



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 105238447 B

(45)授权公告日 2017.07.11

(21)申请号 201510598202.5 C10J 3/66(2006.01)

(22)申请日 2015.09.18 C10J 3/64(2006.01)

(65)同一申请的已公布的文献号 C10J 3/84(2006.01)

申请公布号 CN 105238447 A C10G 1/06(2006.01)

(43)申请公布日 2016.01.13 C10G 1/08(2006.01)

(73)专利权人 李大鹏 审查员 谢聪

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 刘国海 王宁波

(74)专利代理机构 西安智大知识产权代理事务所 61215

代理人 刘国智

(51)Int.Cl.  
C10J 3/46(2006.01)  
C10J 3/48(2006.01)

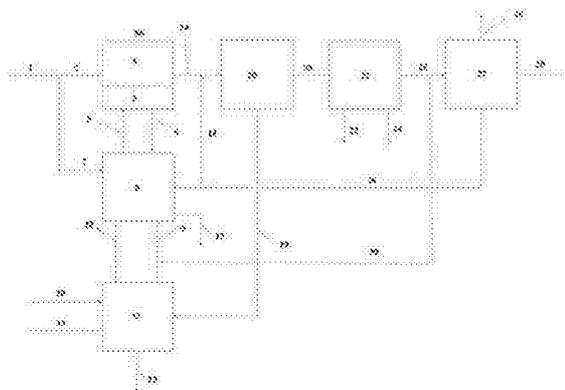
权利要求书3页 说明书12页 附图6页

(54)发明名称

一种煤制天然气与轻油的装置及方法

(57)摘要

一种煤制天然气与轻油的装置及方法,包含氧气-蒸汽气化炉、一级加氢气化炉、催化加氢气化-加氢热解一体化装置、气-固分离及煤气净化系统。一级加氢气化炉可将所有半焦捕集并增加加氢气化段半焦颗粒的停留时间;催化加氢气化通过延长合成气在低温区的停留时间使气相中甲烷的含量达到或接近平衡浓度。煤的加氢快速热解便于油品的生产。加氢快速热解段输出的热解气首先通过激冷循环气冷却降温,以此来抑制半焦催化作用下焦油聚合副反应的发生。含尘粗合成气将通过粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统实现合成气中固体颗粒的去除。经过除尘净化后的合成气再经过气-固分离单元进一步冷凝去除气相中的油品。气-液分离后的净化气体再进一步去除其中所含的酸性气体及CO<sub>2</sub>。净化合成气再通过甲烷分离工艺得到甲烷。



1. 一种煤制天然气与轻油的装置,其特征在於:包括与原料煤管道相连的由催化加氢气化段(3)及加氢快速热解段(4)所组成的催化加氢气化-加氢热解一体化装置(86)、氧气-蒸汽气化炉(12)、一级加氢气化炉(8)、粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统(20)、气-液、液-液分离单元(22)、气体净化系统(27);

催化加氢气化-加氢热解一体化装置(86)的半焦物流管道(6)与一级加氢气化炉(8)相连通,一级加氢气化炉(8)的合成气物流管道(5)与催化加氢气化-加氢热解一体化装置(86)相连通,催化加氢气化-加氢热解一体化装置(86)输出的热解气物流(14)经管道与粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统(20)相连通,粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统(20)的合成气物流(21)经管路与气-液及液-液分离单元(22)相连通,气-液及液-液分离单元(22)的出口分三路,分别为分离所得的水(23)、回收所得的油品(24)以及与气体净化系统(27)相连通的初级净化合成气物流(25),经气体净化系统(27)净化分离所得的CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>S混合物流(28)继续进入下游进行分离及深度处理,分离后的甲烷和其他气相烷烃作为产物(29)输出,分离后所得的CO和H<sub>2</sub>作为循环气返回一级加氢气化炉(8)和粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统(20);一级加氢气化炉(8)的大颗粒灰渣物流(17)经管道排出,半焦物流(18)经管道与氧气-蒸汽气化炉(12)相连通,氧气-蒸汽气化炉(12)顶部输出的合成气(9)经管道与一级加氢气化炉(8)相连通,初级净化合成气物流(25)还经循环气物流(39)与合成气(9)的管道相连通,氧气-蒸汽气化炉(12)的入炉物料分别为蒸汽物流(10)、氧气物流(11)及粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统(20)排出的半焦物流(19),氧气-蒸汽气化炉(12)的出口为熔渣(13)管道。

2. 根据权利要求1所述的煤制天然气与轻油的装置,其特征在於:所述的氧气-蒸汽气化炉(12)的气化段(30)采用向下倾斜式结构,半焦物流(19)、蒸汽物流(10)、氧气物流(11)通过切向注入气化段(30)混合产物切向进入气-渣分离罐(31),灰渣(34)进入气-渣分离罐(31)的底部,气-渣分离罐(31)捕集所得的灰渣颗粒(33)顺着内壁向下流动,激冷水(32)从气-熔渣分离罐(31)底部加入,加入的位置在气-熔渣混合物入口下方,离开分离罐(31)的合成气(9)进入一级加氢气化炉(8)。

3. 根据权利要求1所述的煤制天然气与轻油的装置,其特征在於:所述的氧气-蒸汽气化炉(12)的气化段(30)采用垂直朝下的方向,半焦物流(19)、蒸汽物流(10)、氧气物流(11)切向注入气化段(30),气相与灰渣并流向下进入连接段(35),在连接段(35)熔渣(34)向下逐渐流入管道底部排渣口,连接段(35)切向进入气-渣分离罐(31),气-渣分离罐(31)捕集所得的灰渣颗粒(33)顺着内壁向下流动,激冷水(32)从气-熔渣分离罐(31)底部加入,加入的位置在气-熔渣混合物入口下方,离开分离罐(31)的合成气(9)进入一级加氢气化炉(8)。

4. 根据权利要求1所述的煤制天然气与轻油的装置,其特征在於:所述的一级加氢气化炉(8)包括锥体结构(38),锥体结构(38)垂直方向的柱体(40)上端还设置有用于连接炉体(36)的斜切向的锥体(37),锥体结构(38)的下部与半焦物流管道(6)、原料煤管道(7)相连通,其外形为向内倾斜的偏心锥体,合成气(9)、循环气物流(39)由其底部一侧中心部位进入一级加氢气化炉(8),而大颗粒灰渣物流(17)、灰颗粒物流(16)则从另一侧锥体的最底部排出并可循环到加氢裂解段(4),在炉体(36)内位于锥体(37)的正上方设置有密相区(43),在密相区内沿炉体(36)圆周设置有若干个一级旋风分离器(44),在一级旋风分离器(44)上端还设有与一级旋风分离器(44)的出口管(46)相连通的多管旋风分离器(48),多管旋风分

分离器(48)分离的合成气物流经导流槽(49)与合成气物流输送管道(5)相连,在多管旋风分离器(48)的下端设置有料封管(58),多管旋风分离器(48)的旋风料腿(56)伸入料封管(58)中,料封管(58)的一个出口的半焦颗粒(57)作为循环颗粒进入床层,料封管(58)的一个出口的半焦颗粒(18)作为燃料加入到氧气-蒸汽气化炉(12)。

5. 根据权利要求4所述的煤制天然气与轻油的装置,其特征在于:所述的锥体结构(38)排出大颗粒灰渣物流(17)、半焦物流(18)的一侧还开设有流化气入口(62);锥体(37)的侧壁上开设有锥体流化气入口(82),料封管(58)上连接有流化气通入管道(83)。

6. 根据权利要求4所述的煤制天然气与轻油的装置,其特征在于:所述的一级旋风分离器(44)上部筒体(45)的直径为0.4-0.8m,产生的粗合成气由入口(55)切向进入一级旋风分离器(44),一级旋风分离器(44)捕集的固体颗粒(41)通过旋风分离器的料腿(42)返回床层,且料腿(42)出口的位置与锥体(37)内壁之间的距离为旋风料腿(42)直径的2-4倍。

7. 根据权利要求4所述的煤制天然气与轻油的装置,其特征在于:所述的多管旋风分离器(48)包括若干组小型旋风分离器单元(51),经一级旋风分离器气-固分离后含半焦细颗粒的粗合成气(47)通过旋风分离器顶部的出口管(46)进入多管旋风分离器(48)的气体入口缓冲仓(52),主要由半焦组成的细颗粒(53)被多管旋风捕集后收集在颗粒捕集仓(54)内,随后由旋风料腿(56)进入料封管(58)。

8. 根据权利要求1所述的煤制天然气与轻油的装置,其特征在于:所述的催化加氢气化-加氢热解一体化装置(86)的加氢热解段(4)内热解炉的提升管与原料煤(2)相连通,原料煤(2)通过输送气(1)进行输送,分为两个支路,一个支路进入催化加氢气化-加氢热解一体化装置(86)的加氢快速热解段(4),另一个支路进入一级加氢气化炉(8),加氢快速热解段(4)顶部输出的热解气与热解炉一级旋风分离器(67)入口相连,从热解炉一级旋风分离器(67)顶部离开旋风分离器后进入热解炉二级旋风分离器(59),热解炉二级旋风分离器(59)输出的气-固混合物流(14)经管道与粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统(20)相连通,热解炉二级旋风分离器(59)捕获的半焦物流进入料腿(60)后一部分由固体物流通道(61)循环返回催化加氢气化-加氢热解一体化装置(86),另一部分半焦物流经管道(6)与一级加氢气化炉(8)入口相连通,热解炉一级旋风分离器(67)分离出的含碳固体颗粒(63)经直立料腿(65)循环返回加氢快速热解段(4),同时,为了保证循环固体的循环倍率,在与加氢快速热解段(4)相连通的直立料腿(65)上还开设有与松动气(84)相连的入口;

催化加氢气化段(3)为流化床反应器,床内物料负载有气化催化活性组分的颗粒,合成气物流(5)与自加氢快速热解段返回的半焦物流(63)相混合,同时进行气相及气-固两相间的加氢甲烷化反应。

9. 根据权利要求1所述的煤制天然气与轻油的装置,其特征在于:所述的粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统(20)包括与热解气物流(14)、循环合成气(26)相连的由若干个单元旋风分离器(68)组成的返料旋风分离器(75);与粉尘导流槽(74)相连通的内置高效滤芯的气-固过滤罐(70);与过滤罐(70)底部出口导流管(69)相连接的料斗(80),返料旋风分离器(75)底部输出的合成气物流(21)经管路与气-固分离单元(22)相连通,返料旋风分离器(75)捕获的粉尘通过导流槽(74)进入由过滤罐(70)的壁面(72)与裙座(71)所围成的环隙区域(76)中,过滤罐(70)上端设置有滤芯(69)、下端为锥体(73),气相(77)向上流动进入滤芯(69)形成合成气物流(85)排出,半焦物流(78)沿导流管(79)进入进料斗(80),在进料斗

(80)内形成的半焦物流(19)沿管道进入氧气-蒸汽气化炉(12)。

10.一种如权利要求1-9中任意一项装置的煤制天然气与轻油的方法,其特征在于:由蒸汽物流(10)、氧气物流(11)组成气化剂与半焦物流(19)在氧气-蒸汽气化炉(12)内进行气化反应,所产生的灰渣(13)由氧气-蒸汽气化炉(12)底部排灰口排出,所产生的合成气(9)直接上行进入一级加氢气化炉(8),一级加氢气化炉(8)所产生的半焦物流(18)下行返回氧气-蒸汽气化炉(12)继续进行气化反应,大颗粒灰渣物流(17)由一级加氢气化炉(8)底部排出,原料煤(7)与循环气(26)及自氧气-蒸汽气化炉(12)而来的合成气(9)在一级加氢气化炉(8)内进行反应,一级加氢气化炉(8)所产生的含较高浓度甲烷的合成气通过合成气物流管道(5)上行进入催化加氢气化-加氢热解一体化装置(86),新鲜原料煤(2)进入催化加氢气化-加氢热解一体化装置(86)后,以自一级加氢气化炉(8)顶部输出的含较高浓度甲烷的合成气与裹挟的高温固体颗粒作为热源进行热解反应,热解半焦及惰性颗粒下行经半焦物流管道(6)进入一级加氢气化炉(8),催化加氢气化-加氢热解一体化装置(86)输出的热解气物流(14)经激冷循环气(15)冷却后再进入粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统(20)进行合成气的初步分离净化处理,粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统(20)捕集半焦物流(19)循环返回氧气-蒸汽气化炉(12),合成气物流(21)进入气-固分离单元(22),分离所得的液态产物分别为水(23)及焦油(24),气-液分离单元(22)输出的经除油、脱水处理的初级净化合成气物流(25)分为两个支路:循环气物流(39)作为激冷气循环返回与氧气-蒸汽气化炉(12)顶部输出的合成气(9)相混合,剩余的净化合成气则进入气体净化系统(27),气体净化系统(27)所产生的甲烷及其它气相烃类作为产品输出;CO和H<sub>2</sub>作为循环气返回一级加氢气化炉(8)和粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统(20),其中返回粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统(20)的循环气用于热解气物流(14)的激冷气;分离所得的CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>S混合物流(28)继续进入下游进行分离及深度处理。

## 一种煤制天然气与轻油的装置及方法

### 技术领域

[0001] 本发明涉及一种合成气化及快速热解一体化的装置及方法,特别涉及一种煤制天然气与轻油的装置及方法。

### 背景技术

[0002] 将加氢气化与氧气-蒸汽气化技术进行集成早已有之,类似的通过加氢热解与气化一体化工艺来生产油品、合成气、天然气的工艺也为大家所熟知。

[0003] 在煤制天然气领域,已有的技术文献中曾推荐采用两段气化炉作为原料气制取装置。其中具有代表性的就是被称为Bi-gas工艺的两段式加压气流床气化炉。该气化炉是1960~1970年之间由美国烟煤研究所开发的一项技术。(详见论文DOE/METC/SP-1DE858)。该工艺中,二段炉捕集的半焦颗粒返回一段炉与水蒸汽及氧气反应用于制取合成气。一段气化炉的操作温度约为3000°F (1648.89°C),并且采用熔渣排渣。一段炉产生的合成气将作为二段炉的热源。煤及水蒸汽加入二段炉后进行加氢气化以生产SNG。二段炉的操作温度约为1700°F (927°C)。粗合成气被冷却至800°F (427°C)后再进入旋风分离器中进行气-固两相的分离。随后,合成气经过净化、变换反应后再进行甲烷化用以生产SNG。一部分净化后的合成气还要循环返回气化炉。上述的两段式气化炉仍然有很多需要改进的地方。例如:气流床反应器中物料的混合效果比较差,在1700°F (927°C)的反应温度下,物料混合效果不佳可能会导致焦油的生成(大约1%以下),而合成气中低浓度的焦油基本无回收价值。其投资及运行成本会远高于回收如此少量焦油所带来的价值。因为煤气中甲烷浓度较低(小于10%),该工艺须有合成气甲烷化反应器。

[0004] 美国专利3,779,725对上述的Bio-Gas工艺进行了改进。该专利所公开的技术试图省去甲烷化反应器。通过从净化合成气中分离出甲烷并将净化后的有效气(CO+H<sub>2</sub>)循环回二段炉中进行加氢气化反应。因为合成气中的平衡甲烷浓度随反应体系温度的升高而降低。当反应器内温度为1700°F (927°C)时,合成气中的甲烷浓度在10%以下。实际上,根据《煤炭利用化学》(《煤炭利用化学-第二版增发》,编辑Martin Elliott)P1722~1723所披露的内容,5t/h投煤量的Bi-Gas中试装置所产合成气中的甲烷浓度仅有4.3%。如此低浓度的甲烷含量,就需要通过低温冷凝的方式将甲烷与其他合成气组分进行分离,再将分离甲烷后的合成气循环回气化炉。由此一来,该工艺在经济性上就变的不具有可行性。与此同时,气化过程产生的废水中也会含有少量的焦油,这些含焦油的废水也需要更长的流程进行后续处理。

[0005] 另外一种针对Bi-Gas气化工工艺进行改进的有效尝试就是采用以流化床反应器为核心的多段加氢气化工艺,将加氢气化与蒸汽气化工工艺进行高效的耦合,因为流化床反应器中物料的混合效果比气流床反应器要好。如HYGAS气化工工艺及英国合成气公司的加氢合成气化工工艺就是很好的例子。英国合成气化工工艺就包括蒸汽/氧气与加氢气化两个气化段。加氢气化段的氢源来自蒸汽/氧气气化段。然而,与其他的流化床气化工工艺相类似,当气化原料为烟煤时,总碳转化率一般较低。较低的总碳转化率就导致氢气产率较低,因此加氢气

化反应所需的氢气量就供应不足。

[0006] 该发明专利中没有描述在各段气化中如何去平衡氢气产率与碳转化率问题。有时在纸上画条线很容易：例如，在一级加氢气化炉上引出一条侧线，将一级加氢气化炉产生的半焦送往二级加氢气化炉进行气化，二级加氢气化炉产生的半焦再送往蒸汽-氧气气化炉用于制氢。但是，自从1926年第一台流化床气化炉投入商业化运营以来，流化床气化炉中半焦的捕集就从未很好的解决。如果半焦颗粒捕集问题得不到解决，那么所有的设想都无法变为现实。该工艺同样面临这样的问题：由于最后一级气化炉操作温度为800°F (426.67℃)，在此温度下，合成气中的甲烷平衡浓度低于15%。所以，就有必要在气化炉之后再增设一个甲烷化反应器用于SNG的生产。

[0007] 另外一种解决方法则是通过合成气化-煤干馏或合成气化-煤加氢热解一体化技术同时生产SNG与燃料油品。具有代表性的工艺就是20世纪60年代与70年代发展起来的Coalcon工艺。此工艺中，煤被加入加氢干馏炉中通过加氢热解用以生产油品及热解气。热解半焦进入气化炉中气化制氢为热解炉提供氢源。虽然Coalcon气化工艺中带有合成气洗涤净化及变换系统，理论上将气化炉中所产生的高温合成气直接输入加氢热解炉以实现合成气化-加氢热解一体化应该不难实现。但Coalcon工艺及其他类似的工艺中对于如何将氧气-蒸汽气化、加氢气化与加氢热解工艺相耦合用于SNG及高品质油品生产进行具体说明。上述工艺中都没有意识到：加氢气化需要物料在反应系统内有较长的停留时间，而加氢热解则需要物料在反应系统内有较短的停留时间，以最大限度的限制半焦颗粒与焦油的接触，因为合成气中的半焦颗粒是焦油组分发生深度裂解变成轻质气体组分的催化剂。

## 发明内容

[0008] 本发明的目的在于提供一种煤制天然气与轻油的装置及方法，通过合成气化、加氢气化、加氢热解集成技术来制取天然气、合成气及燃料油品的工艺，且总碳转化率接近100%。

[0009] 为达到上述目的，本发明的装置包括：包括与原料煤管道相连的由催化加氢气化段及加氢快速热解段所组成的催化加氢气化-加氢热解一体化装置、氧气-蒸汽气化炉、一级加氢气化炉、粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统、气-液、液-液分离单元、气体净化系统；

[0010] 催化加氢气化-加氢热解一体化装置的半焦物流管道与一级加氢气化炉相连通，一级加氢气化炉的合成气物流管道与催化加氢气化-加氢热解一体化装置相连通，催化加氢气化-加氢热解一体化装置输出的热解气物流经管道与粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统相连通，粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统的合成气物流经管道与气-液及液-液分离单元相连通，气-液及液-液分离单元的出口分三路，分别为分离所得的水、回收所得的油品以及与气体净化系统相连通的初级净化合成气物流，经气体净化系统净化分离所得的CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>S混合物流继续进入下游进行分离及深度处理，分离后的甲烷和其他气相烷烃作为产物输出，分离后所得的CO和H<sub>2</sub>作为循环气返回一级加氢气化炉和粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统；一级加氢气化炉的大颗粒灰渣物流经管道排出，半焦物流经管道与氧气-蒸汽气化炉相连通，氧气-蒸汽气化炉顶部输出的合成气经管道与一级加氢气化炉相连通，初级净化合成气物流还经循环气物流与合成气的管道相连通，氧气-蒸汽气化炉的入炉物

料分别为蒸汽物流、氧气物流及粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统排出的半焦物流,氧气-蒸汽气化炉的出口为熔渣管道。

[0011] 所述的氧气-蒸汽气化炉的气化段采用向下倾斜式结构,半焦物流、蒸汽物流、氧气物流通过切向注入气化段混合产物切向进入气-渣分离罐,灰渣进入气-渣分离罐的底部,气-渣分离罐捕集所得的灰渣颗粒顺着内壁向下流动,激冷水从气-熔渣分离罐底部加入,加入的位置在气-熔渣混合物入口下方,离开分离罐的合成气进入一级加氢气化炉。

[0012] 所述的氧气-蒸汽气化炉的气化段采用垂直朝下的方向,半焦物流、蒸汽物流、氧气物流切向注入气化段,气相与灰渣并流向下进入连接段,在连接段熔渣向下逐渐流入管道底部排渣口,连接段切向进入气-渣分离罐,气-渣分离罐捕集所得的灰渣颗粒顺着内壁向下流动,激冷水从气-熔渣分离罐底部加入,加入的位置在气-熔渣混合物入口下方,离开分离罐的合成气进入一级加氢气化炉。

[0013] 所述的一级加氢气化炉包括锥体结构,锥体结构垂直方向的柱体上端还设置有用连接炉体的斜切向的锥体,锥体结构的下部与半焦物流管道、原料煤管道相连通,其外形为向内倾斜的偏心锥体,合成气、循环气物流由其底部一侧中心部位进入一级加氢气化炉,而大颗粒灰渣物流、灰颗粒物流则从另一侧锥体的最底部排出并可循环到加氢裂解段,在炉体内位于锥体的正上方设置有密相区,在密相区内沿炉体圆周设置有若干个一级旋风分离器,在一级旋风分离器上端还设有与一级旋风分离器的出口管相连通的多管旋风分离器,多管旋风分离器分离的合成气物流经导流槽与合成气物流输送管道相连,在多管旋风分离器的下端设置有料封管,多管旋风分离器的旋风料腿伸入料封管中,料封管的一个出口的半焦颗粒作为循环颗粒进入床层,料封管的一个出口的半焦颗粒作为燃料加入到氧气-蒸汽气化炉。

[0014] 所述的锥体结构排出大颗粒灰渣物流、半焦物流的一侧还开设有流化气入口;锥体的侧壁上开设有锥体流化气入口,料封管上连接有流化气通入管道。

[0015] 所述的一级旋风分离器上部筒体的直径为0.4-0.8m,产生的粗合成气由入口切向进入一级旋风分离器,一级旋风分离器捕集的固体颗粒通过旋风分离器的料腿返回床层,且料腿出口的位置与锥体内壁之间的距离为旋风料腿直径的2-4倍。

[0016] 所述的多管旋风分离器包括若干组小型旋风分离器单元,经一级旋风分离器气-固分离后含半焦细颗粒的粗合成气通过旋风分离器顶部的出口管进入多管旋风分离器的气体入口缓冲仓,主要由半焦组成的细颗粒被多管旋风捕集后收集在颗粒捕集仓内,随后由旋风料腿进入料封管。

[0017] 所述的催化加氢气化-加氢热解一体化装置的加氢热解段内热解炉的提升管与原料煤相连通,原料煤通过输送气进行输送,分为两个支路,一个支路进入催化加氢气化-加氢热解一体化装置的加氢快速热解段,另一个支路进入一级加氢气化炉,加氢快速热解段顶部输出的热解气与热解炉一级旋风分离器入口相连,从热解炉一级旋风分离器顶部离开旋风分离器后进入热解炉二级旋风分离器,热解炉二级旋风分离器输出的气-固混合物流经管道与粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统相连通,热解炉二级旋风分离器捕获的半焦物流进入料腿后一部分由固体物流通道循环返回催化加氢气化-加氢热解一体化装置,另一部分半焦物流经管道与一级加氢气化炉入口相连通,热解炉一级旋风分离器分离出的含碳固体颗粒经直立料腿循环返回加氢快速热解段,同时,为了保证循环固体的循环倍率,

在与加氢快速热解段相连通的直立料腿上还开设有与松动气相连的入口；

[0018] 催化加氢气化段为流化床反应器，床内物料负载有气化催化活性组分的颗粒，合成气物流与自加氢快速热解段返回的半焦物流相混合，同时进行气相及气-固两相间的加氢甲烷化反应。

[0019] 所述的粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统包括与热解气物流、循环合成气相连的由若干个单元旋风分离器组成的返料旋风分离器；与粉尘导流槽相连通的内置高效滤芯的气-固过滤罐；与过滤罐底部出口导流管相连接的料斗，返料旋风分离器底部输出的合成气物流经管路与气-固分离单元相连通，返料旋风分离器捕获的粉尘通过导流槽进入由过滤罐的壁面与裙座所围成的环隙区域中，过滤罐上端设置有滤芯、下端为锥体，气相向上流动进入滤芯形成合成气物流排出，半焦物流沿导流管进入进料斗，在进料斗内形成的半焦物流沿管道进入氧气-蒸汽气化炉。

[0020] 本发明的方法如下：由蒸汽物流、氧气物流组成气化剂与半焦物流在氧气-蒸汽气化炉内进行气化反应，所产生的灰渣由氧气-蒸汽气化炉底部排灰口排出，所产生的合成气直接上行进入一级加氢气化炉，一级加氢气化炉所产生的半焦物流下行返回氧气-蒸汽气化炉继续进行气化反应，大颗粒灰渣物流由一级加氢气化炉底部排出，原料煤与循环气及自氧气-蒸汽气化炉而来的合成气在一级加氢气化炉内进行反应，一级加氢气化炉所产生的含较高浓度甲烷的合成气通过合成气物流管道上行进入催化加氢气化-加氢热解一体化装置，新鲜原料煤进入催化加氢气化-加氢热解一体化装置后，以自一级加氢气化炉顶部输出的含较高浓度甲烷的合成气与裹挟的高温固体颗粒作为热源进行热解反应，热解半焦及惰性颗粒下行经半焦物流管道进入一级加氢气化炉，催化加氢气化-加氢热解一体化装置输出的热解气物流经激冷循环气冷却后再进入粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统进行合成气的初步分离净化处理，粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统捕集的半焦物流循环返回氧气-蒸汽气化炉，合成气物流进入气-固分离单元，分离所得的液态产物分别为水及焦油，气-液分离单元输出的经除油、脱水处理的初级净化合成气物流分为两个支路：循环气物流作为激冷气循环返回与氧气-蒸汽气化炉顶部输出的合成气相混合，剩余的净化合成气则进入气体净化系统，气体净化系统所产生的甲烷及其它气相烃类作为产品输出；CO和H<sub>2</sub>作为循环气返回一级加氢气化炉和粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统，其中返回粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统的循环气用于热解气物流的激冷气；分离所得的CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>S混合物流继续进入下游进行分离及深度处理。

[0021] 本发明包含一个气化段、加氢快速热解段和两级加氢气化段。

[0022] 本发明包含氧气-蒸汽气化炉、一级加氢气化炉、催化加氢气化-加氢热解一体化装置、气-固分离及煤气净化系统

[0023] 一级加氢气化炉可将所有半焦捕集并延长加氢气化段半焦颗粒的停留时间，这样有两个目的：一是通过增加加氢气化合成气在低温区的停留时间来提高气化炉输出合成气气相中甲烷的含量。二是通过煤的加氢快速热解提高焦油收率，便于后续油品的生产。快速热解段输出的热解气中所含的细灰首先被循环合成气冷却至细灰颗粒的灰熔点温度以下、焦油冷凝露点温度之上。含尘粗合成气将通过粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统实现合成气中固体颗粒的去除。经过除尘净化后的合成气再经过气-液、液-液分离单元进一步冷凝去除气相中的焦油。气-液分离后的净化气体还需进一步去除其中所含的酸性气体及

CO<sub>2</sub>。净化合成气再通过甲烷分离工艺进一步去除合成气中的甲烷。未反应的CO与H<sub>2</sub>再循环回二级催化加氢气化段参与加氢气化反应。

### 附图说明

[0024] 图1是本发明的方框流程图；

[0025] 图2是本发明中氧气-蒸汽气化炉的结构图；

[0026] 图3是本发明另一种氧气-蒸汽气化炉的结构图；

[0027] 图4是本发明一级加氢气化炉的结构图；

[0028] 图5是本发明二级催化气化及热解炉一体化装置的结构图；

[0029] 图6是本发明粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统的结构图。

[0030] 图中, 输送气1、原料煤2、催化加氢气化段3、加氢快速热解段4、合成气物流管道5、半焦物流管道6、原料煤7、一级加氢气化炉8、合成气9、蒸汽物流10、氧气物流11、氧气-蒸汽气化炉12、熔渣13、热解气物流14、激冷循环气15、灰颗粒物流16、大颗粒灰渣物流17、半焦物流18、半焦物流19、粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统20、合成气物流21、气-液、液-液分离单元22、水23、油品24、初级净化合成气物流25、循环气26、气体净化系统27、CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>S混合物流28、净化合成气产物29、气化段30、气-渣分离罐31、激冷水32、灰渣颗粒33、灰渣34、连接段35、炉体36、锥体37、锥体结构38、循环气物流39、柱体40、固体颗粒物流41、料腿42、密相区43、一级旋风分离器44、筒体45、出口管46、粗合成气47、多管旋风分离器48、导流槽49、外壁50、小型旋风分离器单元51、气体入口缓冲仓52、半焦组成的细颗粒53、颗粒捕集仓54、入口55、旋风料腿56、半焦颗粒57、料封管58、热解炉二级旋风分离器59、料腿60、固体物流通道61、流化气入口62、循环固体物流63、床料料位线64、直立料腿65、循环固体物流66、热解炉一级旋风分离器67、单元旋风分离器68、滤芯69、过滤罐70、裙座71、壁面72、锥体73、导流槽74、反料旋风分离器75、环隙76、气相77、半焦物流78、导流管79、进料斗80、循环气81、锥体流化气入口82、循环合成气管道83、松动气84、合成气物流85、催化加氢气化-加氢热解一体化装置86。

### 具体实施方式

[0031] 下面结合附图对本发明作进一步详细说明。

[0032] 参见图1, 本发明的装置包括与原料煤管道相连的由催化加氢气化段3及加氢快速热解段4所组成的催化加氢气化-加氢热解一体化装置86、氧气-蒸汽气化炉12、一级加氢气化炉8、粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统20、气-液、液-液分离单元22、气体净化系统27。

[0033] 其中, 一级加氢气化炉8与原料煤管道相连, 催化加氢气化-加氢热解一体化装置86由催化加氢气化段3及加氢快速热解段4所组成, 催化加氢气化-加氢热解一体化装置86的半焦物流管道6与一级加氢气化炉8相连通, 一级加氢气化炉8的合成气物流管道5与催化加氢气化-加氢热解一体化装置86相连通, 催化加氢气化-加氢热解一体化装置86输出的热解气物流14经激冷循环气15冷却后再进入粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统20进行合成气的初步分离净化处理, 粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统20的合成气物流21经管路与气-液、液-液分离单元22相连通, 气-液、液-液分离单元22的出口分三路, 分别为分离

所得的水23、回收所得的油品24以及与气体净化系统27相连通的初级净化合成气物流25，经气体净化系统27净化分离所得的CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>S混合物流28继续进入下游进行分离及深度处理，所产生的甲烷及气相烃类作为最终产物29输出；CO和H<sub>2</sub>作为循环气返回一级加氢气化炉8和粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统20；，一级加氢气化炉8的大颗粒灰渣物流17经管道排出，半焦物流18经管道与氧气-蒸汽气化炉12相连通，氧气-蒸汽气化炉12的合成气9经管道与一级加氢气化炉8相连通，初级净化合成气物流25还经循环气物流39与合成气9的管道相连通，氧气-蒸汽气化炉12的入炉物料分别为蒸汽物流10、氧气物流11及粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统20排出的半焦物流19，氧气-蒸汽气化炉12的底部设有熔渣13排渣管道。

[0034] 二级催化加氢气化段3的作用在于通过碱金属或碱土金属的催化作用，使合成气与热解炉产生的半焦颗粒进行反应以生产甲烷，粗合成气中的CO和H<sub>2</sub>也同时发生气相甲烷化反应。二级催化加氢气化段3的气体直接上行进入快速热解段4作为热解段的流化气及热源。

[0035] 粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统20的作用是捕集热解炉中逃逸的大部分半焦颗粒，并将捕集的半焦颗粒循环返回氧气-蒸汽气化炉12。气-液、液-液分离单元22的作用在于去除痕量的细灰，通过油洗或水洗可捕集大部分可冷凝分离的油类及水。气体净化系统27包括以下的部分：实现CO<sub>2</sub>及H<sub>2</sub>S与合成气分离的酸性气体分离系统；CO变换反应器；甲烷分离系统，所述的甲烷分离系统通过低温冷凝分离实现甲烷与合成气分离同时将未反应的氢气、合成气循环回反应器，将SNG压缩后输送至管道。

[0036] 在本发明的最佳实施例中，氧气-蒸汽气化炉12是熔渣排渣气流床气化炉。氧气-蒸汽气化炉12的入炉物料分别为蒸汽物流10、氧气物流11及半焦物流19。半焦物流19包括输送气、过热蒸汽。根据半焦的反应活性及灰熔点的不同，氧气-蒸汽气化炉12操作温度在1300-1900℃变动。半焦中灰份最终被转为熔渣13，并且以熔渣的形式排出。

[0037] 氧气-蒸汽气化炉12生成的合成气9将直接被送往一级加氢气化炉8中作为加氢气化反应的氢源。氧气-蒸汽气化炉12中气相与灰渣向相反的方向流动，灰渣向下流动，合成气向上流动。不可避免的，部分的熔渣颗粒会随合成气9一起进入一级加氢气化炉8中，最终这些熔渣与一级加氢气化炉8中的床料聚合成颗粒。但是，随合成气9一起进入一级加氢气化炉8的熔渣越少越好，大部分的熔渣应该被氧气-蒸汽气化炉12的灰渣捕集系统所捕集。

[0038] 虽然氧气-蒸汽气化炉12可以是任何一种气流床气化炉，且气相与熔渣不经过激冷冷却分离，最理想的情况就是将气体所携带的显热进行回收，而不是通过激冷水冷却将这部分显热带出气化炉。本发明中一级加氢气化炉8所需的大部分热源是由氧气-蒸汽气化炉12所产生的合成气所携带的显热提供的，一小部分由加氢气化反应热所提供。因此，本发明所述的激冷水只用于固化剂冷却灰渣。

[0039] 参见图2，本发明的氧气-蒸汽气化炉12的气化段30采用向下倾斜式结构，半焦物流19与蒸汽物流10、氧气物流11通过切向注射进与气化段30炉壁相垂直的气化炉，混合产物切向进入气-渣分离罐31，灰渣34进入气-渣分离罐31的底部，大部分的灰渣在重力的作用下会进入气-渣分离罐31的底部，即图中的灰渣34；夹带了灰渣颗粒的粗合成气在该气-固混合物在气-渣分离罐31内螺旋上升的过程中，在离心力的作用下实现气-固两相的分离。气-渣分离罐31捕集所得的灰渣颗粒将顺着内壁向下流动，此为灰渣颗粒33。激冷水32

从气-渣分离罐31底部加入,加入的位置在气-渣分离罐31混合物入口下方。激冷后的灰渣将被排入大多数气流床气化炉常用的破渣机及锁斗系统。

[0040] 参见图3,在此结构中,气化段30是垂直朝下的方向。与图2中的结构类似,半焦物流19、蒸汽物流10、氧气物流11都是切向注入气化段30的。形成的熔渣会沿着气化段内壁流动,并且会形成一层降膜,所形成的隔离膜可以起到很好的保护气化段30内的耐火衬里的作用。气相与灰渣并流向下进入连接段35,在连接段35大部分熔渣将会向下逐渐流入管道底部排渣口。连接段35切向进入合成气-熔渣分离罐31。如上所述,大部分熔渣物流34在重力的作用下将会流向气-渣分离罐31底部。携带小的熔渣颗粒的粗合成气将会沿着分离罐31的内壁螺旋上升,在此过程中熔渣固体颗粒将会沉积在气-渣分离罐31的内壁上并沿着壁上的耐火形成降液膜33,从而与气相分离。分离后所得的熔渣通过激冷水32进行冷却,离开气-渣分离罐31的合成气9则进入一级加氢气化炉8。

[0041] 氧气-蒸汽气化炉12的型式选择图2或图3中的样式,取决氧气-蒸汽气化炉12的操作温度,而氧气-蒸汽气化炉12的操作温度则取决于所采用的原料煤的灰熔点。当煤灰的初始变形温度在1300℃之上时,氧气-蒸汽气化炉结构采用如图3所示的结构,反之则采用如图2所示的结构。当原料煤的灰熔点温度高于1300℃,气化炉的操作温度将高于1500℃或者其操作温度高于 $T_{250}$ , $T_{250}$ 指的是在此操作温度下,液态灰渣的粘度等于250poise。气化炉气化段30内壁顺流而下的熔渣流体作用是作为隔离层可以起到很好的保护气化段30内的耐火衬里的目的。另外,可在气化段30的耐火层内安装冷却盘管以延长耐火层的寿命。当煤灰的初始变形温度在1300℃之下时,图2所示的气化炉比较适用,因为其内部结构相对比较简单。

[0042] 参见图4,本发明的一级加氢气化炉8包括锥体结构38,锥体结构38垂直方向的柱体40上端还设置有用于连接炉体36的斜切向的锥体37,锥体结构38的下部与半焦物流管道6、原料煤管道7相连通的,其外形为向内部倾斜的偏心锥体,合成气9、循环气物流39由其底部一侧中心部位进入一级加氢气化炉8,而大颗粒灰渣物流17、灰颗粒物流16则可循环回加氢快速热解段,在炉体36内位于锥体37的正上方设置有密相区43,在密相区内沿炉体36圆周设置有若干组一级旋风分离器44,在一级旋风分离器44的上端的炉体36内还设置有与一级旋风分离器44的出口管46相连通的多管旋风分离器48,多管旋风分离器48分离的合成气物流经导流槽49与合成气物流管道5相连,在多管旋风分离器48的下端设置有料封管58,多管旋风分离器48的旋风料腿56伸入料封管58中,料封管58一个出口输出的半焦颗粒57做为循环颗粒进入床层。料封管58另一个出口输出的半焦颗粒18作为反应物加入氧气-蒸汽气化炉12。

[0043] 其中,锥体结构38排出大颗粒灰渣物流17。灰颗粒物流16则可循环回加氢快速热解段4。大颗粒物流17和灰颗粒物流16在流化气62的作用下实现分离;锥体37的侧壁上开设有锥体流化气入口82,料封管58上连接有循环合成气管道83;

[0044] 一级旋风分离器44上部筒体45的直径为0.4-0.8m,粗合成气由入口55进入一级旋风分离器44,经一级旋风分离器44捕集的固体颗粒物流41通过旋风分离器的料腿42返回床层,且料腿42出口的位置与锥体37内壁之间的距离为旋风料腿42直径的2-4倍;

[0045] 多管旋风分离器48包括若干组小型旋风分离器单元51,经一级旋风分离器44除去半焦细颗粒后的粗合成气47通过旋风分离器44顶部的出口管46进入多管旋风分离器48的

气体入口缓冲仓52,主要由半焦组成的细颗粒53被多管旋风捕集后收集在颗粒捕集仓54内,随后进入旋风料腿56。低尘含量的煤气则由管道49自一级加氢反应器输出。

[0046] 在操作温度为1300-1900℃的条件下,经过充分的气化反应,氧气-蒸汽气化炉12顶部输出的合成气9进入一级加氢气化炉8。粗合成气9可以在进入一级加氢气化炉8之后,由经半焦物流管道6输入的来自催化加氢气化段3的含有惰性颗粒的半焦物流进行冷却;也可以在粗合成气9输出一级加氢气化炉8后通过如图4所示的循环合成气39得到冷却。在进入一级加氢气化炉8之前,经过循环合成气39冷却后的粗合成气9冷却后的温度要低于1200℃,最好低于1100℃。虽然粗合成气9经过循环合成气39冷却后的温度低于灰熔点,但粗合成气9所携带的熔渣颗粒仍然不会完全固化。

[0047] 对粗合成气9进行预冷却的目的是为了防止当温度高达1900℃的粗合成气9与一级加氢气化炉内的固体床料接触时生成较大的渣块。通过冷却降温,由循环合成气39及粗合成气9所形成的混合物流就可以安全的进入一级加氢气化炉8。

[0048] 一级加氢气化炉8的入口处,粗合成气9会进一步与经半焦物流管道6输入的含有惰性颗粒的半焦物流混合。这两股物流混合后,混合物的温度将会与反应器床层的温度一致,都为800-950℃。根据循环合成气39及粗合成气9混合后的混合物流的温度、一级加氢气化炉操作温度及热解炉操作温度的不同,半焦物流与上述混合物流的质量比在0.4-5的范围内变动。原料煤7也可以通过合成气入口加入,这样可以迅速的将进料煤的温度加热加氢气化段的操作温度,以最大程度提高甲烷及其他烃类产物及焦油的收率。因为本发明的主要产品就是焦油,因此焦油的产率越高越好。

[0049] 如果原料煤种是粘性煤,则在一级加氢气化炉加煤前要预先将煤与来自加氢快速热解段的半焦6进行混合,混合物中半焦与新鲜进料的质量比为10~20,这样可以最大限度的防止粘性原料煤的结焦。在这种情况下,自加氢热解炉而来的固体颗粒的循环倍率就由以下的几个因素决定:一是由进煤速率决定的最大循环固体量;二是为了将来自氧气-蒸汽气化炉12气体混合物冷却至加氢气化炉的操作温度所需的循环固体量。当循环固体颗粒与进料煤混合后床层温度低于气化炉的正常操作温度时,循环气体的量就要进行削减,这样进入加氢气化炉中的粗合成气的温度就大约为1000-1200℃左右。

[0050] 合成气9携带的熔渣会包裹在床料颗粒的外表面,这将导致部分床料的粒径比理想尺寸大。这些变大以后的大颗粒灰渣物流17将从床层中被排出。任何其他随着循环固体物料进入床层的床料会和上述大颗粒灰渣物流17一起从同一个喷嘴中被抽出,但之后需要通过筛分或流体悬浮方式与大颗粒灰渣物流17进行分离。灰颗粒物流16由循环气输送至加氢快速热解段4为煤的热解提供热量。原料煤2也需以循环合成气作为载气,将其输送至加氢快速热解段4。

[0051] 一级加氢气化炉8下部的锥体结构38,其外形为向一侧倾斜的偏心锥体。合成气9从其底部左侧中心部位进入气化炉,而灰渣及灰融体颗粒则从另一侧位于锥体的最底部排出,以便于将灰融体颗粒与正常的床料进行分离。当合成气9与循环气物流39一起进入一段加氢气化炉8后,上述二者形成的喷射物流在与固体物料混合后将会被扰乱,而这种结构设计对于一级加氢气化炉是比较适用的。

[0052] 流化气经锥体流化气入口82也从锥体37进入气化炉中,其作用是促进锥部位物料的流化。

[0053] 一级加氢气化炉8的操作压力也在40-100bar (4.0-10.0MPa), 目的是为了提提高合成气中甲烷的平衡浓度。操作温度范围为800-950℃, 选择此操作温度范围是基于合成气中甲烷的平衡浓度及甲烷化反应的反应动力学平衡常数的考虑。锥体37的气相表观速度为0.3-0.7m/s, 最佳表观速度为0.3-0.5m/s。在内径突变扩大的炉体36内的表观气体流速约为0.1-0.5m/s, 上述两部分的横截面积比值在1.5到3之间。

[0054] 一级加氢气化炉内半焦的反应活性直接决定了密相区43及流化床床层的高度, 而床层的高度又会影影响半焦在气化炉内的停留时间及具体操作温度(温度区间必须介于800-950℃之间)。一级气化炉中半焦颗粒的停留时间应该控制在15min以内, 最好控制在10min以内。气化炉内的气化反应(如加氢气化, 蒸汽与CO<sub>2</sub>气化反应等)进行完全后要保证半焦颗粒所含的碳的转化率大于65%, 最佳转化率为75%。

[0055] 当粗合成气从一级加氢气化炉8输出时, 气相会携带一部分床料。粗合成气由入口55进入一级旋风分离器44。图4中仅仅显示出只有两个一级旋风分离器, 实际设计过程中, 为了提高固体颗粒的捕集效率, 往往会设计多个一级旋风分离器。为了平衡一级旋风分离器44的颗粒捕集效率与粗合成气处理量, 一级旋风分离器的筒体45的直径以0.4-0.8m为宜。经一级旋风分离器44捕集的固体颗粒物流41将通过旋风分离器的料腿42返回床层。

[0056] 在本发明的最佳实施例中, 一级旋风分离器料腿42上捕集的固体颗粒物流41循环返回床层的位置也在图4中予以了注明。一级旋风分离器捕集的固体颗粒物流将返回锥体37部位的床层, 料腿上返回固体的出口的位置与锥体内壁之间的距离最佳值为旋风分离器料腿直径的2-4倍, 只有这样才可以保证料腿部位固体物料的输出比较平稳。由于床层中心区气体的表观速度比固体物料要高, 由此导致床层中心区床料的堆积密度较低。在重力的作用下, 内部循环返回的固体物料将沿着锥体37内壁流向床层中心。以此来避免合成气流向旋风料腿, 从而克服了由于气体在料腿中向上流动所造成的旋风分离器运行故障。

[0057] 由一级旋风分离器44输出的粗合成气47会携带一些未被捕集的半焦细颗粒, 这些细颗粒将通过旋风分离器顶部的出口管46进入多管旋风分离器48的气体入口缓冲仓52。多管旋风分离器48含有很多常用于细灰捕集的小型旋风分离器单元51。主要由半焦组成的细颗粒53被多管旋风捕集后将统一收集在颗粒捕集仓54内, 随后再进入旋风料腿56。旋风料腿56伸入料封管58中以防止气体反冲进入旋风分离器料腿。如图4所示, 多管旋风分离器48捕集的半焦颗粒57将最终统一作为循环颗粒进入一级加氢气化炉8。

[0058] 即使延长停留时间, 半焦所含的碳还是很难完全被转化, 如图4所示, 有必要通过多管旋风分离器的料封口将部分的半焦物流18抽出。为了保证固体物流的稳定输出, 通过循环合成气管道83向料封管58加入松动气。由料封管58抽出的半焦物流18与粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统20捕集的固体颗粒汇合后一起进入氧气-蒸汽气化炉。净化合成气由多管旋风顶部的导流槽49离开多管旋风分离系统, 最终物流5离开一级加氢气化炉。整个旋风分离系统与气化炉通过导流槽49的外壁50与气化炉内壁36之间的连接而结为一体。多管旋风系统48与气化炉内壁36之间的空隙通过循环合成气的吹扫来抑制灰尘的积累。

[0059] 参见图5, 本发明的催化加氢气化-加氢热解一体化装置86的加氢快速热解段4的提升管与原料煤2相连通, 热解段出口与热解炉一级旋风分离器67入口相连, 输出的热解气从一级旋风分离器67顶部离开旋风分离器后进入热解炉二级旋风分离器59, 热解炉二级旋风分离器59分离出的热解气物流14经管道与粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统20相连

通,热解炉二级旋风分离器59捕获的半焦物流进入料腿60后一部分由固体物流通道61进入加氢快速热解段4,另一部分半焦物流管道6与一级加氢气化炉8相连通,热解炉一级旋风分离器67分离出的循环固体物流经直立料腿65分别与催化加氢气化段3、加氢快速热解段4相连,且在直立料腿65上还开设有与松动气84、87输送管线相连的入口。

[0060] 从床料料位线64的变化来看,进入床层底部的循环固体物流63被上升气流重新带出床层。床层中物料的混合或者流化床与固定床的耦合是通过床料粒径及气相表观流速的控制来实现的。最理想的催化剂载体是冶金焦,且催化剂的活性组分是碱金属或碱土金属,其平均粒径为3-6mm。焦炭之所以是适宜的催化剂载体,是因为其本身具有较高的强度,良好的耐磨性能及热稳定性。与此同时,由于焦炭颗粒的磨损所产生的细颗粒都可以在氧气-蒸汽气化炉中气化而不会产生固体废物。其它惰性颗粒也可作为催化剂的载体。

[0061] 通过直立料腿65进行循环的固体颗粒的平均粒径为80-100 $\mu\text{m}$ 。床层中气相的表观流速为0.3-0.7m/s,催化加氢气化-加氢热解一体化装置86密相区床层中气相的停留时间为10-30s。选择此范围的表观气速,是因为催化剂颗粒不会被带出床层而只有循环固体颗粒会被带出床层。

[0062] 催化加氢气化-加氢热解一体化装置86的操作温度范围为550-700 $^{\circ}\text{C}$ ,最佳操作温度为550-650 $^{\circ}\text{C}$ 。在40-100bar (4.0-10.0MPa)的操作压力与较低的操作温度条件下,在催化剂的催化作用下,甲烷的平衡浓度可以达到20-35mol%。系统操作压力越高,合成气中甲烷浓度也越高。如图5所示,通过控制松动气84流量可以调节循环固体物流63的循环倍率,最终可以实现对催化加氢气化-加氢热解一体化装置86温度的有效控制。含较高浓度甲烷的合成气离开催化加氢气化-加氢热解一体化装置86后进入热解炉。该合成气先与自一级旋风分离器直立料腿而来的固体物流66相混合,所形成的混合物流再与二级旋风分离器直立料腿的固体物流61相混合。上述固体物流的温度与自催化加氢气化炉而来的气-固混合物料大致相当。

[0063] 如图5所示,新鲜原料煤2从热解炉的提升管加入。新鲜原料煤2的粒径小于800 $\mu\text{m}$ ,平均粒径为150-200 $\mu\text{m}$ 。若以粘结性煤作为进料,则进料与热解炉床料需在另外一个罐体中进行预先混合,要求混合物中惰性颗粒的浓度介于90-95%,以防止热解过程结焦。所述的热解炉最好是一个具有较高床料密度的循环流化床反应器。通过提升管循环的循环固体与进料煤的质量流量比范围为100-200,以此可以保证热解炉提升管内物料具有较高的升温速率。热解炉提升管中气相的表观流速范围为6-15m/s,气相的停留时间为1-10s,最佳的停留时间为2-4s。在快速升温及氢气气氛条件下,通过热解反应,煤颗粒将被转化为焦油蒸汽及气态的轻烃产物如甲烷、乙烷等。保持较短的停留时间可避免热解产物发生聚合生焦反应。众所周知,热解反应产生的半焦是热解产物焦油发生聚合反应进而结焦的催化剂。虽然具有气化反应活性的气体如 $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{H}_2$ 可钝化半焦对焦油聚合反应的催化活性。本发明采用大量由煤灰中惰性组分组成的固体颗粒的循环稀释效应来进一步降低循环固体中的半焦浓度。

[0064] 离开加氢快速热解段4提升管的气-固混合物流进入气化炉一级旋风分离器67后可实现几乎所有的惰性颗粒与气相的分离。只有粒径大于30 $\mu\text{m}$ 的半焦颗粒才可被一级旋风分离器所捕获。虽然热解炉进料煤的平均粒径范围为150-200 $\mu\text{m}$ ,但是热解炉所产生的40-50%的半焦颗粒的粒径却小于30 $\mu\text{m}$ 。惰性颗粒与部分粒径较大的半焦颗粒在重力的作用下

将沿着直立料腿65分两路循环：一路循环返回催二级气化加氢气化炉3，一路循环返回热解炉4的底部，上述循环返料路线及设备见图5。

[0065] 携带部分细颗粒的合成气，从顶部离开旋风分离器后进入二级旋风分离器59，在旋风分离器中大多数粒径大于10 $\mu\text{m}$ 的半焦颗粒将被捕获。二级旋风分离器所捕获的半焦颗粒在重力的作用下降进入料腿60。如图5所示，小部分半焦颗粒组成的物流经固体物流通道61将循环返回加氢快速热解段4的提升管。多数半焦物流经半焦物流管道6将循环返回一级加氢气化炉。图5虽然只显示出了一个一级旋风分离器与一个二级旋风分离器，同时也给出了料封管及直立管料腿的示意图。但是熟悉本工艺单的工程技术人员还可以在每一级旋风分离工段中增设若干个旋风分离器。此外，还可以将所有的旋风分离器固定在同一个压力容器内，而让固体颗粒从此压力容器内集结并通过料腿进行循环。

[0066] 参见图6，本发明的粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统20包括与热解气物流14、循环气相连的由若干个单元旋风分离器68组成的反料旋风分离器75，反料旋风分离器75分离出的合成气物流21经管路与气-液，液-液分离单元22相连通，反料旋风分离器75捕获的粉尘通过导流槽74进入过滤罐70的壁面72与裙围71所围成的环隙76中，过滤罐70上端设置有滤芯69、下端为锥体73，气相77向上流动进入滤芯69形成合成气物流85排出，半焦物流78沿导流管79进入进料斗80，在进料斗80内形成的半焦物流19沿管道送入氧气-蒸汽气化炉12。

[0067] 热解炉输出热解气物流14将首先被激冷循环气15所冷却，此处所述的激冷循环气15与作为其他设备松动气的循环气来自同一个循环气压缩机，此处需要强调的是，热解气物流14是在未进入粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统中的单元旋风分离器68前就应该被冷却。合成气冷却后的最佳温度范围为400-450 $^{\circ}\text{C}$ ，在此温度下，焦油组分的聚合生焦反应可以完全被阻止，同时还可以杜绝气相中焦油及其他油类产物的冷凝。防止焦油冷凝是合成气冷却温度的下限。

[0068] 在重力及载气下行方向的裹挟力的共同作用下，被单独设立的反料旋风分离器75捕获的粉尘将通过导流槽74进入过滤罐70。粉尘物流经过导流槽74进入由过滤罐70的壁面72与裙围71所围成的环隙中。夹带部分气体的粉尘将向下流动进入上述环隙区域。在锥体73部位，气相77将向上流动进入滤芯69，此处所述的滤芯较为适宜的材质为陶瓷或烧结合金属。除尘后的合成气将在合成气净化系统中的二级洗涤塔，或者为达到合成气物流85洗涤净化目的而单独设立的气-液分离系统中与合成气相混合。去除焦油后的合成气将进入气体净化系统。半焦物流78在重力的作用下顺着导流管79进入进料斗80。

[0069] 通常条件下，进料斗80需要准备两套：其中一个正常进料工况，而另一个则接纳来自过滤罐的半焦。此外，两个进料斗也可以垂直安装：一个是锁斗另一个是进料斗。可采用过热蒸汽或循环气81将半焦输送进氧气-蒸汽气化炉12。

[0070] 经过气-固分离后合成气物流21中半焦的含量小于100ppm进入气-液，液-液分离装置22。在本发明的最佳实施例中，进入气-液，液-液分离装置22有两级洗涤装置，一级是传统的文丘里洗涤器，另外一级是用于从气相中冷凝分离焦油及水的气-液接触设备如填料塔。一级洗涤器的操作温度范围为375-400 $^{\circ}\text{C}$ ，主要目的是去除气相所携带的灰尘及重油组分。二级洗涤塔则是去除合成气中携带的大部分焦油及水分。二级洗涤塔的典型操作温度范围为25-40 $^{\circ}\text{C}$ 。

[0071] 气-液,液-液分离系统22中分离所得的液体产物还可进一步进行分离净化。油-水分离主要通过重力沉降的方式实现。焦油中的不同组分可通过常见的精馏方式继续进行分离。含灰尘的重油可被送往氧气-蒸汽气化炉中气化产生合成气。经过精馏塔分离后合成气中所携带的轻油可通过其他常见的方式如活性炭吸附床进行气-液两相分离。如图1所示的回收所得的油品24主要包括芳烃及轻质油品如柴油及煤油组分。分离所得的水23可以作为制冷剂,一方面可以作为工艺冷却水,另外一方面还可作为灰渣的激冷水。分离所得的水23中溶解的氨及酚类可以通过多级闪蒸或者气提的方式进行回收。上述方法回收的化学品如氨及酚类还可以进一步加工为化工产品。或者,无需净化,这些化工产品可以直接在氧气-蒸汽气化炉中被气化用以生产合成气。

[0072] 如图1所示,去除焦油后的初级净化合成气2将进入气体净化系统27中进一步回收CO<sub>2</sub>与H<sub>2</sub>S。气体净化系统回收的CO<sub>2</sub>与H<sub>2</sub>S离开气体净化系统27后经下游进一步处理后可以用于生产高纯度的CO<sub>2</sub>级含硫化工产品。大多数情况下,无需通过合成气变换反应将CO转化为CO<sub>2</sub>,因为550-700℃合成气变换反应已经达到化学平衡。换句话说,在二级加氢气化及加氢热解反应器中,合成气变换反应已经达到平衡。而大量的CO已经在二级加氢气化炉中被转化为甲烷。因此无需再增设一个合成气变换反应器。净化后的合成气最后还要进入低温冷凝分离系统以进一步分离甲烷、乙烷等轻烃产品29。主要含H<sub>2</sub>及CO的合成气26将循环回加氢气化炉作为气化剂及松动气。

[0073] 本发明煤制天然气与轻油的方法如下:由蒸汽物流10、氧气物流11组成气化剂与半焦物流19在氧气-蒸汽气化炉12内进行气化反应,所产生的灰渣13由氧气-蒸汽气化炉12底部排灰口排出,所产生的合成气9直接上行进入一级加氢气化炉8,一级加氢气化炉8所产生的半焦物流18下行返回氧气-蒸汽气化炉12继续进行气化反应,大颗粒灰渣物流17由一级加氢气化炉8底部排出,灰颗粒物流16可循环回加氢快速热解段4,原料煤7与循环气26及自氧气-蒸汽气化炉12而来的合成气9在一级加氢气化炉8内进行反应,一级加氢气化炉8所产生的含较高浓度甲烷的合成气通过合成气物流管道5上行进入催化加氢气化-加氢热解一体化装置86,新鲜原料煤2进入催化加氢气化-加氢热解一体化装置86后,以自一级加氢气化炉8顶部输出的含较高浓度甲烷的合成气与裹挟的高温固体颗粒作为热源进行热解反应,热解半焦及惰性颗粒下行经半焦物流管道6进入一级加氢气化炉8,催化加氢气化-加氢热解一体化装置86输出的热解气物流14经激冷循环气15冷却后再进入粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统20进行合成气的初步分离净化处理,粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统20捕集的半焦物流19循环返回氧气-蒸汽气化炉12,合成气物流21进入气-液,液-液分离单元22,分离所得的液态产物分别为水23及焦油24,气-液,液-液分离单元22输出的经除油、脱水处理的初级净化合成气物流25分为两个支路:循环气物流39作为激冷气循环返回与氧气-蒸汽气化炉12顶部输出的合成气9相混合,剩余的净化合成气则进入气体净化系统27,气体净化系统27所产生的净化气分为两股输出,一股作为循环气26返回一级加氢气化炉8和粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统20,其中返回粗合成气-细颗粒分离及半焦返料系统20的循环气用于热解气物流14的激冷气;而另一股以甲烷为主的气相烃类则作为最终产品29输出,分离所得的CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>S混合物流28继续进入下游进行分离及深度处理。



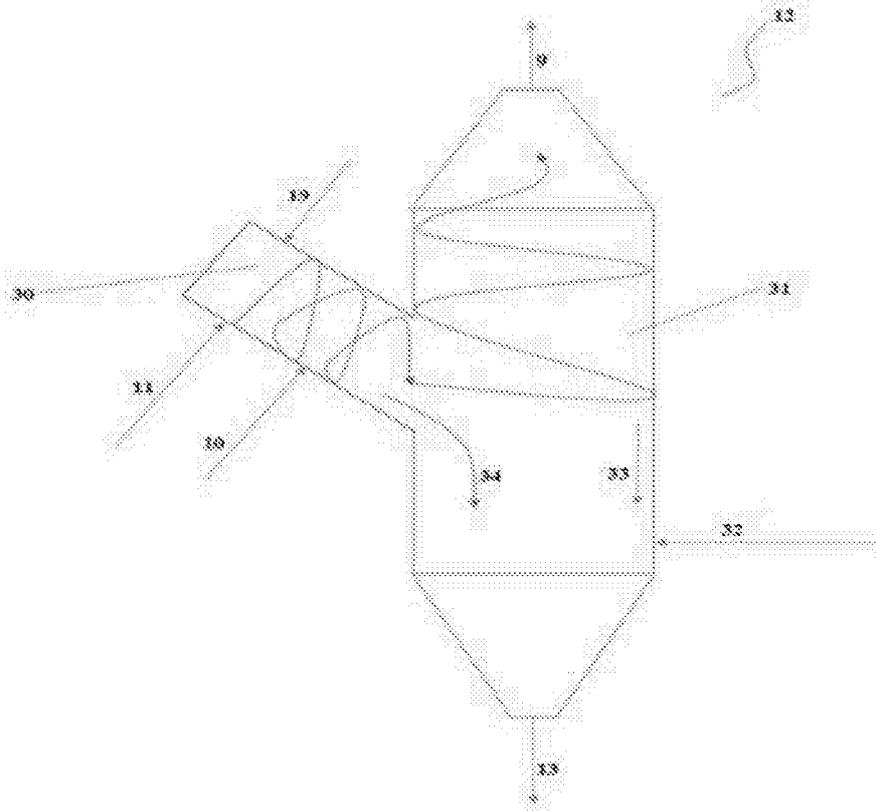


图2



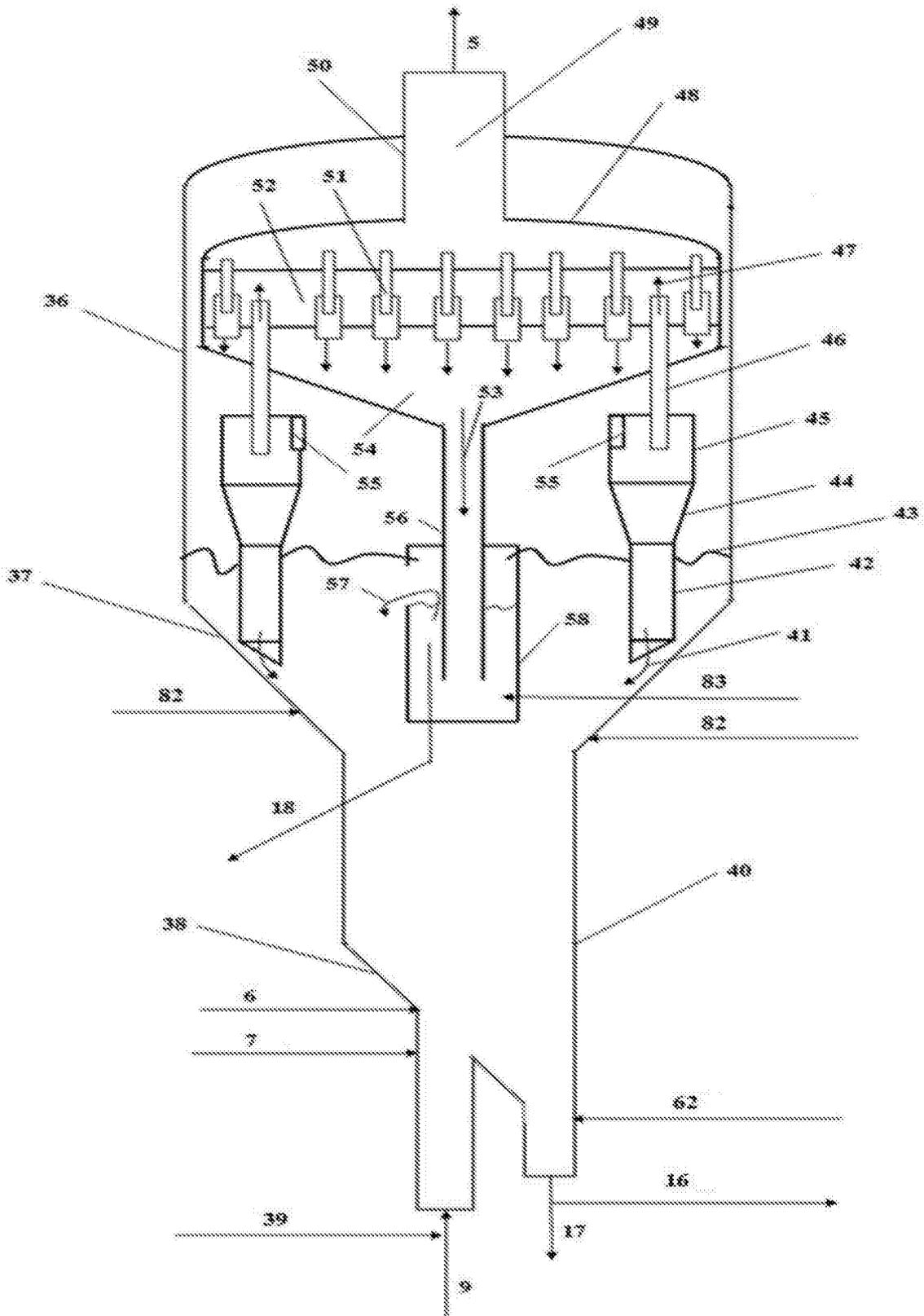


图4

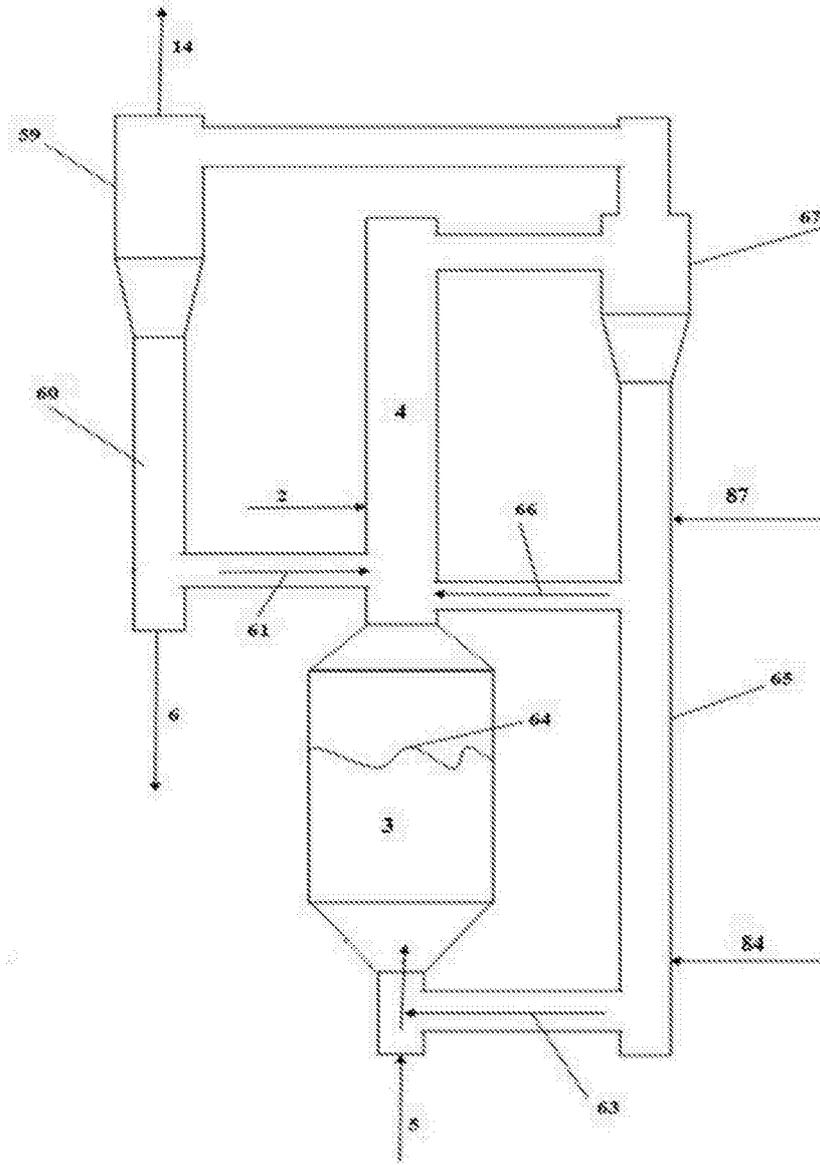


图5

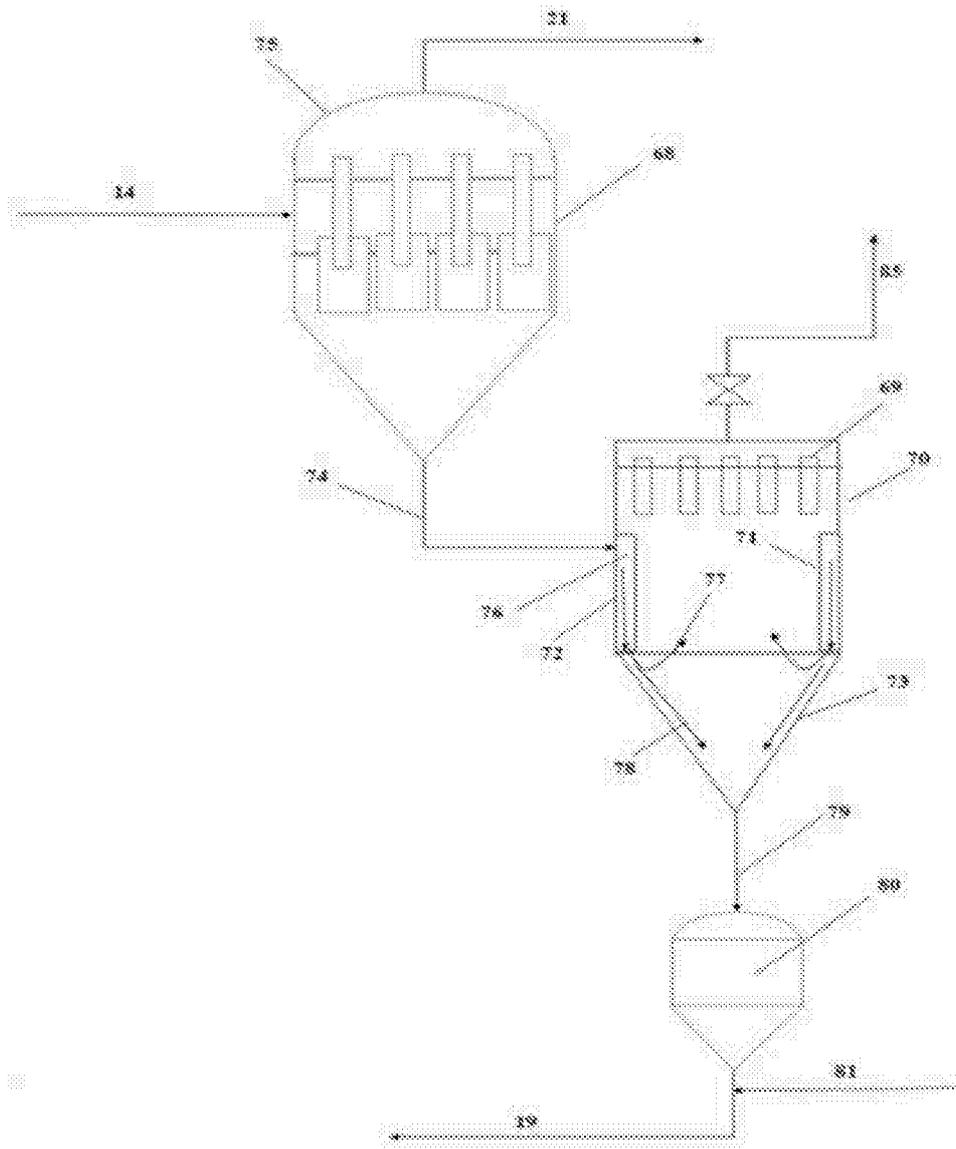


图6