



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 107906498 A

(43)申请公布日 2018.04.13

(21)申请号 201711010865.6

F01K 7/32(2006.01)

(22)申请日 2017.10.25

F01D 15/10(2006.01)

(71)申请人 东南大学

地址 210088 江苏省南京市浦口区泰山新村东大路6号

(72)发明人 李平姣 钟文琪 邵应娟 陈晓乐 展锦程

(74)专利代理机构 南京苏高专利商标事务所 (普通合伙) 32204

代理人 柏尚春

(51)Int.Cl.

F22B 3/08(2006.01)

F22B 31/08(2006.01)

F22B 31/00(2006.01)

F22G 7/00(2006.01)

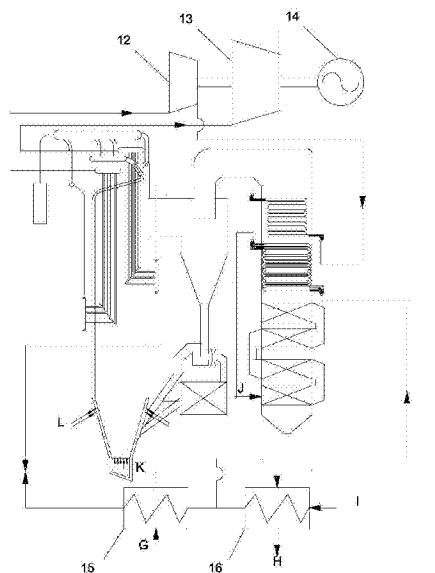
权利要求书2页 说明书5页 附图5页

(54)发明名称

超临界二氧化碳循环流化床燃煤锅炉及其驱动发电系统

(57)摘要

本发明公开一种超临界二氧化碳循环流化床燃煤锅炉,采用超临界二氧化碳代替现有循环流化床锅炉内蒸汽作为吸热做功的工质,工质吸热过程包括一次分流和一次再热。超临界二氧化碳循环流化床锅炉工质受热面包括设置在炉膛内的二氧化碳冷壁屏式加热器和高温再热器;分离器出口处至炉膛在回料器段并行布置以灰作为热源的外置上级省煤器;尾部烟道内沿烟气流动方向受热面包括低温再热器和下级省煤器。本发明还公开了该超临界二氧化碳循环流化床燃煤锅炉驱动发电的发电系统。本发明的超临界二氧化碳循环流化床燃煤锅炉强化了再热器高温段的烟气传热,同时也缓解了尾部烟道热量需求压力,能够有效降低污染物的排放量、排烟温度,增大锅炉效率。



1. 一种超临界二氧化碳循环流化床燃煤锅炉,其特征在于,包括超临界二氧化碳气箱(1)、储气站(2)、膜式超临界二氧化碳冷壁(3)、屏式加热器(4)、屏式高温再热器(5)、分离器(6)、灰分控制阀(7)、外置上级省煤器(8)、低温再热器(9)、下级省煤器(10)和空气预热器(11);所述膜式超临界二氧化碳冷壁(3)、屏式加热器(4)和屏式再热器(5)设置在炉膛内,分离器(6)、灰分控制阀(7)和外置上级省煤器(8)沿炉膛出口灰分流动方向依次设置,低温再热器(9)、下级省煤器(10)和空气预热器(11)沿烟气流动方向依次设置在尾部烟道中。

2. 根据权利要求1所述的超临界二氧化碳循环流化床燃煤锅炉,其特征在于,所述储气站(2)与所述超临界二氧化碳气箱(1)双向联通,所述超临界二氧化碳冷壁(3)入口分别与外置上级省煤器(8)出口以及高温回热器(15)出口联通。

3. 根据权利要求1所述的超临界二氧化碳循环流化床燃煤锅炉,其特征在于,炉膛内仅设置有超临界二氧化碳冷壁(3)、屏式加热器(4)和屏式高温再热器(5),所述超临界二氧化碳冷壁(3)沿炉膛四壁贴壁布置,所述屏式加热器(4)和屏式高温再热器(5)分别悬于炉膛前后墙错开布置,所述屏式加热器(4)由并联的第一屏式加热器(4-a)和第二屏式加热器(4-b)组成。

4. 根据权利要求1所述的超临界二氧化碳循环流化床燃煤锅炉,其特征在于,密相区底部宽 $D_2=0.55\sim 0.65D_1$;设置于炉膛前墙的冷壁高为 L_1 ,后墙冷壁高为 L_1+L_2 , $L_2=0.063\sim 0.078L_1$;所述第一屏式加热器(4-a)和第二屏式加热器(4-b)在炉膛内沿炉膛长度延伸方向的高度均为 $H_2=0.22\sim 0.27L_1$,在炉膛宽度方向的长均为 $H_1=0.37\sim 0.45H_2$,且第一屏式加热器(4-a)和第二屏式加热器(4-a)位于炉膛中上部;屏式高温再热器(5)在炉膛内的高度为 $H_3=0.5\sim 0.6H_2$,长为 $H_4=0.9\sim 1.1H_1$; D_1 表示炉膛宽度。

5. 根据权利要求1所述的超临界二氧化碳循环流化床燃煤锅炉,其特征在于,所述分离器(6)为高温绝热旋风分离器,所述外置上级省煤器(8)设置在分离器(6)出口与炉膛之间的回料器段;所述高温绝热旋风分离器包括根据屏式高温再热器(5)对称设置的第一高温绝热旋风分离器(6-a)和第二高温绝热旋风分离器(6-b),所述第一高温绝热旋风分离器(6-a)下部设置有外置受热面,所述第二高温绝热旋风分离器(6-b)下部未布置受热面。

6. 根据权利要求1所述的超临界二氧化碳循环流化床燃煤锅炉,其特征在于,尾部烟道中,尾部水平过渡烟道未设置受热面,所述低温再热器(9)排管为蛇形管,所述低温再热器(9)在尾部烟道宽度方向的管长小于尾部烟道宽度;所述空气预热器(11)出口与炉膛底部布风板及密相区上部相连。

7. 根据权利要求7所述的超临界二氧化碳循环流化床燃煤锅炉,其特征在于,所述低温再热器(9)在尾部烟道宽度方向的管长为 $H_7=0.7\sim 0.85D_3$,低温再热器沿尾部烟道延伸方向的高为 $H_8=0.76\sim 0.93D_3$;外置上级省煤器(8)位于第一高温绝热旋风分离器下部且与回料器并列,外置上级省煤器受热面宽 $H_5=1.08\sim 1.3H_7$,外置上级省煤器受热面高 $H_6=0.54\sim 0.66H_8$; D_3 表示尾部烟道宽度。

8. 根据权利要求1所述的超临界二氧化碳循环流化床燃煤锅炉,其特征在于,下级省煤器中的排管错列布置;下级省煤器高为 $H_9=0.99\sim 1.21D_3$;空气预热器沿尾部烟道延伸方向的受热面高为 $H_{10}=1.6\sim 1.91D_3$; D_3 表示尾部烟道宽度。

9. 根据权利要求1所述的超临界二氧化碳循环流化床燃煤锅炉,其特征在于,所述下级

省煤器(10)、外置上级省煤器(8)、膜式超临界二氧化碳冷壁(3)、超临界二氧化碳气箱(1)和屏式加热器(4)沿工质流动方向依次联通,所述低温再热器(9)和屏式高温再热器(5)沿工质流动方向依次联通,所述屏式加热器(4)出口和所述低温再热器(9)入口分别与高压透平(12)相连,所述屏式高温再热器(5)出口与低压透平(13)相连。

10.一种超临界二氧化碳发电系统,其特征在于,该超临界二氧化碳发电系统包括权利要求1~9中任意一项所述的超临界二氧化碳循环流化床燃煤锅炉,并由该超临界二氧化碳循环流化床燃煤锅炉驱动发电。

超临界二氧化碳循环流化床燃煤锅炉及其驱动的发电系统

技术领域

[0001] 本发明属于热力发电设备领域,具体涉及一种超临界二氧化碳循环流化床燃煤锅炉及其驱动的发电系统。

背景技术

[0002] 提高能源转换率、减少污染物排放,开发新型环保能源是火力发电行业永恒的主题。传统锅炉系统以蒸汽作为循环工质实现能量转换,蒸汽参数提高到700℃,效率才能达到50%左右。然而,目前开发能够承受700℃高温的合金材料难度大,成本高,因此材料的耐高温性成为限制电厂高效发电的一大瓶颈。

[0003] 超临界二氧化碳是超临界流体中的一种,其温度和压力均在临界点以上,加热、冷却后仍保持气相,不发生相变。在透平入口工质温度相同的情况下,以超临界二氧化碳为循环工质的锅炉系统发电效率高于以蒸汽为循环工质的锅炉系统发电效率。超临界二氧化碳燃煤火力发电,可以在620℃温度范围内达到以蒸汽为工质加热至700℃的效率,不需要再开发耐高温合金,且超临界二氧化碳能量密度大,传热效率高,耗煤量低,超临界二氧化碳燃煤火力发电具有极其广阔的应用前景。

[0004] 近二十年来,关于国内外学者对于超临界二氧化碳的研究主要集中在超临界二氧化碳在太阳能、核电以及化石能源发电领域中的应用,而针对高参数火电的超临界二氧化碳燃煤锅炉研究较少。专利201510117556.3将超临界二氧化碳用于煤粉锅炉中,然而煤粉锅炉排污量较大,其面临的污染物处理在社会、经济方面压力大。循环流化床锅炉技术作为近几十年来迅速发展的高效低污染清洁燃煤技术,与超临界二氧化碳的结合无疑将会成为一种趋势。

发明内容

[0005] 本发明目的是提供一种能够提高锅炉的热效率,同时减少污染物排放,实现锅炉高效清洁运行的以超临界二氧化碳作为循环工质的循环流化床燃煤锅炉,以解决现有蒸汽锅炉蒸汽温度对效率提高限制较大的问题。

[0006] 技术方案:本发明提供一种超临界二氧化碳循环流化床燃煤锅炉,包括超临界二氧化碳气箱、储气站、膜式超临界二氧化碳冷壁、屏式加热器、屏式高温再热器、分离器、灰分控制阀、外置上级省煤器、低温再热器、下级省煤器和空气预热器;膜式超临界二氧化碳冷壁、屏式加热器和屏式再热器设置在炉膛内,分离器、灰分控制阀和外置上级省煤器沿炉膛出口灰分流动方向依次设置,低温再热器、下级省煤器和空气预热器沿烟气流动方向依次设置在尾部烟道中。

[0007] 高温再热器以屏式布置于炉膛内,强化了再热器高温段的烟气传热,同时也缓解了尾部烟道热量需求压力。

[0008] 储气站与超临界二氧化碳气箱双向连通,工质在储气站和超临界二氧化碳气箱之间的流动方向取决于锅炉运行负荷,当锅炉升负荷时,工质由储气站流向超临界二氧化碳

气箱,降负荷时,超临界二氧化碳气箱内部分工质流入储气站;超临界二氧化碳冷壁入口与高温回热器出口相连。

[0009] 炉膛内仅设置有超临界二氧化碳冷壁、屏式加热器和屏式高温再热器,超临界二氧化碳冷壁沿炉膛四壁贴壁布置,屏式加热器和屏式再热器分别悬于炉膛前后墙错开布置,屏式加热器由并联的且尺寸结构相同的第一屏式加热器和第二屏式加热器组成。

[0010] 炉膛宽 D_1 ;密相区底部宽 $D_2=0.55\sim 0.65D_1$,设置于炉膛前墙的冷壁高为 L_1 ,后墙冷壁高为 L_1+L_2 ,其中 $L_2=0.063\sim 0.078L_1$;第一屏式加热器和第二屏式加热器在炉膛内沿炉膛长度延伸方向的高度为 $H_2=0.22\sim 0.27L_1$,在炉膛宽度方向的长 $H_1=0.37\sim 0.45H_2$,且第一屏式加热器和第二屏式加热器位于炉膛中上部,屏式高温再热器在炉膛内的高度为 $H_3=0.5\sim 0.6H_2$,长 $H_4=0.9\sim 1.1H_1$ 。

[0011] 分离器为高温绝热旋风分离器,外置上级省煤器设置在分离器出口与炉膛之间的回料器段,使外置上级省煤器以灰作为热源;高温绝热旋风分离器包括根据屏式高温再热器对称设置的第一高温绝热旋风分离器和第二高温绝热旋风分离器,第一高温绝热旋风分离器下部设置有外置受热面,第二高温绝热旋风分离器下部未布置受热面。由此,第二高温绝热旋风分离器分离进入炉膛内的灰温基本不发生改变,属高温段灰,由于本发明中灰循环倍率较高,故第二高温绝热旋风分离器可用于协助第一高温绝热旋风分离器分离、返回循环灰,以及当锅炉发生负荷改变时,控制进入炉膛内的高温段灰量,使进炉热量与锅炉负荷相适应。

[0012] 尾部烟道中,因工质比容小且温升小,则工质吸热量小,故尾部水平过渡烟道未设置受热面,只在竖直烟道布置受热面,烟气从下级省煤器流出后,流向空气预热器加热空气,使其能够确保燃料在超临界二氧化碳循环流化床锅炉炉膛稳定燃烧,尾部三级受热面布置明显降低排烟温度,锅炉热效率提高。

[0013] 尾部烟道宽 D_3 ;低温再热器排管采用蛇形管布置方式,低温再热器在尾部烟道宽度方向的管长小于烟道宽度,;空气预热器出口与炉膛底部布风板及密相区上部相连。低温再热器在尾部烟道宽度方向的管长为 $H_7=0.7\sim 0.85D_3$,优选为 $H_7=0.77D_3$;低温再热器沿尾部烟道延伸方向的高为 $H_8=0.76\sim 0.93D_3$,优选为 $H_8=0.85D_3$;外置上级省煤器置于第一高温绝热旋风分离器下部,与回料器并列,通过灰控制阀控制外置上级省煤器受热面内高温灰分,加热来自下级省煤器的超临界二氧化碳,外置上级省煤器受热面宽 $H_5=1.08\sim 1.3H_7$,优选为 $H_5=1.2H_7$,外置上级省煤器受热面高 $H_6=0.54\sim 0.66H_8$,优选为 $H_6=0.6H_8$ 。

[0014] 下级省煤器错列布置,即,包括从上到下依次设置的多排横向排列的排管组,每个排管组包括平行设置的多列排管,每列排管包括 n (n 为大于等于1的整数)个竖向排列的排管。从上到下第奇数排排管组中排管列数分别相同,第偶数排排管组中排管列数分别相同,且第奇数排排管组中排管列数比第偶数排排管组中排管列数多一列,相邻排管组间的排管错列布置。这种布置方式使得下级省煤器换热系数大,尺寸减小。下级省煤器高 H_9 为 $H_9=0.99\sim 1.21D_3$,优选为 $H_9=1.1D_3$;空气预热器沿尾部烟道延伸方向的受热面高 H_{10} 为 $H_{10}=1.6\sim 1.91D_3$,优选为 $H_{10}=1.74D_3$;其中 D_3 为烟道宽度。下级省煤器中,每个排管组的排管间横向间距 $S_1=1.8d$,相邻排管组间的纵向间距 $S_2=2d$,其中 d 为排管直径。

[0015] 本发明还提供一种超临界二氧化碳发电系统,该超临界二氧化碳发电系统由上述超临界二氧化碳循环流化床燃煤锅炉驱动发电。

[0016] 本发明的工作原理是：锅炉冷壁工质来源包括高温回热器和低温回热器。自低温回热器冷侧抽流的一次分流工质先后经过下级省煤器、外置上级省煤器加热，直至未分流工质与在高温回热器内加热的工质的最终温度相同后，与高温回热器冷侧出口工质混合一同流入超临界二氧化碳冷壁。工质在高温回热器和上级省煤器吸热后混合流入锅炉冷壁，冷壁出口与超临界二氧化碳气箱进口相连，超临界二氧化碳气箱出口与屏式加热器入口相连。工质在炉膛内冷壁中加热完毕后先全部流入气箱，与气箱内工质混合一同流入屏式加热器，加热至600℃后流入高压透平放热做功。超临界二氧化碳在高压透平内做完功排出，进入尾部烟道内低温再热器再热，工质在低温再热器完成初步加热后进入炉膛内高温屏式再热器加热，直至温度与屏式加热器工质出口温度相同后，进入低压透平放热做功，至此工质完成一次在锅炉内吸热循环。

[0017] 相比于现有技术，本发明的有益效果包括：

[0018] 1、本发明的循环流化床锅炉采用超临界二氧化碳作为工质，超临界二氧化碳相比于传统工质水在相同温压条件下比容小，炉膛进口超临界二氧化碳进入低温回热器和高温回热器加热后，温度可达525℃左右，初始温度高，故选用超临界二氧化碳作为循环工质在相同做功条件下，工质炉内吸热量少，发电系统循环效率高。超临界二氧化碳的能量密度大，其所属的发电系统配备的透平、压缩机尺寸也相应缩小，金属耗材量小，初始经济投入小。此外，超临界二氧化碳在循环过程中不会发生相变过程，从源头杜绝了汽蚀的发生，大大减少了透平、超临界二氧化碳给泵等器件中因汽蚀引起的维修费用。循环流化床锅炉技术为近几十年来迅速发展的高效低污染清洁燃煤技术，在循环流化床基础上建立的超临界二氧化碳循环流化床锅炉，相较于排污量较大的煤粉炉与超临界二氧化碳的结合无疑更具明显优势。

[0019] 2、炉内屏式加热器分为第一和第二屏式加热器，结构关于屏式再热器完全对称，且两者均与屏式再热器错开布置在炉内，有利于屏式加热器和屏式再热器能够充分吸收炉内烟气对流辐射热，促进炉膛水平截面热负荷均匀分布。

[0020] 3、高温屏式再热器置于炉膛内，外置上级省煤器利用旋风分离器内高温灰加热管内工质，相比于高温再热器和上级省煤器均设置在尾部烟道，热源与工质间的换热系数得到大大增强，换热器受热面积可以相应减小，且能够有效解决大型机组尾部烟道因工质流量过大导致的纵向管束较多，从而使受热面无法排开的局面。

附图说明

[0021] 图1(a)是超临界二氧化碳循环流化床锅炉的整体结构示意图；图1(b)是下级省煤器的主视图；图1(c)是下级省煤器的排管放大左视图局部；图1(d)是超临界二氧化碳循环流化床锅炉部分受热面简化的整体结构俯视图示意图；

[0022] 图2是本发明炉膛和主要受热面尺寸示意图；

[0023] 图3包括超临界二氧化碳循环流化床锅炉的布雷顿循环发电系统示意图。

[0024] 附图中的标记包括，1——超临界二氧化碳气箱，2——储气站，3——超临界二氧化碳冷壁，4——炉内屏式加热器，4-a——外侧屏式加热器，4-b——内侧屏式加热器，5——屏式高温再热器，6——高温绝热旋风分离器6-a——外侧分离器，6-b——内侧分离器，7——灰分控制阀，8——外置上级省煤器，9——低温再热器，10——下级省煤器，

11——空气预热器,12——高压透平,13——低压透平,14——发电机,15——高温回热器,16——低温回热器;A——再热器出口工质,B——屏式加热器出口工质,C——上级外置省煤器出口工质,D——高温回热器出口工质,E——高压透平出口工质,F——低温回热器出口工质,G——低压透平乏气,H——乏气在低温回热器放热后流出,I——低温回热器出口乏气经冷却压缩后作为循环工质流入低温回热器,J——冷空气入口,K——一次风,L——二次风。

具体实施方式

[0025] 参见图1(a),超临界二氧化碳循环流化床燃煤锅炉包括超临界二氧化碳气箱1、储气站2、炉内贴壁膜式超临界二氧化碳冷壁3、屏式加热器4、屏式高温再热器5、高温绝热旋风分离器6、灰分控制阀7、外置上级省煤器8、尾部烟道内沿烟气流动方向依次布置的低温再热器9、下级省煤器10和空气预热器11。储气站2、超临界二氧化碳冷壁3、炉内屏式加热器4均与超临界二氧化碳气箱1联通。其中,储气站2与超临界二氧化碳气箱1双向联通,工质在储气站2和超临界二氧化碳气箱1间的流向取决于锅炉的运行负荷,当负荷上升时,工质由储气站2流向超临界二氧化碳气箱1,当负荷下降时,超临界二氧化碳气箱1内部分工质流入储气站2。冷壁3出口与超临界二氧化碳气箱1入口相连,屏式加热器4入口与超临界二氧化碳气箱1出口相连,冷壁3出口加热工质经由气箱流入屏式加热器4内进一步加热。低温再热器9出口与屏式高温再热器5入口相连,下级省煤器10出口与外置上级省煤器8入口相连。

[0026] 空气预热器11出口与炉膛底部布风板及密相区上部相连;超临界二氧化碳冷壁3、屏式加热器4和屏式再热器5设置在炉膛内,分离器6、灰分控制阀7和外置上级省煤器8沿炉膛出口灰分流动方向依次设置。屏式加热器4出口和低温再热器9入口分别与高压透平12相连,屏式高温再热器5出口与低压透平13相连。由此,以高压透平12为分隔点,可将工质在锅炉内流动受热的途径分为第一加热工段和第二加热工段。第一加热工段包括沿工质流动方向依次相连的(下级省煤器10、外置上级省煤器8)超临界二氧化碳冷壁3、超临界二氧化碳气箱1和屏式加热器4,第二加热工段包括沿工质流动方向依次相连的低温再热器9和屏式高温再热器5。

[0027] 炉膛内受热面仅布置冷壁3、屏式加热器4和屏式再热器5,冷壁3沿炉膛四壁贴壁布置,屏式加热器4和屏式再热器5分别于炉膛前后墙错开布置。如图1(d)所示,屏式加热器4由并联的第一屏式加热器4-a和第二屏式加热器4-b组成,第一屏式加热器4-a和第二屏式加热器4-b尺寸、结构一致。

[0028] 外置上级省煤器8设置在高温绝热旋风分离器6出口与炉膛之间的回料器段;高温绝热旋风分离器6包括根据屏式高温再热器5对称设置的第一高温绝热旋风分离器6-a和第二高温绝热旋风分离器6-b,第一高温绝热旋风分离器6-a下部设置有外置受热面,所述第二高温绝热旋风分离器6-b下部未布置受热面。

[0029] 如图1(b)和图1(c)所示,下级省煤器10包括从上到下依次设置的多排横向排列的排管组,每个排管组包括平行设置的多列排管,每列排管包括4个竖向排列的排管,从上到下第奇数排排管组中排管列数分别相同,第偶数排排管组中排管列数分别相同,且第奇数排排管组中排管列数比第偶数排排管组中排管列数多一列,相邻排管组间的排管错列布置。单根管子外径 d 为42mm,管束之间横向间距 S_1 为75.6mm, S_2 纵向间距为84mm。

[0030] 如图2所示,炉膛宽 $D_1=11.9\text{m}$,密相区底部宽 $D_2=7.1\text{m}$ 。前墙冷壁3垂直方向高度 L_1 为 39.6m 、后墙高度 L_1+L_2 为 42.4m 。第一屏式加热器4-a和第二屏式加热器4-b在炉膛内高均为 $H_2=9.8\text{m}$,长均为 $H_1=4\text{m}$,且第一屏式加热器4-a和第二屏式加热器4-b屏片数均为13。屏式高温再热器5在炉膛内炉膛宽度方向的长为 $H_4=4\text{m}$,在炉膛高度方向的高为 $H_3=5.5\text{m}$,且屏式高温再热器5屏片数为49。尾部烟道宽 $D_3=7.8\text{m}$,低温再热器9单排管长(在尾部烟道宽度方向的管长) $H_7=5.9\text{m}$ 、受热面高(沿尾部烟道延伸方向的高) $H_8=6.6\text{m}$,空气预热器11受热面高(沿尾部烟道延伸方向的受热面高) $H_{10}=13.5\text{m}$,下级省煤器10受热面高(沿尾部烟道延伸方向的受热面高) $H_9=8.5\text{m}$,外置上级省煤器8和下级省煤器10管内工质流速相等,外置上级省煤器8受热面宽 $H_5=9.36\text{m}$,高 $H_6=5.1\text{m}$ 。

[0031] 超临界二氧化碳循环流化床锅炉工质在布雷顿循环发电系统的循环过程如图3所示。循环工质(超临界二氧化碳)首先在低温回热器16内吸收来自低压透平13乏气的热量,然后分流部分工质进入下级省煤器10,剩余工质在高温回热器15内继续吸收低压透平13乏气热。分流工质在下级省煤器10内吸收部分尾部烟气热量后,流入外置上级省煤器8。灰分控制阀7控制第一高温绝热旋风分离器6-a进入外置上级省煤器8的高温灰量,高温灰进一步加热分流工质使其温度达到剩余工质离开高温回热器15的温度,约 525°C 。来自高温回热器15和外置上级省煤器8的两股工质混合后,在炉膛密相区底部一同进入炉膛贴壁布置的冷壁3。接着,工质由冷壁3流入超临界二氧化碳气箱1,此时若锅炉升负荷,储气站2内部分工质也流入超临界二氧化碳气箱1。在气箱1内混合均匀后,工质流入进入屏式加热器4,屏式加热器4将工质加热至 600°C 后,工质被输送到高压透平12内做功。

[0032] 工质自高压透平12排出后,温度约为 545°C ,进行一次再热,这一再热过程包括,循环工质先在低温再热器9吸收尾部烟气热量,然后进入屏式高温再热器5吸热。当工质在屏式再热器5内加热到与屏式加热器4出口温度一致时,工质被输送到低压透平13内做功,趋动发电机14发电。

[0033] 低压透平13出口乏气依次流经高温回热器15和低温回热器16,作为回热器管内工质的热源放出热量,可减少锅炉燃煤热量供给,增大发电系统效率。然后乏气流出低温回热器经过冷却再压缩得到循环工质,再次流入低温回热器16,参与下一次循环,重复上述工质循环过程。

[0034] 进入炉膛的热空气,在尾部烟道末级受热面空气预热器内由常温下 20°C 吸热升温至 350°C 左右,然后分别以一次风形式从炉膛底部布风板和二次风形式从密相区上部流入炉膛内,使炉膛内燃料高效稳定的燃烧。燃烧产生的高温烟气先给炉膛内冷壁3、屏式加热器4、屏式再热器5传递热量,然后流向尾部烟道依次给低温再热器9、下级省煤器10及空气预热器11输送热。烟气自空气预热器11流出后,温度得到显著降低,排烟损耗小。

[0035] 本发明的超临界二氧化碳循环流化床燃煤锅炉效率大于 93% 。

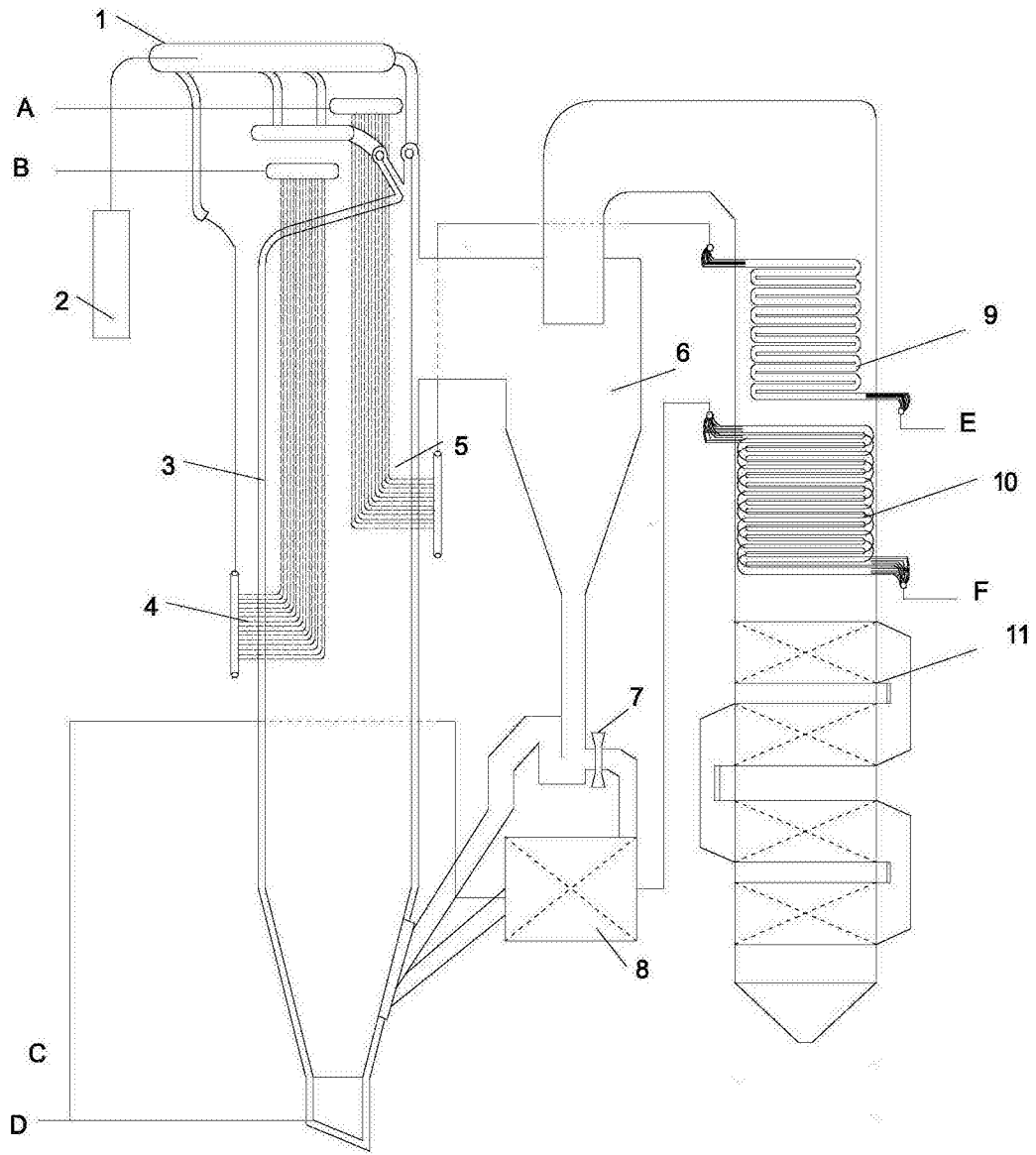


图1(a)

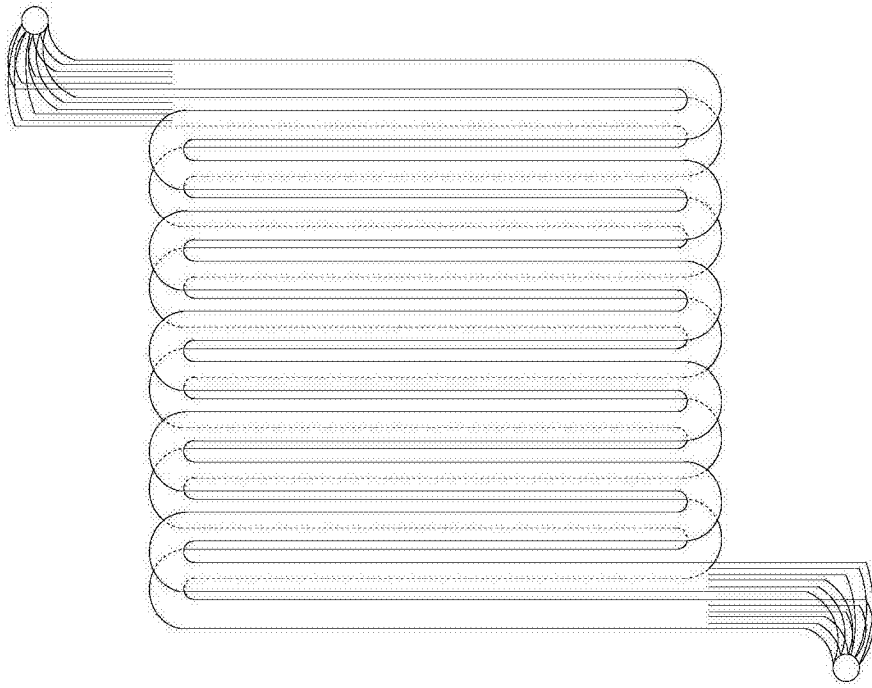


图1 (b)

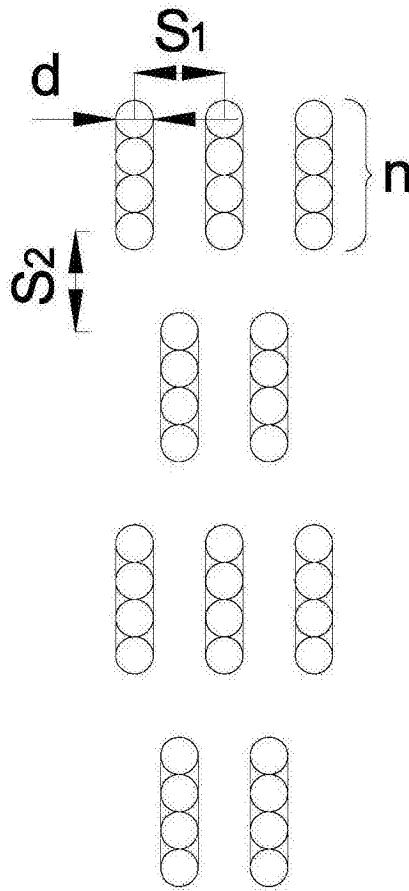


图1 (c)

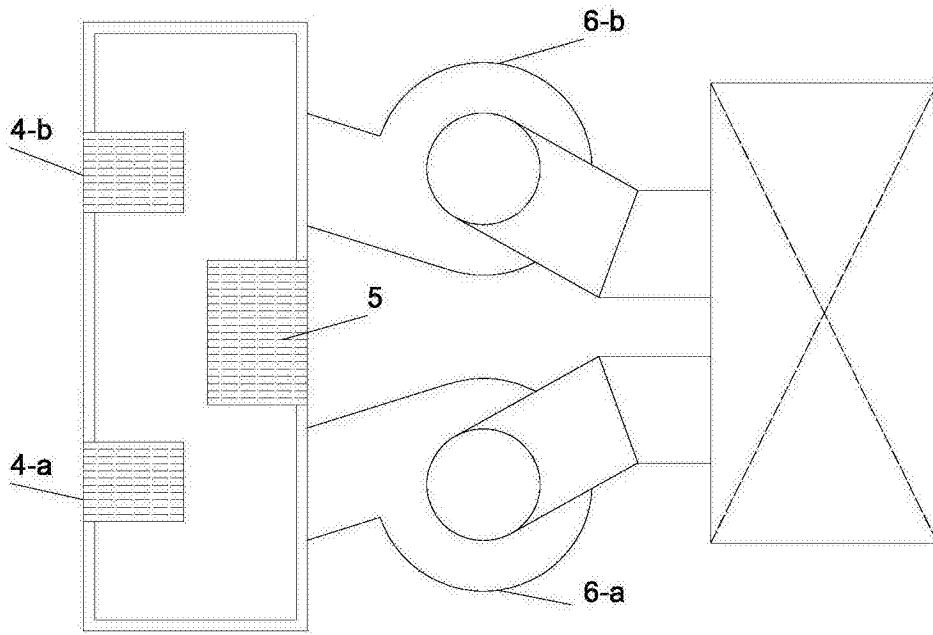


图1 (d)

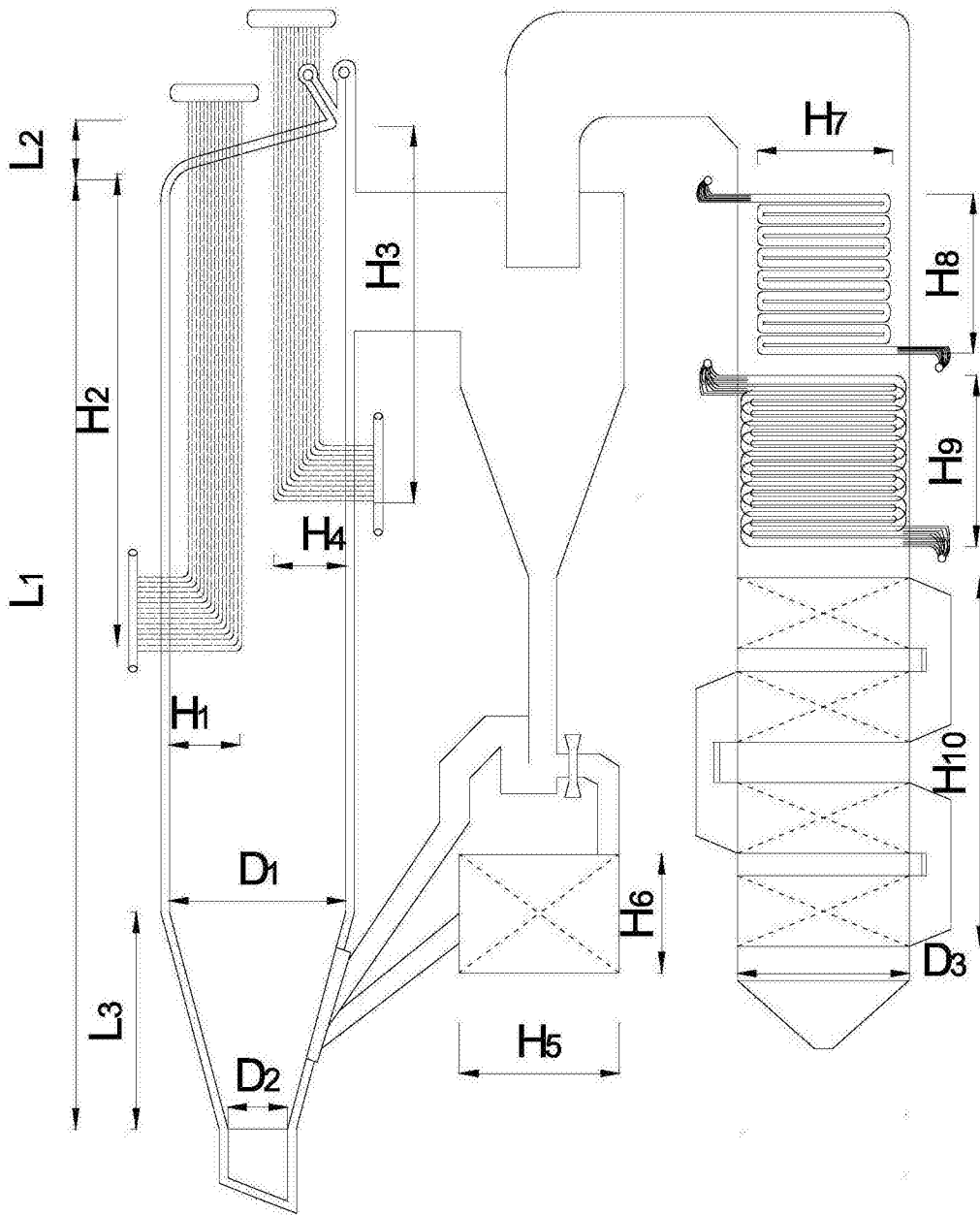


图2

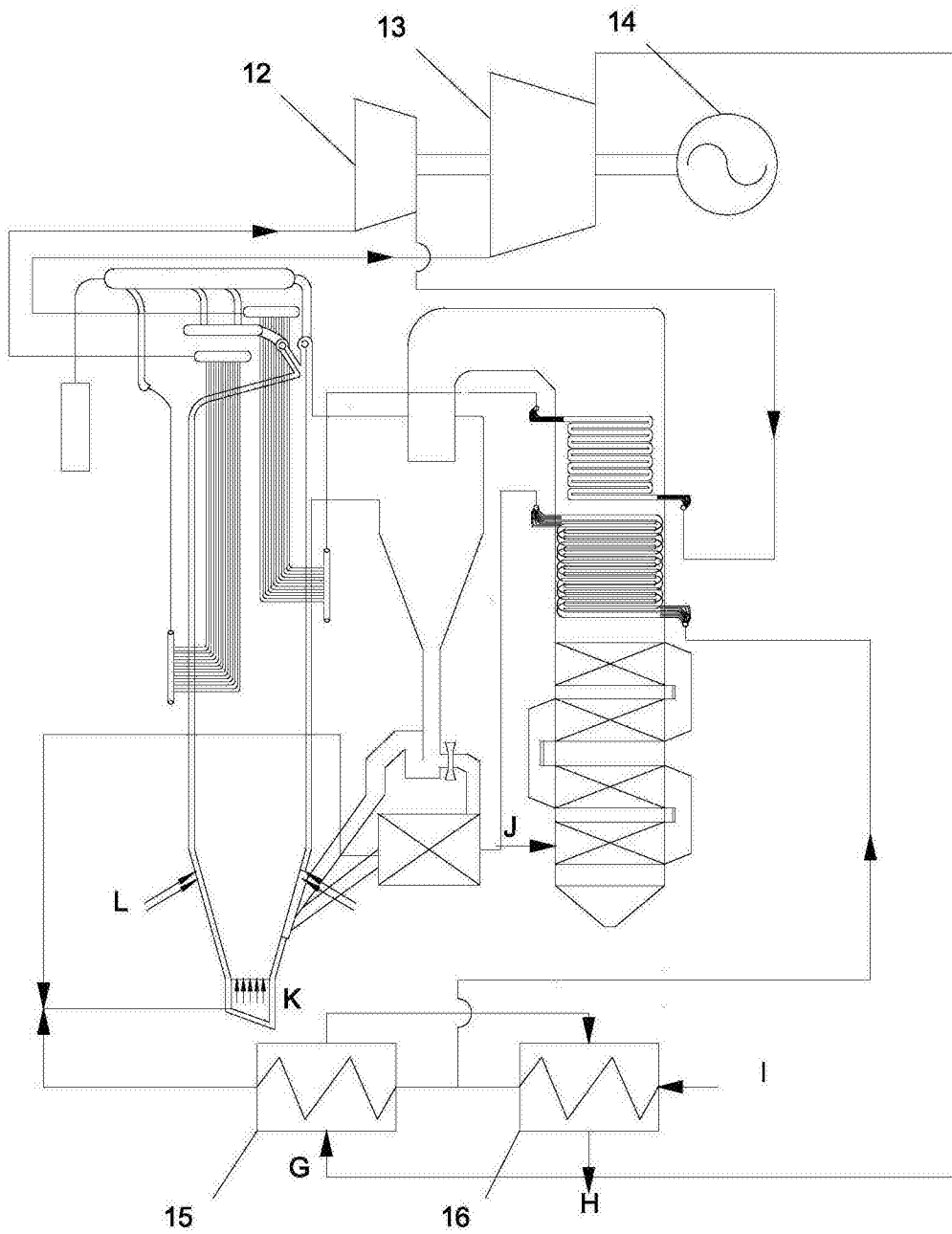


图3