



## (12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 102660339 B

(45) 授权公告日 2014. 04. 30

(21) 申请号 201210128134. 2

CN 101812339 A, 2010. 08. 25, 权利要求 1,

(22) 申请日 2012. 04. 27

图 1 和图 2, 说明书第 55 段.

CN 101245262 A, 2008. 08. 20, 全文.

(73) 专利权人 阳光凯迪新能源集团有限公司

审查员 冷三华

地址 430223 湖北省武汉市东湖新技术开发  
区江夏大道特 1 号凯迪大厦

(72) 发明人 杨伟光 龚焱 詹晓东 宋德臣

(74) 专利代理机构 武汉开元知识产权代理有限  
公司 42104

代理人 刘志菊

(51) Int. Cl.

C10L 3/08(2006. 01)

C10L 3/10(2006. 01)

F22B 1/18(2006. 01)

(56) 对比文件

CN 101074397 A, 2007. 11. 21, 实施例 1.

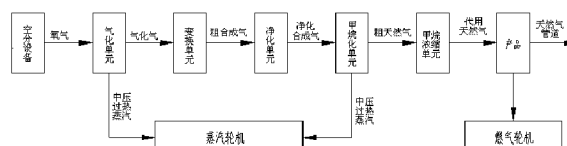
权利要求书2页 说明书7页 附图2页

### (54) 发明名称

基于生物质气化与甲烷化的燃气-蒸汽高效  
联产工艺及系统

### (57) 摘要

本发明提供一种基于生物质气化与甲烷化的燃气-蒸汽高效联产工艺及系统,包括生物质气化单元、变换单元、净化单元、甲烷化单元、甲烷浓缩单元,气化单元采用的局部外置恒定高温热源气流床,会使CO和H<sub>2</sub>的有效气成分得到显著提升,生物质气化效率得到提高;本气化单元高温可以使焦油的产生量大大降低,提高了碳转化率,也省去了去除焦油的装置投资,甲烷化过程CO转化率达100%,H<sub>2</sub>转化率为99%;同时副产大量中压过热蒸汽,并减小了传统甲烷化工艺中循环压缩机功耗;本发明最大的优势在于,既能将生物质能源转化为干净、高热值、方便利用的天然气,并且能高效的通过产生高品位过热蒸汽的方式回收生物质气化与甲烷化反应中放出的大量热量。



1. 一种基于生物质气化与甲烷化的燃气-蒸汽高效联产工艺,包括如下步骤:

1) 生物质气化:空分设备生产的氧气和水蒸气混合生物质经喷嘴在高温高压生物质气化在炉内压力 1 ~ 3MPa,气化炉内温度控制在 1500 ~ 1800℃,制得粗气化气,经过显热回收产生 5 ~ 6MPa 的中压过热蒸汽送蒸汽轮机;

2) 变换与净化:根据甲烷化反应需求将步骤 1) 产生的粗气化气经过变换反应调整气化气氢碳比为 3 :1,之后通过低温甲醇洗脱硫脱碳得到净化合成气;

3) 甲烷化:步骤 2) 调整了氢碳比的净化合成气进入甲烷化单元,合成气甲烷化过程分大量甲烷化阶段及补充甲烷化阶段,大量甲烷化阶段为串联两级反应器,每级有两个并联反应器,在第二级大量甲烷化后,有部分的工艺气循环回到第一级大量甲烷化反应器入口,与新鲜原料气混合后进入第一大量甲烷化反应器,以降低大量甲烷化入口反应物浓度,另一方面循环工艺气作为惰性介质取热以控制催化剂床层温度,绝大多数甲烷化反应在大量甲烷化阶段完成;大量甲烷化后的合成气进入补充甲烷化反应,补充甲烷化阶段由串联的两个补充甲烷化反应器组成,将少量未反应的 CO 及大多数的 CO<sub>2</sub> 转化为 CH<sub>4</sub>;具体是:调整了氢碳比的净化合成气分为相等的两股分别进第一大量甲烷化反应器和第二大量甲烷化反应器,进入第一级大量甲烷化反应器的原料气先与循环气混合,混合气体控制在 300 ~ 330℃ 进反应器催化床层,发生放热的甲烷化反应;出口的混合气体温度为 600 ~ 630℃,经过第一甲烷化废热锅炉和蒸汽过热器中生产中压蒸汽;离开蒸汽过热器的工艺气与另一股新鲜原料气混合后在 300 ~ 330℃ 下进入第二大量甲烷化反应器进一步甲烷化反应;第二大量甲烷化反应器出口气体温度 600 ~ 630℃,从第二大量甲烷化反应器离开的热工艺气体经过第二甲烷化废热锅炉和蒸汽过热器生产中压蒸汽并预热循环气体;从第二大量甲烷化反应器离开的热工艺气体分成两股,一股占 30 ~ 40%,由循环压缩机循环至第一大量甲烷化反应器,另一股占 60 ~ 70%,进入第一补充甲烷化反应器,冷却后工艺气体温度在 270 ~ 290℃ 进第一补充甲烷化反应器进一步甲烷化反应,第一补充甲烷化反应器出口混合气体温度在 440 ~ 460℃,第二补充甲烷化反应器入口原料气温度在 270 ~ 290℃,进一步的甲烷化反应发生在第二补充甲烷化反应器中,以达到 SNG 产品气规格;甲烷化过程生产的中压蒸汽送蒸汽轮机;

4) 甲烷浓缩:步骤 3) 得到的掺杂微量氮气和水蒸气的高摩尔浓度的合成天然气通过变压吸附浓缩甲烷,甲烷摩尔浓度达到 96%,合成天然气热值可达 8256kcal/Nm<sup>3</sup>,符合现阶段国家标准。

2. 根据权利要求 1 所述的基于生物质气化与甲烷化的燃气-蒸汽高效联产工艺,其特征在于:步骤 1) 空分设备生产出来的氧气混合过热蒸汽及经过处理的生物质,以 100 ~ 120m/s 的速度经过喷嘴进入气流床气化炉,进行并流气化。

3. 根据权利要求 1 或 2 所述的基于生物质气化与甲烷化的燃气-蒸汽高效联产工艺,其特征在于:步骤 1) 从气化炉侧上方引出的粗气化气温度控制在 1200 ~ 1500℃,出气化炉的粗气化气进入废热锅炉回收余热,产生中压过热蒸汽,一部分与氧气混合作为气化剂,其余送蒸汽轮机;回收热量后的气化气温度降至 220 ~ 280℃,然后经两级旋风分离和洗涤塔,将气化气中的大部分粉尘和水汽经过净化冷却,气化气温度降至 50 ~ 55℃,含尘量将至 50mg/m<sup>3</sup> 以下,生成主要含有 CO、H<sub>2</sub> 和 N<sub>2</sub> 的气化气。

4. 根据权利要求 1 或 2 所述的基于生物质气化与甲烷化的燃气-蒸汽高效联产工艺,

其特征在于：大量甲烷化反应阶段由废热锅炉和蒸汽过热器回收反应热生产的中压过热蒸气压力为 4.5 ~ 5MPa。

5. 根据权利要求 1 或 2 所述的基于生物质气化与甲烷化的燃气 - 蒸汽高效联产工艺，其特征在于：步骤 3) 甲烷化以高负载镍作为催化剂，反应温度为 270 ~ 630℃，压力为 1 ~ 3MPa，按照  $\text{CO} + 3\text{H}_2 = \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$   $\Delta H_0^\theta = -206\text{KJ/mol}$  进行。

6. 一种用于权利要求 1 ~ 5 的基于生物质气化与甲烷化的燃气 - 蒸汽高效联产工艺的系统，包括：生物质气化单元、变换单元、净化单元、甲烷化单元、甲烷浓缩单元，其特征在于：生物质气化单元的气化炉上部设有废热锅炉，出气化炉的粗气化气经过废热锅炉回收余热，产生中压过热蒸气送蒸汽轮机；在生物质气化炉气化气引出段设局部外置恒定高温加热器，配合维持气化炉内气化温度在 1500 ~ 1800℃，气化气引出的粗气化气温度控制在 1200 ~ 1500℃。

7. 根据权利要求 6 所述的基于生物质气化与甲烷化的燃气 - 蒸汽高效联产工艺的系统，其特征在于：甲烷化单元包括分大量甲烷化单元及补充甲烷化单元，大量甲烷化单元为串联两级反应器，每级有两个并联反应器，在第二级大量甲烷化反应器出口两路，一路由管路连接到第一级大量甲烷化反应器入口，与新鲜原料气混合后进入第一大量甲烷化反应器；另一路由管路连接到补充甲烷化反应器，补充甲烷化反应器包括串联的第一补充甲烷化反应器和第二补充甲烷化反应器；第二补充甲烷化反应器送至甲烷浓缩单元。

8. 根据权利要求 7 所述的基于生物质气化与甲烷化的燃气 - 蒸汽高效联产工艺的系统，其特征在于：第一级大量甲烷化反应器出口的混合气体经过第一甲烷化废热锅炉和蒸汽过热器回收反应热，第二级大量甲烷化反应器出口的混合气体经过第二甲烷化废热锅炉和蒸汽过热器回收反应热，产生的中压过热蒸气送蒸汽轮机。

## 基于生物质气化与甲烷化的燃气-蒸汽高效联产工艺及系统

### 技术领域

[0001] 本发明涉及生物质能源技术领域,特别是涉及由稻壳、秸秆、木屑等生物质为原料的一种基于生物质气化与甲烷化的燃气-蒸汽高效联产工艺及系统。

### 背景技术

[0002] 近年来,随着经济和社会的发展,天然气的需求迅猛增长,将成为 21 世纪消费量增长最快的能源。但是我国天然气的供应能力相对滞后,导致天然气供需矛盾突出,因此除了立足国内现有资源外,还必须多渠道、多方式扩大资源供给,满足日益增长的市场需求,在开发国内和引进国外天然气资源的同时,利用我国丰富的生物质资源,积极发展生物质制代用天然气以缓解天然气供应紧张局面,对于实现对油气资源的逐步替代,在能源安全、节能减排等方面具有战略性意义。

[0003] 生物质气化所产生的粗合成气中含有大量的 CO、H<sub>2</sub>、CO<sub>2</sub> 等,因其低热值和 CO 的毒性,不适于直接作为城市燃气和联合循环电站的燃料来使用;天然气因其高热值及无毒,适宜作为城市燃气和联合循环电站燃料;在催化剂存在条件下,可将 CO 和 CO<sub>2</sub> 全部转化为甲烷,这就是人工合成代用天然气(SNG)。甲烷化主反应如下:

[0004] 
$$\text{CO} + 3\text{H}_2 - \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \Delta H_0^\theta = -206\text{KJ/mol}$$

[0005] 根据甲烷化反应强放热的特点,甲烷化工艺路线设计主要考虑反应热的控制及其回收,该反应热可达合成气热值的 20% 左右,高效回收这些热量对任何甲烷化技术都十分关键。

[0006] BIGCC 作为一种新型清洁高效生物质发电技术,凭借其较高的发电效率和 CO<sub>2</sub> 减排优势,受到越来越多的重视。

[0007] 这样不仅能解决生物质不适于长距离运输问题,促进生物质的清洁、高效利用;并可利用已有的天然气管道,以较低的经济代价,有效缓解天然气的供需矛盾,这是生物质进行综合利用的有力措施。

[0008] 专利号为:CN101245262,其名称“基于煤气化与甲烷化的燃气-蒸汽联合循环系统及工艺”的专利中,所述的原料来源是中低热值且不可再生的煤;并且甲烷化反应使用硫化钼催化剂,导致合成气转化效率不高,处理能力受到极大限制,难以实际应用;更难大规模应用的原因是该等温反应器设计繁琐、结构复杂、制造成本高,在机械上放大难度大,催化剂的装卸困难等,同时由于反应在 210 ~ 280℃ 的等温反应器中进行,难以产生高品质的蒸汽从而高效回收反应热。

[0009] 专利号为:CN100582201C,其名称“基于煤气化与甲烷化的电-替代天然气联产系统及工艺”的专利中,所述的原料来源是中低热值且不可再生的煤;并且所述的甲烷化反应在一个高温反应器和一个低温反应器中进行,此工艺对催化剂有苛刻需求,工艺中产品气与蒸汽循环系统的热交换效率低,甲烷化反应热的热回收率不高。

## 发明内容

[0010] 本发明的目的在于综合利用生物质高温高压气化和循环绝热固定床甲烷化技术，提出一种基于生物质气化与甲烷化的燃气-蒸汽高效联产工艺及系统，同时高效生产大量过热蒸汽和代用天然气。

[0011] 本发明的技术方案：本发明的一种基于生物质气化与甲烷化的燃气-蒸汽高效联产工艺，包括如下步骤：

[0012] 1) 生物质气化：空分设备生产的氧气和水蒸气混合生物质经喷嘴在高温高压生物质气化在炉内压力 1 ~ 3MPa，气化炉内温度控制在 1500 ~ 1800℃，制得粗气化气，经过显热回收产生 5 ~ 6MPa 的中压过热蒸汽送蒸汽轮机；

[0013] 2) 变换与净化：根据甲烷化反应需求将步骤 1) 产生的粗气化气经过变换反应调整气化气氢碳比为 3 : 1，之后通过低温甲醇洗脱硫脱碳得到净化合成气；

[0014] 3) 甲烷化：步骤 2) 调整了氢碳比的净化合成气进入甲烷化单元，合成气甲烷化过程分大量甲烷化阶段及补充甲烷化阶段，大量甲烷化阶段为串联两级反应器，每级有两个并联反应器，在第二级大量甲烷化后，有部分的工艺气循环回到第一级大量甲烷化反应器入口，与新鲜原料气混合后进入第一大量甲烷化反应器，以降低大量甲烷化入口反应物浓度，另一方面循环工艺气作为惰性介质取热以控制催化剂床层温度，绝大多数甲烷化反应在大量甲烷化阶段完成；大量甲烷化后的合成气进入补充甲烷化反应，补充甲烷化阶段由串联的两个补充甲烷化反应器组成，将少量未反应的 CO 及大多数的 CO<sub>2</sub> 转化为 CH<sub>4</sub>；甲烷化阶段产生中压过热蒸汽送蒸汽轮机；

[0015] 4) 甲烷浓缩：步骤 3) 得到的掺杂微量氮气和蒸气的高摩尔浓度的合成天然气通过变压吸附浓缩甲烷，甲烷摩尔浓度达到 96%，合成天然气热值可达 8256kcal/Nm<sup>3</sup>，符合现阶段国家标准。

[0016] 所述的步骤 1) 空分设备生产出来的氧气混合过热蒸气及经过处理的生物质，以 100 ~ 120m/s 的速度经过喷嘴进入气流床气化炉，进行并流气化。

[0017] 所述的步骤 1) 从气化炉侧上方引出的粗气化气温度控制在 1200 ~ 1500℃，出气化炉的粗气化气进入废热锅炉回收余热，产生中压过热蒸汽，一部分与氧气混合作为气化剂，其余送蒸汽轮机；回收热量后的气化气温度降至 220 ~ 280℃，然后经两级旋风分离和洗涤塔，将气化气中的大部分粉尘和水汽经过净化冷却，气化气温度降至 50 ~ 55℃，含尘量将至 50mg/m<sup>3</sup> 以下，生成主要含有 CO、H<sub>2</sub> 和 N<sub>2</sub> 的气化气。

[0018] 所述的步骤 3) 调整了氢碳比的净化合成气分为相等的两股分别进第一大量甲烷化反应器和第二大量甲烷化反应器，进入第一级大量甲烷化反应器的原料气先与循环气混合，混合气体控制在 300 ~ 330℃ 进反应器催化床层，发生放热的甲烷化反应；出口的混合气体温度为 600 ~ 630℃，经过第一甲烷化废热锅炉和蒸汽过热器中生产中压蒸汽；离开蒸汽过热器的工艺气与另一股新鲜原料气混合后在 300 ~ 330℃ 下进入第二大量甲烷化反应器进一步甲烷化反应；第二大量甲烷化反应器出口气体温度 600 ~ 630℃，从第二大量甲烷化反应器离开的热工艺气体经过第二甲烷化废热锅炉和蒸汽过热器生产中压蒸汽并预热循环气体；从第二大量甲烷化反应器离开的热工艺气体分成两股，一股占 30 ~ 40%，由循环压缩机循环至第一大量甲烷化反应器，另一股占 60 ~ 70%，进入第一补充甲烷化反应器，冷却后工艺气体温度在 270 ~ 290℃ 进第一补充甲烷化反应器进一步甲烷化反应，第一

补充甲烷化反应器出口混合气体温度在 440 ~ 460℃, 第二补充甲烷化反应器入口原料气温度在 270 ~ 290℃, 进一步的甲烷化反应发生在第二补充甲烷化反应器中, 以达到 SNG 产品气规格; 甲烷化过程生产的中压蒸汽送蒸汽轮机。

[0019] 所述的大量甲烷化反应阶段由废热锅炉和蒸汽过热器回收反应热生产的中压过热蒸汽压力为 4.5 ~ 5MPa。

[0020] 所述的步骤 3) 甲烷化以高负载镍作为催化剂, 反应温度为 270 ~ 630℃, 压力为 1 ~ 3MPa, 按照  $\text{CO} + 3\text{H}_2 = \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$   $\Delta H^\circ = -206\text{KJ/mol}$  进行。

[0021] 所述的从第二大量甲烷化反应器离开的热工艺气体经过第二甲烷化废热锅炉和蒸汽过热器冷却后气体的第一股由循环压缩机循环至第一大量甲烷化反应器的占 60 ~ 70%; 第二股进第一补充甲烷化反应器的占 30 ~ 40%。

[0022] 本发明的基于生物质气化与甲烷化的燃气-蒸汽高效联产工艺的系统包括: 生物质气化单元、变换单元、净化单元、甲烷化单元、甲烷浓缩单元, 生物质气化单元的气化炉上部设有废热锅炉, 出气化炉的粗气化气经过废热锅炉回收余热, 产生中压过热蒸汽送蒸汽轮机; 在生物质气化炉气化气引出段设局部外置恒定高温加热器, 配合维持气化炉内气化温度在 1500 ~ 1800℃, 气化气引出的粗气化气温度控制在 1200 ~ 1500℃。

[0023] 所述的甲烷化单元包括分大量甲烷化单元及补充甲烷化单元, 大量甲烷化单元为串联两级反应器, 每级有两个并联反应器, 在第二级大量甲烷化反应器出口两路, 一路由管路连接到第一级大量甲烷化反应器入口, 与新鲜原料气混合后进入第一大量甲烷化反应器; 另一路由管路连接到补充甲烷化反应器, 补充甲烷化反应器包括串联的第一补充甲烷化反应器和第二补充甲烷化反应器; 第二补充甲烷化反应器送至甲烷浓缩单元。

[0024] 所述的第一级大量甲烷化反应器出口的混合气体经过第一甲烷化废热锅炉和蒸汽过热器回收反应热, 第二级大量甲烷化反应器出口的混合气体经过第二甲烷化废热锅炉和蒸汽过热器回收反应热, 产生的中压过热蒸汽送蒸汽轮机。

[0025] 本发明具有以下优点及突出效果, ①本气化装置采用的局部外置恒定高温热源, 会使得 CO 和 H<sub>2</sub> 的有效气成分得到显著提升, 生物质气化效率得到提高; ②通常生物质气化都会产生大量焦油, 本气化单元高温可以使焦油的产生量大大降低, 提高了碳转化率, 也省去了去除焦油的装置投资; ③甲烷化过程 CO 转化率达 100%, H<sub>2</sub> 转化率为 99%; 同时副产大量中压过热蒸汽, 并减小了传统甲烷化工艺中循环压缩机功耗; ④本发明最大的优势在于, 既能将生物质能源转化为干净、高热值、方便利用的天然气, 并且能高效的通过产生高品位过热蒸汽的方式回收生物质气化与甲烷化反应中放出的大量热量。

## 附图说明

[0026] 图 1 为本发明基于生物质气化甲烷化的燃气-蒸汽高效联产工艺流程图。

[0027] 图 2 为本发明生物质气化单元的示意图。

[0028] 图 3 为本发明高效甲烷化单元的示意图。

## 具体实施方式

[0029] 通过附图和实施例对本发明可更详细的介绍, 但并不是对本发明的保护范围的限定。

[0030] 如附图 1、图 2、图 3 所示：

[0031] 步骤 1) 稻秆、秸秆等生物质经过预干燥、破碎、分选，直径或最大长度在 2mm 以下的生物质原料通过螺旋加料器直接送入高温气流床气化炉，炉内压力 1 ~ 3MPa，气化炉在气化气引出段设局部外置恒定高温加热器，配合维持气化炉内气化温度在 1500 ~ 1800℃，同时保证气化强度、气化气质量和强化传热过程。过热水蒸气和氧气作为气化剂经过预混合，再与经过处理的生物质均匀混合，以 100 ~ 120m/s 的速度喷射经过特殊喷嘴进入气化炉，进行并流气化，由于粒度小，加上气流床较强的传热能力，因而原料入炉的瞬间即被加热到炉内温度，几乎同时进行着水分的蒸发、挥发份的分解、焦油的裂化、碳的燃烧与气化过程。含碱金属灰渣变成液态渣直接排出。生物质小颗粒在反应区内停留不足 3s，来不及熔化而迅速气化，且能被高速气流各自分离开，不会出现黏结凝聚等现象。从气化炉上侧方引出的粗气化气温度控制在 1200 ~ 1500℃，气化炉上部设有废热锅炉，出气化炉的粗气化气进入废热锅炉回收余热，产生大量蒸汽，回收热量后的气化气温度将至 220 ~ 280℃，然后经两级旋风分离和洗涤塔，将气化气中的大部分粉尘和水汽等经过净化冷却，气化气温度降至 50 ~ 55℃左右，含尘量将至 50mg/m<sup>3</sup> 以下。生成主要含有 CO 和 HX 的气化气。

[0032] 步骤 2) 洗涤除尘后的粗气化气进入耐硫变换工序，调节气体中的 H<sub>2</sub>、CO 和 CO<sub>2</sub> 的比例，氢碳比为 3 : 1，同时将气体中的绝大部分有机硫转化为无机硫；然后净化，低温甲醇洗工段利用甲醇脱出工艺气中甲烷化反应不需要的 CO<sub>2</sub> 和所有的硫化物，使工艺气成分达到甲烷生产要求，吸收了 CO<sub>2</sub> 和 H<sub>2</sub>S 及 COS 的富甲醇通过减压、闪蒸、氮气汽提等方法对其再生并回收冷量，重复利用。

[0033] 步骤 3) 甲烷化：步骤 2) 调整了氢碳比的净化合成气分为大致相等的两股分别进第一大量甲烷化反应器和第二大量甲烷化反应器，进第一大量甲烷化的原料气先与循环气混合，混合气体在 300 ~ 330℃进绝热反应器催化床层，放热的甲烷化反应在此发生。出口的热气体温度大约为 600 ~ 630℃，用来在第一甲烷化废热锅炉和第一过热器中生产及过热中压蒸汽。离开第一过热器的工艺气与另一股新鲜原料气混合后在 300 ~ 330℃下进第二大量甲烷化反应器进一步甲烷化反应。

[0034] 第二大量甲烷化反应器出口气体温度 600 ~ 630℃左右，用于在第二甲烷化废热锅炉和第而过热器中生产蒸汽并预热循环气体。从第二甲烷化废热锅炉离开的热工艺气体分成两股，一股占 30 ~ 40% 由循环压缩机循环至第一大量甲烷化反应器，另一股占 60 ~ 70% 进入第一补充甲烷化反应器。

[0035] 第二补充甲烷化反应器入口原料气温度在 270 ~ 290℃，进一步的甲烷化反应发生在第二补充甲烷化反应器中，以达到 SNG 产品气规格；甲烷化过程生产的中压蒸汽送蒸汽轮机。

[0036] 大量甲烷化反应阶段由废热锅炉和蒸汽过热器回收反应热生产的中压过热蒸汽压力为 4.5 ~ 5MPa。

[0037] 甲烷化以高负载镍作为催化剂，反应温度为 270 ~ 630℃，压力为 1 ~ 3MPa，按照  $\text{CO} + 3\text{H}_2 = \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \Delta H_0^\theta = -206\text{KJ/mol}$  进行。

[0038] 步骤 4) 甲烷浓缩：粗天然气通过变压吸附浓缩甲烷，得到符合国家标准的代用天然气。在一般情况下，天然气进入城市燃气管道作为居民燃气；当电力紧缺时，也可部分进入燃气轮机发电。

[0039] 如附图 1, 本发明的一种基于生物质气化与甲烷化的燃气-蒸汽高效联产工艺的系统包括: 生物质气化单元、变换单元、净化单元、甲烷化单元、甲烷浓缩单元。

[0040] 如图 2 所示, 生物质气化单元的气化炉上部设有废热锅炉, 出气化炉的粗气化气经过废热锅炉回收余热, 产生中压过热蒸气送蒸汽轮机; 在生物质气化炉气化气引出段设局部外置恒定高温加热器, 配合维持气化炉内气化温度在  $1500 \sim 1800^{\circ}\text{C}$ , 气化气引出的粗气化气温度控制在  $1200 \sim 1500^{\circ}\text{C}$ 。

[0041] 如图 3 所示, 甲烷化单元包括分大量甲烷化单元及补充甲烷化单元, 大量甲烷化单元为串联两级反应器, 每级有两个并联反应器, 在第二级大量甲烷化反应器出口两路, 一路由管路连接到第一级大量甲烷化反应器入口, 与新鲜原料气混合后进入第一大量甲烷化反应器; 另一路由管路连接到补充甲烷化反应器, 补充甲烷化反应器包括串联的第一补充甲烷化反应器和第二补充甲烷化反应器; 第二补充甲烷化反应器送至甲烷浓缩单元。在第二级大量甲烷化后, 有部分的工艺气循环回到第一级大量甲烷化反应器入口, 与新鲜原料气混合后进入第一大量甲烷化反应器, 以降低大量甲烷化入口反应物浓度, 另一方面循环工艺气作为惰性介质取热以控制催化剂床层温度。绝大多数甲烷化反应在大量甲烷化阶段完成。补充甲烷化反应温度较大量甲烷化为低, 此阶段由串联的两个补充甲烷化反应器组成, 将少量的未反应的 CO 及大多数的  $\text{CO}_2$  转化为  $\text{CH}_4$ 。甲烷化后产品气经冷却后送至甲烷浓缩步工序。

[0042] 所述的第一级大量甲烷化反应器出口的混合气体经过第一甲烷化废热锅炉和蒸汽过热器回收反应热, 第二级大量甲烷化反应器出口的混合气体经过第二甲烷化废热锅炉和蒸汽过热器回收反应热, 产生的中压过热蒸气送蒸汽轮机。

[0043] 实施例 1: 以原料生物质 1000 吨/天为基础来对实施例进行基本负荷时系统整体性能的计算。

[0044] 本实施例 1 所用的气化生物质采用干的稻秆生物质, 其成分及低位热值见表 1。

[0045] 表 1 原料生物质元素分析及热值

[0046]

| 项 目     | 内 容      | 单 位   | 稻 秆    |
|---------|----------|-------|--------|
| 发热量     | Qar, net | MJ/kg | 11.346 |
| 元 素 分 析 | 碳 Car    | %     | 37.162 |
|         | 氢 Har    | %     | 2.748  |
|         | 氧 Oar    | %     | 35.136 |
|         | 氮 Nar    | %     | 0.905  |
|         | 硫 Sar    | %     | 0.029  |

[0047] 实施例 1: 生物质 1000 吨/天, 采用 93% (体积含量) 氧气化

[0048] 表 2 实施例 1 物料平衡及产品气性能参数

[0049]

|                                   | 实施例 1  |        |             |        |
|-----------------------------------|--------|--------|-------------|--------|
|                                   | 气化气    | 变换气    | 合成气         | 产品气    |
| 流量 Nm <sup>3</sup> /h             | 43960  | 53320  | 29300       | 7350   |
| 组分 vol%                           |        |        |             |        |
| CO                                | 43.41% | 12.03% | 20.36%      | 0.01   |
| H <sub>2</sub>                    | 16.42% | 37.30% | 67.53%      | 0.30   |
| N <sub>2</sub>                    | 5.77%  | 4.76%  | 8.04%       | 1.17   |
| CO <sub>2</sub>                   | 21.19% | 41.23% | 1.88%       | 1.13   |
| CH <sub>4</sub>                   | 1.92%  | 1.59%  | 2.16%       | 96.13  |
| H <sub>2</sub> O                  | 9.29%  | 1.45%  | 0.03%       | 1.26   |
| C <sub>2</sub> -C <sub>4</sub>    | 1.92%  | 1.59%  | 0.00%       | 0.00   |
| 合成天然气热值 kcal/m <sup>3</sup>       |        |        | 2579        | 8227   |
| 合成天然气产量 m <sup>3</sup> /d         |        |        |             | 176400 |
| 生物质合成 SNG 化学效率 (SNG 化学能量/生物质化学能量) |        |        |             | 47%    |
| 甲烷化产出蒸汽<br>(t/h)                  |        |        | 450℃、4.7MPa | 21.45  |

[0050] 实施例 2 : 生物质 1000 吨 / 天, 采用 98% ( 体积含量 ) 氧气化

[0051] 表 3 实施例 2 物料平衡及产品气性能参数

[0052]

|                                   | 实施例 2  |                   |        |        |
|-----------------------------------|--------|-------------------|--------|--------|
|                                   | 气化气    | 变换气               | 合成气    | 产品气    |
| 流量 Nm <sup>3</sup> /h             | 51140  | 64640             | 39670  | 10190  |
| 组分 vol%                           |        |                   |        |        |
| CO                                | 52.10% | 14.46%            | 21.91% | 0.01%  |
| H <sub>2</sub>                    | 22.81% | 44.81%            | 72.66% | 0.20   |
| N <sub>2</sub>                    | 2.02%  | 1.60%             | 2.48%  | 2.00%  |
| CO <sub>2</sub>                   | 12.55% | 36.70%            | 1.79%  | 0.28%  |
| CH <sub>4</sub>                   | 1.17%  | 0.92%             | 1.13%  | 96.47% |
| H <sub>2</sub> O                  | 9.27%  | 1.45%             | 0.02%  | 1.03%  |
| C <sub>2</sub> -C <sub>4</sub>    | 0.02%  | 0.01%             | 0.00%  | 0.00%  |
| 合成天然气热值 kcal/m <sup>3</sup>       |        |                   | 2672   | 8256   |
| 合成天然气产量 m <sup>3</sup> /d         |        |                   |        | 244560 |
| 生物质合成 SNG 化学效率 (SNG 化学能量/生物质化学能量) |        |                   |        | 64%    |
| 甲烷化产出蒸汽                           |        | 450℃、4.7MPa (t/h) |        | 30.90  |

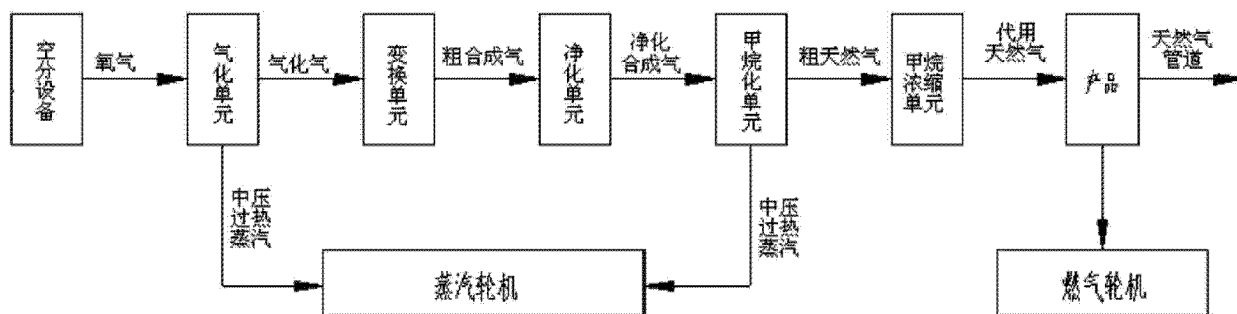


图 1

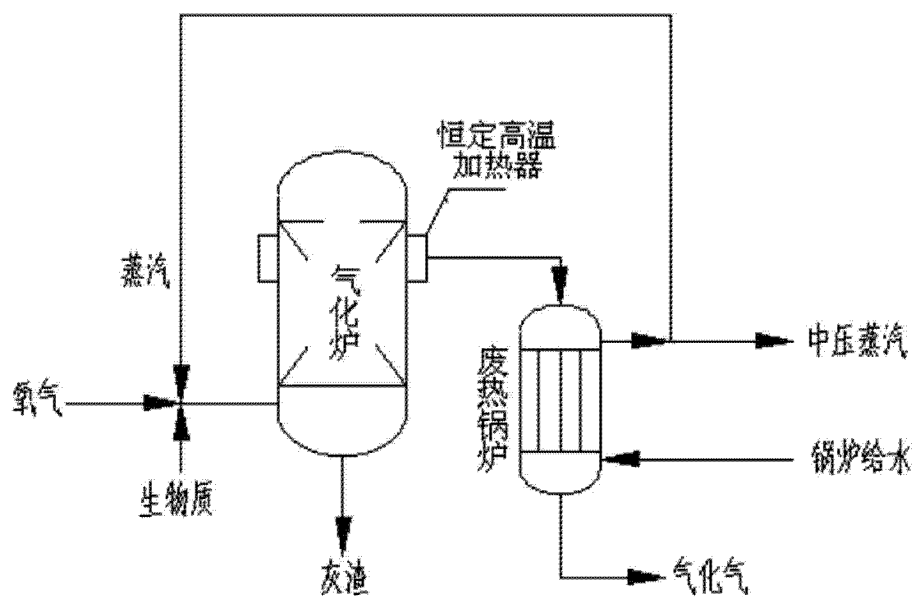


图 2

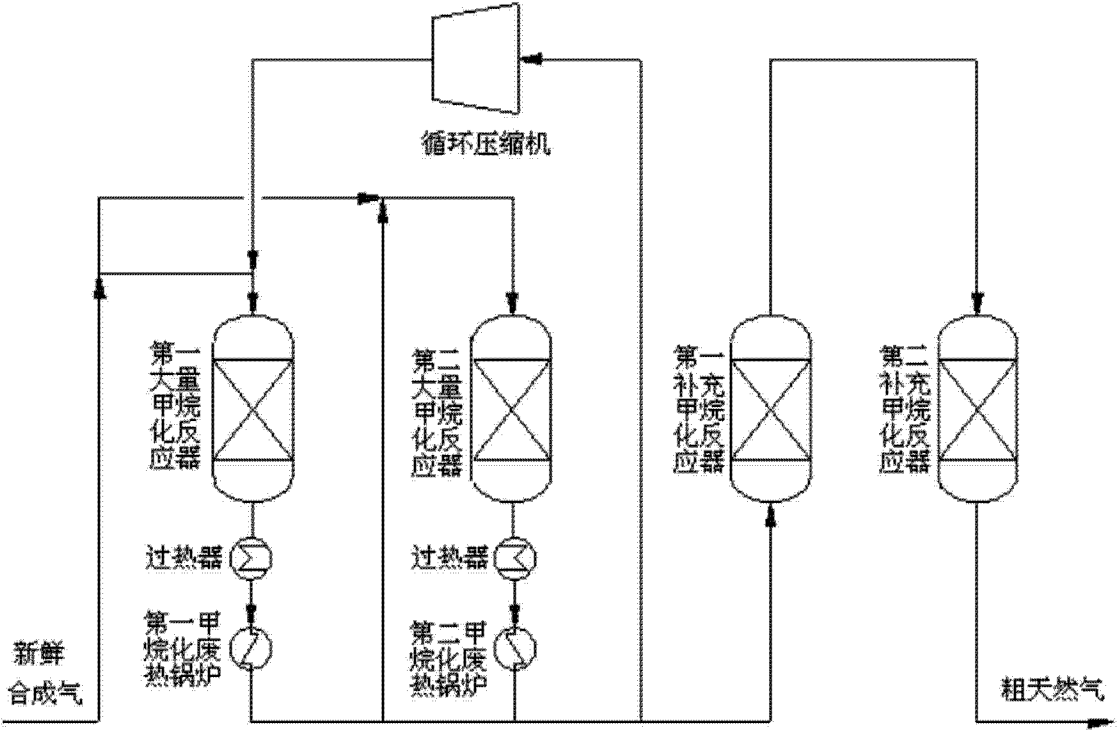


图 3