



(10) 申请公布号 CN 117677686 A

(43) 申请公布日 2024.03.08

(21) 申请号 202280044255.0

(22) 申请日 2022.04.14

(30) 优先权数据

21169997.0 2021.04.22 EP

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

2023.12.21

(86) PCT国际申请的申请数据

PCT/EP2022/060101 2022.04.14

(87) PCT国际申请的公布数据

W02022/223458 DE 2022.10.27

(71) 申请人 易迪尔厂房建设有限责任公司

地址 德国莱比锡

(72) 发明人 迈克尔·海德 罗尔夫·甘波特

施瓦茨 简

(74) 专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司 72001

专利代理师 章敏 张华

(51) Int.Cl.

C10G 2/00 (2006.01)

C01B 3/00 (2006.01)

权利要求书3页 说明书24页 附图3页

(54) 发明名称

在不排放二氧化碳的情况下生产合成燃料的设备和方法

(57) 摘要

用于生产合成燃料,特别是航空涡轮机燃料(煤油)、粗汽油和/或柴油的设备,其包括:a)用于由甲烷、水和二氧化碳生产粗合成气的合成气生产单元,其中该合成气生产单元具有至少一个反应段以及至少一个产热段,在所述反应段中甲烷、水和二氧化碳反应形成粗合成气,在所述产热段中通过燃烧可燃物形成烟气来产生甲烷和二氧化碳反应形成粗合成气所需的热量,b)用于从合成气生产单元中产生的粗合成气中分离出二氧化碳的分离单元,c)费托单元,其用于通过费托工艺由已在分离单元中分离出二氧化碳的合成气生产烃,和d)精炼单元,其用于将费托单元中产生的烃精炼成合成燃料,其中该设备还包括:e<sub>1</sub>)分离单元,其用于从经由烟气排出管线从合成气生产单元排放的烟气中分离出二氧化碳,和/或e<sub>2</sub>)与合成气生产单元的产热段连接的烟气返回管线,其中i)从烟气中分离出的二氧化碳

或烟气经由烟气返回管线,以及ii)从粗合成气中分离出的二氧化碳直接供应至合成气生产单元,或首先供应至二氧化碳压缩单元并从那里供应至合成气生产单元,其中该设备还包括用于将水分成氢气和氧气的电解单元,其中该电解单元具有水供给管线、氧气排出管线和氢气排出管线,并且其中存在从氧气排出管线通入含氧气体供给管线至合成气生产单元的管线。

1. 用于生产合成燃料,特别是航空涡轮机燃料(煤油)、粗汽油和/或柴油的设备(10),其包括:

a) 用于由甲烷、水和二氧化碳生产包含一氧化碳、氢气和二氧化碳的粗合成气的合成气生产单元(12),其中该合成气生产单元(12)具有至少一个反应段以及至少一个产热段,在所述反应段中甲烷、水和二氧化碳反应形成粗合成气,在所述产热段中通过燃烧可燃物形成烟气来产生甲烷和二氧化碳反应形成粗合成气所需的热量,其中反应段具有甲烷供给管线(14)、水供给管线(16)、至少一个二氧化碳供给管线(18)和粗合成气排出管线(20),并且产热段具有可燃物供给管线(22)、含氧气体供给管线(24)和烟气排出管线(26),

b) 用于从合成气生产单元(12)中产生的粗合成气中分离出二氧化碳的分离单元(28),其具有二氧化碳排出管线(30)和合成气排出管线(32),

c) 费托单元(34),其用于通过费托工艺由已在分离单元(28)中分离出二氧化碳的合成气生产烃,和

d) 精炼单元(36),其用于将费托单元(34)中产生的烃精炼成合成燃料,

其中该设备(10)还包括:

e<sub>1</sub>) 分离单元(38),其用于从经由烟气排出管线(26)从合成气生产单元(12)的产热段排放的烟气中分离出二氧化碳,其中该分离单元(28)具有二氧化碳排出管线(40),其中所述分离单元(38)的二氧化碳排出管线(40)和所述分离单元(28)的二氧化碳排出管线(30)直接与合成气生产单元(12)的至少一个二氧化碳供给管线(18)之一连接,或所述分离单元(38)的二氧化碳排出管线(40)和所述分离单元(28)的二氧化碳排出管线(30)与二氧化碳压缩单元(42)连接,该二氧化碳压缩单元具有与合成气生产单元(12)的至少一个二氧化碳供给管线(18)之一连接的排出管线,

和/或

e<sub>2</sub>) 与合成气生产单元(12)的烟气排出管线(26)连接的烟气返回管线,其中该烟气返回管线和分离单元(28)的二氧化碳排出管线(30)直接与合成气生产单元(12)的至少一个二氧化碳供给管线(18)之一连接,或该烟气返回管线和分离单元(28)的二氧化碳排出管线(30)与二氧化碳压缩单元(42)连接,该二氧化碳压缩单元具有与合成气生产单元(12)的至少一个二氧化碳供给管线(18)之一连接的排出管线,以及

其中设备(10)还包括用于将水分成氢气和氧气的电解单元(56),其中电解单元(56)具有水供给管线(58)、氧气排出管线(60)和氢气排出管线(62),并且其中管线(68)从氧气排出管线(60)通入含氧气体供给管线(24)至合成气生产单元(12)。

2. 根据权利要求1所述的设备(10),其特征在于,所述合成气生产单元(12)还包括氢气供给管线(63),其从所述电解单元的氢气排出管线(62)通向所述合成气生产单元(12)。

3. 根据权利要求1或2所述的设备(10),其特征在于,所述合成气生产单元(12)是干重整器,其含有氧化镍催化剂并且可以在10至50巴的压力和700至1200°C的温度下运行。

4. 根据前述权利要求中至少一项所述的设备(10),其特征在于,所述费托单元(34)和/或所述精炼单元(36)具有气体排出管线(50、52),所述气体排出管线(50、52)与合成气生产单元(12)的可燃物供给管线(22)连接。

5. 根据前述权利要求中至少一项所述的设备(10),其特征在于,所述精炼单元(36)具有一个或多个用于合成燃料的产品排出管线(48、48'、48''),其中所述一个或多个用于合成

燃料的产品排出管线(48、48'、48")的至少一个经由返回管线(54)与合成气生产单元(12)的可燃物供给管线(22)连接,以使得精炼单元(36)中产生的合成燃料的一部分可以作为可燃物导入到合成气生产单元(12)的产热段中。

6. 根据权利要求5所述的设备(10),其特征在于,所述设备包括控制单元,所述控制单元控制作为可燃物导入到合成气生产单元(12)的产热段中的合成燃料的量,以使得无需将外部可燃物供应至合成气生产单元(12),优选至整个设备(10)。

7. 根据前述权利要求中至少一项所述的设备(10),其特征在于,存在从电解单元(56)的氢气排出管线(62)到费托单元(34)的管线(64),存在从电解单元(56)的氢气排出管线(62)到精炼单元(36)的管线(66),并且存在从电解单元(56)的氢气排出管线(62)到合成气压缩单元(43)的管线(65)。

8. 根据前述权利要求中至少一项所述的设备(10),其特征在于,其包括水完全脱盐单元(70),所述水完全脱盐单元(70)具有淡水供给管线(72)和脱盐水排出管线(74),其中脱盐水排出管线(74)与电解单元(56)的水供给管线连接,其中水脱盐单元(70)优选包括一个或多个阴离子和阳离子交换器以及用于脱气的膜单元,它们设计成使得水可以脱盐和脱气成其电导率小于 $20\mu\text{S}/\text{cm}$ ,优选小于 $10\mu\text{S}/\text{cm}$ ,特别优选小于 $5\mu\text{S}/\text{cm}$ ,最优选至最大 $2\mu\text{S}/\text{cm}$ 。

9. 根据前述权利要求中至少一项所述的设备(10),其特征在于,所述设备包括水净化单元(76),所述水净化单元(76)具有从精炼单元(36)通向水净化单元(76)的水供给管线(80)和从费托单元(34)通向水净化单元(76)的水供给管线(78)和从合成气生产单元(12)通向水净化单元(76)的水供给管线(82),它们分别用于净化其中产生的水,优选地还包括从二氧化碳压缩单元(42)通向水净化单元(76)的水供给管线(81),其中水净化单元(76)优选经由管线(88)与水完全脱盐单元(70)连接,以使得在水净化单元(76)中净化的水可以导入到水完全脱盐单元(70)中。

10. 根据权利要求9所述的设备(10),其特征在于,所述水净化单元(76)包括厌氧反应器。

11. 根据前述权利要求中至少一项所述的设备(10),其特征在于,其具有作为第二合成气生产单元(31)的甲烷蒸气重整器(31),其用于由甲烷、水和氢气生产包含氢气和一氧化碳的粗合成气,其中甲烷蒸气重整器(31)具有氢气供给管线(61)、甲烷供给管线(13)、水(蒸气)供给管线(23)、粗合成气排出管线(21)和水排出管线(85),其中氢气供给管线(61)与电解单元(56)的氢气排出管线(62)连接,粗合成气排出管线(21)与合成气生产单元(12)的粗合成气排出管线(20)连接,并且优选地,水排出管线(85)与水净化单元(76)连接。

12. 根据前述权利要求中至少一项所述的设备(10),其特征在于,所述分离单元(28)之后是合成气压缩单元(43),其用于将气体压缩至费托合成中所需的压力,其中合成气压缩单元(43)经由管线(32)与分离单元(28)连接并经由合成气供给管线(44)与费托单元(34)连接,其中合成气压缩单元(43)优选具有与电解单元(56)连接的氢气供给管线(65)。

13. 根据前述权利要求中至少一项所述的设备(10),其特征在于,其还包括用于将二氧化碳和氢气转化成甲烷和水的甲烷化单元(11),其中所述甲烷化单元(11)具有二氧化碳供给管线(19)、与电解单元(56)的氢气排出管线(62)连接的氢气供给管线(67)、甲烷排出管线(17)和水排出管线(87),其中甲烷排出管线(17)与合成气生产单元(12)的甲烷供给管线(14)连接,并且优选地,甲烷化单元(11)的水排出管线(85)与水净化单元(76)连接。

14. 用于生产合成燃料,特别是航空涡轮机燃料(煤油)、粗汽油和/或柴油的方法,该方法在根据前述权利要求中至少一项所述的设备(10)中进行。

15. 根据权利要求14所述的方法,其特征在于在该方法中没有排出二氧化碳。

16. 根据权利要求14或15所述的方法,其特征在于,将费托单元(34)中产生的气体、精炼单元(36)中产生的气体以及精炼单元中合成的燃料的一部分作为可燃物导入到合成气生产单元(12)的产热段中,其中控制该方法,以使得无需将外部可燃物供应至合成气生产单元(12),优选至整个设备(10)。

17. 根据权利要求14至17中至少一项所述的方法,其特征在于,电解单元(56)中产生的氢气的一部分供应至费托单元(34)、产生的氢气的一部分供应至精炼单元(36),并且电解单元(56)中产生的氢气的一部分供应至合成气生产单元(12),其中合成气生产单元(12)中产生的粗合成气中的 $H_2/CO$ 摩尔比控制为使其为1.15至1.80,优选1.15至1.50。

18. 根据权利要求14至17中至少一项所述的方法,其特征在于,干重整在所述合成气生产单元(12)中进行,其中使用氧化镍催化剂,并且所述干重整在10至50巴的压力和700至1200°C的温度下运行。

19. 根据权利要求14至18中至少一项所述的方法,其特征在于,在甲烷蒸气重整器(31)中由甲烷、水和氢气产生包含一氧化碳和氢气的粗合成气,其中向所述甲烷蒸气重整器(31)中供应水(蒸气)、甲烷和来自电解单元(56)的氢气,以及从甲烷蒸气重整器(31)中排出粗合成气和水,其中将粗合成气供应至分离单元(28),优选将水供应至水净化单元(76),其中在合成气生产单元(12)中进行干重整,其中干重整器与甲烷蒸气重整器之间的比率调节为30至60%:40至65%,基于甲烷使用量计,其中在干重整器中产生的粗合成气中调节到1.13至1.80,优选1.15至1.50的 $H_2/CO$ 比,并且其中在甲烷蒸气重整器中产生的粗合成气中调节到3.20至3.60的 $H_2/CO$ 比。

20. 根据权利要求14至19中至少一项所述的方法,其特征在于,此外在甲烷化单元(11)中使二氧化碳和从电解单元(56)供应的氢气转化成甲烷和水,其中将甲烷供应至合成气生产单元(12),优选将水供应至水净化单元(76)。

## 在不排放二氧化碳的情况下生产合成燃料的设备和方法

[0001] 本发明涉及用于生产合成燃料,特别是航空涡轮机燃料、柴油和/或粗汽油的设备和方法。

[0002] 有许多不同的用于生产燃料,例如航空涡轮机燃料、柴油、粗汽油等的方法。这些方法主要基于化石原料的加工,例如原油的精炼、煤的液化或由天然气、水和氧气合成燃料。由天然气、水和氧气合成燃料也称为“气转液”方法。在该方法中,首先由天然气、水和氧气产生包含氢气和一氧化碳的合成气,其然后在费托合成中转化为主要由长链正链烷组成的烃。然后这些烃通过裂化和异构化转化为合成燃料。

[0003] 与此类似的方法是称为“电力转液”的由电能转化为合成燃料的方法。为此,将水和二氧化碳转化为合成气,其然后以与“气转液”方法类似的方式进一步加工成合成燃料。

[0004] 另一种称为“电力和生物质转液”的方法使用生物质,例如生物甲烷和生物气或合成甲烷以及来自空气或点源的二氧化碳作为碳源,从而完全取代化石碳源,例如石油或天然气。例如,在这样的方法中,甲烷、水(蒸气)和二氧化碳转化为合成气,其然后以与上述方法类似的方式进一步加工成合成燃料。

[0005] 上述方法的主要缺点是产生和排放大量的二氧化碳。然而,出于环境原因,特别是出于气候保护原因,这是不期望的。此外,在这些方法中需要较大量淡水并产生大量废水。然而,所需纯度的水是一种昂贵的原料,并且出于环境政策原因,较大的废水会带来问题。

[0006] 由此出发,本发明的目的是提供用于生产合成燃料的设备和方法,其能够以低能量需求运行而没有二氧化碳排放,或如果有的话,以最少的二氧化碳排放运行,其仅需要少量的淡水供应,以及可以使用少量的所得废水运行,并且仍然可以至少几乎仅使用电能和生物质来运行。

[0007] 根据本发明,该目的通过根据权利要求1所述的设备,特别是通过用于生产合成燃料,特别是航空涡轮机燃料、柴油和/或粗汽油的设备来实现,其包括:

[0008] a) 用于由甲烷、水和二氧化碳生产包含一氧化碳、氢气和二氧化碳的粗合成气的(第一)合成气生产单元,其中该合成气生产单元具有至少一个反应段以及至少一个产热段,在所述反应段中甲烷、水和二氧化碳反应形成粗合成气,在所述产热段中通过燃烧可燃物形成烟气来产生甲烷和二氧化碳反应形成粗合成气所需的热量,其中反应段具有甲烷供给管线、水供给管线、至少一个二氧化碳供给管线和粗合成气排出管线,并且产热段具有可燃物供给管线、含氧气体供给管线和烟气排出管线,

[0009] b) 用于从合成气生产单元中产生的粗合成气中分离出二氧化碳的分离单元,其具有二氧化碳排出管线和合成气排出管线,

[0010] c) 费托单元,其用于通过费托工艺由已在分离单元中分离出二氧化碳的合成气生产烃,和

[0011] d) 精炼单元,其用于将费托单元中产生的烃精炼成合成燃料,

[0012] 其中该设备还包括:

[0013] e<sub>1</sub>) 分离单元,其用于从经由烟气排出管线从合成气生产单元排放的烟气中分离

出二氧化碳,其中该分离单元具有二氧化碳排出管线,其中所述从经由烟气排出管线从合成气生产单元排放的烟气中分离出二氧化碳的分离单元的二氧化碳排出管线以及所述从合成气生产单元中产生的粗合成气中分离出二氧化碳的分离单元的二氧化碳排出管线直接与合成气生产单元的至少一个二氧化碳供给管线之一连接,或所述从经由烟气排出管线从合成气生产单元排放的烟气中分离出二氧化碳的分离单元的二氧化碳排出管线以及所述从合成气生产单元中产生的粗合成气中分离出二氧化碳的分离单元的二氧化碳排出管线与二氧化碳压缩单元连接,该二氧化碳压缩单元具有与合成气生产单元的至少一个二氧化碳供给管线之一连接的排出管线,

[0014] 和/或

[0015] e<sub>2</sub>) 与合成气生产单元的烟气排出管线连接的烟气返回管线,其中该烟气返回管线和所述从合成气生产单元中产生的粗合成气中分离出二氧化碳的分离单元的二氧化碳排出管线直接与合成气生产单元的至少一个二氧化碳供给管线之一连接,或烟气返回管线和所述从合成气生产单元中产生的粗合成气中分离出二氧化碳的分离单元的二氧化碳排出管线与二氧化碳压缩单元连接,该二氧化碳压缩单元具有与合成气生产单元的至少一个二氧化碳的供给管线之一连接的排出管线,

[0016] 其中该设备还包括用于将水分成氢气和氧气的电解单元,其中电解单元具有水供给管线、氧气排出管线和氢气排出管线,并且其中存在从氧气排出管线通入含氧气体供给管线至合成气生产单元的管线。

[0017] 通过在根据本发明的设备和根据本发明的方法中不仅分离出合成气生产单元的反应产物,即粗合成气中剩余的二氧化碳并且将其返回到合成气生产单元,还有合成气生产单元中——为了通过燃烧提供强吸热反应所需的热量——产生的烟气完全返回到合成气生产单元和/或其中所含的二氧化碳从烟气中分离出来并然后将分离出的二氧化碳返回到合成气生产单元,该方法中的全部二氧化碳得到利用,并且可靠地避免二氧化碳排放。另外,根据本发明,在合成气生产单元的产热段中燃烧可燃物所需的含氧气体的至少一部分由电解单元中产生的氧气满足。由此,用作燃烧气体的空气比例可以显著减少,甚至减少到零,更确切地说这通过由仅使用电能运行的水电解产生的氧气实现。由于可燃物、氧气和空气的混合物中空气量的减少,合成气生产单元的产热段中待加热至燃烧温度的气体体积显著减少,因为被电解产生的氧气所取代的空气比例的氮比例(空气的约79%)不存在。这导致可燃物需求的减少,因为对于相同的反应焓,必须提供显著较低的加热功率,从而减少设备的能量需求。此外,这还导致燃烧过程中产生的含二氧化碳的烟气的体积减少。由此不仅减少了必须通过烟气循环的二氧化碳量(因此烟气的冷却功率也可以显著降低),而且特别是还增加了粗合成气中的氢气/一氧化碳比率。由此,减少了供应至合成气生产单元以调节粗合成气中所需的氢气/一氧化碳比率的氢气量,该氢气优选也在电解单元中产生。因此,根据本发明,在合成气生产单元的产热段中燃烧可燃物所需的含氧气体的显著部分以及优选地还有调节粗合成气中所需的氢气/一氧化碳比率所需的氢气仅由通过电能的水电解产生。原则上,在此可以仅通过来自电解单元的氧气来满足在合成气生产单元的产热段中燃烧可燃物所需的所有含氧气体,但是其中在工业大规模设备中出于安全原因,还可以向合成气生产单元中供应一定比例的空气或另一合适气体,例如二氧化碳,以使得燃烧混合物的氧含量和因此燃烧温度不会太高。根据本发明的设备和根据本发明的方法的另一特别优

点在于,电解所需的水可以由当在根据本发明的设备中进行根据本发明的方法时产生的废水产生,如下文关于本发明的特别优选的实施方案进一步描述,并且因此可以完全或至少基本上省去淡水的使用。除此之外,根据本发明的设备和根据本发明的方法使得未利用的废气和废水的量显著减少,因为产生的工艺气体和废水可在和在设备的各个部分中,例如电解单元中再利用。特别地,使用生物甲烷或由绿色原料产生的合成甲烷作为甲烷,并且特别使用生态电能作为电能。作为生物甲烷的替代物,也可以使用来自各种其它来源的甲烷,并且特别地可以使用各种含甲烷的气体混合物,例如生物气,其优选含有30至70体积%的甲烷和70至30体积%的二氧化碳,特别优选40至60体积%的甲烷和60至40体积%的二氧化碳,例如约50体积%的甲烷和约50体积%的二氧化碳。因此,根据本发明的方法节省资源,因为不需要天然和化石原料,例如石油、天然气等。总体而言,本发明能够通过完全集成的工艺单元利用电能将甲烷、在该方法中形成的二氧化碳和水完全转化为合成燃料,同时避免各种二氧化碳排放,而没有明显的连续废气量,最多是在最小化废水流量情况下转化为合成燃料,例如航空涡轮机燃料、柴油和/或粗汽油,例如煤油(SAF-“可持续航空燃料”)、粗汽油和/或轻汽油。最后,根据本发明的方法的特征在于相对低的能量需求。所有这一切都是通过电解单元和根据设备特征 $e_1$ )和 $e_2$ )的烟气处理的协同相互作用来实现的。

[0018] 根据本发明,分离单元b)被设计为从合成气生产单元中产生的粗合成气中分离出二氧化碳,费托单元c)被设计为通过费托工艺由已在分离单元b)中分离出二氧化碳的合成气生产烃,并且精炼单元d)被设计为将费托单元c)中产生的烃精炼成合成燃料。这意味着用于分离出二氧化碳的分离单元b)经由合成气生产单元a)的粗合成气排出管线与合成气生产单元a)连接,用于通过费托工艺生产烃的费托单元c)经由合成气供给管线与分离单元b)连接,并且精炼单元d)经由烃供给管线与费托单元c)连接。

[0019] 如上所述,根据设备特征 $e_1$ )和 $e_2$ )的烟气处理以及电解单元的协同相互作用是本发明的核心。为此重要的是,必须分离出在根据本发明的设备的运行期间或在根据本发明的方法的实施期间产生的全部二氧化碳并将其返回到合成气生产单元,即不仅分离出合成气生产单元的反应产物中,即粗合成气中剩余的二氧化碳,而且特别和尤其是将合成气生产单元中——为了通过燃烧提供强吸热反应所需的热量——产生的烟气完全返回到合成气生产单元和/或将其中所含的二氧化碳从烟气中分离出来并然后将分离出的二氧化碳返回到合成气生产单元。因此,根据本发明,非常特别优选的是,设备不具有二氧化碳排出管线,或在设备的运行期间不排出二氧化碳。因此,根据本发明的方法非常特别优选具有完全中性的二氧化碳平衡。

[0020] 根据本发明的设备的重要组成部分是用于由甲烷、水和二氧化碳生产包含一氧化碳、氢气和二氧化碳的粗合成气的合成气生产单元b)。在这一上下文中,由甲烷、水和二氧化碳生产包含一氧化碳、氢气和二氧化碳的粗合成气意味着起始气体混合物包含甲烷、水和二氧化碳,但也可包含其它组分。特别地,可以使用生物气作为甲烷源,其含有30至70体积%的甲烷和70至30体积%的二氧化碳,优选含有40至60体积%的甲烷和60至40体积%的二氧化碳,例如约50%的二氧化碳和约50体积%的二氧化碳。因此,甲烷供给管线表示含甲烷气体的供给管线,所述含甲烷气体例如可以是生物气或纯甲烷。合成气生产单元b)优选是干重整器。干重整器优选含有氧化镍催化剂并且可以在10至50巴的压力和700至1200°C的温度下运行。除了甲烷和水蒸气之外,干重整器还可以处理二氧化碳,其中这些反应是非

常强吸热的。因此,干重整器需要相应的加热,以提供吸热反应所需的能量或热量,这根据本发明优选通过用含氧气体燃烧可燃物来实现,所述含氧气体由来自电解的氧气以及任选由空气或另一合适气体组成。根据本发明的一个特别优选的实施方案规定,为此所需的可燃物完全或至少几乎完全由在设备运行期间产生的废气或可燃气体和产生的合成燃料提供,即在没有或至少几乎没有外部可燃物的情况下也行。供应至干重整器的甲烷可以预先例如在使用氢气的氢化设备中脱除硫杂质。

[0021] 为此,在本发明构思的扩展中提出,费托单元或精炼单元以及特别优选地费托单元和精炼单元各自具有气体排出管线,该气体排出管线与合成气生产单元的可燃物供给管线连接,以由此使用费托反应和精炼中形成的具有热值的废气作为加热合成气生产单元的可燃物或可燃气体。

[0022] 另外优选的是,精炼单元具有一个或多个用于合成燃料的产品排出管线,其中所述一个或多个用于合成燃料的产品排出管线的至少一个经由返回管线与合成气生产单元的可燃物供给管线连接,以使得在精炼单元中产生的合成燃料的一部分,例如特别是轻汽油,可以作为可燃物导入到合成气生产单元的产热段中。因此,如果费托单元和精炼单元中产生的废气总体上不具有足够的热值以在其燃烧时产生合成气生产单元运行所需的热量,则所需的残余量的能量或热量可以通过导入相应量的在所述设备中生产的合成燃料,例如特别是轻汽油来产生,以能够省去外部可燃物的供应。

[0023] 例如,精炼单元可具有煤油(SAF)产品排出管线、粗汽油产品排出管线和轻汽油产品排出管线,其中返回管线从这些产品排出管线中的一个或多个,优选从轻汽油产品排出管线通入合成气生产单元的可燃物供给管线。

[0024] 根据本发明的另一优选实施方案规定,所述设备包括控制单元,其控制作为可燃物导入所述合成气生产单元的产热段中的合成燃料的量,以使得无需将外部可燃物供应至合成气生产单元,优选至整个设备。

[0025] 在本发明的扩展中提出,优选设计为干重整器的合成气生产单元包括一个或多个管束反应器,其中每个管束反应器的管形成反应段,并且管外的区域形成产热段。由此,可以以结构简单的方式将反应物甲烷、水蒸气和二氧化碳快速、均匀且有效地加热至产生粗合成气所需的温度。将一种或多种合适的氧化镍催化剂,例如SYNSPIRE™G1-110(BASF催化剂)布置在所述管中。在设备的运行期间,干重整器的管中的反应物通过可燃物在干重整器的产热段中的燃烧优选在10至50巴,特别优选20至40巴,例如约30巴下加热至700至1200℃,特别优选800至1100℃,更优选900至950℃,例如约930℃。实际上,即使在最佳条件下,干重整器中二氧化碳与甲烷和水蒸气的转化率也只能达最大50%,以使得产生的粗合成气中的二氧化碳浓度为约30体积%。这种相对高的二氧化碳浓度会给以二氧化碳作为惰性气体的费托合成带来沉重负担,并且二氧化碳会作为废气的组成部分在费托合成之后与费托单元的废气一起返回到干重整器中,其在那里降低燃烧效率并会进入烟气。为了避免所有相关的缺点,在根据本发明的设备中,在分离单元b)中将二氧化碳从粗合成气中分离出来。

[0026] 优选包含在精炼单元中的异构加氢裂化反应器和优选也包含在其中的氢汽提器需要氢气。为此,在本发明构思的扩展中提出,为此使用电解单元中产生的氢气。因此,优选存在从电解单元的氢气排出管线通向费托单元的管线和/或通向精炼单元的管线。优选地,存在从电解单元的氢气排出管线通向费托单元的管线和通向精炼单元的管线,以及优选还

有通向合成气压缩单元的管线。

[0027] 优选地,电解单元包括一个或多个固体氧化物电解池、一个或多个聚合物电解质膜电解池和/或一个或多个碱性电解池。例如,通过碱性低温高压水电解产生氢气。

[0028] 根据本发明,合成气生产单元包括氢气供给管线,其优选与电解单元的氢气排气管线连接。结果,可以在根据本发明的设备的运行期间将氢气供应至合成气生产单元,并且由此调节合成气生产单元中产生的粗合成气的 $H_2/CO$ 摩尔比。因此,在该实施方案中还优选的是,所述设备包括控制单元,其控制导入合成气生产单元中的氢气量,以使得合成气生产单元中产生的粗合成气中的 $H_2/CO$ 摩尔比为1.13至1.80,优选1.15至1.50,例如1.17、1.39或1.43。通常,干重整器以约1.13的 $H_2/CO$ 摩尔比运行。然而,随着 $H_2/CO$ 摩尔比增大,干重整器的二氧化碳需求降低。为了将从烟气和从粗合成气中分离出二氧化碳所存在的二氧化碳量与所要求进行平衡,根据本发明优选将该摩尔比( $H_2/CO$ )根据所存在的分离出来的 $CO_2$ 量进行调节。

[0029] 根据本发明的一个特别优选的实施方案规定,该设备包括水完全脱盐单元,其中淡水被脱盐和脱气,以使得所产生的水具有用于水电解的足够高的纯度。因此,水完全脱盐单元优选地包括淡水供给管线和/或优选用于该设备中产生的废水的供给管线(所述废水特别优选地预先被净化以脱除烃)以及脱盐水排出管线,其中脱盐水排出管线与电解单元的水供给管线连接。特别优选地,全部淡水或全部或至少几乎全部淡水,即优选超过50重量%,特别优选超过80重量%,非常特别优选超过90重量%,最优选所述设备中产生的全部工艺水(其特别优选地已经预先净化)供应至水完全脱盐单元。特别是如果脱盐单元被设计成使得供应的淡水被脱盐和脱气成其电导率小于 $20\mu S/cm$ ,优选小于 $10\mu S/cm$ ,特别优选小于 $5\mu S/cm$ ,最优选最大 $2\mu S/cm$ ,则实现良好的结果。为此目的,完全脱盐单元优选具有一个或多个阴离子和阳离子交换器以及用于脱气的膜单元。在脱气过程中,将二氧化碳和氧气从水中分离出来。阴离子和阳离子交换剂的再生优选使用氢氧化钠溶液或盐酸进行。产生的废水在供应至脱盐单元之前的离子浓度为水的约6倍,并且由于阴离子和阳离子交换器的同时再生,可以作为中性废水供应至城市废水处理设备。

[0030] 在本发明构思的扩展中提出,该设备包括水净化单元,在该水净化单元中,设备中产生的工艺水被净化,以使得其可以循环。由此将该设备的淡水需求降至最低。在该实施方案中,设备优选具有从精炼单元通向水净化单元的水供给管线和/或从费托单元通向水净化单元的水供给管线和/或从合成气生产单元通向水净化单元的水供给管线和/或从二氧化碳压缩单元通向水净化单元的水供给管线,它们分别用于净化其中产生的工艺水。在该实施方案中,该设备优选具有从精炼单元通向水净化单元的水供给管线、从费托单元通向水净化单元的水供给管线、以及从合成气生产单元通向水净化单元的水供给管线,优选还有从二氧化碳压缩单元通向水净化单元的水供给管线,它们分别用于净化其中产生的工艺水。

[0031] 水净化单元例如可以具有一个或多个汽提单元,其中所有烃的至少95%可以通过汽提分离出来。

[0032] 根据本发明的一个特别优选的实施方案,水净化单元包括厌氧反应器。在厌氧水净化反应器中,待净化的水与厌氧微生物接触,厌氧微生物将水中所含的有机杂质主要分解为二氧化碳和甲烷。与好氧水净化相比,厌氧水净化不需要通过高能量消耗来将氧气引

入生物反应器。根据所用生物质的类型和形式,厌氧水净化反应器分为接触污泥反应器、UASB反应器、EGSB反应器、固定床反应器和流化床反应器。固定床反应器中的微生物粘附在位置固定的载体材料上,流化床反应器中的微生物粘附在自由移动的小的载体材料上,而UASB和EGSB反应器中的微生物以所谓的丸粒形式使用。使用厌氧反应器作为根据本发明的设备中的水净化单元的特别优点是来自费托合成的工艺废水含有各种不同的烃,例如醇、醛、羧酸等,它无法通过其它水净化方法,例如通过汽提器去除。因此,通过厌氧反应器进行的水净化允许水以这样的方式被净化,以使得水可以在该设备中被利用,任选在优选的水完全脱盐单元中脱盐之后被利用,更确切地说在电解单元中。另外,以这种方式净化和脱盐/脱气的水可以用作锅炉储存水。由此大大减少了淡水需求,或甚至完全不需要淡水。最后,水净化单元的厌氧反应器中形成的主要由二氧化碳和甲烷组成的生物气可经由气体返回管线从水净化单元导入合成气生产单元的产热段,其中它充当可燃物。

[0033] 水净化单元优选地经由管线与水完全脱盐单元连接,以使得在水净化单元中净化的水可以导入水完全脱盐单元中。因此,脱盐和脱气水的量可以特别地对于电解单元而言灵活地适应需求。

[0034] 根据本发明的另一特别优选的实施方案,水净化单元直接或间接与合成气生产单元的水供给管线连接,以能够将净化的工艺水作为反应物供应至合成气生产单元。

[0035] 优选地,在本发明的该实施方案中,合成气生产单元之后设置蒸发单元,其中蒸发单元经由管线与水净化单元连接,并且与合成气生产单元的水供给管线连接,以将水以蒸气形式供应至合成气生产单元。

[0036] 此外优选的是,所述设备包括控制单元,该控制单元控制供应至合成气生产单元的反应段的在水净化单元中净化的水量,以使得无需将淡水供应至合成气生产单元。这有助于在根据本发明的设备运行时使淡水需求最小化。

[0037] 在本发明构思的扩展中提出,根据本发明的设备还具有甲烷蒸气重整器作为第二合成气生产单元,其用于由甲烷、水和氢气生产包含氢气和一氧化碳的粗合成气。甲烷蒸气重整器优选与特别优选被设计为干重整器的(第一)合成气生产单元并联连接,其中在这两个合成气生产单元中产生的粗合成气相互混合,然后将由此产生的粗合成气混合物供应至分离单元以从粗合成气中分离出二氧化碳。该实施方案的优点是,甲烷蒸气重整器产生具有比干重整器更高 $H_2/CO$ 摩尔比的粗合成气。因此,干重整器中产生的粗合成气和甲烷蒸气重整器中产生的粗合成气的粗合成气混合物具有比干重整器中产生的粗合成气更高的 $H_2/CO$ 摩尔比,以使得在该实施方案中,与单独使用干重整器相比,干重整器和甲烷蒸气重整器的组合使用需要更少的氢气或不需要来自电解单元的氢气来调节供应至分离单元的粗合成气中的所需 $H_2/CO$ 摩尔比。甲烷蒸气重整器优选具有氢气供给管线、甲烷供给管线、水(蒸气)供给管线、粗合成气排出管线和水排出管线,其中所述氢气供给管线与电解单元的氢气排出管线连接,粗合成气排出管线与(第一)合成气生产单元的粗合成气排出管线连接,并且优选地,水排出管线与水净化单元连接。甲烷蒸气重整器优选仅通过感应完全电加热,即不会由于甲烷蒸气重整器的感应加热而排放二氧化碳。优选地,甲烷蒸气重整器可在1至20巴,例如10至15巴的低至中等压力和高达 $1500^\circ C$ ,例如 $1000$ 至 $1200^\circ C$ 的反应温度下运行,以在尽可能低的二氧化碳含量情况下实现合成气( $H_2/CO$ )高产率。来自干重整器加热和来自甲烷蒸气重整器过程的二氧化碳量完全再次供应至干重整器,以使得完全无二氧化碳排放

的设备运行成为可能。为了吸收这些二氧化碳量并在费托合成之前实现约2的尽可能最佳 $H_2/CO$ 比率,干重整器和甲烷蒸气重整器之间的比率优选为30至60%:40至65%,基于甲烷使用量计,干重整器中产生的粗合成气中的 $H_2/CO$ 比率为1.13至1.80,优选1.15至1.20,例如1.17,并且甲烷蒸气重整器中产生的粗合成气中的 $H_2/CO$ 比率为3.20至3.60,例如3.43。干重整器和甲烷蒸气重整器之间的比率优选通过供应至甲烷蒸气重整器的甲烷量来调节,其中干重整器中的 $H_2/CO$ 比率通过供应的二氧化碳的量来调节,并且甲烷蒸气重整器中的 $H_2/CO$ 比率通过供应的蒸气量来调节。

[0038] 为了从粗合成气中分离出二氧化碳,在本发明构思的扩展中提出,相应的分离单元b)具有用于通过吸收从粗合成气中分离出二氧化碳的胺洗涤器。在胺洗涤器中,通过用至少一种吸收剂吸收将二氧化碳从粗合成气中分离出来,所述吸收剂优选由胺化合物,例如单乙醇胺和/或二甘醇胺和水组成,然后直接或间接(例如通过解吸器和压缩机)再次返回到合成气生产单元。

[0039] 特别是如果在分离单元b)之后设置用于将合成气压缩至费托合成中所需的压力的压缩单元,则实现良好的结果,其中该压缩单元经由管线与分离单元连接,并经由合成气供给管线与费托单元连接。在优选的压缩机中,将剩余的合成气压缩至费托合成中所需的压力,然后将由此压缩的合成气供应至费托单元。供应至费托单元的合成气优选含有80至90质量%的一氧化碳和10至15质量%的氢气。

[0040] 优选将氢气供应至压缩单元,以将供应至费托单元的合成气的 $H_2/CO$ 摩尔比调节到最佳值。为此目的,压缩单元优选具有与电解单元连接的氢气供给管线。例如,将合成气在压缩单元中压缩到30至60巴,优选40至50巴,例如约45巴,并调节到100至140°C,优选110至130°C,例如约120°C的温度。在压缩单元之后,合成气优选还在三阶段工艺中通过吸附剂进行净化,以除去ppb范围内的卤素化合物、氧化合物和硫化合物,这些化合物是费托合成的催化剂毒物。所述净化分三个连续阶段进行,其中在相应的固定床反应器中分离出卤素、氧和硫。活性炭床充当附加的安全过滤器。合成气以约45巴的压力和约120°C的温度供应至精净化单元。氧化铝/氧化钠吸附剂充当卤素清除剂。已脱除卤素的合成气在温度调节下进一步加热至下游反应器的140至150°C的运行温度。这种加热是通过向合成气预热器施加中压蒸气来进行的。氧化铝/氧化钡吸附剂用于氧气排放反应器并充当氧气结合剂。仍被痕量硫化合物污染的合成气流经硫排放反应器中的不同吸附剂层,即首先是具有氧化锌/氧化铝/氧化钠吸附剂的层,在其中进行主要脱硫,然后是具有氧化锌/氧化铜吸附剂的另一安全层,在其中结合任选存在的残留硫。额外的活性炭床用作进一步的过滤器以过滤进一步的杂质。

[0041] 为了调节到供应至费托单元的合成气的最佳 $H_2/CO$ 摩尔比,优选的是,所述设备包括控制单元,其控制导入压缩单元的氢气量,以使得压缩单元中排出的合成气(其经合成气供给管线供应至费托单元)的 $H_2/CO$ 摩尔比大于2.0。

[0042] 然后合成气在费托单元中转化为烃。费托合成优选在具有催化剂的反应器中在170至270°C,优选190至250°C,最优选210至230°C,例如220°C的温度下进行。特别合适的催化剂是选自钴催化剂的那些,例如优选Co/MMT(蒙脱石)或Co/SiO<sub>2</sub>。费托合成优选在一个或多个管束装置中进行,其中催化剂位于管中,而冷却介质,优选锅炉给水,在夹套空间中输送。费托单元优选包含一个或两个反应器,以能够以一阶段或两阶段的方式进行费托合成。

出于成本原因,费托合成优选以一阶段的方式进行。例如,费托合成在25至35巴的压力下或优选也在例如45巴的更高压力下进行。压力越高,建造的反应器可以越小。优选这样进行费托合成,以使得实现92%或更高的一氧化碳转化率。在费托合成中,冷凝物和蜡作为液体产物获得,它们被供应至下游的精炼单元。费托合成的非常高的放热过程的冷却通过锅炉给水进行,该锅炉给水通过相应的管线从水完全脱盐单元和/或水净化单元,优选从水完全脱盐单元引导至费托单元中并被蒸发以冷却反应器。费托合成中产生的蒸气优选经由水蒸气返回管线至少大部分地供应至合成气生产单元。来自费托单元的过量蒸气优选用于其它设备单元中的加热,因此不需要外部蒸气。

[0043] 在精炼单元中,费托合成的产物被精炼成合成燃料,特别是航空涡轮机燃料(煤油)、柴油和/或粗汽油,例如煤油(SAF-“可持续航空燃料”)、粗汽油和/或轻汽油。为了生产工业上可用的煤油、柴油和粗汽油,需要通过加氢异构化和加氢裂化(异构加氢裂化)来转化费托合成的链烷产物,以使得生产出具有所需冷性能的高品质航空涡轮机燃料(根据“冷过滤堵塞点”(CFPP),过滤性的温度限值优选为最大-40°C)。重质产物在异构加氢裂化反应器中再循环,以使得仅形成煤油和粗汽油作为产物。在此产生的轻质气体作为可燃物导入合成气生产单元的产热段。

[0044] 因此优选的是,精炼单元包含一个或多个异构加氢裂化反应器,其优选具有贵金属催化剂,例如优选铂或钨催化剂。特别优选的是不需要硫化的贵金属催化剂,因为这避免了反应产物被含硫组分污染,这又允许异构加氢裂化过程中产生的工艺气体以及产生的水蒸气返回到合成气生产单元的产热段。异构加氢裂化是催化反应,其中特别是长链的链烷烃转化为具有改进的冷性能的短链异构体以用于生产煤油。催化反应优选在用氢气冷却以确保最高床温度的床反应器中进行。例如,这些在至少70巴的压力下运行。

[0045] 此外优选,精炼单元包括一个或多个用于分离出轻质烃(即C<sub>1</sub>-至C<sub>4</sub>-烃)的氢汽提器。最后,精炼单元优选包括一个或多个蒸馏塔,其用于将合成燃料分成单独的馏分,例如航空涡轮机燃料和柴油、航空涡轮机燃料和粗汽油、航空涡轮机燃料、粗汽油和柴油等。

[0046] 如上所述,将异构加氢裂化反应器和氢汽提器的运行所需的氢气优选地从电解单元供应至精炼单元。

[0047] 如上所述,优选将费托合成过程中产生的工艺水(其具有高的烃比例,例如特别是醇、醛、羧酸等,其化学需氧量(COD)为约40000mg/l)供应至水净化单元,以在那里进行净化,以使得可以作为工艺水循环。

[0048] 在本发明构思的扩展中提出,根据本发明的设备还包括用于将二氧化碳和氢气转化为甲烷和水的甲烷化单元。甲烷化单元优选具有二氧化碳供给管线、氢气供给管线(其优选与电解单元的氢气排出管线连接)、甲烷排出管线和水排出管线,其中甲烷排出管线与合成气生产单元的甲烷供给管线连接,优选地,甲烷化单元的水排出管线与水净化单元连接。还可存在从甲烷排出管线通向可燃物供给管线至合成气生产单元中的子管线。由于当设备运行时产生二氧化碳和氢气两者,因此在该实施方案中,(第一)合成气生产单元(其特别优选是干重整器)所需的甲烷可以在设备本身中廉价地生产,并且不需要从外部源供应。该反应是强放热的,并且还产生大量的低压和中压蒸气,其可以用于所述设备。通过现有的电解单元,根据本发明的设备概念使得可以毫无问题地将甲烷化单元集成到设备中,特别是因为甲烷化过程中产生的水可以在优选的水处理单元中净化并因此在优选的完全脱盐单元

中脱盐,因此可重新用作电解中的起始材料或用作锅炉给水。甲烷化单元优选是配备有镍催化剂的管束反应器。

[0049] 根据本发明的第一优选发明实施方案,该设备具有分离单元 $e_1$ ),其用于从经由烟气排出管线从合成气生产单元排放的烟气中分离出二氧化碳。分离单元优选包括用于从烟气中分离出二氧化碳的胺洗涤器,其中二氧化碳在胺洗涤器中通过用至少一种吸收剂吸收而从粗合成气中分离出来,所述吸收剂优选由一种或多种胺化合物组成。以这种方式分离出的二氧化碳可以直接供应至合成气生产单元。然而优选的是,以这种方式从分离单元分离出的二氧化碳——特别优选与在分离单元b)中从粗合成气分离出的二氧化碳一起——经由相应的管线首先供应至二氧化碳压缩单元,其中将二氧化碳压缩至25至40巴,优选30至35巴的压力,然后将由此压缩的二氧化碳气体返回到合成气生产单元。

[0050] 根据本发明的第二优选发明实施方案,在合成气生产单元中产生的烟气完全地——直接或间接——返回到合成气生产单元。当经由含氧气体的供给管线仅仅或至少主要将来自电解的氧气供应至合成气生产单元的产热段中,以使得烟气中不包含惰性气体,例如尤其是氮气(在供应空气时会是此情况)时,该实施方案特别有用。在该实施方案中,设备优选具有与合成气生产单元的烟气排出管线连接的烟气返回管线,其中烟气返回管线——以及特别优选还有用于从合成气生产单元中产生的粗合成气中分离出二氧化碳的分离单元b)的二氧化碳排出管线——直接与合成气生产单元的至少一个二氧化碳供给管线之一连接,或这两个管线首先供应至二氧化碳压缩单元,在其中将二氧化碳压缩至先前描述的优选压力,然后将以这种方式压缩的二氧化碳气体返回到合成气生产单元。

[0051] 根据本发明的第三优选发明实施方案,将上述两个实施方案组合,即,将烟气的一部分导入用于分离出二氧化碳的分离单元,在其中将二氧化碳从烟气中分离出来,而其余的烟气在没有分离出二氧化碳的情况下与两个分离单元中分离出的二氧化碳一起直接返回到合成气生产单元中,或首先供应至二氧化碳压缩单元,在其中将气体混合物压缩至先前描述的优选压力,然后将以这种方式压缩的气体混合物返回到合成气生产单元。当经由含氧气体的供给管线仅仅或至少主要将来自电解的氧气供应至合成气生产单元的产热段中,以使得烟气中不包含惰性气体,例如尤其是氮气(在供应空气时会是此情况)时,该实施方案特别有用。

[0052] 本专利申请的另一个目的是用于生产合成燃料,特别是航空涡轮机燃料(煤油)、粗汽油和/或柴油的方法,该方法在先前描述的设备中进行。

[0053] 如上所述,根据本发明的方法可以在不排出二氧化碳或没有二氧化碳排放的情况下运行。因此优选地,在该方法中不排出二氧化碳。

[0054] 在本发明构思的扩展中提出,将费托单元中产生的气体、精炼单元中产生的气体以及精炼单元中合成的燃料的一部分作为可燃物导入合成气生产单元的产热段中,其中优选控制该方法,以使得不需要或不将外部可燃物供应至合成气生产单元,优选至整个设备。

[0055] 根据本发明,该设备包括用于将水分成氢气和氧气的电解单元。根据本发明,在电解单元中产生的氧气的至少一部分经由含氧气体管线导入合成气生产单元的产热段。另外,可以将电解单元中产生的氢气的至少一部分供应至合成气生产单元的反应段以用于生物甲烷的脱硫,特别地还用于调节合成气生产单元的反应段中产生的粗合成气中的 $H_2/CO$ 摩尔比。优选地,将合成气生产单元中产生的粗合成气中的 $H_2/CO$ 摩尔比调节到1.13至

1.80, 优选1.15至1.50, 例如1.17、1.39和1.43。

[0056] 特别是如果分离单元b)之后设置用于将气体压缩至费托合成中所需的压力的压缩单元, 其中向压缩单元供应电解单元中产生的氢气的一部分, 其中控制导入压缩单元的氢气量, 以使得压缩单元中排出并供应至费托单元的合成气的 $H_2/CO$ 摩尔比大于2.0, 则获得良好的结果。

[0057] 在根据本发明的方法中, 在电解单元中产生的氢气的一部分供应至费托单元以在费托单元中产生所需的大于2.0的 $H_2/CO$ 摩尔比, 在费托单元的电解单元中产生的氢气的一部分供应至精炼单元, 并且电解单元中产生的氢气的一部分供应至合成气压缩单元。

[0058] 为了尽可能地减少合成气生产单元所需的燃烧空气量, 根据本发明规定, 将电解过程中产生的氧气的至少一部分供应到合成气生产单元中。优选地, 合成气生产单元中所需的来自电解单元的氧气的1至90体积%, 优选5至60体积%, 特别优选10至50体积%, 非常特别优选20至40体积%, 最优选25至35体积%导入合成气生产单元。合成气生产单元中所需的氧气的剩余部分优选以空气的形式供应至合成气生产单元。如上面进一步解释, 在大规模应用中, 燃烧混合物的氧含量不可能更高。

[0059] 另外, 优选的是, 该设备包括水净化单元, 向该水净化单元供应由精炼单元在其中产生的水、由费托单元在其中产生的水、以及来自合成气生产单元的水, 其中控制水净化单元中净化的水量, 以使得至少足以满足合成气生产单元的全部水需求。水净化特别优选包括至少一个在厌氧反应器中的净化阶段。在此, 水净化单元的厌氧反应器中形成的主要由二氧化碳和甲烷组成的生物气可以经由气体返回管线从水净化单元导入合成气生产单元的产热段, 以在合成气生产单元的产热段中充当可燃物。

[0060] 此外, 优选的是, 该方法在包括水完全脱盐单元的设备中进行, 在该水完全脱盐单元中, 淡水被脱盐和脱气, 以使得所产生的水具有用于水电解的足够高的纯度。在根据本发明的方法中, 脱盐单元中的水优选被净化成电导率小于 $20\mu S/cm$ , 优选小于 $10\mu S/cm$ , 特别优选小于 $5\mu S/cm$ , 最优选为最大 $2\mu S/cm$ 的水。

[0061] 在本发明构思的扩展中提出, 在合成气生产单元中进行干重整, 其中使用氧化镍催化剂。另外优选地, 干重整在10至50巴的压力和700至1200°C的温度下运行。

[0062] 根据本发明的一个特别优选的实施方案, 该方法还包括甲烷蒸气重整。在甲烷蒸气重整中, 优选由甲烷、水和氢气产生包含氢气和一氧化碳的粗合成气, 其中水(蒸气)、甲烷和来自电解单元的氢气供应至甲烷蒸气重整器, 以及从甲烷蒸气重整器中排出粗合成气和水, 其中将粗合成气供应至分离单元, 优选将水供应至水净化单元。甲烷蒸气重整优选在1至20巴, 优选5至15巴, 特别优选10至15巴的压力下和在800至150°C, 优选900至1300°C, 特别优选1000°C至1200°C的温度下进行, 例如在约12巴的压力和约1100°C的温度下进行。基本反应是强吸热反应, 但不能完全排除 $CO_2$ 的形成。优选将镍催化剂用于甲烷蒸气重整, 并且供应至甲烷蒸气重整的甲烷在上游的氢化中被氢化, 以用优选来自电解单元的氢气去除硫组分, 其中然后将氢化的硫组分从甲烷中分离出来。在甲烷蒸气重整器中, 合成气优选通过原料预热和随后产生中压蒸气来冷却。产生的蒸气可与来自干重整器的中压蒸气一起完全用作甲烷蒸气重整器的水蒸气。

[0063] 特别是如果在该方法中在合成气生产单元中进行干重整并且将干重整器与甲烷蒸气重整器之间的比率基于甲烷使用量计调节到30至60%:40至65%, 则获得良好的结果。

此外,优选的是,在干重整器中产生的粗合成气中调节到1.13至1.80,优选1.15至1.20,例如1.17的 $H_2/CO$ 比,并且在甲烷蒸气重整器中产生的粗合成气中调节到3.20至3.60,例如3.43的 $H_2/CO$ 比。

[0064] 还优选的是,在该方法中,二氧化碳和由电解单元供应的氢气在甲烷化单元中转化为甲烷和水,其中将甲烷供应至合成气生产单元,优选将水供应至水净化单元。优选使用配备有镍催化剂的管束反应器作为甲烷化单元。甲烷化优选在10至50巴,更优选30至40巴,例如约35巴的压力下和在100至500 $^{\circ}C$ ,优选200至400 $^{\circ}C$ ,特别优选250 $^{\circ}C$ 至350 $^{\circ}C$ ,例如约300 $^{\circ}C$ 的温度下进行。极强放热反应的冷却优选通过管束反应器的夹套空间中的锅炉给水通过蒸发产生低压和中压蒸气来进行,该蒸气可用于设备的其它部分。甲烷化单元中的二氧化碳转化率为80至85%,以使得二氧化碳保留在产物中,然而,其可以毫无问题地供应至(第一)合成气生产单元或干重整器。

[0065] 在本发明构思的扩展中提出,从费托单元导出吹扫气流作为可燃气体。这可靠地防止了合成气生产单元和费托单元中诸如氮气和氩气之类的惰性气体的积聚。

[0066] 最后优选地,在精炼单元中生产航空涡轮机燃料、粗汽油和/或柴油,优选生产航空涡轮机燃料和粗汽油两者。例如,在根据本发明的方法中,生产煤油(SAF-“可持续航空燃料”)、粗汽油和轻汽油。

[0067] 下面结合附图对本发明进行更详细的描述,其中:

[0068] 图1示出了根据一个实施例的用于生产合成燃料的示意图。

[0069] 图2示出了根据另一个实施例的用于生产合成燃料的示意图。

[0070] 图3示出了根据另一个实施例的用于生产合成燃料的示意图。

[0071] 图1所示的用于生产合成燃料的设备10包括:

[0072] a) 用于由甲烷、水和二氧化碳生产包含一氧化碳、氢气和二氧化碳的粗合成气的合成气生产单元12,其中该合成气生产单元12具有至少一个反应段以及至少一个产热段,在所述反应段中甲烷、水和二氧化碳反应形成粗合成气,在所述产热段中通过燃烧可燃物形成烟气来产生甲烷、水和二氧化碳反应形成粗合成气所需的热量,其中反应段具有甲烷供给管线14、水供给管线16、至少一个二氧化碳供给管线18和粗合成气排出管线20,并且产热段具有可燃物供给管线22、含氧气体供给管线24和烟气排出管线26,

[0073] b) 用于从合成气生产单元12中产生的粗合成气中分离出二氧化碳的分离单元28,其具有二氧化碳排出管线30和合成气排出管线32,

[0074] c) 费托单元34,其用于通过费托工艺由已在分离单元28中分离出二氧化碳的合成气生产烃,和

[0075] d) 精炼单元36,其用于将费托单元34中产生的烃精炼成合成燃料,

[0076] 其中该设备10还包括:

[0077] e<sub>1</sub>) 分离单元38,其用于由通过烟气排出管线26从合成气生产单元排放的烟气中分离出二氧化碳,其中该分离单元28具有二氧化碳排出管线40,其中从所述经由烟气排出管线26从合成气生产单元12排放的烟气中分离出二氧化碳的分离单元38的二氧化碳排出管线40以及所述从合成气生产单元12中产生的粗合成气中分离出二氧化碳的分离单元28的二氧化碳排出管线30与二氧化碳压缩单元42连接,该二氧化碳压缩单元具有与合成气生产单元12的二氧化碳供给管线18连接的排出管线。

[0078] 分离单元28之后设置合成气压缩单元43,其用于将合成气压缩至费托合成中所需的压力。在此,合成气压缩单元43经由合成气排出管线32与分离单元28连接,并经由合成气供给管线44与费托单元34连接。费托单元34又经由管线46与精炼单元36连接,其中精炼单元36具有两个产品排出管线48'、48”。

[0079] 从费托单元34引出气体返回管线50,从外部引出甲烷供给管线15,并且从精炼单元36引出气体返回管线52、燃料返回管线54和生物气返回管线51至合成气生产单元12的可燃物供给管线22。

[0080] 设备10还包括用于由水产生氢气和氧气的电解单元56,其中电解单元56具有水供给管线58、氧气排出管线60和氢气排出管线62。在此,存在从氢气排出管线62通向合成气生产单元12的管线63,通向费托单元34的管线64,通向合成气压缩单元43的管线65,以及通向精炼单元36的管线66。从氧气排出管线60出发存在通向合成气生产单元12的含氧气体供给管线24的氧气管线68以及来自设备10的氧气产品管线69。燃烧空气供给管线25也通向合成气生产单元12的含氧气体供给管线24。

[0081] 另外,设备10包括水完全脱盐单元70,其具有淡水供给管线72和完全脱盐水排出管线74,其中完全脱盐水排出管线74与电解单元56的水供给管线58连接。

[0082] 另外,设备10包括水净化单元76,在该水净化单元中所述设备中产生的工艺水被净化以使得其可以循环。水净化单元76包括厌氧反应器,在其中待净化的水与厌氧微生物接触,该厌氧微生物将水中含有的有机杂质主要分解成二氧化碳和甲烷。来自费托单元34的工艺水供给管线78、来自精炼单元36的工艺水供给管线80、来自二氧化碳压缩单元42的工艺水供给管线81以及来自合成气生产单元12的工艺水供给管线82通向水净化单元76。设备10还包括蒸发单元84,其中蒸发单元84经由工艺水管线86与水净化单元76连接。此外,蒸发单元84经由管线与合成气生产单元12的水蒸气供给管线16连接。最后,从水净化单元76存在通向水完全脱盐单元70的工艺水管线88和用于在水净化单元76的厌氧反应器中形成的生物气的通向合成气生产单元12的产热段的生物气返回管线51,该生物气主要由例如比率为约1:1的二氧化碳和甲烷组成。

[0083] 最后,用于从设备10中分离出烟气的分离单元38包括锅炉给水供给管线27、氮气排出管线41和通入水净化单元76的工艺水排出管线83。水完全脱盐单元70还包括锅炉冷凝水供给管线71、锅炉给水排出管线73和来自设备10的废水排出管线75。

[0084] 在设备10的运行期间,向合成气生产单元12的反应段经由供给管线14供应甲烷、经由供给管线16供应水(蒸气)以及经由供给管线18供应二氧化碳,它们在合成气生产单元12的反应段中进行反应形成粗合成气。这种强吸热反应所需的能量或热量是通过在合成气生产单元的产热段中燃烧可燃物产生的。为此,向合成气生产单元12的产热段经由供给管线22供给可燃物,以及经由供给管线24供应含氧气体。可燃物来自设备10中产生的废气或燃料,即来自费托单元34的废气(其经由气体返回管线50供应至合成气生产单元12)、来自精炼单元36的废气(其经由气体返回管线52供应至合成气生产单元12)、来自合成燃料(轻汽油)(其经由燃料返回管线54供应至合成气生产单元12)和来自生物气(其经由生物气返回管线51从水净化单元76供应至合成气生产单元12)。合成气生产单元12的产热段中的可燃物的燃烧例如在1.5巴和1100°C的温度下进行。合成气生产单元12的反应段中产生的粗合成气经由排出管线20排出并供应至分离单元28,而合成气生产单元12的产热段中通过燃

烧产生的烟气经由排出管线26排出并供应至分离单元38。在分离单元28中,从粗合成气中分离出二氧化碳,其经由管线30导入二氧化碳压缩单元42。此外,在分离单元38中从烟气中分离出二氧化碳,其经由管线40导入二氧化碳压缩单元。在二氧化碳压缩单元42中,二氧化碳被压缩至例如32.5巴,然后将压缩的二氧化碳经由管线18再次供应至合成气生产单元12。通过该方法操作,可以省去二氧化碳排放,因为由可燃物燃烧产生的二氧化碳用于替代合成气生产中消耗的二氧化碳。因此,本发明的方法是二氧化碳中性的。另外,由于该方法操作,可以完全或至少几乎完全省去外部可燃物的供应。

[0085] 在分离单元28中脱除二氧化碳的合成气经由管线32供应至合成气压缩单元43,氢气也从电解单元56经由管线65供应至其中。在压缩单元中,合成气例如压缩至42.5巴,并调节至120°C的温度。此外,在压缩单元之后,还用合适的吸附剂净化合成气,通过吸附剂从合成气中分离出卤素、硫、氮、氧、金属和其它杂质。控制供应至合成气压缩单元43的氢气体积,以使得合成气的 $H_2/CO$ 摩尔比大于2.0。该合成气经由管线44供应至费托单元34,在其中合成气主要转化成正链烷烃。这些烃经由管线46导入精炼单元36,在那里它们通过加氢异构化和加氢裂化(异构加氢裂化)转化产生合成粗燃料,然后该合成粗燃料在氢汽提器中分离出来并且在精炼单元36的一个或多个蒸馏塔中分离36分成馏分:轻汽油、粗汽油和煤油(SAF“可持续航空燃料”),其中粗汽油和煤油经由管线48(汽油)和48'(煤油)从设备10排出,并且其中轻汽油经由燃料返回管线54和最终经由可燃物供给管线22供应至合成气生产单元12。在费托单元34、精炼单元36、二氧化碳压缩单元42、二氧化碳分离单元38和合成气生产单元12中产生的水经由工艺水管线78、80、81、82、83导入废水净化单元76,其中废水被厌氧微生物净化。净化的工艺水的一部分经由工艺水管线86供应至蒸发单元84,其中工艺水被完全蒸发,其中由此产生的水蒸气经由管线16供应至合成气生产单元12。净化的工艺水的另一部分经由工艺水管线88供应至水完全脱盐单元70。

[0086] 电解单元56所需的纯水通过淡水和净化的工艺水在水完全脱盐单元70中的完全脱盐而产生,并且经由管线58供应至电解单元56。电解单元56中产生的氢气经由管线62、63、64、65、66供应至合成气生产单元12、费托单元34、合成气压缩单元43和精炼单元36。在电解单元56中产生的氧气的一部分经由管线68与经由管线25供应的空气一起作为含氧气体导入合成气生产单元12的产热段,而在电解单元56中产生的氧气的另一部分经由管线69从设备10排出。

[0087] 图2所示的设备10对应于图1所示的设备,除了图2所示的设备10另外包括用于将氢气和二氧化碳转化为甲烷和水的甲烷化单元11。在此,甲烷化单元11具有二氧化碳供给管线19、与电解单元56的氢气排出管线62连接的氢气供给管线67、甲烷排出管线17和水排出管线87,其中甲烷排出管线17与合成气生产单元12的甲烷供给管线14连接,并且甲烷化单元11的水排出管线87与水净化单元76连接。还存在从甲烷排出管线17通向可燃物供给管线22至合成气生产单元12的子管线15'。由于当设备10运行时产生二氧化碳和氢气两者,因此在该实施方案中,(第一)合成气生产单元12(其是干重整器)所需的甲烷可以在设备10本身中廉价地生产并且不必从外部源供应。该反应是强放热的,并且还产生大量的低压和中压蒸气,其可以用于所述设备。由于现有的电解单元56,根据本发明的设备概念使得可以将甲烷化单元11毫无问题地集成到设备10中,特别是因为在甲烷化时产生的水可以在水处理单元76中净化并且因此在完全脱盐单元70中完全脱盐,并且因此可以再次用作电解中的起

始材料或用作锅炉给水。

[0088] 图3中所示的设备10对应于图1中所示的设备,除了图3中所示的设备10还具有甲烷蒸气重整器31作为用于由甲烷、水和氢气生产包含一氧化碳和氢气的粗合成气的第二合成气生产单元。该甲烷蒸气重整器31优选与(第一)合成气生产单元12(其被设计为干重整器)并联连接,其中在两个合成气生产单元12、31中产生的粗合成气相互混合,然后将以这种方式产生的粗合成气混合物供应至分离单元28以从粗合成气中分离出二氧化碳。为此目的,甲烷蒸气重整器31具有氢气供给管线61、甲烷供给管线13、水(蒸气)供给管线23、粗合成气排出管线21以及工艺水排出管线85,其中氢气供给管线61与电解单元56的氢气排出管线62连接,粗合成气排出管线21与(第一)合成气生产单元12的粗合成气排出管线20连接至分离单元28的合成气供给管线29,并且水排出管线85与水净化单元76连接。甲烷蒸气重整器31可以仅通过感应完全电加热,即通过甲烷蒸气重整器31的感应加热,不排放二氧化碳。甲烷蒸气重整器在1至20巴,例如10至15巴的低至中等压力和最高1500°C,例如1000°C至1200°C的反应温度下运行。该实施方案的优点在于,甲烷蒸气重整器31产生具有比干重整器12更高的H<sub>2</sub>/CO摩尔比的粗合成气。因此,干重整器12中产生的粗合成气和甲烷蒸气重整器31中产生的粗合成气的粗合成气混合物具有比干重整器12中产生的粗合成气更高的H<sub>2</sub>/CO摩尔比,因此在该实施方案中——相比于单独使用干重整器12而言——通过干重整器12和甲烷蒸气重整器31的组合使用,不需要来自电解单元56的氢气来调节供应至分离单元28的粗合成气中所需的H<sub>2</sub>/CO摩尔比。最后,设备10还包括可燃物气体排出管线55。

[0089] 下面使用说明性、但不限制本发明的实施例来描述本发明。

[0090] 实施例1

[0091] 根据本发明的方法在图1所示和上文所述的设备中使用过程模拟软件PRO/II(AVEVA)进行模拟,其中生产每天144456升煤油(SAF-“可持续航空燃料”)和每天42528升粗汽油(石脑油)。在此为各个管线确定以下产物流:

[0092]

		全部	气体	液体
编号	名称	kg/h	Nm <sup>3</sup> /h	Std.m <sup>3</sup> /h
14	通向合成气生产单元的甲烷供给管线	6150	8592	
15	甲烷供给管线	385	538	

[0093]

16	通向合成气生产单元的水蒸气供给管线	11000	13686	
18	通向合成气生产单元的二氧化碳供给管线	21260	10839	
20	粗合成气排出管线	29699	38172	
22	可燃物供给管线	4398	5055	
24	含氧气体供给管线	44232	34100	
25	燃烧空气供给管线	40182	31263	
26	烟气排出管线	48630	38690	
27	锅炉给水供给管线	386		0.39
30	来自粗合成气分离单元的二氧化碳排出管线	11108	5632	
32	合成气排出管线	18591	32445	
40	来自烟气分离单元的二氧化碳排出管线	10384	5388	
41	氮气排出管线	38246	26716	
44	通向费托单元的合成气供给管线	19352	40580	
46	通向精炼单元的供给管线	6210		8.0
48'	粗汽油(石脑油)产品排出管线	1210		1.77
48"	煤油产品排出管线	4550		6.06
50	费托单元的气体返回管线	3373	4167	
51	通向合成气生产单元的生物气返回管线	206	203	
52	精炼单元的气体返回管线	88	39	
54	燃料返回管线	346		0.55

	58	电解单元的水供给管线	7499		7.5
	60	电解单元的氧气排出管线	6632	4711	
	62	电解单元的氢气排出管线	867	9203	
	63	通向合成气生产单元的氢气供给管线	17.7	140	
	64	通向费托单元的氢气供给管线	0	0	
	65	通向二氧化碳压缩单元的氢气供给管线	761	8127	
	66	通向精炼单元的氢气供给管线	88	937	
	68	氧气管线	4050	2837	
	69	氧气产品管线	2582	1809	
[0094]	71	锅炉冷凝水供给管线	56431		56.5
	72	淡水供给管线/水排出管线	3494		3.5
	73	锅炉给水排出管线	59490		59.5
	74	完全脱盐水排出管线	7499		7.5
	75	废水排出管线	950		0.96
	78	费托单元的工艺水排出管线	9769		9.8
	80	精炼单元的工艺水排出管线	104		0.10
	81	二氧化碳压缩单元的工艺水排出管线	231		0.23
	82	合成气生产单元的工艺水排出管线	8729		8.74
	83	用于分离出二氧化碳的分离单元的工艺水排出管线	386		0.39
	86	水净化单元的蒸发单元的工艺水供给管线	11000		11.0
[0095]	88	水净化单元的水脱盐单元的工艺水供给管线	8014		8.0

[0096] 实施例2

[0097] 根据本发明的方法在图2所示和上文所述的设备中使用过程模拟软件PRO/II (AVEVA) 进行模拟,其中生产每天145827升煤油(SAF-“可持续航空燃料”)和每天42883升粗汽油(石脑油)。在此为各个管线确定以下产物流:

[0098]

		全部	气体	液体
编号	名称	kg/h	Nm <sup>3</sup> /h	Std.m <sup>3</sup> /h
14	甲烷供给管线	7710	10323	
15'	通入可燃物供给管线的子管线	413	552	
16	通向合成气生产单元的水蒸气供给管线	11000	13686	
17	甲烷化单元的甲烷产品管线	8122	10875	
18	通向合成气生产单元的二氧化碳供给管线	23200	11829	
19	甲烷化单元的二氧化碳供给管线	18094	9284	
20	粗合成气排出管线	31856	38994	
22	可燃物供给管线	4461	5110	
24	含氧气体供给管线	40460	31102	
25	燃烧空气供给管线	35560	27670	
26	烟气排出管线	44921	35734	
27	锅炉给水供给管线	386		0.39
30	粗合成气分离单元的二氧化碳排出管线	13138	6670	

[0099]

32	合成气排出管线	18718	32234	
40	烟气分离单元的二氧化碳排出管线	10326	5358	
41	氮气排出管线	34595	23690	
44	通向费托单元的合成气供给管线	19539	41006	
46	通向精炼单元的供给管线	6270		8.1
48'	粗汽油(石脑油)产品排出管线	1222		1.78
48''	煤油产品排出管线	4593		6.12
50	费托单元的气体返回管线	3406	4210	
51	合成气生产单元的生物气返回管线	206	203	
52	精炼单元的气体返回管线	88	39	
54	燃料返回管线	349		0.55
58	电解单元的水供给管线	35696		36.8
60	电解单元的氧气排出管线	31570	22113	
62	电解单元的氢气排出管线	4127	45439	
63	通向合成气生产单元的氢气供给管线	17.7	140	
64	通向费托单元的氢气供给管线	0	0	
65	通向二氧化碳压缩单元的氢气供给管线	821	8764	
66	通向精炼单元的氢气供给管线	88	937	
67	通向甲烷化单元的氢气供给管线	3200	35560	
68	通向合成气生产单元的氧气管线	4900	3432	

[0100]	69	氧气产品管线	26670	18681	
	71	锅炉冷凝水供给管线	106368		106.6
	72	淡水供给管线/水排出管线	20135		20.2
	73	锅炉给水排出管线	110963		111.2
	74	废水排出管线	35696		35.8
	75	水脱盐单元的废水排出管线	2500		2.51
	78	费托单元的工艺水排出管线	9863		9.9
	80	精炼单元的工艺水排出管线	105		0.11
	81	二氧化碳压缩单元的工艺水排出管线	264		0.27
	82	合成气生产单元的工艺水排出管线	10072		10.1
	83	用于分离出二氧化碳的分离单元的工艺水排出管线	386		0.39
	86	水净化单元的蒸发单元的工艺水供给管线	11000		11.0
	87	甲烷化单元的工艺水排出管线	13172		13.2
88	水净化单元的水脱盐单元的工艺水供给管线	22656		22.7	

[0101] 实施例3

[0102] 根据本发明的方法在图3所示和上文所述的设备中使用过程模拟软件PRO/II (AVEVA) 进行模拟,其中生产每天148096升煤油(SAF-“可持续航空燃料”)和每天43130升粗汽油(石脑油)以及每天13422升轻质液态烃和每天2060万升可燃气体。在此为各个管线确定以下产物流:

[0103]			全部	气体	液体
	编号	名称	kg/h	Nm <sup>3</sup> /h	Std.m <sup>3</sup> /h

[0104]

13	通向甲烷蒸气重整器的甲烷供给管线	4150	5798	
14	通向合成气生产单元的甲烷供给管线	3400	4750	
16	通向合成气生产单元的水蒸气供给管线	6109	7601	
18	通向合成气生产单元的二氧化碳供给管线	16090	8204	
20	粗合成气排出管线	20079	22707	
21	来自甲烷蒸气重整器的粗合成气排出管线	9277	23782	
22	可燃物供给管线	2974	3622	
23	甲烷蒸气重整器的水(蒸气)供给管线	8000	9953	
24	含氧气体供给管线	33639	26108	
25	燃烧空气供给管线	32772	25500	
26	烟气排出管线	36613	291137	
27	锅炉给水供给管线	342		0.34
29	粗合成气供给管线	29357	46489	
30	粗合成气分离单元的二氧化碳排出管线	9669	4886	
32	合成气排出管线	19688	41481	
40	来自烟气分离单元的二氧化碳排出管线	6645	3448	
41	排出管线	29968	21720	
44	通向费托单元的合成气供给管线	19688	41481	
46	通向精炼单元的供给管线	6317		8.2
48	轻质烃产品排出管线	352		0.56

	48'	粗汽油(石脑油)产品排出管线	1231		1.8
	48"	煤油产品排出管线	4628		6.17
	50	费托单元的气体返回管线	3432	4240	
	51	合成气生产单元的生物气返回管线	206	203	
	52	精炼单元的气体返回管线	88	39.4	
	53	轻质烃的气体返回管线	2768	3419	
	54	燃料返回管线	664	821	
	55	可燃气体排出管线	752	861	
	58	电解单元的水供给管线	975		0.98
	60	电解单元的氧气排出管线	867	608	
	61	通向甲烷蒸气重整器的氢气供给管线	11.5	91	
[0105]	62	通向电解单元的氢气排出管线	108	1097	
	63	通向合成气生产单元的氢气供给管线	9.8	78	
	64	通向费托单元的氢气供给管线	0	0	
	66	通向精炼单元的氢气供给管线	87	927	
	68	氧气管线	867	608	
	69	氧气产品管线	0	0	
	71	锅炉冷凝水供给管线	48987		49.1
	72	淡水供给管线/水排出管线	506		0.51
	73	锅炉给水排出管线	58483		58.6
	74	完全脱盐水排出管线	975		0.98
	75	废水排出管线	1732		1.74

[0106]	78	费托单元的工艺水排出管线	9938		9.96
	80	精炼单元的工艺水排出管线	106		0.11
	81	二氧化碳压缩单元的工艺水排出管线	224		0.22
	82	合成气生产单元的工艺水排出管线	5530		5.54
	83	用于分离出二氧化碳的分离单元的工艺水排出管线	342		0.34
	85	甲烷蒸气重整器的工艺水供给管线	2885		2.89
	86	水净化单元的蒸发单元的工艺水供给管线	6109		6.12
	88	水净化单元的水完全脱盐单元的工艺水供给管线	12709		12.73

[0107] 附图标记列表

[0108] 10用于生产合成燃料的设备

[0109] 11甲烷化单元

[0110] 12(第一)合成气生产单元/干重整器

[0111] 13通向甲烷蒸气重整器的甲烷供给管线

[0112] 14通向合成气生产单元的甲烷供给管线

[0113] 15甲烷供给管线

[0114] 15'通入可燃物供给管线的子管线

[0115] 16通向合成气生产单元的水蒸气供给管线

[0116] 17甲烷化单元的甲烷排出管线

[0117] 18通向合成气生产单元的二氧化碳供给管线

[0118] 19通向甲烷化单元的二氧化碳供给管线

[0119] 20粗合成气排出管线

[0120] 21来自甲烷蒸气重整器的粗合成气排出管线

[0121] 22可燃物供给管线

[0122] 23甲烷蒸气重整器的水(蒸气)供给管线

[0123] 24含氧气体供给管线

[0124] 25燃烧空气供给管线

[0125] 26烟气排出管线

[0126] 27锅炉给水供给管线

[0127] 28用于从粗合成气中分离出二氧化碳的分离单元

[0128] 29粗合成气供给管线

- [0129] 30来自粗合成气分离单元的二氧化碳排出管线
- [0130] 31甲烷蒸气重整器(第二合成气生产单元)
- [0131] 32合成气排出管线
- [0132] 34费托单元
- [0133] 36精炼单元
- [0134] 38从烟气中分离出二氧化碳的分离单元
- [0135] 40来自烟气分离单元的二氧化碳排出管线
- [0136] 41氮气排出管线
- [0137] 42二氧化碳压缩单元
- [0138] 43合成气压缩单元
- [0139] 44通向费托单元的合成气供给管线
- [0140] 46通向精炼单元的供给管线
- [0141] 48、48'、48"产品排出管线
- [0142] 50费托单元的气体返回管线
- [0143] 51通向合成气生产单元的生物气返回管线
- [0144] 52精炼单元的气体返回管线
- [0145] 53轻质烃的气体返回管线
- [0146] 54燃料返回管线
- [0147] 55可燃气体排出管线
- [0148] 56电解单元
- [0149] 58电解单元的水供给管线
- [0150] 60电解单元的氧气排出管线
- [0151] 61通向甲烷蒸气重整器的氢气供给管线
- [0152] 62电解单元的氢气排出管线
- [0153] 63通向合成气生产单元的氢气供给管线
- [0154] 64通向费托单元的氢气供给管线
- [0155] 65通向二氧化碳压缩单元的氢气供给管线
- [0156] 66通向精炼单元的氢气供给管线
- [0157] 67通向甲烷化单元的氢气供给管线
- [0158] 68氧气管线
- [0159] 69氧气产品管线
- [0160] 70水脱盐单元
- [0161] 71锅炉冷凝水供给管线
- [0162] 72淡水供给管线/水排出管线
- [0163] 73锅炉给水排出管线
- [0164] 74完全脱盐水排出管线
- [0165] 75来自设备的废水排出管线
- [0166] 76水净化单元
- [0167] 78费托单元的工艺水排出管线

- [0168] 80精炼单元的工艺水排出管线
- [0169] 81二氧化碳压缩单元的工艺水排出管线
- [0170] 82合成气生产单元的工艺水排出管线
- [0171] 83用于分离出二氧化碳的分离单元的工艺水排出管线
- [0172] 84蒸发单元
- [0173] 85甲烷蒸气重整器的工艺水供给管线
- [0174] 86水净化单元的蒸发单元的工艺水供给管线
- [0175] 87甲烷化单元的工艺水排出管线
- [0176] 88水净化单元的水脱盐单元的工艺水供给管线

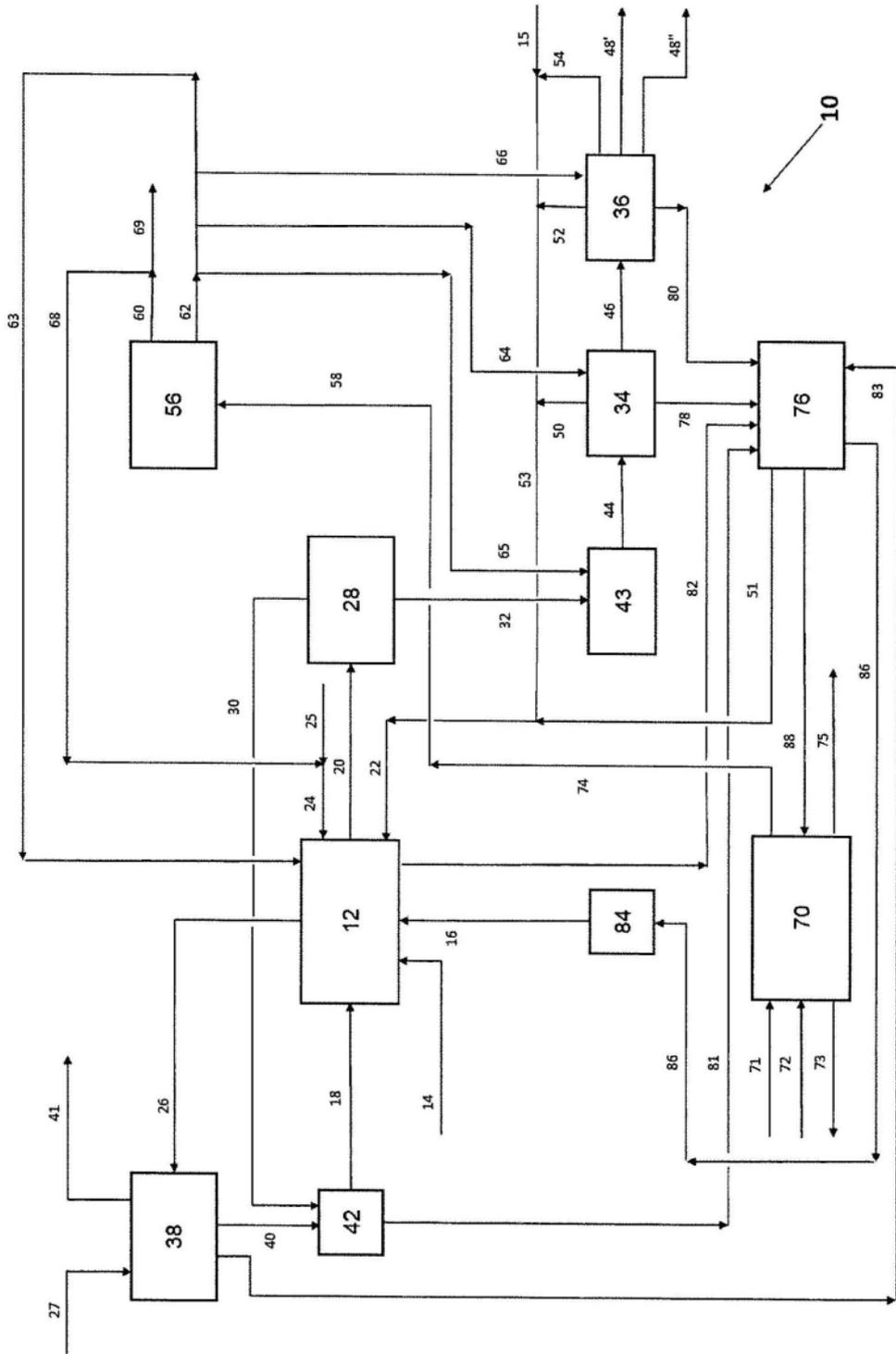


图1



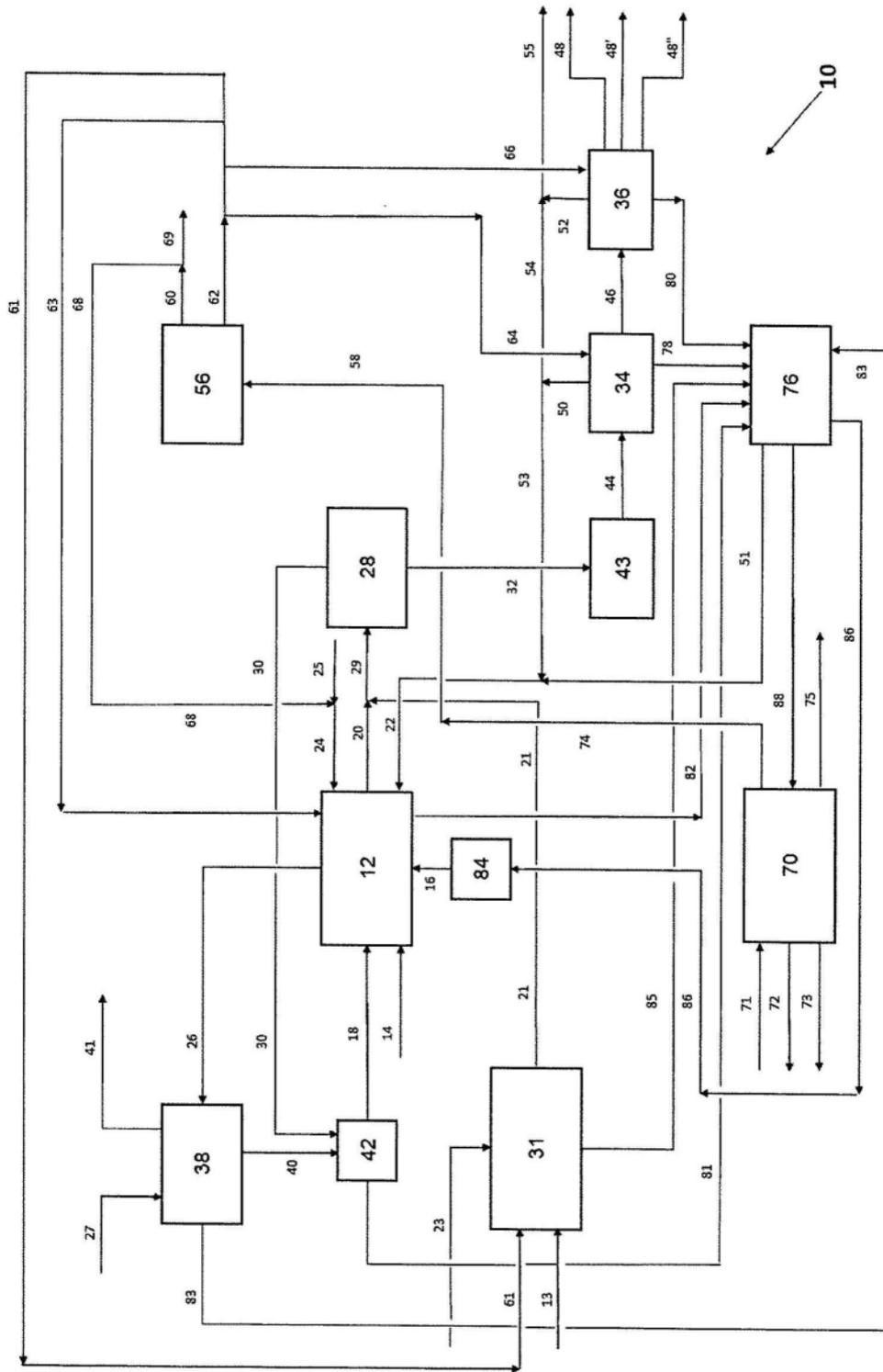


图3