



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 103031154 A

(43) 申请公布日 2013. 04. 10

(21) 申请号 201110295799. 8

C10J 3/72(2006. 01)

(22) 申请日 2011. 09. 30

C01B 3/00(2006. 01)

(71) 申请人 上海国际化建工程咨询公司

C01B 3/32(2006. 01)

地址 201219 上海市浦东新区顾路镇中市

C01B 3/50(2006. 01)

(72) 发明人 杨震东 刘敬荣 吴高杰 顾鹤燕

(74) 专利代理机构 上海天翔知识产权代理有限公司

31224

代理人 吕伴

(51) Int. Cl.

C10J 3/20(2006. 01)

C10J 3/16(2006. 01)

C10J 3/84(2006. 01)

C10J 3/86(2006. 01)

C10J 3/80(2006. 01)

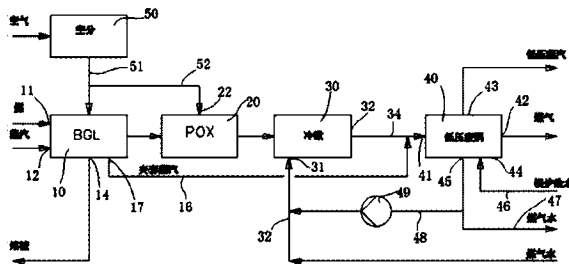
权利要求书 2 页 说明书 8 页 附图 1 页

(54) 发明名称

BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉直连非催化部分氧化炉制取合成气或氢气的方法及装置

(57) 摘要

本发明公开的 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉直连非催化部分氧化炉制取合成气或氢气的方法, 以块煤为原料, 纯氧为氧化剂, 蒸汽为气化剂, BGL 炉出口气体直接进入纯氧非催化部分氧化转化炉 (POX), 与纯氧、蒸汽在纯氧非催化部分氧化转化炉内快速混合燃烧, 达到在 1300℃ 以上高温, 使有机物在高温下裂解、转化形成 1300℃ 以上的高温气体。本发明采用 POX 转化炉代替 BGL 气化工段中的洗涤冷却分离器装置, 不产生含油煤气水, 彻底解决 BGL 气化方法带来的环境污染问题, 同时大大节省环保投资。同时采用氧化炉 (POX) 的高温燃烧, 全部转化为有用组分或易于脱除易于处理的简单物质。例如甲烷和轻油转化为有用介质氢气和一氧化碳; 噻吩转化为硫化氢等。本发明还公开了该方法所使用的装置。



1. BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉直连非催化部分氧化转化炉制取氢碳比合成气或氢气的方法,其特征是以块煤为原料,纯氧为氧化剂,蒸汽为气化剂,固定床加压造气,形成 250 ~ 500℃的第一粗煤气,第一粗煤气直接或经除尘进入纯氧非催化部分氧化转化炉(POX),与同步送入纯氧非催化部分氧化转化炉(POX)内的压缩纯氧一起喷入纯氧非催化部分氧化转化炉(POX)内混合燃烧,达到在 1300℃以上高温,使有机物在高温下裂解、转化形成 1300℃以上的第二粗煤气。

2. 如权利要求 1 所述的方法,其特征在于,所述纯氧非催化部分氧化转化炉送出的第二粗煤气直接送至位于纯氧非催化部分氧化转化炉底部的激冷洗涤设备,被由煤气水分离系统送过来的循环煤气水激冷洗涤,第二粗煤气被洗涤降温至 200 ~ 230℃,形成第三粗煤气与所述 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉送过来的夹套蒸汽一起送至低压废锅的管程,锅炉给水送入低压废锅的壳程,在低压废锅内,管程内的第三粗煤气和夹套蒸汽与壳程内的低压锅炉给水进行热交换,最终形成温度为 140 ~ 200℃的第四粗煤气送出,壳程内副产低压饱和蒸汽也被送出;其中第三粗煤气与夹套蒸汽的体积比为 12 : 1 ~ 35 : 1。

3. 如权利要求 1 所述的方法,其特征在于,所述激冷洗涤设备形成的洗涤煤气水与低压废锅产生的煤气水一并送出界区,煤气水经简单处理后,形成所述的循环煤气水或低压锅炉给水系统的补水。

4. 如权利要求 1 所述的方法,其特征在于,所述纯氧非催化部分氧化转化炉送出的第二粗煤气直接送至一热量回收设备的管程内,与送入热量回收设备壳程内的冷却水进行热交换,形成降温后第五粗煤气与所述 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉送过来的夹套蒸汽一起送至一低压废锅的管程锅炉给水送入低压废锅的壳程;在低压废锅内,管程内的第五粗煤气和夹套蒸汽与壳程内的低压锅炉给水进行热交换,最终形成温度为 140 ~ 200℃的第六粗煤气送出,其中第三粗煤气与夹套蒸汽的体积比为 12 : 1 ~ 35 : 1;其中所述热交换设备的壳程副产中压蒸汽被送出,低压废锅壳程副产低压饱和蒸汽也被送出。

5. 如权利要求 4 所述的方法,其特征在于,所述热量回收设备形成的洗涤煤气水与低压废锅产生的煤气水一并送出界区,煤气水经简单处理后,形成所述的锅炉给水系统补水。

6. 如权利要求 5 所述的方法,其特征在于,所述热量回收设备为一中压废锅,其冷却水为中压锅炉给水。

7. 如权利要求 2 所述的 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉直连非催化部分氧化转化炉制取合适氢碳比合成气或氢气的方法所使用的装置,包括 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉和纯氧非催化部分氧化转化炉,其中 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉上的第一粗煤气出口与纯氧非催化部分氧化转化炉的第一粗煤气入口直连,所述纯氧非催化部分氧化转化炉上的第二纯氧喷口通过纯氧输入管接空分设备的纯氧输出口;在 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉上还设置有第一纯氧喷口、加料口、蒸汽入口以及熔渣排放口;在纯氧非催化部分氧化转化炉的底部设置有一激冷洗涤设备,该激冷洗涤设备上设置有激冷水入口和第二粗煤气出口,所述激冷水入口通过循环煤气水输送管接煤气水分离系统,激冷洗涤设备上的第二粗煤气出口通过第二粗煤气输出管连接到一低压废锅上的第三粗煤气入口上,在所述低压废锅上还设置有一第四粗煤气出口,所述第三粗煤气入口与第四粗煤气出口通过低压废锅内的管程连通;该低压废锅的管程出口送出温度为 140 ~ 200℃的粗煤气;在所述低压废锅的壳程上设置有低压锅炉给水口和低压蒸汽出口,其中低压锅炉给水口通过低压废

锅炉给水输送管连接锅炉给水系统,第二煤气水出口通过第二煤气水输送管连接煤气水分离系统,低压蒸汽出口送出低压饱和蒸汽。

8. 如权利要求 7 所述的装置,其特征在于,所述激冷洗涤设备上的激冷水入口还通过泵及水输入支管与低压废锅上的第二煤气水出口连接。

9. 如权利要求 4 所述的作为本发明第二方面的 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉直连非催化部分氧化转化炉制取合适氢碳比合成气或氢气的方法所使用的装置,包括 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉和纯氧非催化部分氧化转化炉,其中 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉上的第一粗煤气出口与纯氧非催化部分氧化转化炉的第一粗煤气入口直连,所述纯氧非催化部分氧化转化炉上的第二纯氧喷口通过纯氧输入管接空分设备的纯氧输出口;在 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉上还设置有第一纯氧喷口、加料口、蒸汽入口以及熔渣排放口;在所述纯氧非催化部分氧化转化炉上还设置有一第二粗煤气出口,所述第二粗煤气出口通过第二粗煤气输出管连接到一热量回收设备的第二粗煤气入口上,在所述热量回收设备上还设置有锅炉给水入口、第一煤气水出口、第三粗煤气出口以及中压蒸汽出口,第二粗煤气入口、第一煤气水出口和第三粗煤气出口与热量回收设备内的管程连通,锅炉给水入口以及中压蒸汽出口与热量回收设备的壳程连通,所述锅炉给水入口通过锅炉给水输送管接锅炉给水系统,第一煤气水出口通过第一煤气水输送管连接煤气水分离系统,中压蒸汽出口送出中压蒸汽,第三粗煤气出口通过第三粗煤气输出管连接到一低压废锅的第三粗煤气入口上,在所述低压废锅上还设置有一第四粗煤气出口,所述第三粗煤气入口与第四粗煤气出口通过低压废锅内的管程连通;该低压废锅的管程出口送出温度为 140 ~ 200℃ 的粗煤气;在所述低压废锅的壳程上设置有低压锅炉给水口和低压蒸汽出口,其中低压锅炉给水口通过低压废锅给水输送管连接锅炉给水系统,第二煤气水出口通过第二煤气水输送管连接煤气水分离系统,低压蒸汽出口送出低压饱和蒸汽。

10. 如权利要求 9 所述的装置,其特征在于,所述的热量回收设备为中压废锅。

11. 如权利要求 7 或 9 所述的装置,其特征在于,在所述 BGL 气化炉与纯氧非催化部分氧化转化炉之间增加一除尘设备。

12. 如权利要求 7 或 9 所述的装置,其特征在于,所述 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉上设置有一夹套蒸汽出口,所述夹套蒸汽出口通过夹套蒸汽输送管与所述低压废锅上的第三粗煤气入口连通。

BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉直连非催化部分氧化炉 制取合成气或氢气的方法及装置

技术领域

[0001] 本发明涉及以煤为原料,或者以城市垃圾为原料,或者以生物质燃料等为原料,制取氢气和一氧化碳的混合气体,生成合成氨、合成油、甲醇等技术领域,特别涉及 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉加非催化部分氧化制取合适氢碳比合成气或氢气的方法及装置。

背景技术

[0002] 我国能源结构的特点为:多煤、少气、缺油。其中煤炭能源在我国的分布不均,且以高灰分、高灰熔点的劣质煤居多,同时发电行业需求大量的优质煤以保证全国的高负荷用电消费。所以化工行业采用劣质煤、或者城市垃圾、或者可再生能源做原料制取化工产品,成为必然的发展趋势。

[0003] BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉是在原鲁奇固定床加压气化炉的基础上发展起来的,该气化技术适合气化高灰分、高挥发份、高水份的褐煤、石油焦、烟煤、城市垃圾等,气化效率高、蒸汽利用率高、耗氧低、气化强度大等优势,因而 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉与其它气化炉相比,自身优势明显,优点突出,具有广阔的市场前景。但是 BGL 气化技术或碎煤加压熔渣气化技术也存在很多缺点,如下:

[0004] 1. 粗煤气洗涤煤气水中有机物含量较多且成分复杂,回收处理困难,环境污染严重;

[0005] 2. 粗煤气中含有大量的甲烷,回收利用困难,流程长投资大;如不回收则浪费原料;甲烷进入后续工艺装置将降低装置的效率,有效气体利用率降低;

[0006] 3. 粗煤气中含有有机硫,如噻吩、氧硫化碳、二硫化碳等,还含有有机物如高级烯烃、高级烷烃、苯等组分,对粗煤气净化工艺如低温甲醇洗或变压吸附工段影响大。

发明内容

[0007] 本发明所要解决的技术问题之一在于利用 BGL 炉煤造气制取合适氢碳比合成气或氢气的工艺过程所存在的问题而提供一种 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉加非催化部分氧化转化炉制取合适氢碳比合成气或氢气的方法;该方法是将先进且清洁的纯氧或富氧非催化转化技术(简称 POX 技术)与 BGL/碎煤加压熔渣造气技术直接相结合,以彻底解决 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉出口粗煤气含焦油、轻油、酚类等有机物污染环境的问题,省去复杂的煤气水处理工段,解决了碳一化工中甲烷含量高、甲烷转化流程复杂的难题。

[0008] 本发明所要解决的技术问题之二在于提供一种上述 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉加非催化部分氧化转化炉制取氢碳比合成气或氢气的方法所使用的装置。

[0009] 作为本发明第一方面的 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉直连非催化部分氧化转化炉制取氢碳比合成气或氢气的方法,其是以块煤为原料,纯氧为氧化剂,蒸汽为气化剂,固定床加压造气,形成 250 ~ 500℃ 的第一粗煤气,第一粗煤气直接或经除尘进入纯氧

非催化部分氧化转化炉 (POX), 与同步送入纯氧非催化部分氧化转化炉 (POX) 内的压缩纯氧一起喷入纯氧非催化部分氧化转化炉 (POX) 内混合燃烧, 达到在 1300℃ 以上高温, 使有机物在高温下裂解、转化形成 1300℃ 以上的第二粗煤气。

[0010] 所述有机物为有机硫和烃类物质。

[0011] 所述有机硫为噻吩等。所述烃类物质为甲烷等。

[0012] 在本发明方法的一个优选实施例中, 所述纯氧非催化部分氧化转化炉送出的第二粗煤气直接送至位于纯氧非催化部分氧化转化炉底部的激冷洗涤设备, 被由煤气水分离系统送过来的循环煤气水激冷洗涤, 第二粗煤气被洗涤降温至 200 ~ 230℃, 形成第三粗煤气与所述 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉送过来的夹套蒸汽一起送至低压废锅的管程, 锅炉给水送入低压废锅的壳程, 在低压废锅内, 管程内的第三粗煤气和夹套蒸汽与壳程内的低压锅炉给水进行热交换, 最终形成温度为 140 ~ 200℃ 的第四粗煤气送出, 壳程内副产低压饱和蒸汽也被送出; 其中第三粗煤气与夹套蒸汽的体积比为 12 : 1 ~ 35 : 1。

[0013] 在本发明中, 所述激冷洗涤设备形成的洗涤煤气水与低压废锅产生的煤气水一并送出界区, 煤气水经简单处理后, 形成所述的循环煤气水或锅炉系统的补水。

[0014] 在本发明方法的另一个优选实施例中, 所述纯氧非催化部分氧化转化炉送出的第二粗煤气直接送至一热量回收设备的管程内, 与送入热量回收设备壳程内的锅炉给水进行热交换, 形成降温后第五粗煤气与所述 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉送过来的夹套蒸汽一起送至一低压废锅的管程, 锅炉给水送入低压废锅的壳程; 在低压废锅内, 管程内的第五粗煤气和夹套蒸汽与壳程内的低压锅炉给水进行热交换, 最终形成温度为 140 ~ 200℃ 的第六粗煤气送出, 其中第三粗煤气与夹套蒸汽的体积比为 12 : 1 ~ 35 : 1; 其中所述热交换设备的壳程副产中压蒸汽被送出, 低压废锅壳程副产低压饱和蒸汽也被送出。

[0015] 在本发明中, 所述热量回收设备形成的洗涤煤气水与低压废锅产生的煤气水一并送出界区, 煤气水经简单处理后, 形成所述的循环煤气水或锅炉系统的补水。

[0016] 所述热量回收设备为一中压废锅, 其冷却水为中压锅炉给水。

[0017] 作为本发明第二方面的 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉直连非催化部分氧化转化炉制取合适氢碳比合成气或氢气的方法所使用的装置, 包括 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉和纯氧非催化部分氧化转化炉, 其中 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉上的第一粗煤气出口与纯氧非催化部分氧化转化炉的第一粗煤气入口直连, 所述纯氧非催化部分氧化转化炉上的第二纯氧喷口通过纯氧输入管接空分设备的纯氧输出口; 在 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉上还设置有第一纯氧喷口、加料口、蒸汽入口以及熔渣排放口; 在纯氧非催化部分氧化转化炉的底部设置有一激冷洗涤设备, 该激冷洗涤设备上设置有激冷水入口和第二粗煤气出口, 所述激冷水入口通过循环煤气水输送管接煤气水分离系统, 激冷洗涤设备上的第二粗煤气出口通过第二粗煤气输出管连接到一低压废锅上的第三粗煤气入口上, 在所述低压废锅上还设置有一第四粗煤气出口, 所述第三粗煤气入口与第四粗煤气出口通过低压废锅内的管程连通; 该低压废锅的管程出口送出温度为 140 ~ 200℃ 的粗煤气; 在所述低压废锅的壳程上设置有低压锅炉给水口、和低压蒸汽出口, 其中低压锅炉给水口通过低压废锅给水输送管连接锅炉给水系统, 第二煤气水出口通过第二煤气水输送管连接煤气水分离系统, 低压蒸汽出口送出低压饱和蒸汽。

[0018] 作为本发明第二方面的 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉直连非催化部分氧化

转化炉制取合适氢碳比合成气或氢气的方法所使用的装置,包括 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉和纯氧非催化部分氧化转化炉,其中 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉上的第一粗煤气出口与纯氧非催化部分氧化转化炉的第一粗煤气入口直连,所述纯氧非催化部分氧化转化炉上的第二纯氧喷口通过纯氧输入管接空分设备的纯氧输出口;在 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉上还设置有第一纯氧喷口、加料口、蒸汽入口以及熔渣排放口;在所述纯氧非催化部分氧化转化炉上还设置有一第二粗煤气出口,所述第二粗煤气出口通过第二粗煤气输出管连接到一热量回收设备的第二粗煤气入口上,在所述热量回收设备上还设置有锅炉给水入口、第一煤气水出口、第三粗煤气出口以及中压蒸汽出口,第二粗煤气入口、第一煤气水出口和第三粗煤气出口与热量回收设备内的管程连通,冷却水入口和中压蒸汽出口与热量回收设备的壳程连通,所述锅炉给水入口通过锅炉给水输送管接锅炉给水系统,第一煤气水出口通过第一煤气水输送管连接煤气水分离系统,中压蒸汽出口送出中压蒸汽,第三粗煤气出口通过第三粗煤气输出管连接到一低压废锅的第三粗煤气入口上,在所述低压废锅上还设置有一第四粗煤气出口,所述第三粗煤气入口与第四粗煤气出口通过低压废锅内的管程连通;该低压废锅的管程出口送出温度为 140 ~ 200℃ 的粗煤气;在所述低压废锅的壳程上设置有低压锅炉给水口和低压蒸汽出口,其中低压锅炉给水口通过低压废锅给水输送管连接锅炉给水系统,第二煤气水出口通过第二煤气水输送管连接煤气水分离系统,低压蒸汽出口送出低压饱和蒸汽。

[0019] 所述激冷洗涤设备上的激冷水入口还通过泵及水输入支管与低压废锅上的第二煤气水出口连接。

[0020] 本发明的热量回收设备为中压废锅。

[0021] 在本发明装置的一个优选实施例中,在所述 BGL 气化炉与纯氧非催化部分氧化转化炉之间可以增加一除尘设备。

[0022] 在本发明的一个优选实施例中,所述 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉上设置有一夹套蒸汽出口,所述夹套蒸汽出口通过夹套蒸汽输送管与所述低压废锅上的第三粗煤气入口连通。

[0023] 由于采用了如上的技术方案,本发明与现有技术相比,具有如下优点:

[0024] 1. BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉的出口粗煤气直接进入 POX 转化炉,和空分来的纯氧/富氧发生燃烧,产生高温,完全转化粗煤气中的有机物。

[0025] 2. 最低限度地改动原 BGL 气化工段,保证整个设备的安全稳定运行。

[0026] 3. 出 POX 的高温气体采用激冷流程,洗涤冷却粗煤气,进一步降低投资,同时后续变换工段不需要再加入蒸汽,节能降耗。

[0027] 4. 经降温后的粗煤气再送入低压废锅,进一步降低粗煤气温度,BGL 气化炉夹套产生的饱和蒸汽也进入低压废锅,以保证不改变原 BGL 气化炉夹套压力平衡系统。

[0028] 5. 洗涤煤气水/和冷凝煤气水经简单处理后,可以作为冷却水补水或锅炉给水补水。

[0029] 6. 经本发明处理后的粗煤气,根据生产需要,可以通过变换调整最终氢气/一氧化碳比例,满足后续工艺要求。

[0030] 7. 本发明可以用于新建项目,解决 BGL 造气带来的环境污染问题,也可以用于改造原项目,即在 BGL/碎煤加压熔渣气化炉后,直接连接 POX 转化炉,达到增产节能的目的。

[0031] BGL 气化炉 / 碎煤加压熔渣气化炉直连非催化部分氧化转化炉 (POX) 造气技术具有以下优点：

[0032] (1) 采用本发明, 不仅可以实现气化劣质煤、生活垃圾、生物质燃料等, 而且能够将 BGL/ 碎煤加压熔渣气化炉出口的粗煤气中的焦油、轻油、苯、苯酚、酯肪酸等物质转化为有效气体, 使整个流程的煤气水处理大大简化。

[0033] (2) 采用本发明, 工艺气体中的甲烷含量降低, 甲烷含量可以从 8%~10% 降至 0.3% 以下, 对生产合成氨或合成甲醇为目的的装置来说, 整个工艺流程大为简化, 有效气体利用率上升。

[0034] (3) 采用本发明技术和装置, 生成的合成气如果需要进行变换反应, 对变换装置而言, 变换负荷减小, 整个变换床层的温度更加容易控制, 催化剂床层不会超温, 更有利于变换催化剂长周期、稳定运行, 节省运行成本。

[0035] (4) 本发明采用激冷流程时, 后续变换工段不需要再加入蒸汽, 节能降耗。

[0036] (5) 粗煤气中不含萘、噻吩、轻油、焦油等杂质, 后工序低温甲醇洗或变压吸附等净化装置运行可靠稳定, 不存在因为污染甲醇溶液而造成甲醇溶液中杂质的累计从而运行恶化的问题, 不存在污染变压吸附剂的问题。

[0037] (6) 采用本发明, 洗涤煤气水处理简单, 只需简单的常减压闪蒸即可, 能耗降低。该发明与传统的 BGL 气化煤气水处理流程相比, 占地面积减少, 流程缩短, 不需要占地面积很大的煤气水分离流程和复杂的酚氨回收流程。

附图说明

[0038] 图 1 为本发明装置实施例 1 的方框图。

[0039] 图 2 为本发明装置实施例 2 的方框图。

具体实施方式

[0040] 为了使本发明的技术手段、创作特征、达成目的与功效易于明白了解, 下面结合具体实施例, 进一步阐述本发明。

[0041] 以下实施例给出的是一种以生产合成氨为目的的装置, 但是并不局限于此。

[0042] 实施例 1

[0043] 本实施例是以生产合成氨为目的的装置, 采用褐煤造气, 煤中灰含量约 30%, 水含量约 15%。

[0044] 参见图 1, 本实施例的 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉直连非催化部分氧化制取合成气或氢气的方法所使用的装置, 包括 BGL 气化炉 10、纯氧非催化部分氧化炉 20、低压废锅 40。

[0045] BGL 炉 10 煤造气技术采用 BGL 加压熔渣造气工艺, 以褐煤为原料, 纯氧和蒸汽为氧化剂 / 气化剂, 固定床造气, 液态排渣。褐煤、蒸汽和纯氧分别由 BGL 炉气化炉 10 的加料口 11、蒸汽入口 12、纯氧入口 13 进入 BGL 炉 气化炉 10 内, 灰渣由 BGL 炉气化炉 10 的排渣口 14 排出。纯氧由空分设备 50 通过纯氧输送管 51 输送过来。

[0046] 由 BGL 炉气化炉 10 的粗煤气出口 15 出来的约 400℃ 的粗煤气中氢气 / 一氧化碳的比例约 0.69, 并且含有 7.3% V 的甲烷。

[0047] 粗煤气条件如下：% V 干

[0048]

CO ₂	16.34
CO	43.27
H ₂	29.85
CH ₄	7.31
N ₂ +Ar	3.21
TAR	0.001
OIL	0.01
DUST	0.01

[0049] 其他杂质如下：

[0050] 灰尘、焦油、中油、轻油、酚、脂肪酸、氨、氰化物。

[0051] 由 BGL 气化炉 10 的粗煤气出口 15 出来的约 400℃ 的粗煤气直接通过纯氧非催化部分氧化转化炉 20 的粗煤气入口 21 送入纯氧非催化部分氧化炉 20 内；空分设备 50 的纯氧通过纯氧输送管 52、纯氧非催化部分氧化转化炉 20 的纯氧喷口 22 送入纯氧非催化部分氧化转化炉 20 内，约 400℃ 的粗煤气与送入的纯氧在纯氧非催化部分氧化转化炉 20 内混合燃烧，产生 1300℃ 以上高温，这时粗煤气内的有机物包括有机硫如噻吩等和有机烃如甲烷等在高温下裂解和转化。

[0052] 采用本发明的纯氧非催化部分氧化转化炉 20 (POX) 出来的 1300℃ 高温粗煤气中氢气 / 一氧化碳比例为 0.58，其中甲烷含量小于 0.3% V。所有杂质几乎全部转化为最简单的 CO₂、CO、H₂ 和水。

[0053] 由纯氧非催化部分氧化转化炉 20 出来的 1300℃ 高温粗煤气直接送入位于纯氧非催化部分氧化转化炉 20 底部的激冷洗涤设备 30 内，激冷洗涤用水采用循环煤气水，由激冷洗涤设备 30 上的激冷洗涤水入口 31 喷入，激冷洗涤水入口 31 通过煤气水输送管 32 接煤气水分离系统。这样后续变换工段不需要再加入蒸汽，节能降耗。

[0054] 1300℃ 高温粗煤气被循环煤气水激冷洗涤后，降温至约 200℃，通过激冷洗涤设备 30 上的粗煤气出口 33、粗煤气输送管 34 送入低压废锅 40 的管程中。

[0055] 低压废锅 40 的管程两端分别设置有粗煤气入口 41、煤气水出口 45 和粗煤气出口 42，低压废锅 40 的壳程上分别设置有低压蒸汽出口 43 和低压锅炉给水口 44。粗煤气入口 41 与粗煤气输送管 34 连接并同时通过夹套蒸汽输送管 16 与 BGL 炉气化炉 10 上的夹套蒸汽出口 17 连接，这样 BGL 气化炉夹套产生的饱和蒸汽也进入低压废锅 40，以保证不改变原 BGL 气化炉夹套压力平衡系统。

[0056] 送入低压废锅 40 管程内的粗煤气与夹套蒸汽的体积比为 12 ~ 35，转化后粗煤气与夹套蒸汽进入低压废锅 40 的管程内，低压锅炉给水通过低压锅炉给水口 44 补给进入壳程内。而低压锅炉给水口 44 通过低压锅炉给水输送管 46 与锅炉给水系统连接。

[0057] 进入低压废锅 40 的管程内的转化后粗煤气与夹套蒸汽与进入低压废锅 40 壳程内

的锅炉给水进行热交换,形成温度约 180℃的粗煤气由粗煤气出口 42 送出本发明。经过热交换后的锅炉给水副产低压饱和蒸汽由低压蒸汽出口 43 送出。所形成煤气水由煤气水出口 45 以及煤气水输送管 47 送入煤气水分离系统进行简单处理,作为循环煤气水和锅炉给水系统的补水。

[0058] 煤气水出口 45 还可以通过泵 49 及水输入支管 48 与激冷洗涤设备 30 上的激冷水入口 31 连接,向激冷洗涤设备 30 上的激冷水入口 31 输送循环煤气水。

[0059] 经本实施例处理后的粗煤气参数见表 1:

[0060] 表 1BGL+POX 粗煤气

[0061]

组成%	碎煤加压气化炉出口粗煤气	POX 转化炉出口转化气
CO ₂	16.34	15.41
CO	43.27	51.18
H ₂	29.85	29.63
CH ₄	7.31	0.3
N ₂ +Ar	3.21	3.48
TAR	0.001	-
OIL	0.01	-
DUST	0.01	-

[0062] 经本实施例处理后,粗煤气 / 转化气中不再含有焦油、轻油等有机物,从气化带来的煤尘也大部分转化为有效气体成分,从气化带来的有机硫等也大部分转化为硫化氢等容易脱除的无机硫,出口粗煤气中氢气 / 一氧化碳比例为 0.58,其中甲烷含量 < 0.3% V。

[0063] 实施例 2

[0064] 参见图 2,本实施例的 BGL 气化炉或碎煤加压熔渣气化炉直连非催化部分氧化转化炉制取合适氢碳比合成气或氢气的方法所使用的装置,包括 BGL 气化炉 10、纯氧非催化部分氧化炉 20、热量回收设备、低压废锅 40。其中热量回收设备为中压废锅 30a。

[0065] BGL 炉 10 煤造气技术采用 BGL 加压熔渣造气工艺,以褐煤为原料,纯氧和蒸汽为氧化剂 / 气化剂,固定床造气,液态排渣。褐煤、蒸汽和纯氧分别由 BGL 炉气化炉 10 的加料口 11、蒸汽入口 12、纯氧入口 13 进入 BGL 炉气化炉 10 内,灰渣由 BGL 炉气化炉 10 的排渣口 14 排出。纯氧由空分设备 50 通过纯氧输送管 51 输送过来。

[0066] 由 BGL 炉气化炉 10 的粗煤气出口 15 出来的约 400℃的粗煤气中氢气 / 一氧化碳的比例约 0.69,并且含有 7.3% V 的甲烷。

[0067] 粗煤气条件如下: % V 干

[0068]

CO ₂	16.34
CO	43.27
H ₂	29.85
CH ₄	7.31
N ₂ +Ar	3.21
TAR	0.001
OIL	0.01
DUST	0.01

[0069] 其他杂质如下：

[0070] 灰尘、焦油、中油、轻油、酚、脂肪酸、氨、氰化物。

[0071] 由 BGL 气化炉 10 的粗煤气出口 15 出来的约 400℃ 的粗煤气直接通过纯氧非催化部分氧化转化炉 20 的粗煤气入口 21 送入纯氧非催化部分氧化炉 20 内；空分设备 50 的纯氧通过纯氧输送管 52、纯氧非催化部分氧化转化炉 20 的纯氧喷口 22 送入纯氧非催化部分氧化转化炉 20 内，约 400℃ 的粗煤气与送入的纯氧在纯氧非催化部分氧化转化炉 20 内混合燃烧，产生 1300℃ 以上高温，这时粗煤气内的有机物包括有机硫如噻吩等和有机烃如甲烷等在高温下裂解和转化。

[0072] 采用本发明的纯氧非催化部分氧化转化炉 20 (POX) 出来的 1300℃ 高温粗煤气中氢气 / 一氧化碳比例为 0.58，其中甲烷含量小于 0.3% V。所有杂质几乎全部转化为最简单的 CO₂、CO、H₂ 和水。

[0073] 由纯氧非催化部分氧化转化炉 20 的粗煤气出口 23 出来的 1300℃ 高温粗煤气通过粗煤气输送管 24 送至中压废锅 30a。中压废锅 30a 管程的两端设置有粗煤气入口 31a、煤气水出口 34a 和粗煤气出口 32a，中压废锅 30a 壳程上设置有中压蒸汽出口 33a 和中压锅炉给水口 35a。

[0074] 粗煤气入口 31a 与粗煤气输送管 24 连接，由纯氧非催化部分氧化转化炉 20 出来的 1300℃ 高温粗煤气进入中压废锅 30a 的管程中，与进入中压废锅 30a 壳程内的中压锅炉给水进行热交换，降温后的粗煤气由粗煤气出口 32a、粗煤气输送管 36a 送至低压废锅 40。经过热交换后的中压锅炉副产中压蒸汽由中压蒸汽出口 33a 送出。所形成煤气水由煤气水出口 34a 以及煤气水输送管 37a 送入煤气水分离系统进行简单处理，可以作为锅炉给水系统的补充水。

[0075] 低压废锅 40 的管程两端分别设置有粗煤气入口 41、煤气水出口 45 和粗煤气出口 42，低压废锅 40 的壳程上分别设置有低压蒸汽出口 43 和低压锅炉给水口 44。粗煤气入口 41 与粗煤气输送管 36a 连接并同时通过夹套蒸汽输送管 16 与 BGL 炉气化炉 10 上的夹套蒸汽出口 17 连接，这样 BGL 气化炉夹套产生的饱和蒸汽也进入低压废锅 40，以保证不改变原 BGL 气化炉夹套压力平衡系统。

[0076] 送入低压废锅 40 管程内的粗煤气与夹套蒸汽的体积比为 12 ~ 35，转化后粗煤气与夹套蒸汽进入低压废锅 40 的管程内，低压锅炉给水通过低压锅炉给水口 44 补给进入壳

程内。而低压锅炉给水口 44 通过低压锅炉给水输送管 46 与锅炉给水系统连接。

[0077] 进入低压废锅 40 的管程内的转化后粗煤气与夹套蒸汽与进入低压废锅 40 壳程内的锅炉给水进行热交换,形成温度约 180℃的粗煤气由粗煤气出口 42 送出本发明。经过热交换后的锅炉给水副产低压饱和蒸汽由低压蒸汽出口 43 送出。所形成煤气水由煤气水出口 45 以及煤气水输送管 47 送入煤气水分离系统进行简单处理,可以作为锅炉给水系统的补充水。

[0078] 经本实施例处理后的粗煤气参数见表 2:

[0079] 表 2BGL+POX 相煤气

[0080]

组成%	碎煤加压气化炉出口粗煤气	POX 转化炉出口转化气
CO ₂	16.34	15.41
CO	43.27	51.18
H ₂	29.85	29.63
CH ₄	7.31	0.3
N ₂ +Ar	3.21	3.48
TAR	0.001	-
OIL	0.01	-
DUST	0.01	-

[0081] 经本实施例处理后,粗煤气 / 转化气中不再含有焦油、轻油等有机物,从气化带来的煤尘也大部分转化为有效气体成分,从气化带来的有机硫等也大部分转化为硫化氢等容易脱除的无机硫,出口粗煤气中氢气 / 一氧化碳比例为 0.58,其中甲烷含量 < 0.3% V。

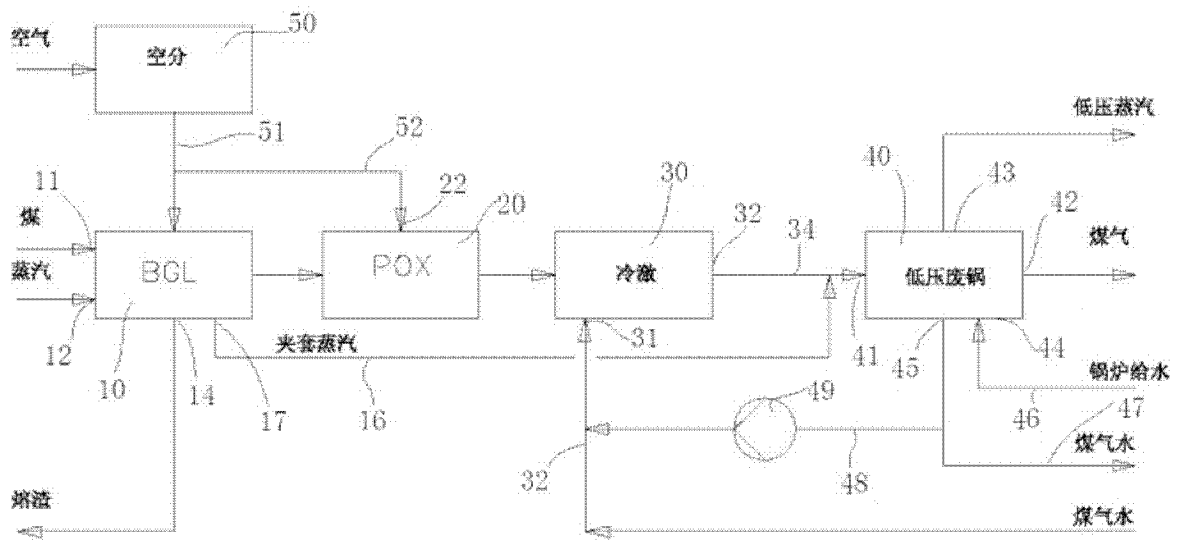


图 1

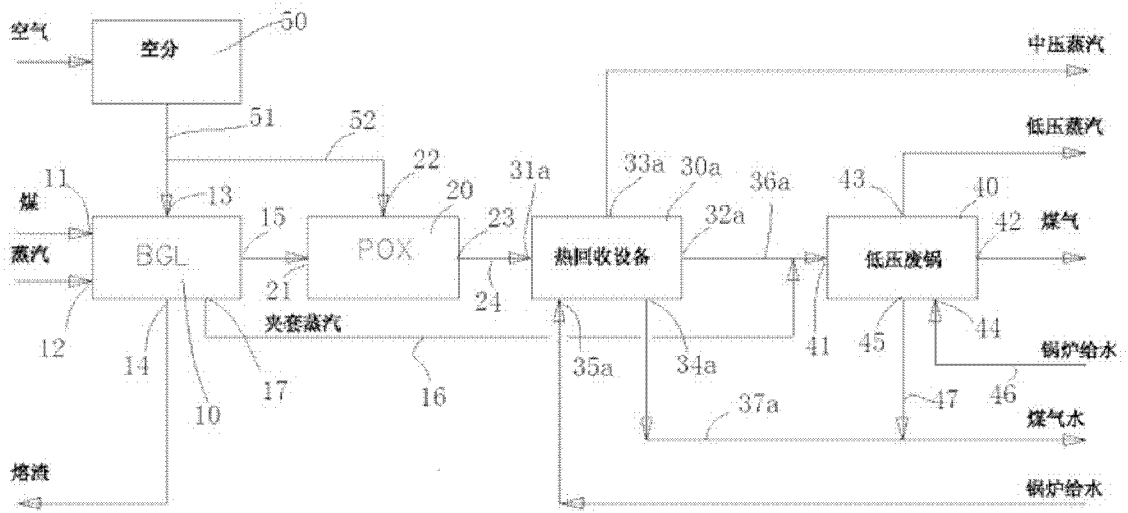


图 2