



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 112410075 B

(45) 授权公告日 2022.03.04

(21) 申请号 202011338961.5

(22) 申请日 2020.11.25

(65) 同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 112410075 A

(43) 申请公布日 2021.02.26

(73) 专利权人 新奥科技发展有限公司
地址 065001 河北省廊坊市开发区广阳道
北

(72) 发明人 李克忠 祖静茹 刘雷 刘元杰

(74) 专利代理机构 北京开阳星知识产权代理有
限公司 11710
代理人 杨中鹤 况小梅

(56) 对比文件

- CN 104789245 A, 2015.07.22
- CN 102786994 A, 2012.11.21
- CN 103881761 A, 2014.06.25
- CN 102504842 A, 2012.06.20
- CN 102786994 A, 2012.11.21
- CN 109401794 A, 2019.03.01
- CN 101045524 A, 2007.10.03
- CN 1482056 A, 2004.03.17
- CN 1608972 A, 2005.04.27

审查员 郑森

(51) Int. Cl.

C10J 3/56 (2006.01)

C10J 3/58 (2006.01)

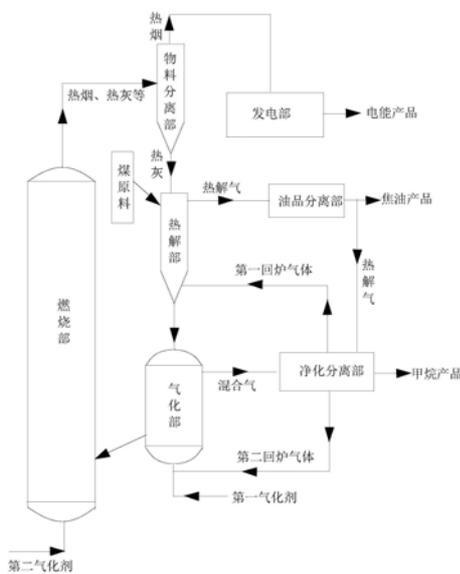
权利要求书1页 说明书8页 附图2页

(54) 发明名称

煤催化气化系统以及方法

(57) 摘要

本公开涉及煤催化气化技术领域,尤其涉及一种煤催化气化系统以及方法。包括:热解部上设有第一进料口、第一出气口、第一出渣口以及第一回炉气进气口;气化部上设有第二进料口、第二出气口、第二出渣口以及第一气化剂进气端,第二进料口与第一出渣口连接;净化分离部与第一出气口、第二出气口以及第一回炉气进气口连接,净化分离部上还设有甲烷出气口,净化分离部用于分离出第一出气口排出的热解气和第二出气口排出的混合气中的甲烷,以及向热解部内输送第一回炉气体;热解部还通过燃烧部获得返炉气。本方案通过将热解反应和气化反应分开进行,从而增加了催化剂的利用效率,提高煤颗粒的反应速率,且生成的副产物焦油具有易分离和品质较高的特点。



CN 112410075 B

1. 一种煤催化气化系统,其特征在于,包括:

热解部(10),所述热解部(10)上设有第一进料口(11)、第一出气口(12)、第一出渣口(13)以及第一回炉气进气口(14);所述热解部(10)的排气管路上设有油品分离部(5),所述油品分离部(5)用于分离出所述热解气中的焦油;

气化部(20),所述气化部(20)上设有第二进料口(21)、第二出气口(22)、第二出渣口(23)以及第一气化剂进气端(24),所述第二进料口(21)与所述第一出渣口(13)连接;

净化分离部(40),所述净化分离部(40)与所述第一出气口(12)、第二出气口(22)以及第一回炉气进气口(14)连接,所述净化分离部(40)上还设有甲烷出气口(41),所述净化分离部(40)用于分离出所述第一出气口(12)排出的热解气和所述第二出气口(22)排出的混合气中的甲烷,以及通过所述第一回炉气进气口(14)向所述热解部(10)内输送第一回炉气;

所述第一气化剂进气端(24)包括第二回炉气进气口(25)和水蒸气进气口(26),所述净化分离部(40)与所述第二回炉气进气口(25)连接,用于向所述气化部(20)内输送第二回炉气。

2. 根据权利要求1所述的煤催化气化系统,其特征在于,还包括燃烧部(30),所述燃烧部(30)上设有第三进料口(31)、第三出气口(32)、第三出渣口(33)以及第二气化剂进气端(34),所述第三进料口(31)与所述第二出渣口(23)连接,所述热解部(10)上还设有用于与所述第三出气口(32)连接的回炉物料进料口(15)。

3. 根据权利要求2所述的煤催化气化系统,其特征在于,所述第三出气口(32)与所述回炉物料进料口(15)的连接管路之间设有物料分离部(6),所述物料分离部(6)用于分离出所述第三出气口(32)排出的物料中的热灰,并将所述热灰通过所述回炉物料进料口(15)输送至所述热解部(10)内。

4. 根据权利要求3所述的煤催化气化系统,其特征在于,所述物料分离部(6)上还设有热烟出料口,所述热烟出料口的排气管路连接有发电部(7),所述物料分离部(6)还用于分离出所述第三出气口(32)排出的物料中的热烟,并将所述热烟输送至所述发电部(7)内。

5. 根据权利要求2至4任一项所述的煤催化气化系统,其特征在于,所述热解部(10)为移动床,所述气化部(20)为流化床,所述燃烧部(30)为气流床。

6. 根据权利要求1至5任一项所述的煤催化气化系统,其特征在于,所述净化分离部(40)包括粉尘分离单元、水蒸气分离单元、二氧化碳分离单元以及冷冻式气体分离单元。

7. 一种煤催化气化方法,其特征在于,对负载有碱金属和/或碱土金属催化剂的煤颗粒进行热解处理,得到热解气;然后对经过热解处理后的煤颗粒进行气化处理,得到混合气;对得到的所述热解气和所述混合气进行分离处理,收集得到甲烷、氢气和一氧化碳,并将氢气和一氧化碳继续用作热解处理。

8. 根据权利要求7所述的煤催化气化方法,其特征在于,所述热解处理的温度为400-650℃。

煤催化气化系统以及方法

技术领域

[0001] 本公开涉及煤催化气化技术领域,尤其涉及一种煤催化气化系统以及方法。

背景技术

[0002] 典型的煤催化气化技术是煤洁净高效利用的一种重要方式,采用煤催化气化技术,在高压流化床中,煤会在一定压力温度条件下与水蒸汽(H₂O)、氢气(H₂)、一氧化碳(CO)组成的气化剂在催化剂的催化作用下进行气化反应,生成高浓度的甲烷(CH₄)。煤催化气化技术与其他煤气化技术相比,具有气化过程无需氧气、气化反应所需的温度低、生成产品甲烷含量高并副产焦油等优点。但是在实际过程中还存在如下问题:

[0003] 1、热解和气化的产品相互混合,增加焦油分离的负担,这是因为热解气里有焦油但是气化气体中没有焦油,两种气体混合后一同进入油品分离工段,使得油品分离工段处理量大大增加,且上述过程中水蒸气作为气化剂参与反应,未分解的水蒸气在后系统产品冷凝过程与焦油结合,还容易出现油水乳化现象而导致焦油难于分离。

[0004] 2、由于工艺采用无氧气化,使得部分残碳消耗时间增长,致使炉内物料的停留时间增长,导致气化炉体积增加且气化炉的处理量大大降低。

[0005] 3、催化剂的迁移效率变差,随着物料在炉中的停留时间增长,物料中可与催化剂结合的活性炭的逐步减少,活性差的残留碳的逐步增加,使得催化剂无法与更多的碳活性位结合从而与灰结合形成无活性的灰。

发明内容

[0006] 为了解决上述技术问题或者至少部分地解决上述技术问题,本公开提供了一种煤催化气化系统,包括:

[0007] 热解部,热解部上设有第一进料口、第一出气口、第一出渣口以及第一回炉气进气口;

[0008] 气化部,气化部上设有第二进料口、第二出气口、第二出渣口以及第一气化剂进气端,第二进料口与第一出渣口连接;

[0009] 净化分离部,净化分离部与第一出气口、第二出气口以及第一回炉气进气口连接,净化分离部上还设有甲烷出气口,净化分离部用于分离出第一出气口排出的热解气和第二出气口排出的混合气中的甲烷,以及通过第一回炉气进气口向热解部内输送第一回炉气体。

[0010] 可选的,热解气的排气管路上设有油品分离部,油品分离部用于分离出热解气中的焦油。

[0011] 可选的,第一气化剂进气端包括第二回炉气进气口和水蒸气进气口,净化分离部与第二回炉气进气口连接,用于向气化部内输送第二回炉气体。

[0012] 可选的,还包括燃烧部,燃烧部上设有第三进料口、第三出气口、第三出渣口以及第二气化剂进气端,第三进料口与第二出渣口连接,热解部上还设有用于与第三出气口连

接的回炉物料进料口。

[0013] 可选的,第三出气口与回炉物料进料口的连接管路之间设有物料分离部,物料分离部用于分离出第三出气口排出的物料中的热灰,并将热灰通过回炉物料进料口输送至热解部内。

[0014] 可选的,物料分离部上还设有热烟出料口,热烟出料口的排气管路连接有发电部,物料分离部还用于分离出第三出气口排出的物料中的热烟,并将热烟输送至发电部内。

[0015] 可选的,热解部为移动床,气化部为流化床,燃烧部为气流床。

[0016] 可选的,净化分离部包括粉尘分离单元、水蒸气分离单元、二氧化碳分离单元以及冷冻式气体分离单元。

[0017] 本公开还提供了一种煤催化气化方法,对负载有碱金属和/或碱土金属催化剂的煤颗粒进行热解处理,得到热解气;然后对经过热解处理后的煤颗粒进行气化处理,得到混合气;对得到的热解气和混合气进行分离处理,收集得到甲烷、氢气和一氧化碳,并将氢气和一氧化碳继续用作热解处理。

[0018] 可选的,热解处理的温度为400-650℃。

[0019] 本公开实施例提供的技术方案与现有技术相比具有如下优点:

[0020] 本方案通过将热解反应和气化反应分开进行,可以实现对煤颗粒的分级处理,从而提高煤颗粒的反应速率,不但可有效加快工艺进程,有效提高整个反应过程的能量利用效率,还可减少对设备改进的经济投入。热解反应处于还原气氛下可有效抑制上碳灰与催化剂之间发生的氧化反应,减少碱性的催化剂离子的损失,可以有效避免催化剂失活,增加了催化剂的利用效率,进而提高了热解反应的反应速率。且生成的副产物焦油具有易分离和品质较高的特点。本方案中燃烧反应可将剩余的顽固残碳全部转化,以实现热量的最充分利用,其中由燃烧部分分离出的热灰部分还可继续投入热解部内,热灰中的催化剂在热解部内可被快速热解的煤颗粒捕获,进而形成新的活性中间体以参与下一轮的热解反应中,进一步实现了对催化剂的循环利用。

附图说明

[0021] 此处的附图被并入说明书中并构成本说明书的一部分,示出了符合本公开的实施例,并与说明书一起用于解释本公开的原理。

[0022] 为了更清楚地说明本公开实施例或现有技术中的技术方案,下面将对实施例或现有技术描述中所需要使用的附图作简单地介绍,显而易见地,对于本领域普通技术人员而言,在不付出创造性劳动性的前提下,还可以根据这些附图获得其他的附图。

[0023] 图1为本公开的整体结构示意图;

[0024] 图2为本公开的流程图示意图。

[0025] 其中,10、热解部;11、第一进料口;12、第一出气口;13、第一出渣口;14、第一回炉气进气口;15、回炉物料进料口;20、气化部;21、第二进料口;22、第二出气口;23、第二出渣口;24、第一气化剂进气端;25、第二回炉气进气口;26、水蒸气进气口;30、燃烧部;31、第三进料口;32、第三出气口;33、第三出渣口;34、第二气化剂进气端;40、净化分离部;41、甲烷出气口;5、油品分离部;6、物料分离部;7、发电部。

具体实施方式

[0026] 为了能够更清楚地理解本公开的上述目的、特征和优点,下面将对本公开的方案进行进一步描述。需要说明的是,在不冲突的情况下,本公开的实施例及实施例中的特征可以相互组合。

[0027] 在下面的描述中阐述了很多具体细节以便于充分理解本公开,但本公开还可以采用其他不同于在此描述的方式来实施;显然,说明书中的实施例只是本公开的一部分实施例,而不是全部的实施例。

[0028] 请参阅图1和图2,本公开提供了一种煤催化气化系统,包括:

[0029] 热解部10,热解部10上设有第一进料口11、第一出气口12、第一出渣口13以及第一回炉气进气口14;

[0030] 气化部20,气化部20上设有第二进料口21、第二出气口22、第二出渣口23以及第一气化剂进气端24,第二进料口21与第一出渣口13连接;

[0031] 净化分离部40,净化分离部40与第一出气口12、第二出气口22以及第一回炉气进气口14连接,净化分离部40上还设有甲烷出气口41,净化分离部40用于分离出第一出气口12排出的热解气和第二出气口22排出的混合气中的甲烷,以及通过第一回炉气进气口14向热解部10内输送第一回炉气体。

[0032] 在上述实施例中,将通过干法或湿法负载了催化剂的原料煤投入热解部10中,催化剂选用碱金属、碱土金属或者二者的组合物,并在设计温度下进行催化热解反应,在高温以及催化剂的作用下,煤颗粒会发生热解反应,热解产生的气体和焦油在催化剂的作用下被分解成更小的分子,且大量的气体和焦油产品也会快速溢出碳质颗粒。

[0033] 需要说明的是,在上述反应中,煤颗粒在热解过程中,产物为热解气,热解气中的主要的气体产物为一氧化碳、氢气、甲烷以及二氧化碳,主要的液相产物为焦油。

[0034] 而热解部10经过热解反应产生的热解气会通过第一出气口12输送至净化分离部40,净化分离部40首先会分离出甲烷,甲烷气体即为目的产物。当热解气分离出甲烷后,剩余的主要的气体产物为一氧化碳和氢气,再将分离过甲烷的热解气进行回炉处理,通过第一回炉气进气口14向热解部10内输送第一回炉气体,即一氧化碳和氢气。

[0035] 当第一回炉气体回炉至热解部10内后,主要会带来如下效果:

[0036] 1、一氧化碳和氢气会发生甲烷化反应,即:

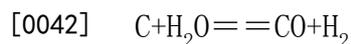


[0038] 上述反应为放热反应,可以有效维持热解部10的热解温度,从而提高热解效率,且产物主要为甲烷气体,为本公开所需要获得的目的产物。

[0039] 2、首先对比一下现有技术,现有技术催化热解反应中,主要同时涉及:

[0040] ①煤颗粒的热解反应,该反应的主要气体产物为一氧化碳、氢气和甲烷;

[0041] ②催化气化反应,煤颗粒中的碳在催化剂的作用下,发生如下反应,即:



[0044] 不难发现上述①和②两个反应中,都有甲烷产物。

[0045] 且本公开的热解反应中,①②反应是同时发生的,①为煤颗粒本身的分解反应,而②反应为放热反应,在热解部10中物料的催化剂的作用下合成甲烷的同时放出大量热量供

①的热解反应顺利进行。

[0046] 同时热解部10的工艺中设置第一回炉气进气口14还可以增加炉内氢气的浓度,即氢气能够更多的穿过热解所形成的煤颗粒孔道内,并在催化剂的作用下与焦油发生加氢化反应,以使得焦油产物更加轻质化,提高焦油的附加值,从而提高了技术的经济性。

[0047] 3、通过上述描述不难发现,由于热解部10中氢气的浓度较高,因此热解部10内部是处在还原性气氛下的,而还原性气氛的好处在于:

[0048] 随着煤颗粒的气化反应的进行,煤颗粒上的碳物质会逐步减少,而煤颗粒上的灰骨架会逐步显露出来,灰骨架含有较多酸性氧化物成分,可捕捉氧化碱性的催化剂离子,并反应生成氧化态的硅铝酸盐等具有较低熔点的物质,即生成低温共熔物。

[0049] 而在还原性气氛下,可抑制上述反应,从而催化剂与煤灰中的各类酸性氧化物发生化学反应的几率减少,进而减少碱性的催化剂离子的损失,可以有效的避免催化剂大部分失活,增加了催化剂的利用效率,进而提高了气化反应的反应速率。

[0050] 在上述反应中,由于反应的速度较快,因此会使得煤颗粒内部形成丰富的孔道,且煤颗粒也发生一定程度的膨胀,使得煤颗粒的比表面积进一步增大,使得有更多的碳活性官能团暴露出来,暴露的活性官能团可以捕捉催化剂,实现对催化剂的有效利用。

[0051] 4、由于在现有技术中,气化反应中水蒸气是作为气化剂使用的,不可缺少,因此在后续产品收集过程中,大量的未分解的水蒸气会随产品一同冷凝下来,该部分冷凝水会与焦油结合,从而出现油水乳化的问题,因此在现有技术中为了获得品质更好的焦油,往往还需要额外设置油水分离系统。

[0052] 在本公开中,由于热解反应是单独进行的,其热解过程中并没有利用气化产品的热量,因此会使得产出的焦油含水量较低,避免了出现油水乳化的问题,从而也可省去油水分离系统,便于后期对焦油的回收处理。

[0053] 上述描述主要针对热解部10以及热解反应,为了进一步阐述本方案,接下来对气化部20进行叙述。

[0054] 经过热解处理过的煤颗粒则可通过第一出渣口13进入第二进料口21,从而进入气化部20内部,工作人员可向第一气化剂进气端24内投入气化剂,在气化反应中,气化剂可采用常规的水蒸气、氢气以及一氧化碳,具体反应过程可参照上述的反应②,其中水蒸气可由锅炉系统提供,在水蒸气气氛下,催化碳水反应的速率会大大增强,使得催化气化产生的一氧化碳和氢气大量增多,产生的一氧化碳和氢气在催化剂的作用下生成甲烷并放出热量供气化使用。

[0055] 气化产物主要为氢气、一氧化碳、甲烷以及二氧化碳,其中甲烷可通过净化分离部40进行分离以得到目的产物甲烷,而氢气 and 一氧化碳则可继续循环并投入至热解部10内进行反应。同时气化段为无氧气化,催化剂失活的概率降低,使得气化的效率可以保持较高的水平。

[0056] 同时少部分催化剂与煤灰发生低温共熔反应,所生成的低共熔物具有一定的粘结特性,可以使得气化后的残碳颗粒相互粘结,部分形成较大的颗粒,有利于残碳从气化段向燃烧段流动。

[0057] 在现有技术中,由于热解和气化通常是同时进行的,热解气和气化产物会混合,而热解气中含有焦油,气化产物不含有焦油,因此在热解气和气化产物混合后再对焦油进行

分离,会使得焦油的分离过程处理量增加。相对应的,本方案中焦油是单独存在于热解气中的,因此便于后期焦油的分离。

[0058] 请参阅图1和图2,在一些实施例中,热解气的排气管路上设有油品分离部5,油品分离部5用于分离出热解气中的焦油。

[0059] 在上述实施例中,则是对热解气产物的优化处理,通过设置油品分离部5,可对焦油与热解气中的气体产物进行有效分离,从而获得焦油产品,该油品分离部5可以为冷凝管等常用设备。

[0060] 请参阅图1和图2,在一些实施例中,第一气化剂进气端24包括第二回炉气进气口25和水蒸气进气口26,净化分离部40与第二回炉气进气口25连接,用于向气化部内输送第二回炉气体。

[0061] 在上述实施例中,则是对气化部20的进一步优化,即第一气化剂进气端24包括第二回炉气进气口25和水蒸气进气口26,其中水蒸气进气口26可与锅炉系统连接从而向气化部20中提供水蒸气,而第二回炉气进气口25则可与净化分离部40连接,从而在气化过程中,向气化部20内提供氢气和一氧化碳。

[0062] 将气化部20和热解部10结合起来看,热解部10产生了甲烷、氢气、一氧化碳以及二氧化碳,上述热解气可与气化部20产生的甲烷、氢气以及一氧化碳在净化分离部40中混合,然后由净化分离部40分离出其中的甲烷,再将剩下的一氧化碳和氢气分别通过第一回炉气进气口14和第二回炉气进气口25输送至热解部10和气化部20内,从而实现整个系统中气体的循环利用。

[0063] 需要强调的是,在现有技术中,由于传统催化气化工工艺采用无氧气化,使得部分残碳消耗时间增长,致使炉内物料的停留时间增长,导致气化炉体积增加且气化炉的处理量大大降低的问题。在本方案中,在热解反应、气化反应后设计燃烧反应,目的是将热解和气化反应后剩余的难气化的残碳进行催化燃烧处理,同时副产部分电能。在本方案中燃烧段是单独运行的,因此可以根据煤在不同反应器内的反应活性实现对煤颗粒的分级处理,从而提高煤颗粒的反应速率。这一点也明显区别于现有技术,本方案不但可有效加快工艺进程,还可减少对设备改进的经济投入。

[0064] 请参阅图1和图2,在一些实施例中,还包括燃烧部30,燃烧部30上设有第三进料口31、第三出气口32、第三出渣口33以及第二气化剂进气端34,第三进料口31与第二出渣口23连接,热解部10上还设有用于与第三出气口32连接的回炉物料进料口15。

[0065] 在上述实施例中,则是对本结构的进一步公开,即增设了燃烧部30,经过气化反应后,大部分的煤颗粒中碳的原料已被消耗完毕,只剩余难气化的残碳。为了将剩余的顽固残碳全部转化,故燃烧部30中的气化剂为含有氧气的气体并通过第二气化剂进气端34输入至燃烧部30内,优选可采用空气,也可以采用空气+水蒸气、空气+水蒸气+氧气、水蒸气+氧气、氧气+空气等组合。在上述有氧的条件下残碳转化的速率成倍增长,从而可对残碳进行最为充分的利用。

[0066] 残碳燃烧可产生大量的热量,因此可将燃烧产物重新作用于热解部10以为热解部10的反应提供充足的热量,即可在热解部10上设置回炉物料进料口15,通过将燃烧部30的第三出气口32与回炉物料进料口15连接,可将经燃烧部30中产生的气体等物料通入热解部10中,从而有效保持热解部10的温度,且该过程实现了对残碳的充分有效利用,具有较高的

经济效益。

[0067] 请参阅图1和图2,在一些实施例中,第三出气口32与回炉物料进料口15的连接管路之间设有物料分离部6,物料分离部6用于分离出第三出气口32排出的物料中的热灰,并将热灰通过回炉物料进料口15输送至热解部10内。

[0068] 在上述实施例中,则是对本方案的进一步公开,即增设了分离部,在燃烧部30中,残碳经过燃烧灰产生大量的热烟和热灰,热灰可理解为高温的灰骨架,即热灰上带有大量热量,可为新鲜的煤颗粒提供能量,从而保证热解反应的顺利进行。

[0069] 请参阅图1和图2,在一些实施例中,物料分离部6上还设有热烟出料口,热烟出料口的排气管路连接有发电部7,物料分离部6还用于分离出第三出气口32排出的物料中的热烟,并将热烟输送至发电部7内。

[0070] 在上述实施例中,则是对本方案的进一步公开,即增设了发电部7,通过分离部还可对燃烧部30的产生进行进一步的分离,在有效分离出热灰的基础下,还得以分离出热烟,热烟即可进行发电部7即发电系统内产出电能,从而实现资源的完全以及有效利用。

[0071] 优选地,分离部可采用旋风分离系统。

[0072] 需要注意的是,在燃烧部30内部进行有氧燃烧反应时,由于温度较高,颗粒的热破碎程度也很高,很多高温小颗粒随着热烟气被带出系统。较大的灰含量高的颗粒会与反应剩余催化剂结合生成更多的低温共熔物,低温共熔物之间的粘性较强,便于形成玻璃态渣沉积在燃烧部30底部并由第三出渣口33排出,而被带出的颗粒则由燃烧部30的第三出气口32排出并经过分离部分离出热灰和热烟,其中热灰部分继续投入热解部10内,热灰中的催化剂在热解部10内可被快速热解的煤颗粒捕获,进而形成新的活性中间体以参与下一轮的热解反应中,进一步实现了对催化剂的充分有效利用。

[0073] 请参阅图1和图2,在一些实施例中,热解部10为移动床,气化部20为流化床,燃烧部30为气流床。

[0074] 在上述实施例中,则是对热解部10、气化部20以及燃烧部30的具体公开。

[0075] 在热解反应中,为了减少物料的带出,同时有足够的时间使得由燃烧部30回炉的热灰中的催化剂离子可以迁移至煤颗粒孔道内,催化热解段优选移动床,同时催化热解段的温度控制在400-650℃,压力维持0.2-4MPa。

[0076] 在气化反应中,则优选反应器采用流化床反应器,通过控制物料的流化程度控制煤颗粒相互粘结的程度,在无氧状态下且在一定的流化强度下,两个煤颗粒的低温共熔点处相互粘结最为牢靠,低温共熔点处与煤颗粒中的碳和灰的粘结均可以通过流化气体予以破除。而相互粘结的煤灰颗粒由于质量变大,在相同的流化强度下,质量大的颗粒可以顺利的通过流化床的底部排出,并送往燃烧部30中。其中气化反应中,温度控制在650-780℃,压力维持0.2-4MPa。

[0077] 即在上述反应中,当煤颗粒的灰骨架较多时,其与催化剂能反应生成更多的低温共熔物,其粘性也更强。当两个粘性较强的煤颗粒结合时则不易分开,由于质量较大则会沉底并被排出。而当一个粘性较强的煤颗粒和粘性稍弱的煤颗粒粘结后,在流化气体的作用下得以被冲开,其中粘性较强的煤颗粒会继续与下一个粘性较强的煤颗粒继续结合,而其中粘性较弱的煤颗粒则会继续进行气化反应,从而有效提高了分离效率以及利用效率,实现了对煤颗粒的有效分离和利用。

[0078] 对于燃烧反应,在有氧的条件下,残碳的转化的速率成倍增长,但是为了确保尽可能减少的催化剂中金属离子不与煤灰反应,即避免催化剂中的金属离子与煤颗粒中的灰反应生成低温共熔物,需要尽可能短的控制停留时间,故优选催化燃烧采用的床型为气流床,其温度控制在750-930℃,压力维持0.2-4MPa。

[0079] 请参阅图1和图2,在一些实施例中,净化分离部40包括粉尘分离单元、水蒸气分离单元、二氧化碳分离单元以及冷冻式气体分离单元。。

[0080] 在上述实施例中,则是对净化分离部40进行进一步的公开。

[0081] 在热解反应中,主要的产物除焦油外为氢气、一氧化碳、甲烷、二氧化碳以及部分甲烷化反应产生的水;在气化反应中,主要的产物为氢气、一氧化碳、甲烷、二氧化碳、部分带出的粉尘和较多的水。

[0082] 因此需要对上述产物进行有效分离以满足各个步骤的进行以及获得高纯度的目标产物。通过粉尘分离单元、水蒸气分离单元和二氧化碳分离单元即可实现对粉尘、水以及二氧化碳的分离。通过冷冻式气体分离单元,根据氢气、一氧化碳、甲烷理化性质,对上述混合气体进行分级降温,即可分离出甲烷,剩余的氢气和一氧化碳则可作为回炉气体使用。

[0083] 请参阅图1和图2,本公开还提供了一种煤催化气化方法,对负载有碱金属和/或碱土金属催化剂的煤颗粒进行热解处理,得到热解气;然后对经过热解处理后的煤颗粒进行气化处理,得到混合气;对得到的热解气和混合气进行分离处理,收集得到甲烷、氢气和一氧化碳,并将氢气和一氧化碳继续用作热解处理;

[0084] 在上述实施例中,则是公开了煤催化气化方法,具体步骤及效果可参照上文,暂不赘述。

[0085] 在一些实施例中,热解处理的温度为400-650℃。

[0086] 在上述实施例中,则是对热解反应的温度进行了优化,该温度既可以满足热解反应的正常进行,同时也可以满足焦油的加氢化反应,进而可提供更高质量的焦油产品。

[0087] 在一些实施例中,采用碱土金属复配碱金属作为催化剂,热解温度为400℃,压力为0.2MPa,热解的气化剂为循环回的CO+H₂;气化温度为700℃,压力为0.2MPa,气化的气化剂为水蒸气及循环回的CO+H₂;燃烧温度为750℃,压力为0.2MPa,燃烧的气化剂为空气+水蒸汽,由于催化剂成本低廉,故不设置催化剂回收系统。改进后的气化工工艺比原催化气化工工艺的气化效率提高40%,投资节省20%,同时由于系统副产电能,使得技术能耗降低20%。

[0088] 在一些实施例中,采用碱土金属作为催化剂,热解温度为530℃,压力为2MPa,热解的气化剂为循环回的CO+H₂;气化温度为740℃,压力为2MPa,气化的气化剂为水蒸气及循环回的CO+H₂;燃烧温度为850℃,压力为2MPa,燃烧的气化剂为空气,由于催化剂成本低廉,故不设置催化剂回收系统。改进后的气化工工艺比原催化气化工工艺的气化效率提高42%,投资节省18%,同时由于系统副产电能,使得技术能耗降低23%。

[0089] 在一些实施例中,采用碱金属作为催化剂,催化热解温度为650℃,压力为4MPa,热解的气化剂为循环回的CO+H₂;气化温度为780℃,压力为4MPa,气化的气化剂为水蒸气及循环回的CO+H₂;催化燃烧温度为930℃,压力为4MPa,燃烧的气化剂为空气+二氧化碳,考虑催化剂成本较高,故设置催化剂回收系统。改进后的气化工工艺比原催化气化工工艺的气化效率提高45%,投资节省15%,同时由于系统副产电能,使得技术能耗降低25%。

[0090] 需要说明的是,在本文中,诸如“第一”和“第二”等之类的关系术语仅仅用来将一

个实体或者操作与另一个实体或操作区分开来,而不一定要求或者暗示这些实体或操作之间存在任何这种实际的关系或者顺序。而且,术语“包括”、“包含”或者其任何其他变体意在涵盖非排他性的包含,从而使得包括一系列要素的过程、方法、物品或者设备不仅包括那些要素,而且还包括没有明确列出的其他要素,或者是还包括为这种过程、方法、物品或者设备所固有的要素。在没有更多限制的情况下,由语句“包括一个……”限定的要素,并不排除在包括所述要素的过程、方法、物品或者设备中还存在另外的相同要素。

[0091] 以上所述仅是本公开的具体实施方式,使本领域技术人员能够理解或实现本公开。对这些实施例的多种修改对本领域的技术人员来说将是显而易见的,本文中所定义的一般原理可以在不脱离本公开的精神或范围的情况下,在其它实施例中实现。因此,本公开将不会被限制于本文所述的这些实施例,而是要符合与本文所公开的原理和新颖特点相一致的最宽的范围。

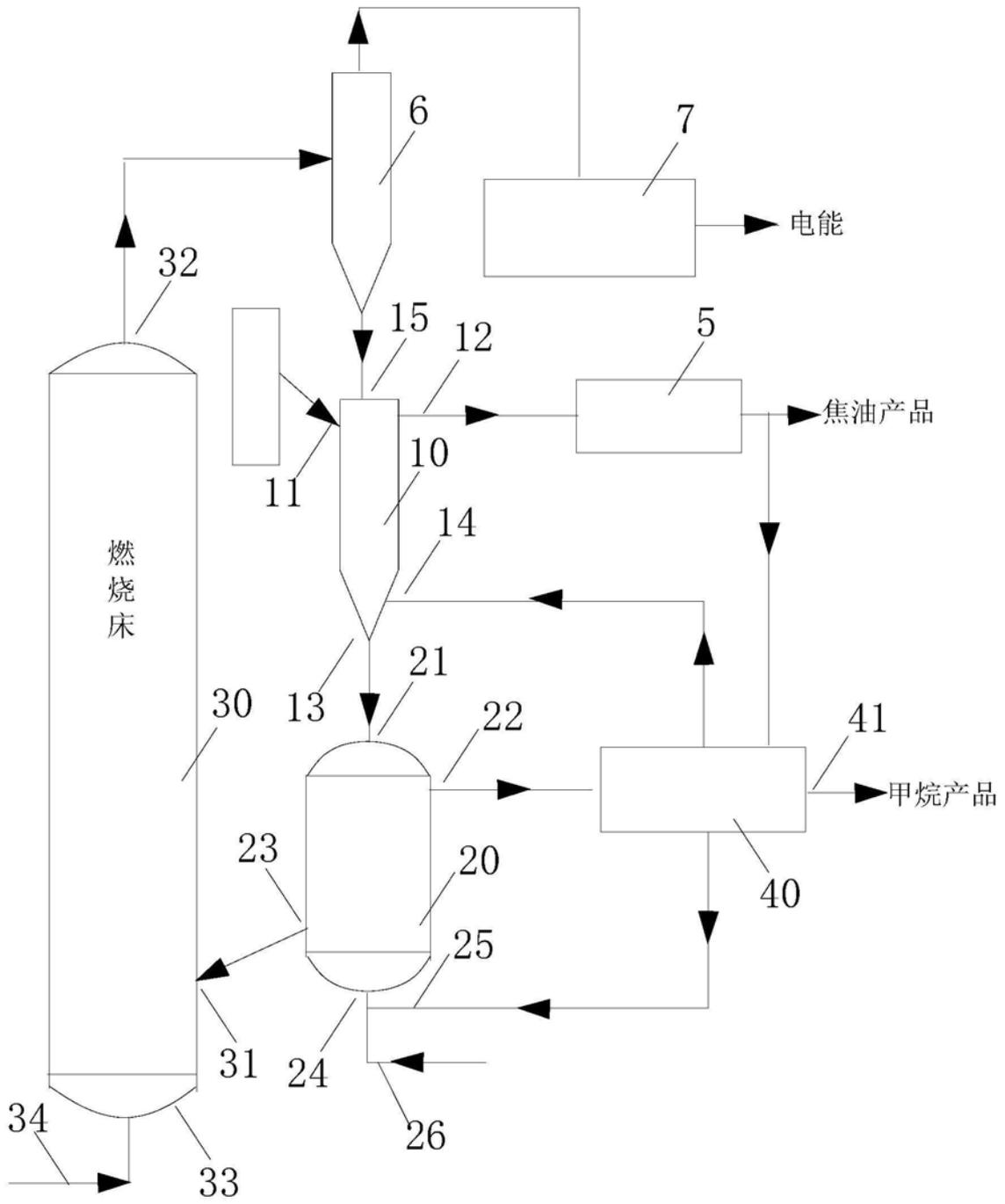


图1

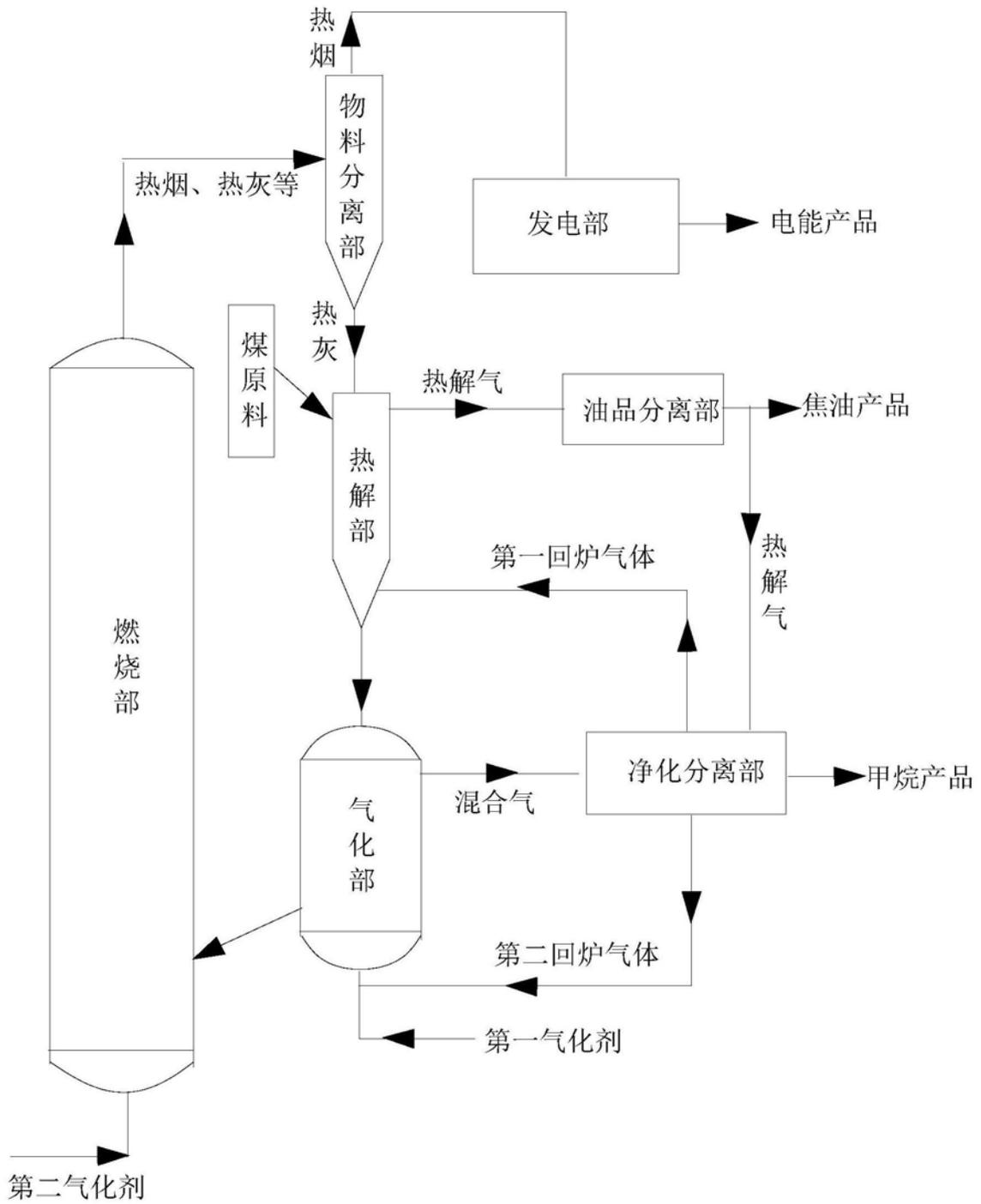


图2