



## (12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 107043641 A

(43) 申请公布日 2017. 08. 15

(21) 申请号 201610083021. 3

(22) 申请日 2016. 02. 06

(71) 申请人 中国科学院工程热物理研究所

地址 100190 北京市海淀区北四环西路 11 号

(72) 发明人 吕清刚 王小芳 于旷世 高鸣

(74) 专利代理机构 中科专利商标代理有限责任公司 11021

代理人 王慧忠

(51) Int. Cl.

C10J 3/56(2006. 01)

C10J 3/84(2006. 01)

C10J 3/72(2006. 01)

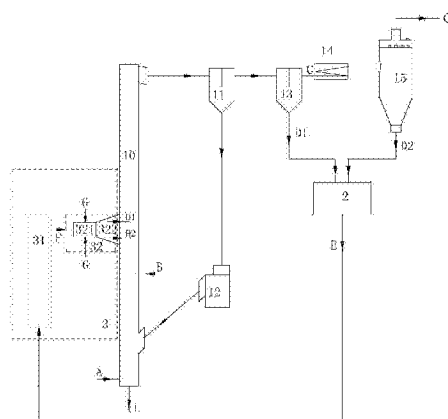
权利要求书3页 说明书8页 附图2页

### (54) 发明名称

带细粉灰回送的循环流化床煤气化方法及装置

### (57) 摘要

一种带细粉灰回送的循环流化床煤气化方法,包括如下步骤:a)将煤(B1)与气化剂(A)通入循环流化床煤气化炉(1)进行气化反应,生成煤气(C)和气化细粉灰(D);b)将煤气(C)与气化细粉灰(D)分离;c)收集分离后的气化细粉灰(D);d)将步骤c)获得的气化细粉灰(D)和氧化剂(G)送入熔融装置(3);e)生成富碳高温气(H1)和高温熔渣(H2);以及f)将富碳高温气(H1)和高温熔渣(H2)回送到循环流化床煤气化炉(1)的气化炉炉膛(10)中。本发明还提供一种带细粉灰回送的循环流化床煤气化装置。本发明的带细粉灰回送的循环流化床煤气化方法和装置碳转化率高,对环境污染小。



1. 一种带细粉灰回送的循环流化床煤气化方法,包括如下步骤:

a)将煤(B1)与气化剂(A)通入循环流化床煤气化炉(1)进行气化反应,生成煤气(C)和气化细粉灰(D);

b)将煤气(C)与气化细粉灰(D)分离;

c)收集分离后的气化细粉灰(D);

d)将步骤c)获得的气化细粉灰(D)和氧化剂(G)送入熔融装置(3);

e)借助于熔融装置生成富碳高温气(H1)和高温熔渣(H2);以及

f)将富碳高温气(H1)和高温熔渣(H2)回送到循环流化床煤气化炉(1)的气化炉炉膛(10)中。

2. 根据权利要求1所述的带细粉灰回送的循环流化床煤气化方法,其特征在于,还包括如下步骤:

利用高温熔渣(H2)的粘性,使气化细粉灰(D)转变为底渣(L)沉入循环流化床煤气化炉(1)的气化炉炉膛(10)的底部;以及

排出底渣(L)。

3. 根据权利要求1所述的带细粉灰回送的循环流化床煤气化方法,其特征在于:

在步骤d)中还包括将粉煤(B2)送入熔融装置(3)。

4. 根据权利要求1所述的带细粉灰回送的循环流化床煤气化方法,其特征在于:

在步骤e)中,通过调节氧化剂(G)的成分及其与气化细粉灰(D)的比例,控制氧化剂(G)与气化细粉灰(D)的反应温度,使生成的富碳高温气(H1)和高温熔渣(H2)的温度 $t$ 满足 $t_2-50^{\circ}\text{C} \leq t \leq t_2+250^{\circ}\text{C}$ ,其中 $t_2$ 为气化细粉灰(D)的灰分的软化温度。

5. 根据权利要求1所述的带细粉灰回送的循环流化床煤气化方法,其特征在于:

在步骤d)中,气化细粉灰(D)先在熔融装置(3)的燃料预热段(31)中被预热至 $800^{\circ}\text{C} \sim 950^{\circ}\text{C}$ 后,再进入熔融装置(3)的高温熔融段(32);其中,所述氧化剂(G)被送入熔融装置(3)的高温熔融段(32)中。

6. 根据权利要求3所述的带细粉灰回送的循环流化床煤气化方法,其特征在于:

在步骤d)中,气化细粉灰(D)和粉煤(B2)先在熔融装置(3)的燃料预热段(31)中被预热至 $800^{\circ}\text{C} \sim 950^{\circ}\text{C}$ 后,再进入熔融装置(3)的高温熔融段(32);其中,所述氧化剂(G)被送入熔融装置(3)的高温熔融段(32)中。

7. 根据权利要求1所述的带细粉灰回送的循环流化床煤气化方法,其特征在于:

步骤b)具体为利用循环流化床煤气化炉(1)的分离装置和/或除尘器(15)将煤气(C)与气化细粉灰(D)分离,煤气(C)被引出。

8. 根据权利要求7所述的带细粉灰回送的循环流化床煤气化方法,其特征在于:

用于分离煤气(C)与气化细粉灰(D)的分离装置为两级或更多级的分离装置。

9. 根据权利要求1所述的带细粉灰回送的循环流化床煤气化方法,其特征在于:

将富碳高温气(H1)回送到气化炉炉膛(10)的还原区,或者氧化区与还原区之间的过渡区。

10. 一种带细粉灰回送的循环流化床煤气化装置,包括循环流化床煤气化炉(1)和熔融装置(3),其特征在于:

循环流化床煤气化炉(1)具有加煤口、气化剂入口、熔融产物进口、煤气出口以及一个

或多个气化细粉灰排出口,所述循环流化床煤气化炉(1)包括气化炉炉膛(10)和分离装置;

熔融装置(3)具有氧化剂入口和熔融产物出口,并且熔融装置(3)与所述气化细粉灰排出口连通,熔融装置(3)通过熔融产物出口与循环流化床煤气化炉(1)相连,用于将熔融过程产生的富碳高温气(H1)和高温熔渣(H2)回送到气化炉炉膛(10)。

11.根据权利要求10所述的带细粉灰回送的循环流化床煤气化装置,其特征在于:

所述循环流化床煤气化炉(1)的气化炉炉膛(10)具有设置在气化炉炉膛(10)的底部的排渣口,用于排出沉入气化炉炉膛(10)的底部的底渣(L)。

12.根据权利要求10所述的带细粉灰回送的循环流化床煤气化装置,其特征在于:

所述熔融装置(3)还与粉煤入口连通。

13.根据权利要求10所述的带细粉灰回送的循环流化床煤气化装置,其特征在于:

熔融装置(3)由燃料预热段(31)和高温熔融段(32)组成,所述气化细粉灰排出口与燃料预热段(31)连通,并且所述氧化剂入口设置在高温熔融段(32)上。

14.根据权利要求12所述的带细粉灰回送的循环流化床煤气化装置,其特征在于:

熔融装置(3)由燃料预热段(31)和高温熔融段(32)组成,所述气化细粉灰排出口和所述粉煤入口与燃料预热段(31)连通,并且所述氧化剂入口设置在高温熔融段(32)上。

15.根据权利要求10所述的带细粉灰回送的循环流化床煤气化装置,其特征在于:

所述分离装置为两级或更多级的分离装置。

16.根据权利要求10所述的带细粉灰回送的循环流化床煤气化装置,其特征在于:

所述循环流化床煤气化炉(1)还包括返料阀(12),至少一部分循环物料通过返料阀(12)返回循环流化床煤气化炉(1)的气化炉炉膛(10)。

17.根据权利要求16所述的带细粉灰回送的循环流化床煤气化装置,其特征在于:

所述循环流化床煤气化炉(1)还包括集灰器(2),至少一部分由分离装置分离的气化细粉灰(D1)被送入集灰器(2),所述熔融装置(3)通过集灰器(2)与所述气化细粉灰排出口连通。

18.根据权利要求17所述的带细粉灰回送的循环流化床煤气化装置,其特征在于:

所述循环流化床煤气化炉(1)还包括除尘器(15),至少一部分由分离装置分离的气化细粉灰(D1)和由除尘器(15)捕集的气化细粉灰(D2)被送入集灰器(2),所述熔融装置(3)通过集灰器(2)与所述气化细粉灰排出口连通。

19.根据权利要求18所述的带细粉灰回送的循环流化床煤气化装置,其特征在于:

所述分离装置包括顺次相连的第一级旋风分离器(11)和第二级旋风分离器(13),所述除尘器(15)为布袋除尘器;返料阀(12)的进、出口分别与第一级旋风分离器(11)的固体循环物料出口和气化炉炉膛(10)的返料口相通,第二级旋风分离器(13)的固体出口作为气化细粉灰排出口与集灰器(2)的进口相连,所述布袋除尘器的排灰口作为气化细粉灰排出口与集灰器(2)的进口相连。

20.根据权利要求10所述的带细粉灰回送的循环流化床煤气化装置,其特征在于:

所述熔融产物进口设置在气化炉炉膛(10)的还原区,或者氧化区与还原区之间的过渡区。

21.根据权利要求13或14所述的带细粉灰回送的循环流化床煤气化装置,其特征在于:

高温熔融段(32)包括旋流喷嘴(321)和熔融区(322),其中旋流喷嘴(321)与燃料预热

段(31)连通,所述氧化剂入口设置在旋流喷嘴(321)上,熔融区(322)设置有所述熔融产物出口。

## 带细粉灰回送的循环流化床煤气化方法及装置

### 技术领域

[0001] 本发明属于煤气化技术领域,涉及一种煤气化方法及装置,具体地,涉及一种带细粉灰回送的循环流化床煤气化方法及采用该方法的装置。

### 背景技术

[0002] 按固体燃料的运动状态分类,现代煤气化工艺主要包括移动床(又称固定床)气化法、气流床气化法和流化床气化法。

[0003] 移动床煤气化工艺主要以块状煤为原料,其主要优点包括:可以使用劣质煤气化;加压气化生产能力高;氧耗量低,是目前三类煤气化方法中氧耗量最低的方法;反应炉的操作温度和出口煤气温度低,碳效率高、气化效率高。但由于移动床气化只能以不粘块煤为原料,不仅原料昂贵、气化强度低,而且气-固逆流换热,粗煤气中含酚类、焦油等较多,使净化流程加长,增加了投资和成本。

[0004] 气流床煤气化炉反应温度高,并且采用液态排渣,气化强度高、生产能力大、碳转化率高,但该工艺需要以低灰熔点煤为原料,且要求煤粒度小于 $100\mu\text{m}$ ,原料成本高;为维持炉内的高反应温度,常采用纯氧做氧化剂,氧耗高,影响经济性。

[0005] 流化床煤气化技术可利用 $0\sim 10\text{mm}$ 的碎煤,不需筛分,加工成本低;气化强度大,达到移动床的 $2\sim 3$ 倍;可使用空气气化,氧耗低;粗煤气出口温度高;产品煤气中几乎不含焦油和酚类等。此类技术中,包括传统的流化床煤气化技术和近年来发展起来的循环流化床煤气化技术。其中,循环流化床煤气化炉带有高循环量的物料循环回路,流化速度大于传统流化床气化炉的流化速度,具有煤种适用性强、气固混合充分、气化反应速率高、整个反应器温度均匀、添加石灰石可炉内脱硫等优点。但也存在局限性:一方面,不同于传统流化床煤气化炉中的气化反应主要在炉膛下部进行,循环流化床煤气化炉由于其流态化特性、给煤点以及气化剂给入位置等因素,炉膛流化速度高,大量煤粒及未反应完全的碳会进入炉膛中上部进行气化反应,因此炉膛中上部处于还原区,需要大量的热量以获得较高的气化效率,但与此同时,能够被携带到炉膛上部的热量有限,从而严重影响了炉内的气化效率;另一方面,由于气化操作温度低,流化速度高,虽然大颗粒的未反应碳会通过循环再次参与反应,但由气流夹带出的细粉灰中含碳量仍然可观,一般飞灰占总灰量的 $70\%\sim 80\%$ ,其中碳的质量分数占 $30\%\sim 50\%$ ,导致系统的总碳利用率不高;此外,由于气化细粉灰灰量大且含碳量高,细粉灰的利用处置也是一大难题。

[0006] 针对传统流化床煤气化炉及循环流化床煤气化炉总碳利用率不高以及细粉灰处理的问题,主要有如下解决方案:(1)将流化床带出的细粉灰连同热煤气一起导入气流床煤气化炉进行高温二次气化,二次气化后的携带细粉灰的高温煤气排出气流床煤气化炉;(2)将传统流化床或循环流化床煤气化炉中带出的细粉灰从产品煤气中分离后送入气流床煤气化炉进行高温反应,反应生成的灰渣及高温煤气返回传统流化床或循环流化床下部,实现干法排渣的同时为传统流化床或循环流化床下部补热;(3)将传统流化床或循环流化床煤气化炉中带出的细粉灰从产品煤气中部分分离后送入气流床进行高温燃烧,液态排渣,

高温烟气再返回传统流化床或循环流化床下部,为传统流化床或循环流化床下部补热。

[0007] 通过将传统流化床或循环流化床煤气化炉中反应生成的细粉灰送入高温反应器进行二次反应是提高系统碳转化率的有效途径,但存在以下技术问题:首先,气化细粉灰挥发份低、不含水、反应活性差,采用常规手段无法点燃,更无法实现稳定燃烧,对此现有技术未给出切实可行的解决办法;其次,气化细粉灰产生量非常可观,回送后如不能顺利排出,将造成系统循环量不断增加,最终导致系统无法持续运行;第三,现有技术的细粉灰中碳转化后热量回送主要用于对气化炉下部补热,而气化炉炉膛中上部为剧烈的气化还原区,需要大量热量以提高气化反应效率,因此对于循环流化床煤气化炉,从气化炉下部补热无法从根本上解决气化补热的问题;第四,二次反应后若采取液态排渣,熔渣冷却通常采用水淬,易产生黑水,对环境造成污染。

## 发明内容

[0008] 本发明的目的在于克服现有技术缺陷,提供一种可妥善处置气化细粉灰的循环流化床煤气化方法和装置。

[0009] 本发明的目的还在于提供一种可充分利用细粉灰中的可燃成分、并提高碳转化率的循环流化床煤气化方法和装置。

[0010] 本发明的目的还在于提供一种简化系统、节约成本、最大限度地减少污染的循环流化床煤气化方法和装置。

[0011] 为达到上述目的或目的之一,本发明的技术解决方案如下:

[0012] 根据本发明的一个方面,提出了一种带细粉灰回送的循环流化床煤气化方法,包括如下步骤:

[0013] a)将煤与气化剂通入循环流化床煤气化炉进行气化反应,生成煤气和气化细粉灰;

[0014] b)将煤气与气化细粉灰分离;

[0015] c)收集分离后的气化细粉灰;

[0016] d)将步骤c)获得的气化细粉灰和氧化剂送入熔融装置;

[0017] e)借助于熔融装置生成富碳高温气和高温熔渣;以及

[0018] f)将富碳高温气和高温熔渣回送到循环流化床煤气化炉的气化炉炉膛中。

[0019] 根据本发明的一个优选实施例,还包括如下步骤:

[0020] 利用高温熔渣的粘性,使气化细粉灰转变为底渣沉入循环流化床煤气化炉的气化炉炉膛的底部;以及

[0021] 排出底渣。

[0022] 根据本发明的一个优选实施例,在步骤d)中还包括将粉煤送入熔融装置。

[0023] 根据本发明的一个优选实施例,在步骤e)中,通过调节氧化剂的成分及其与气化细粉灰的比例,控制氧化剂与气化细粉灰的反应温度,使生成的富碳高温气和高温熔渣的温度 $t$ 满足 $t_2-50^{\circ}\text{C} \leq t \leq t_2+250^{\circ}\text{C}$ ,其中 $t_2$ 为气化细粉灰的灰分的软化温度。

[0024] 根据本发明的一个优选实施例,在步骤d)中,气化细粉灰先在熔融装置的燃料预热段中被预热至 $800^{\circ}\text{C} \sim 950^{\circ}\text{C}$ 后,再进入熔融装置的高温熔融段;其中,所述氧化剂被送入熔融装置的高温熔融段中。

[0025] 根据本发明的一个优选实施例,在步骤d)中,气化细粉灰和粉煤先在熔融装置的燃料预热段中被预热至800℃~950℃后,再进入熔融装置的高温熔融段;其中,所述氧化剂被送入熔融装置的高温熔融段中。

[0026] 根据本发明的一个优选实施例,步骤b)具体为利用循环流化床煤气化炉的分离装置和/或除尘器将煤气与气化细粉灰分离,煤气被引出。

[0027] 根据本发明的一个优选实施例,用于分离煤气与气化细粉灰的分离装置为两级或更多级的分离装置。

[0028] 根据本发明的一个优选实施例,将富碳高温气回送到气化炉炉膛的还原区,或者氧化区与还原区之间的过渡区。

[0029] 根据本发明的另一个方面,提出了一种带细粉灰回送的循环流化床煤气化装置,包括循环流化床煤气化炉和熔融装置:

[0030] 循环流化床煤气化炉具有加煤口、气化剂入口、熔融产物进口、煤气出口以及一个或多个气化细粉灰排出口,所述循环流化床煤气化炉包括气化炉炉膛和分离装置;

[0031] 熔融装置具有氧化剂入口和熔融产物出口,并且熔融装置与所述气化细粉灰排出口连通,熔融装置通过熔融产物出口与循环流化床煤气化炉相连,用于将熔融过程产生的富碳高温气和高温熔渣回送到气化炉炉膛。

[0032] 根据本发明的一个优选实施例,所述循环流化床煤气化炉的气化炉炉膛具有设置在气化炉炉膛的底部的排渣口,用于排出沉入气化炉炉膛的底部的底渣。

[0033] 根据本发明的一个优选实施例,所述熔融装置还与粉煤入口连通。

[0034] 根据本发明的一个优选实施例,熔融装置由燃料预热段和高温熔融段组成,所述气化细粉灰排出口与燃料预热段连通,并且所述氧化剂入口设置在高温熔融段上。

[0035] 根据本发明的一个优选实施例,熔融装置由燃料预热段和高温熔融段组成,所述气化细粉灰排出口和所述粉煤入口与燃料预热段连通,并且所述氧化剂入口设置在高温熔融段上。

[0036] 根据本发明的一个优选实施例,所述分离装置为两级或更多级的分离装置。

[0037] 根据本发明的一个优选实施例,所述循环流化床煤气化炉还包括返料阀,至少一部分循环物料通过返料阀返回循环流化床煤气化炉的气化炉炉膛。

[0038] 根据本发明的一个优选实施例,所述循环流化床煤气化炉还包括集灰器,至少一部分由分离装置分离的气化细粉灰被送入集灰器,所述熔融装置通过集灰器与所述气化细粉灰排出口连通。

[0039] 根据本发明的一个优选实施例,所述循环流化床煤气化炉还包括除尘器,至少一部分由分离装置分离的气化细粉灰和由除尘器捕集的气化细粉灰被送入集灰器,所述熔融装置通过集灰器与所述气化细粉灰排出口连通。

[0040] 根据本发明的一个优选实施例,所述分离装置包括顺次相连的第一级旋风分离器和第二级旋风分离器,所述除尘器为布袋除尘器;返料阀的进、出口分别与第一级旋风分离器的固体循环物料出口和气化炉炉膛的返料口相通,第二级旋风分离器的固体出口作为气化细粉灰排出口与集灰器的进口相连,所述布袋除尘器的排灰口作为气化细粉灰排出口与集灰器的进口相连。

[0041] 根据本发明的一个优选实施例,所述熔融产物进口设置在气化炉炉膛的还原区,

或者氧化区与还原区之间的过渡区。

[0042] 根据本发明的一个优选实施例,高温熔融段包括旋流喷嘴和熔融区,其中旋流喷嘴与燃料预热段连通,所述氧化剂入口设置在旋流喷嘴上,熔融区设置有所述熔融产物出口。

[0043] 本发明通过将气化细粉灰转变为高温熔渣送回气化炉炉膛,利用熔渣的粘性,使之成为底渣排出气化炉,解决了细粉灰的处置难题,同时为气化炉中的气化反应提供了热量和反应物,提高了气化炉的碳转化率。本发明的循环流化床煤气化方法和装置碳转化率高、煤气品质好、烟气和粉状飞灰双双零排放,不产生对环境造成二次污染的黑水,运行可靠、初期投资低。

## 附图说明

[0044] 图1为根据本发明的带细粉灰回送的循环流化床煤气化方法的总体示意图;

[0045] 图2为根据本发明的实施例的带细粉灰回送的循环流化床煤气化方法的示意图;  
以及

[0046] 图3为根据本发明的实施例的带细粉灰回送的循环流化床煤气化装置的示意图。

## 具体实施方式

[0047] 下面结合附图详细描述本发明的示例性的实施例,其中相同或相似的标号表示相同或相似的元件。另外,在下面的详细描述中,为便于解释,阐述了许多具体的细节以提供对本披露实施例的全面理解。然而明显地,一个或多个实施例在没有这些具体细节的情况下也可以被实施。在其他情况下,公知的结构和装置以图示的方式体现以简化附图。

[0048] 根据本发明总体上的发明构思(参见图1),本发明将煤B1送入循环流化床煤气化炉1进行气化,并从煤气C中分离出气化细粉灰D通入熔融装置3,向熔融装置3中通入氧化剂G,使气化细粉灰D与氧化剂G反应,生成富碳高温气H1和高温熔渣H2,并将它们通入回气化炉炉膛,为气化反应提供热源及反应物,从而提高循环流化床煤气化过程的总体碳转化率和煤气品质;同时,依靠高温熔渣的粘性,使气化细粉灰转变为粒径较大的、可沉入炉膛底部的底渣L,然后排出系统,从而实现系统粉状飞灰的零排放。

[0049] 以下结合本发明的实施例进一步阐释本发明的方法及装置。

[0050] 图2为根据本发明的实施例的带细粉灰回送的循环流化床煤气化方法的示意图。如图2所示,本发明的方法包括如下步骤:

[0051] a)将煤B1与气化剂A通入循环流化床煤气化炉1进行气化反应,生成煤气C和气化细粉灰D1;

[0052] b)利用循环流化床煤气化炉1的分离装置将煤气C与气化细粉灰D1分离,煤气C经除尘器15除尘净化后成为洁净煤气C1引出系统;

[0053] c)将被循环流化床煤气化炉1的分离装置和除尘器15捕集的气化细粉灰D1和D2送入集灰器2,混合得到混合细粉灰E;

[0054] d)将混合细粉灰E与一定量的粉煤B2一起送入熔融装置3,二者先在熔融装置3的燃料预热段31中被预热至800℃~950℃后,再进入高温熔融段32;

[0055] e)向高温熔融段32中通入氧化剂G,与混合细粉灰E和粉煤B2发生反应,生成熔融

产物H,包括富含CO、CO<sub>2</sub>的富碳高温气H1和高温熔渣H2;

[0056] f)将富碳高温气H1和高温熔渣H2回送到气化炉炉膛中,使之参与煤与气化剂的气化反应。

[0057] 其中,也可仅将被循环流化床煤气化炉1的分离装置或除尘器15捕集的气化细粉灰送入熔融装置3,此时不设集灰器2。循环流化床煤气化炉1中可以只设有单级分离装置、也可设有多级分离装置,典型的如两级旋风分离器,煤气C流经第一级分离器时,大量固体物料被捕集、并经返料阀送回气化炉炉膛;煤气C流经第二级分离器时,其中大部分的气化细粉灰D1被捕集,再流经布袋除尘器时,剩余的气化细粉灰D2被进一步的捕集。由于煤气进入布袋除尘器之前一般会流经换热器而被冷却(有时分离器之间也布置有煤气冷却装置),被捕集到的气化细粉灰的温度是逐级降低的,因此混合细粉灰温度一般可低于600℃。

[0058] 其中,循环流化床煤气化炉1中设有多级分离装置时,典型的如两级旋风分离器,煤气C流经第一级分离器时,大量固体物料被捕集、经返料阀作为循环物料送回气化炉炉膛,粒径比循环物料更细的气化细粉灰则被煤气C携带,从第一级分离器的气体出口排出、进入第二级分离器,大部分的气化细粉灰D1被第二级分离器捕集,煤气再流经布袋除尘器时,剩余的气化细粉灰D2被进一步捕集。循环流化床煤气化炉1中设有三级分离器时,则第二级和第三级分离器收集到的是气化细粉灰D1。(多级分离装置的第一级用于分离循环物料,其后各级用于分离气化细粉灰,因此用于分离煤气与气化细粉灰的分离装置级数总是比分离装置的总级数少一级;如若第二级分离器收集到的固体物料也被送回炉膛,则该级分离器收集到的也是循环物料、不作为气化细粉灰,此时用于分离煤气与气化细粉灰的分离装置级数比分离装置的总级数少两级)。由于分离器之间常常布置有煤气冷却装置,以减小后级分离器的体积,同时煤气进入布袋除尘器之前常常流经换热器以被冷却至适宜除尘器的温度,被捕集到的气化细粉灰的温度是逐级降低的,因此混合细粉灰E温度一般可低于600℃。该温度下细粉灰的输送难度较小,也不需要先进行降温再向熔融炉3输送,避免了细粉灰显热的损失,且有利于熔融反应。

[0059] 当循环流化床煤气化炉1只设有单级分离装置时,分离装置仅将循环物料从煤气中分离出来,气化细粉灰通过除尘器与煤气分离。而对于不设除尘器的煤气化系统,即直接利用热荒煤气的系统,则气化细粉灰只来自于循环流化床煤气化炉1的除第一级以外的分离装置;若分离装置仅为两级,则循环流化床煤气化炉1中只有第二级分离装置的固体出口这一个气化细粉灰排出口。上述两种情况下,没有“将被循环流化床煤气化炉1的分离装置和除尘器15捕集的气化细粉灰D1和D2送入集灰器2,混合得到混合细粉灰E”的步骤,循环流化床煤气化装置中也不设集灰器2。为描述方便,以下“混合细粉灰E”也包括只有来自二级分离器的气化细粉灰的这种情况。

[0060] 其中,气化剂A和氧化剂G均可以是以下成分或成分的组合:空气、空气+蒸汽、富氧空气、富氧空气+蒸汽、纯氧、纯氧+蒸汽等。氧化剂G的选择与灰熔点、熔融装置3的运行温度、混合细粉灰E与粉煤B2的混合物的热值以及所需富碳高温气H1的成分相关,可根据系统运行过程中混合细粉灰E与粉煤B2的混合物的热值的变化进行调整。

[0061] 步骤d中,粉煤B2的添加量可以为零,也可以根据混合细粉灰E的热值、熔融装置3所需的运行温度以及所需富碳高温气H1的成分进行调整,其目的在于保证混合细粉灰E与粉煤B2的混合物的热值,使其在可获得所需富碳高温气H1的成分的条件下达到熔融装置3

所需的运行温度。

[0062] 通过调节氧化剂的成分及其与气化细粉灰的比例,控制气化细粉灰与氧化剂的反应温度,使生成的富碳高温气和高温熔渣的温度 $t$ 为 $t_2-50^{\circ}\text{C} \leq t \leq t_2+250^{\circ}\text{C}$ , $t_2$ 为气化细粉灰的灰分的软化温度;对于常见煤种, $t$ 约为 $1200^{\circ}\text{C} \sim 1700^{\circ}\text{C}$ ;

[0063] 高温熔融段32中可设置旋流喷嘴和定向导叶,通过调整旋流喷嘴结构、预热细粉灰F和氧化剂G的喷射速度以及定向导叶的角度,保证在高温熔融段32中形成高温熔渣H2,并使高温熔渣H2随富碳高温气H1喷入气化炉1的炉膛。

[0064] 步骤f中,优选将富碳高温气H1和高温熔渣H2回送到循环流化床煤气化炉1的炉膛的还原区,或者氧化区与还原区之间的过渡区域。一方面,富碳高温气H1和高温熔渣H2的温度很高,送回炉膛可充分利用其显热、促进气化反应;另一方面,富碳高温气H1的主要成分为氧气含量接近0的烟气或干煤气,或这二者之一与蒸汽的混合物,通入炉膛后其中的C、 $\text{CO}_2$ 、CO等成分还可参与煤气化反应。此举为气化炉炉膛还原区剧烈的气化反应提供了热源及反应物,弥补了现有技术还原区热量不足的缺陷,从而提高了循环流化床煤气化炉的气化效率和煤气品质。此外,还实现了整个系统烟气零排放。 $1200^{\circ}\text{C} \sim 1700^{\circ}\text{C}$ 的高温熔渣H2具有粘性,会相互粘连,或与其它固体颗粒粘连,或包覆在其它固体颗粒外层,从而粒径变大,而气化炉内温度一般在 $950 \sim 1000^{\circ}\text{C}$ ,高温熔渣H2的显热被气化反应吸收,熔渣温度降低,粒径的变大停止,不至于变得过大;熔渣在重力的作用下落到气化炉下部,最终以普通的固态底渣L的形式排出系统。

[0065] 循环流化床煤气化炉对所排出的底渣粒径的要求较低,但也需要避免落入炉膛下部的熔渣体积过大,影响循环流化床煤气化炉床压及炉膛内的流化。熔渣最终体积的大小取决于高温熔渣H2的温度和气化炉炉膛内的条件,可以通过调整高温熔融段32的温度、旋流喷嘴结构、以及定向导叶的角度来调整液滴状高温熔渣H2的体积和温度。

[0066] 熔融装置3包括燃料预热段31和高温熔融段32。混合细粉灰E与粉煤B2的混合物先送入燃料预热段31,使得高温熔融段32在燃料为挥发份低、反应活性差、着火点高、燃烧反应速率慢、燃尽时间长的半焦的条件下实现快速反应并高温熔融成为可能;同时,根据高温熔融段32反应温度需求、混合细粉灰E与粉煤B2的混合物热值以及灰熔点的不同,针对性地向高温熔融段32通入不同的氧化剂G,使高温的预热细粉灰F与氧化剂快速充分反应,达到熔融温度,生成富碳高温气H1和高温液态熔渣H2。

[0067] 由于整个气化系统中除在主循环回路中进行循环的循环灰以及由富碳高温气H1带回循环流化床煤气化炉1中的少量飞灰以外,其余气化飞灰均进入熔融装置高温熔融并以熔渣形式进入循环流化床煤气化炉1、再从其底部排出,没有飞灰排出系统,从而实现了整个气化系统的粉状飞灰零排放。整个系统以底渣形式完成了所有固态废弃物的排放,并且没有熔渣冷却环节,不产生黑水,从而不对环境造成二次污染,在简化系统、节约成本的同时,最大限度地减少了污染。

[0068] 高温熔融段32可以为还原气氛或氧化气氛:在保证熔融温度的基础上,根据混合细粉灰E与粉煤B2的混合物的热值以及气化炉对富碳高温气H1成分的需要,通过调整氧化剂的成分、氧化剂的量及预热温度控制高温熔融段32的反应气氛。氧化气氛下,富碳高温气H1可向气化炉提供高温显热以及 $\text{CO}_2$ 反应物;还原气氛下,富碳高温气H1可向气化炉提供高温显热以及CO等反应物;为氧化气氛时,可通过控制氧化剂G中的氧气含量,使生成的富碳

高温气H1中氧气含量近零。

[0069] 氧化剂G为常温或者500℃~800℃。氧化剂G为纯氧时,直接以常温通入高温熔融段,氧化剂G为空气或富氧空气以及氧化剂中含有蒸汽时,可预热至500℃~800℃,以更利于熔融。

[0070] 根据本发明的带细粉灰回送的循环流化床煤气化方法具有如下优点:

[0071] 1)煤气夹带出的细粉灰经过熔融装置中的反应后,细粉灰中所含的挥发份含量低、不含水、反应活性差的半焦达到完全转化,进而提高了气化的总碳转化率;

[0072] 2)熔融装置中生成的富碳高温气进入气化炉炉膛的还原区或氧化区与还原区之间的过渡区,其显热被最大限度利用,促进煤气化反应的同时,富碳气体可参与煤气化反应,为其提供化学热,提高了循环流化床煤气化炉的气化效率和有效煤气组成;

[0073] 3)熔融装置中生成的高温熔渣进入气化炉炉膛的还原区或氧化区与还原区之间的过渡区,其显热被最大限度利用,促进煤气化反应的同时,增加了这部分碳在气化炉炉膛内的停留时间,从而提高了循环流化床煤气化炉的碳转化率;

[0074] 4)整个系统以底渣形式完成了所有固态废弃物的排放,实现了整个系统粉状飞灰的零排放,避免了对熔渣的冷却,在简化系统、节约成本的同时,最大限度地减少了污染;

[0075] 5)熔融装置中反应生成的高温气全部通入循环流化床煤气化炉中参加再循环,实现了系统烟气的零排放;

[0076] 6)熔融装置中,通过对原料预热和调整氧化剂,解决了气化细粉灰在基本不借助辅助燃料的情况下快速高温熔融的难题。

[0077] 本发明的煤气化方法不仅可用于原煤的气化,也用于生物质、垃圾等碳基燃料的气化过程。

[0078] 图3为根据本发明的实施例的带细粉灰回送的循环流化床煤气化装置的示意图。如图3所示,本发明的装置包括循环流化床煤气化炉1、集灰器2和熔融装置3。

[0079] 其中,循环流化床煤气化炉1包括:气化炉炉膛10,其设置有出口、加煤口、返料口、熔融产物进口、气化剂入口及排渣口;一级分离器11,其设置有进口、固体循环物料出口及气体出口,其中,进口与气化炉炉膛10的出口相通;返料阀12,返料阀12的进、出口分别与一级分离器11的固体循环物料出口和气化炉炉膛10的返料口相通;二级分离器13,其设置有进口、固体出口及气体出口,其中,进口与一级分离器11的气体出口相通;换热器14,其可以是空气预热器、煤气冷却器等换热装置,其设置有高温气进口、出口以及冷却介质进口、出口,其高温气进口和二级分离器13的气体出口相通;以及布袋除尘器15,其设置有进口、排灰口以及洁净气出口,其进口与换热器14的高温气出口相通。

[0080] 集灰器2用于收集并混合系统中所有的气化细粉灰,其进口与二级分离器13的固体出口(即二级分离器13的气化细粉灰出口)、布袋除尘器15的排灰口(即除尘器15的气化细粉灰出口)相通。

[0081] 熔融装置3,由燃料预热段31和高温熔融段32组成,燃料预热段31设置有燃料进口和预热后燃料出口,其燃料进口与集灰器2的出口相通;高温熔融段32包括旋流喷嘴321和熔融区322,其中旋流喷嘴321设置有燃料进口、氧化剂进口,熔融区322设置有熔融产物出口;燃料进口与燃料预热段31的预热后燃料出口直接相通,熔融产物出口与气化炉炉膛10的熔融产物进口直接相通。

[0082] 根据本发明的优选实施例,煤气在经过分离装置之后、进入除尘器之前流经换热装置而被冷却;所述换热装置为空气预热装置或煤气冷却装置;具体地,在第一级分离器和第二级分离器之间布置有空气预热装置、煤气冷却装置或余热锅炉。所述气化剂A为空气、富氧空气或纯氧,或者前述三者之一与蒸汽的组合;所述氧化剂G为空气、富氧空气或纯氧,或者前述三者之一与蒸汽的组合;所述氧化剂(G)为常温或者500℃~800℃的温度。

[0083] 下面简要描述本发明的实施例的带细粉灰回送的循环流化床煤气化装置的工作过程。煤B由加煤口加入气化炉炉膛10,气化剂A由气化剂入口进入气化炉炉膛10,二者在气化炉炉膛10内完成气化反应,生成的煤气携带未完全反应的小颗粒碳和灰经过一级分离器11后,其中较大颗粒的未完全反应的碳和灰被一级分离器11分离,经返料阀12返回气化炉炉膛10,形成主循环回路物料循环;一部分未完全反应的较小颗粒碳和灰被二级分离器13分离后作为高温气化细粉灰D1(800℃左右)送入集灰器2;另一部分未完全反应的小颗粒碳和灰由煤气携带,经过换热器14降温后进入尾部终端布袋除尘器15,经过布袋除尘器15分离后,洁净的产品煤气C1排出系统,低温气化细粉灰D2(100℃左右)进入集灰器2。高温气化细粉灰D1和低温气化细粉灰D2在集灰器2中混合后,形成400℃左右的中温混合细粉灰E,送入熔融装置3的燃料预热段31被预热至950℃;随后,预热细粉灰F通过旋流喷嘴321进入高温熔融段32中运行温度为1700℃(高于灰熔融温度)的熔融区322;同时,通过旋流喷嘴321向熔融区322通入适量的常温纯氧G(预热细粉灰F与常温纯氧G在旋流喷嘴中不混合)。预热细粉灰F在高温氧化气氛下燃烧并熔融,使其中所含的反应活性差的碳与纯氧充分反应,生成低N<sub>2</sub>、低O<sub>2</sub>、富CO<sub>2</sub>的1700℃的富碳高温气H1和高温熔渣H2。富碳高温气H1携带少量高温飞灰与高温熔渣H2一起,经由设置于气化炉炉膛10上的还原区或氧化区与还原区之间的过渡区的熔融产物入口返回循环流化床煤气化炉1,富碳高温气H1一方面为循环流化床煤气化炉10内进行的气化反应补充热量,另一方面,CO<sub>2</sub>作为反应物参与气化反应,从而有效提高系统的总碳转化率和有效煤气组成;1700℃的高温熔渣H2之间及其与气化炉炉膛10内的950℃的低温含碳固态物料相互粘连,形成体积逐渐增大的固体颗粒,在重力的作用下落到气化炉下部,最终以底渣L的形式排出系统。在上述过程中,高温熔渣H2的高温促进了气化反应,充分利用了熔渣的显热;熔渣中的碳在熔渣下落过程中与周围的气相反应物继续反应,增加了这部分碳在气化炉炉膛内的停留时间,从而提高了循环流化床煤气化炉的碳转化率。

[0084] 尽管已经示出和描述了本发明的实施例,对于本领域的普通技术人员而言,可以理解在不脱离本发明的原理和精神的情况下可以对这些实施例进行变化。本发明的适用范围由所附权利要求及其等同物限定。

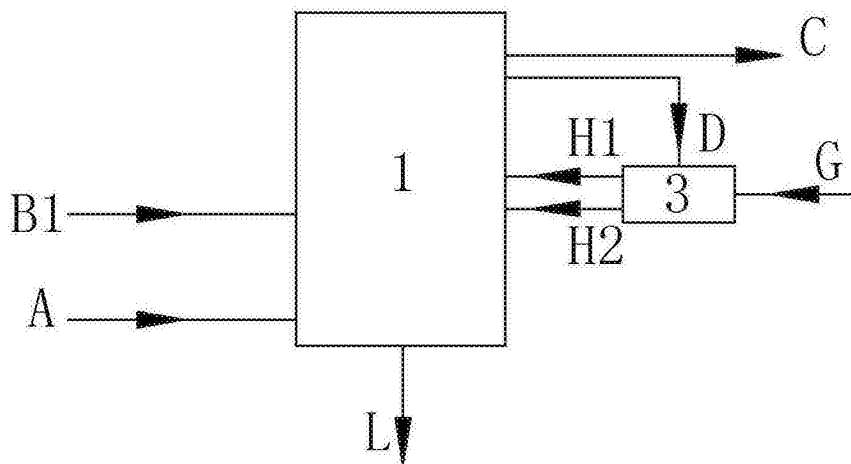


图1

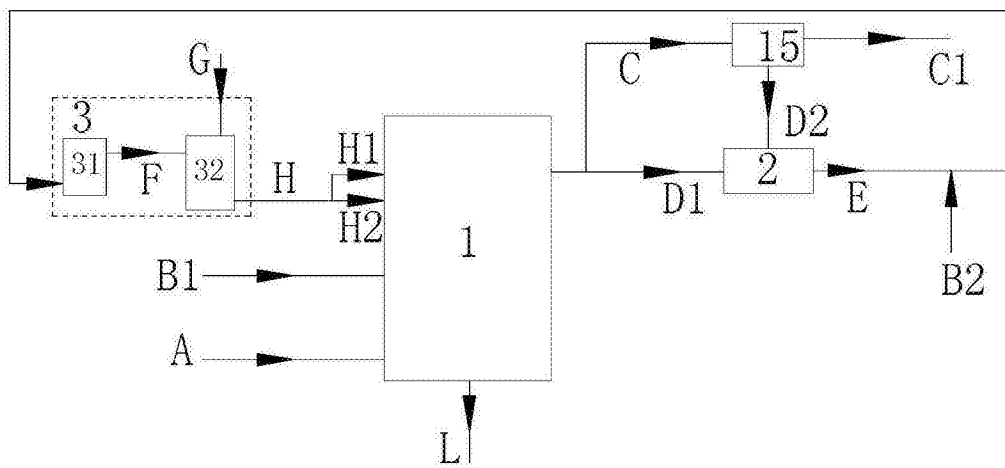


图2

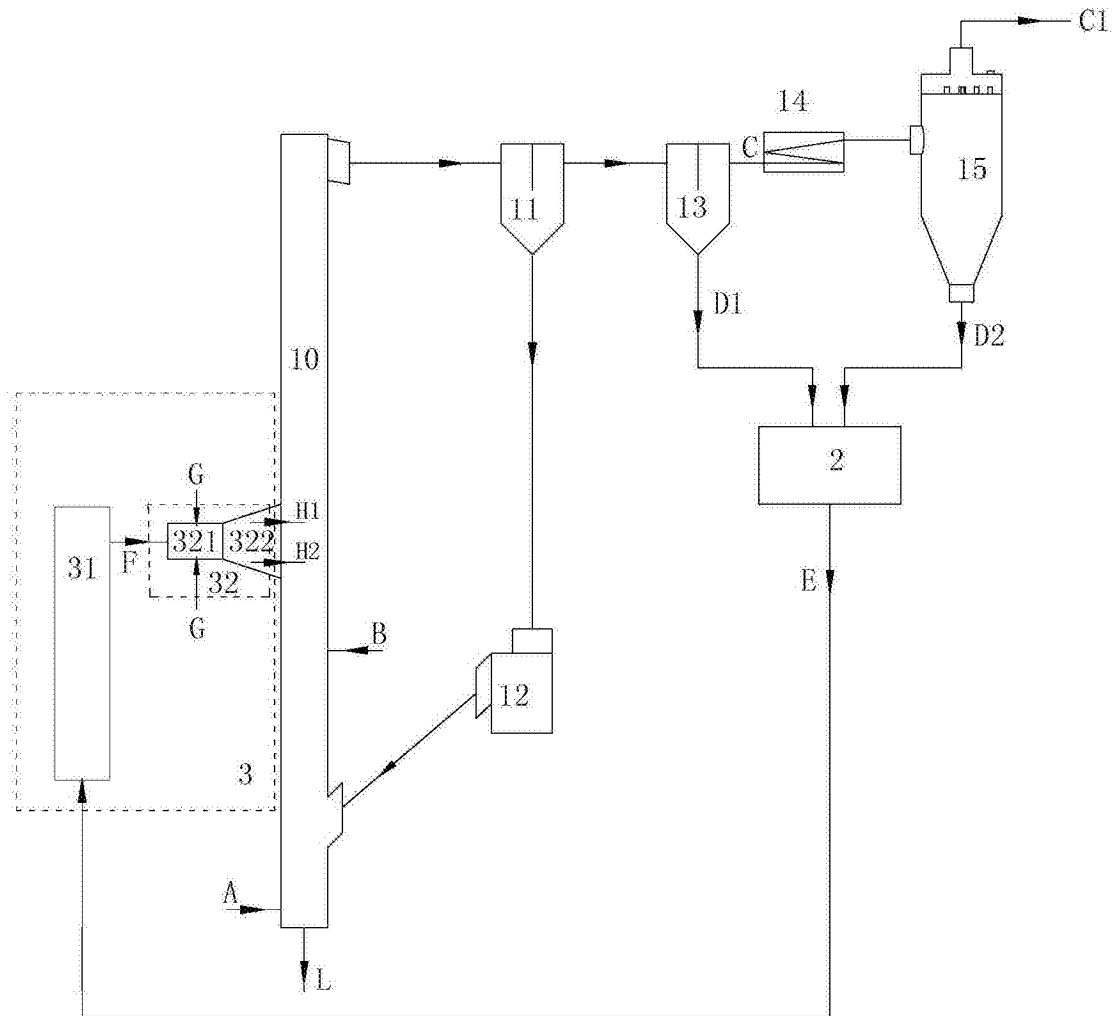


图3