



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 108893142 A

(43)申请公布日 2018. 11. 27

(21)申请号 201810940275.1

(22)申请日 2018.08.17

(71)申请人 中石化(洛阳)科技有限公司

地址 471000 河南省洛阳市高新技术产业
开发区三山科技工业园河洛大道6号

申请人 中石化炼化工程(集团)股份有限公
司

(72)发明人 王文柯 王龙延 汤海涛 樊麦跃
陈曼桥 李康 雷杰

(74)专利代理机构 北京超凡志成知识产权代理
事务所(普通合伙) 11371

代理人 曾章沐

(51) Int. Cl.

C10G 55/04(2006.01)

C10J 3/00(2006.01)

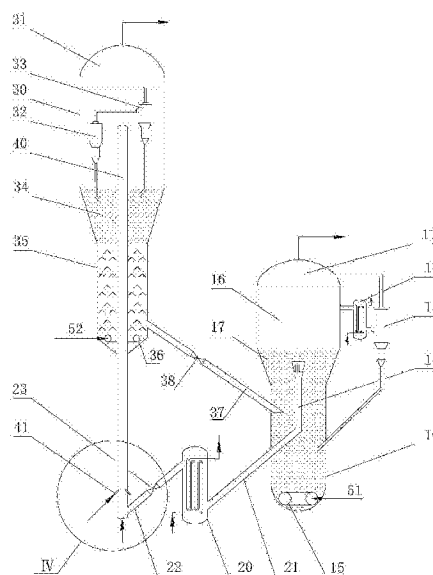
权利要求书2页 说明书13页 附图4页

(54)发明名称

一种重油裂化装置及重油裂化方法

(57)摘要

本发明涉及一种重油裂化装置及重油裂化方法,属于石油加工技术领域。气体冷却器与气化炉稀相段及第一旋风分离器连通,第一旋风分离器与第一集气室及气化炉密相段连通。流化热裂化反应器与气化炉密相段连通。流化热裂化反应器的伸出沉降汽提器的一端设有重油喷嘴。第二旋风分离器与流化热裂化反应器、第二集气室及气化炉密相段连通。热载体取热器与流化热裂化反应器及气化炉密相连通。第一斜管与油气汽提段及气化炉密相段连通。该裂化装置结构简单,投资低,操作灵活;装置无烟气排放,焦炭气化生成气体可进一步合成甲醇乃至轻质油品。裂化方法包括:采用上述重油裂化装置进行循环的焦炭气化和重油裂解。该方法简单,易操作,效率高。



1. 一种重油裂化装置,其特征在于,其包括焦炭气化炉、气体冷却器、第一旋风分离器、流化热裂化反应器、沉降汽提器、第二旋风分离器、热载体取热器以及第一斜管;

所述焦炭气化炉包括位于两端的第一集气室和气化炉密相段以及位于所述第一集气室与所述气化炉密相段之间的气化炉稀相段,所述气体冷却器的进气端与所述气化炉稀相段连通,所述气体冷却器的出气端与所述第一旋风分离器的进料端连通,所述第一旋风分离器的气相出料端与所述第一集气室连通,所述第一旋风分离器的固相出料端与所述气化炉密相段连通;

所述沉降汽提器包括位于两端的第二集气室和油气汽提段以及靠近所述油气汽提段的密相床;

所述流化热裂化反应器的一端设置于所述密相床与所述第二集气室之间,另一端伸出所述沉降汽提器并与所述气化炉密相段连通;所述流化热裂化反应器的伸出所述沉降汽提器的一端设有重油喷嘴;

所述第二旋风分离器的进料端与所述流化热裂化反应器的位于所述沉降汽提器内的一端连通,所述第二旋风分离器的气相出料端与所述第二集气室连通,所述第二旋风分离器的固相出料端与所述气化炉密相段连通;

所述热载体取热器设置于所述沉降汽提器与所述焦炭气化炉之间并用于连通所述流化热裂化反应器的伸出所述沉降汽提器的一端以及所述气化炉密相段;

所述第一斜管的一端与所述油气汽提段连通,另一端与所述气化炉密相段连通。

2. 根据权利要求1所述的重油裂化装置,其特征在于,所述热载体取热器与所述焦炭气化炉之间设有第二斜管,所述气化炉密相段设有淹流管,所述第二斜管的一端与所述热载体取热器连通,所述第二斜管的另一端伸入所述气化炉密相段并与所述淹流管连通。

3. 根据权利要求1所述的重油裂化装置,其特征在于,所述沉降汽提器与所述热载体取热器之间设有第三斜管,所述第三斜管的一端与所述流化热裂化反应器的伸出所述沉降汽提器的一端连通,所述第三斜管的另一端与所述热载体取热器连通。

4. 根据权利要求1所述的重油裂化装置,其特征在于,所述沉降汽提器还包括第三旋风分离器,所述第三旋风分离器的进料端与所述第二旋风分离器的气相出料端连通,所述第三旋风分离器的气相出料端与所述第二集气室连通,所述第三旋风分离器的固相出料端与所述密相床连通。

5. 根据权利要求1所述的重油裂化装置,其特征在于,所述焦炭气化炉的远离所述第一集气室的一端设有用于通入氧和水蒸汽的第一入口以及用于分布由所述第一入口进入的氧气和水蒸汽的气体分布器。

6. 根据权利要求1所述的重油裂化装置,其特征在于,所述油气汽提段设有用于通入水蒸汽的第二入口以及用于分布由所述第二入口进入的水蒸汽的水蒸汽分布板。

7. 一种重油裂化方法,其特征在于,采用如权利要求1-6任一项所述的重油裂化装置,将所述焦炭气化炉中的热载体经所述热载体取热器输送至所述流化热裂化反应器的伸出所述沉降汽提器的一端,然后与经所述重油喷嘴喷入的重油原料接触并发生重油裂化反应,反应后的生成物进入所述沉降汽提器,并由所述第二旋风分离器进行气固分离,生成的油气由所述第二集气室排出装置进入分馏系统;分离出的固体结炭热载体经所述油气汽提段的水蒸汽汽提,经所述第一斜管进入所述焦炭气化炉;

所述焦炭气化炉中进行焦炭气化并使热载体脱碳升温,生成物通过所述气体冷却器冷却并经过所述第一旋风分离器进行气固分离,分离的气体进入所述第一集气室排出,分离的脱炭热载体通过所述第一旋风分离器的所述固相出料端进入所述气化炉密相段,然后经所述热载体取热器取热,输送至所述流化热裂化反应器与经所述重油喷嘴喷入的重油接触发生热反应,循环进行;

优选地,流化热裂化反应过程中所用的流化介质为催化裂化的废气催化剂。

8. 根据权利要求7所述的重油裂化方法,其特征在于,所述流化热裂化反应器内的油气平均线速为3-5m/s,流化热裂解反应的反应时间为3-15s,反应温度为480-550℃,反应绝对压力为0.1-0.4MPa。

9. 根据权利要求7所述的重油裂化方法,其特征在于,所述流化热裂化反应器内所述流化介质与所述重油以重量比为3-6于510-580℃的条件下混合。

10. 根据权利要求7所述的重油裂化方法,其特征在于,所述焦炭气化炉内的温度为850-1100℃,所述气化炉密相段对应的气体线速为1-5m/s,所述气化炉稀相段对应的气体线速为0.4-0.7m/s,焦炭的气化时间为5-20min。

一种重油裂化装置及重油裂化方法

技术领域

[0001] 本发明涉及石油加工技术领域,且特别涉及一种重油裂化装置及重油裂化方法。

背景技术

[0002] 目前,石油化工行业二次热加工工艺主要为:催化裂化、延迟焦化工艺和流化热裂解工艺;ART、ROP等属于流态化热裂解工艺。流化热裂解较之延迟焦化有着明显的工艺优势。

[0003] 首先,流化热裂化的液体产品收率高于延迟焦化,焦炭收率却低于延迟焦化。其次,流化热裂化的机械设备少,投资低,由于其整体为封闭系统,减小了装置开工及运转期间造成的粉尘污染。燃烧器产生的烟气经过热量回收、脱硫及除尘,在环境污染控制方面也优于延迟焦化和灵活焦化。另外,流化热裂化装置操作灵活、其处理量操作弹性远高于延迟焦化和灵活焦化。

[0004] 尽管目前的流化热裂化工艺有着诸多的工艺优势,但其载热、载炭并处于流态化的炭粒载体存在着制造、烧焦再生控制及应用等方面的困难。

[0005] ART、ROP工艺等虽然属于流态化热裂化工艺范畴,但需要专用的热载体并单独建立一套装置才能达到相应的工艺目的。此外,现有的一些相关技术中至少还存在以下不足:不涉及重质油品的流化热裂化改质,不涉及劣质重油流化热改质工艺。

发明内容

[0006] 本发明的目的之一在于提供一种重油裂化装置,该重油裂化装置结构简单,投资低,操作灵活;装置无烟气排放,焦炭气化生成气体可进一步合成甲醇乃至轻质油品。

[0007] 本发明的目的之二在于提供一种重油裂化方法,该方法简单,该方法简单,易操作,效率高。

[0008] 本发明解决其技术问题是采用以下技术方案来实现的:

[0009] 本发明提出一种重油裂化装置,其包括焦炭气化炉、气体冷却器、第一旋风分离器、流化热裂化反应器、沉降汽提器、第二旋风分离器、热载体取热器以及第一斜管。

[0010] 焦炭气化炉包括位于两端的第一集气室和气化炉密相段以及位于第一集气室与气化炉密相段之间的气化炉稀相段,气体冷却器的进气端与气化炉稀相段连通,气体冷却器的出气端与第一旋风分离器的进料端连通,第一旋风分离器的气相出料端与第一集气室连通,第一旋风分离器的固相出料端与气化炉密相段连通。

[0011] 沉降汽提器包括位于两端的第二集气室和油气汽提段以及靠近油气汽提段的密相床。

[0012] 流化热裂化反应器的一端设置于密相床与第二集气室之间,另一端伸出沉降汽提器并与气化炉密相段连通;流化热裂化反应器的伸出沉降汽提器的一端设有重油喷嘴。

[0013] 第二旋风分离器的进料端与流化热裂化反应器的位于沉降汽提器内的一端连通,第二旋风分离器的气相出料端与第二集气室连通,第二旋风分离器的固相出料端与气化炉

密相段连通。

[0014] 热载体取热器设置于沉降汽提器与焦炭气化炉之间并用于连通流化热裂化反应器的伸出所沉降汽提器的一端以及气化炉密相段。

[0015] 第一斜管的一端与油气汽提段连通,另一端与气化炉密相段连通。

[0016] 可选地,在本申请较佳实施例中,热载体取热器与焦炭气化炉之间设有第二斜管,气化炉密相段设有淹流管,第二斜管的一端与热载体取热器连通,第二斜管的另一端伸入气化炉密相段并与淹流管连通。

[0017] 可选地,在本申请较佳实施例中,沉降汽提器与热载体取热器之间设有第三斜管,第三斜管的一端与流化热裂化反应器的伸出所沉降汽提器的一端连通,第三斜管的另一端与热载体取热器连通。

[0018] 可选地,在本申请较佳实施例中,沉降汽提器还包括第三旋风分离器,第三旋风分离器的进料端与第二旋风分离器的气相出料端连通,第三旋风分离器的气相出料端与第二集气室连通,第三旋风分离器的固相出料端与密相床连通。

[0019] 可选地,在本申请较佳实施例中,焦炭气化炉的远离第一集气室的一端设有用于通入氧和水蒸汽的第一入口以及用于分布由第一入口进入的氧气和水蒸汽的气体分布器。

[0020] 可选地,在本申请较佳实施例中,油气汽提段设有用于通入水蒸汽的第二入口以及用于分布由第二入口进入的水蒸汽的水蒸汽分布板。

[0021] 可选地,在本申请较佳实施例中,流化热裂化反应器、沉降汽提器与焦炭气化炉均优选金属外壳内衬隔热耐磨衬里。

[0022] 可选地,在本申请较佳实施例中,流化热裂化反应器采用横截面为圆形的金属管,内衬隔热耐磨衬里,长度为10-30m,直径为400-500mm。

[0023] 可选地,在本申请较佳实施例中,流化热裂化反应器与沉降汽提器优选为同轴设置。

[0024] 本发明还提出一种重油裂化方法,采用上述重油裂化装置,将焦炭气化炉中的热载体经热载体取热器输送至流化热裂化反应器的伸出沉降汽提器的一端,然后与经重油喷嘴喷入的重油原料接触并发生重油裂化反应,反应后的生成物进入沉降汽提器,并由第二旋风分离器进行气固分离,生成的油气由第二集气室排出装置进入分馏系统;分离出的固体结炭热载体经油气汽提段的水蒸汽汽提,经第一斜管进入焦炭气化炉。

[0025] 焦炭气化炉中进行焦炭气化并使热载体脱碳升温,生成物通过气体冷却器冷却并经过第一旋风分离器进行气固分离,分离的气体进入第一集气室排出,分离的脱炭热载体通过第一旋风分离器的固相出料端进入气化炉密相段,然后经热载体取热器取热,输送至流化热裂化反应器与经重油喷嘴喷入的重油接触发生热反应,循环进行。

[0026] 可选地,在本申请较佳实施例中,流化热裂化反应过程中所用的流化介质为催化裂化的废气催化剂。

[0027] 可选地,在本申请较佳实施例中,流化热裂化反应器内的油气平均线速为3-5m/s,流化热裂解反应的反应时间为3-15s,反应温度为480-550℃,反应绝对压力为0.1-0.4MPa。

[0028] 可选地,在本申请较佳实施例中,流化热裂化反应器内流化介质与重油以重量比为3-6于510-580℃的条件下混合。

[0029] 可选地,在本申请较佳实施例中,焦炭气化炉内的温度为850-1100℃,气化炉密相

段对应的气体线速为1-5m/s,气化炉稀相段对应的气体线速为0.4-0.7m/s,焦炭的气化时间为5-20min。

[0030] 本发明较佳实施例提供的重油裂化装置及重油裂化方法的有益效果包括:

[0031] 本发明较佳实施例提供的重油裂化方法采用催化裂化废催化剂作为流化介质可以达到目前重质原料热裂化的工艺目标,并且在保留流化热裂化的工艺优势条件下克服了现有流化热裂化工艺处于流态化的载热、载炭的炭粒的制造、烧焦再生控制及应用等方面的技术困难。

[0032] 提供的重油裂化装置结构简单,投资低,操作灵活;装置无烟气排放,焦炭气化生成气体可进一步合成甲醇乃至轻质油品;装置原料加工效率高,适合重油焦化裂解大型化生产。

附图说明

[0033] 为了更清楚地说明本发明实施例或现有技术中的技术方案,以下将对实施例或现有技术描述中所需要使用的附图作简单地介绍。

[0034] 图1为本申请实施例中重油裂化装置的结构示意图;

[0035] 图2为本申请实施例中重油裂化装置中焦炭气化炉的结构示意图;

[0036] 图3为本申请实施例中重油裂化装置中沉降汽提器的结构示意图;

[0037] 图4为图1中IV处的放大图。

[0038] 图标:10-焦炭气化炉;11-第一集气室;12-气体冷却器;13-第一旋风分离器;14-淹流管;15-气体分布器;16-气化炉稀相段;17-气化炉密相段;20-热载体取热器;21-第二斜管;22-第三斜管;23-第二流量控制阀;30-沉降汽提器;31-第二集气室;32-第二旋风分离器;33-第三旋风分离器;34-密相床;35-油气汽提段;36-水蒸汽分布板;37-第一斜管;38-第一流量控制阀;40-流化热裂化反应器;41-重油喷嘴;51-第一入口;52-第二入口。

具体实施方式

[0039] 为使本发明实施例的目的、技术方案和优点更加清楚,下面将结合本发明实施例中的附图,对本发明实施例中的技术方案进行清楚、完整地描述,显然,所描述的实施例是本发明一部分实施例,而不是全部的实施例。通常在此处附图中描述和示出的本发明实施例的组件可以以各种不同的配置来布置和设计。

[0040] 因此,以下对在附图中提供的本发明的实施例的详细描述并非旨在限制要求保护的本发明的范围,而是仅仅表示本发明的选定实施例。基于本发明中的实施例,本领域普通技术人员在没有作出创造性劳动前提下所获得的所有其他实施例,都属于本发明保护的范围。

[0041] 在本发明的描述中,需要说明的是,术语“上”、“下”、“内”、“外”等指示的方位或位置关系为基于附图所示的方位或位置关系,或者是该发明产品使用时惯常摆放的方位或位置关系,仅是为了便于描述本发明和简化描述,而不是指示或暗示所指的装置或元件必须具有特定的方位、以特定的方位构造和操作,因此不能理解为对本发明的限制。此外,术语“第一”、“第二”等仅用于区分描述,而不能理解为指示或暗示相对重要性。

[0042] 此外,术语“垂直”等术语并不表示要求部件绝对垂直,而是可以稍微倾斜。如“垂

直”仅仅是指其方向相对“水平”而言更加垂直,并不是表示该结构一定要完全垂直,而是可以稍微倾斜。

[0043] 在本发明的描述中,还需要说明的是,除非另有明确的规定和限定,术语“设置”、“安装”、“连接”应做广义理解,例如,可以是固定连接,也可以是可拆卸连接,或一体地连接;可以是机械连接,也可以是电连接;可以是直接相连,也可以通过中间媒介间接相连,可以是两个元件内部的连通。对于本领域的普通技术人员而言,可以具体情况理解上述术语在本发明中的具体含义。

[0044] 以下结合实施例进行具体说明。

[0045] 实施例

[0046] 请参照图1至图4,本发明实施例提供的重油裂化装置包括焦炭气化炉10、气体冷却器12、第一旋风分离器13、流化热裂化反应器40、沉降汽提器30、第二旋风分离器32、热载体取热器20以及第一斜管37。

[0047] 本申请中,流化热裂化反应器40、沉降汽提器30与焦炭气化炉10均优选金属外壳内衬隔热耐磨衬里。

[0048] 请一并参照图1与图2,焦炭气化炉10包括位于两端的第一集气室11和气化炉密相段17以及位于第一集气室11与气化炉密相段17之间的气化炉稀相段16,气体冷却器12的进气端与气化炉稀相段16连通,气体冷却器12的出气端与第一旋风分离器13的进料端连通,第一旋风分离器13的气相出料端与第一集气室11连通以进行气体(煤气)外排,第一旋风分离器13的固相出料端与气化炉密相段17连通。

[0049] 请一并参照图1、图3和图4,沉降汽提器30包括位于两端的第二集气室31和油气汽提段35以及靠近油气汽提段35的密相床34。

[0050] 流化热裂化反应器40的一端设置于密相床34与第二集气室31之间,另一端伸出沉降汽提器30并与气化炉密相段17连通;流化热裂化反应器40的伸出沉降汽提器30的一端设有重油喷嘴41(请一并参照图1及图4),重油喷嘴41用于向流化热裂化反应器40中喷入重油。

[0051] 可参考地,重油喷嘴41的数量可以为1个,也可以为多个,如2个、3个、4个及4个以上。当重油喷嘴41的数量大于1时,重油喷嘴41可沿流化热裂化反应器40的径向对称分布或等距间隔分布。

[0052] 本申请中,流化热裂化反应器40的设置主要用于实现流态化的重油焦化。较佳地,流化热裂化反应器40可采用横截面为圆形的金属管,内衬隔热耐磨衬里,长度例如可以为10-30m,直径可以为400-500mm。值得说明的是,流化热裂化反应器40与沉降汽提器30优选为同轴设置。

[0053] 第二旋风分离器32的进料端与流化热裂化反应器40的位于沉降汽提器30内的一端连通,第二旋风分离器32的气相出料端与第二集气室31连通,第二旋风分离器32的固相出料端与气化炉密相段17连通。

[0054] 较佳地,本申请中,沉降汽提器30还包括第三旋风分离器33,第三旋风分离器33的进料端与第二旋风分离器32的气相出料端连通,第三旋风分离器33的气相出料端与第二集气室31连通,第三旋风分离器33的固相出料端与密相床34连通。也即可以理解为,物料经流化热裂化反应器40先进入第二旋风分离器32分离,所得的气相物质进入第三旋风分离器33

继续分离,所得的气相物质随即进入第二集气室31,第二旋风分离器32及第三旋风分离器33所分离出的固相物质均进入密相床34。

[0055] 热载体取热器20设置于沉降汽提器30与焦炭气化炉10之间并用于连通流化热裂化反应器40的伸出所沉降汽提器30的一端以及气化炉密相段17。其主要用于控制热载体的温度。值得说明的是,重油喷嘴41设置于热载体取热器20的下游端,也即物料先经过热载体取热器20进入流化热裂化反应器40,然后再与喷入的重油混合反应。

[0056] 第一斜管37的一端与油气汽提段35连通,另一端与气化炉密相段17连通。第一斜管37的与油气汽提段35以及气化炉密相段17连接的两端之间设置有第一流量控制阀38,以控制由油气汽提段35进入气化炉密相段17的固体结炭热载体的量。

[0057] 较佳地,本申请中,热载体取热器20与焦炭气化炉10之间设有第二斜管21,气化炉密相段17设有淹流管14,第二斜管21的一端与热载体取热器20连通,第二斜管21的另一端伸入气化炉密相段17并与淹流管14连通。

[0058] 沉降汽提器30与热载体取热器20之间设有第三斜管22,第三斜管22的一端与流化热裂化反应器40的伸出所沉降汽提器30的一端连通,第三斜管22的另一端与热载体取热器20连通。

[0059] 第三斜管22的与沉降汽提器30以及热载体取热器20连接的两端之间设置有第二流量控制阀23,以控制由热载体取热器20进入流化热裂化反应器40的热载体的量。

[0060] 进一步地,本申请中,焦炭气化炉10的远离第一集气室11的一端设有用于通入氧和水蒸汽的第一入口51以及用于分布由第一入口51进入的氧气和水蒸汽的气体分布器15。

[0061] 进一步地,本申请中,油气汽提段35设有用于通入水蒸汽的第二入口52以及用于分布由第二入口52进入的水蒸汽的水蒸汽分布板36。

[0062] 此外,本申请还提供了一种重油裂化方法,其可参照以下方式进行:采用本申请提供的重油裂化装置,将焦炭气化炉10中的热载体经热载体取热器20输送至流化热裂化反应器40的伸出沉降汽提器30的一端。具体地,焦炭气化炉10中的热载体依次经第二斜管21、热载体取热器20以及第三斜管22进入流化热裂化反应器40的伸出沉降汽提器30的一端(底部)。

[0063] 然后与经重油喷嘴41喷入的重油原料接触并沿流化热裂化反应器40上行发生重油裂化反应。反应后的生成物进入沉降汽提器30,并由第二旋风分离器32进行气固分离,生成的油气由第二集气室31排出装置进入分馏系统;分离出的固体结炭热载体经油气汽提段35的水蒸汽汽提,经第一斜管37进入焦炭气化炉10进行焦炭气化使热载体脱炭升温。

[0064] 值得说明的是,在有第三旋风分离器33的情况下,反应后的生成物进入沉降汽提器30,先由第二旋风分离器32进行气固分离,然后其分离出的气相物质再进入第三旋风分离器33继续分离,经第三旋风分离器33分离生成的油气由第二集气室31排出装置进入分馏系统,经第二旋风分离器32和/或第三旋风分离器33分离出的固体结炭热载体经油气汽提段35的水蒸汽汽提,然后再经第一斜管37进入焦炭气化炉10进行焦炭气化使热载体脱炭升温。

[0065] 焦炭气化炉10中进行焦炭气化并使热载体脱炭升温,生成物通过气体冷却器12冷却并经过第一旋风分离器13(外置)进行气固分离,分离的气体进入第一集气室11排出,可做民用燃料或进入下游装置进一步合成甲醇及油品。分离的脱炭热载体通过第一旋风分离

器13的固相出料端(料腿底部)进入气化炉密相段17,然后经热载体取热器20取热,输送至流化热裂化反应器40与经重油喷嘴41喷入的重油接触发生热反应,循环进行。上述过程循环进行。

[0066] 具体的,进入气化炉密相段17的脱炭热载体先经淹流管14进入第二斜管21,然后再进入热载体取热器20取热,经第三斜管22输送至流化热裂化反应器40伸出沉降汽提器30的一端,与重油接触并发生反应。

[0067] 可参考地,本申请中,在开工初期可采用辅助燃烧系统对焦炭气化炉10中的热载体升温至550-650℃。由第一入口51通入的氧气与水蒸汽进入焦炭气化炉10的底部,通过对进入气体分布器15的氧气与水蒸汽的流量进行控制,使气化炉密相段17的温度控制在850-1100℃之间。可参考地,气化炉密相段17对应的气体线速可以为1-5m/s,绝对压力可以为0.15-0.5MPa,气化炉稀相段16对应的气体线速可以为0.4-0.7m/s,焦炭的气化时间可以为5-20min。脱炭后热载体经热载体取热器20取热后的温度可以为650-750℃。

[0068] 可参考地,气体冷却器12出口的气体温度可以为700-800℃。

[0069] 本申请中,流化热裂化反应过程中所用的流化介质为催化裂化的废气催化剂或是与之粒度分布相近的其它热载体。流化热裂化反应器40内流化介质与重油优选以重量比为(3:1)-(6:1)于510-580℃的条件下混合。

[0070] 本申请中,流化热裂化反应器40内的油气平均线速为3-5m/s,流化热裂解反应的反应时间为3-15s(优选为4-10s,更优选为4-8s),反应温度为480-550℃(优选为490-530℃,更优选为500-520℃),反应绝对压力为0.1-0.4MPa,流化热裂化反应器40的出口温度可以为480-550℃。

[0071] 本申请中,沉降器汽提器的汽提过程以由第二入口52通入的水蒸汽为汽提介质,汽提温度可以为480-520℃。经沉降汽提器30汽提的挂炭热载体的温度可以为480-520℃,热载体含碳量可以为0.8-2.5wt%。

[0072] 试验例

[0073] 以本申请所提供对重油裂化装置按本申请所提供的重油裂化方法进行重油裂化操作。

[0074] 其中,部分条件包括:以流化热裂化反应器加工大庆常压渣油,来自焦炭气化炉的脱炭热载体温度为720℃,沉降器汽提器的汽提介质为水蒸汽,汽提温度均为500℃。

[0075] 设置对比例,对比例重油裂化化方案在实验室中试装置上进行,重油裂化化的热载体分别采用炭粒和催化裂化废催化剂。延迟焦化方案在实验室小型延迟焦化装置上进行,流化热裂化与延迟焦化原料均为大庆减压渣油。

[0076] 流化热裂化和常规延迟焦化原料见表1,流化热裂化、常规延迟焦化操作条件、产品分布及所产物流的部分性质见表2。

[0077] 试验例1

[0078] 本试验例与对比例不同为:采用本申请提供的重油裂化装置进行试验,来自焦炭气化炉的热载体是采用催化裂化废催化剂,其与焦化原料的重量混合比例、重油裂化反应器的出口温度和反应时间均按本申请方案进行。本试验例重油裂化化装置的操作条件、产品分布及部分产品性质见表3。

[0079] 试验例2

[0080] 本试验例与对比例的不同为：采用本申请提供的重油裂化装置进行试验，来自焦炭气化炉的热载体是采用催化裂化废催化剂，其与焦化原料的重量混合比例、重油裂化反应器的出口温度和反应时间均按本申请方案进行。本试验例劣质重油改质装置的操作条件、产品分布及部分产品性质见表4。

[0081] 试验例3

[0082] 本试验例与对比例不同为：采用本申请提供的重油裂化装置进行试验，来自焦炭气化炉的热载体是采用催化裂化废催化剂，其与焦化原料的重量混合比例、重油裂化反应器的出口温度和反应时间均按本申请方案进行。本试验例劣质重油改质装置的操作条件、产品分布及部分产品性质见表5。

[0083] 试验例4

[0084] 本试验例与对比例不同为：采用本申请提供的重油裂化装置进行试验，来自焦炭气化炉的热载体是采用催化裂化废催化剂，其与焦化原料的重量混合比例、重油裂化反应器的出口温度和反应时间均按本申请方案进行。本试验例劣质重油改质装置的操作条件、产品分布及部分产品性质见表6。

[0085] 试验例5

[0086] 本试验例与对比例不同为：采用本申请提供的重油裂化装置进行试验，来自焦炭气化炉的热载体是采用催化裂化废催化剂，其与焦化原料的重量混合比例、重油裂化反应器的出口温度和反应时间均按本申请方案进行。本试验例劣质重油改质装置的操作条件、产品分布及部分产品性质见表7。

[0087] 表1焦化原料性质(对比例)

[0088]

重油提升管反应器进料	大庆减压渣油
密度(20℃), $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	0.9279
残炭, w%	9.06
族组成, w%	-
饱和烃	50
芳烃	32.9
胶质+沥青质	17.1
硫含量, $\mu\text{g} \cdot \text{g}^{-1}$	1830
Ni, $\mu\text{g} \cdot \text{g}^{-1}$	7.8
V, $\mu\text{g} \cdot \text{g}^{-1}$	0.3

[0089] 表2常规焦化装置的操作条件、产品分布及部分产品性质(对比例)

	项 目	延迟焦化	流化热裂化
[0090]	反应温度, °C	500	500
	反应时间, s	24h	6

	热载体	-	碳粒载体
	原料预热温度, °C	490	350
	热载体与原料比	-	7.0
	反应绝对压力, MPa	0.25	0.25
	热载体温度, °C	-	700
	回炼比 (重量比)	-	-
	循环比	0.7	-
	产品分布, w%	-	-
	干气	6.0	5.2
	液化气	2.1	1.2
[0091]	汽油(<180°C)	17.5	10.1
	中间馏分	53.0	72
	焦炭	21.0	11
	损失	0.4	-
	合计	100	100
	转化率, w%	-	-
	总液体收率, w%	72.6	82.5
	汽油 RON	70	76
	汽油干点, °C	-	200
	中间馏分	80%馏出率, °C	421
		残炭, w%	0.03

[0092] 表3流化热裂化装置的操作条件、产品分布及部分产品性质
 [0093] (试验例1)

	项 目	流化热裂化反应器
	热反应器出口温度, °C	480
	反应时间, s	15
	热载体	催化裂化废催化剂
[0094]	热载体含炭量, w%	0.9
	原料预热温度, °C	320
	热载体与原料比	3
	反应绝对压力, MPa	0.25
	热载体温度, °C	720

[0095]	原料与热载体混合器温度, °C		500
	产品分布, w%		-
	干气		4.50
	液化气		2.90
	汽油(<180°C)		14.30
	中间馏分		67.20
	气化焦炭		10.60
	损失		0.50
	合计		100
	转化率, w%		-
	总液体收率, w%		84.3
	汽油 RON		76
	汽油干点, °C		201
	中间馏分	80%馏出率, °C	501
		残炭, w%	0.96

[0096] 表4流化热裂化装置的操作条件、产品分布及部分产品性质

[0097] (试验例2)

项 目	流化热裂化反应器
热反应器混合温度, °C	500
反应时间, s	10
热载体	催化裂化废催化剂
催化剂含炭量, w%	0.8
原料预热温度, °C	310
热载体与原料比	4
[0098] 反应绝对压力, MPa	0.25
热载体温度, °C	720
原料与热载体混合器温度, °C	520
产品分布, w%	-
干气	4.75
液化气	3.00
汽油(<180°C)	15.00
柴油	-

[0099]	中间馏分		66.05
	气化焦炭		10.80
	损失		0.40
	合计		100
	转化率, w%		-
	总液体收率, w%		84.15
	汽油 RON		79
	汽油干点, °C		198
	中间馏分	80%馏出率, °C	499
		残炭, w%	0.85

[0100] 表5流化热裂化装置的操作条件、产品分布及部分产品性质

[0101] (试验例3)

项 目	流化热裂化反应器
热反应器混合温度, °C	520
反应时间, s	10
热载体	催化裂化废催化剂
催化剂含炭量, w%	1.0
原料预热温度, °C	350
热载体与原料比	4.5
反应绝对压力, MPa	0.25
热载体温度, °C	720
原料与热载体混合器温度, °C	540
产品分布, w%	-
干气	5.10
液化气	3.60
汽油(<180°C)	18.50
柴油	-
中间馏分	61.45
气化焦炭	10.95
损失	0.40
合计	100
转化率, w%	-

[0103]	总液体收率, w%		83.55
	汽油 RON		81
	汽油干点, °C		199
	中间馏分	80%馏出率, °C	500
		残炭, w%	0.85

[0104] 表6流化热裂化装置的操作条件、产品分布及部分产品性质

[0105] (试验例4)

项 目	流化热裂化反应器	
热反应器混合温度, °C	540	
反应时间, s	7	
热载体	催化裂化废催化剂	
催化剂含炭量, w%	1.3	
原料预热温度, °C	350	
热载体与原料比	5.5	
反应绝对压力, MPa	0.25	
热载体温度, °C	720	
原料与热载体混合器温度, °C	560	
产品分布, w%	-	
干气	5.30	
液化气	5.50	
汽油(<180°C)	19.80	
柴油	-	
中间馏分	57.45	
气化焦炭	11.15	
损失	0.45	
合计	100	
转化率, w%	-	
总液体收率, w%	82.75	
汽油 RON	81	
汽油干点, °C	199	
中间馏分	80%馏出率, °C	501
	残炭, w%	0.76

[0107] 表7流化热裂化装置的操作条件、产品分布及部分产品性质

[0108] (试验例5)

项 目	流化热裂化反应器	
热反应器混合温度, °C	550	
反应时间, s	5	
热载体	催化裂化废催化剂	
催化剂含炭量, w%	1.4	
原料预热温度, °C	350	
热载体与原料比	6.0	
反应绝对压力, MPa	0.25	
热载体温度, °C	720	
原料与热载体混合器温度, °C	580	
产品分布, w%	-	
干气	5.40	
液化气	6.60	
汽油(<180°C)	20.20	
柴油	-	
中间馏分	54.95	
气化焦炭	12.35	
损失	0.50	
合计	100	
转化率, w%	-	
总液体收率, w%	81.75	
汽油 RON	80	
汽油干点, °C	202	
中间馏分	80%馏出率, °C	500
	残炭, w%	0.75

[0110] 对比试验例1-5以及对比例,可以看出,采用本申请提供的重油裂化装置以及重油裂化方法进行劣质重油改质,效果较佳,适合于重油焦化大型生产。

[0111] 综上所述,本申请提供的重油裂化方法采用催化裂化废催化剂作为流化介质可以达到目前重质原料热裂化的工艺目标,并且在保留流化热裂化的工艺优势条件下克服了现有流化热裂化工艺处于流态化的载热、载炭的炭粒的制造、烧焦再生控制及应用等方面的技术困难。提供的重油裂化装置结构简单,投资低,操作灵活;装置无烟气排放,焦炭气化生成气体可进一步合成甲醇乃至轻质油品;装置原料加工效率高,适合重油焦化裂解大型化生产。

[0112] 以上所描述的实施例是本发明一部分实施例,而不是全部的实施例。本发明的实

实施例的详细描述并非旨在限制要求保护的本发明的范围,而是仅仅表示本发明的选定实施例。基于本发明中的实施例,本领域普通技术人员在没有作出创造性劳动前提下所获得的所有其他实施例,都属于本发明保护的范围。

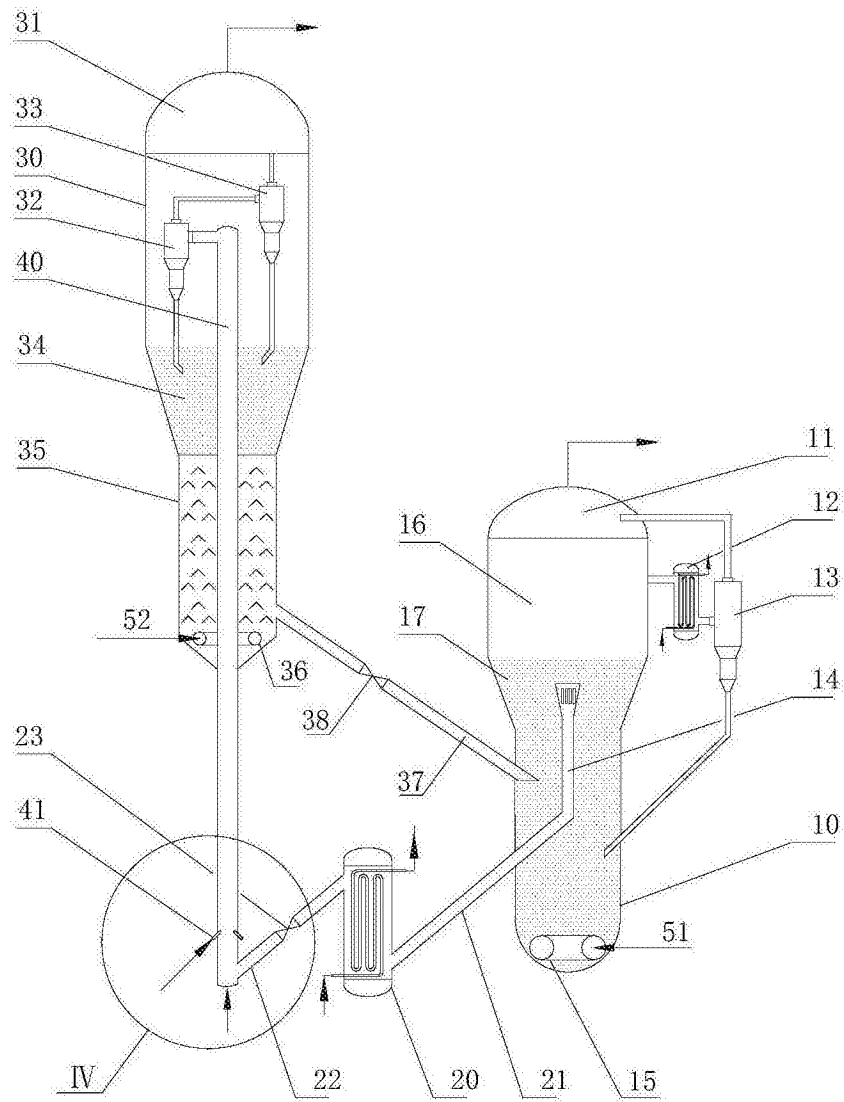


图1

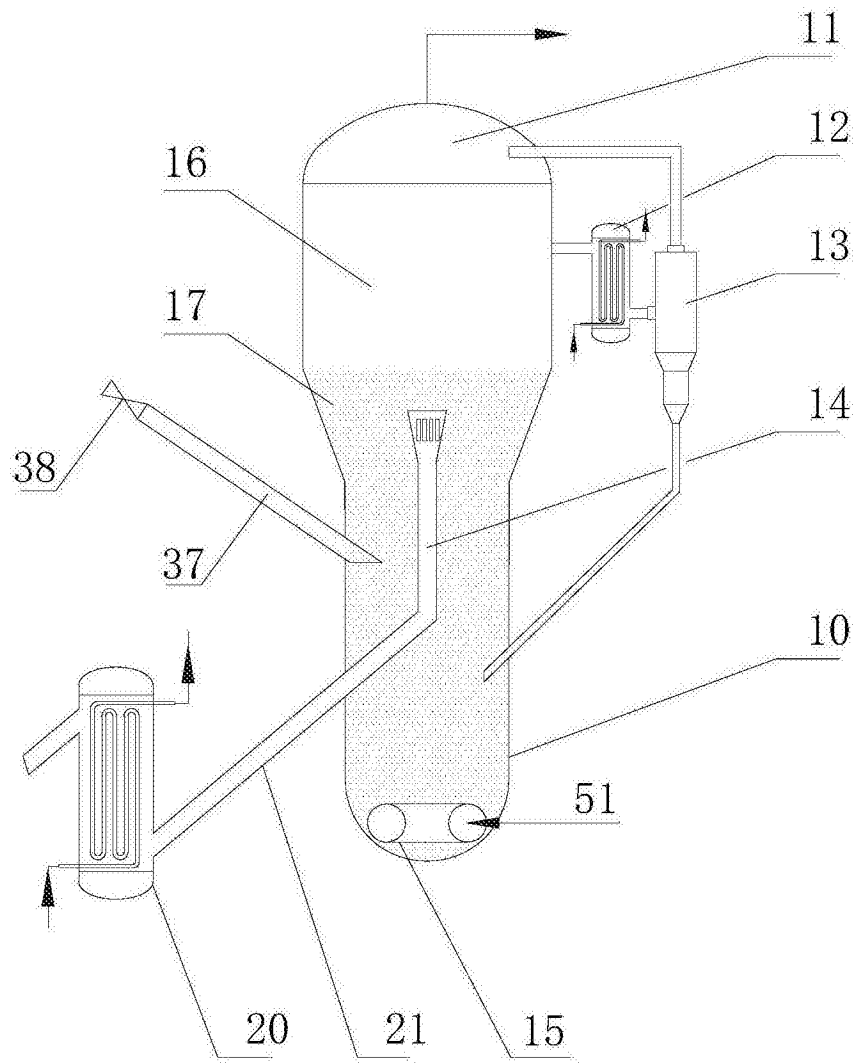


图2

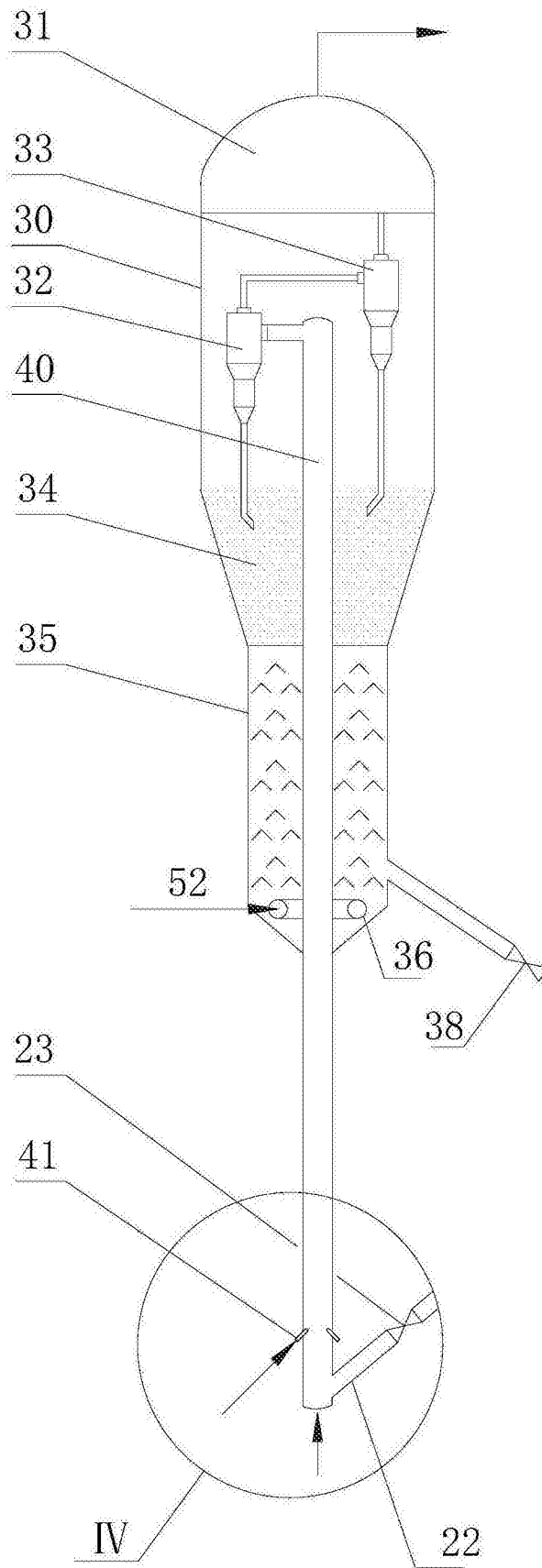


图3

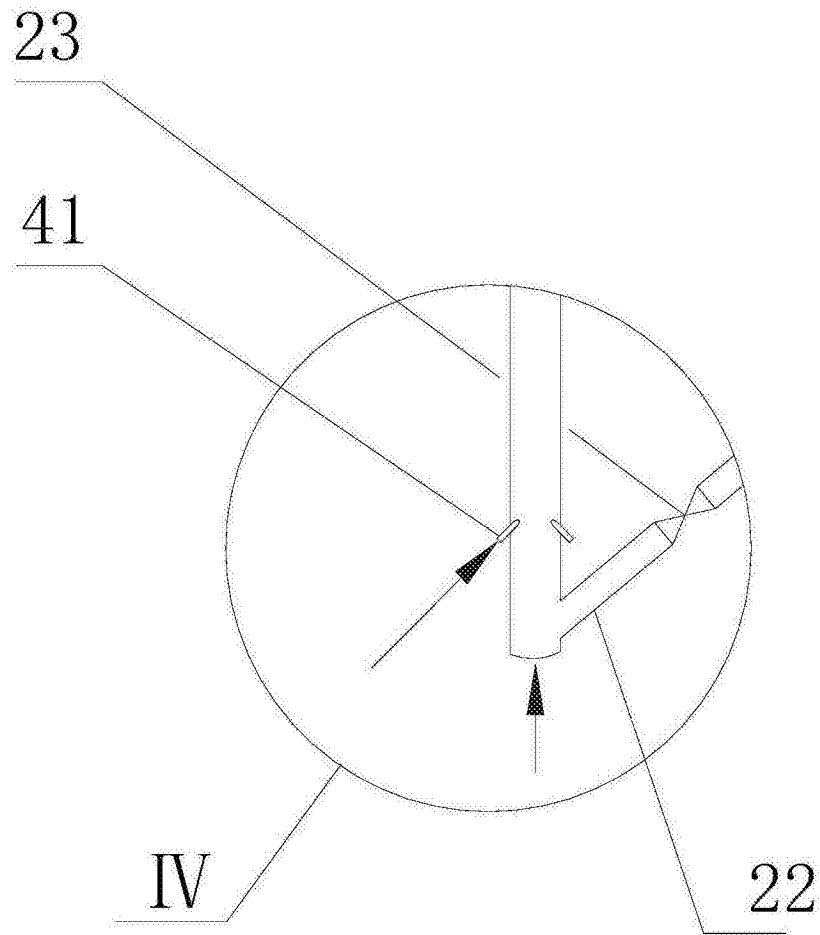


图4