



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 102849676 B

(45) 授权公告日 2014. 07. 30

(21) 申请号 201110180067. 4

C10B 49/02(2006. 01)

(22) 申请日 2011. 06. 29

C10B 57/00(2006. 01)

C01B 31/20(2006. 01)

(73) 专利权人 中国科学院过程工程研究所
地址 100190 北京市海淀区中关村北二条 1 号

(56) 对比文件

WO 89/10895 A1, 1989. 11. 16, 全文.

CA 1311923 C, 1992. 12. 29, 全文.

PL 197047 B1, 2008. 02. 29, 全文.

朱锡锋. 气化技术分类. 《生物质热解原理与技术》. 中国科学技术大学出版社, 2006, 第 146 页.

苏学泳 等. 生物质在流化床中的热解和气化研究. 《燃料化学学报》. 2000, 第 28 卷 (第 4 期), 第 298-305 页.

(72) 发明人 宋文立 林伟刚 李松庚 许志宏
郝丽芳 都林 王泽 姚建中

审查员 顾明杰

(74) 专利代理机构 北京法思腾知识产权代理有限公司 11318

代理人 高宇 杨小蓉

(51) Int. Cl.

C01B 3/02(2006. 01)

C01B 3/12(2006. 01)

C01B 3/32(2006. 01)

C01B 3/34(2006. 01)

C10J 3/66(2006. 01)

C10J 3/64(2006. 01)

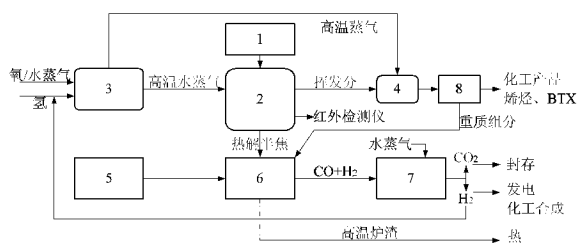
权利要求书2页 说明书8页 附图1页

(54) 发明名称

一种固体燃料的高温水蒸气热解-裂解-气化装置及方法

(57) 摘要

本发明涉及固体燃料综合利用领域,具体地,本发明涉及一种固体燃料的高温水蒸气热解-裂解-气化装置及方法。所述方法为:将 O₂和 H₂燃烧产生的高温水蒸气通入固体燃料中进行低温热解,析出挥发分,得到油气产物和热解半焦;油气产物以热态在高温水蒸气作用下热裂解,经分离后得到轻质产物和重质组分;得到的热解半焦和重质组分在携氧高温水蒸气作用下气化,得到水煤气;水煤气继续与水蒸气反应,得到 CO₂和 H₂,经分离,CO₂进行封存,H₂用于发电。本发明特点在于利用氢氧燃烧产生的高温水蒸气提供热量;热解产生的油气产物以热态直接进入热裂解反应器;经热裂解得到轻质烯烃和 BTX 等更高附加值产物;通过分级提取,实现固体燃料清洁、高效的综合利用。



CN 102849676 B

1. 一种固体燃料的高温水蒸气热解—裂解—气化方法,其特征在于,所述方法包括以下步骤:

1) 将 O_2 和 H_2 燃烧产生的高温水蒸气通入固体燃料中,发生固体燃料的低温热解,析出挥发分,得到热解油气产物,同时得到热解半焦;

2) 步骤 1) 得到的油气产物在通入的高温水蒸气作用下进行热裂解反应,经分离后得到轻质产物和重质组分;

3) 步骤 1) 得到的热解半焦和步骤 2) 中得到的重质组分在通入的携氧高温水蒸气作用下气化,得到水煤气,同时排出炉渣;

4) 将步骤 3) 得到的水煤气与通入的水蒸气反应,得到 CO_2 和 H_2 ,经分离,得到的 CO_2 进行封存,得到的 H_2 用于发电或返回到步骤 1) 中制备高温水蒸气;

所述步骤 1) 中 O_2 和 H_2 燃烧生成的高温水蒸气温度为 $1000 \sim 2000^\circ C$;

所述步骤 1) 中煤的低温热解析出挥发分的温度为 $500 \sim 900^\circ C$;

所述步骤 2) 中热裂解反应的温度为 $600 \sim 900^\circ C$;

所述步骤 3) 中气化温度高于 $1000^\circ C$ 。

2. 根据权利要求 1 所述固体燃料的高温水蒸气热解—裂解—气化方法,其特征在于,将所述步骤 2) 中得到的重质组分用于加氢裂解。

3. 根据权利要求 1 所述固体燃料的高温水蒸气热解—裂解—气化方法,其特征在于,所述步骤 1) 中的固体燃料为含挥发分高的烟煤、褐煤、油砂、生物质或油页岩。

4. 根据权利要求 3 所述固体燃料的高温水蒸气热解—裂解—气化方法,其特征在于,所述的固体燃料为粉状颗粒,或固体燃料由粉状制成团状。

5. 一种固体燃料的高温水蒸气热解—裂解—气化装置,所述装置包括:加料器 (1)、热解反应器 (2) 和 气化炉 (6),其特征在于,所述装置还包括:氢氧燃烧控制器 (3)、热裂解反应器 (4)、氧气—水蒸气发生器 (5)、水煤气转化反应器 (7) 和 冷凝分离器 (8);

固体燃料经加料器 (1) 进入热解反应器 (2), O_2 和 H_2 在氢氧燃烧控制器 (3) 中反应生成的高温水蒸气通入热解反应器 (2),发生固体燃料的低温热解,析出挥发分,得到热解油气产物和热解半焦;

所述热解油气产物直接进入热裂解反应器 (4),由氢氧燃烧控制器 (3) 中反应产生的高温水蒸气通入热裂解反应器 (4) 中,发生热解油气产物的热裂解反应,并经冷凝分离器 (8) 后得到轻质产物和重质组分;

所述半焦和重质组分进入气化炉 (6),由氧气—水蒸气发生器 (5) 产生的携氧水蒸气通入气化炉 (6),发生半焦和重质组分的气化反应,得到水煤气;并通入水煤气转化反应器 (7) 中与水蒸气反应,得到 CO_2 和 H_2 ,得到的 H_2 返回到氢氧燃烧控制器 (3) 中循环使用,或者直接用于发电。

6. 根据权利要求 5 所述的固体燃料的高温水蒸气热解—裂解—气化装置,其特征在于,所述热解反应器 (2) 采用模拟移动床热解反应器,该模拟移动床热解反应器中设置若干床层,每个床层与氢氧燃烧控制器 (3) 之间设有阀门;每个床层都设有排气口,以及所述的排气口都与 CO 红外检测仪连接。

7. 根据权利要求 5 所述的固体燃料的高温水蒸气热解—裂解—气化装置,其特征在于,所述热解反应器 (2) 采用流化床热解反应器或固定床热解反应器,所述的热解反应器

的排气口处设有 CO 红外检测仪。

一种固体燃料的高温水蒸气热解—裂解—气化装置及方法

技术领域

[0001] 本发明属于固体燃烧的热解、热裂解、气化综合利用领域，具体地，本发明涉及一种固体燃料的高温水蒸气热解—裂解—气化装置及方法。

背景技术

[0002] 含碳固体燃料经过各种热转化工艺（如燃烧、气化、液化和热解等）处理可以得到热能、电能、化学品或燃料，目前大多数工业的加工方法是将煤炭、生物质等含碳原料视为性质单一的物料，通过单一过程将其全部转化为单一产品。而煤炭直接液化、间接液化、气化的工艺主要都是获得一种目的产品，而且获得油、气产品的过程比较复杂，条件苛刻，投资较高。

[0003] 经研究表明，以煤为代表的固体燃料，通常由有机物和无机物组成，其中的有机物在加热过程中会发生热分解转化，生成有机产物和气体，同时残留半焦。通过控制操作条件可以有选择的并尽可能多的获取有价值的化学中间体、燃料油或燃气。

[0004] 我国的煤炭资源中高挥发分煤占 80% 以上，包括约 13% 的褐煤、42% 的次烟煤和 33% 的烟煤。煤中挥发分富含可直接转化为高价值化学品、大宗燃料油及燃气的碳氢结构，而直接燃烧或气化方式导致煤中挥发分被等同于煤中的固体组分，未能实现资源的梯级利用，会造成煤炭资源高值成分的浪费，也会导致煤制油气的煤化工路线长、效率低。因此，建立经济可行的煤基燃料和化学品生产路线已成为我国煤炭利用产业的战略挑战和需求。

[0005] 我国对热解和气化技术的研究已经有几十年的历史，中国科学院山西煤炭化学研究所、煤炭科学研究总院北京煤化学研究所、大连理工大学、中国科学院过程工程研究所等单位在煤的低温热解，加氢热解等方面已做过大量的实验研究。而且，为了把研究成果推向工业应用，国内已进行了一些多联产的扩大试验甚至工业性试验。例如，国内多家研究所正在研发的多联供技术，其中代表性的四联供工艺特点是：以循环流化床锅炉的高温循环灰作为热载体，与固体燃料混合后发生热解，析出可挥发分，分离出的油气和燃气被收集；分离出的固体半焦和循环灰一起返回到锅炉燃烧室中燃烧，产热、发电，从而实现油、煤气、热、电的联产工艺。

[0006] 但是，大多数联产工艺，尚未推广和应用，尤其是联产油品的工艺，还存在较多的问题。而且，采用热灰、循环砂为固体热载体的下行床或流化床热解工艺中，所得固体产物半焦与固体热载体颗粒呈固—固混合状态，分离难度较大，难以得到纯半焦产品；所得热解产物中焦油产率较低，重质焦油组分含量较高。另外，这些多联产模式均以单一煤气化为气头，通过 CO 变换反应调整粗煤气中的碳氢比以满足合成部分的需要，这不仅增加了系统和技术的复杂性，导致能量的消耗，而且增加了 CO₂ 的排放。根据国际减排要求，需将 CO₂ 分离、存储。

[0007] 目前我国仍是以煤炭能源作为能源工业的主力，约占 65～70% 左右。煤炭以及一些重质油如煤焦油、减压渣油等直接燃烧时将释放大量的 CO₂，势必造成国际碳税的制约。进入 21 世纪，我国需要解决能源工业结构调整的问题。一方面加快水力发电，风能、太阳能

等可再生能源的发展；一方面需要逐步将煤炭、重质烃转化为氢能，使氢能和天然气等清洁能源逐步取代现在煤炭和石油的大部分份额。因此，为了解决能源中的煤及重质烃转变为氢气和清洁能源的问题，有必要将新工艺的发展提上日程。

发明内容

[0008] 本发明的目的在于提供一种固体燃料的高温水蒸气热解-裂解-气化装置。

[0009] 本发明的再一目的在于提供一种固体燃料的高温水蒸气热解-裂解-气化方法。

[0010] 根据本发明的固体燃料的高温水蒸气热解-裂解-气化方法，所述方法包括以下步骤：

[0011] 1) 将 O_2 和 H_2 燃烧产生的高温水蒸气通入固体燃料中，发生固体燃料的低温热解，析出挥发分，得到热解油气产物，同时得到热解半焦；

[0012] 2) 步骤 1) 得到的热解油气产物热态在通入的高温水蒸气作用下进行热裂解，经分离后得到轻质产物和重质组分；

[0013] 3) 步骤 1) 得到的热解半焦和步骤 2) 中得到的重质组分在通入的携氧高温水蒸气作用下气化，得到水煤气，同时排出炉渣；

[0014] 4) 将步骤 3) 得到的水煤气和通入的水蒸气反应，得到 CO_2 和 H_2 ，经分离，得到的 CO_2 进行封存，得到的 H_2 用于发电或返回到步骤 1) 中制备高温水蒸气。

[0015] 根据本发明的固体燃料的高温水蒸气热解-裂解-气化方法，所述步骤 1) 中的固体燃料为煤时，应为含较高挥发分的烟煤和褐煤；也可能推广于其它固体燃料，如油砂、生物质，油页岩等。所述固体物料若是球团，其粒度最好为 20 ~ 30 毫米；物料若为粉状，其粒度应小于 3 毫米。

[0016] 根据本发明的固体燃料的高温水蒸气热解-裂解-气化方法，所述步骤 1) 中由 O_2 和 H_2 燃烧产生的高温水蒸气，根据需要，其温度可控制在 1000 ~ 2000°C。

[0017] 所述步骤 1) 中用于产生超高温水蒸气的氢气可以是稍许过量的；热解中提取挥发分的温度为 500 ~ 900°C，热解反应为常压。

[0018] 所述步骤 2) 中热态的热解油气产物在由氢氧燃烧控制器产生的高温水蒸气作用下发生热裂解反应，热裂解温度应控制在 600 ~ 900°C。

[0019] 所述步骤 3) 气化反应的温度应高于 1000°C，压力为 3 ~ 5MPa，发生气化反应的气化剂为来自氧气-水蒸气发生器的携氧高温水蒸气；气化反应后排出的炉渣为高温液态炉渣。

[0020] 此外，本发明还提供了一种固体燃料的高温水蒸气热解-裂解-气化装置，所述装置包括：加料器 1、热解反应器 2 和 气化炉 6，其特征在于，所述装置还包括：氢氧燃烧控制器 3、热裂解反应器 4、氧气-水蒸气发生器 5、水煤气转化反应器 7 和 冷凝分离器 8；

[0021] 粉状物料或物料球团经加料器 1 进入热解反应器 2， O_2 和 H_2 在氢氧燃烧控制器 3 内反应生成的高温水蒸气通入热解反应器 2 中，发生煤的低温热解，析出挥发分，得到热解油气产物，同时得到热解半焦；

[0022] 所述热解油气产物热态直接进入热裂解反应器 4，在由氢氧燃烧控制器 3 内反应产生的高温水蒸气的作用下，发生热解油气产物的热裂解反应，经分离得到轻质烯烃 (C2-C6)、BTX (三苯，即苯、甲苯和二甲苯) 和重质组分；

[0023] 所述热解半焦和重质组分进入气化炉6,在由氧气-水蒸气发生器5产生的携氧高温水蒸气作用下,发生半焦和重质组分的气化反应,得到水煤气,并通入水煤气转化反应器7,得到 CO_2 和 H_2 ,得到的 H_2 返回氢氧燃烧控制器3中循环使用,或者直接用于发电;所述的重质组分还可用于加氢裂解以得到化工产品。

[0024] 所述热解反应器2采用模拟移动床热解反应器,该模拟移动床热解反应器中设置若干床层,每个床层与氢氧燃烧控制器3之间设有阀门,并且每个床层都设有排气口,以及所述的排气口都与CO红外检测仪连接。

[0025] 所述热解反应器2采用流化床热解反应器或固定床热解反应器,所述的热解反应器的排气口处设有CO红外检测仪。

[0026] 根据本发明的固体燃料的高温水蒸气热解-裂解-气化方法,其特点是利用氢氧燃烧产生的高温水蒸气作为热解、热裂解、气化的能量来源,其中,氢氧燃烧的氢源可稍许过量,根据热力学计算,若在燃烧的高温水蒸气中保留一些氢气,可以起到脱酚、脱硫的效果。

[0027] 根据本发明的固体燃料的高温水蒸气热解-裂解-气化方法,热解得到的油气产物通过热裂解生成小分子的轻质烯烃(C2-C6)、BTX(三苯)等可作为化工原料;重质油可加氢裂解生成汽油、柴油等产品;以缩核芳烃为主的重质组分可返回气化炉气化造气;热解反应器的排气口都与红外检测仪连接,用于检测出口的CO浓度;固体燃料热解完成后排出的高温半焦,在气化炉中与通入的携氧高温水蒸气直接发生气化反应,可降低能耗。

[0028] 根据本发明的固体燃料的高温水蒸气热解-裂解-气化方法,在水煤气转化炉中,由气化反应生成的CO,在通入的水蒸气作用下发生水煤气转化反应,即 $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO}_2 + \text{H}_2$,该反应的发生基本不消耗额外的能量;工艺过程中排出的水蒸气,可被送回氢氧燃烧控制器再利用,以及用于水煤气转化炉中反应,以节省氢耗;工艺过程中排出的高温气体,可作为高等级余热回收,回收的余热,一小部分可被用来预热进入热解反应器的固体物料;半焦气化以及水煤气转化反应后得到 H_2 ,一方面可作为氢能用于发电技术,一方面少量的可作为本发明的氢源;同时生成的 CO_2 可被再利用,或者永久封存于地下。

[0029] 本发明提出了一种固体燃料的高温水蒸气热解-裂解-气化方法,该方法是利用氢氧燃烧产生的高温水蒸气提供固体燃料热解、裂解、气化过程的热量;经低温热解析出挥发分,得到热解油气产物和热解半焦;油气产物以热态直接送入热裂解反应器,产物经冷凝分离得到轻质烯烃(C2-C6)、BTX(三苯)等附加值更高的产物,同时提高了系统效率;得到的重质组分返回气化炉,或者继续加氢裂解;热解得到的高温半焦直接进入气化炉,也提高了系统热效率;热解半焦和重质组分经气化后的产物经水煤气转化后得到 CO_2 和 H_2 ,易于分离,将 CO_2 封存减少碳排放, H_2 用于发电;最终实现对固体燃料的分级提取,清洁、高效的综合利用。

[0030] 本发明的优点在于:

[0031] 1) 与传统的固体热载体加热方式相比,本发明采用氢氧燃烧产生的高温水蒸气作为热解、热裂解、气化的能量来源,避免了热解过程中固体热载体与固体燃料的混合,以及固体产物的分离,可以获得纯净的半焦产品用于气化,降低了工艺的操作复杂性;

[0032] 2) 氢氧燃烧产生高温水蒸气中的氢源可稍许过量,根据热力学计算,若在燃烧的高温水蒸气中保留一些氢气,可以起到脱酚、脱硫的效果,简化了后续的净化处理工艺;

[0033] 3) 与传统的低温热解工艺相比,本发明经低温热解提取得到的挥发分以热态直接 在高温蒸气的作用下进行热裂解,不仅简化了工艺,而且提高了系统热效率;同时,经热裂 解得到的化工产品,如,轻质烯烃(C1-C6)和BTX(三苯)为附加值更高的产品,从而提高了 工艺的总产值;

[0034] 4) 与传统的煤热解和气化工艺相比,利用该技术,可以将煤转化为氢能发电技术, 使得煤电行业获得进一步的生存空间和投资领域。而且,本发明工艺流程为煤炭先热解、气 化脱CO₂,氢能用于发电,具有节省煤炭运输的优点;而且将排放的CO₂封存,利用氢能发电, 具有碳零排放的优势。

附图说明

[0035] 图1为本发明固体燃料的高温水蒸气热解-裂解-气化装置示意图。

[0036] 图2为本发明固体燃料的高温水蒸气热解-裂解-气化流程示意图。

[0037] 附图标识

[0038] 1、加料器 2、热解反应器 3、氢氧燃烧控制器

[0039] 4、热裂解反应器 5、氧气-水蒸气发生器 6、气化炉

[0040] 7、水煤气转化反应器 8、冷凝分离器

具体实施方式

[0041] 下面结合附图对本发明的装置及实施方式作进一步说明。

[0042] 本发明的固体燃料的高温水蒸气热解-裂解-气化装置,所述装置包括:氢氧燃烧 控制器3、热解反应器2和热裂解反应器4、加料器1、氧气-水蒸气发生器5、气化炉6、水煤 气转化反应器7和冷凝分离器8;

[0043] 粉状物料或物料球团经加料器1进入热解反应器2, O₂和H₂在氢氧燃烧控制器3 中燃烧产生高温水蒸气通入热解反应器2中,发生煤的低温热解,析出挥发分,得到热解油 气产物,同时得到热解半焦;

[0044] 所述热解油气产物热态直接进入热裂解反应器4,在由氢氧燃烧控制器3产生 的高温水蒸气作用下,发生油气产物的热裂解反应,经分离后得到轻质烯烃(C2-C6)、BTX(三 苯)和重质组分;

[0045] 所述热解半焦和重质组分进入气化炉6,在由氧气-水蒸气发生器5产生的携氧高 温水蒸气作用下,发生热解半焦和重质组分的气化反应,得到水煤气,并通入水煤气转化反 应器7,得到CO₂和H₂,得到的H₂返回氢氧燃烧控制器3中循环使用,或者直接用于发电;所 述的重质组分还可以继续加氢裂解以得到化工产品。

[0046] 所述热解反应器2采用模拟移动床热解反应器,该模拟移动床热解反应器中设置 若干床层,每个床层与氢氧燃烧控制器3之间设有阀门,每个床层都设有排气口,以及所 述的排气口都与CO红外检测仪连接。

[0047] 所述热解反应器2采用流化床热解反应器或固定床热解反应器,所述的热解反应 器的排气口处设有CO红外检测仪。

[0048] 本发明的固体燃料的高温水蒸气热解-裂解-气化方法包括以下步骤:

[0049] 1) 将煤破碎、筛分,得到的物料制成煤球团,或者粉状物料;干燥后,送入加料器;

[0050] 2) 氧与适量或稍许过量氢,在氢氧燃烧控制器中燃烧产生高温水蒸气,以之作为煤低温热解、以及热裂解和气化过程的能量来源;

[0051] 3) 在热解反应器中,通过加料器送入的粉状物料或者物料球团,与由氢氧燃烧产生的高温水蒸气作用,发生煤低温热解,析出可挥发分,得到热解油气产物,同时得到热解半焦;

[0052] 4) 热解油气产物热态直接送入高温蒸气热裂解反应器,经热裂解反应,并冷凝分离后回收轻质烯烃(C2-C6)和BTX(三苯)等作为化工原料的高附加值产品;重质组分可加氢裂解生成汽油、柴油等产品;以缩核芳烃为主的重质组分可返回气化炉造气;

[0053] 5) 热解反应器每一床层的排气口,都连接到CO红外检测仪上,以检测出口的CO浓度;当CO浓度开始升高时,及时结束热解反应器反应,从中排出高温半焦;并将新物料推入热解反应器;排出的热解半焦直接送入气化炉;

[0054] 6) 在气化炉中,高温半焦与重质组分在氧气/水蒸气发生器产生的携氧高温蒸气作用下发生气化反应,生成CO、H₂,随后被送入水煤气转化反应器中;同时排出的高温炉渣,该高温炉渣可作为高等级余热加以回收利用;

[0055] 7) 在水煤气转化反应器中,CO在通入的水蒸气作用下,发生水煤气转化反应,即 $CO+H_2O=CO_2+H_2$,得到CO₂和H₂;经分离后,H₂可作为氢能用于发电,一小部分可作为本发明的氢源;分离后的CO₂可被永久封存于地下,部分也可得到利用。

[0056] 通过这一技术的实施,从煤中可获得油、气、热、电,以实现四联产的工艺技术,同时完成CO₂减排的要求。

[0057] 实施例1:

[0058] 原料:一种含挥发分较高的烟煤,球团粒径为20-30毫米

[0059] 特点:模拟移动床热解反应器

[0060] 实施方法:

[0061] 将煤样破碎后制成20-30毫米大小的煤球团,干燥处理后,送入加料器。将煤球团送入模拟移动床热解反应器的床层中(10个床层,每个床层单独控制);首先打开最底层阀门,在来自氢氧燃烧控制器由氧与稍许过量氢燃烧产生的高温水蒸气作用下发生热解;反应过程中,通过连接在热解反应器排气口的红外检测仪,实时检测出口的CO浓度;当CO浓度开始升高时,关闭该层阀门以停止反应,避免半焦球团在高温水蒸气作用下发生气化反应;同时打开上一床层的阀门,通入高温水蒸气继续热解反应,同样通过CO红外检测仪以控制热解器中反应;逐层进行热解,直到热解反应器中的煤球团完全脱除挥发分;及时推入新的物料进入热解反应器;由热解反应器排出的挥发分(650℃)被热态直接送入热裂解反应器(750~850℃),与来自氢氧燃烧控制器的高温水蒸气作用直接裂解,经冷凝分离回收得到轻烯烃(C2-C6)和BTX(三苯)等被作为化工原料的高附加值产品;以缩核芳烃为主的重质组分返回气化炉气化;排出的高温半焦被送入气化炉,与重质组分一起在气化炉中与来自氧气/水蒸气发生器的携氧高温水蒸气发生气化反应(温度为1300℃,压力为3MPa。),生成CO、H₂;生成的产物气体继续在水煤气转化反应器中,与通入的水蒸气发生水煤气转化反应,得到CO₂和H₂;经分离后,H₂可作为氢能用于发电,一小部分返回作为氢氧燃烧控制器产生高温水蒸气的氢源;分离的CO₂可被再利用或者永久封存于地下;从气化炉排出的液态高温炉渣,利用急冷换热技术回收利用,一部分可用于预热热解反应器中的物

料。

[0062] 实施例 2

[0063] 原料：一种含挥发分较高的褐煤，粒径小于 3 毫米

[0064] 特点：流化床热解反应器

[0065] 实施方法：

[0066] 将煤样破碎至 3 毫米以下，干燥处理后送入加料器；然后将物料送入流化床热解反应器中；在来自氢氧燃烧控制器由氧与稍许过量氢燃烧产生的高温水蒸气作用下发生热解；通过连接在热解器排气口的红外检测仪，实时检测出口的 CO 浓度，通过调整煤粉的平均停留时间以避免半焦在高温水蒸气作用下发生气化反应。由热解器排出的挥发分热态直接送入热裂解反应器，与来自氢氧燃烧控制器的高温水蒸气作用发生裂解，得到轻烯烃和 BTX 产品；以缩核芳烃为主的重质组分返回气化炉气化造气；排出的高温半焦经中间料仓加压后，直接送入气化炉；在气化炉中，半焦和重质组分一起与来自氧气 / 水蒸气发生器的携氧高温水蒸气发生气化反应生成 CO、H₂；生成的产物气体继续在水煤气转化反应器中，与通入的水蒸气发生水煤气转化反应，得到 CO₂ 和 H₂；经分离，H₂ 可作为氢能用于发电，一部分返回作为氢氧燃烧控制器生成高温水蒸气的氢源；分离后的 CO₂ 被封存或者再利用；从气化炉排出的液态高温炉渣，利用急冷换热技术回收利用；一部分用来预热热解器中的物料。

[0067] 实施例 3

[0068] 原料：一种含挥发分较高的烟煤，球团粒径为 20 ~ 30 毫米

[0069] 特点：固定床热解反应器

[0070] 实施方法：

[0071] 将煤样破碎后制成 20 毫米大小的煤球团，干燥处理后送入加料器；然后将煤球团送入固定床热解反应器中（并行两个热解反应器，交替使用）；与来自氢氧燃烧控制器的由氧与稍许过量氢通过燃烧产生的高温水蒸气作用下发生热解；反应过程中，通过连接在热解器排气口的红外检测仪，检测出口的 CO 浓度；当 CO 浓度开始升高时，停止该热解器中反应，以避免半焦与高温水蒸气发生气化反应；转换阀门使高温水蒸气通过另一热解反应器，对新的物料进行热解；同时，前一热解器排出高温半焦并推入新的物料；由热解器排出的挥发分被热态直接送入裂解反应器，与来自氢氧燃烧控制器的高温水蒸气作用发生裂解，得到轻质烯烃和 BTX；以缩核芳烃为主的重质组分返回气化炉气化造气；排出的高温半焦直接送入气化炉，在气化炉中，半焦和重质组分一起与来自氧气 / 水蒸气发生器的携氧高温水蒸气发生气化反应生成 CO、H₂；生成的气体产物继续在水煤气转化反应器中，与通入的水蒸气发生水煤气转化反应得到 CO₂ 和 H₂；经分离，H₂ 作为氢能用于发电，一部分返回作为氢氧燃烧控制器产生高温水蒸气的氢源；分离后的 CO₂ 被封存或者再利用；气化炉排出的液态高温炉渣，利用急冷换热技术回收利用；一部分用来预热热解器中的物料。

[0072] 实施例 4

[0073] 原料：一种含挥发分较高的油页岩，球团粒径为 20 ~ 30 毫米

[0074] 特点：模拟移动床热解反应器

[0075] 实施方法：

[0076] 将油页岩样品破碎后制成 20 毫米大小的球团，干燥处理后送入加料器。然后将油页岩球团送入模拟移动床热解反应器的床层中（10 个床层，每个床层单独控制）；首先打开

最底层阀门,在来自氢氧燃烧控制器由氧与稍许过量氢燃烧产生的高温水蒸气作用下发生热解;反应过程中,通过连接在热解器排气口的红外检测仪,实时检测出口的CO浓度;当CO浓度开始升高时,关闭该层阀门以停止热解反应,避免球团在高温水蒸气作用下发生气化反应;同时打开上一床层阀门,通入高温水蒸气继续热解反应,同法通过CO红外检测仪以控制热解器中的反应;逐层进行热解,直到热解反应器中的油页岩球团完全脱除挥发分,及时推新物料进入热解反应器。由热解反应器排出的热态挥发分被直接送入热裂解反应器,与来自氢氧燃烧控制器的高温水蒸气作用直接裂解,回收得到轻质烯烃和BTX等产品;以缩核芳烃为主的重质组分返回气化炉造气;排出的高温半焦被送入气化炉,在气化炉中,半焦和重质组分一起与来自氧气/水蒸气发生器的携氧高温水蒸气发生气化反应生成CO、H₂;生成的产物气体继续在水煤气转化反应器中,与通入的水蒸气发生水煤气转化反应,得到CO₂和H₂;经分离后,H₂作为氢能用于发电,一小部分返回作为氢氧燃烧控制器产生高温水蒸气的氢源;分离的CO₂可被再利用或者永久封存于地下;从气化炉排出的液态高温炉渣,利用急冷换热技术回收利用;一部分作为热源预热热解器中的物料。

[0077] 此外,采用本发明的方法和现有技术的方法对原料煤进行处理,具体得到的产值如下:

[0078] 1、采用本发明的方法进行处理,获得的效益:

[0079] 本发明方法——假设参数:原料煤:1000万吨/年,煤的标准发热量7000kcal/公斤(挥发分25%,固定碳60%)提取的挥发分中含甲烷10%,轻烯烃15%,BTX15%(8500元/吨),电出厂价为0.15元/度:

[0080] 1、提取的气相中含10%甲烷(甲烷进入天然气管网,3000元):
 $1000 \times 25\% \times 10\% \times 3000$ (万元/年) = 7.5亿元/年;

[0081] 2、焦油中转变为轻质烯烃15%和BTX15%(8500元/吨):
 $1000 \times 25\% \times 30\% \times 8500$ (万元/年) = 63.75亿元/年

[0082] 3、固定碳半焦60%,返回气化炉的重质组分占焦油的50%,气化后利用改进的IGCC发电,热效率为85%,联合循环效率为52%,1kwh = 859.8kcal,纯碳的热值为393.51kJ/mol:
 $1000 \text{ 万吨} \times (60\% + 25\% \times 50\%) \times 85\% \times 1000 \text{ 公斤/吨} \times (393.51 \times 10^3 / (12 \times 4.18)) \times 52\% / 859.8 \times 0.15 \text{ 元/度} = 43.86 \text{ 亿元/年}$

[0083] 总年产值 = 7.5(天然气) + 63.75(轻质烯烃和BTX) + 43.86(电) = 115亿元/年

[0084] 若挥发分为15%时,总年产值为:4.5(天然气) + 38.25(轻质烯烃和BTX) + 40.83(电) = 83.58亿元/年。

[0085] 2、完全气化全部转化为氢,利用改进的IGCC发电工艺,获得的效益:

[0086] 气化效率85%,发电效率52%,总的热电效率为85% × 52% = 44.2%,则产值为:
 $1000 \text{ 万吨} \times 1000 \text{ 公斤/吨} \times 7000 \text{ kcal/kg} \times 44.2\% / 859.8 \times 0.15 = 54.0 \text{ 亿元/年}$ (可以避免碳税问题)。

[0087] 3、直接采用超超临界发电,获得的效益:

[0088] 热电转换效率40%,则产值为:
 $1000 \text{ 万吨} \times 1000 \text{ 公斤/吨} \times 7000 \text{ kcal/kg} \times 40\% / 859.8 \times 0.15 = 48.8 \text{ 亿元/年}$;若热电转换效率为45%时,年产值为55.0亿元/年(一段时间后可能需要交纳碳税)。

[0089] 通过上面的数据可以看到,通过本发明的方法对固体燃料进行综合的处理和利

用,利用氢氧燃烧产生的高温水蒸气为固体燃料热解、裂解、气化过程提供热量;经低温热解析出挥发分,得到热解油气产物和热解半焦;油气产物以热态直接送入热裂解反应器,产物经冷凝分离得到轻质烯烃(C2-C6)、BTX(三苯,即苯、甲苯和二甲苯)等附加值更高的产物,同时提高了系统效率;得到的重质组分则返回气化炉,或者继续加氢裂解;热解得到的高温半焦直接进入气化炉,也提高了系统热效率;热解半焦和重质组分经气化后的产物经水煤气转化后得到CO₂和H₂,易于分离,将CO₂封存减少碳排放,H₂用于发电。通过本发明的方法和装置,最终实现对固体燃料的分级提取,清洁、高效的综合利用,取得可观的经济效益。

[0090] 最后应说明的是,以上实施例仅用以说明本发明的技术方案而非限制。尽管参照实施例对本发明进行了详细说明,本领域的普通技术人员应当理解,对本发明的技术方案进行修改或者等同替换,都不脱离本发明技术方案的精神和范围,其均应涵盖在本发明的权利要求范围当中。

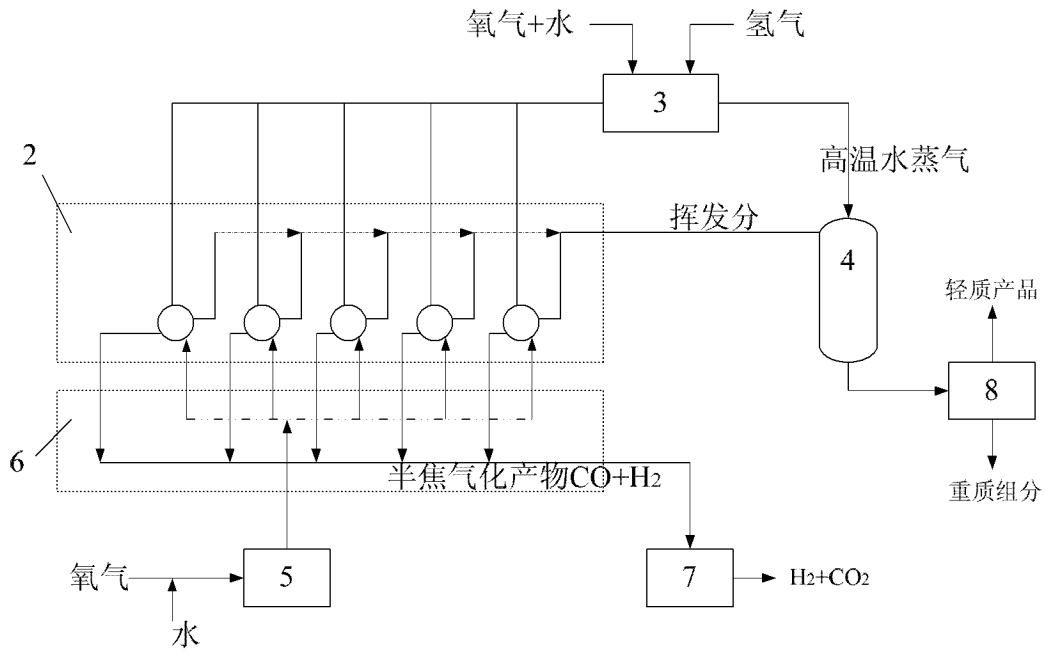


图 1

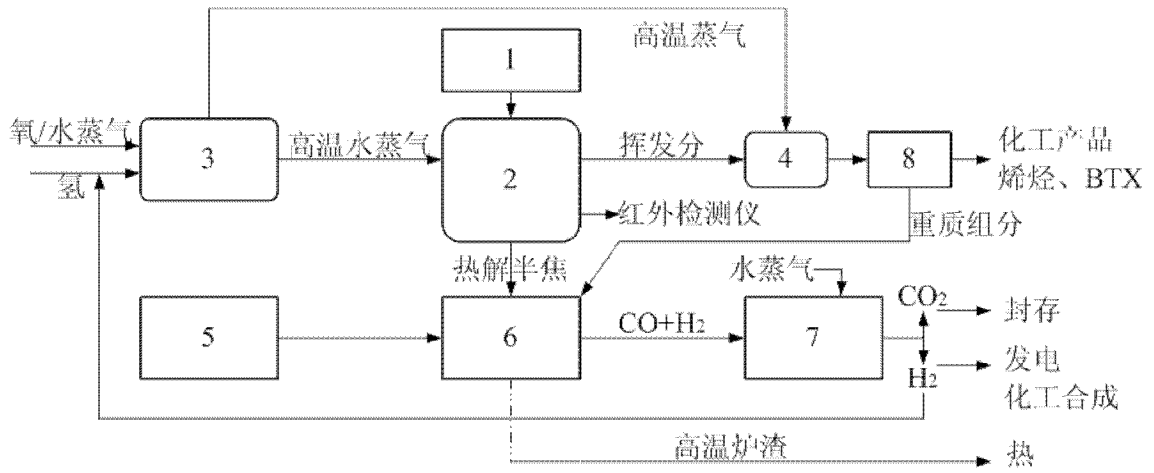


图 2