



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 106433718 B

(45)授权公告日 2020.04.24

(21)申请号 201610872192.4

C10B 57/10(2006.01)

(22)申请日 2016.09.30

C10J 3/46(2006.01)

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 106433718 A

(43)申请公布日 2017.02.22

(73)专利权人 大连理工大学

地址 116024 辽宁省大连市甘井子区凌工
路2号

(72)发明人 徐绍平 冯艳春

(74)专利代理机构 大连理工大学专利中心

21200

代理人 温福雪 李宝元

(56)对比文件

CN 105038827 A, 2015.11.11,
CN 105670699 A, 2016.06.15,
CN 204039331 U, 2014.12.24,
CN 103468322 A, 2013.12.25,
CN 105441138 A, 2016.03.30,
CN 104789245 A, 2015.07.22,
SE 407073 B, 1979.03.12,

审查员 江红艳

(51)Int.Cl.

C10B 53/04(2006.01)

C10B 49/02(2006.01)

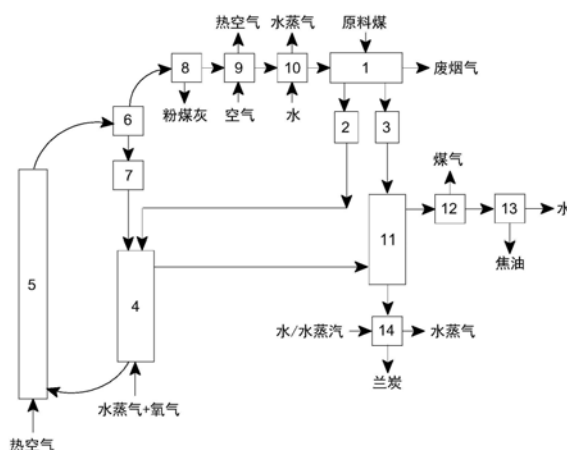
权利要求书2页 说明书7页 附图1页

(54)发明名称

一种由煤制备兰炭、焦油和煤气的方法及装置

(57)摘要

本发明公开了一种由煤制备兰炭、焦油和煤气的方法及装置,属于能源化工技术领域。利用包括干燥分级系统、粉煤气化系统和块煤热解系统的装置,将混合粒度的原料煤干燥分级为粉煤和块煤,粉煤用水蒸气和氧气部分气化,其气化半焦燃烧产生的热烟气用于原料煤干燥分级,未燃烧的剩余高温半焦作为循环固体热载体用于粉煤气化;块煤用粉煤气化产生的煤气作气体热载体进行热解,同时块煤及其热解半焦作移动颗粒层的滤料捕集粉煤气化煤气中携带的粉尘。该发明实现了以混合粒度煤作为生产原料制取优质兰炭,原料适用性强、利用率高,同时实现了高温煤气的热除尘,提高了焦油和煤气的品质,装置运行稳定,整体效能高。



CN 106433718 B

1. 一种由煤制备兰炭、焦油和煤气的方法,其特征在于,步骤如下:

A. 原料煤的干燥分级

原料煤在干燥分级器中采用与干燥介质逆流直接接触的方式干燥并预热,同时在干燥介质的气力携带或转筒筛的机械筛分作用下分级为干燥的粉煤和干燥的块煤;其中干燥介质氧气体积含量小于6%,干燥介质的温度为150~250℃,且该温度低于原料煤的着火点;

B. 粉煤的气化

步骤A中得到的干燥粉煤经进料器送入气化反应器与来自热焦仓的高温循环半焦快速混合后同气化剂发生部分气化反应,产生气化煤气和半焦;气化煤气输送至热解反应器,作为块煤热解的气体热载体;半焦输送至提升管燃烧反应器与热空气发生燃烧反应并提升,未燃烧的半焦被加热经一级气固分离器与高温燃烧烟气分离后,作为固体热载体收集在热焦仓中循环使用;一级气固分离器分离后的高温燃烧烟气经二级气固分离器脱除粉煤灰后,再依次经过一级换热器和二级换热器分别与换热介质空气、水逆流间接接触换热后作为原料煤的干燥介质,其中换热介质走管程,高温烟气走壳程;

高温循环半焦与粉煤的质量比不超过40;

提升管燃烧反应器的压力为常压,温度控制在800~1100℃,且该温度低于原料煤气化半焦中灰分的熔融温度;

进入提升管燃烧反应器内热空气的温度不低于400℃;

粉煤的气化温度为700~900℃,粉煤的停留时间为1~60min,压力为常压,采用的气化剂为氧气和水蒸气,且氧煤比为0.2~0.5,水煤比为0.1~0.6;

C. 块煤的热解

步骤A中得到的干燥块煤经进料器送入热解反应器被来自气化反应器的气化煤气直接接触加热进行热解,同时利用块煤及其半焦形成的移动颗粒层捕集粉煤气化煤气中携带的粉尘;热解产生的粗煤气经冷却器洗涤冷却后获得煤气和液体,冷却后的液体再经过分离器进行油水分离处理后获得焦油和水;热解产生的半焦通过熄焦器与熄焦介质逆流直接接触冷却至温度低于100~180℃后输出,经进一步筛分除尘后作为兰炭产品;

气化煤气与块煤的进料量之比为2~12Nm³/kg;

块煤的热解温度为500~700℃,块煤的停留时间为15~60min,压力为常压。

2. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于,所述的原料煤干燥分级的粒度界限的上限不超过13mm,粒度界限的下限不低于6mm,界限以下的作为粉煤,界限及其以上的作为块煤。

3. 根据权利要求1或2所述的方法,其特征在于,所述的原料煤为褐煤、长焰煤、不黏煤或弱黏煤,其粒度不大于80mm。

4. 根据权利要求1或2所述的方法,其特征在于,所述的气化反应器内高温循环半焦与粉煤的质量比为1~10。

5. 根据权利要求1或2所述的方法,其特征在于,所述的热解反应器内块煤与气化煤气的接触方式采用逆流或错流。

6. 权利要求1-5任一所述的方法所采用的装置,其特征在于,所述的装置包括干燥分级系统、粉煤气化系统和块煤热解系统;

干燥分级系统包括干燥分级器(1)、粉煤煤仓(2)、块煤煤仓(3)、二级气固分离器(8)、一级换热器(9)和二级换热器(10);二级气固分离器(8)、一级换热器(9)和二级换热器(10)

与干燥分级器(1)依次连接,粉煤煤仓(2)和块煤煤仓(3)分别与干燥分级器(1)密封连接;干燥分级器(1)设置原料煤入口和废烟气出口,二级气固分离器(8)设置粉煤灰出口,一级换热器(9)设置空气入口和热空气出口,二级换热器(10)设置水入口和水蒸气出口;

粉煤气化系统包括气化反应器(4)、提升管燃烧反应器(5)、一级气固分离器(6)和热焦仓(7);气化反应器(4)的上端连接热焦仓(7)和粉煤煤仓(2),气化反应器(4)上部的气化煤气出口与热解反应器(11)的气化煤气入口相连,气化反应器(4)下部的半焦出口与提升管燃烧反应器(5)下部相连,气化反应器(4)下部设置气化剂入口;提升管燃烧反应器(5)底部设置热空气入口;一级气固分离器(6)的高温半焦出口与热焦仓(7)相连,一级气固分离器(6)的高温燃烧烟气出口与二级气固分离器(8)相连;

块煤热解系统包括热解反应器(11)、冷却器(12)、分离器(13)和熄焦器(14);热解反应器(11)上部的原料煤入口与块煤煤仓(3)相连,热解反应器(11)的热解煤气出口与冷却器(12)相连,热解反应器(11)下部的热解半焦出口与逆流移动床熄焦器(14)上部的热半焦入口相连;冷却器(12)的液体出口与分离器(13)相连;冷却器(12)设置煤气出口;分离器(13)设置焦油出口和水出口;熄焦器(14)下部设置熄焦介质入口和冷却半焦出口,上部设置熄焦介质出口。

7. 根据权利要求6所述的装置,其特征在于,所述热解反应器(11)同时作为移动颗粒层过滤除尘器。

8. 根据权利要求6或7所述的装置,其特征在于,所述干燥分级器(1)采用气力分级干燥机或转筒筛分干燥机。

9. 根据权利要求6或7所述的装置,其特征在于,所述气化反应器(4)为上部内置有混合分布器的移动床反应器或鼓泡流化床反应器。

10. 根据权利要求6或7所述的装置,其特征在于,所述热解反应器(11)为逆流移动床反应器或错流移动床反应器。

一种由煤制备兰炭、焦油和煤气的方法及装置

技术领域

[0001] 本发明属于能源化工技术领域,涉及一种由煤制备兰炭、焦油和煤气的方法及装置,具体地涉及一种以混合粒度煤为原料利用干燥分级、粉煤气化、块煤热解和移动颗粒层煤气热除尘的方式制备优质兰炭,同时副产高品质中低温焦油和中热值煤气的方法,及实现该方法的热处理装置。

背景技术

[0002] 兰炭是通过中低温干馏技术制备的具有固定碳高、比电阻高、化学活性高、低灰、低硫等特性的固体产物,主要作为电热化学焦炭。现行兰炭生产普遍采用内热式直立炉干馏工艺,但该工艺存在以下问题:(1)原料利用率低——气体作热载体,为保证其通透性,入料煤一般为粒度20~80mm的块煤,使机械化采煤中70~80%的粉煤资源无法得到合理有效利用;(2)气体热载体由部分干馏产品燃烧产生,且当以空气为助燃剂时带入大量惰性气体,导致出炉煤气热值低,影响其后续加工利用。

[0003] 为解决上述问题,专利CN102010728B公开了一种由煤热解制取半焦、焦油和煤气的方法,其主要工艺是:将混合粒度的原料煤与循环固体热载体混合后在热解反应器内热解,产生热煤气和半焦。热煤气冷凝净化后获得焦油和中热值煤气;半焦和固体热载体通过固体分级分离器分为两部分,其中大粒度的半焦颗粒经冷却后作为产品输出,小粒度的半焦颗粒与固体热载体一起进入提升管燃烧反应器燃烧并提升,被加热的固体颗粒经旋风分离器与燃烧烟气分离后,作为固体热载体收集在热载体料仓中循环使用。该方法的不足在于:原料煤中大块煤与固体热载体的混合及传热效率低,使其热解不充分,获得的半焦产品质量不均匀;热解煤气中粉尘含量高;另外,高温半焦的分级分离,对设备的材质和密封性要求高。

发明内容

[0004] 本发明针对现有工艺的不足,提供了一种由煤中低温热解制取兰炭并副产高品质中低温焦油和中热值煤气的方法和装置。

[0005] 本发明的技术方案:

[0006] 一种由煤制备兰炭、焦油和煤气的方法,步骤如下:

[0007] A. 原料煤的干燥分级

[0008] 原料煤在干燥分级器中采用与干燥介质逆流直接接触的方式干燥并预热,同时在干燥介质的气力携带或转筒筛的机械筛分作用下分级为干燥的粉煤和干燥的块煤;其中干燥介质氧气体积含量小于6%,干燥介质的温度为150~250℃,且该温度低于原料煤的着火点;

[0009] B. 粉煤的气化

[0010] 步骤A中得到的干燥粉煤经进料器送入气化反应器与来自热焦仓的高温循环半焦快速混合后同气化剂发生部分气化反应,产生气化煤气和半焦;气化煤气输送至热解反应

器,作为块煤热解的气体热载体;半焦输送至提升管燃烧反应器与热空气发生燃烧反应并提升,未燃烧的半焦被加热经一级气固分离器与高温燃烧烟气分离后,作为固体热载体收集在热焦仓中循环使用;一级气固分离器分离后的高温燃烧烟气经二级气固分离器脱除粉煤灰后,再依次经过一级换热器和二级换热器分别与换热介质空气、水逆流间接接触换热后作为原料煤的干燥介质,其中换热介质走管程,高温烟气走壳程;

[0011] 提升管燃烧反应器的压力为常压,温度控制在800~1100℃,且该温度低于原料煤气化半焦中灰分的熔融温度;

[0012] 粉煤的气化温度为700~900℃,粉煤的停留时间为1~60min,压力为常压,采用的气化剂为氧气和水蒸气,且氧煤比为0.2~0.5,水煤比为0.1~0.6;其中水蒸气可部分或全部来自二级换热器产生的水蒸气,温度一般高于400℃;

[0013] C. 块煤的热解

[0014] 步骤A中得到的干燥块煤经进料器送入热解反应器被来自气化反应器的气化煤气直接接触加热进行热解,同时利用块煤及其半焦形成的移动颗粒层捕集粉煤气化煤气中携带的粉尘;热解产生的粗煤气经冷却器洗涤冷却后获得煤气和液体,冷却后的液体再经过分离器进行油水分离处理后获得焦油和水;热解产生的半焦通过熄焦器与熄焦介质逆流直接接触冷却至温度低于100~180℃后输出,经进一步筛分除尘后作为兰炭产品;其中熄焦介质可以采用水或常压水蒸气或低压水蒸气;

[0015] 气化煤气与块煤的进料量之比为2~12Nm³/kg;在选择进料比值下,气化煤气携带的热量满足块煤热解的温度需求,同时使块煤及其半焦形成的一定粒度的移动颗粒层能保持相对较高的除尘效率和较低的床层阻力;

[0016] 块煤的热解温度为500~700℃,块煤的停留时间为15~60min,压力为常压。

[0017] 所述的原料煤干燥分级的粒度界限的上限不超过13mm,粒度界限的下限不低于6mm,界限以下的作为粉煤,界限及其以上的作为块煤;原料煤干燥分级的粒度界限,能保证粉煤气化产生的半焦的在提升管燃烧反应器内可以被气流提升,又能保持块煤热解时料层的透气性,同时还能使块煤及其热解半焦形成的移动颗粒层对气化煤气中携带的粉尘具有较高的除尘效率。

[0018] 所述的原料煤为褐煤、长焰煤、不黏煤或弱黏煤等低阶煤,其粒度不大于80mm。

[0019] 所述的气化反应器内高温循环半焦与粉煤的质量比不超过40,进一步的优选为1~10;

[0020] 所述的进入提升管燃烧反应器内的热空气温度不低于400℃,使其在提升半焦颗粒的过程中,与半焦颗粒发生燃烧反应,产生的高温烟气用于空气预热、水气化和原料煤干燥,燃烧释放的热量加热未反应半焦,该高温半焦作为循环固体热载体用于粉煤气化;其可以使用一级换热器产生的热空气,也可以将该热空气进一步过热后使用。

[0021] 所述的热解反应器内块煤与气化煤气的接触方式采用逆流或错流。

[0022] 一种由煤制备兰炭、焦油和煤气的装置,包括干燥分级系统、粉煤气化系统和块煤热解系统;

[0023] 干燥分级系统包括干燥分级器1、粉煤煤仓2、块煤煤仓3、二级气固分离器8、一级换热器9和二级换热器10;二级气固分离器8、一级换热器9和二级换热器10与干燥分级器1依次连接,粉煤煤仓2和块煤煤仓3分别与干燥分级器1密封连接;干燥分级器1设置原料煤

入口和废烟气出口,二级气固分离器8设置粉煤灰出口,一级换热器9设置空气入口和热空气出口,二级换热器10设置水入口和水蒸气出口;

[0024] 粉煤气化系统包括气化反应器4、提升管燃烧反应器5、一级气固分离器6和热焦仓7;气化反应器4的上端连接热焦仓7和粉煤煤仓2,气化反应器4上部的气化煤气出口与热解反应器11的气化煤气入口相连,气化反应器4下部的半焦出口与提升管燃烧反应器5下部相连,气化反应器4下部设置气化剂入口;提升管燃烧反应器5底部设置热空气入口;一级气固分离器6的高温半焦出口与热焦仓7相连,一级气固分离器6的高温燃烧烟气出口与二级气固分离器8相连;

[0025] 块煤热解系统包括热解反应器11、冷却器12、分离器13和熄焦器14;热解反应器11上部的原料煤入口与块煤煤仓3相连,热解反应器11的热解煤气出口与冷却器12相连,热解反应器11下部的热解半焦出口与逆流移动床熄焦器14上部的热半焦入口相连;冷却器12的液体出口与分离器13相连;冷却器12设置煤气出口;分离器13设置焦油出口和水出口;熄焦器14下部设置熄焦介质入口和冷却半焦出口,上部设置熄焦介质出口。

[0026] 所述的干燥分级器1采用气力分级干燥机或转筒筛分干燥机,使其原料煤的干燥和分级同步进行。

[0027] 所述的气化反应器4为上部内置有混合分布器的移动床反应器或鼓泡流化床反应器。

[0028] 所述的热解反应器11为逆流移动床反应器或错流移动床反应器,同时作为移动颗粒层过滤除尘器;当采用逆流移动床反应器时,气化煤气入口位于该逆流移动床反应器下部,热解煤气出口位于该逆流移动床反应器上部;当采用错流移动床反应器时,可采用气化煤气入口和热解煤气出口分别位于移动颗粒床层的两侧,呈水平布置或入口低、出口高布置的形式;也可采用径向错流形式,此时来自气化反应器4的气化煤气由径向移动床反应器的环形移动床层内侧中心通道引入,其热解煤气在径向移动床反应器的环形移动床层外侧环隙汇集后引出。

[0029] 本发明的有益效果:

[0030] (1) 本发明利用混合粒度煤为原料,通过粒度分级、粉煤气化和块煤热解的方法解决了制约兰炭生产的粉煤资源利用率低,煤气含尘量高和热解煤气热值低的关键问题;

[0031] (2) 本发明块煤的热解用粉煤气化产生的煤气作热载体,热载体中有效组分含量高,可提高热解煤气的品质,有利于后续的加工利用,且料层的透气性好,传热均匀,制备的兰炭产品质量稳定、品质高;

[0032] (3) 本发明采用块煤热解反应器兼作移动颗粒层过滤除尘器,利用块煤及其热解半焦形成的移动颗粒层捕集粉煤气化煤气中携带的粉尘,热态除尘、压降小、除尘效率高,不但防止了焦油和粉尘堵塞管道,实现装置的长期稳定运行,而且可获得高质量焦油和煤气;

[0033] (4) 本发明将粉煤气化产生的半焦经提升管燃烧反应器燃烧并提升,以提供空气预热、水气化、原料煤干燥及粉煤气化所需热量,同时将气化产生的煤气作块煤热解的热载体,充分有效地利用气化半焦的热值和气化煤气的热量,系统的整体效能高,节能环保。

附图说明

- [0034] 图1为本发明所提供的由煤制备兰炭、焦油和煤气的方法及装置的示意图。
- [0035] 图中:1干燥分级器;2粉煤煤仓;3块煤煤仓;4气化反应器;
- [0036] 5提升管燃烧反应器;6一级气固分离器;7热焦仓;8二级气固分离器;
- [0037] 9一级换热器;10二级换热器;11热解反应器;12冷却器;13分离器;
- [0038] 14熄焦器。

具体实施方式

[0039] 下面结合技术方案和附图对本发明作进一步的说明,但并非用来限制本发明的范围。

[0040] 实施例1

[0041] 本实施例用于说明本发明由煤制备兰炭、焦油和煤气的方法。

[0042] 如附图所示,将原料煤输送至干燥分级器1中,与来自二级换热器10的温度为150~250℃,氧气体积含量小于6%的热烟气逆流直接接触进行干燥并预热,同时在热烟气的气力携带下分级为干燥的粉煤和干燥的块煤;水分含量≤8%的粉煤进入粉煤煤仓2,水分含量≤6%的块煤进入块煤煤仓3;

[0043] 粉煤煤仓2中的干燥粉煤经进料器送入鼓泡流化床气化反应器4与来自热焦仓7的高温循环半焦在气化反应器4上端快速均匀混合后,同气化反应器4下部通入的水蒸气和氧气发生部分气化反应,产生半焦和焦化煤气,其中水蒸气来自二级换热器10,温度高于400℃;焦化煤气输送至热解反应器11,作块煤热解的气体热载体;半焦输送至提升管燃烧反应器5与热空气发生燃烧反应并提升,其中热空气为一级换热器9产生的温度不低于400℃的预热空气;未燃烧的半焦被加热经一级气固分离器6与高温燃烧烟气分离后,作为固体热载体收集在热焦仓7中循环使用;一级气固分离器6分离后的高温燃烧烟气经二级气固分离器8脱除粉煤灰后,再依次经过一级换热器9和二级换热器10分别与空气和水逆流间接接触换热后进入干燥分级器1干燥原煤,其中换热介质(空气和水)走管程,高温烟气走壳程;

[0044] 块煤煤仓3的干燥块煤经进料器送入热解反应器11被来自焦化反应器4的焦化煤气直接接触加热后进行热解,同时利用块煤及其半焦形成的移动颗粒层捕集粉煤气化煤气中携带的粉尘,热解产生的粗煤气经冷却器12洗涤冷却与液体分离后获得煤气,冷却后的液体经过分离器13进行油水分离处理后获得焦油和水;热解产生的半焦送入熄焦器14与来自二级换热器10的水蒸气逆流直接接触进行熄焦处理,获得的温度低于100~180℃的冷却半焦经进一步筛分除尘后作为兰炭产品,产生的水蒸气处理后排放。

[0045] 实施例2

[0046] 按照附图所示,在常压装置中,以粒度≤80mm的陕西神木煤(其工业分析和元素分析见表1)为原料,干燥分级为粒度<6mm的粉煤和粒度≥6mm的块煤;控制高温循环半焦与粉煤的质量比为7;控制提升管燃烧反应器的温度为900℃;粉煤气化条件为:气化温度700℃,粉煤的停留时间5min,氧煤比为0.4,水煤比为0.4;块煤热解条件为:焦化煤气与块煤逆流接触,进料量之比为3Nm³/kg,热解温度500℃,热解时间30min。

[0047] 实施例3

[0048] 按照附图所示,在常压装置中,以粒度≤50mm的陕西神木煤(同上)为原料,干燥分

级为粒度 $<6\text{mm}$ 的粉煤和粒度 $\geq 6\text{mm}$ 的块煤;控制高温循环半焦与粉煤的质量比为9;控制提升管燃烧反应器的温度为 1000°C ;粉煤气化条件为:气化温度 900°C ,粉煤的停留时间为 4min ,氧煤比为0.5,水煤比为0.4;块煤热解条件为:气化煤气与块煤径向错流接触,进料量之比为 $6\text{Nm}^3/\text{kg}$,热解温度 700°C ,热解时间 30min 。

[0049] 实施例4

[0050] 按照附图所示,在常压装置中,以粒度 $\leq 80\text{mm}$ 的陕西神木煤(同上)为原料,干燥分级为粒度 $<6\text{mm}$ 的粉煤和粒度 $\geq 6\text{mm}$ 的块煤;控制高温循环半焦与粉煤的质量比为9;控制提升管燃烧反应器的温度为 1000°C ;粉煤气化条件为:气化温度 900°C ,粉煤的停留时间为 5min ,氧煤比为0.5,水煤比为0.4;块煤热解条件为:气化煤气与块煤径向错流接触,进料量之比为 $4\text{Nm}^3/\text{kg}$,热解温度 650°C ,热解时间 45min 。

[0051] 实施例5

[0052] 按照附图所示,在常压装置中,以粒度 $\leq 50\text{mm}$ 的陕西神木煤(同上)为原料,干燥分级为粒度 $<13\text{mm}$ 的粉煤和粒度 $\geq 13\text{mm}$ 的块煤;控制高温循环半焦与粉煤的质量比为4;控制提升管燃烧反应器的温度为 1000°C ;粉煤气化条件为:气化温度 850°C ,粉煤的停留时间为 5min ,氧煤比为0.5,水煤比为0.3;块煤热解条件为:气化煤气与块煤径向错流接触,进料量之比为 $5\text{Nm}^3/\text{kg}$,热解温度 650°C ,热解时间 45min 。

[0053] 实施例6

[0054] 按照附图所示,在常压装置中,以粒度 $\leq 50\text{mm}$ 的陕西神木煤(同上)为原料,干燥分级为粒度 $<6\text{mm}$ 的粉煤和粒度 $\geq 6\text{mm}$ 的块煤;控制高温循环半焦与粉煤的质量比为20;控制提升管燃烧反应器的温度为 1000°C ;粉煤气化条件为:气化温度 900°C ,粉煤的停留时间为 5min ,氧煤比为0.3,水煤比为0.4;块煤热解条件为:气化煤气与块煤错流接触,气化煤气入口与热解煤气出口平行设置于移动颗粒层的两侧,进料量之比为 $8\text{Nm}^3/\text{kg}$,热解温度 700°C ,热解时间 30min 。

[0055] 上述实例所获得的热解产物的主要性质见表2,从表中可以看出本发明制备的兰炭产品性能优异,符合兰炭产品技术条件,且获得的煤气和焦油含尘量低。实施例7

[0056] 如附图所示,本发明提供的一种由煤制备兰炭、焦油和煤气的装置,包括干燥分级系统、粉煤气化系统和块煤热解系统;

[0057] 干燥分级系统包括干燥分级器1、粉煤煤仓2、块煤煤仓3、二级气固分离器8、一级换热器9和二级换热器10;二级气固分离器8、一级换热器9和二级换热器10与干燥分级器1依次连接,粉煤煤仓2和块煤煤仓3分别与干燥分级器1密封连接;干燥分级器1设置原料煤入口和废烟气出口,二级气固分离器8设置粉煤灰出口,一级换热器9设置空气入口和热空气出口,二级换热器10设置水入口和水蒸气出口;

[0058] 粉煤气化系统包括气化反应器4、提升管燃烧反应器5、一级气固分离器6和热焦仓7;气化反应器4的上端连接热焦仓7和粉煤煤仓2,气化反应器4上部的气化煤气出口与热解反应器11的气化煤气入口相连,气化反应器4下部的半焦出口与提升管燃烧反应器5下部相连,气化反应器4下部设置气化剂入口;提升管燃烧反应器5底部设置热空气入口;一级气固分离器6的高温半焦出口与热焦仓7相连,一级气固分离器6的高温燃烧烟气出口与二级气固分离器8相连;

[0059] 块煤热解系统包括热解反应器11、冷却器12、分离器13和熄焦器14;热解反应器11

上部的原料煤入口与块煤煤仓3相连,热解反应器11的热解煤气出口与冷却器12相连,热解反应器11下部的热解半焦出口与逆流移动床熄焦器14上部的热半焦入口相连;冷却器12的液体出口与分离器13相连;冷却器12设置煤气出口,分离器13设置焦油出口和水出口;熄焦器14下部设置熄焦介质入口和冷却半焦出口,上部设置熄焦介质出口。

[0060] 本发明提供的干燥分级器1采用气力分级干燥机或转筒筛分干燥机。

[0061] 本发明提供的气化反应器4为内置有混合分布器的移动床反应器或鼓泡流化床反应器。

[0062] 本发明提供的一级气固分离器6和二级气固分离器8为常规的高温气固分离设备,例如旋风分离器、惯性分离器。

[0063] 本发明提供的一级换热器9和二级换热器10为常规的换热设备,例如列管式换热器、盘管式换热器。

[0064] 本发明提供的热解反应器11为逆流移动床反应器或错流移动床反应器,同时作为移动颗粒层过滤除尘器;当采用逆流移动床反应器时,气化煤气入口位于该逆流移动床反应器下部,热解煤气出口位于该逆流移动床反应器上部;当采用错流移动床反应器时,可采用气化煤气入口和热解煤气出口分别位于移动颗粒床层的两侧,呈水平布置或入口低、出口高布置的形式;也可采用径向错流形式,此时来自气化反应器4的气化煤气由径向移动床反应器的环形移动床层内侧中心通道引入,其热解煤气在径向移动床反应器的环形移动床层外侧环隙汇集后引出。

[0065] 本发明提供的熄焦器14为本行业常规的湿法熄焦装置。

[0066] 表1

[0067]	工业分析 wt%, ad				元素分析 wt%, daf				
	M	A	V	FC	C	H	O*	N	S
	9.11	5.03	28.1	57.76	89.17	4.96	4.14	0.99	0.74

[0068] *bydifference

[0069] 表2

产物性质		实施例 2	实施例 3	实施例 4	实施例 5	实施例 6
半焦的性质	M _t %	7.65	6.51	9.56	7.97	7.23
	A _d %	9.81	9.62	10.70	9.86	9.94
	V _{daf} %	10.12	4.61	5.87	5.34	4.82
	FC _d %	81.06	86.21	84.06	85.33	85.71
	全硫 S _{td} %	0.34	0.30	0.32	0.29	0.30
	热稳定性 TS ₊₆ %	78.34	80.01	79.35	80.05	79.24
	电阻率 10 ⁻⁶ Ω·m	4.73×10 ⁹	6.62×10 ⁴	6.18×10 ⁶	5.94×10 ⁶	6.37×10 ⁴
煤气热值 MJ/Nm ³	10.16	10.16	11.65	10.83	11.08	
煤气含尘量 mg/Nm ³	226.77	195.77	178.67	231.86	284.95	
焦油含尘量 wt%	3.60	2.96	2.81	3.41	3.92	

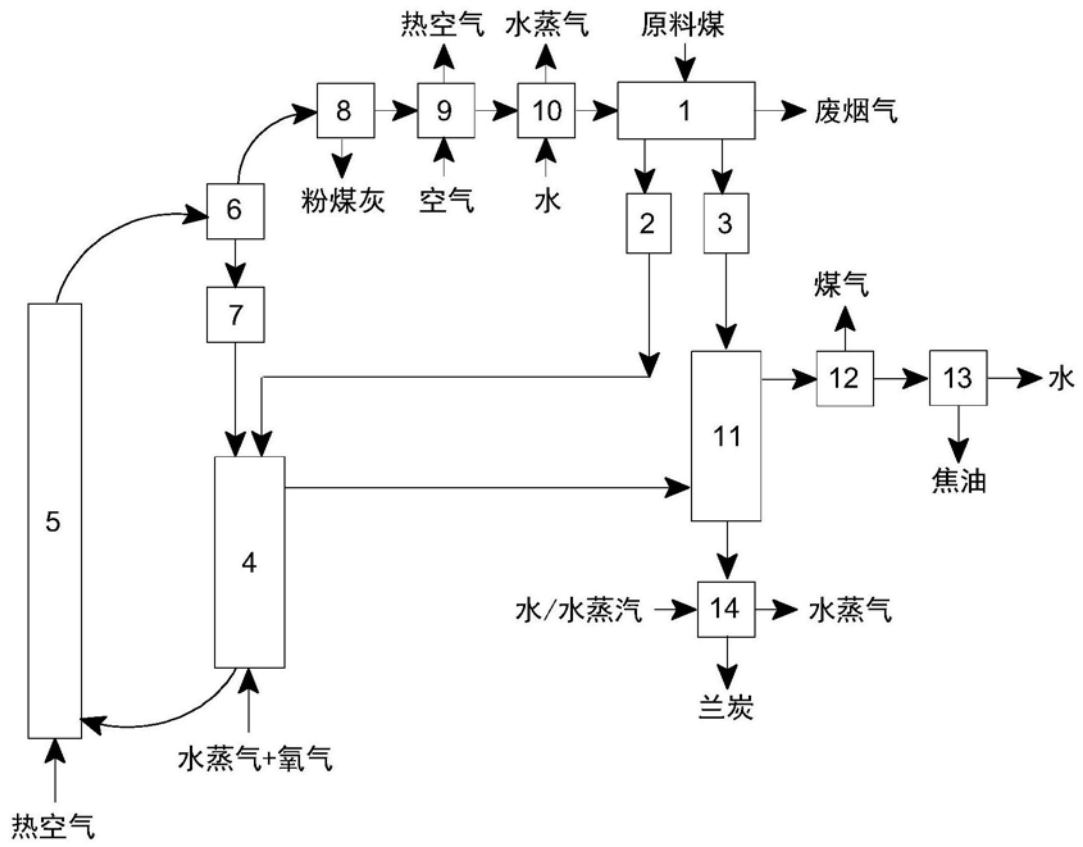


图1