



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 102492476 A

(43) 申请公布日 2012.06.13

(21) 申请号 201110412592.4

(22) 申请日 2011.12.13

(71) 申请人 新煤化工技术(上海)有限公司
地址 200233 上海市徐汇区桂平路 333 号 7
号楼 6 楼

(72) 发明人 刘超 刘忠安

(74) 专利代理机构 上海富石律师事务所 31265
代理人 沈其梅

(51) Int. Cl.

C10J 3/46(2006.01)

C10J 3/84(2006.01)

C10J 3/54(2006.01)

C10J 3/72(2006.01)

权利要求书 1 页 说明书 3 页 附图 2 页

(54) 发明名称

一种煤气生产方法

(57) 摘要

本发明提供一种煤气生产方法,包括如下步骤:将原料焦炭和碱性氧化物活性剂充分研磨、搅拌,混合均匀;将研磨混合均匀的物料送到储仓干燥、预热;利用输送气将储仓加工好的物料输送到气化炉气化;将气化后的气体送入冷却器冷却;将冷却后的气体送入除尘器除尘;将除尘后的气体送入净化器净化。本发明方法可以降低合成气或者煤气的生产成本,循环利用热量和活性剂等,适用于规模化生产煤气。

1. 一种煤气生产方法,其特征在于,包括如下步骤:

- 1) 将原料焦炭和碱性氧化物活性剂充分研磨、搅拌,混合均匀;
- 2) 将研磨混合均匀的物料送到储仓干燥、预热;
- 3) 利用输送气将储仓加工好的物料输送到气化炉气化;
- 4) 将气化后的气体送入冷却器冷却;
- 5) 将冷却后的气体送入除尘器除尘;
- 6) 将除尘后的气体送入净化器净化。

2. 根据权利要求1所述的煤气生产方法,其特征在于,其中,所述步骤1)在磨机中完成,所述磨机在研磨装置下方安装有搅拌装置。

3. 根据权利要求1所述的煤气生产方法,其特征在于,所述气化炉的反应温度为 $1100^{\circ}\text{C} \sim 1400^{\circ}\text{C}$,操作压力为 $0.8 \sim 1.67\text{MPa}$ 之间。

4. 根据权利要求1所述的煤气生产方法,其特征在于,所述输送气为氧气和过热蒸汽。

5. 根据权利要求1所述的煤气生产方法,其特征在于,所述气化炉为流化床。

6. 根据权利要求1所述的煤气生产方法,其特征在于,所述除尘器安装有旋风分离装置。

7. 根据权利要求1-6任一权利要求所述的煤气生产方法,其特征在于,所述碱性氧化物为 Fe_2O_3 , CaO , MgO , K_2O 或 Na_2O 。

8. 根据权利要求1-6任一权利要求所述的煤气生产方法,其特征在于,所述原料和碱性氧化物活性剂被研磨至粒度为100-300目。

9. 根据权利要求1-6任一权利要求所述的煤气生产方法,其特征在于,将步骤4)冷却过程中所吸收的热量传输到储仓,对储仓内的物料进行干燥,预热。

10. 根据权利要求8或9所述的煤气生产方法,其特征在于,所述除尘器分离出的部分气体,即部分粗煤气作为循环物料送回气化炉中继续参与反应,以控制气化炉温度和压力。

11. 根据权利要求10所述的煤气生产方法,其特征在于,所述碱性氧化物为 Fe_2O_3 , CaO , MgO , K_2O 或 Na_2O 。

12. 根据权利要求2所述的煤气生产方法,其特征在于,所述除尘器分离出的飞灰从底部回收利用,作为回收的活性剂输送到磨机。

13. 根据权利要求12所述的煤气生产方法,其特征在于,将步骤4)冷却过程中所吸收的热量传输到储仓,对储仓内的物料进行干燥,预热。

14. 根据权利要求13所述的煤气生产方法,其特征在于,所述气化炉的反应温度为 $1100^{\circ}\text{C} \sim 1400^{\circ}\text{C}$,操作压力为 $0.8 \sim 1.67\text{MPa}$ 之间。

15. 根据权利要求14所述的煤气生产方法,其特征在于,所述原料和碱性氧化物活性剂被研磨至粒度为100-300目。

16. 根据权利要求15所述的煤气生产方法,其特征在于,所述碱性氧化物为 Fe_2O_3 , CaO , MgO , K_2O 或 Na_2O 。

一种煤气生产方法

技术领域

[0001] 本发明涉及一种煤气生产方法。

背景技术

[0002] 随着传统化石能源(煤、石油、天然气)储量的日益减少,以及由于使用化石能源带来的环境污染问题,人类的生存发展受到很大的影响。重视对已有能源的合理利用,高效利用,可发展利用,深度挖掘具有价值化工能源,提高能源的转换效率,减少污染浪费,已成为下一步的发展目标。

[0003] 工业生产煤气大多用烟煤、无烟煤作为原料气化而成,但无烟煤产量不足,价格逐年上涨,经济效益大受影响。而焦炭在相同条件下与煤炭相比,反应活性较低。若直接采用焦炭来生产煤气,其转化效率较低,直接影响了经济效益。但其低廉的价格优势成为提高工业生产经济效益的另一条出路。

[0004] 经研究表明,Fe₂O₃, CaO, MgO, K₂O, Na₂O 等碱性氧化物,对焦炭的气化反应具有正催化作用,在焦炭中添加碱性氧化物作为活性剂,能够显著提高焦炭气化反应时的反应活性。

[0005] 因此,本领域需要开发出一种高效、低成本的生产煤气的方法。

[0006]

发明内容

[0007] 本发明的目的是给出一个高效、低成本的通过提高焦炭反应活性规模生产合成气或者煤气的方法。

[0008] 为了实现本发明的目的,采用如下的技术方案:

一种煤气生产方法,包括如下步骤:

- 1) 将原料和碱性氧化物活性剂充分研磨、搅拌,混合均匀;
- 2) 将研磨混合均匀的物料送到储仓干燥、预热;
- 3) 利用输送气将储仓加工好的物料输送到气化炉气化;
- 4) 将气化后的气体送入冷却器冷却;
- 5) 将冷却后的气体送入除尘器除尘;
- 6) 将除尘后的气体送入净化器净化。

[0009] 其中,优选的是,将冷却过程所吸收的热量用于对储仓内的物料进行干燥,预热。

[0010] 上述气化炉的反应温度为 1100℃~1400℃,操作压力为 0.8~1.67MPa 之间。

[0011] 上述碱性氧化物为 Fe₂O₃, CaO, MgO, K₂O 或 Na₂O。所述原料和碱性氧化物活性剂被研磨至粒度为 100-300 目,较佳的,所述原料和碱性氧化物活性剂被研磨至粒度为 120-150 目。

[0012] 其中,优选的是,除尘器分离出的气体,部分粗煤气作为循环物料送回气化炉中继续参与反应,以控制气化炉温度和压力。

[0013] 其中,优选的是,上述输送气为氧气和过热蒸汽。

[0014] 其中,优选的是上述气化炉为流化床。

[0015] 其中,优选的是,上述除尘器安装有旋风分离装置。

[0016] 其中,优选的是,步骤 1)在研磨机中完成,所述研磨机在研磨装置下方安装有搅拌装置。

[0017] 其中,优选的是,除尘器分离出的飞灰从底部回收利用,作为回收的活性剂输送到研磨机。

[0018] 其中,优选的是,将步骤 4)冷却过程中所吸收的热量传输到储仓,对储仓内的物料进行干燥,预热。

[0019] 本发明的优点:

第一,本发明选用的原料为焦炭(包括焦粉、焦丁)。一般原料煤的成本占煤气生产成本的 40% ~ 50%。由于本工艺方法采用的是焦炭,原料的购入价比块煤低 60% ~ 70%,价格低廉,所以使煤气的成本显著下降。

[0020] 第二,本发明将所用的原料焦炭经过研磨,将原料充分破碎至细小颗粒,增加了其比表面积。使得在气化炉内,原料与参与反应的气体能够充分接触,可以有效减少反应时间,提高气化效率。

[0021] 第三,本发明采用碱性氧化物(Fe_2O_3 , CaO , MgO 等)作为活性剂,在反应前与原料一起研磨,使得碱性氧化物与原料充分混合,并采用氧气、过热蒸汽作为输送气一并送入气化炉中。使得炉内原料均匀分布,碱金属的催化作用发挥到最佳,有助于降低反应温度,缩短反应时间,降低反应压力。

[0022] 第四,本发明利用初级冷却除尘后的部分粗煤气作为循环物料送回气化炉中。一则,作为循环物料参与反应,使得反应更加充分,调节炉内气体成分,提升煤气品质及转化效率;其次,作为冷却气,可配合输送气一起控制反应温度,保持在最佳反应温度的范围内。此外,冷却所吸收的热量,可以用于原料研磨、混合后的干燥和预热。

[0023] 第五,本发明中使用改进的研磨机用于提高焦炭的反应活性。首先,能够通过其中的上半部分的研磨系统,将焦炭(焦粉、焦丁)和活性剂研磨成细小颗粒,100 目 -300 目,并在下半部分搅拌系统的作用下进一步充分混合;其次,其能够回收利用飞灰中的活性剂,与原料一起研磨、混合,反复利用活性剂,降低活性剂的使用成本。

[0024]

附图说明

[0025] 图 1 为焦炭气化工艺流程框图。

[0026] 图 2 为焦炭气化装置示意简图。

[0027] 图 3 为研磨机结构示意图。

[0028] 1、焦炭;2、活性剂(碱性氧化物);3、输送气;4、研磨机;5、储仓;6、气化炉;7、冷却器;8、除尘器;9、除尘器分离出的气体,即部分粗煤气;10、炉渣;11、冷却过程中所吸收的热量;12 净化器;13、煤气;14、飞灰;

41、原料进料口;42、活性剂进料口;43、飞灰(活性剂)回收口;44、出料口。

具体实施方式

[0029] 气化所使用的气化炉大致可分为三类：固定床，流化床和气流床。固定床结构简单，操作减半，但原料在床中的停留时间较长，而且固定床中受热也不均匀，换热效果并不理想；流化床，在对气化炉进料时也十分方便，床中的反应环境也比较均匀，但对原料的性质要求比较严格，使用不同的原料时，操作起来就略显不便；气流床，原料在床中的停留时间短，反应快，炉内温度也比较均匀，运行温度较高，对设备有严格的要求。

[0030] 本方法采用流化床，通过调整焦炭属性，添加活性剂，改善炉内条件等，调整反应所需温度，降低了对设备要求的压力，提高焦炭的气化转化率，从而体现出焦炭生产合成气或者煤气的价格优势以及经济效益。

[0031] 如图 2 所示，本发明采用的气化系统包括研磨机 4、储仓 5、气化炉 6、冷却器 7、除尘器 8、净化器 12。

[0032] 研磨机 4 的结构如图 3 所示，主体外形类似通常使用的搅拌器，为一罐状，上半部分为研磨装置，下半部分为搅拌装置，研磨装置上部设有 3 个进口：原料（焦炭、焦粉、焦丁）进料口 41、活性剂进料口 42、飞灰（活性剂）回收口 43。搅拌装置底部设有出料口 44。

[0033] 储仓 5、气化炉 6、冷却器 7、除尘器 8、净化器 12 基本是通用装置。原料焦炭 1 从进料口 41 送入，活性剂 2（一般为 Fe_2O_3 、 CaO 、 MgO 等碱性氧化物）从进料口 42 送入，原料与活性剂在研磨机 4 中充分混合、研磨成细小颗粒（一般 90% 以上原料研磨到 100 目-300 目即可，优选 120-150 目），从出料口 44 排出送入储仓 5 进行干燥，预热，利用氧气和过热蒸汽作为输送气 3，将物料一并均匀送入气化炉 6 内，通过调整输送气供给量，循环物料供给量，将反应环境控制在一个合理的范围内，气化炉的操作压力一般在 0.8~1.67MPa 之间，最佳反应压力在 1.3MPa-1.5MPa 之间，气化炉的反应温度一般在 1100℃~1400℃之间，最佳反应温度在 1200℃~1300℃之间。气化后粗煤气成分中， CO_2 、 CO 、 H_2 约占总粗煤气成分的 4%、58% 和 24%（此处为体积百分比），其余为 O_2 、 CH_4 以及其他惰性气体等。

[0034] 气化炉 6 所产生的炉渣 10 从气化炉 6 底部排出，合成的气体从顶部排出进入冷却器 7，冷却过程中所吸收的热量 11 用于对储仓 5 内的物料进行干燥，预热，经过冷却器 7 的气体进入除尘器 8 中利用旋风分离装置，分离出的飞灰 14 从底部回收利用，作为回收的活性剂，经飞灰回收口 43 输送到研磨机 4 中，除尘器 8 分离出的气体，即部分粗煤气 9 作为循环物料，循环物料流量视反应情况通过电气控制阀进行调节，送回气化炉 6 中继续参与反应平衡，使气化炉的操作压力控制在 0.8~1.67MPa 之间，温度控制在 1100℃~1400℃之间，其余气体进入净化器 12 作进一步净化，最后产出煤气 13。本系统也可以用于生产其他合成气。

[0035] 在本发明提及的所有文献都在本申请中引用作为参考，就如同每一篇文献被单独引用作为参考那样。此外应理解，在阅读了本发明的上述讲授内容之后，本领域技术人员可以对本发明作各种改动或修改，这些等价形式同样落于本申请所附权利要求书所限定的范围。

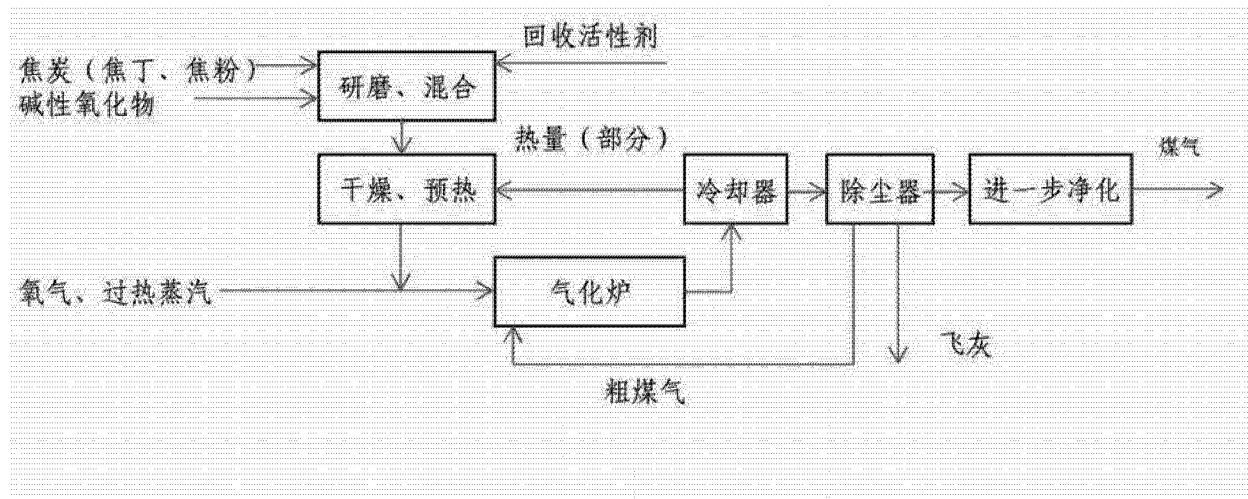


图 1

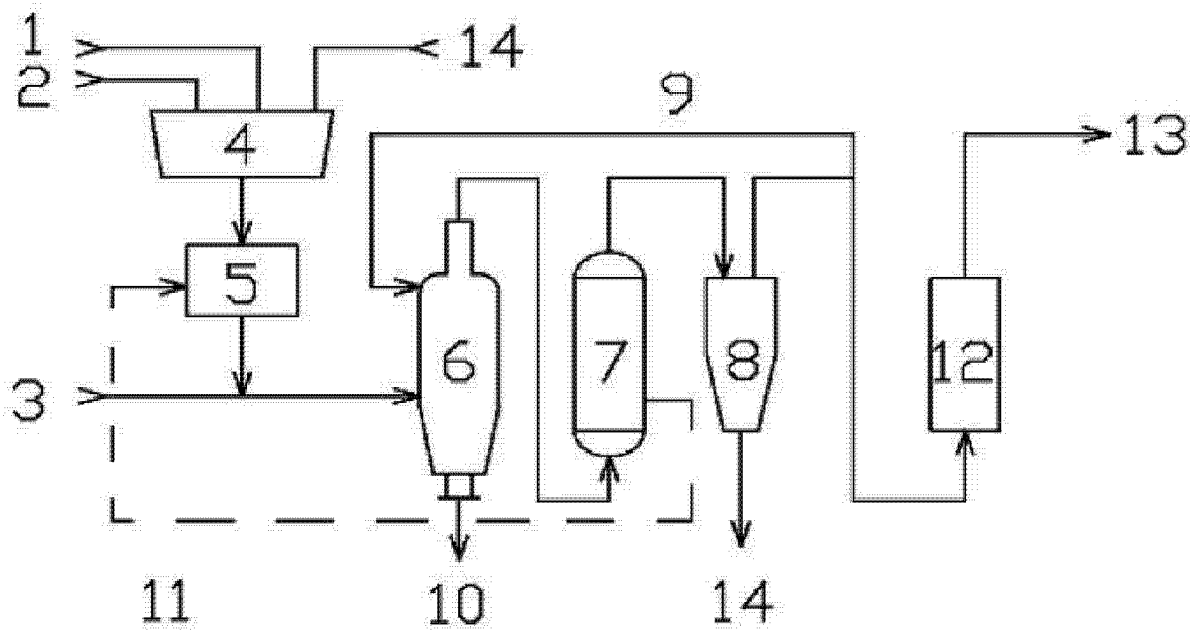


图 2

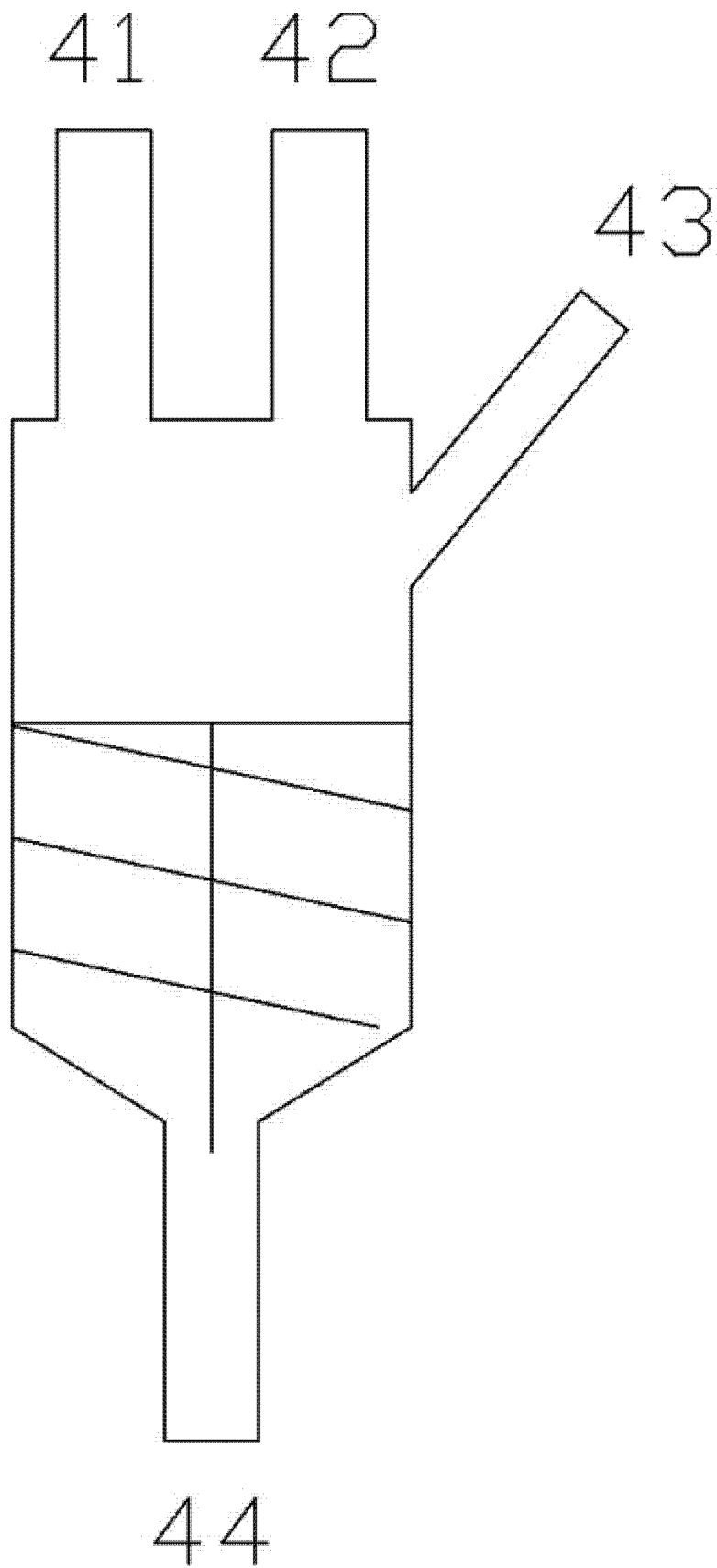


图 3