



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 104776426 B

(45)授权公告日 2017.05.31

(21)申请号 201510150138.4

C10J 3/84(2006.01)

(22)申请日 2015.03.31

C10C 1/14(2006.01)

(65)同一申请的已公布的文献号

C10C 1/20(2006.01)

申请公布号 CN 104776426 A

审查员 陈远飞

(43)申请公布日 2015.07.15

(73)专利权人 李大鹏

地址 710075 陕西省西安市高新区科技二路75号

(72)发明人 李大鹏 王宁波

(74)专利代理机构 陕西增瑞律师事务所 61219

代理人 孙卫增

(51)Int.Cl.

F23C 1/12(2006.01)

C10J 3/56(2006.01)

C10J 3/64(2006.01)

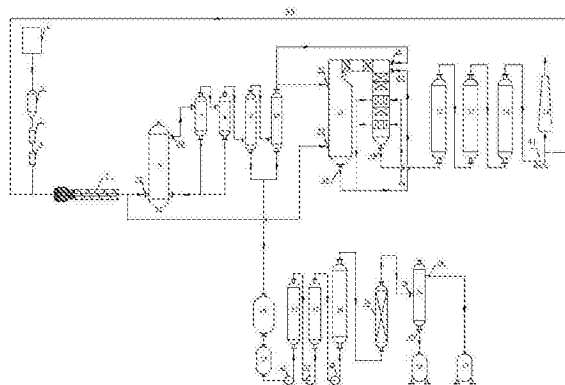
权利要求书2页 说明书5页 附图1页

(54)发明名称

一种煤气与粉煤协同发电、多联产装置及方法

(57)摘要

一种煤气与粉煤协同发电、多联产装置及方法,以高挥发分劣质煤种褐煤、长焰煤、不粘结煤、弱粘结煤、气煤为原料煤,通过加压给料器进入气化-热解耦合反应器中进行高效快速热解反应。热解粗煤气中回收的焦油经过净化预处理后,再进行深度加工转化,将其最终转化为液化气、汽油、柴油等清洁燃料;分离所得的煤气与燃料煤粉在煤粉炉或循环流化床锅炉中进行掺烧产生蒸汽驱动蒸汽轮机进行发电。本发明将煤基清洁燃料制备与燃气发电技术进行了高度集成;煤气与煤粉进锅炉混合掺烧,可大幅削减烟气产生量;烟气中PM_{2.5}及PM₁₀浓度极低,实现了SO₂、NO_x及铅、铬、镉、砷、汞等重金属的低浓度排放;实现了煤基能源多联产及煤炭资源的梯级高效利用。



1. 一种煤气与粉煤协同发电、多联产装置,其特征在于:包括煤粉进料装置以及与煤粉进料装置相连的气化-热解耦合反应器(6)和锅炉(11),气化-热解耦合反应器(6)输出的含焦油及灰分的粗煤气与除尘、分离装置相连,由除尘、分离装置回收的粗煤气中的焦油送入后续焦油处理装置得到石脑油和柴油,含焦油及灰分的粗煤气经除尘、分离装置后分为两个支路进入锅炉(11)中燃烧,一个支路的煤气通过锅炉炉膛上部的燃烧器喷嘴(31)进入锅炉(11)中与燃料煤进行混掺燃烧,另一个支路的煤气通过锅炉对流换热段的燃烧器喷嘴(32)进入锅炉(11),与经补充助燃空气喷嘴(33)进入锅炉(11)对流换热段的预热空气、出炉膛经过辐射换热后的烟气相混合进行二次燃烧,并与锅炉(11)中的过热换热器、再热换热器、省煤器、空气预热器进行对流换热,锅炉(11)过热换热器及再热换热器所产生的过热蒸汽及再热蒸汽分别通过过热蒸汽高压透平、再热蒸汽中压透平驱动发电机组发电,锅炉(11)底部烟气出口(34)所排出的烟气送入后续烟气处理装置;

冷空气(40)经锅炉空气预热器预热后也分成两个支路,一路经锅炉(11)底部预热空气入口(39)进入锅炉(11)炉膛,另一路经补充助燃空气喷嘴(33)与出炉膛经过辐射换热后的烟气、经对流换热段的燃烧器喷嘴(33)进入锅炉(11)的煤气相混合进行二次燃烧。

2. 根据权利要求1所述的煤气与粉煤协同发电、多联产装置,其特征在于:所述的除尘、分离装置包括依次相连的初级除尘器(7)、深度除尘器(8)、油-气分离塔(9)和深度油-气分离塔(10),其中初级除尘器(7)入口与气化-热解耦合反应器(6)的出口相连,深度油-气分离塔(10)的出口分两路分别与锅炉炉膛上部的燃烧器喷嘴(31)、锅炉对流换热段的燃烧器喷嘴(32)相连,初级除尘器(7)和深度除尘器(8)下端出口通过管路与气化-热解耦合反应器(6)相连,油-气分离塔(9)和深度油-气分离塔(10)的下端出口经管路与后续焦油处理装置相连。

3. 根据权利要求1所述的煤气与粉煤协同发电、多联产装置,其特征在于:所述的气化-热解耦合反应器(6)是以循环倍率范围5~100的循环固体颗粒作为热载体的气化-热解集成循环流化床热解反应装置。

4. 根据权利要求1所述的煤气与粉煤协同发电、多联产装置,其特征在于:所述的锅炉(11)为现有燃煤电厂的煤粉炉或循环流化床锅炉。

5. 根据权利要求1所述的煤气与粉煤协同发电、多联产装置,其特征在于:所述的锅炉(11)采用额定出力为35~1025t/h的亚临界锅炉或额定出力为2020t/h的超临界锅炉,通过在0%~70wt%范围内调整掺烧煤气所占的比例来调节锅炉(11)的出力。

6. 根据权利要求2所述的煤气与粉煤协同发电、多联产装置,其特征在于:所述的后续烟气处理装置包括依次相连的除尘塔(12)、烟气脱硫塔(13)和烟气脱硝塔(14),经除尘净化后的烟气经引风机(41)加压后分为两个支路:一路烟气经过循环烟气管线(35)与加压连续进料器(5)的入口管线相连,另一路烟气则通过烟囱(15)外排。

7. 根据权利要求2所述的煤气与粉煤协同发电、多联产装置,其特征在于:所述的后续焦油处理装置包括依次首尾相连的焦油储罐(16)、焦油缓冲罐(25)、焦油脱盐塔进料泵(21)、焦油脱盐塔(17)、焦油除尘净化塔进料泵(22)、焦油除尘净化塔(18)、焦油预加氢反应塔进料泵(23)、焦油预加氢反应塔(19)、焦油加氢精制反应塔(20)和焦油精制产物精馏塔(24),精馏产物分别由焦油精制产物精馏塔(24)顶部及底部出口(36、37)进入石脑油储罐(26)和柴油储罐(27)。

8. 一种如权利要求1所述装置的煤气与粉煤协同发电、多联产方法,其特征包括以下步骤:

1) 将高挥发分劣质煤种褐煤、长焰煤、不粘结煤、弱粘结煤、气煤、煤矸石中的一种或几种组成的原料煤干燥至含水率为1.0~2.0wt%并粉碎至粒径为50~500 μm 原料煤粉;

2) 将步骤1)的原料煤粉通过循环烟气输送进加压连续进料器(5),在0.1~2.0MPa连续稳定进料,原料煤粉通过加压连续进料器(5)进入气化-热解耦合反应器(6),于450~1100 $^{\circ}\text{C}$,0.1~1.5MPa条件下进行快速转化,原料煤转化生成的粗煤气进入除尘、分离装置后所得到的焦油送入后续焦油处理装置回收粗煤气中的焦油组分;

3) 步骤2)所述的粗煤气中的焦油组分通过吸附、冷凝分离与萃取协同工艺进行回收;

4) 步骤3)所回收的粗煤焦油经过必要的净化预处理后,再进行深度加工转化,将其最终转化为主要由液化气、汽油、柴油所组成的综合液体燃料收率85wt%以上的清洁燃料油品;

5) 经过除尘、分离装置处理后所得的净化煤气按照0~70wt%的比例分为两个支路通过燃烧器喷嘴进入锅炉中燃烧,其中一个支路的煤气通过位于锅炉炉膛上部的燃烧器进入炉膛,与燃料煤进行掺烧,产生的烟气温度为1200~1400 $^{\circ}\text{C}$ 通过炉膛内敷设的辐射换热面产生饱和蒸汽,煤气与燃料煤的掺烧方式是含氧量30~70vol%的富氧燃烧或空气燃烧;另一个支路的煤气通过锅炉对流换热段的燃烧器喷嘴进入锅炉,与补充助燃空气、出炉膛经过辐射换热后的烟气相混合进行二次燃烧,燃烧产生的烟气温度为850~1000 $^{\circ}\text{C}$,此部分燃烧所产生的高温烟气再与锅炉中的过热换热器、再热换热器、省煤器、空气预热器进行对流换热,在1200~1400 $^{\circ}\text{C}$ 、850~1000 $^{\circ}\text{C}$ 的混掺燃烧比例下可以削减50~70wt%热力型及30~50wt%燃料型 NO_x 的生成;

6) 经过对流换热后的烟气再经过后续烟气处理装置净化处理后,一路经过引风机进入电厂烟囱外排,一路通过煤粉输送气管道作为输送气将煤粉送入步骤2)所述的加压连续进料器(5)。

9. 根据权利要求8所述的煤气与粉煤协同发电、多联产方法,其特征包括:进入锅炉与煤粉进行掺烧的气化-热解耦合反应器(6)所产生的煤气低位热值为4000~8000 kJ/Nm^3 。

一种煤气与粉煤协同发电、多联产装置及方法

技术领域

[0001] 本发明涉及煤炭的高效清洁转化利用及煤基多联产技术领域,具体涉及一种煤提取煤焦油制取清洁燃料,副产粗煤气进电厂锅炉与粉煤按照特定比例进行掺烧的煤气与粉煤协同发电、多联产装置及方法。

背景技术

[0002] 根据BP公司公布的2013年世界能源统计年鉴,2013年世界一次能源消费构成中原油、天然气、煤炭、核能、水电、可再生能源平均比值为32.9:23.7:30.1:4.4:6.7:2.2,而我国相应的比例则为17.8:5.1:67.5:0.9:7.2:1.5。我国以煤为主的能源消费结构,是直接造成我国环境污染的首要原因,也是造成我国整体能源利用效率低下,经济效益欠佳的重要原因之一。近年来,虽然我国煤炭在整个一次能源消费结构中所占的比重在逐年下降,但我国主体的能源消费结构基本变动不大,煤炭仍然是我国的主要消费能源,而且在近50年内其主体消费能源的地位不会更改。因此,需要通过一些措施来提高煤炭利用效率,诸如促进煤炭深度加工、减少污染物排放、推广洁净煤技术等,这也是促进煤炭工业健康稳定发展,改善我国能源形势的必然途径。

[0003] 煤燃烧过程中生成的NO_x有三种方式:①热力型NO_x,它是空气中的氮气在高温下氧化而生成的NO_x;②燃料型NO_x,它是燃料中含有的氮化合物在燃烧过程中进行热分解,继而氧化而生成的NO_x;③快速型,它是燃烧时空气中氮和燃料中的碳氢化合物自由基反应生成的NO_x。在通常的燃烧温度下,煤燃烧生成的NO_x中,NO占90%以上,NO₂占5%~10%。

[0004] 其中热力型NO_x的产生主要在1400℃以上时,空气中的氮气在高温下,热力型NO_x可达20%,其中燃料型NO_x约占NO_x总量的75%~90%。作为脱硝技术的重要组成部分,按其技术原理,可以分为两大类:第一类是降低锅炉内的燃烧温度以减少热力型NO_x的生成;第二类是营造煤粉着火区域的还原性气氛以减少燃料型NO_x的生成。

[0005] 现有的煤粉锅炉或者流化床锅炉掺烧发电系统基本是以炼钢厂的高炉煤气、焦炉煤气或者焦化厂的荒煤气与煤进行掺烧,通过掺烧系统降低炉膛粉煤燃烧温度、形成燃烧区域还原气氛,最大程度上抑制燃料型及热力型NO_x的生成量。但现有的掺烧系统都未将燃煤发电技术、煤基清洁液体燃料生产技术相结合,未真正实现煤基能源多联产及煤炭资源的梯级高效利用。

发明内容

[0006] 本发明的目的在于提供一种能够实现煤炭资源高效、梯级、综合利用,从而将燃煤发电技术、煤基清洁液体燃料生产技术相结合,实现煤基能源多联产及煤炭资源的梯级高效利用的煤气与粉煤协同发电、多联产装置及方法。

[0007] 为达到上述目的,本发明的煤气与粉煤协同发电、多联产装置包括煤粉进料装置以及与煤粉进料装置相连的气化-热解耦合反应器和锅炉,气化-热解耦合反应器输出的含焦油及灰分的粗煤气与除尘、分离装置相连,由除尘、分离装置回收的粗煤气中的焦油送入

后续焦油处理装置得到石脑油和柴油,含焦油及灰分的粗煤气经除尘、分离装置后分为两个支路进入锅炉中燃烧,一个支路的煤气通过锅炉炉膛上部的燃烧器喷嘴进入锅炉中与燃料煤进行混掺燃烧,另一个支路的煤气通过锅炉对流换热段的燃烧器喷嘴进入锅炉,与经补充助燃空气喷嘴进入锅炉对流换热段的预热空气、出炉膛经过辐射换热后的烟气相混合进行二次燃烧,并与锅炉中的过热换热器、再热换热器、省煤器、空气预热器进行对流换热,锅炉过热换热器及再热换热器所产生的过热蒸汽及再热蒸汽分别通过过热蒸汽高压透平、再热蒸汽中压透平驱动发电机组发电,锅炉底部烟气出口所排出的烟气送入后续烟气处理装置;

[0008] 冷空气经锅炉空气预热器预热后也分成两个支路,一路经锅炉底部预热空气入口进入锅炉炉膛,另一路经补充助燃空气喷嘴与出炉膛经过辐射换热后的烟气、经对流换热段的燃烧器喷嘴进入锅炉的煤气相混合进行二次燃烧。

[0009] 所述的除尘、分离装置包括依次相连的初级除尘器、深度除尘器、油-气分离塔和深度油-气分离塔,其中初级除尘器入口与气化-热解耦合反应器的出口相连,深度油-气分离塔的出口分两路分别与锅炉炉膛上部的燃烧器喷嘴、锅炉对流换热段的燃烧器喷嘴相连,初级除尘器和深度除尘器下端出口通过管路与气化-热解耦合反应器相连,油-气分离塔和深度油-气分离塔的下端出口经管路与后续焦油处理装置相连。

[0010] 所述的气化-热解耦合反应器是以循环倍率范围5~100的循环固体颗粒作为热载体的气化-热解集成循环流化床热解反应装置。

[0011] 所述的锅炉为燃煤电厂的煤粉炉或循环流化床锅炉

[0012] 所述的锅炉采用额定出力为35~1025t/h的亚临界锅炉或额定出力为2020t/h的超临界锅炉,通过在0%~70wt%范围内调整掺烧煤气所占的比例来调节锅炉的出力。

[0013] 所述的后续烟气处理装置包括依次相连的除尘塔、烟气脱硫塔和烟气脱硝塔,经除尘净化后的烟气经引风机加压后分为两个支路:一路烟气经过循环烟气管线与加压连续进料器的入口管线相连,另一路烟气则通过烟囱外排。

[0014] 所述的后续焦油处理装置包括依次首尾相连的焦油储罐、焦油缓冲罐、焦油脱盐塔进料泵、焦油脱盐塔、焦油除尘净化塔进料泵、焦油除尘净化塔、焦油预加氢反应塔进料泵、焦油预加氢反应塔、焦油加氢精制反应塔和焦油精制产物精馏塔,精馏产物分别由焦油精制产物精馏塔顶部及底部出口进入石脑油储罐和柴油储罐。

[0015] 本发明煤气与粉煤协同发电、多联产方法,包括以下步骤:

[0016] 1) 将高挥发分劣质煤种褐煤、长焰煤、不粘结煤、弱粘结煤、气煤、煤矸石中的一种或几种组成的原料煤干燥至含水率为1.0~2.0wt%并粉碎至粒径为50~500 μm 原料煤粉;

[0017] 2) 将步骤2)的原料煤粉通过循环烟气输送进加压连续进料器,在0.1~2.0MPa连续稳定进料,原料煤粉通过加压连续进料器进入气化-热解耦合反应器,于450~1100 $^{\circ}\text{C}$,0.1~1.5MPa条件下进行快速转化,原料煤转化生成的粗煤气进入除尘、分离装置后所得到的焦油送入后续焦油处理装置回收粗煤气中的焦油组分;

[0018] 3) 步骤2)所述的粗煤气中的焦油组分通过吸附、冷凝分离与萃取协同工艺进行回收;

[0019] 4) 步骤3)所回收的粗煤焦油经过必要的净化预处理后,再进行深度加工转化,将其最终转化为主要由液化气、汽油、柴油所组成的综合液体燃料收率85wt%以上的清洁燃

料油品；

[0020] 5) 经过除尘、分离装置处理后所得的净化煤气按照0~70wt%的比例分为两个支路通过燃烧器喷嘴进入锅炉中燃烧,其中一个支路的煤气通过位于锅炉炉膛上部的燃烧器进入炉膛,与燃料煤进行掺烧,产生的烟气温度为1200~1400℃通过炉膛内敷设的辐射换热面产生饱和蒸汽,煤气与燃料煤的掺烧方式可以是含氧量30~70vol%的富氧燃烧或空气燃烧;另一个支路的煤气通过锅炉对流换热段的燃烧器喷嘴进入锅炉,与补充助燃空气、出炉膛经过辐射换热后的烟气相混合进行二次燃烧,燃烧产生的烟气温度为850~1000℃,此部分燃烧所产生的高温烟气再与锅炉中的过热换热器、再热换热器、省煤器、空气预热器进行对流换热。在1200~1400℃、850~1000℃的混掺燃烧比例下可以削减50~70wt%热力型及30~50wt%燃料型NO_x的生成;

[0021] 6) 经过对流换热后的烟气再经过后续烟气处理装置净化处理后,一路经过引风机进入电厂烟囱外排,一路通过煤粉输送气管道作为输送气将煤粉送入步骤2)所述的连续加压给料器。

[0022] 所述的进入锅炉与煤粉进行掺烧的气化-热解耦合反应器所产生的煤气低位热值为4000~8000kJ/Nm³。

[0023] 与直接燃煤发电技术相比,本发明具有明显的技术优势,可产生如下的有益效果:

[0024] 1) 将煤基清洁燃料制备与燃气发电技术进行了高度集成;

[0025] 2) 实现了煤炭资源的高效、清洁及梯级利用;

[0026] 3) 与煤炭直接燃烧相比,煤气与煤粉进锅炉混合掺烧,可大幅削减烟气产生量;

[0027] 4) 热解煤气进锅炉燃烧所产生的烟气中PM_{2.5}及PM₁₀等可吸入颗粒物浓度极低,可实现SO₂、NO_x及铅、铬、镉、砷、汞等重金属的低浓度排放。

[0028] 本发明回收的焦油经过净化预处理后,再进行深度加工转化,将其最终转化为液化气、汽油、柴油等清洁燃料;锅炉中煤气与燃料煤的掺烧,可以削减50~70%的热力型及30~50%的燃料型NO_x生成。

附图说明

[0029] 图1为本发明的整体结构示意图。

[0030] 图中:1、原料煤仓 2、进料储罐 3、进料斗 4、锁斗 5、加压连续进料器 6、气化-热解耦合反应器 7、初级除尘器 8、深度除尘器 9、油-气分离塔 10、深度油-气分离塔 11、锅炉 12、烟气除尘塔 13、烟气脱硫塔 14、烟气脱硝塔 15、烟囱 16、焦油储罐 17、焦油脱盐塔 18、焦油除尘净化塔 19、焦油预加氢反应塔 20、焦油加氢精制反应塔 21、焦油脱盐塔进料泵 22、焦油除尘净化塔进料泵 23、焦油预加氢反应塔进料泵 24、焦油精制产物精馏塔 25、焦油缓冲罐 26、石脑油储罐 27、柴油储罐 28、气化-热解耦合反应器进料喷嘴 29、锅炉进料喷嘴 30、气化-热解耦合反应器出口 31、锅炉炉膛燃烧器喷嘴(31) 32、锅炉对流换热段的燃烧器喷嘴 33、补充助燃空气喷嘴 34、锅炉烟气出口 35、循环烟气管线 36、精馏塔顶出口 37、精馏塔底出口 38、焦油精制产物精馏塔入口 39、锅炉底部预热空气入口 40、冷空气 41、引风机。

具体实施方式

[0031] 为了使本发明的技术方案及优点更加清楚明晰,下面结合附图及实施例,对本发明所进行进一步详细说明。

[0032] 参见图1,本发明的装置包括煤粉进料装置以及与煤粉进料装置相连的气化-热解耦合反应器6和锅炉11;气化-热解耦合反应器6输出的含焦油及灰分的粗煤气与除尘、分离装置相连,由除尘、分离装置回收的粗煤气中的焦油送入后续焦油处理装置得到石脑油和柴油,含焦油及灰分的粗煤气经除尘、分离装置后分为两个支路进入锅炉11中燃烧,一个支路的煤气通过锅炉炉膛上部的燃烧器喷嘴31进入锅炉11中与燃料煤进行混掺燃烧,另一个支路的煤气通过锅炉对流换热段的燃烧器喷嘴32进入锅炉11,与经补充助燃空气喷嘴33进入锅炉11对流换热段的预热空气、出炉膛经过辐射换热后的烟气相混合进行二次燃烧,并与锅炉11中的过热换热器、再热换热器、省煤器、空气预热器进行对流换热,锅炉11过热换热器及再热换热器所产生的过热蒸汽及再热蒸汽分别通过过热蒸汽高压透平、再热蒸汽中压透平驱动发电机组发电,锅炉11底部烟气出口34所排出的烟气经后续烟气处理装置后排出;

[0033] 冷空气40经锅炉空气预热器预热后也分成两个支路,一路经锅炉11底部预热空气入口39进入锅炉11炉膛,另一路经补充助燃空气喷嘴33与出炉膛经过辐射换热后的烟气、经对流换热段的燃烧器喷嘴33进入锅炉11的煤气相混合进行二次燃烧。

[0034] 所述的除尘、分离装置包括依次相连的初级除尘器7、深度除尘器8、油-气分离塔9和深度油-气分离塔10,其中初级除尘器7入口与气化-热解耦合反应器6的出口相连,深度油-气分离塔10的出口分两路分别与锅炉炉膛上部的燃烧器喷嘴31、锅炉对流换热段的燃烧器喷嘴32相连,初级除尘器7和深度除尘器8下端出口通过管路与气化-热解耦合反应器6相连,油-气分离塔9和深度油-气分离塔10的下端出口经管路与后续焦油处理装置相连。

[0035] 所述的煤粉进料装置包括依次相连的原料煤仓1、进料储罐2、进料斗3、锁斗4和加压连续进料器5。

[0036] 所述的后续烟气处理装置包括依次相连的除尘塔12、烟气脱硫塔13和烟气脱硝塔14,经除尘净化后的烟气经引风机41加压后分为两个支路:一路烟气经过循环烟气管线35与加压连续进料器5的入口管线相连,另一路烟气则通过烟囱15外排。

[0037] 所述的后续焦油处理装置包括依次首尾相连的焦油储罐16、焦油缓冲罐25、焦油脱盐塔进料泵21、焦油脱盐塔17、焦油除尘净化塔进料泵22、焦油除尘净化塔18、焦油预加氢反应塔进料泵23、焦油预加氢反应塔19、焦油加氢精制反应塔20和焦油精制产物精馏塔24,精馏产物分别由焦油精制产物精馏塔24顶部及底部出口36、37进入石脑油储罐26和柴油储罐27。

[0038] 所述的气化-热解耦合反应器6是以循环倍率范围5~100的循环固体颗粒作为热载体的气化-热解一体化循环流化床热解反应装置。

[0039] 所述的锅炉为煤粉炉或循环流化床锅炉。

[0040] 所述的锅炉11采用额定出力为35~1025t/h的亚临界锅炉或额定出力为2020t/h的超临界锅炉,通过在10%~70wt%范围内调整掺烧煤气所占的比例来调节锅炉11的出力。

[0041] 其过程如下:先将高挥发分劣质煤种如褐煤、长焰煤、烟煤、焦炭中的一种或几种组成的原料煤经过粉碎、筛分、烘干所得的含水率为1.0~2.0wt%、粒径范围50~400 μ m的

粉料加入原料煤仓1中,原料煤仓1中的粉煤依次经过进料储罐2、进料斗3、锁斗4在循环烟气的输送下进入加压连续进料器5,加压连续进料器5在0.1~2.0MPa压力下,分别通过进料喷嘴28、29将原料煤粉稳定输送至气化-热解耦合反应器6、锅炉11,气化-热解耦合反应器6出口30输出的含焦油及灰分的粗煤气依次经过后续的初级除尘器7、深度除尘器8、油-气分离塔9、深度油-气分离塔10去除除尘、脱除焦油后分为两个支路进入锅炉11中燃烧:一个支路通过锅炉炉膛上部的燃烧器喷嘴31进入锅炉11中与燃料煤进行混掺燃烧,混烧所产生的烟气温度为1200~1400℃;另外一个支路的煤气通过锅炉对流换热段的燃烧器喷嘴32进入锅炉11,与经补充助燃空气喷嘴33进入锅炉11对流换热段的预热空气、出炉膛经过辐射换热后温度范围750~800℃的烟气相混合进行二次燃烧,二次燃烧所产生的温度范围850~1000℃的烟气再与锅炉11中的过热换热器、再热换热器、省煤器、空气预热器进行对流换热。锅炉11过热换热器及再热换热器所产生的过热蒸汽及再热蒸汽分别通过过热蒸汽高压透平、再热蒸汽中压透平驱动发电机组发电。

[0042] 锅炉11底部烟气出口34所排出的100~120℃的烟气经后续烟气除尘塔12、烟气脱硫塔13、烟气脱硝塔14经除尘净化后再经引风机41加压后分为两个支路:一路烟气经过循环烟气管线35作为输送气将锁斗4输出的原料粉煤输送进加压连续进料器5,加压连续进料器5稳定输送原料煤粉至气化-热解耦合反应器6、锅炉11内;另一路烟气则通过烟囱15外排。

[0043] 冷空气40经锅炉空气预热器预热后也分成两个支路,一路经锅炉11底部预热空气入口39进入锅炉11炉膛,另一路则经入口33作为补充助燃空气喷嘴与出炉膛经过辐射换热后温度范围800~900℃的烟气、经对流换热段的燃烧器喷嘴32进入锅炉11的煤气相混合进行二次燃烧。

[0044] 油-气分离塔9、深度油-气分离塔10通过吸附、冷凝分离、化学萃取等方式所回收的粗煤气中的焦油依次经焦油储罐16、焦油缓冲罐25后经焦油脱盐塔进料泵21加压后进入焦油脱盐塔17,脱盐后的焦油经过焦油除尘净化塔进料泵22加压后进入焦油除尘净化塔18中进一步进行除尘净化,经脱盐、除尘净化后的焦油经焦油预加氢反应塔进料泵23加压后进入焦油预加氢反应塔19,进行预加氢裂化反应,预加氢轻质化后的油品再进入焦油加氢精制反应塔20中进行深度加氢精制。深度加氢产物经入口38进入焦油精制产物精馏塔24中进行不同馏程产物的分离。精馏产物分别由焦油精制产物精馏塔24顶部及底部出口36、37进入石脑油储罐26、柴油储罐27中。

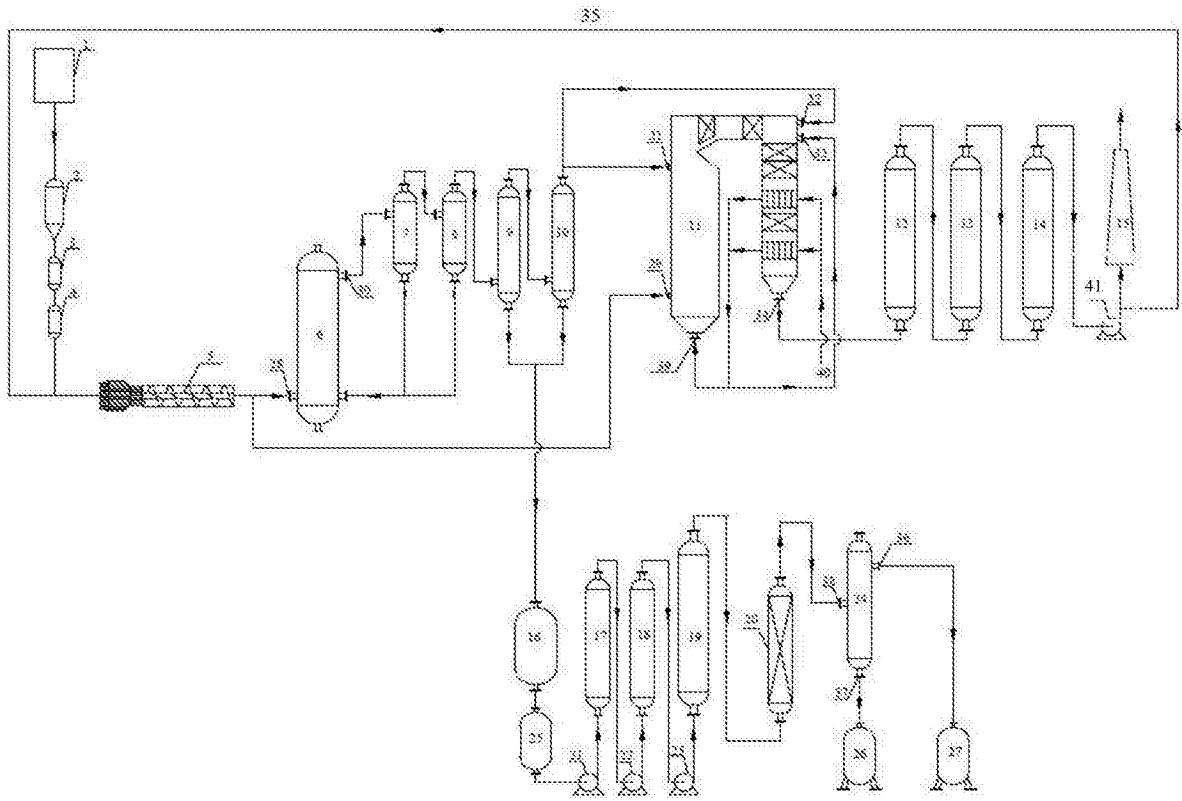


图1