



[12] 发明专利说明书

[21] ZL 专利号 93119835.6

[45]授权公告日 1998 年 1 月 7 日

[11] 授权公告号 CN 1036940C

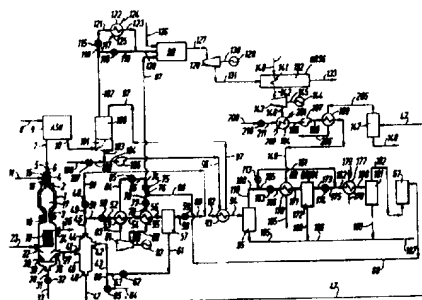
[22]申请日 93.10.30 [24]颁证日 97.10.25
 [21]申请号 93119835.6
 [30]优先权
 [32]92.12.24[33]US[31]07 / 996,271
 [73]专利权人 德士古发展公司
 地址 美国纽约
 [72]发明人 P·S·沃拉斯
 [74]专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专利商标
 事务所
 代理人 张 闽 吴大建
 [56]参考文献
 CN87102746A 1987.11.4 F02C3 / 28
 US4019314 1977.4.26 F02C3 / 22
 US4132065 1979.2.1 F02B43 / 08
 US4132065 1979.2.1 F02B43 / 08
 US4261167 1981.4.14 F02B43 / 08
 US4261167 1981.4.14 F02B43 / 08
 审查员 王继长

权利要求书 4 页 说明书 20 页 附图页数 1 页

[54]发明名称 一种发电方法

[57]摘要

通过采用本上纯净的氧气部分氧化液态或气态烃类燃料或固态含碳燃料的一种水淤浆制备出热的原燃料气。净化该原燃料气，在几个间接热交换器中使之冷却，以及提纯得到干净的无硫燃料气。水是上述间接热交换器之一的冷却剂，因此被加热。用热水湿化干燥的氮气，该湿化的氮气被独立地导入一个燃烧气轮机的燃烧室。干净的无硫燃烧气与原燃料气进行间接热交换，经膨胀而降低温度和压力，然后独立地导入燃烧室中，在这里在水湿化氮气的存在下由空气燃烧。产生含水湿化氮气和显著减少量的 NO_x 气体的烟道气，该烟道气作工作流体通过一个发电膨胀气轮机。由此得到增大的电力和效率，而不污染大气。



权 利 要 求 书

1.一种发电方法，它包括：

(1) 在带有许多单独的冷却剂流的几个单独的间接热交换器 (53, 55, 93) 中将清洗了的原燃料气流冷却到低于露点，该燃料气包括 H_2 , CO , H_2O 和至少一种酸性气体，该酸性气体选自 CO_2 , H_2S 和 COS 及其混合物；在几个分离鼓 (57, 95) 中从上述原料气中分离出冷凝下来的水，产生脱水原燃料气；其中至少一种上述冷却剂流是水，且该水在一个氮气湿化装置 (100)——在这里上述冷却水的温度降低——和至少一个上述间接热交换器 (93)——在这里上述冷却水的温度升高——之间以一个闭合回路进行循环，以提供热的冷却水，从而使原燃料气流的温度降低；

(2) 在约 $38 - 316^\circ C$ ($100 - 600^\circ F$) 范围内的和约 $1480 - 3549 KPa$ ($200 - 500 psig$) 范围内的压力，使干燥氮气直接在上述氮气湿化装置 (100) 中与来自步骤 (1) 的热的冷却水接触，由此用水加热并湿化上述氮气，同时使冷却水冷却；将冷却了的冷却水重新循环到步骤 (1) 中的该间接热交换器 (93) 中冷却上述原燃料气流；

(3) 用一种酸性气体溶剂在一种酸性气体除去区 (67) 中清洗来自步骤 (1) 的脱水了的原燃料气，由此除去任何含硫的气体及任意的 CO_2 ，得到脱水的无硫燃料气；

(4) 分别将来自步骤 (3) 的脱水的无硫燃料气流和来自步骤 (2) 的水湿化氮气流导入燃烧区 (90)，用空气使混合物燃烧，

得到烟道气；和

(5) 将来自步骤(4)的烟道气通过膨胀气轮机(128)而发电。

2.根据权利1的方法，增加了以下步骤：使来自步骤(5)的膨胀了的烟道气与锅炉供给水进行间接热交换(132)而产生蒸汽；使蒸汽通过膨胀气轮机(143)发电和产生冷凝液；和使冷凝液作为上述冷却剂流的一种通过步骤(1)中的间接热交换装置(170)与上述原燃料气流进行间接热交换。

3.根据权利要求1的方法，增加了以下步骤：使来自(3)的至少一部分脱水的无硫燃料气作为一种冷却剂通过步骤(1)中的单独的间接热交换装置(55)；在膨胀气轮机(81)中膨胀脱水的无硫燃料气以发电，同时降低其温度和压力；和使膨胀了的脱水的无硫燃料气作为冷却剂通过步骤(1)中的另一个单独的间接热交换器(53)。

4.根据权利要求1的方法，其中在步骤(4)中所述燃烧区中水湿化氮气与干净的无硫燃料气的体积比率约在0.5-2.0的范围内。

5.根据权利要求1的方法，其中上述水湿化氮气含5 - 40摩尔%的水。

6.根据权利要求1的方法，其中步骤(1)包括：通过一种气态冷却剂进行两连续阶段的间接热交换而冷却包括 H_2 ， CO ， CO_2 ， H_2O ， H_2S 和 COS 的洗净了的原燃料气，该气态冷却剂包含串联的第一和第二间接热交换器(53，55)中的干燥的纯净的无硫燃料气，膨胀冷却处在上述第一和第二热交换器之间的上述气态冷却剂；和从上述原燃料气流中冷凝并分离出第一部分水；然后用冷却

剂在第三间接热交换器 (93) 中冷却原燃料气; 其中上述冷却剂是水而且该水以闭合回路循环于(a)一个氮气湿化器 (100), 在此处干燥的氮气用一部分上述水饱和, 该水因此而被冷却, 和(b)上述第三间接热交换器 (93) - 在此处水被加热 - 之间; 和从上述原燃料气流中冷凝并分离出第二部分水; 和从上述氮气湿化器 (100) 中除去水湿化氮气; 接着用来自蒸汽轮机的冷凝液和/或冷水在一个或多个间接热交换器 (170, 178) 中冷却原燃料气流; 和从上述原燃料气流中冷凝并分离出水而产生基本上干燥的原燃料气流; 和其中步骤 (3) 包括将来自上述酸性气体排除区 (67) 的干燥的干净的无硫燃料气流作为冷却剂重新循环到步骤 (1) 中的上述第二间接热交换器 (55) .

7.根据权利要求 1 的方法, 它包括: 在一个空气分离装置 (9) 中将空气分离成基本纯净的氧气流和干燥的氮气流; 在一个自由流动气体发生器 (1) 中使烃类燃料流在有或无温度调节剂的存在下, 或使固态含碳燃料的水淤浆与上述基本纯净的氧气流在约 982 - 1427 °C (1800 - 3000°F) 范围内的温度和约 1013 - 18239 (10 - 180atm) 范围内的压力下发生部分氧化反应, 得到包括 H_2 , CO , H_2O 和至少一种酸性气体的原燃料气流, 该酸性气体选自 CO_2 , H_2S , COS 及其混合物; 和部分冷却该原燃料气流并用水清洗冷却了的气流, 得到纯净的原燃料气流, 该气流按前面所述在步骤 (1) 中冷却.

8.根据权利要求 1 的方法, 其中上述饱和的氮气在约 274 - 446KPa (25 - 50psig) 的压力下导入步骤 (4) 中的燃烧区 (90), 该压力低于上述脱水的纯净的无硫燃料导入上述燃烧区 (90) 的压

力。

9.根据权利要求1的方法，其中上述脱水的纯净的无硫燃料气在约 $121 - 427\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($250 - 800^{\circ}\text{F}$)范围内的温度和约 $1653 - 2342\text{KPa}$ ($225 - 325\text{psig}$)范围内的压力下导入步骤(4)中的上述燃烧区(90)；和上述湿化氮气以约 $104 - 218\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($220 - 425^{\circ}\text{F}$)范围内的温度和约 $1480 - 2170\text{KPa}$ ($200 - 300\text{psig}$)范围内的压力导入步骤(4)中的上述燃烧区(90)。

10.根据权利要求1的方法，其中步骤(4)中燃烧区(90)的火焰温度是在约 $982 - 1427\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($1800 - 2600^{\circ}\text{F}$)的范围内，压力在约 $1308 - 1825\text{KPa}$ ($175 - 250\text{psig}$)的范围内。

11.根据权利要求1到10中任一个的方法，其中在步骤(1)中颗粒物质和烟垢用水在气体清洗区(40)从上述原燃料气流中清洗掉；将热的黑水从清洗过的气流中分离出；从上述黑水中分离出热的蒸汽；和使上述热蒸汽与上述蒸汽冷凝液进行间接热交换。

说明书

一种发电方法

本发明涉及一种发电方法，特别是通过将燃烧燃料气和水湿化的辅助氮气产生的气体通过膨胀气轮机来发电的方法。

燃料气和水湿化的辅助氮气分别导入燃气轮机的燃烧室。与空气相遇而燃烧，产生含有水湿化氮气和显著减少量的 NO_x 气体的烟道气。该烟道气作为工作流体流经发电膨胀气轮机。由此使得电力和效率都增大，而不污染大气。

共同转让 (coassigned) 的美国专利 No.3,688,438 描述了燃料气的生产，即使用相对高的蒸汽 - 燃料重量比率对碳氢化合物燃料进行部分氧化，而后不进行催化甲烷化。在共同转让的美国专利 No.3,868,817 中，在一种富含 CO_2 的温度调节剂的存在下通过部分氧化而生产出摩尔比率 (CO_2/H_2) 按干基计算至少为 0.30 的燃料气。进一步处理后，使该燃料气在燃气轮机中燃烧。在共同转让的美国专利 No.4,075,831 中，纯化且湿化的燃料气在燃气轮机中燃烧，从而产生机械功和电能。在美国专利 No.4,537,023 中，一种空气/蒸汽混合物与燃料混合后燃烧，驱动燃气轮机运转。但以前的技术并没有认识到或提出本发明所具有的特点，在本发明中，干净的无硫燃料气和水湿化的辅助氮气被分别导入燃气轮机的燃烧室中，在那里与空气相遇而燃烧，产生含水湿化氮气和显著少的 NO_x 气体的烟道气。另外，以前的技术没有下一特点：用来湿化干燥氮气的

水通过冷却纯化前的原燃料气而被加热。

本方法发明的目的是提供一种以更高效率产生更多能量而降低 NO_x 气体产生量的发电方法。

本方法通过以下步骤生产机械和/或电能：

(1) 在带有许多单独冷却剂的几个单独的间接热交换器中清洗净的原燃料气流在露点以下，该燃料气由 H_2 、 CO 、 H_2O 和至少一种酸性气体组成，该酸性气体选自 CO_2 、 H_2S 和 COS 及其混合物；在几个分离鼓中从上述原燃料气分离出冷凝下来的水，产生脱水原燃料气；其中至少一种上述冷却剂是水，且该水在一个氮气湿化装置（在这里上述冷却水的温度下降）和至少一个上述间接热交换器（在这里上述冷却水温度升高）之间以一个闭合回路形式循环，从而使原燃料气的温度降低；

(2) 在约 $38 - 316^\circ\text{C}$ ($100 - 600^\circ\text{F}$)的温度范围内，在 $1480 - 3549\text{KPa}$ ($200 - 500\text{psig}$)范围的压力下，使干燥氮气直接在上述氮气湿化装置中与来自(1)的热冷却水接触，从而用水加热并湿化氮气，同时使冷却水冷却；将冷却了的冷却水重新循环到(1)中的间接热交换器中冷却上述原燃料气流；

(3) 用一种酸性气体溶剂在酸性气体除去区中清洗来自(1)的脱水原燃料气，由此除去所有含硫气体及任意的 CO_2 ，得到脱水无硫燃料气；

(4) 分别将来自(3)的脱水无硫燃料气和(2)的水湿化的氮气导入燃烧区域，用空气使混合物燃烧，产生烟道气；和

(5)将来自(4)的烟气通过膨胀气轮机而产生机械和/或电能。

在该燃烧室中使用水湿化的氮气的优点在于,动力区(power block)燃气轮机会产生更多的电力,具有更高的效率,产生较低的 NO_x 排放量。由于流经气轮机的质量流增加,汽轮机的电力损失小,所以效率增大。因为冷却流增大,允许更多的燃料输入燃气轮机,所以该燃气轮机在高温环境(32°C)(90°F)下产生更多电力。由于火焰温度低,燃气轮机的 NO_x 排放量随水湿化氮气的加入而降低。

参考附图会更加了解本发明。该附图是本方法的一个优选实施方案的图解代表。

本发明的一个重要方面在于水湿化的氮气被独立地导入燃烧气轮机。通过这种方法,燃烧室火焰温度可以保持在产生 NO_x 气体的温度以下。另外,有更大的烟道气工作流体的质量流流经膨胀气轮机,以致以更高的效率产生了更多的电力。

使氮气加湿具有以下优点:增大膨胀气轮机的工作流体中存在的惰性气体的体积,而不显著改变加到燃烧气轮机中组分的性能。该系统需供入的氮气较少,因而经济上得到更大的节省。根据本发明,燃烧气轮机的电力输出可能会上下波动,但不会增大熄火的风险。加入水湿化或饱和的辅助氮气具有以下优点:增大燃烧室中存在的惰性气体的体积,而不显著改变供入燃烧室的燃料气的BTU含量或空气的数量和质量。另外,水湿化的氮气可以以较低的压力,

例如 274—446KPa(25—50psig)输入燃烧室,这一压力低于气体燃料和空气所需的压力。对惰性的水湿化氮气来说较低的压力要求有两个优点。首先,用来提高取自空气分离厂的氮气的压力的压缩机需要较少的能量就能将它提高到较低压力,而不是供给燃料和氧气所要求的较高压力。其次,当氮气湿化后,更大量的水份可能会合并到在相同温度下使用自来水的同样重量氮气中。这是因为在低压下氮气占有更大的体积,结果更多蒸汽可能在相同的水分压下分散在氮气中。这进一步增大了从给定供应量的氮气得到的气体总体积。相反,需压入较少的氮气以供给惰性气体,因为水补足了需供的氮气的体积。

在本方法中,用水湿化并直接输入燃烧室的辅助氮气和输入部分氧化气体发生器中以生产燃料气的基本纯净的氧气(例如大于95摩尔%)是用一个常规空气分离装置(A. S. U.)制备的。关于典型的空气分离装置描述可参考 *Kirk—Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*, 第三版第七卷, *John Wiley & Sons*, P229—231。

在氮气湿化器中,在约 38—316°C(100—600°)范围内的温度,如在约 135—204°C(275—400°F)的范围内,例如约 149°C(300°F)及在约 1480—3 549KPa(200—500psig)范围内的压力如在约 1997—2515KPa(275—350psig)的范围,例如约 2101KPa(290psig)下使冷的干燥氮气与热的纯水接触。以约 121—232°C(250—450°F)范围内的温度进入湿化器的水通过蒸发到氮气中而被冷却,并以约 66—

121°C (150—250°F) 范围内的温度离开氮气湿化器。该湿化氮气流的水含量在约 5—40 摩尔 % 的范围内, 如在约 10—25 摩尔 % 的范围, 例如 5 摩尔 %。其余的基本上是氮气。在一个优选的实施方案中, 该氮气在氮气湿化器中用水饱和。从氮气湿化器底部出来的冷水通过泵入一系列热交换器中的一个而被再加热, 并再循环到氮气湿化器中, 该系列热交换器用来冷却以前在部分氧化气体发生器中在 982—1649°C (1800—3000°F) 范围内的温度产生的热的原燃料气。有利的是该原燃料气在流往酸性气体回收装置的途中被部分冷却, 该酸性气体回收装置的操作温度取决于该酸性气体溶剂, 可以在约 -40—149°C (-40—300°F) 的范围内。

水湿化氮气在约 104—218°C (220—425°F) 范围内的温度, 例如约 149°C (300°F) 以及约 1480—2170 KPa (200—300 psig) 范围内的压力, 例如约 1928 KPa (265 psig) 被独立地导入燃烧气轮机的燃烧室中。选择性地, 该水湿化的氮气可以通过带有热流 (例如蒸汽或在部分氧化气体发生器中产生的热的原燃料气) 的间接式热交换器来预热。在约 204—482°C (400—900°F) 的范围的温度, 如约 399°C (750°F) 及约 1653—2342 KPa (225—325 psig) 范围内的压力的空气被独立地导入该燃烧室。纯净的无硫燃料气产生的下游物流在约 121—427°C (250—800°F) 范围内的温度。如约 149—260°C (300—500°F) 的范围及约 1653—2342 KPa (225—325 psig) 范围内的压力被独立地导入燃烧室。燃烧室中水湿化氮气与纯净的无硫燃料气的

体积比在约 0.5—2.0, 如约 0.7—1.3 的范围内, 例如约为 1。在约 982—1427°C (1800—2600°F) 范围内的温度, 如约 1260°C (2300°F) 及约 1308—1825KPa (175—250psig) 的压力, 如约 1618KPa (220psig) 下在燃烧室中发生完全燃烧。基本上没有 NO_x 气体产生。*x* 是约 1—3 的整数。按定义, 术语“基本上没有”或“大大减少量的 NO_x 气体”意指少于 20 份/百万 (ppm)。如在 16—10ppm 的范围内, 例如 10ppm 或更少。术语“和/或”在此按其普通意义使用, 例如 A 和/或 B 意指 A 或 B 或者 A 和 B。

在该烟道气中基本上不存在 NO_x 气体。离开燃烧室的烟道气流作为工作流体流过一个发电膨胀气轮机。例如, 通过一个变速驱动装置与膨胀气轮机的轴相连, 由此可驱动至少一个发电机和至少一个涡轮压缩机运转。往该烟道气中加入补充量的水湿化氮气增加了该烟道气的质量流。烟道气离开膨胀气轮机的温度在约 649—427°C (1200—800°F) 的范围内, 其中热量由一个常规的热回收蒸汽发生器 (HRSG) 回收。该冷却了的无毒烟道气然后可以作废气排放, 而不会污染环境。

本发明的一个实施方案包括一个带有汽轮机的利用废热发电装置。锅炉供水通过 HRSG 中的盘旋管与被膨胀的烟道气进行间接发热交换。产生压力在约 6996—13891KPa (1000—2000psig) 范围内的蒸汽, 并使该蒸汽作为工作流体流经膨胀气轮机。该膨胀气轮机驱动旋转机械或电力设备如压缩机、泵或发电机运转。被消耗的湿

蒸汽导入冷凝管中被完全冷凝。将冷凝液与任何补给的锅炉供水混合,通过两个连续的热交换器泵回 HRSG。例如,在第一个热交换器中,冷凝液与来自原燃料气清洗器的黑水蒸汽间接热交换,可被预热到约 $49-104^{\circ}\text{C}$ ($120-220^{\circ}\text{F}$) 的温度范围内。在第二个热交换器中,冷凝液(在此仍指锅炉供水(BFW)),可以与前面所说的在该工艺中产生的并处在输往酸性气体回收装置途中的原燃料气流进行热交换,从而被预热到约 $66-149^{\circ}\text{C}$ ($150-300^{\circ}\text{F}$) 的温度范围。

在本方法中,通过气态或液态烃类燃烧或固体含碳燃料的水淤浆的部分氧化制得连续的热的燃料气流。该来自部分氧化气化器的热原燃料气通过水洗除去夹带的粒状物及烟垢,流经许多串联的间接热交换装置,其中原气流在此处被冷却到露点以下,脱水,并在酸性气体回收装置中处理而除去含硫气体及任意的 CO_2 。然后将纯净的无硫燃料气按以前所述那样独立地导入燃烧气轮机的燃烧室中。产生原燃烧气的部分氧化反应是众所周知的,该反应发生在一个气体自由流动的内空(*unpacked*)的无催化气体发生器中的耐火材料衬里的反应区。该气体发生器优选立式不锈钢压力容器,如附图所示的共同转让的美国专利 No. 4,525,176 中所描述的。

范围较广的可燃性含碳有机物可以选择性地以一种温度调节气体的存在下在气体发生器中与氧气反应,从而产生原燃料气。

在这里用来描述各种适于作为部分氧化气体发生器的原料的术语烃类燃料是想要包括气态和/或液态烃类物料。实际上,任何可燃

性含碳有机物或其淤浆基本上可以包含在术语“烃类”的范围内。合适的液态烃类原料包括液化石油气,石油馏出物和残余物,汽油,石脑油,煤油,原油,沥青,粗柴油,渣油,焦油砂和页岩油,煤馏油,芳香烃(如苯,甲苯,二甲苯馏分),煤焦油,来自碳化床催化裂化操作的循环气油,焦化粗柴油的糠醛抽提液,及它们的混合物。合适的气态烃类燃料包括甲烷、乙烷、丙烷、丁烷、戊烷、天然气、水煤气、焦炉气、炼油厂气、乙炔尾气,乙烯尾气,合成气,及它们的混合物。气态和液态料可以混合同时使用,可以以任何比例包含链烷化合物、烯属化合物、环烷化合物和芳香化合物。

包含在术语“烃类”的定义范围内的还有氧化的碳氢有机物,包括碳水化合物,纤维素质,醛类,有机酸,醇类,酮类,氧化燃料油,来自含氧化烃类有机物料的化学加工过程的废液及副产物,以及它们的混合物。

在这里用来描述各种原料的术语“固体含碳燃料”包括(1)可泵抽的固态含碳燃料的淤浆,如煤,颗粒碳,石油焦,浓缩的污泥,橡胶轮胎屑和塑料屑,及上面这些物质的混合物;(2)气—固悬浮物,如分散在一种温度调节气体或一种气态烃中的细磨的固态烃类燃料;和(3)气—液—固分散物,如雾化的液态烃类燃料或分散在一种温度调节气体中的水和颗粒碳。烃类和含碳燃料中含硫量在约0—10(重量)%的范围内,灰分含量在约0—15(重量)%的范围内。本方法特别适用于含硫燃料。优选的实施方案提供了从原燃料气中除去含硫

气体如 H_2S 和 COS 及任意的 CO_2 的方法。

可以选择性地使用一种温度调节剂来控制部分氧化气体发生器的反应区中的温度。合适的温度调节剂包括 H_2O , CO_2 , 在本方法中从使用下游物流的燃气轮机所排出的一部分冷却了的纯净烟道气, 来自空气分离装置的副产物氮气, 及上述温度调节剂的混合物。

一种常规的 2,3,4 气流燃烧器可用来在室温到 $121^\circ C (250^\circ F)$ 范围内的温度向部分氧化气体发生器输入烃类燃料气流或固态含碳燃料的水淤浆, 在约 $38-204^\circ C (100-400^\circ F)$ 范围内的温度输入氧气流, 在约 $38-260^\circ C (100-500^\circ F)$ 范围内的温度输入温度调节剂气流。有关这些燃烧器的进一步信息可参考共同转让的美国专利 No. 3, 743, 606; 3, 874, 592; 和 4, 525, 175。

原料流在无催化剂的情况下, 在约 $982-1649^\circ C (1800-3000^\circ F)$ 范围内的自生温度及约 $1013-18239 KPa (10-180$ 绝对大气压 (*atm. abs.*)) 范围内的压力在一个自由流动气体发生器的反应区发生部分氧化反应。在燃料气发生器中反应时间约为 1—10 秒。若假定稀有气体可忽略不计, 则离开气体发生器的原流出燃料气的混合物具有以下组成(干气摩尔百分数): CO 15—57, H_2 73—15, CO_2 1.5—20, CH_4 0.0—20, N_2 0—1.0, H_2S 0—2.0, COS 0—0.1。来自液态进料未反应的颗粒碳(以进料中碳的重量为基础)约为 0.2—20 (重量)%, 而来自气态烃类进料的通常的可以忽略不计。原燃料气的燃烧热约为 $5589-11178 KW/m^3 (150-300)$, 例如 $7452 KW/m^3$

(200BTU 每标准立方英尺(SCF))。

热的原料气通过立式气体发生器底部的中心出口离开，进入一个气体冷却器，在这里该燃料气被部分冷却到约 260—399°C (500—750°F) 范围的温度。夹在该原燃料气流的中的部分炉渣及颗粒物质沉降下来，例如进入该气体冷却器底部的水池中。含炉渣及颗粒物质的水定期通过通向活底料斗的底部出口排出。在共同转让的美国专利 No. 3, 998, 609; 4, 328, 006; 4, 377, 132 和 4, 462, 339 中展示并描述了典型的对流和辐射冷却器。另外，离开气体发生器反应区的热原燃料气可通过在盛入骤冷箱中的水中被骤冷而冷却。例如，在共同转让的美国专利 No. 4, 801, 307 中展示并描述了一种通常沿中心纵向轴安装在气体发生器下面的骤冷箱。

在气体冷却器中在约 232—371°C (450—700°F) 范围内的温度产生了副产物气流，它可以用在本方法的其它地方。例如，上述蒸汽流可在用来发电的膨胀气轮机中用作工作流体，或驱动常规空气分离装置中的空气压缩机。离开气体冷却器的部分冷却的燃料气流进入一个气体净化区，通过它除去颗粒碳和任何其他夹带的固体。颗粒碳于水(例如黑水)中形成的淤浆可以在此净化区产生，并与固态含碳燃料混合，至少作为原料的一部分重新循环进入燃料气发生器。可以使用任何一种适合于从气流中除去悬浮固体的常规方法。在本发明的一个实施方案中，燃料气流被导入一个气—液清洗区中，用一种清洗液(如水)清洗之。一种合适的液—气盘式塔详细地描述

于 Perry 的 *Chemical Engineers' Handbook*, 第四版, McGraw-Hill, 1963, P18-3-5 中。还可以参考共同转让的美国专利 No. 3, 232, 728 中的气体清洗器。

于是, 通过将燃料, 气流由下到上通过一个清洗塔, 与由上到下流动的一种合适的清洗液或颗粒碳与清洗液形成的稀释混合物直接接触并形成逆流, 颗粒碳可以从燃料气中除去。颗粒碳和清洗液的淤浆液从塔底除去, 并送入一个碳分离或浓缩区中。这可通过任何一种合适的常规方法如过滤, 离心分离, 比重沉降澄清, 或正如共同转让的美国专利 No. 2, 992, 906 中所描述的液态烃萃取来完成。纯净的清洗液或清洗液与颗粒碳的稀释混合物可被重新循环到塔顶以清洗更多的燃料气。

其它合适的常规的气体冷却和净化流程可与上述清洗塔结合使用或代替清洗塔。例如, 燃料气流可以利用一个浸管装置而被导入骤冷降清洗池的液面下。或者, 该燃料气流可以通过一组清洗步骤, 包括孔型清洗器或文丘里型或喷嘴型清洗器, 如共同转让的美国专利 No. 3, 749, 377 中所展示的。

使用气态烃类燃料如天然气或甲烷基本上无颗粒碳产生。在这种情况下, 上述气体清楚步骤可以省略。

纯净的原燃料气离开气体清洗器时的温度在约 $149-232^{\circ}\text{C}$ ($300-450^{\circ}\text{F}$) 的范围内, 其显热的回收是通过串联的多元(例如 2-5)间接热交换器来逐步进行。燃料气在每个热交换器中冷却到露点

以下。与热交换器相连的分离鼓收集冷凝下来的水。在一个优选的实施方案 A 中,两个原燃料气冷却器与一个干净的无硫燃料气膨胀骤冷器串联使用。这样安装使回收到干净时无硫燃料气中的热量达到最大,因为膨胀骤冷器使两个原燃料气冷却器之间的干净的无硫燃料气冷却下来。在实施方案 A 中,来自清洗器的清洗过的燃料气在第一个间接热交换器中被冷却到约 $177-260^{\circ}\text{C}$ ($350-500^{\circ}\text{F}$) 范围内的温度。接下来在第二个间接发热交换器中被冷却到约 $149-232^{\circ}\text{C}$ ($300-450^{\circ}\text{F}$) 范围内的温度,并低于其露点。在第一个分离鼓中收集冷凝下来的水,并重新循环到气体清洗器中作清洗液的一部分。这样,正如在附图中所示的,来自酸性气体回收装置的干净的无硫燃料气,(1)进入第二个热交换器,例如 *Ref. No. 55*,作为冷却剂,其温度为约 $38-66^{\circ}\text{C}$ ($100-150^{\circ}\text{F}$) 的范围内,压力在约 $2859-6996\text{KPa}$ ($400-1000\text{psig}$) 的范围内,(2)从原燃料气吸收热量,并以大约 $93-204^{\circ}\text{C}$ ($200-400^{\circ}\text{F}$) 的温度离开,(3)进入一个发电膨胀气轮机,此时其压力减至约 $1825-2515\text{KPa}$ ($250-350\text{psig}$),(4)进入第一个热交换器,通过与原燃料气的间接热交换而被加热,并以约 $121-204^{\circ}\text{C}$ ($250-400^{\circ}\text{F}$) 的温度离开,和(5)独立地进入燃烧气轮机的燃烧室。

在另一个实施方案 B 中,来自气体清洗器的干净的原燃料气流绕过上述第一和第二间接热交换器。在这种情况下,来自酸性气体回收装置的干净的无硫燃料气流在独立地将燃料气导入上述主燃烧

气轮机的燃烧室之前通过一个膨胀阀使压力降到约 1825—2515KPa(250—350psig), 例如约 2170KPa(300psig)。如果干净的无硫燃料气流的温度太低, 可以在导入燃烧室之前把它加热到较高温度。接着, 使实施方案 B 中得到的温度在约 177—260°C(350—500°F) 的范围内的原燃料气或实施方案 A 中得到的温度在约 121—204°C(250—400°F) 的范围内的原燃料气通过第三个热交换器, 与来自氮气湿化器的冷水进行间接热交换。该冷水以约 66—121°C(150—250°F) 的温度进入第三个热交换器中, 离开时温度为约 121—232°C(250—450°F)。

在燃料气在第三个热交换器中被冷却到约 204—93°C(400—200°F) 范围内的温度, 低于其露点。冷凝水在第二个分离鼓中收集。然后使原燃料气通过第四个热交换器, 如以前所述与来自蒸汽共生装置的冷凝液间接热交换, 这样被冷却到约 121—66°C(250—150°F) 范围内的温度。在第二个分流鼓中收集冷凝的水。另外, 原燃料气流也可绕过该第四热交换器和第三分离鼓。通过与冷水在第五热交换器中进行间接热交换, 原燃料气被冷至约 49—38°C(250—100°F) 范围内的温度, 低于其露点。在第四分离鼓中收集冷凝的水。将从四个分离鼓得到的水送到一个水纯化装置。

冷却了的原燃料气进入一个常规的酸性气体回收装置, 在那里 H_2S 和 COS 及任意的全部或部分 CO_2 被除去。另外, 如果任何其它气态杂质存在于该原燃料气流中, 此时也可被选择性地被除去。

在该酸性气体回收装置中,可使用合适的常规方法,包括冷冻和用溶剂如甲醇,正甲基吡咯烷酮、三乙醇胺,碳酸丙烯酯,或另外用胺类或热碳酸钾的物理或化学吸收法。包含 H_2S 和 COS 的溶剂可通过闪蒸和用氮气解吸或另外通过不使用惰性气体在减压下加热和回流而再生。然后用一种合适的方法将 H_2S 和 COS 转变成硫。例如, *Claus* 方法可以用来从 H_2S 制备单质硫,这在 *Kirk—Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*, 第二版,第 19 卷,John Wiley, 1969, P353 中有描述。

通过参考详细展示前面所描述的方法的示意附图可以更完全地理解本发明。尽管这些附图表征了本发明方法的一个优选实施方案,但并不想要把所表征的该连续方法局限于所描述的特殊装置或原料。

参照附图,自由流动时,无催化的耐火材料衬里的燃料气发生器 1(如前所述)上游装备有轴向排列的凸出的入口 2,下游装备有轴向排列的凸出的出口 3。入口 2 上装有环形燃烧器 4,该燃烧器内有一个与气体发生器 1 同轴排列的中心通道 5。中心通道 5 的上游端 6 与管道 7 中的基本上纯净的氧气相连。管道 8 中的空气在一个常规空气分离装置 9 中被分离成管道 7 中的基本纯净的氧气和管道 10 中的干燥氮气。管道 11 中的一种可泵抽的固态含碳燃料的水淤浆通过燃烧器 4 的入口 15,再往下通过同心的环形通道 16。这两股从燃烧器 4 的下游底端来的原料流相互碰撞,雾化并在反应区 17

中发生部分氧化反应,从而产生燃料气。

常规的辐射式冷却器 18 包括:上游中心凸出入口 19;下游中心凸出出口 20;垂直水管环形凸出入口 22,通过入口 22 管道 23 中的锅炉供水被导入水管环形凸出出口 24 的底部,而通过该出口 24 的蒸汽取道管道 25 从圆柱形水管环的顶端离开;凸出的出口 26,通过该出口冷却了的燃料气从管道 27 离开。燃料气发生器 1 中的凸出出口 3 和辐射式冷却器 18 中的凸出入口 19 沿发生器 1 和冷却器 18 的中心轴相连接。在反应区 17 中产生的燃料气自由流下来,通过一圆柱形耐火材料衬里的连接通道,与由下到上通过管环的锅炉供水发生间接辐射热交换而被冷却。挡板 29 将部分冷却的燃料气经出口 26 导出。炉渣和烟灰在冷却水池 30 中收集,该水被导入辐射式冷却器 18 的底部。使用一个常规的活底料斗(未示出)定期将炉渣、烟灰和水通过出口 20,管道 31,阀门 32 和管道 33 排出。

管道 27 中的部分冷却的原燃料气在普通的气体清洗器 40 中被清洗干净,洗去了夹带的颗粒碳。燃料气通过入口 41 进入气体清洗器 40,在那里与通过入口 42 进入的清洗水直接接触。该清洗水包括来自管道 43 的冷凝液。洗净的气体通过出口 44 和管道 45 流出。黑水(如水和颗粒碳的淤浆)从底部出口 46 和管道 47 流出,并用来生产管道 11 中的固态含碳燃料的水淤浆。

管道 45 中的干净的部分冷却的原燃料气被冷却到露点以下。在一个优选的方式中,支管 49 中的阀门 48 关闭,管道 51 中的阀门 50

打开,该净化的部分冷却了的燃料气流流过管道 52,进入直接热交换器 53,管道 54,间接热交换器 55,管道 56,分离鼓 57,管道 58,开通阀 59,管道 60 和 92,间接热交换器 93,管道 94 和分离鼓 95。收集在分离鼓 57 中的冷凝水通过管道 61,开通阀 62,管道 63 和 43,入口 42,进入清洗塔 40。必要时,补充的清洗水可经管道 64 导入,通常关闭阀门 65 和管道 66。在热交换器 53 和 55 中的冷却剂是经管道 68 从酸性气体回收装置 67 的下游流出的干净的无硫燃料气。优选地,管道 76 中的阀门 75 关闭,管道 78 中的阀门 77 开通,管道 68 中的燃料气流经管道 78,阀门 77,管道 79,热交换器 55,管道 80,和膨胀气轮机 81,该膨胀气轮机驱动轴 88 和发电机 82 运转。经管道 83 离开气轮机 81 的膨胀了的干净的无硫冷却的燃料气在间接热交换器 53 中被加热,然后流过管道 84,开通阀 85 和管道 86 和 87,进入燃烧室 90。在一个实施方案中,阀门 77 和 85 关闭,干净的无硫燃料气流经管道 76,膨胀阀 75 和管道 74 及 87,进入燃烧到 90。任意地,当燃烧前需要额外热量时,管道 87 中的干净的无硫燃料气可以在一个气体加热室或一个间接热交换区(未示出)中被加热。在一个实施方案中,管道 45 中的清洗过的燃料气绕过热交换器 53 和 55。在这种情况下,关闭阀门 50 和 59,开通阀门 48,管道 45 中的燃料气流经管道 49,阀门 48,管道 91 和 92,间接热交换器 93,在这里燃料气被冷却到露点以下,再经过管道 94 和分离鼓 95。

热交换器 93 中的冷却剂是由管道 96 进入并由管道 97 离开的

水。管道 97 中的热水从接近氮气湿化器 100 的顶部导入,并收集在底部的水池 101 中。干燥的氮气经管道 10 进入氮气湿化器 100 的底部,并通过水池 101 鼓泡,再以水湿化氮气或水饱和氮气的形式从顶部的管道 102 离开。在湿化器 100 中蒸发的水冷却在底部经管道 103 和 104 离开的水。泵 105 使水在连接热交换器 93 和氮气湿化器 100 的冷却剂回路中循环。补充的水经由管道 106, 阀门 107 和管道 108 导入上述回路。关闭管道 116 中的阀门 115, 将管道 102 中的饱和氮气经管道 117, 开通阀 118, 管道 119 和管道 120 导入燃烧室 90。另外, 管道 102 中的水湿化氮气可以在导入燃烧室 90 以前被预热。例如, 在一个实施方案中, 关闭阀门 118, 开通阀门 115, 水湿化氮气依次流经管道 102 和 116, 阀门 115, 管道 121, 间接热交换器 122, 和管道 123 及 120。在热交换器 122 中的热流体可是以本方法得到的蒸汽, 例如来自管道 25 的蒸汽。该热流体经管道 124 进入, 由管道 125 流出。在一个实施方案中, 位于管道 27 中的一个间接热交换器(未示出)可以装有一个冷却剂回路, 该冷却回路把热交换流体导入热交换器 122 中, 加热水饱和的氮气。冷却了的热交换流体然后返回管道 27 中的间接热交换器(未示出)。

管道 126 中的基本上干燥的单独的空气流被导入燃烧室 90。在来自管道 120 的单独的湿化氮气流的存在下, 单独的干净的无硫燃料气在燃烧室 90 中完全燃烧。经管道 127 离开燃烧室 90 的湿化氮气增强的烟道气流作为工作流体流经膨胀气轮机 128。由膨胀气轮

机 128 在轴杆 130 上驱动发电机 129。管道 131 中的热的膨胀了的烟道气流经热回收蒸汽发生器 132(HRSG), 在这里来自烟道气的热量通过与一个或多个冷流进行间接热交换而被回收。冷却了的烟道气然后经管道 133 排放。在一个实施方案中, 管道 140 中的锅炉供水通过 HRSG132 中的螺旋管 141 进行间接热交换, 从而转变成蒸汽。管道 142 中的蒸汽作为工作流体流经膨胀气轮机 143。从而由膨胀气轮机 143 在轴 145 上驱动发电机 144。管道 146 中的蒸汽和冷凝液的混合物流入热交换器 194, 蒸汽与由管道 200 进入并从管道 201 流出的冷水进行间接热交换而被完全冷凝。补充的水经管道 209, 阀门 210 和管道 211 进入热交换器 194。然后将冷凝液与补充的水经管道 196, 冷凝泵 197 和管道 198 导入热交换器并加热。闪蒸气(如 H_2O , NH_3 , H_2S) 在分离鼓 147 中从热的黑水中分离出来。它们由管道 205 流进热交换器 199, 在这里它们通过加热蒸汽轮机的冷凝液和来自管道 198 的补充液而被冷凝。冷凝的黑水蒸汽然后经管道 206 送去进一步处理和纯化。由管道 149 离开热交换器 199 的加热过的蒸汽冷凝液和补充水在热交换器 170 中被进一步加热。管道 195 中的加热过的冷凝液通过管道 140 被导入 HRSG 中。黑水经管道 148 离开分离鼓 147, 并被送入一个常规的碳回收装置。

部分冷却的燃料气流从分离鼓 95 顶部的管道 110 流出。在一个实施方案中, 并闭阀门 163 和 174, 打开阀门 113, 管道 110 中的燃料气流流过管道 160, 161 和 162。在另一个实施方案中, 燃料气流

需进一步冷却, 关闭阀门 113, 打开阀门 163 和 174, 管道 110 中的燃料气依次流经管道 165, 阀门 163, 管道 166 和间接热交换器 170, 在热交换器 170 中燃料气流被冷却到露点以下。用于热交换器 170 中的冷却剂是来自管道 149 的冷凝液。湿的燃料气经过管道 171 进入分离鼓 172, 在此处分离出水。然后燃料气流经管道 173, 阀门 174, 管道 175, 管道 162 和热交换器 177, 在热交换器 177 中燃料气被冷却到露点以下。在间接热交换器 177 中的冷却剂是冷水, 经管道 178 进入并从管道 179 流出。管道 180 中的湿气体流入分离鼓 181 而被分离出水。干燥的燃料气从顶部的管道 182 流出, 并被导入一个普通的酸性气体回收装置 67, 在这里含硫气体如 H_2S 和/或 COS 被除去。任意地, 至少气流中的一部分 CO_2 也可在酸性气体回收装置 67 中被除出。在一个实施方案中, 管道 68 中的干净的无硫燃料气按前面所述那样经管道 76, 开通阀 75 和管道 74 及 87 而被导入燃烧室 90。在分离鼓 95, 172 和 181 中收集的水冷凝液分别经管道 185—187; 188, 186 和 187; 和 190 及 187 导入一个普通的水纯化装置, 该装置可带有一个氨洗脱塔。然后将纯化的冷凝液返送回系统作为锅炉供给水, 以产生蒸汽。

本发明的方法已一般性地和通过实施例作了描述, 这些实施例可参考液态和气态烃类的及固态含碳的原料, 以及特殊成分的清洗液, 它们的目的只在于说明该方法并使之更清楚。从上所述, 本技术领域的熟练人员将明白, 在不脱离本发明的精神的前提下, 对本文所

述的工艺和原料(*raw material*)可作各种改进。

说明书附图

