



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101240196 B

(45) 授权公告日 2011. 08. 17

(21) 申请号 200710063702. 4

CN 2740609 Y, 2005. 11. 16,

(22) 申请日 2007. 02. 07

CN 1727750 A, 2006. 02. 01,

(73) 专利权人 中国科学院工程热物理研究所  
地址 100080 北京市海淀区北四环西路 11 号

审查员 杨水晶

(72) 发明人 肖云汉 徐祥 王岳

(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 周国城

(51) Int. Cl.

C10J 3/48(2006. 01)

(56) 对比文件

CN 1754945 A, 2006. 04. 05,

DD 294726 B5, 1996. 10. 02,

JP 57117587 A, 1982. 07. 22,

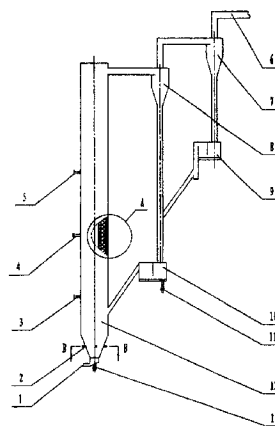
权利要求书 2 页 说明书 4 页 附图 2 页

(54) 发明名称

粉煤加压密相输运床气化方法及装置

(57) 摘要

本发明粉煤加压密相输运床气化方法及装置,涉及气化技术,粉煤和脱硫剂由给料器从气化炉中、下部进入气化炉,和气化剂发生气化反应。采用炉内脱硫工艺。反应物料从气化炉底部向上流动,从顶部出口进入多级气固分离器,在气固分离器中,大部分固体被分离下来经高通量返料器进入气化炉下部继续循环参与反应;含有少量固体的气体产物进入煤气冷却器,回收气体显热并产生水蒸汽。气化剂进入方式采用底部一次风和旋流二次风方式,另外,该反应装置同时用于燃烧。本发明气化炉内的高循环倍率、高固体浓度和高气固混合,提高气化炉的气化强度和气化反应速率,获得较高的气化效率和碳转化率。



1. 一种粉煤加压密相输运床气化装置,包括气化炉、气固分离装置,以管道按常规连接,用于制合成气或者燃料气,其特征在于,气化炉底部设有进风口进入一次风,气化剂为压缩空气、富氧空气或纯氧与过热蒸汽的混合气;在气化炉下部某一截面的侧圆周上,均布设置4~24个对置旋流气化剂入口,气化剂经气化剂入口喷入气化炉内形成一直径小于炉体内径的切圆;炉体、气固分离装置、料腿、返料装置的壳体结构由内向外顺序为耐火耐磨层、保温层和耐压层;返料装置为U型阀返料装置,其右侧为松动侧,包括料腿、松动区、松动风布风板和松动风室;左侧为流化侧,包括颗粒出口、流化区、流化风布风板和流化风室;二者中间由隔板隔开,但流化区和松动区底部连通;料腿与气固分离装置相通连,颗粒出口与气化炉混合段相通连,松动风室、流化风室分别与风源相通连;返料装置的下部为锥面结构,其锥角 $\alpha$ 角比颗粒的堆积角度大 $10\sim 30^\circ$ ;

所述气固分离装置,至少有一级气固分离装置。

2. 如权利要求1所述的气化装置,其特征在于,所述用于制合成气或者燃料气,其所用气化原料是指煤或石油焦;气化原料中还加有脱硫剂。

3. 如权利要求2所述的气化装置,其特征在于,所述脱硫剂,包括成分为 $\text{CaCO}_3$ 或 $\text{MgCO}_3$ 的各种天然或人工合成化合物;脱硫剂加入量使得Ca/S比在 $0.2\sim 5$ 之间。

4. 如权利要求1所述的气化装置,其特征在于,所述气化剂加入方式包括底部的一次风和侧向的二次风,此外,在气化炉的上部预留备用的气化剂加入点。

5. 如权利要求1所述的气化装置,其特征在于,在炉体中部偏下设有一个备用的加煤点。

6. 如权利要求1所述的气化装置,其特征在于,气化炉还用于煤或其它固体燃料燃烧。

7. 一种如权利要求1所述的气化装置的气化方法,其特征在于,气化炉操作温度在 $800\sim 1600^\circ\text{C}$ 之间,气化炉操作压力大于 $1\text{atm}$ ,气化原料和 气化剂在气化炉内自下而上地运动,由顶部侧口排至气固分离装置,分离装置分离的固体经料腿、返料装置返回炉体内腔混合段继续循环参与反应;同时,含有固体的气体产品从分离装置顶部的气化炉出口引出,进入后续的冷却、热回收和净化工段处理,直至满足化工合成或者燃气透平燃烧的要求。

8. 如权利要求7所述的气化方法,其特征在于,当为多级气固分离装置时,含有固体的气体产品由前一级分离装置顶部口排至下一级分离装置,下一级分离装置分离的固体经料腿、返料装置送入前一级返料装置,与前一级返料装置中的固体一同返回气化炉底部,进入炉体内腔混合段继续循环参与反应;同时,含有固体颗粒的气体产品从最末级分离装置顶部的出口引出,进入后续的冷却、热回收和净化工段处理,直至满足化工合成或者燃气透平燃烧的要求。

9. 如权利要求7所述的气化方法,其特征在于,还包括气化产生的灰渣通过气化炉底部或者返料装置底部排出,经过卸压降温后进入灰渣煅烧装置,将灰渣中的残碳及固硫产物煅烧生成灰渣和稳定的固硫产物。

10. 如权利要求7所述的气化方法,其特征在于,所述气化原料,其加入方式是螺旋输送或是气力输送。

11. 如权利要求7所述的气化方法,其特征在于,气化炉固体循环倍率大于20,此处固体循环倍率是指从返料装置循环回气化炉的固体质量和气化固体原料进入气化炉的质量之比。

12. 如权利要求 7 所述的气化方法,其特征在于,所述气固分离装置采用旋风分离器或者气固分离器。

## 粉煤加压密相运输床气化方法及装置

### 技术领域

[0001] 本发明涉及气化技术领域,是一种用于煤(或者石油焦、液体燃料、气体燃料)气化制合成气或燃料气的粉煤加压密相运输床气化方法及装置。

### 背景技术

[0002] 气化技术是将固体原料(如煤炭、石油焦等)转化为气体原料的手段。气化技术源于化工行业,用于将煤炭或者石油焦等转化为合成原料气,主要包括一氧化碳和氢气,用于化工合成。近几十年来,气化技术逐渐应用于煤气化燃气蒸汽联合循环发电(IGCC)领域。

[0003] 现有煤气化技术主要包括固定床气化技术、流化床气化技术和喷流床气化技术。固定床气化技术采用气固逆流接触,煤从气化炉顶部加入,气化剂从炉底进入,产生的气体产品从炉顶引出,固体灰渣从炉底排出。流化床气化技术采用气固混流接触,煤从气化炉下部加入,气化剂由气化炉底部和下部加入,在炉膛下部发生强烈的混合后从炉顶引出,进入气固分离器。气化产生的灰渣从炉底放渣管排出。喷流床气化技术采用气固顺流接触方式,气化剂和气化原料同时进入炉内发生反应,产生的气体产物和灰渣同时引出气化炉。

[0004] 现有气化技术中,固定床气化技术历史悠久,技术成熟,但由于需用弱粘结性块煤或型煤为原料,原料适应性差;为防止结渣,操作温度较低,水蒸汽用量大;副产焦油和酚等物质,净化处理流程长、投资高,因此新建气化项目已很少采用。流化床气化炉煤种适应性广、造价低、环保性好、水处理系统简单、蒸汽用量少、可炉内脱硫,但碳转化率较低。喷流床气化技术气化效率高,是目前较为先进的气化技术,但氧耗高、投资大,同时气化高硫、高灰和高灰熔点的煤种时效率和经济性都大幅下降。

### 发明内容

[0005] 本发明的目的是为了克服现有气化技术在气化高硫、高灰和高灰熔点煤种的技术、经济方面的不足,以及气化炉变负荷性能的不足,提供一种粉煤加压密相运输床气化装置,该装置可以有效地气化高硫、高灰和高灰熔点的煤种,同时实现气化炉负荷的有效调节。

[0006] 为达到上述目的,本发明的技术解决方案是提供一种粉煤加压密相运输床气化装置,用于制合成气或者燃料气;炉体、气固分离装置、料腿、返料装置的壳体结构由内向外顺序为耐火耐磨层、保温层和耐压层。

[0007] 所述的气化装置,其所述用于制合成气或者燃料气,所用气化原料是指煤、石油焦、液体燃料或者气体燃料气化制合成气或燃料气,并加有脱硫剂。

[0008] 所述的气化装置,其所述脱硫剂,包括主要成分为  $\text{CaCO}_3/\text{MgCO}_3$  的各种天然或人工合成化合物;脱硫剂加入量使得  $\text{Ca}/\text{S}$  比在  $0.2 \sim 5$  之间。所述的气化装置,其所述气化剂,包括空气、富氧空气、纯氧或水蒸汽。气化剂加入方式包括底部的一次风和侧向的二次风,此外,在气化炉的上部预留备用的气化剂加入点。

[0009] 所述的气化装置,其所述气固分离器,至少有一级气固分离装置。

[0010] 所述的气化装置,其在炉体中部偏下设有一个备用的加煤点。

[0011] 所述的气化装置,其还可用于煤或其它固体燃料燃烧。

[0012] 所属的气化装置,其所属的返料装置为经过特殊设计的可控非机械阀,其右侧为松动侧,包括料腿、松动区、松动风布风板和松动风室;左侧为流化侧,包括颗粒出口、流化区、流化风布风板和流化风室;二者中间由隔板隔开,但流化区和松动区底部连通;料腿与气固分离装置相通连,颗粒出口与气化炉混合段相通连,松动风室、流化风室分别与风源相通连;返料器装置的下部为锥面结构,可以保证较高的固体返料量并能克服较大的工作压差。

[0013] 所述的气化装置,其所述锥面结构,其锥角  $\alpha$  角比颗粒的堆积角度大  $10 \sim 30^\circ$ 。

[0014] 所述的气化装置,其所述对置旋流气化剂入口,为  $4 \sim 24$  个。

[0015] 一种所述的气化装置的使用方法,其气化炉操作温度在  $800 \sim 1600^\circ\text{C}$  之间,气化炉操作压力大于  $1\text{atm}$ ,气化原料和气化剂在气化炉内自下而上地运动,由顶部侧口排至气固分离装置,分离装置分离的固体经料腿、返料装置返回炉体内腔混合段继续循环参与反应;同时,含有固体的气体产品从分离装置顶部的气化炉出口引出,进入后续的冷却、热回收和净化工段处理,直至满足化工合成或者燃气透平燃烧的要求。

[0016] 所述的气化方法,其当为多级分离装置时,含有固体的气体产品由前一级分离装置顶部口排至下一级分离装置,下一级分离装置分离的固体经料腿、返料装置送入前一级返料装置,与前一级返料装置中的固体一同返回炉体内腔混合段继续循环参与反应;同时,含有固体的气体产品从最末级分离装置顶部的气化炉出口引出,进入后续的冷却、热回收和净化工段处理,直至满足化工合成或者燃气透平燃烧的要求。

[0017] 所述的气化方法,下一级分离装置分离的固体颗粒还可直接通过特殊设计的返料器进入气化炉底部。

[0018] 所述的气化方法,其还包括气化产生的灰渣通过气化炉底部或者返料装置底部排出,经过卸压降温后进入灰渣煅烧装置,将灰渣中的残碳及固硫产物煅烧生成灰渣和稳定的固硫产物。

[0019] 所述的气化方法,其所述气化原料加入方式是螺旋输送或是气力输送。

[0020] 所述的气化方法,其所述气化炉固体循环倍率大于  $20$ ,此处固体循环倍率是指从返料装置循环回气化炉的固体质量和气化固体原料进入气化炉的质量之比。

[0021] 所述的气化方法,其所述气固分离装置采用经过特殊设计的高效分离装置,如旋风分离器或其它气固分离器。

[0022] 所述的气化方法,其所述气化炉的较优操作温度在  $900 \sim 1100^\circ\text{C}$  之间;

[0023] 本发明的气化炉内采用高操作气速和高效的气固分离装置,获得高固体循环倍率(数倍于常规循环流化床),通过高操作气速和高循环倍率实现气化炉内的高固体浓度和高气固混合,提高气化反应的速率,获得较高的气化效率。同时,由于高循环倍率,保证了固体颗粒在气化炉内多次循环,实现较高的碳转化率。

[0024] 本发明对比于现有气化技术的改进和优势为:

[0025] 1. 可以高效并经济地气化高硫、高灰和高灰熔点的煤种。

[0026] 2. 可以炉内脱硫,简化后续工艺,降低整体投资。

[0027] 3. 负荷调节能力好。

- [0028] 4. 可用空气或者富氧或者纯氧进行气化,适用于不同的场合。  
[0029] 5. 采用和灰渣煅烧工艺相结合,有效的提高了整体碳利用率。

### 附图说明

[0030] 图 1 是本发明粉煤加压密相输运床气化装置结构示意图,其中:

[0031] 图 1(a) 为炉体结构图;图 1(b) 为图 1 中 B-B 的剖面图;图 1(c) 为图 1 中 A 的放大结构图;

[0032] 图 2 是本发明返料器的可控式非机械阀结构示意图。

### 具体实施方式

[0033] 结合图 1(a)、图 1(b)、图 1(c)、图 2,其中一种实施例如下:

[0034] 本发明的粉煤加压密相输运床气化装置,是一种煤气化制合成原料气或者燃料气的装置,气化炉布风采用底部一次进气加二次侧向旋流进气方式;该装置同样可用于煤或其它固体燃料燃烧。

[0035] 本发明的粉煤加压密相输运床气化方法中,粉煤和气化剂(空气/富氧/纯氧+水蒸汽)在气化炉内自下而上地运动。

[0036] 由原料制备来的气化原料(包括煤和脱硫剂)通过输送装置由加料口 3 进入气化炉下部,气化原料加入方式可以是螺旋输送也可以是气力输送。气化剂(包括空气/富氧空气/纯氧和一定量的水蒸汽)通过气化剂入口 1 和 2 进入,气化剂进入气化炉的方式如下:一部分气化剂通过底部的一次风进口 1 进入,另一部分通过采用四个对置旋流进气口布置在气化炉下部锥面某一截面上(见图 1(b)),气化剂喷入气化炉内形成一直径小于炉体内径的切圆,在气化炉底部实现气固高效掺混,加上由第一级返料器 10 送回的循环回炉的固体,气化炉底部区域是一个气化原料、气化剂和循环固体强烈掺混及相互反应和作用的一个区域,称为混合段 12。气化剂从气化炉底部以旋流进气的方式进入。

[0037] 脱硫剂(如  $\text{CaCO}_3$ ) 以获得炉内脱硫的效果;脱硫剂包括主要成分为  $\text{CaCO}_3/\text{MgCO}_3$  的各种天然或人工合成化合物;脱硫剂加入量使得 Ca/S 比在 0.2 ~ 5 之间。

[0038] 混合段 12 以上,气固两相逐渐趋于平推流形式往上运动,同时伴随着传热传质过程,混合段 12 向上至气化炉顶部这段区域成为输运段,也成为充分发展段。

[0039] 气化炉操作温度在 800 ~ 1600℃ 之间,较优操作温度条件在 900 ~ 1100℃ 之间;气化炉操作压力大于 1atm。

[0040] 在炉体中部偏下设有一个备用的加煤点 4,备用加煤点 4 有两个作用:一方面将加入气化炉的煤分作两部分加入,另一方面可以将全部的煤都从备用加煤点 4 加入。由于加煤位置不同会使得气化产生的气体产品不同,因此,两个加煤点的共同作用可以适应不同的需要。

[0041] 在炉体上部设有一个备用的气化剂入口 5,备用气化剂入口的作用在于保证沿炉体高度方向上具有比较均匀的温度,避免低温区域的产生。

[0042] 气化炉炉体结构采用耐磨、耐热、保温、耐压等措施,保证实现气化炉操作条件(温度、压力)得以维持,具体结构见图 1(c) 为炉体结构图。内腔反应区 14 以外是耐火耐磨层 15,再外是保温层 16,最外面是耐压层 17。同样,对于气固分离器 7、8、料腿 23(图 2

中)、返料装置等均采用相似的措施,最大程度地保证在气化操作压力下整个炉体热损失最小。

[0043] 气固分离装置级数大于等于一级,气固分离装置可以采用旋风分离器或者其它气固分离方式。

[0044] 本实施例中,气固两相从气化炉顶部引至第一级旋风分离器 8,其中分离大部分固体颗粒,气体从第一级旋风分离器 8 上部引至第二级旋风分离器 7,其中气体中大部分固体颗粒被分离下来,气体产品从出口 6 引出,进入后续的冷却、热回收和净化等工段,直至满足化工合成或者燃气透平燃烧的要求。

[0045] 第二级旋风分离器 7 分离下来的固体颗粒通过第二级返料器 9 返回至第一级旋风分离器 8 的料腿 23,再和第一级旋风分离器 8 分离的固体一起通过第一级返料器 10 返送至气化炉混合段 12 继续参与反应。其中两级返料器 9、10 均采用经特殊设计的 U 型阀返料装置,可实现较高的固体返料量并可在大压差下工作。

[0046] 可控式非机械阀的结构图见图 2。在图 2 中,气固分离装置分离得到的颗粒经过料腿 23 送至返料器 9、10。返料器 9、10 的右侧为松动侧,包括料腿 23、松动区 24、松动风布风板 25 和松动风室 26;返料器 9、10 的左侧为流化侧,包括颗粒出口 21、流化区 20、流化风布风板 19 和流化风室 18;二者中间由隔板 22 隔开,但流化区和松动区是底部连通的。返料器 9、10 的工作流程如下,料腿 23 中固体达到一定储存量时,由松动风室 26 送入松动风,使得料腿 23 和松动区的颗粒处于初始流化状态,松动风量是最小流化风量的 0.5~5 倍。在送入松动风的同时,通过流化风室 18 送入流化风,使得流化区的颗粒充分流化,进而颗粒通过出口 21 返回气化炉混合段 12。

[0047] 在本装置所用的可控式非机械阀工作在较大的压差条件下,返料器 9、10 需要把颗粒从低压区输送到高压区,克服返料的压差主要通过料腿 23 中存储的颗粒达到一定高度,形成料封,保证了返料的顺畅。

[0048] 返料器 9、10 的下部采用的锥面结构,这种结构避免了常规返料器中流化死区的出现。图 2 中, $\alpha$  角比颗粒的堆积角度大  $10 \sim 30^\circ$ 。

[0049] 气化炉出口物料中,分离出来的固体颗粒循环回气化炉底部继续参与反应;第二级气固分离装置分离的固体可以进入第一级分离装置的料腿或者直接返回气化炉。

[0050] 气化炉固体循环倍率大于 20,此处固体循环倍率是指从返料装置循环回气化炉的固体质量和气化固体原料进入气化炉的质量之比。

[0051] 气化过程产生的灰渣通过三种方式排出:一部分极细的粉尘在气体出口 6 随着气体排出,在后续的净化过程中被捕集;其余部分可以在气化炉底部的排渣口 13 或者第一级返料器 10 的底部排渣口 11 排出。气化产生的灰渣通过气化炉底部或者返料装置底部排出,经过卸压降温后进入灰渣煅烧装置,将灰渣中的残碳及固硫产物煅烧生成灰渣和稳定的固硫产物。

[0052] 以上所述,仅是根据本发明技术方案提出的较佳实施例,并非对本发明作任何形式上的限制,凡是未脱离本发明技术方案内容,依据本发明的技术实质对以上实施例所作的简单修改、等同变化与修饰,均仍属于本发明的权利要求范围内。

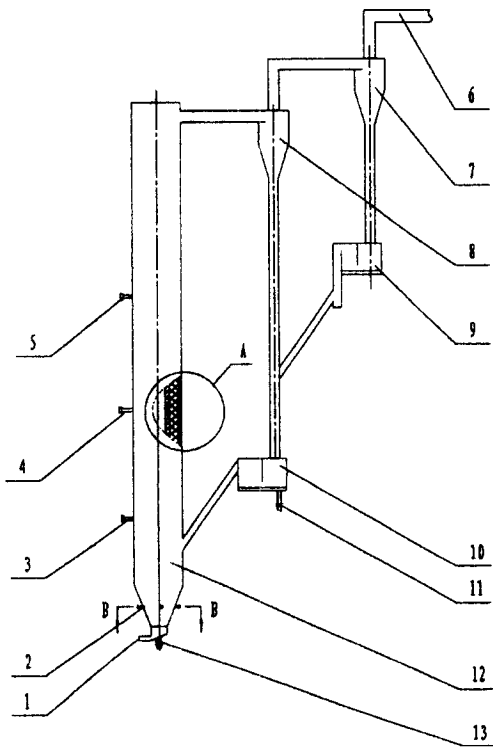


图 1(a)

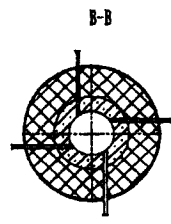


图 1(b)

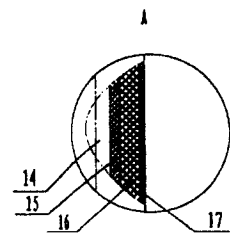


图 1(c)



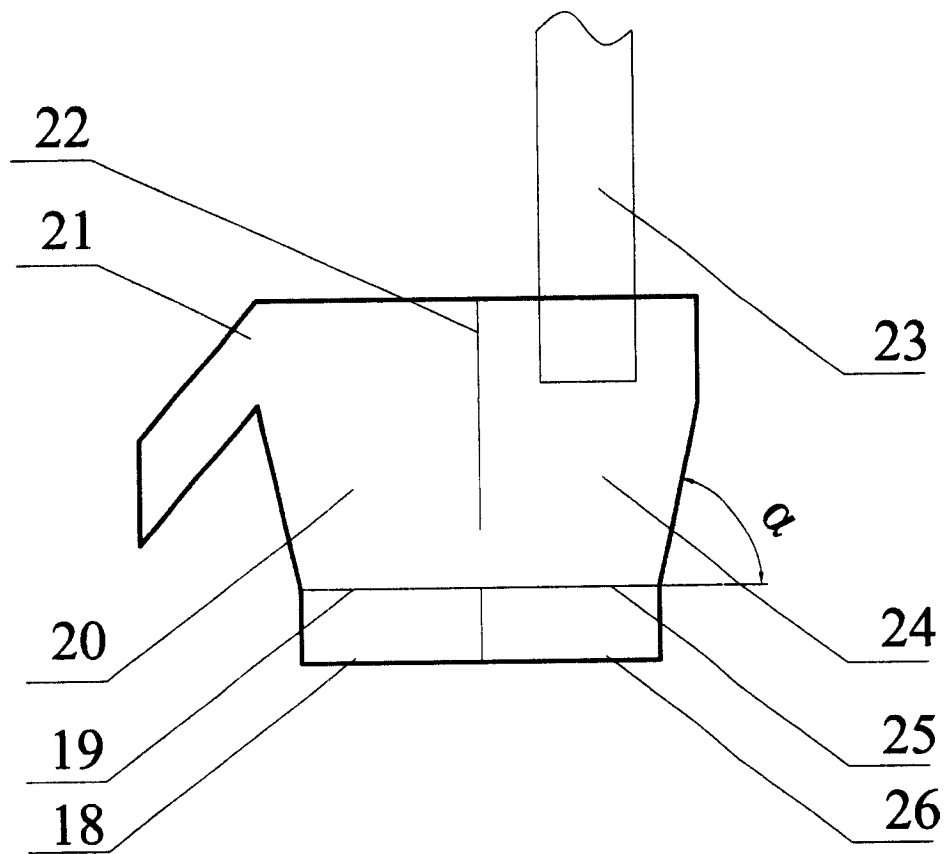


图 2