(19)中华人民共和国国家知识产权局

(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 107635913 A
(43)申请公布日 2018.01.26

(21)申请号 201680030523.8

(22)申请日 2016.05.27

(30)优先权数据
62/167,871 2015.05.28 US

(85)PCT国际申请进入国家阶段日
2017.11.27

(86)PCT国际申请的申请数据
PCT/US2016/034636 2016.05.27

(87)PCT国际申请的公布数据
WO2016/191678 EN 2016.12.01

(71)申请人 气体技术学院
地址 美国伊利诺伊州德斯普兰斯

(72)发明人 杰弗里·梅斯
斯瑞尼瓦桑·拉维尚卡尔

(74)专利代理机构 上海瀚桥专利代理事务所(普通合伙) 31261
代理人 曹芳玲

(51)Int.Cl.
C01B 3/56(2006.01)
C01B 3/48(2006.01)
C01B 3/36(2006.01)
B01D 53/047(2006.01)

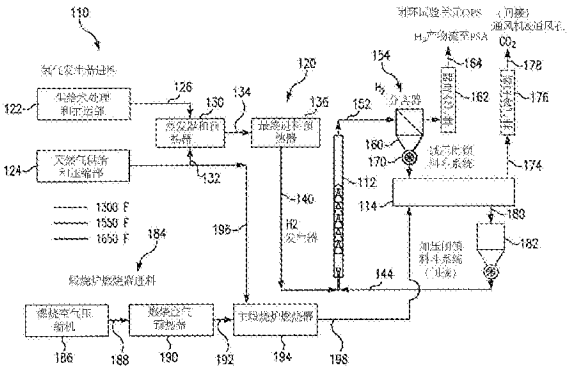
权利要求书2页 说明书6页 附图4页

(54)发明名称

大气煅烧下吸附剂强化重整制氢

(57)摘要

使用吸附剂强化重整器并结合在大气压力下运行的煅烧炉生产氢气的方法和系统。进料被引入吸附剂强化重整器以产生二氧化碳和氢气。重整器内的吸附剂材料用于吸附二氧化碳并形成已用吸附剂。将已用吸附剂引入到大气煅烧炉中以加热已用吸附剂而从已用吸附剂中解吸二氧化碳以产生可再循环至重整器的再生吸附剂。



CN 107635913 A

1.一种生产氢气的方法,所述方法包括:

将进料引入吸附剂强化重整器以产生二氧化碳和氢气,所述吸附剂强化重整器包含一定量的吸附剂材料以吸附二氧化碳并形成已用吸附剂;

将已用吸附剂引入在大气压下运行的煅烧炉中以加热所述已用吸附剂而从所述已用吸附剂中解吸二氧化碳以产生再生吸附剂;以及

将所述再生吸附剂的至少一部分再循环至所述吸附剂强化重整器。

2.根据权利要求1所述的方法,其特征在于,所述方法还包括:

从所述吸附剂强化重整器回收所述氢气的至少一部分。

3.根据权利要求2所述的方法,其特征在于,所述方法还包括:

移送回收的氢气用于进一步氢纯化处理。

4.根据权利要求3所述的方法,其特征在于,所述进一步氢纯化处理包括变压吸附。

5.根据权利要求1所述的方法,其特征在于,所述进料包括碳氢燃料和H_2O。

6.根据权利要求1所述的方法,其特征在于,所述碳氢燃料包括天然气。

7.根据权利要求1所述的方法,其特征在于,所述吸附剂强化重整器在至少35 psia的压力下运行。

8.根据权利要求1所述的方法,其特征在于,在将所述已用吸附剂引入所述煅烧炉之前,所述方法还包括从吸附剂强化重整器产物气体中分离出已用吸附剂。

9.根据权利要求8所述的方法,其特征在于,分离的吸附剂强化重整器产物气体包括氢气,并且所述方法还包括纯化所述分离的吸附剂强化重整器产物气体的至少一部分。

10.根据权利要求1所述的方法,其特征在于,所述方法还包括在所述再循环之前对所述再生吸附剂的至少一部分进行加压。

11.根据权利要求1所述的方法,其特征在于,在所述煅烧炉中加热所述已用吸附剂包括施加直接热量。

12.根据权利要求1所述的方法,其特征在于,在所述煅烧炉中加热所述已用吸附剂包括施加间接热量。

13.根据权利要求1所述的方法,其特征在于,所述方法还包括从所述煅烧炉回收解吸的二氧化碳的至少一部分。

14.一种生产氢气的方法,所述方法包括:

将含有天然气和H_2O的进料引入在至少35psia压力下运行的吸附剂强化重整器中以产生二氧化碳和氢气,所述吸附剂强化重整器包含一定量的CO_2吸附剂材料以吸附二氧化碳并形成已用吸附剂;

将包含氢气的吸附剂强化重整器产物气体从所述已用吸附剂中分离;

将所述已用吸附剂引入在大气压下运行的直接燃烧煅烧炉中以加热所述已用吸附剂而从所述已用吸附剂中解吸二氧化碳以产生再生吸附剂;以及

将所述再生吸附剂的至少一部分再循环至所述吸附剂强化重整器。

15.根据权利要求14所述的方法,其特征在于,所述方法还包括在所述再循环之前对所述再生吸附剂的至少一部分进行加压。

16.根据权利要求14所述的方法,其特征在于,所述方法还包括从所述煅烧炉回收解吸的二氧化碳的至少一部分。

17.一种用于生产氢气的系统，所述系统包括：

吸附剂强化重整器，所述吸附剂强化重整器包含一定量的吸附剂材料，在所述吸附剂强化重整器中，进料产生二氧化碳和氢气，且所述吸附剂材料吸附二氧化碳并形成已用吸附剂；

分离器，所述分离器用于从吸附剂强化重整器产物气体中分离出已用吸附剂；

煅烧炉，所述煅烧炉在大气压下运行以加热所述已用吸附剂而从所述已用吸附剂中解吸二氧化碳以产生再生吸附剂；以及

循环管线，所述循环管线将来自所述煅烧炉的所述再生吸附剂的至少一部分引入所述吸附剂强化重整器中。

18.根据权利要求17所述的系统，其特征在于，所述煅烧炉是直接加热煅烧炉。

19.根据权利要求17所述的系统，其特征在于，在至少35 psia的压力下，所述吸附剂强化重整器产生二氧化碳和氢气，并且所述吸附剂材料吸附二氧化碳并形成已用吸附剂。

20.根据权利要求17所述的系统，其特征在于，所述系统还包括二氧化碳处理管线以从所述煅烧炉输送解吸的二氧化碳的至少一部分用于进一步处理。

大气煅烧下吸附剂强化重整制氢

技术领域

[0001] 本发明总体涉及制氢，更具体地说，涉及大气煅烧下吸附剂强化重整制氢。

背景技术

[0002] 吸附剂强化重整(Sorbent Enhanced Reforming,SER)是一种新兴的整合二氧化碳捕集的制氢处理技术。

[0003] 这种处理通常采用Le Chatelier原理(勒夏特列原理)来协助生产高纯度的氢气。实质上，这种处理利用吸附剂材料来吸附重整反应过程中产生的二氧化碳，使得反应产生更多的二氧化碳，随后将其除去。二氧化碳的去除优先将热力学平衡转换为高纯度氢平衡。

[0004] SER处理的第二个好处是，几乎所有的二氧化碳都被吸附剂材料保留或保留在吸附剂材料中。为了有利地使吸附剂材料能够重复使用，捕集的二氧化碳必须随后从吸附剂材料中释放出来。吸附剂材料的再生通常在称为煅烧炉的部件中进行。

[0005] 有两种典型的煅烧处理类型：直接燃烧和间接燃烧。直接燃烧煅烧利用高温气体，例如来自燃烧或电加热过程的高温气体，并将这种高温气体直接与吸附剂材料混合。这种直接燃烧煅烧处理通常简化了固体处理方法，并降低了减小二氧化碳分压所需的煅烧温度。间接燃烧煅烧利用与吸附剂材料物理分离的热量，例如由外部来源提供的热量。这种间接燃烧煅烧处理通常使传热过程复杂化并且提高了所需的煅烧温度，但是提供了近纯的二氧化碳流，例如被发现可用于碳捕集和碳封存或共生产的需要。

[0006] 以往，煅烧处理通常在反应器系统压力的5%以内的压力下进行，反应器系统压力通常在30～363 psia。

发明内容

[0007] 本改进的总体目的是提供或实现改善的氢气产量。

[0008] 根据一实施方式，本改进的总体目的可以至少部分地通过一种生产氢气的方法来实现，所述方法包括将进料引入吸附剂强化重整器以产生二氧化碳和氢气。所述吸附剂强化重整器较佳地包含一定量的吸附剂材料以吸附二氧化碳并形成已用吸附剂。所述方法还包括将已用吸附剂引入在大气压下运行的煅烧炉中以加热所述已用吸附剂而从所述已用吸附剂中解吸二氧化碳以产生再生吸附剂。再生吸附剂的至少一部分可以较佳地再循环至吸附剂强化重整器，以用于进一步处理。

[0009] 根据另一实施方式，本改进提供一种生产氢气的方法，该方法包括将含有天然气和H_2O的进料引入在至少35psia压力下运行的吸附剂强化重整器中以产生二氧化碳和氢气。所述吸附剂强化重整器较佳地包含一定量的CO_2吸附剂材料以吸附二氧化碳并形成已用吸附剂。将包含氢气的吸附剂强化重整器产物气体从所述已用吸附剂中分离。将所述已用吸附剂引入在大气压下运行的直接燃烧煅烧炉中以加热所述已用吸附剂而从所述已用吸附剂中解吸二氧化碳以产生再生吸附剂。如果需要，分离出的吸附剂强化重整器产品氢气的至少一部分随后可例如通过变压吸附纯化。此外，再生吸附剂的至少一部分再循环至

吸附剂强化重整器。

[0010] 根据本发明的另一方面，提供一种用于生产氢气的系统。该系统可以包含或包括吸附剂强化重整器，所述吸附剂强化重整器例如包含一定量的吸附剂材料，在所述吸附剂强化重整器中，进料产生二氧化碳和氢气，且所述吸附剂材料吸附二氧化碳并形成已用吸附剂。该系统还可以包括分离器，所述分离器用于从吸附剂强化重整器产物气体中分离出已用吸附剂。提供或包括在大气压下运行的煅烧炉以加热已用吸附剂而从已用吸附剂中解吸二氧化碳以产生再生吸附剂。该系统还包括再循环管线，以将再生吸附剂的至少一部分从所述煅烧炉引入至所述吸附剂强化重整器中。

[0011] 通过吸附剂去除二氧化碳有利地优先将平衡转换成高纯度氢平衡。

[0012] 此外，几乎所有的二氧化碳都保留在吸附剂材料中。本改进中，使用在本地环境压力下运行的大气煅烧炉有利地使煅烧炉脱离反应器的运行压力。

[0013] 本领域技术人员以及被在此提供的教导指导的人员可以理解，煅烧炉较佳地可以在为大气压(例如，直至高于或低于大气压的25%、20%或10%)的CO_2分压下运行，或者在引入蒸汽或其他稀释剂的情况下在低于大气压的CO_2分压下运行。煅烧炉的输入可包括燃料、空气和来自SER氢气发生器的高压吸附剂。煅烧过程使得吸附剂升至更高压。来自煅烧过程的排气可以被捕获和/或进一步被处理。

[0014] 如本文中所使用的，提及“大气”煅烧炉、在“大气压”下运行的煅烧炉等类似术语应理解为指在大气压±25%、大气压±20%或大气压±10%下的煅烧炉和运行。

[0015] 从以下结合所附权利要求和附图的详细描述中，本领域技术人员将明了其他目的和优点。

附图说明

[0016] 图1是示出根据本改进的一个方面的用于生产氢气的处理系统的简化示意图；

图2是示出根据本改进的另一实施方式的可选的用于生产氢气的处理系统的简化示意图；

图3是用于$CaCO_3$与CaO之间的平衡关系的CO_2分压与温度之间的数学关系的图示；

图4是关于源自弗里多尼亚的CaO(Fredonia Derived CaO)和超纯CaO(Ultrapure CaO)在不同选定温度下的烧结的图示。

具体实施方式

[0017] 图1示出了根据本改进一实施方式的用于生产或产生氢气的处理系统，其通常由附图标记110表示，并且该处理系统110使用或利用吸附剂强化重整器112来产生已用吸附剂、氢气和残余气体。如下面进一步详述的，处理系统110还采用或利用间接燃烧煅烧，因而包括间接燃烧煅烧炉114，以适当地处理和再生已用吸附剂。

[0018] SER氢气发生器的合适输入可以包括合适的碳氢燃料(例如天然气)、蒸汽、已加压吸附剂，其例如较佳地至少部分来自煅烧炉，并且可以包括排气，其例如来自系统相关的变压吸附器。

[0019] 处理系统110包括总体表示为120的进料处理部，其用于在进料进入用于产生或生产氢的吸附剂强化重整器112之前适当地处理进料。

[0020] 进料处理部120可以如图所示包含或者包括供给水处理和抽运部122以及天然气供给和压缩部124，其中供给水经由管线126引入蒸发器和预热器单元130中，并且至少一部分天然气经由管线132引入蒸发器和预热器单元130中。来自蒸发器和预热器单元130的进料经由管线134输送至最终进料预热器136，产生的被加热进料经由管线140引入至氢气(H_2)吸附剂强化重整器氢气发生器112。

[0021] 合适的吸附剂材料经由管线144引入氢气(H_2)吸附剂强化重整器氢气发生器112中。

[0022] 理想的连续SER处理可以充分利用流化床反应器技术，流化床反应器技术对于连续操作是理想的。流化床反应器的利用可以引起或产生许多相关益处，包括例如增加或改善的温度均匀性和/或传热。

[0023] SER氢气发生器112利用吸附剂材料吸附重整反应过程中产生的二氧化碳，使重整反应产生额外的氢气和二氧化碳，二氧化碳优选通过吸附剂材料除去。因此，二氧化碳的去除优先将平衡转换为高纯度氢平衡。

[0024] 以CaO为吸附剂材料，吸附剂强化重整操作涉及的主要反应如下反应1-3：

$CH_4(g) + H_2O(g) \rightarrow 3H_2(g) + CO(g)$ 重整 (1)

$CO(g) + H_2O(g) \rightarrow H_2(g) + CO_2(g)$ 水-气转换 (2)

$CaO + CO_2(g) \rightarrow CaCO_3 + 热$ 吸附剂碳化 (3)

$CH_4(g) + 2H_2O(g) + CaO \rightarrow 4H_2(g) + CaCO_3$ 整体SER (4)

$CaCO_3 + 热 \rightarrow CaO + CO_2$ 吸附剂煅烧 (5)

整体SER操作如上述反应(4)所定义，煅烧操作如反应(5)所示。

[0025] 从氢气(H_2)吸附剂强化重整器氢气发生器112排出的产物流152被引入合适的分离器或处理装置154中以将固体已用吸附剂与气体产物材料分离。在特定实施方式中合适的分离器或处理装置可以包括过滤器、旋风器等或其组合。

[0026] 来自分离器154的排气流160被送至排气冷却器162以适当降低温度。主要由氢气组成的适当冷却的排气通过管线164进行后续处理，例如进一步纯化，例如通过变压吸附器进一步纯化。

[0027] 来自分离器154的固体已用吸附剂可以利用诸如固体入口上的阀(未示出)和固体出口上的阀170收集在料斗166中。一旦料斗被适当地填充，可以关闭料斗的入口，并且可以例如通过合适的排气口(未示出)从料斗排出压力。一旦压力充分降低，打开吸附剂出口阀170以允许将已用吸附剂排放至大气间接燃烧煅烧炉114中。

[0028] 煅烧炉114用于从正在再生的吸附剂中解吸二氧化碳。二氧化碳和任何其他气体经由管线174流入冷却器176并经由后续管线178例如流入排气管或进行其他合适的处置或排放。

[0029] 来自煅烧炉114的再生吸附剂经由管线180收集至单独的料斗182中，并且可以适当地再加压至略高于反应器压力的压力。一旦达到期望的压力，再生吸附剂例如通过管线144计量加入到SER反应器112中。

[0030] 处理系统110包括煅烧炉燃烧器进料部，其通常标记为184，并且例如包括燃烧空气压缩机单元186，该燃烧空气压缩机单元186将燃烧空气经由管线188供给至燃烧空气预热器单元190，所述燃烧空气预热器单元190将预热空气经由管线192供给至主煅烧炉燃烧

器单元194。主煅烧炉燃烧器单元194还通过管线196例如从天然气供给和压缩部124接收天然气，其中燃烧产物被引入间接燃烧器管道115中，该间接燃烧器管道115将热量传递至煅烧炉114中，但与煅烧炉114的内部物理分离。残余的燃烧气体被收集并经由管线175输送至热回收系统177，在热回收系统177中从燃烧气体中提取余热并将其排放至大气179。

[0031] 如本领域技术人员以及被在此提供的教导指导的人员所理解，这种间接燃烧煅烧处理提供了近纯的二氧化碳流，例如可以被发现可用于碳捕集和碳封存或共生产的需要。其结果是，在某些优选的实施方式中，优选利用间接燃烧煅烧。

[0032] 如在此所述的大气煅烧炉的使用可以例如通过消除对空气和PSA排气压缩机中的任一者或两者的需要来理想地降低系统资本成本。另外，消除了这种压缩机运行所需的能量，从而降低了运行成本并提高了系统效率。此外，如在所述煅烧中，煅烧温度是二氧化碳分压的直接结果，通过降低压力，温度也理想地降低，因此根据本改进的实施可以理想地增加 吸附剂的使用寿命，并延长必须更换吸附剂之前的时间。

[0033] 上面具体参照利用了间接燃烧煅烧炉的处理系统描述了根据本改进的处理，但是本发明的更广泛的实施不必受到如此限制，例如，如果需要，可以采用直接燃烧煅烧炉来合适地实施本改进。为此，现参考图2，其描绘了根据本改进的另一实施方式的用于生产或产生氢气的处理系统，该处理系统通常由附图标记210表示。处理系统210除了不是间接燃烧煅烧和间接煅烧炉外大致类似于上述处理系统110，处理系统210采用或利用直接燃烧煅烧，因此包括直接燃烧煅烧炉214以适当地处理和再生已用吸附剂。

[0034] 与处理系统110类似，处理系统210包括进料处理部，其通常表示为220，用于在进料进入用于产生或生产氢的吸附剂强化重整器212之前适当地处理进料。进料处理部220可以如图所示包含或包括供给水处理和抽运部222以及天然气供给和压缩部224，供给水经由管线226引入蒸发器和预热器单元230中，并且至少一部分天然气通过管线232引入蒸发器和预热器单元230中。来自蒸发器和预热器单元230的进料经由管线234输送至最终进料预热器236，产生的被加热进料经由管线240引入至氢气(H_2)吸附剂强化重整器氢气发生器212。

[0035] 合适的吸附剂材料经由管线244引入氢气(H_2)吸附剂强化重整器氢气发生器212中。

[0036] 如系统110中的SER氢气发生器112，SER氢气发生器212利用吸附剂材料吸附重整反应过程中产生的二氧化碳，使重整反应产生额外的氢气和二氧化碳，二氧化碳优选通过吸附剂材料除去。因此，二氧化碳的去除优先将平衡转换为高纯度氢平衡。

[0037] 从氢气(H_2)吸附剂强化重整器氢气发生器212排出的产物流252被引入合适的分离器或处理装置254中以将固体已用吸附剂与气体产物材料分离。在特定实施方式中合适的分离器或处理装置可以包括过滤器、旋风器等或其组合。

[0038] 来自分离器254的排气流260被送至排气冷却器262以适当降低温度。主要由氢气组成的适当冷却的排气通过管线264进行后续处理，例如进一步纯化，例如通过变压吸附器进一步纯化。

[0039] 来自分离器254的固体已用吸附剂可以利用诸如固体入口上的阀(未示出)和固体出口上的阀270收集在料斗266中。一旦料斗被适当地填充，可以关闭料斗的入口，并且可以例如通过合适的排气口(未示出)从料斗排出压力。一旦压力充分降低，打开吸附剂出口阀

270以允许将已用吸附剂排放至大气直接燃烧煅烧炉214中。

[0040] 煅烧炉214用于从正在再生的吸附剂中解吸二氧化碳。来自直接煅烧炉214的材料通过管线271进入合适的分离器或处理装置272，以将再生吸附剂固体与气体材料(包括解吸的二氧化碳)分离。在特定实施方式中合适的分离器或处理装置可以包括过滤器、旋风器等或其组合。

[0041] 二氧化碳和任何其他气体经由管线274流入冷却器276并经由后续管线278例如流入排气管或进行其他合适的处置或排放。

[0042] 来自分离器272的再生吸附剂排入加压闭锁料斗系统282中，该加压闭锁料斗系统282将再生吸附剂的压力增加至SER反应器压力。加压的再生吸附剂经管线244进入SER反应器212。

[0043] 处理系统210，与上述处理系统110类似，包括煅烧炉燃烧器进料部，其通常标记为284，并且例如包括燃烧空气压缩机单元286，该燃烧空气压缩机单元286将燃烧空气经由管线288供给至燃烧空气预热器单元290，所述燃烧空气预热器单元290将预热空气经由管线292供给至主煅烧炉燃烧器单元294。主煅烧炉燃烧器单元294还通过管线296例如从天然气供给和压缩部224接收天然气，其中燃烧产物通过管线298引入煅烧炉212中。

[0044] 如本领域技术人员以及被在此提供的教导指导的人员所理解，与间接燃烧煅烧处理典型地使传热过程复杂化并且增加所需的煅烧温度相反，直接燃烧煅烧处理可以理想地简化固体处理方法，并降低减小二氧化碳的分压所需的煅烧温度。其结果是，在某些优选实施方式中，优选利用直接燃烧煅烧。

[0045] 为了更好地理解和解释本改进，现在将参考图3和图4。

[0046] 更具体地，图3图示了$CaCO_3$煅烧即上述反应(5)中的压力和煅烧温度之间的平衡关系。在$CaCO_3$的煅烧过程中，CO_2作为副产物产生。CO_2即$CaCO_3$煅烧的副产物的分压表示为温度的函数。图3表明，随着CO_2分压的升高，煅烧所需的温度升高。二氧化碳的存在影响反应的驱动力。考虑到这一点，非限制性实施方式可以较佳地使用控制装置随着CO_2分压的改变来调节温度。可以监测CO_2分压和出口温度，并将其与固体颗粒输入、燃料供给速率和煅烧室入口温度进行比较，以确定煅烧过程的效率。在测量值偏离曲线的情况下，可以调节燃料输入以改变温度。

[0047] 煅烧所需的热量可引起固体吸附剂颗粒的烧结，从而减小表面积和孔体积。这可能导致反应性降低，并且不利地影响化合物在随后的过程中使用的能力或者再循环用于吸附额外的副产物的能力。例如，氧化钙(CaO)是二氧化碳(CO_2)的吸附剂。吸附反应产生碳酸钙($CaCO_3$)。因此可将$CaCO_3$煅烧回CaO，但所得的CaO可能不合需要地烧结。孔体积和表面积的损失降低了新煅烧的CaO在进一步吸附CO_2的反应中再使用的能力。

[0048] 通过限制施加到固体吸附剂颗粒的热量和固体吸附剂颗粒暴露于升高的温度的时间，可以减少烧结量。用于煅烧的常规技术通常将正在煅烧的化合物暴露于高温一个或多个小时的时间。这样的持续时间导致煅烧产物的反应性显著降低。如果煅烧产物要通过另一反应循环(例如吸附另外的CO_2)，则由这些其它煅烧技术引起的烧结会显著限制和降低煅烧产物吸附额外副产物的能力和/或显著减少煅烧产物能通过吸附副产物过程循环的次数。

[0049] 现在参考图4，其图示了在不同的选定温度下的源自弗里多尼亚的CaO(Fredonia

Derived CaO)和超纯CaO(Ultrapure CaO)的烧结，并且表明在较高温度下会出现烧结速率的增加。这将减少吸附剂(例如CaO)的寿命。如本领域技术人员以及被在此提供的教导指导的人员所理解，根据本改进的大气煅烧炉的使用可以理想地减轻或最小化该问题。

[0050] 因此，应该理解和认识到，根据本改进的操作可显著减少吸附剂烧结并增加煅烧炉中的固体分离。

[0051] 权利要求并不意欲包括并且不应被解释为包括装置加功能或步骤加功能限制，除非这样的限制使用短语“用于...的装置”或“用于...的步骤”明确记载在给定权利要求中。

[0052] 本文示例性公开的本发明适当地可以在不存在本文未具体公开的任何元件、部件、步骤、组件或成分的情况下实施。

[0053] 尽管在前面的详细描述中已经关于本发明的某些优选实施方式描述了本发明，并且为了说明的目的已经阐述了许多细节，但是本领域技术人员可以明了，本发明容许附加的实施方式，并且在不脱离本发明的基本原理的情况下，本文描述的某些细节可以有相当大的变化。

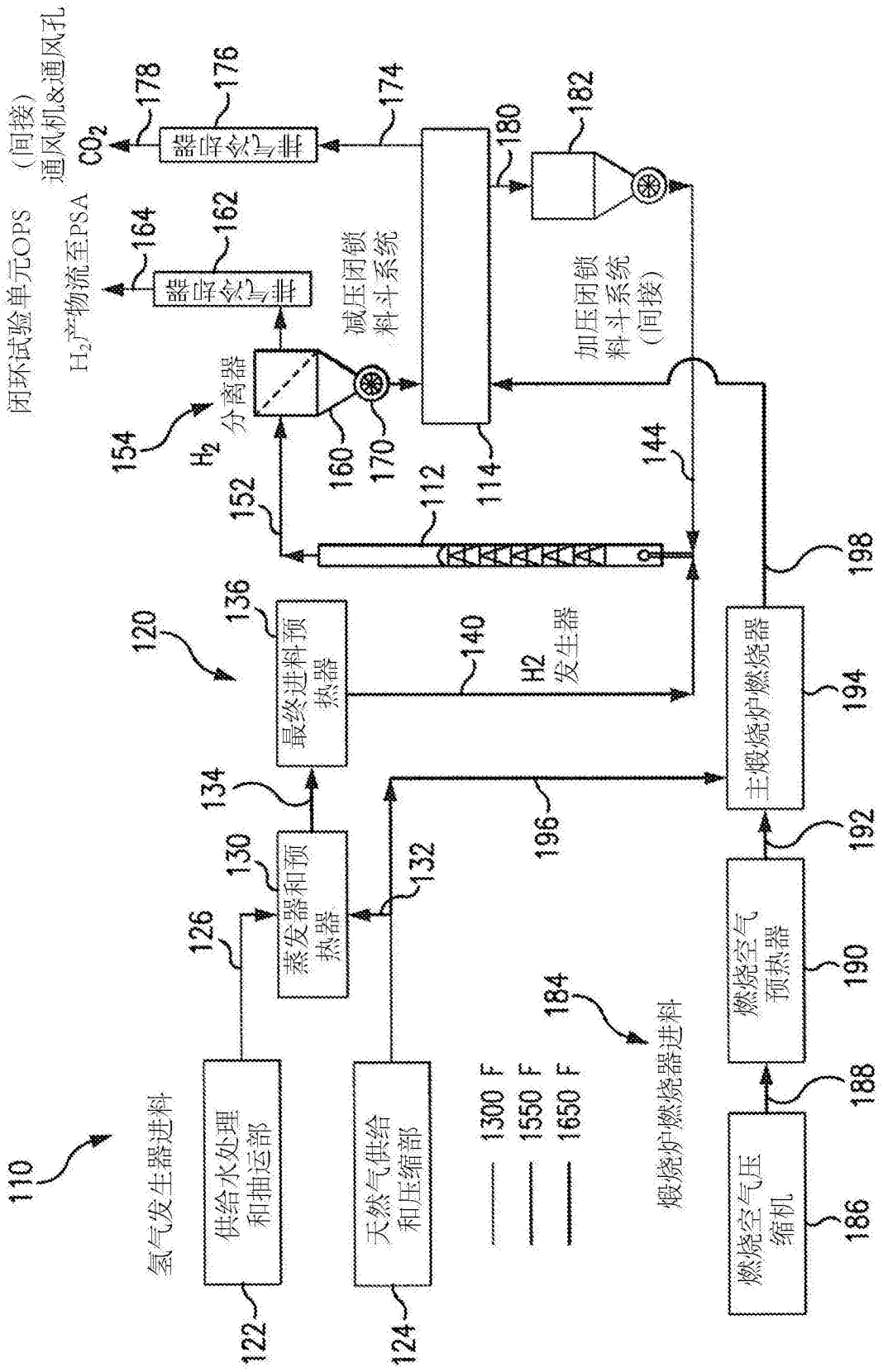

110
氢气发生器进料
供给水处理和抽运部
122
126
蒸发器和预热器
130
134
最终进料预热器
136
120
天然气供给和压缩部
124
132
196
140
H2发生器
144
152
112
114
分离器
154
H2
160
170
氢气冷却器
162
164
氢气冷却器
176
178
CO2
174
减压闭锁料斗系统
180
加压闭锁料斗系统（间接）
182
闭环试验单元OPS （间接）通风机&通风孔
H2产物流至PSA
198
主煅烧炉燃烧器
194
燃烧空气预热器
190
192
燃烧空气压缩机
186
188
煅烧炉燃烧器进料
184
1300 F
1550 F
1650 F

图 1

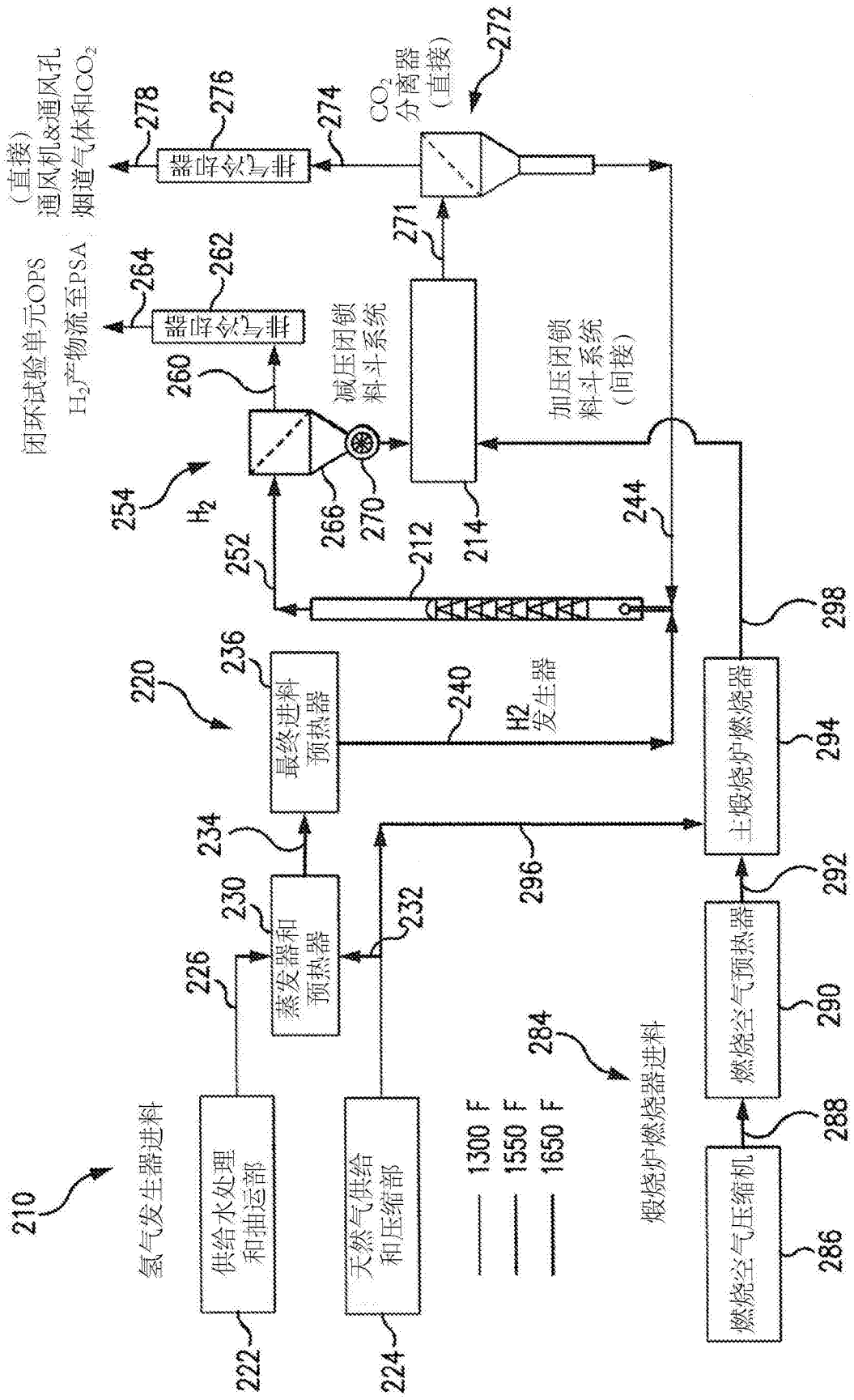

210
氢气发生器进料
供给水处理和抽运部
222
天然气供给和压缩部
224
226
蒸发器和预热器
230
232
234
最终进料预热器
236
220
240
H2发生器
252
212
214
244
减压闭锁料斗系统
加压闭锁料斗系统（间接）
271
272
CO_2分离器（直接）
274
非气冷却器
276
278
（直接）通风机&通风孔烟道气体和CO_2
254
H_2
266
270
260
非气冷却器
262
264
闭环试验单元OPS
H_2产物流至PSA
1300 F
1550 F
1650 F
284
煅烧炉燃烧器进料
296
主煅烧炉燃烧器
294
298
燃烧空气预热器
290
292
燃烧空气压缩机
286
288

图 2

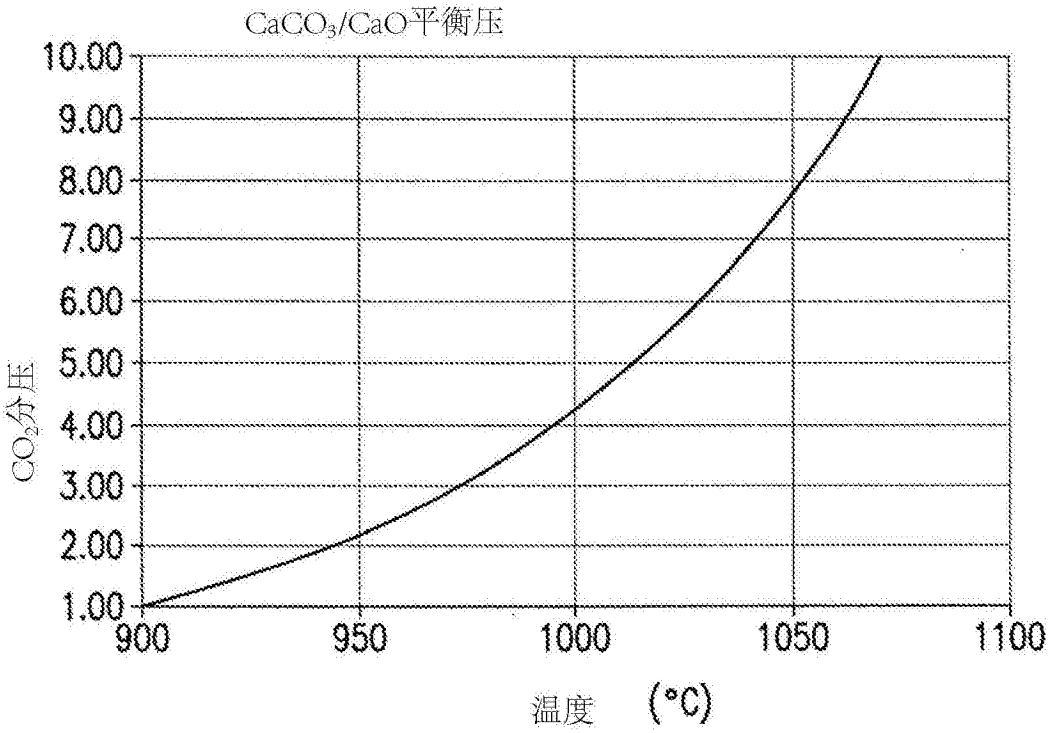

CaCO3/CaO平衡压
10.00
9.00
8.00
7.00
6.00
5.00
4.00
3.00
2.00
1.00
CO2分压
900
950
1000
1050
1100
温度 (°C)

图 3

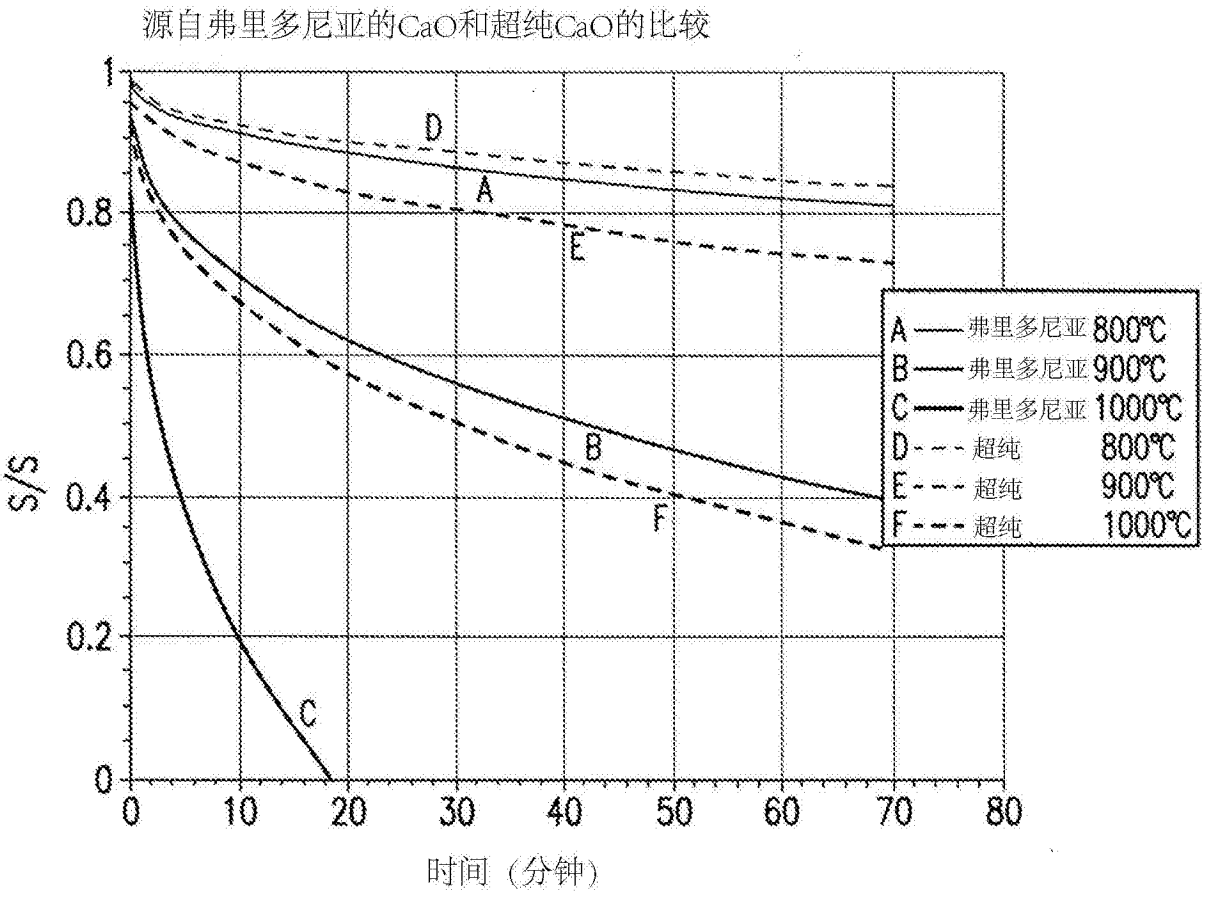

源自弗里多尼亚的CaO和超纯CaO的比较
S/S
时间（分钟）
A 弗里多尼亚 800℃
B 弗里多尼亚 900℃
C 弗里多尼亚 1000℃
D 超纯 800℃
E 超纯 900℃
F 超纯 1000℃

图 4