率的,因为这样的热量回收通常包括损失且任意情形下,在较低温度下回收热量。最后,溶剂洗涤设备、水煤气变换反应器和燃气轮机的使用是昂贵主张,因为它们购置成本。

[0007] 已建议采用氧气传送膜将氧气供给气化过程,代替低温空气分离设备。这种膜中,采用由能够在高温度下氧离子传送的陶瓷材料形成的气密性膜,从空气中分离出氧气。氧气通过得到电子在该膜的一个表面上离子化以形成氧离子。在分压差的驱动力下,氧离子通过该膜且或是与燃料反应或是再结合成元素氧,释放出氧离子化中使用的电子。

[0008] 该膜材料是混合导体时,电子通过该膜传送。在使用离子导体(也就是,仅能够传导阳离子)的膜中,采用外部电路传送电子。

[0009] 也已预期与锅炉相关地使用陶瓷膜系统以产生物流,其具有作为精炼厂的或者蒸汽甲烷重整器的进料的值,相对于引入汽轮机的联合循环。这种锅炉中,燃料如天然气

的燃烧通过在该膜系统之内分离的氧气来支持。由于这种燃烧将产生富含二氧化碳和水的废气,通过冷凝该废气之中的水并随后将该物流压缩,可以实现富含二氧化碳的物流的生产。

[0010] 采用二氧化碳俘获的这种过滤的研究实例出现在标题为" Cost and Feasibility Study on the Praxair Advanced Boiler for CO₂ Capture Project ' s Refinery Scenario", Switzer 等 (2005), Elsevier 出版的文章中。在该文章中,公开了这样的锅炉,其中使燃料和再循环的废气通过具有热回收蒸汽发电机以交换采用锅炉进料水由膜系统产生的渗余物之中的热量以产生饱和蒸汽。随后将该燃料和废气混合物通到膜系统用于废气的燃烧和发生。与该膜系统混合的是另一热回收蒸汽发电机以使饱和蒸汽过热且由此产生产物蒸汽。从废气中回收热量以预热空气和锅炉进料水。引入氧气传送膜的且能够产生产物蒸汽的其它锅炉设计公开于 US 6, 394, 043、6, 382, 958 和 6, 562, 104。

[0011] 如将讨论的那样,本发明提供了发电方法,其中通过气化产生合成气流,随后将其在氧气传送膜中燃烧以产生热量且又产生蒸汽用于汽轮机。如将变得明显的那样,本发明的方法以相对于具有二氧化碳俘获的集成气化联合循环在热学上更有效的方式发电,且无需使用昂贵的燃气轮机、水煤气变换反应器和溶剂回收单元用于二氧化碳俘获。

[0012] 发明概述

[0013] 本发明提供了发电方法,其中在气化器中产生合成气流。将该合成气流燃烧以产生热量和废气。在高温的同时燃烧该合成气流且该废气含有二氧化碳。如本文中和权利要求书中所使用的那样,术语“高温”含义是高于合成气流露点至少约 50° F 的温度。关于这一点,在较低温度下,将需要过量燃料用于其燃烧且在任意情形下,由于本领域技术人员可以理解的潜在机械和腐蚀问题而将避免水冷凝。通过在操作上与锅炉关联的氧气传送膜系统之内使氧气与含氧气的物流分离,支持合成气流的燃烧。通过将热量间接地传递到锅炉进料水,在锅炉之内产生蒸汽。通过操作上与氧气传送膜锅炉关联的蒸汽循环的汽轮机系统从蒸汽中提取能量。通过连接于该汽轮机系统的发电机将该能量转化为电能。随后可以将废气流进行纯化以产生富含二氧化碳的物流。

[0014] 如由本发明的上述描述可以理解的那样,由于在高温的同时燃烧合成气流,本发明的方法不会存在现有技术具有二氧化碳俘获的集成气化联合循环中可以发现的固有的热效率低。这种热效率低是由于在需要将合成气冷却到接近环境温度的溶剂系统中从合成气中除去二氧化碳和需要能量输入以操作该溶剂系统的事实。如将讨论的那样,可以在下面更详细地讨论的、不包括使用溶剂洗涤单元的方式,直接纯化该废气流。

[0015] 有利地,在优选的实施方式中,可以在燃烧合成气流之前使该合成气流在至少一个膨胀阶段的膨胀器内膨胀,并可以在使合成气流膨胀之前使该合成气流在至少一个部分氧化阶段中部分氧化。该部分氧化将起到氧化该合成气流的挥发性成分的作用且将进一步加热该合成气流。该膨胀器可以连接于用于产生额外电能的另一发电机。

[0016] 优选地,该部分氧化阶段通过产生氧以支持合成气流的氧化的氧气传送膜反应器来形成。本发明的替换实施方式中,该至少一个膨胀阶段和至少一个部分氧化阶段可以是第一部分氧化阶段,其后继之以第一膨胀阶段、所述第一膨胀阶段之后的第二部分氧化阶段和所述第二部分氧化阶段之后的第二膨胀阶段。

[0017] 氧气传送膜锅炉中合成气流的燃烧可以不彻底,导致在废气流之内存在燃料物

质。这种情形下,可以将该燃料物质与废气流分离并循环到至少一个部分氧化阶段。另一变形是,进行该过程,使得通过在氧气传送膜系统内使氧气与含氧气的物流分离而支持的合成气流燃烧不彻底。这种情形下,可以通过加入含氧气的物流使该合成气流的燃烧彻底。这种实施方式的优点在于保存在氧气传送膜系统之内从氧气传送膜中使用的材料的数量。

[0018] 有利地,可以通过冷却废气流以制得冷却的废气流,纯化该二氧化碳。除去二氧化硫之后,可以压缩该废气流并随后在干燥器中干燥该废气流,由此制得纯度不小于约 90 体积%的含二氧化碳的物流。可以进一步压缩该含二氧化碳的物流以制得二氧化碳产物流。该二氧化碳产物流具有其它已知的工业用途如增强的油回收。任意情形下,可以通过管线将该二氧化碳产物流进一步分布。

[0019] 在合成气流的燃烧导致在废气流之内存在燃料物质时,可以将燃料物质在已进行干燥之后且在进一步压缩之前与燃料废气流分离。

[0020] 虽然存在可能的多种不同气化器和不同进料,但是该气化器可以通过煤气化产生合成气流。关于这一点,可以在利用蒸汽循环产生的蒸汽的移动床气化器中进行煤气化。本发明的任意实施方式中,该蒸汽循环可以是超-超临界蒸汽循环 (ultra-supercritical steam cycle)。

[0021] 该气化器可以是夹带流 (entrained flow) 气化器。这种情形下,通过与加热的锅炉进料水流的间接热交换使合成气流冷却,由此制得蒸汽流。随后可以将该蒸汽流与锅炉之内产生的蒸汽混合。

附图说明

[0022] 虽然说明书以权利要求进行了总结,该权利要求清楚地指出了申请人认为是他们的发明的主题,但是理解,与附图一起考虑时将更好地理解本发明,其中:

[0023] 图 1 是依据本发明的发电方法的工艺流程图;

[0024] 图 2 是引入了与蒸汽循环集成在一起的氧气传送膜系统的锅炉的示意图;

[0025] 图 3 是图 1 的替换实施方式;

[0026] 图 4 是图 3 替换实施方式的局部视图;

[0027] 图 5 是图 3 的替换实施方式;

[0028] 图 6 是图 3 的替换实施方式;

[0029] 图 7 是图 6 中所用纯化单元的实施方式;和

[0030] 图 8 是图 7 的替换实施方式。

[0031] 发明详述

[0032] 参照图 1,本发明阐述了实施依据本发明的方法的装置 1,其中使煤气化。这点是出于示例性目的,因为如上所示,将气化的进料可以是其它物质如煤、沥青、重油、石油焦、生物质或天然气。

[0033] 依据图 1,采用加入气化试剂如氧气流 14,在气化器 12 内气化制得的煤进料流 10。通过在低温精馏单元 16 内空气的低温精馏产生氧气流 14。在一些气化器如移动床气化器中,还将高压蒸汽如将讨论的蒸汽流 91 注入气化器中。

[0034] 低温精馏单元 16 (“ASU”) 由压缩空气流 17 的压缩机和除去高沸点污染物如二氧化碳、水以及烃的纯化器组成。随后将所获的纯化的且压缩的物流相对于由空气的分馏组

分（即氮气和氧气）组成的返回流在主热交换器之内冷却。将氧气以氧气流 14 排出且将氮气以氮气流 18 排出。如果必要，可以将氧气流 14 压缩到适用于注入气化器 12 之内的压力。

[0035] 在典型的低温精馏单元 16 中，通过冷凝器-重沸器将空气在主热交换器之内冷却到适用于其精馏的温度，通常在具有操作上与低压塔关联的高压塔的双蒸馏塔中。高压塔典型地在约 5 巴（绝对值）的压力下操作以产生富含氮气的塔顶馏分和富含氧气的塔底馏分。将富含氧气的塔底馏分在通常在约 1.2 巴（绝对值）的压力下操作的低压塔之内进一步精馏。该低压塔的塔底馏分富含氧气。将氧气蒸发，相对地使高压塔中产生的富含氮气的塔顶馏分冷凝。将所获的高压塔冷凝物经阀膨胀且用于回流低压塔。

[0036] 产生氧气流 14 的其它替换方式是可能的。例如，氧气传送膜反应器，其中压缩空气可以部分地在燃烧器之内燃烧且引入氧气传送膜反应器用于以本领域公知的方式分离氧气。

[0037] 气化器 12 结合了多种可商购获得的气化技术的任一种。例如，在对流“固定”（或移动）床类型的气化器中，使碳质燃料的向下流动床与通过在移动床底部进入的蒸汽和氧气产生的气化产物接触。气化产物以相对于碳质床的对流布局流动。在所有气化器中将除去炉渣或灰分 13。例如，在对流固定床气化器中，参考数字将指代用于除去的炉渣。在流化床气化器中，由在床底部或其附近氧气和蒸汽的注入，使燃料颗粒流化。在夹带流气化器中，采用并流的氧气将干燥粉碎固体如粉碎的煤或燃料淤浆气化。

[0038] 在气化器 12 之内，涉及煤和氧气的已知反应产生合成气流 20，其含有氢气、一氧化碳、甲烷、二氧化碳、蒸汽、硫化物和少量的重质烃。该合成气流 20 的温度将取决于所用气化器的类型。在气化器 12 的夹带流气化器中，合成气以约 1600° F ~ 3500° F 的温度离开该过程的气化段。但是，应当指出，依据本发明可以集成地使用其它类型的气化器且如此，值得注意的是，在其它类型的气化器下，将产生处于其它温度范围下的合成气流。例如，在固定床气化器中，将产生温度为约 900° F ~ 约 1000° F 的合成气。

[0039] 从合成气流 20 中除去颗粒可以通过已知技术来进行，包括旋风分离器或烛式过滤器 22。烛式过滤器 22 可以是陶瓷或金属烛式过滤器，其用于从合成气流 20 中除去这样的颗粒物质。任意情形下，烛式过滤器 22 应优选地在约 700° F 下且更优选地高于 1000° F 下操作。应当指出，过滤是任选的，因为通常存在保护膨胀器免受腐蚀。一些气化器中，将该物流循环到其前端以改进碳转化率。

[0040] 所获过滤的合成气流 24 含有随后送到氧气传送膜锅炉 26 的合成气。虽然并不存在优选的特定氧气传送膜锅炉，但是在任意这种设备中将过滤的合成气流 24 引入可以包含多个由陶瓷材料（其可以是混合导体或双相导体，如上所述）制成的管道的氧气传送膜系统 28。应当理解，氧气传送膜系统 28 可以采用管道之外形式的氧气传送膜组件，例如本领域中也公知的平面组件。通过使用鼓风机 32，将含氧气的气体（例如空气）以空气流 30 引入管道中。空气流 30 在引入氧气传送膜管道之前通过废热回收热交换器 34 的方式进行预热。氧离子通过该膜渗透并立即与过滤的合成气流 24 结合以支持过滤的合成气流 24 的燃烧。消耗掉氧气的渗余物，作为渗余物流 35，通过该废热回收热交换器 34 用于回收热量和排放。

[0041] 在所述的氧气传送膜锅炉 26 中，过滤的合成气流 24 的燃烧提供了在该氧气传送

膜系统 28 之内用于氧气分离的驱动力。如此,不用明显地压缩空气流 30。但是,虽然能够集成依据本发明采用压缩用于含氧气的气体的氧气传送膜锅炉,但是这种集成由于这种压缩中涉及的动力负担而并非优选。

[0042] 优选地,保持 OTM 管道的表面温度在整个氧气传送膜锅炉 26 之内在约 1600° F ~ 约 2000° F 下。在优选约 1600° F ~ 约 2000° F 的温度下从氧气传送膜锅炉 26 中排出废气流 36。其主要由水和二氧化碳以及少量的氮气、氩气和二氧化硫和潜在地残留氧气组成。

[0043] 通过热交换网络回收通过在氧气传送膜锅炉 26 之内发生的燃烧产生的热量,通常以参考数字 38 表示,其中蒸汽在蒸汽循环 (“ST”) 中产生和利用,其通常以方块 40 表示,其结合了汽轮机系统以产生可以用于驱动发电机 42 的动力。存在能够与本发明相关地使用的许多蒸汽循环,且实际上蒸汽循环的设计是经常通过计算机程序来实施的程序事项,该计算机程度特别地能够产生这种设计。如将讨论的那样,优选超 - 超临界蒸汽循环。但是,次临界和超临界蒸汽循环也是可能的。另外,存在许多用于氧气传送膜锅炉 26 的可能设计。关于这一点,作为实例,图 2 中阐述了可以与氧气传送膜锅炉 26 相关地使用的适宜设计的更详细说明以及相关的蒸汽循环 40。

[0044] 现在具体参照图 2,氧气传送膜锅炉 26 是基于传统可商购获得的单元,其已采用下文中将讨论的方式进行过改进。氧气传送膜锅炉 26 通常由辐射段 44 (其中辐射热量传递占优势) 和对流段 46 (其中热量传递通过对流热量传递来实现) 组成。氧气传送膜锅炉 26 与蒸汽循环 40 集成在一起。

[0045] 通过提供形成氧气传送膜锅炉 26 的氧气传送膜系统 28 的氧气传送膜管道 50,改进辐射段 44。将氧气传送膜管道 50 平衡地连接以接收空气流 30,并与形成热交换网络 38 的一部分的一系列蒸汽管 52、54、56 和 58 交替以产生蒸汽和用于蒸汽循环 40。在所述的实施方式中,蒸汽管 52、54、56 和 58 串联。但是,实际中它们可以定位在辐射段 44 中任意位置,因为该段具有均匀温度。虽然并非具体说明,但是每个蒸汽管 52、54、56 和 58 应是更大交替阵列的一部分,其中阵列的所有蒸汽管,例如蒸汽管 52 将平行地连接。另外,虽然也并非说明,但是可以在引入蒸汽管 54 之前在蒸汽筒中收集蒸汽管 52 之内产生的饱和蒸汽。

[0046] 关于蒸汽循环 40,优选超 - 超临界蒸汽循环,且如本文中和权利要求书中所使用的那样,表示采用温度为至少约 1000° F 且压力为至少 4000psia 的蒸汽的循环。蒸汽循环 40 的下述讨论采用了可应用于下面讨论的实施例 1 和 2 的温度和压力。

[0047] 依据蒸汽循环 40,通过泵 62 进行泵送并在预热器 64、66、68 和 70 以及在对流段 46 之内的热交换器 72 和 74 之内预热到约 650° F 的温度和已通过加压赋予更少管涌损失的约 4366psia 的压力,加压锅炉进料水流 60。应当指出,将讨论的热交换器 72、74 和 109,以及蒸汽管 52、54、56 和 58 形成氧气传送膜锅炉 26 的热交换网络 38。

[0048] 然后,锅炉进料水流 60 进入作为蒸汽发生器的蒸汽管 52 并随后进入蒸汽管 54 以使产生的蒸汽过热,由此产生温度为约 1080° F 且压力为约 4050psia 的蒸汽流 76。随后将蒸汽流 76 引入高压汽轮机 (“HPT”),在此将其膨胀到 1226psia。将 2725klb/hr 构成约物流 76 的 90% 的膨胀物流,作为物流 80 通过作为再热器的汽轮机 56,在此将物流 80 再加热到约 1111° F 温度以产生压力为约 1170psia 的物流 82。将剩余部分 84 引入预热器 68。

[0049] 随后将预热的物流 82 引入主要中间压力涡轮机 (“PIPT”) 以膨胀到约 505psia 和约 822° F 的温度。将 2328klb/hr 构成物流 80 的 85% 的该物流作为物流 88 引入作为第二再热器的汽轮机 58, 由此产生温度为约 1111° F 的预热物流 90。将剩余的膨胀蒸汽作为物流 92 引入预热器 64。

[0050] 随后将预热的物流 90 引入中间压力汽轮机 94 (“IPT”)。随后使物流 96 在低压涡轮机 98 (“LPT”) 中膨胀到约 0.75psia 的压力。随后将所获物流 100 通到冷凝器 102 并随后通过泵 104 泵送到一系列的低压锅炉进料水加热器 106、108、109、110 和 112, 其将采用从中间压力汽轮机 94 和低压涡轮机 98 之中获得的提取蒸汽流 114、116、118 和 120 加热到约 210° F。将所有提取物流混合, 通过泵 105 泵送到加压并与物流 100 混合。将所获加热的进料水流 122 与进料水流 124 在脱气器 126 中, 和从中间压力汽轮机 94 中提取的且用于从水中去除挥发性气体的物流 128 和物流 130 一起混合。物流 128 由物流 92、物流 84 和从主要中间压力汽轮机 86 中提取的物流 132 构成。通过泵将物流 60 从脱气器 126 泵送到约 4452psia 的压力。

[0051] 再次参照图 1, 随后通过首先在水冷器 134 中冷却到约 160° F ~ 约 300° F 的温度, 将废气流 36 进行纯化。随后将冷却的物流 136 送到本领域中众所周知的且能够除去约 98 体积% 以上的二氧化硫的废气脱硫洗涤器单元 138 中。废气脱硫洗涤器单元 138 是已知系统, 其可以从许多制造商获得, 例如 Babcock & Wilcox Company, 20 S. Van Buren Avenue, Barberton, OH, U. S. A. 44203-0351。典型地, 废气脱硫洗涤器单元 138 将典型地包括三个部分, 即石灰石处理和试剂制备, 其中回收石灰石、储存并在球磨机中研磨以制得含水淤浆。第二部分是洗涤器, 其中使得石灰石淤浆与所述实施方式中将是冷却物流 136 的废气以对流模式在喷淋塔中进行接触。这点之后是副产物脱水, 其中将废气脱硫器吸收器之中的排放淤浆脱水, 并将石膏分离和储存。所获部分纯化的废气流 140 主要由二氧化碳和约 10 ~ 15 mol% 的水组成, 具有一些残余的氩气和氮气、氧气以及痕量的二氧化硫。

[0052] 随后将部分纯化的废气流 140 在基本负荷压缩机 142 中压缩到约 300psia ~ 约 500psia 的压力, 并随后在干燥单元 148 之内干燥以除去水分。干燥单元是乙二醇系统, 其是典型用于干燥天然气的已知系统。优选地, 虽然并未说明, 将部分纯化的废气流 140 在该压缩之前首先冷却到约 110° F, 并除去任意冷凝物以保存压缩能。也理解的是, 基本负荷压缩机 142 通常是多阶段、交互冷却的压缩系统, 具有敲击 - 安置筒以除去额外的水。乙二醇系统可以从许多供应商获得, 包括 NATCO Group Inc. 2950 North Loop West, Suite 750 Houston, TX 77092。典型的乙二醇系统中, 使部分纯化的废气流 140 在压缩之后以对流方式在吸收塔中乙二醇溶液中进行接触。干燥的气体从吸收塔顶部离开。将含有吸收的水的乙二醇溶液送到连接的蒸馏塔。提供热量以分离水, 并采用泵将再生的乙二醇溶液循环回吸收塔。热交换器用于在两个塔之间流动的以乙二醇溶液之间交换热量。除去水防止了在二氧化碳产物中形成可能腐蚀管道的碳酸。通常, 出于该目的, 应将含水量降低到约 600ppm (体积)。

[0053] 另外, 降低含水量将防止在用于下游处理如低于室温的纯化过程时冻结。虽然并非说明, 用于该目的的干燥器可以是基于采用分子筛的吸收。此时, 干燥器可以包括多床分子筛干燥器体系, 其中一半的床处理待干燥的进料且另一半经历再生。产物气体的产物部分用作再生气体, 采用加热器将其加热到约 450° F 以从床中除去水分。在床无水分之后,

使处于环境左右温度的再生气体通过床以使它们冷却。随后可以将再生气体在用于该目的的最后阶段的上游适宜地点循环到基本负荷二氧化碳压缩机 142。

[0054] 随后将来自干燥单元 148 的干燥物流 150 通到增压压缩机 152 以产生物流 154, 其可以通到管道或者用于增强的油回收或隔离目的。增压压缩机 152 是多阶段、交互冷却的机器。产物流 154 优选地具有至少约 90 体积%的二氧化碳含量, 且如实施例中所示, 该二氧化碳含量可以是约 92 或约 95% 体积。

[0055] 参照图 3, 阐述了利用氧气传送膜部分氧化反应器 160 的另一实施方式。这种特征特别适用于将煤在相对于其它类型气化器利用更少氧气的移动床气化器中气化的时候。这种实施方式中, 通过移动床气化器 12' 在 900 ~ 约 1000° F 的温度下产生合成气流 20, 且含有挥发性物质如焦油和油。这种气化器中也利用蒸汽, 且如图 2 中所示, 通过从中间压力汽轮机 94 的中间阶段中提取的物流 91 或者并未显示的其它来源获得。部分氧化反应器 160 将合成气部分氧化, 由此将其温度从约 1600° F ~ 约 1800° F 之间升高以除去这些挥发性物质如焦油、油和酚, 将其氧化为氢、一氧化碳、甲烷和二氧化碳。部分氧化反应器 160 采用了一个或多个氧气传送膜元件, 其典型地是管状混合型导体。在约 1800° F 下, 部分氧化反应器将在不存在催化剂下进行。关于这一点, 合成气流 20 将经常含有硫 (其是公知的催化剂毒物), 且如果使用催化反应器, 将需要上游处理或硫耐受型催化剂。部分氧化反应器的典型实例是众所周知的, 且描述于 US 5, 820, 654、5, 820, 655 和 6, 139, 810。

[0056] 如图 3 中所示的这种实施方式中, 将空气流 30 分为第一和第二次要的含氧气的物流 162 和 164。将第一次要的含氧气的物流 162 进料到氧气传送膜锅炉 26。将第二次要的含氧气的物流 164 供到部分氧化反应器 160 的氧气传送膜元件的内部。将过滤的合成气流 24 供到这种反应器外壳的外部, 且阳离子与挥发物反应以产生上述反应产物。替换地, 供应单独的空气, 同时可以使用类似于单元 32 和 34 的鼓风机和热交换器将氧化剂供给单元 26 和 160。

[0057] 所获的合成气流 166, 在使挥发物在氧气传送膜部分氧化反应器 160 中反应之后, 具有约 300 ~ 约 1200psia 的压力。随后将合成气流在连接于发电机 170 的膨胀器 168 之内膨胀以产生额外的电能。典型地通过氧气传送膜部分氧化器 160 和氧气传送膜锅炉 26 之内含有的氧气传送膜将提供装置 1 总氧气需求的约 60 ~ 约 80%。剩余部分通过低温空气分离单元 16 来提供并供到气化器 12'。渗余物流 172 结合渗余物流 35, 且将组合物流进料到热回收热交换器 34。

[0058] 简要地参照图 4, 阐述了利用夹带流或流化床类型气化器 12" 的图 3 的替换实施方式。由于通过这种气化器产生的合成气流 20' 的温度为约 1800° F, 提供高压汽轮机 156 以从高沸点进料水流 155 产生蒸汽流 158。可以将蒸汽流 158 与进入位于氧气传送膜锅炉 26 之内且在图 2 中更详细地显示的蒸汽管 54 的蒸汽混合。锅炉 156 降低了物流 20' 的温度以有利于使用高温过滤器, 其目前限制于低于约 1000° F 的操作温度。这些过滤器用于使热气体膨胀器中的腐蚀最小化, 如上所示。

[0059] 参照图 5, 阐述了部分氧化和膨胀的阶段, 其中将过滤的合成气流 24 引入通过第一部分氧化反应器 180 产生的第一部分氧化阶段, 随后通过连接于发电机 184 的膨胀器 182 提供的膨胀阶段之内进行膨胀, 由此产生额外的电力。然后, 将处理过的过滤的合成气流 24 在膨胀器 182 之后随后引入由第二部分氧化反应器 186 提供的第二部分氧化阶段, 随后是

通过连接于额外的发电机 190 (用于产生仍另外的电能) 的第二膨胀器 188 提供的第二膨胀阶段。这种实施方式中,将第二次要的含氧气的物流 164 分为进料到第一部分氧化反应器 180 和第二部分氧化反应器 186 的部分 164a 和 164b。将所获除去氧气的渗余物流 172a 和 172b 混合以产生混合流 172c,其进一步与渗余物流 35 混合并通过热回收热交换器 34。另外,如上所讨论的那样,独立的空气供应系统也是可能的。

[0060] 参照图 6,阐述了其中在锅炉 26 的氧气传送膜系统 28 之内燃烧不彻底的实施方式。典型地,完全燃烧必须的氧气传送所需的面积非常高。为了避免过高成本,可以使燃烧仅完成到合成气流 20 之内所含燃料物质的约 80 ~ 90% 的程度。这种情形下,废气流 36 将含有少量的燃料物质如氢气和一氧化碳。随后可以将二氧化碳流在结合了低温蒸馏的纯化单元 200 之内进一步纯化。替换的纯化方法包括采用外部冷冻的蒸馏工艺,可以用于形成纯化单元 200。众所周知的纯化工艺描述于 US 5,927,103、6,035,662 和 6,070,471。

[0061] 参照图 7,阐述了纯化部分纯化的废气流 140 的纯化单元 200 的具体实施方式。将部分纯化的废气流 140 在压缩机 202 中压缩到约 150psia ~ 约 1000psia 的压力。可以回收的二氧化碳的数量与供给冷箱的进料压力相关。如可以理解的那样,可以通过提高该压力来提高二氧化碳回收率。但是,这种压力升高将导致更大的生产成本。在水冷冷却器 204 之内冷却之后,随后将部分纯化的废气流 140 引入相分离器 205,由此使已冷凝的水由于其在水冷冷却器 204 内已冷却而在部分纯化的废气流 140 之内分离。

[0062] 随后将部分纯化的废气流 140 引入干燥器 206。干燥器 206 优选是吸收系统,其可以含有相外操作的分子筛吸收剂的床,以吸收水分和其它杂质如烃 (其将在比部分纯化的废气流 140 更高的温度下沸腾)。分子筛吸收剂的床在相外操作,使得由于一个床吸收这些高沸点杂质,另一床再生。甚至数量为两个以上的床也可以用于大流动,其中一半的床进行吸收,同时另一半的床经历再生。通过降低床压力和 / 或通过提高其温度以使吸收的组分解吸并随后用缺乏吸收的组分的物流冲洗该床,使该床再生。在采用温度摆动的体系中,通过加热缺乏吸收的组分的物流并随后将其引入待再生的床中以导致解吸并除去解吸的组分,使该床再生。这些体系不同,但是存在本领域中众所周知的相同公知的许多实例。关于这一点,基于非吸收剂的体系也是可能的,诸如通过使用蒸馏领域中众所周知的反向热交换器。

[0063] 所获的干燥进料流 208,其由通过压缩机 202 压缩并进行干燥之后的部分纯化的废气流 140 组成,随后引入主热交换器 210,其中将其部分冷却,并随后引入用于在汽提塔 214 之内产生沸腾或者引发上升蒸汽相的重沸器 212。随后将干燥的进料流 208 再次引入主热交换器 210,其中将其完全冷却到至少使干燥的进料流 208 部分液化。随后将干燥的进料流 208 引入汽提塔 214 之中的膨胀阀 216,由此在该塔之内引发上升液相。

[0064] 如本领域中众所周知的那样,汽提塔 214 优选地具有结构化填料以使通过填料向上流的上升蒸汽相与液相的下降液膜进行接触。本领域中公知的其它气 - 液接触元件可以使用如筛板。由于该接触,下降液相变为永远富含二氧化碳,更少挥发性的组分和上升气相变为永远富含挥发性比二氧化碳更高的杂质。在汽提塔 214 之内,过滤的合成气流 24 的剩余未燃烧的组分,即氢气、一氧化碳和甲烷,以及可能产生于燃烧区空气入口处的任意惰性组分,即氮气和氩气,均比二氧化碳挥发性更高,将从下降液体中剥离,由此产生缺乏二氧化碳的塔顶馏分和富含二氧化碳的液体塔底馏分。

[0065] 塔顶流 218 可以从汽提塔 214 中抽出,其由缺乏二氧化碳的塔顶馏分组成,并随后引入辅助热交换器 220,使得将二氧化碳塔顶流 218 至少部分液化。随后将二氧化碳塔顶流 218 引入相分离器 224 以产生除去二氧化碳的蒸汽流 226 和富含二氧化碳的液流 228。使富含二氧化碳的液流 228 在膨胀阀 230 之内膨胀,并随后与除去二氧化碳的蒸汽流 226 一起通到辅助热交换器 220。膨胀阀 230 提供制冷用于二氧化碳塔顶流 218 的部分液化。

[0066] 可以将除去二氧化碳的蒸汽流 226 通到主热交换器 210,并随后进行循环且与过滤的合成气流 24 混合,由此提供氧气传送膜部分氧化反应器 160 的合成气进料流 24'。如本领域技术人员所理解的那样,如果所用的气化器在比除去二氧化碳的蒸汽流 226 更高的压力下操作,必须提供循环压缩机以实现该循环。可以将少量的物流 226 从该过程中作为燃料流清除,以避免惰性物质如氮气和氩气在环管中的聚积。清扫气体可以需要焚化或催化氧化或其它处理以处理一氧化碳、甲烷、或其它排放物。

[0067] 将通过主热交换器 210 之后的富含二氧化碳的液流 228 蒸发,且如此可以用于再生干燥器 206,例如,可以将这种物流加热并随后引入用于再生目的的吸收床中且然后,作为循环流 236 再次引入压缩机 202 的适当阶段以提高二氧化碳回收率。

[0068] 可以将二氧化碳产物流 240 作为液体从汽提塔 214 中抽出,其由富含二氧化碳的液体塔底馏分组成。随后可以将该二氧化碳产物流在膨胀阀中膨胀以产生用于该过程的冷冻。有利地,将二氧化碳产物流 240 分割为次要物流 242 和 244,且通过使用膨胀阀 246 至少使次要物流 244 膨胀到更低压力,任选地分别使用膨胀阀 246 和 248 将物流 242 和 244 二者同时膨胀到更低和更高的压力。随后将次要物流 242 和 244 二者在主热交换器 210 中蒸发。将所获更低压力的次要物流 242 引入产物压缩机 250 的入口。将更高压力的次要物流 244 引入产物压缩机 250 的中间阶段。产物压缩机 250 可以是具有级间冷却的多级压缩机。应当指出,虽然并未说明,但是可以将一些二氧化碳产物作为液体从二氧化碳产物流中取出。

[0069] 参照图 8,图 6 的另一变形是将氧气传送膜锅炉 26 的辐射段 44 之内注入补充的含氧气的物流 254 以使燃料燃烧彻底。补充的氧气流 254 是含有至少约 40% 氧气的含氧气的物流,以防止氮气在将俘获的二氧化碳内聚积。这种工艺的缺点是,将惰性物引入废气流 36 且二氧化碳纯度由此受损。这种实施方式中,可以制得含有部分纯化的废气流的更多挥发性组分的物流 226',依据组成特征将对其进行简单处理或排出。物流 226' 也可以含有氧气。由此,虽然并未说明,但是在氧气传送膜锅炉 26 的辐射段或对流段的末端引入催化氧化。这样也将减少实现彻底燃烧所需的氧气数量。关于这一点,在本发明的任意实施方式中存在任意过量氧的程度上,可以将这种催化氧化与纯化结合在一起。

[0070] 采用计算机程序模拟图 3、4 和 5 中所示的装置以评价这些所述实施方式的预测性能。采用 the Carbon Capture and Sequestration Systems Analysis Guidelines, U. S. Department of Energy, Office of Fossil Energy, National Energy Technology Laboratory, April 2005 中给出的指导,同时使用 the EPRI reports, Holt, N., Updated Cost and Performance Estimates for Fossil Fuel Power Plants with CO₂ Removal, EPRI Report to DOE-NETL No. 1004483, Dec. (2002), U. S. DOE/NETL, Pittsburgh and Holt, N., Evaluation of Innovative Fossil Fuel Power Plants with CO₂ Removal, EPRI Report to DOE-NETL No. 1000316, Dec. (2000), U. S. DOE/NETL, Pittsburgh, PA 中包含的假

设。表 1 中所列的具体假设用于实施例且可以不同于这些指导。

[0071] 表 4、5 和 6 分别给出了用于图 3、5 和 4 中所示工艺的关键物流。这三种情形的性能对比概括于表 7 中。

[0072] 表 1

[0073]

工艺假设
1. IL#6 煤 2. ASU 氧气纯度 :95% 3. BGL 气化器压力 :400psig 4. E-gas 气化器压力 :800psig 5. 采用潮湿 -FGD 除硫 6. 采用双重再加热的超临界蒸汽循环 : 4050psia, 1080° F/1111° F/1111° F 7. CO ₂ 压缩至 2204psia 8. 锅炉的空气泄漏 :1% 废气

[0074] 关于氧气传送膜锅炉 26 之内氧气传送膜系统 28 的设计,对于给定尺寸锅炉,将需要的氧气传送膜管道(如图 2 的氧气传送膜管道 50)的表面积和数目,取决于单位管道面积的氧气流量和单个管道的长度与直径。示例地,为了设计产生约 500MWe 净电能的氧气传送膜锅炉 26,可以计算煤数量。对于 500MWe,将需要 4838tpd 的 Illinois 6 号煤。那么,采用大量模拟气化器操作的已知程序中任一种,也可以计算将产生的合成气数量以及将需要的氧气数量。只要由气化器产生的合成气数量是已知的,就可以计算出完全燃烧所需的氧气数量。假设仅仅进料空气中 70% 的氧气将通过氧气传送膜管道传送,且进一步假设将存在约 0.2~约 0.4mol% 留在废气中的氧气。由此也可以计算将需要的实际氧气数量和进料空气数量。一旦需要通过氧气传送膜管道传送的氧气数量是已知的,就可以计算出所需的氧气传送膜管道表面积,前提是通过氧气传送膜的氧气流量数是已知的。出于示例目的,假设氧气流量是约 20scf/ft²/hr。准确氧气流量当然取决于膜材料性能。此时,对于低氧气流量体系,将需要更大膜表面积以实现下面给出的示例性结果。这样将增加投资成本,但是并不降低效率。采用这种流量,可以计算表面积需求且下表 2 中显示了这种计算的实例。

[0075] 表 2

	实施例	O ₂ 需求	O ₂ 需求	OTM 管道中 的 O ₂ 流量	OTM 管道 表面积
		(tpd)	(MM scf/hr)	Scf/ft ² /hr	(ft ²)
[0076]	1	7051	6.97	20	348395.8
	2	7051	6.97	20	348395.8
	3	6335	6.26	20	312979.2

[0077] 氧气传送膜管道的实际数目将取决于管道的外径和长度。基于两种不同管道长

度,表 3 中给出了三种实例所需的管道数目。

[0078] 表 3

实施例	OTM 管道数目	
	(OD = 1 英寸 长度 = 5 ft.)	(OD = 1 英寸 长度 = 20 ft.)
1	266048	66512
2	266048	66512
3	239002	59751

[0080] 表 4

[0081]

参数	单位	IL No. 6	到气化的 O ₂	到气化的蒸汽	到 OTM 系统的 O ₂	到 OTM 系统的 O ₂	到 OTM 系统的 O ₂	到 OTM 系统的 O ₂	到 OTM 系统的 O ₂	到 OTM 系统的 O ₂	到 OTM 系统的 O ₂	到 OTM 系统的 O ₂	到 OTM 系统的 O ₂
组分		(St. 10)	(St. 14)	(St. 91)	(St. 30)	(St. 35)	(St. 24)	(St. 166)	(离开 168)	(St. 136)	(St. 140)	(St. 154)	(St. 154)
温度	F	77.0	254.0	600.0	77.0	215.0	1000.0	1799.8	705.2	163.3	154.0	110.0	110.0
压力	psia	414.7	500.0	514.7	14.7	14.7	410.0	410.0	16.0	14.8	14.7	2204.6	2204.6
摩尔流	MMscfd		65.2		1150.0	982.8	345.7	376.5	376.5	314.6	270.2	208.2	208.2
质量流	klb/hr	403.2	230.6	120.9	3656.6	3069.0	763.4	820.0	820.0	1208.6	1105.5	962.7	962.7
氢气	mol%						25.53	32.62	32.62	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	"						46.96	40.96	40.96	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	"						2.93	9.30	9.30	61.37	71.47	92.75	92.75
氮气	"		1.40		78.17	91.47	2.80	2.70	2.70	3.88	4.52	5.86	5.86
氧气	"		3.60		0.93	1.09	0.68	0.63	0.63	0.75	0.87	1.13	1.13
甲烷	"						3.88	1.02	1.02	0.00	0.00	0.00	0.00
乙烷	"						0.12	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
丙烷	"						0.09	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
n-丁烷	"						0.07	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
苯酚	"						0.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
石脑油	"						0.07	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	"			100.00			15.60	11.91	11.91	32.83	22.94	0.00	0.00
H ₂ S	"						0.77	0.76	0.76	0.00	0.00	0.00	0.00
COS	"						0.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO ₂	"						0.00	0.00	0.00	0.91	0.00	0.00	0.00
NH ₃	"						0.25	0.01	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00
HCN	"						0.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCl	"						0.09	0.08	0.08	0.09	0.00	0.00	0.00
氧气	"		95.00		20.90	7.44	0.00	0.00	0.00	0.17	0.19	0.25	0.25

[0082] 表 5

[0083]

参数	单位	IL No. 6	到气化的O ₂ 的蒸汽	到OTM O ₂ 系统的耗尽的	到OTM POX的燃料气	到膨胀器1的燃料气	到OTM POX-2的燃料气	到膨胀器2的燃料气	到OTM锅炉的燃料气	到FGD的粗CO ₂	到干燥的CO ₂	到EOR或后续位置		
组分		(St. 10)	(St. 14)	(St. 91)	(St. 30)	(St. 35)	(St. 24)	(离开 180)	(离开 182)	(离开 186)	(离开 188)	(St. 136)	(St. 140)	(St. 154)
温度	F	77.0	254.0	600.0	77.0	215.0	1000.0	1799.8	1199.9	1802.6	1134.6	163.3	154.0	110.0
压力	psia	414.7	500.0	514.7	14.7	15.0	410.0	410.0	90.0	90.0	16.0	14.8	14.7	2204.6
摩尔流	MMscfd		65.2		1150.0	982.7	345.7	376.5	376.5	384.0	384.0	314.7	270.2	208.2
质量流	klb/hr	403.2	230.6	120.9	3656.6	3068.8	763.4	820.0	820.0	856.4	856.4	1208.8	1105.7	982.9
氢气	mol%						25.53	32.62	32.62	31.41	31.41	0.00	0.00	0.00
CO	"						46.96	40.96	40.96	39.24	39.24	0.00	0.00	0.00
CO2	"						2.93	9.30	9.30	11.01	11.01	61.36	71.46	92.72
氮气	"		1.40		78.17	91.47	2.80	2.70	2.70	2.66	2.66	3.68	4.52	5.86
氧气	"		3.60		0.93	1.09	0.68	0.63	0.63	0.61	0.61	0.75	0.87	1.13
甲烷	"						3.88	1.02	1.02	0.03	0.03	0.00	0.00	0.00
乙烷	"						0.12	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
丙烷	"						0.09	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
n-丁烷	"						0.07	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
苯酚	"						0.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
石脑油	"						0.07	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O	"			100.00			15.80	11.91	11.91	14.21	14.21	32.83	22.94	0.00
H2S	"						0.77	0.76	0.76	0.75	0.75	0.00	0.00	0.00
COS	"						0.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO2	"						0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.91	0.00	0.00
NH3	"						0.25	0.01	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCN	"						0.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCl	"						0.09	0.08	0.08	0.08	0.08	0.09	0.00	0.00
氧气	"		95.00		20.90	7.43	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.18	0.22	0.28

[0084] 表 6

[0085]

参数	单位	IL No. 6	到气化的O ₂ 的蒸汽	到OTM系统的O ₂ 的蒸汽	到OTM O ₂ 的蒸汽	来自12"的粗合成器	到OTM POX的蒸汽	到膨胀器1的蒸汽	到OTM POX-2的蒸汽	到膨胀器2的蒸汽	到OTM锅炉的蒸汽	到FGD的蒸汽	到干燥的蒸汽	到EOR或后续位置的蒸汽
组分		(St. 10)	(St. 14)	(St. 30)	(St. 35)	(St. 20)	(St. 24)	(St. 166)	(离开 168)	(St. 136)	(St. 140)	(St. 154)		
温度	F	77.0	274.2	77.0	215.0	1850.0	996.6	1801.5	590.9	163.3	154.0	110.0		
压力	psia	814.7	978.0	14.7	15.0	810.0	800.0	800.0	16.0	14.8	14.7	2204.6		
摩尔流	MMscfd		82.7	1025.0	874.8	367.8	367.8	364.9	364.9	303.6	260.6	200.8		
质量流	klb/hr	403.2	292.7	3259.1	2731.2	802.4	802.4	839.3	839.3	1177.5	1077.4	958.9		
氢气	mol%					32.74	32.74	28.78	28.78	0.00	0.00	0.00		
CO	"					40.66	40.66	37.80	37.80	0.00	0.00	0.00		
CO ₂	"					10.20	10.20	13.01	13.01	63.26	73.70	95.65		
氮气	"		1.40	78.17	91.60	0.76	0.76	0.91	0.91	1.75	2.04	2.65		
氧气	"		3.60	0.93	1.09	0.81	0.81	0.81	0.81	0.98	1.14	1.48		
甲烷	"					1.29	1.29	1.82	1.82	0.00	0.00	0.00		
乙烷	"					0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00		
丙烷	"					0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00		
n-丁烷	"					0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00		
苯酚	"					0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00		
石脑油	"					0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00		
H ₂ O	"					12.41	12.41	16.00	16.00	32.63	22.95	0.00		
H ₂ S	"					0.74	0.74	0.78	0.78	0.00	0.00	0.00		
COS	"					0.03	0.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00		
SO ₂	"					0.00	0.00	0.00	0.00	0.94	0.00	0.00		
NH ₃	"					0.23	0.23	0.01	0.01	0.00	0.00	0.00		
HCN	"					0.06	0.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00		
HCl	"					0.08	0.08	0.08	0.08	0.10	0.00	0.00		
氧气	"		95.00	20.90	7.31	0.00	0.00	0.00	0.00	0.14	0.17	0.22		

[0086] 表 7

[0087]

		实施例 1	实施例 2	实施例 3
参数	单位	BGL with 1 OTM-POX	BGL with 2 OTM POX	E-Gas with 1 OTM-POX
		图 3	图 5	图 4
煤进料	tpd	4,838	4,838	4,838
煤的热输出 (HHV)	MMbtu/hr	4,703	4,703	4,703
煤的热输出 (LHV)	MMbtu/hr	4,486	4,486	4,486
总功率				
汽轮机	MW	514.3	500.0	506.0
燃料气膨胀器 -1	MW	111.4	62.8	123.5
燃料气膨胀器 -2	MW	0.0	71.2	
发电机损失	MW	6.3	6.3	6.3
总设备功率	MW	619.4	627.7	623.2
功率消耗				
ASU	MW	35.0	35.0	58.0
CO ₂ 捕获及压缩	MW	51.4	51.4	49.2
空气鼓风机	MW	22.5	22.5	20.0
其它辅助设备	MW	21.0	21.0	29.9
总辅助功率	MW	129.9	129.9	157.1
净功率	MW	489.5	497.8	466.1
HHV 效率	%	35.5	36.1	33.8
LHV 效率	%	37.2	37.9	35.5

[0088] 如表 7 中清楚显示的那样,图 5 的实施方式提供了最大净动力且也是最有效的。

[0089] 虽然本发明已描述为优选实施方式,但是如本领域技术人员将理解的那样,可以进行许多改变和省略,并不背离目前待审权利要求中给出的本发明的精神和范围。

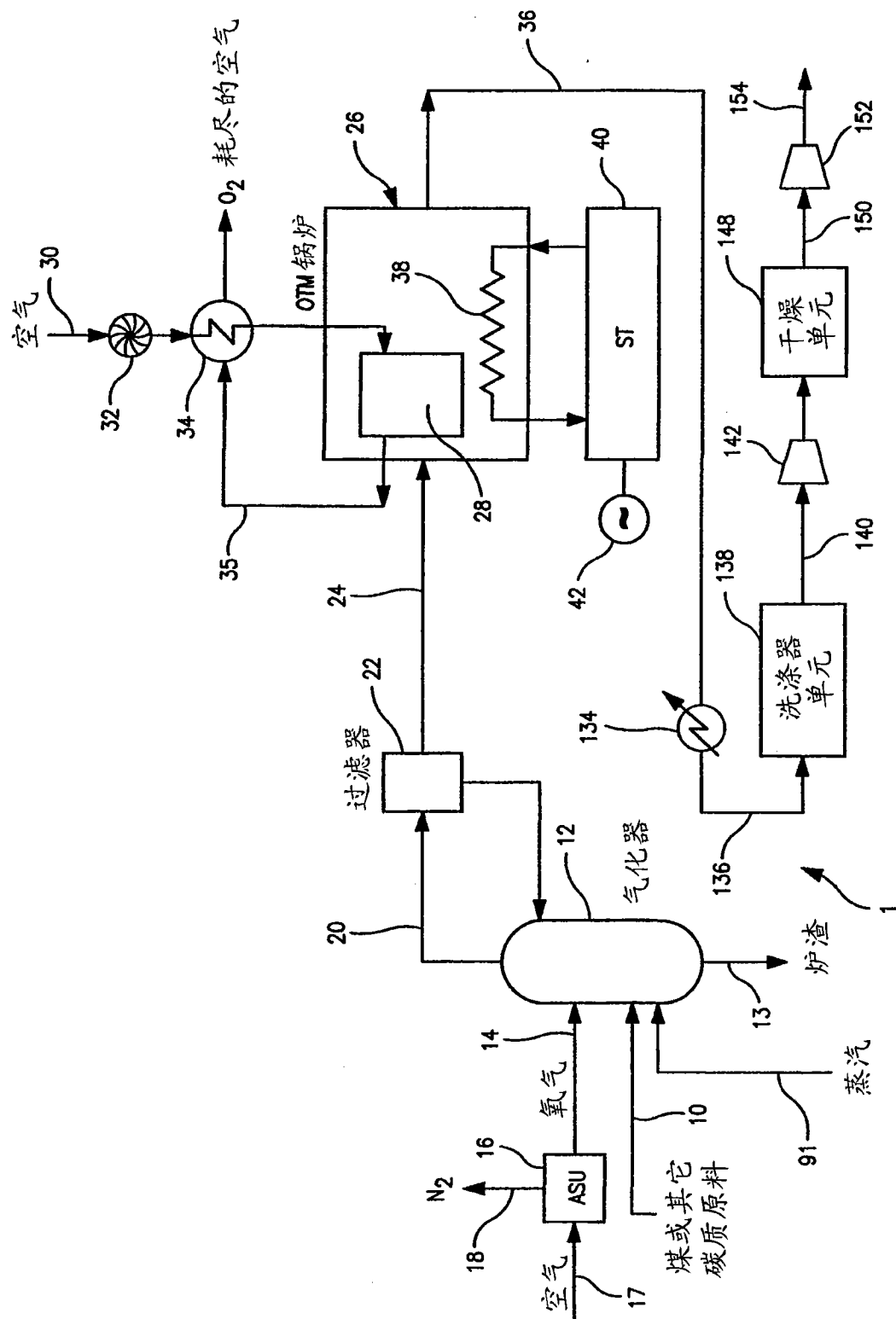


图 1

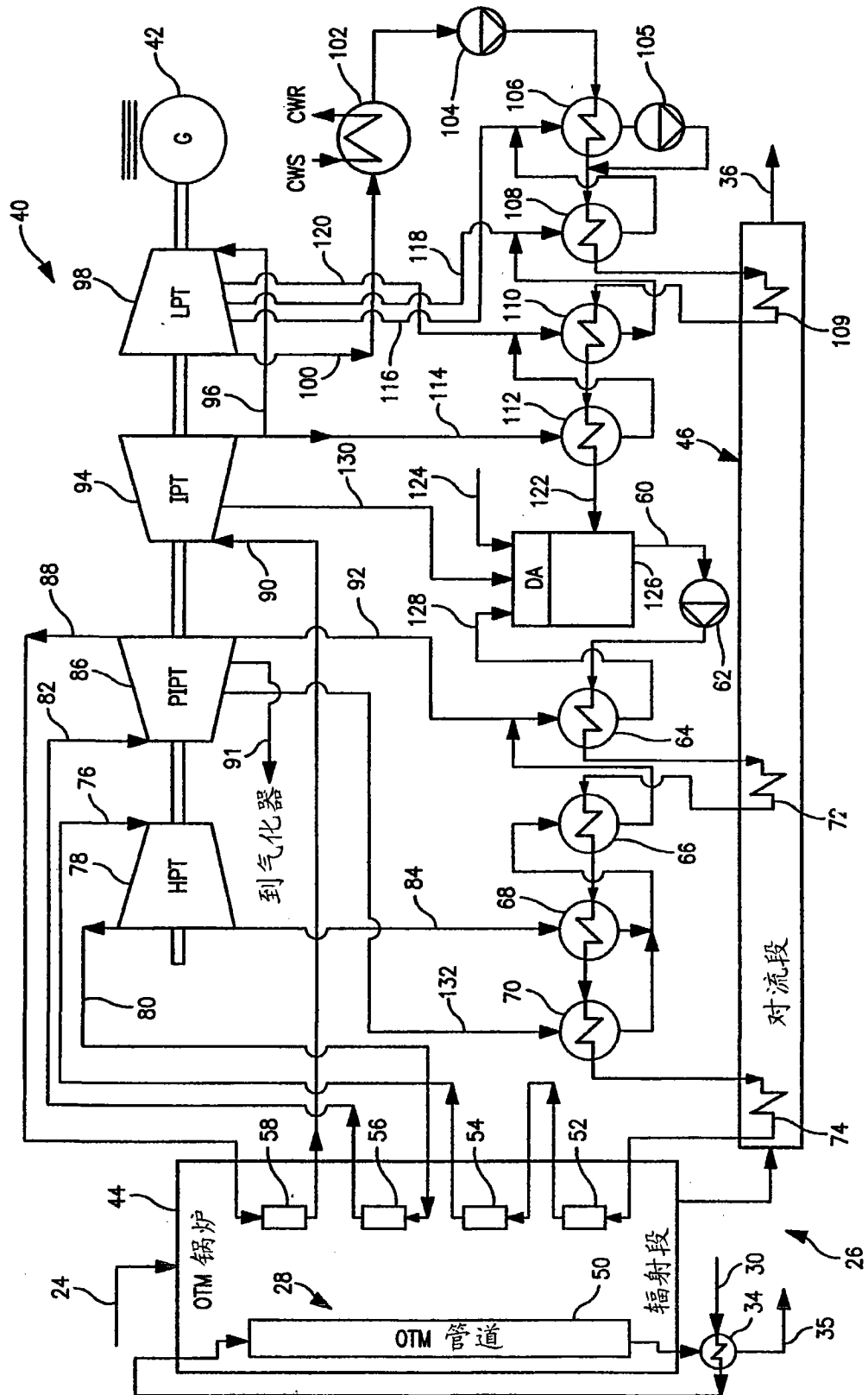


图 2

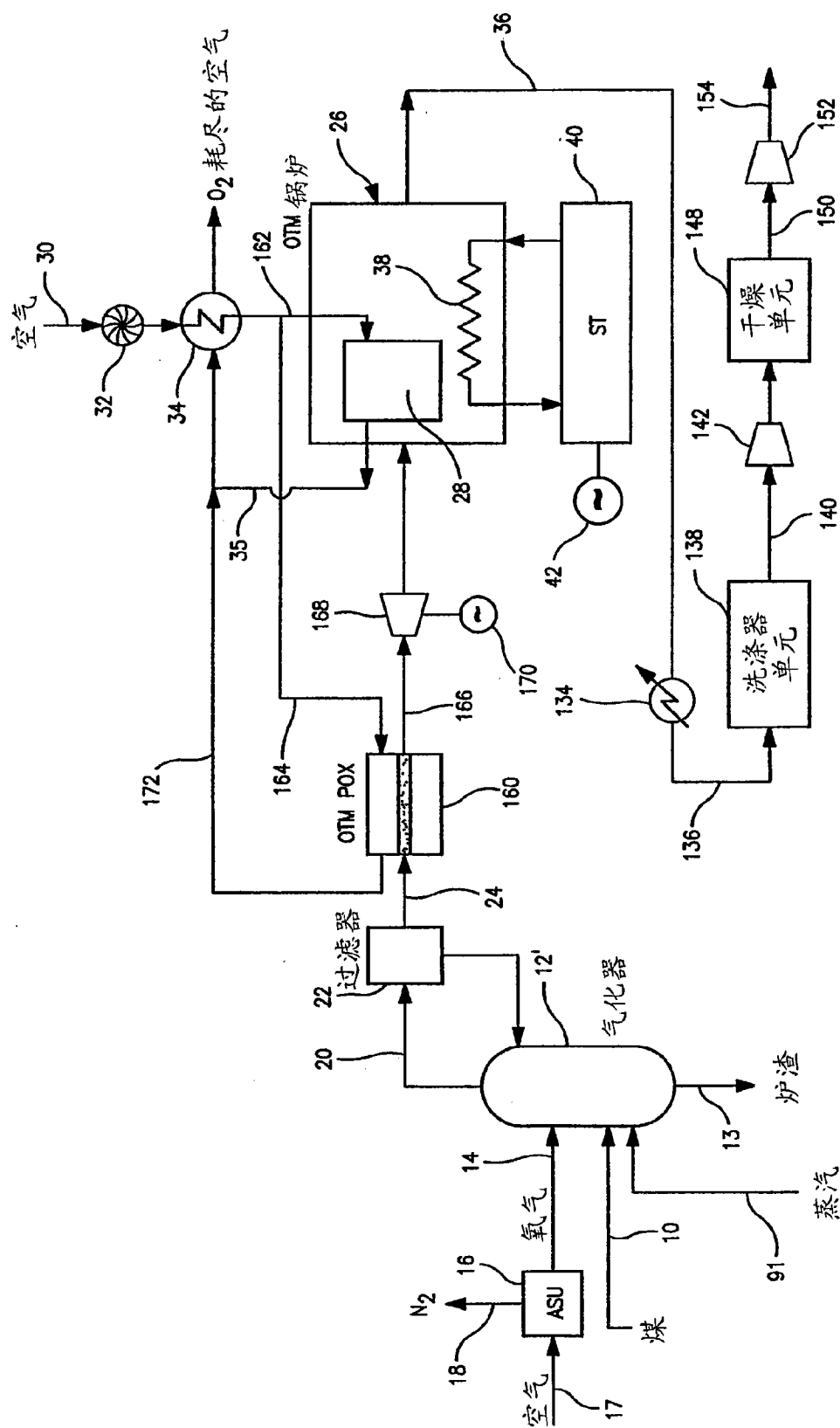


图 3

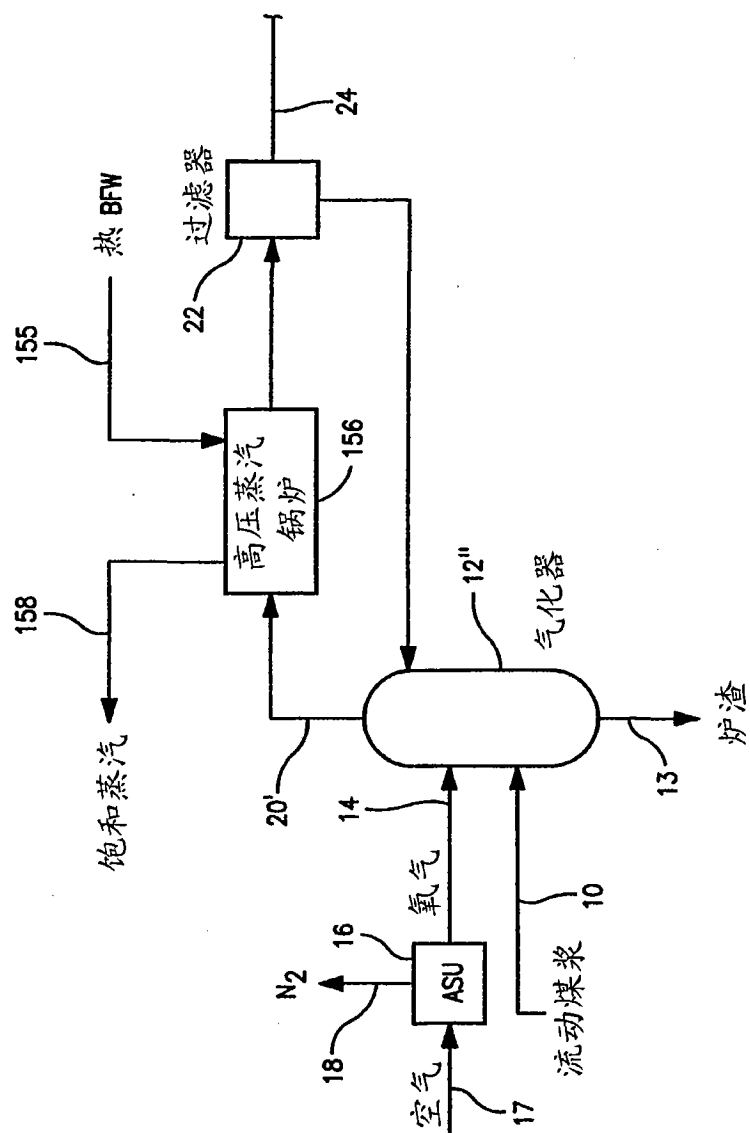


图 4

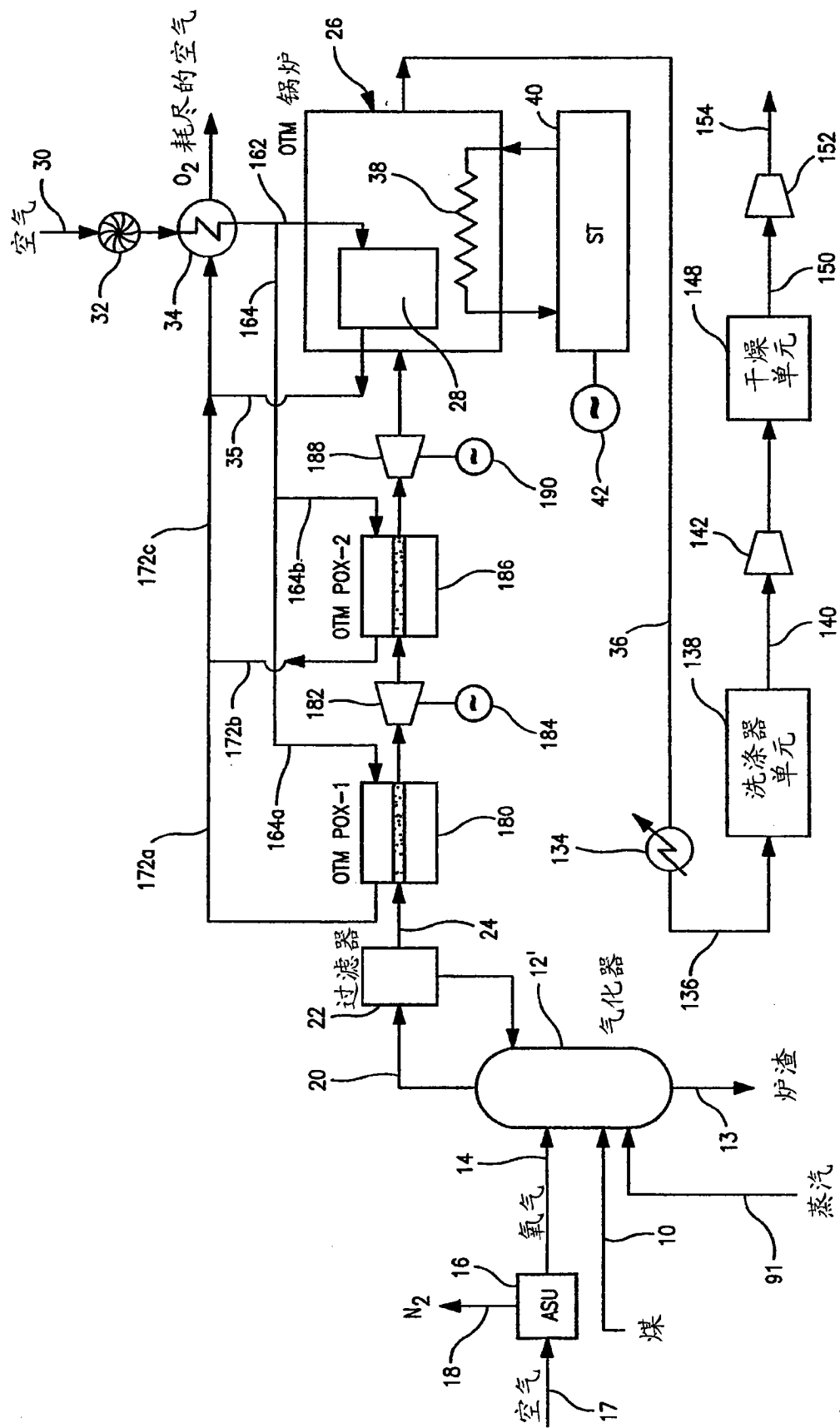


图 5

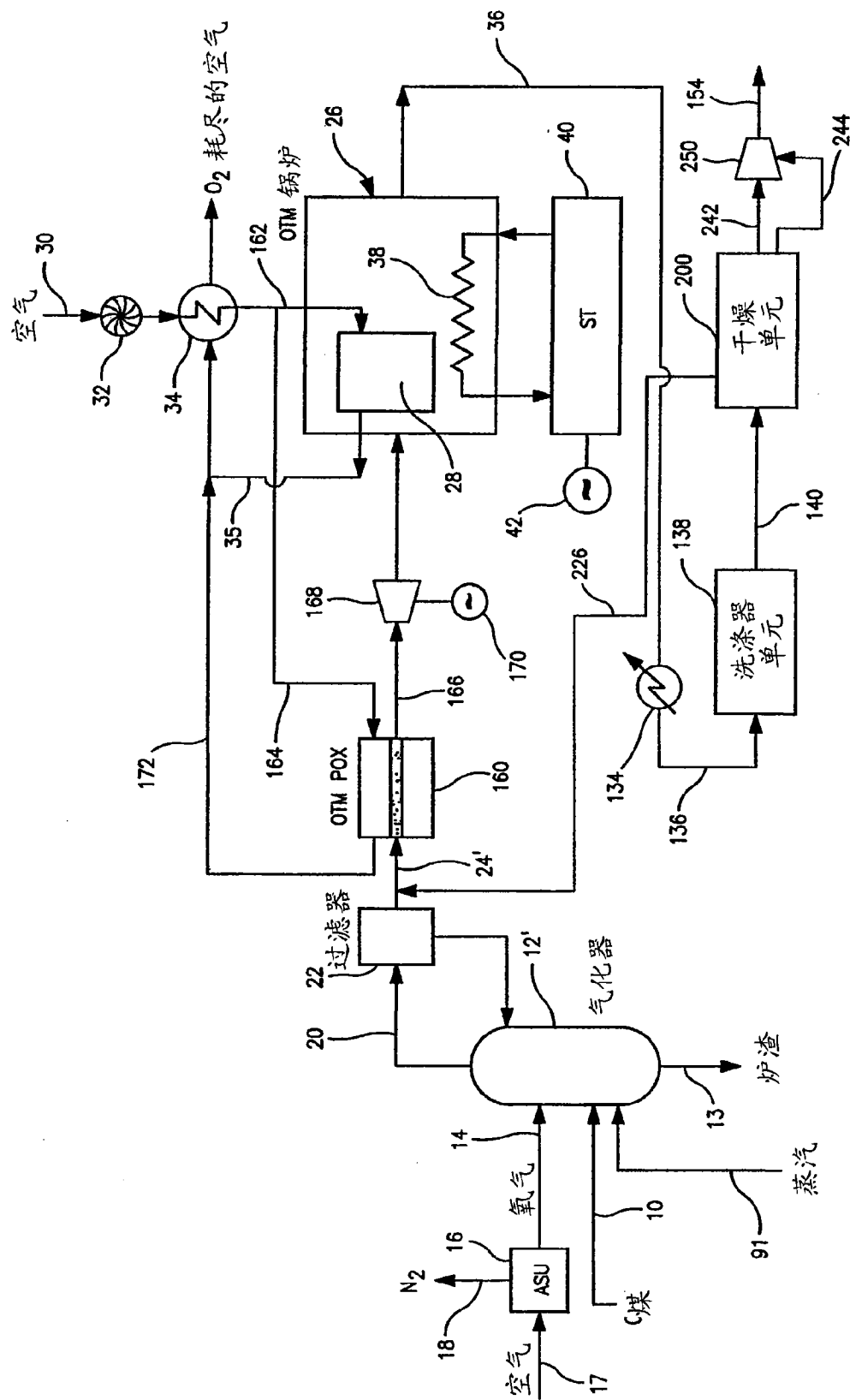


图 6

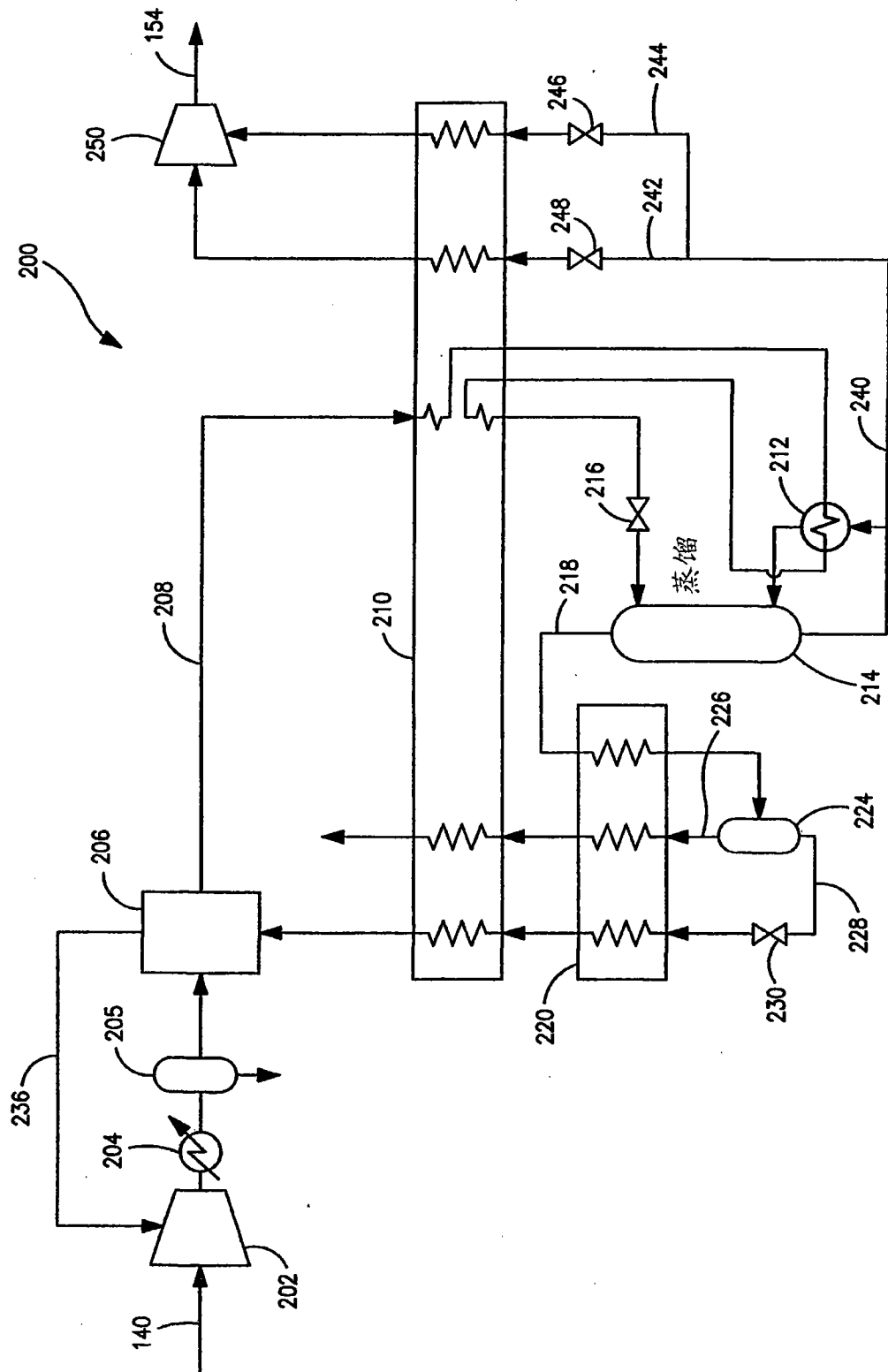


图 7

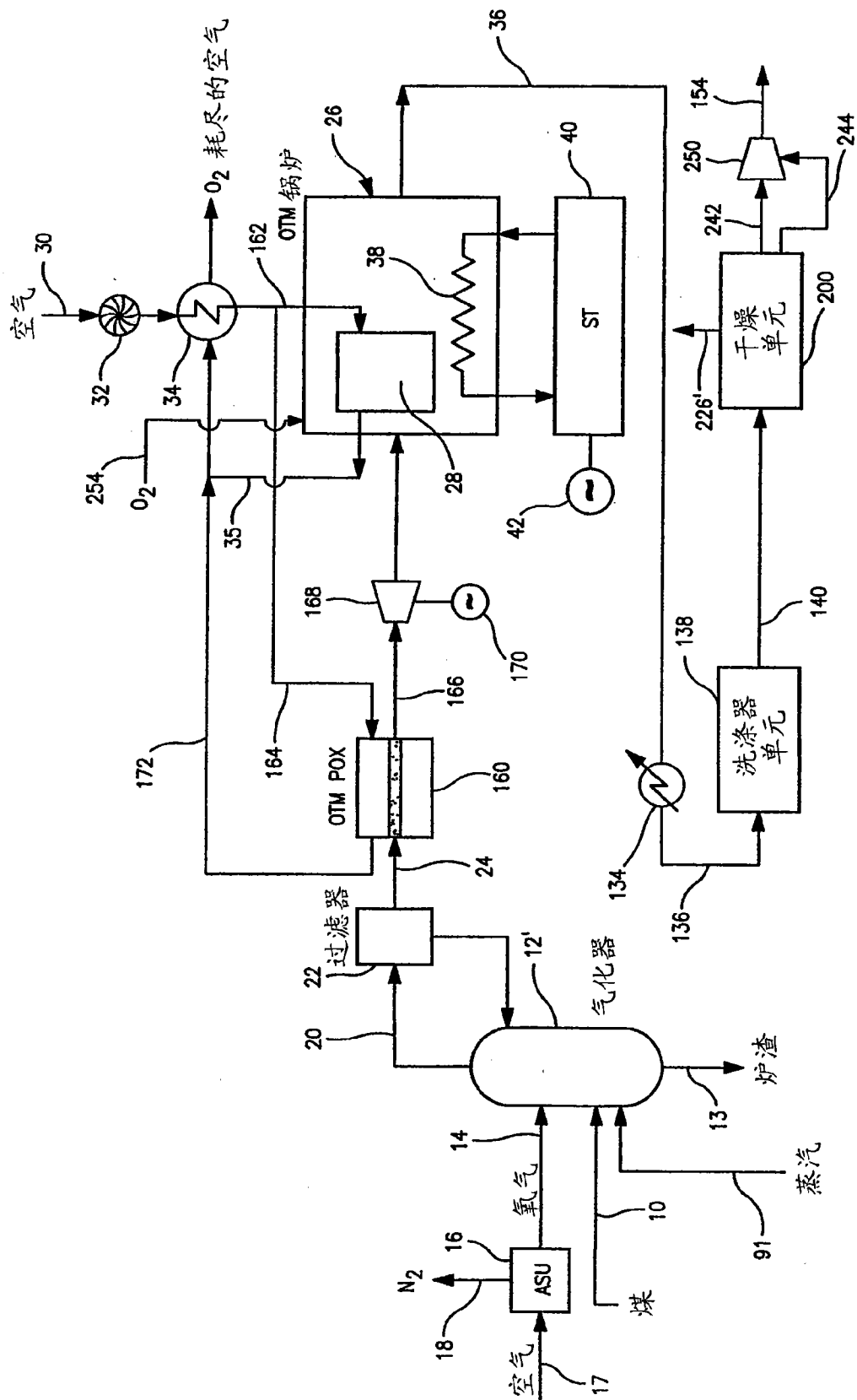


图 8