



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 110997876 A

(43)申请公布日 2020.04.10

(21)申请号 201880048587.X

(74)专利代理机构 上海专利商标事务所有限公司 31100

(22)申请日 2018.07.18

代理人 陆嘉

(30)优先权数据

62/534,111 2017.07.18 US

(51)Int.Cl.

C10G 47/02(2006.01)

(85)PCT国际申请进入国家阶段日

2020.01.20

(86)PCT国际申请的申请数据

PCT/US2018/042754 2018.07.18

(87)PCT国际申请的公布数据

WO2019/018569 EN 2019.01.24

(71)申请人 鲁姆斯科技有限责任公司

地址 美国新泽西州

(72)发明人 K·M·森达拉姆

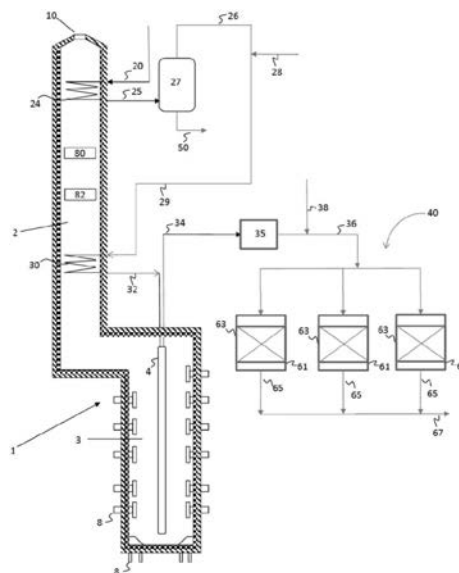
权利要求书2页 说明书10页 附图2页

(54)发明名称

烯烃生产的一体化热裂化和催化裂化

(57)摘要

本公开的实施例涉及用于生产烯烃和/或二烯烃的系统和方法。该方法可以包括：热裂化含烃进料以产生含烯烃和链烷烃混合物的裂化的烃流出物；使所述裂化的烃流出物催化裂化，以产生含有额外的烯烃和/或二烯烃的催化裂化的流出物。该系统可以包括：反应区，用于使含烃进料热裂化以产生含烯烃和链烷烃混合物的裂化的烃流出物；催化裂化反应区，用于将所述裂化的烃流出物催化裂化，以产生含有额外的烯烃和/或二烯烃的催化裂化的烃流出物。



1. 一种生产烯烃和/或二烯烃的方法,该方法包括:
热裂化含烃进料以产生含烯烃和链烷烃混合物的裂化的烃流出物,其中,所述含烃进料中烃的转化率在约20%至50%的范围内;
催化裂化所述裂化的烃流出物,以产生含有额外的烯烃和/或二烯烃的催化裂化的流出物。
2. 根据权利要求1所述的方法,其中,在催化裂化步骤之前不对所述裂化的烃流出物进行分离。
3. 根据权利要求1所述的方法,还包括:通过直接或间接热交换冷却所述裂化的烃流出物。
4. 根据权利要求1所述的方法,其中,所述热裂化在热解反应器中进行,其中,从所述热解反应器回收的所述裂化的烃流出物的温度在约550°C至约800°C的范围内。
5. 根据权利要求4所述的方法,还包括:在催化裂化所述裂化的烃流出物之前,将所述裂化的烃流出物冷却至约550°C至约750°C的温度。
6. 根据权利要求1所述的方法,还包括:将所述催化裂化的流出物分离成选自氢馏分、甲烷馏分、C2馏分、乙烯馏分、乙烷馏分、C3馏分、丙烯馏分、丙烷馏分、C4馏分、丁二烯馏分、丁烯馏分、丁烷馏分和含C5+的馏分的一种或多种馏分。
7. 根据权利要求1所述的方法,还包括:将蒸汽、二氧化碳和/或氮气与所述含烃进料混合以形成稀释的进料混合物。
8. 根据权利要求7所述的方法,其中,所述稀释的进料混合物具有的蒸汽与烃的重量比在约0.05至0.2的范围内。
9. 一种用于生产烯烃和/或二烯烃的系统,该系统包括:
用于对含烃进料进行热裂化的反应区,以产生含烯烃和链烷烃混合物的裂化的烃流出物;
催化裂化反应区,所述催化裂化反应区用于对所述裂化的烃流出物进行催化裂化,以产生含有额外的烯烃和/或二烯烃的催化裂化的烃流出物。
10. 根据权利要求9所述的系统,还包括进料管线,所述进料管线用于在不进行成分分离的情况下,将所述裂化的烃流出物转移至所述催化裂化反应区。
11. 根据权利要求9所述的系统,还包括进料管线,所述进料管线用于将烃进料与所述裂化的烃流出物混合以降低所述裂化的烃流出物的温度。
12. 根据权利要求9所述的系统,其中,所述用于热裂化的反应区包括热解反应器。
13. 根据权利要求9所述的系统,其中,所述催化裂化反应区包括提升管反应器。
14. 根据权利要求9所述的系统,其中,所述催化裂化反应区包括两个或更多个以交错方式并行操作的固定床。
15. 根据权利要求9所述的系统,还包括用于将所述含烃进料与蒸汽、二氧化碳或氮气中的一种或多种进行混合的进料管线。
16. 一种生产烯烃和/或二烯烃的方法,该方法包括:
在热解反应器的对流区中加热包括一种或多种烃的烃原料,以形成加热的烃混合物;
将所述加热的烃混合物与蒸汽混合以形成蒸汽/烃比为0.04至0.2的混合原料;
在所述热解反应器的所述对流区中加热所述混合原料;

使所述混合原料在所述热解反应器的辐射区中反应,以转化一部分烃,以产生含烯烃和链烷烃混合物的裂化的烃流出物;

将所述裂化的烃流出物全部送至催化裂化反应区,以使所述裂化的烃流出物催化裂化以产生包含额外的烯烃和/或二烯烃的催化裂化的烃流出物;

分离所述催化裂化的烃流出物以回收选自氢馏分、甲烷馏分、C2馏分、乙烯馏分、乙烷馏分、C3馏分、丙烯馏分、丙烷馏分、C4馏分、丁二烯馏分、丁烯馏分、丁烷馏分和含C5+的馏分的一种或多种馏分。

17. 根据权利要求16所述的方法,其中,所述催化裂化反应区包括提升管反应器。

18. 根据权利要求17所述的方法,还包括:将石脑油馏分送至所述提升管反应器中。

19. 根据权利要求16所述的方法,其中,所述催化裂化反应区包括两个或更多个以交错方式并行操作的固定床。

20. 根据权利要求16所述的方法,还包括:通过直接或间接热交换冷却所述裂化的烃流出物。

烯烃生产的一体化热裂化和催化裂化

背景技术

[0001] 蒸汽裂化炉通常以高转化率运行,主要生产乙烯和丙烯作为所需产品。热裂化是一种非选择性过程,其取决于烃分压、停留时间和温度。催化裂化过程是选择性过程。但是,催化裂化不能产生高的乙烯收率。

发明内容

[0002] 一方面,本公开的实施例涉及生产烯烃和/或二烯烃的方法。该方法可以包括:热裂化含烃进料以产生含烯烃和链烷烃混合物的裂化的烃流出物。含烃进料中烃的转化率在约20%至50%的范围内。该方法还包括将裂化的烃流出物进行催化裂化以产生包含额外的烯烃和/或二烯烃的催化裂化的流出物。

[0003] 在另一方面,本公开的实施例涉及用于生产烯烃和/或二烯烃的系统。该系统可以包括:反应区,用于使含烃进料热裂化以产生含烯烃和链烷烃混合物的裂化的烃流出物;催化裂化反应区,用于将裂化的烃类流出物催化裂化,以产生含有额外的烯烃和/或二烯烃的催化裂化的烃流出物。

[0004] 一方面,本公开的实施例涉及生产烯烃和/或二烯烃的方法。该方法可以包括在热解反应器的对流区中加热包括一种或多种烃的烃原料,以形成加热的烃混合物。加热的烃混合物可以与蒸汽混合以形成蒸汽/烃比为0.04至0.2的混合原料。可以在热解反应器的对流区中加热混合原料,然后可以在热解反应器的辐射区中使混合原料反应,以转化一部分烃,以产生包含烯烃和链烷烃混合物的裂化的烃流出物。然后将裂化的烃流出物全部送至催化裂化反应区,以使裂化的烃流出物催化裂化以产生包含额外的烯烃和/或二烯烃的催化裂化的烃流出物。可以将所得的催化裂化的烃流出物分离以回收选自氢馏分、甲烷馏分、C2馏分、乙烯馏分、乙烷馏分、C3馏分、丙烯馏分、丙烷馏分、C4馏分、丁二烯馏分、丁烯馏分、丁烷馏分和含C5+的馏分的一种或多种馏分。

[0005] 根据以下描述和所附权利要求,其他方面和优点将显而易见。

附图说明

[0006] 图1是示出了根据本公开的实施例的用于从烃混合物生产烯烃的一体化热解-催化裂化系统的简化工艺流程图。

[0007] 图2是示出了根据本公开的实施例的用于从烃混合物生产烯烃的一体化热解-催化裂化系统的简化工艺流程图。

具体实施方式

[0008] 本公开的实施例总体上涉及用于烃或烃混合物的热解和催化裂化以生产烯烃的一体化方法。更具体而言,本公开的实施例提供了一种方法,该方法包括烃原料的有限的热转化,然后进行催化裂化。

[0009] 过度转化和结焦是同时使用热裂化和催化裂化的常见障碍。本公开的实施例克服

了这些障碍,使得系统中的选择性提高、收率更高、能耗更低,并且与单独的系统相比,其资本成本也更低。与常规的蒸汽裂化反应器相比,本公开实施例的热裂化反应器得到了简化,在不同的温度和压力下运行,并且具有不同的传热性能,从而以低得多的资本成本消除/最小化了有害的焦炭。与常规进料相比,来自热裂化反应器的流出物是用于催化裂化的更好的原料,因为组成已经改变,以使反应更快速、能量输入更少、目标产物收率更高。这也将使催化裂化反应器能够处理更多的进料,并从给定尺寸的反应器系统生产更多的产品。根据本公开的实施例的热裂化反应器和催化裂化反应器的组合也可用于处理各种烃进料,包括比C2至C5链烷烃重的进料,例如石脑油。

[0010] 根据本公开的实施例,可以使用热非催化热解反应器来通过以相对低的转化率热处理烃进料来对其进行预处理,以制备在较低的能量下在催化反应器中被更多转化的进料。催化裂化反应器的进料组成也被改变,使得该进料将产生更高水平的目标产物。

[0011] 在热解反应器中,烃进料在对流段中被预热,与稀释蒸汽混合,然后被送到辐射段。在热解加热器中保持较低的裂化苛刻度。这会将烃主要热裂化为初级(大)烯烃和一些轻质烯烃(如乙烯和丙烯)。

[0012] 由于低的裂化苛刻度,次级裂化被降低到最低水平。然后将来自热裂化反应区的流出物送至催化裂化器反应区,以将流出物中的烃催化裂化为轻质烯烃。该反应方案改善了丙烯的生产并减少了燃料气和燃料油组分。该方案还减少了能耗,并且与纯热裂化相比,可在流出物中产生更高的丙烯/乙烯比。在本公开的实施例中,当使用填充床而不是提升管裂化器进行催化裂化时,产物不含NO_x和/或氧气,因此简化了产物回收。

[0013] 本公开的实施例可以使用任何进料,包括那些含烯烃的进料,其中进料可以包括C5+烃。换句话说,本公开的原料可包括石脑油范围的烃以及其他较重的烃原料。在一些实施例中,也可以使用全原油或含有高沸点烃的其他烃馏分。CO₂、N₂和蒸汽或任何其他惰性气体可以用作稀释剂,以降低热解和催化脱氢反应器中的分压并提高烯烃的选择性。根据本公开的实施例,也可以使用较轻的烃进料,包括含C2、C3和C4烃的烃进料。

[0014] 根据本公开实施例的热非催化热解反应器可以描述为预反应器,以调节到催化裂化反应器的进料。热裂化反应可以例如在比典型的催化裂化反应器进料的预热所需的温度更高的温度下进行,以实现所需的热裂化转化率。或者,热裂化反应可以在比预热催化裂化反应器进料的典型时间更长的停留时间上发生,从而实现期望的转化率。换句话说,仅简单地通过在现有技术的催化脱氢方法中包括预热器将进料加热到所需的催化脱氢温度(其中典型的预热基本上不产生或仅产生极小的转化率(<1%)),并不能实现本公开的一体化方法和益处。

[0015] 取决于进料组成,可以将合适的低转化率用于热裂解步骤。通常,热裂化阶段的转化率可以是典型的热解反应器的转化率的一半。取决于热裂化反应器进料组成,目标转化率将小于50%(例如小于40%,小于35%,或小于30%,或小于25%),并且在一些实施例中可以在20%或25%或30%的下限和30%或35%或40%或45%或50%的上限之间。因此,在一些实施例中,合适的转化率可以是20%-25%、25%-30%、30%-35%、35%-40%、40%-45%、45%-50%及其组合,包括其间的所有点。除非另有说明,否则本公开所述的转化率是基于摩尔的转化率。例如,对于石脑油进料,热裂化步骤中的转化率可以为约30%。

[0016] 因此,与传统的蒸汽裂化炉相比,催化裂化反应器的进料已经在不同的温度/压力

条件以及不同的蒸汽/油比(或稀释剂/油比)下进行了预处理和转化。这种结合导致较低的资金投入,并使结合的反应器系统能够以更高的选择性运行,以生产更多的总烯烃产品(乙烯/丙烯/丁烯/丁二烯/C5烯烃)。

[0017] 如上所述,实际上,根据本公开的实施例,任何烃进料都可用于生产乙烯和丙烯,包括但不限于全原油或与瓦斯油或其他烃料流组合的全原油。对于比C3重的进料,可以获得比单独的热裂化所产生的更高的丙烯/乙烯(P:E)比。虽然总体概念保持不变,但可以针对不同的进料修改所选的运行条件。在进料为全原油或全原油与瓦斯油或其他烃料流的烃混合物的那些实施例中,不需要使用上游的原油蒸馏塔。

[0018] 图1示出了根据本公开的实施例的一体化热解和催化裂化系统的简化工艺流程图。诸如燃烧管式炉的热解加热器1可以用于将烃热裂化为乙烯、丙烯、丁烯和其他烯烃化合物。热解加热器1具有对流段(或对流区)2以及裂化段(或辐射加热区)3。热解加热器1包含一个或多个工艺管4(辐射盘管),经由烃进料管线20进送的一部分烃通过该工艺管4在加热后发生热裂化,产生产品气体。辐射热和对流热是通过燃烧加热介质来提供的,该加热介质通过诸如炉床燃烧器、地板燃烧器或壁式燃烧器之类的加热介质入口8引入热解加热器1的裂化段3,并通过排气口10排出。

[0019] 可以将烃原料20(其可以是单一烃或烃的混合物,例如C2-C6烃)和/或重质进料(例如石脑油、原油或包含原油的烃混合物)入设置在热解加热器1的对流段2中的加热盘管24。在加热盘管24中,烃原料可通过与废气的对流热交换而被加热和/或汽化。

[0020] 根据烃原料的沸程,所得的加热的烃原料25可以部分或完全汽化。然后可以将完全汽化的原料送去进行过热和裂化。对于仅部分汽化的原料,可使加热的烃原料25经过一个或多个闪蒸鼓27,以将加热的烃蒸气26与液体50分离。仅对于包括较重烃的混合物才需要闪蒸鼓27,并且闪蒸鼓可不用于裂化较轻的进料(例如石脑油和瓦斯油)的过程。液体50可以例如在第二加热/汽化盘管和第二辐射盘管中分别进行处理以产生额外的烯烃,或者可以通过其他加氢转化过程进行处理以产生更高价值的最终产物。

[0021] 如果需要,然后可以将加热的烃原料26与蒸汽或惰性化合物(如氮气、二氧化碳或任何其他无机气体)混合。稀释蒸汽或惰性气体可以通过流动管线28供应至工艺。工厂中该工艺或额外的工艺的各个部分可使用低温或饱和蒸汽,而其他部分可使用高温过热蒸汽。可以通过设置在热解加热器1的对流区2中的加热盘管80、82来加热或过热工艺中或工厂中其他地方使用的蒸汽。

[0022] 然后可以将料流29中的加热的烃混合物送至加热盘管30,该加热盘管30可以放置在热解加热器1的较低高度处,因此比加热盘管24的温度更高。然后可以将所得的过热的混合物经由流动管线32送至设置在热解加热器1的辐射区3中的一个或多个工艺管4中的一个或多个盘管(未标记),所述盘管在通过热裂化使烃蒸气部分转化的温度下操作。裂化的烃产物然后可以经由流动管线34回收。

[0023] 然后可以将裂化的烃产物经由流动管线34、36送至催化裂化反应区40。可选地,可以将额外的烃38与裂化的烃产物34合并以在催化裂化反应区40中转化。额外的烃38在一些实施例中可以包括例如一部分烃原料20,在其他实施例中还包括其他馏分。取决于一个或多个工艺管4中的一个或多个盘管的出口温度,额外的烃38可用于将裂化的流出物冷却(但不是急冷)至所需的催化裂化反应区入口温度。作为替代方案或附加方案,可以使用转

油线换热器35将裂化的烃产物34的温度降低至催化裂化反应区所需的入口温度。在同时使用直接交换和间接交换的情况下,则可以以任何顺序放置这些装置。

[0024] 如图所示,然后将流动管线36中的烃送至催化裂化反应区40,该催化裂化反应区可包括一个或多个串联或并联运行的催化裂化反应器61。催化裂化反应器可各自包含一个或多个含裂化催化剂的床63。然后可以经由流动管线65从反应器61中回收催化裂化的流出物,并且经由流动管线67将催化裂化的流出物送至产物回收和分离区(未示出)。尽管未示出,但是催化裂化反应区40还可以包括用于供应蒸汽和空气以进行除焦的进料管线和控制阀、用于使催化裂化的流出物65急冷的急冷系统以及用于从经过除焦和/或催化剂再生的反应器中回收除焦流出物的流动管线。

[0025] 催化裂化反应区40可包括固定床反应器、填充床反应器、淤浆反应器、流化床反应器或任何其他类型的裂化反应器。如图所示,反应区40可以包括三个固定床反应器,它们可以以交错的方式操作。由于催化剂可能迅速失活,因此可能需要多个填充床反应器。由于热裂化炉的苛刻度较低,因此热盘管反应器可能需要运行数月才需要进行清洁(除焦)。由于催化剂失活,产品分布也将随时间变化。为了使产品成分的波动最小化,填充床将在开始裂化和开始结焦之间(在时间上)交错排列。例如,假设系统含4个反应器,其中在任何给定时间使用三个反应器进行裂化。一个反应器处于除焦循环中。第一反应器将处于接近清洁的条件下(催化剂处于初始活性),第二反应器的活性为33%,第三反应器的活性为67%。取出达到催化剂活性极限的第四反应器并使其再生。因此,当第四个反应器清洁后,它将代替第一个反应器,第一个反应器将充当第二个反应器,第二个反应器将充当旧的第三个反应器,而旧的第三个反应器将进行除焦。重复此循环。当循环不同步时,可能需要额外的备用反应器。所示的3-反应器系统可以使用类似的配置,其中一个正在除焦,另外两个分别处于活性循环的0%和50%。其他循环配置可用于具有更多或更少数量的反应器的反应区。

[0026] 在一些实施例中,液体馏分50或其一部分可用作额外的烃进料38。液体馏分50的升高的温度可用于有效地冷却而不是急冷热裂化器的流出物,同时提供原料20向轻质烃的额外总转化。

[0027] 图2示出了根据本公开的实施例的一体化热解和催化裂化系统的简化工艺流程图,其中相同的数字表示相同的部件。诸如燃烧管式炉的热解加热器1可以用于将烃热裂化为乙烯、丙烯、丁烯和其他烯烃化合物。热解加热器1具有对流段(或对流区)2以及裂化段(或辐射加热区)3。热解加热器1包含一个或多个工艺管4(辐射盘管),经由烃进料管线20进送的一部分烃通过该工艺管4在加热后发生热裂化,产生产品气体。辐射热和对流热是通过燃烧加热介质来提供的,该加热介质通过诸如炉床燃烧器、地板燃烧器或壁式燃烧器之类的加热介质入口8引入热解加热器1的裂化段3,并通过排气口10排出。

[0028] 可以将烃原料20(其可以是单一烃或烃的混合物,例如C2-C6烃)引入设置在热解加热器1的对流段2中的加热盘管24。在加热盘管24中,烃原料可通过与废气的对流热交换而被加热和/或汽化。

[0029] 根据烃原料的沸程,所得的加热的烃原料25可以部分或完全汽化。然后可以将完全汽化的原料送去进行过热的裂化。对于仅部分汽化的原料,可使加热的烃原料25经过一个或多个闪蒸鼓27,以将加热的烃蒸气26与液体50分离。类似于以上关于图1描述的实施例,仅对于包括较重烃的混合物才需要闪蒸鼓27,并且闪蒸鼓可不用于裂化较轻进料的过

程。液体50可以例如在第二加热/汽化盘管和第二辐射盘管中分别进行处理以产生额外的烯烃,或者可以通过其他加氢转化过程进行处理以产生更高价值的最终产物。

[0030] 如果需要,然后将加热的烃原料26与蒸汽或惰性化合物(如氮气、二氧化碳或任何其他无机气体)混合。稀释蒸汽或惰性气体可以通过流动管线28供应至工艺。工厂中该工艺或额外的工艺的各个部分可使用低温或饱和蒸汽,而其他部分可使用高温过热蒸汽。可以通过设置在热解加热器1的对流区2中的加热盘管80、82来加热或过热工艺中或工厂中其他地方使用的蒸汽。

[0031] 然后将料流29中的加热的烃混合物送至加热盘管30,该加热盘管30可以放置在热解加热器1的较低高度处,因此比加热盘管24的温度更高。然后将所得的过热的混合物经由流动管线32送至设置在热解加热器1的辐射区3中的一个或多个工艺管4中的一个或多个盘管,所述盘管在通过热裂化使烃蒸气部分转化的温度下操作。裂化的烃产物然后可以经由流动管线34回收。

[0032] 然后将裂化的烃产物经由流动管线34、36送至催化裂化反应区40。可选地,可以将额外的烃38与裂化的烃产物34合并以在催化裂化反应区40中转化。取决于一个或多个工艺管4中的一个或多个盘管的出口温度,额外的烃38可用于将裂化的流出物冷却(但不是急冷)至所需的催化裂化反应区入口温度。在一些实施例中,额外的烃可以包括烃原料20的一部分。作为替代方案或附加方案,可以使用转油线换热器35将裂化的烃产物34的温度降低至催化裂化反应区所需的流动管线36入口温度。在同时使用直接交换和间接交换的情况下,则可以以任何顺序放置这些装置。

[0033] 然后将流动管线36中的烃送至催化裂化反应区70,该催化裂化反应区70可以包括流化催化裂化(FCC)反应器系统。通过位于提升管反应器73底部附近的一个或多个进料注入器72注入料流36中的热裂化流出物。提升管反应器进料接触通过J形弯头71引入的热的再生催化剂。所述催化剂例如可以是Y型沸石基催化剂,其可以单独使用或与其他催化剂(如ZSM-5或ZSM-11)组合使用。

[0034] 用于维持进料汽化、使引入提升管反应器73的任何其他烃进料(未示出)汽化和/或将进料温度保持或升高至所需的反应器温度(例如在500℃至约700℃的范围内)所需的热量,以及吸热的热量(反应热),都可以由来自再生器77的热的再生催化剂以及热解反应器1提供。提升管反应器73中的压力通常在约1barg至约5barg的范围内。

[0035] 在催化裂化反应的主要部分完成后,产物、未转化的进料蒸气和废催化剂的混合物流入容纳在旋风分离器安全壳78中的两级旋风分离器系统中。两级旋风分离器系统包括初级旋风分离器84,用于将废催化剂与蒸气分离。废催化剂通过初级旋风分离器料腿85排入汽提塔89。从次级旋风分离器86中分离出夹带有从初级旋风分离器84分离出的蒸气的细催化剂颗粒。收集的催化剂通过料腿87排放到汽提塔89中。来自次级旋风分离器86的蒸气通过连接到增压室91的次级旋风分离器出口排出,然后通过反应器蒸气管线93被送至主分馏器/气体分馏装置(未示出),以回收包括所需烯烃在内的产物。如有必要,可通过分配器管线92引入轻循环油(LCO)或蒸汽作为急冷介质,进一步冷却产品蒸气。

[0036] 通过料腿85、87回收的废催化剂在汽提床89中进行汽提,以通过与蒸汽的逆流接触去除间隙蒸汽(捕获在催化剂颗粒之间的烃蒸气),该蒸气通过蒸汽分配器100引入汽提塔89的底部。然后,废催化剂通过废催化剂竖管103和提升管线105转移至再生器77。位于废

催化剂竖管103上的废催化剂滑阀107用于控制催化剂从汽提塔89到再生器77的流动。可以通过分配器104引入一小部分燃烧空气,以帮助平稳地转移废催化剂。

[0037] 焦化的催化剂或废催化剂通过密相再生器床124中心的废催化剂分配器106排出。燃烧空气由位于再生器床124底部的空气分配器108引入。然后,沉积在催化剂上的焦炭通过与燃烧空气的反应在再生器77中燃烧掉。例如,再生器77可以在约640°C至约750°C的温度和约1barg至约5barg的压力下操作。与烟气一起夹带的催化剂细粉被收集在初级旋风分离器109和次级旋风分离器121中,并通过各自的料腿120、122排入再生器催化剂床中。从次级旋风分离器121的出口回收的烟气经由再生器增压室23被引导至烟气管线140,以用于下游废热回收和/或功率回收。

[0038] 可将再生催化剂的第一部分经由排出管线125排出至再生催化剂(RCSP)料斗(未示出),该排出管线与再生器77和再生催化剂竖管127流体连通。RCSP料斗中的催化剂床可同再生器77的床水平漂浮。再生催化剂然后通过J形弯头71连通的再生催化剂竖管127从料斗转移到提升管反应器73中。从再生器77到提升管反应器73的催化剂流可以通过位于再生催化剂竖管127上的滑阀128进行调节。调节滑阀128的开度以控制催化剂流,以在提升反应器73中维持所需的最高温度。

[0039] 除提升蒸汽外,还可采取措施将例如C4烯烃和石脑油的进料流或类似的外部料流作为提升介质通过位于Y形段的气体分配器130注入到J形弯头71中,以使再生催化剂从J形弯头71平稳转移至提升管反应器73。J形弯头71还可以用作密相床反应器,用于在有利于此类反应的条件(例如WHSV为 0.5h^{-1} 至 50h^{-1} ,温度为640°C至750°C,停留时间少于1秒至10秒(例如1秒至9秒或3秒至8秒))将C4烯烃和石脑油料流裂化为轻质烯烃。可以优化J形弯头71的直径或尺寸以实现这些条件。

[0040] 再生器77可以在具有0.5m/s至1.2m/s范围内的表观气体速度和 $400\text{kg}/\text{m}^3$ 至 $600\text{kg}/\text{m}^3$ 范围内的床密度的常规湍流状态下操作。根据需要,可以经由一个或多个流动管线142引入补充催化剂。催化裂化反应器中使用的催化剂可以是单一催化剂或Y型沸石/FCC催化剂和ZSM-5或其他类似催化剂的组合,例如在US5043522和US5846402中提到的那些。

[0041] 在一些实施例中,液体馏分50或其一部分可以通过重质烃注入喷嘴(未示出)送至提升管反应器73中。以这种方式,较重的烃可在提升管反应器中经受催化裂化,产生额外的轻质烃并增加烃原料20的总转化率。

[0042] 如上所述,本公开的实施例将热解与催化裂化整合。首先用少量蒸汽或不使用蒸汽将热解反应进行至低转化率,为催化裂化单元提供改进的进料。将热裂化流出物送至催化裂化器的各种方式都是可能的,例如以上关于图1和图2所说明的。

[0043] 作为另一个示例,尽管可以使用任何烃,但是可以选择石脑油作为通过图1和图2的系统处理的烃。

[0044] 石脑油在对流段的进料预热盘中预热。然后将其与稀释蒸汽混合。蒸汽的量可以为零,直至如催化裂化催化剂性能所限制的最大量。在一些实施例中,所使用的蒸汽/油比(w/w)可以在约0.05至约0.2的范围内。稀释蒸汽可以在对流段中过热,或者可以不过热。通常,石脑油与稀释蒸汽混合后会完全汽化。当使用原油等非常重的进料时,未汽化的进料可以不送去进行进一步汽化/过热,但是可以从对流段中取出。只有汽化的烃加上蒸汽在对流段中进一步过热,然后被送至辐射盘管。

[0045] 辐射段在相对低的苛刻度下操作。由于热裂化的苛刻度较低,因此可以使用任何辐射盘管设计。实际上,低选择性的SRT-1型(蛇形)盘管可能是有利的,因为其便宜且每个盘管具有高容量。但是,可以使用任何辐射盘管。盘管出口温度将很低,通常低于800℃,并且进料转化率将小于在仅使用热裂化炉的情况下遇到的典型转化率值的一半。

[0046] 热解步骤的最大盘管出口温度应保持相对较低。例如,辐射盘管出口温度(COT)可低于800℃。在一些实施例中,COT可以在从约550℃到约800℃的范围内,例如从约650℃到约750℃或从约725℃到约775℃。

[0047] 当使用较高的盘管出口温度时,可在催化裂化之前注入更冷的进料以将热解流出物冷却至所需温度。很高的温度可能会影响催化裂化催化剂的性能。基于所用的催化剂,应适当选择催化裂化进料温度。结合送至提升管反应器或催化裂化反应器的再生催化剂,该温度必须足以进行催化裂化反应。

[0048] 由于裂化催化剂通常不能暴露在高温下,因此必须监控和控制盘管出口温度。如果经济决定需要较高的温度,则可以使用中间的转油线换热器或直接热交换将盘管流出物冷却至所需水平。否则,可将热裂化炉(或热解单元)的流出物送至催化裂化炉,而无需进一步处理。从热解反应器出来的产物在催化脱氢之前没有进行组分分离(相对于分离成两个或两个以上组成相同的部分而言,例如通过给并联反应器供料的三通)。为了促进在热裂化步骤和催化裂化步骤之间的流动,可以在大于催化裂化步骤的压力下进行热裂化步骤。

[0049] 原则上,可以使用任何类型的催化裂化器。在工业上,流化催化裂化器(FCC)很常见。这是一种提升管裂化器。也可以考虑使用流化床裂化器。也可以使用填充床反应器。催化剂迅速失活,因此必须连续或定期再生。FCC使用连续再生。固定床反应器可使用定期再生。在本示例中以固定床操作来说明催化反应器系统。然而,并不限于固定床,并且可以使用任何类型的反应器。由于催化剂迅速失活,因此需要多个填充床反应器。由于热裂化器的苛刻度较低,因此其将运行数月才需要进行清洁(除焦)。由于催化剂失活,产品分布也将随时间变化。为了使产品成分的波动最小化,填充床将在开始裂化和开始结焦之间(在时间上)交错排列。例如,假设系统有四个反应器,其中三个反应器用于裂化,一个反应器进行除焦。第一反应器将处于接近清洁的条件下(催化剂处于初始活性),第二反应器的活性为33%,第三反应器的活性为67%。取出达到催化剂活性极限的第四反应器并使其再生。因此,当第四个反应器清洁后,它将代替第一个反应器,第一个反应器将充当旧的第二个反应器,第二个反应器将充当旧的第三个反应器,而旧的第三个反应器将进行除焦。重复此循环。当循环不同步时,可能需要额外的备用反应器。

[0050] 使用FCC或流化床时,没有循环操作。在FCC方法中,所有催化剂都被送入再生器并再送回。在流化床反应器中,一部分催化剂被取出并再生并送回流化床。在填充床、常规流化床或FCC类型的反应器中,可以优化空速和催化剂循环以及其他关键参数,以裂化含烯烃的热解流出物。当使用固定床反应器时,可以将其放置在燃烧加热器中和/或可以绝热地操作。反应的热量将决定最佳的操作模式和设计。通常,较好的环境是燃烧环境,因为其更紧凑。在催化反应器之后,可将流出物急冷并回收产物。

[0051] 商业上有许多催化剂可用于催化裂化。可以使用任何合适的催化剂。通常,将具有或不具有添加剂的Y型沸石用于重质进料。ZSM-5用于石脑油和更轻的烃进料。为了满足流出物中所需的P/E比,优选在催化剂混合物中更高或最佳浓度的ZSM-5催化剂。ZSM-5将高级

烯烃选择性地转化为低级烯烃 (C₃H₆和C₄H₈)。但是,可以使用任何对催化裂化有益的催化剂。

[0052] 表1给出了石脑油裂化的典型示例。单程收率被定义为在反应器出口获得的收率。在将乙炔和MAPD加氢并将C₂、C₃和C₄饱和物再循环到热裂化装置中使其完全反应后,可计算出有价值化学品的收率。这代表了制造有价值的化学品的潜力。有价值的化学品包括乙烯、丙烯、丁二烯、丁烯、苯、甲苯和C₈芳烃。

[0053] 表1:一体化石脑油裂化的估计产品分布进料属性

进料属性			
比重	0.693		
初馏点	34°C		
50%馏点	82.5°C		
终馏点	161°C		
链烷烃含量	74.4 wt%		
环烷烃含量	17.1 wt%		
芳烃含量	8.5 wt%		
工艺比较	仅热裂化	仅热裂化	热裂化加催化裂化
苛刻度	烯烃最大化	丙烯最大化	热裂化苛刻度很低
[0054] 单程收率, wt%			
H ₂ + CH ₄	15.3	12.95	11.9
C ₂ H ₄	29.95	26.2	23.0
C ₂ H ₆	3.25	3.5	6.0
C ₃ H ₆	16.25	17.0	26.0
C ₃ H ₈	0.3	0.35	3.9
C ₄ s	10.0	12.3	9.75
C ₅ -C ₈	19.0	23.4	16.05
C ₉ +及其他	5.95	4.3	3.4
C ₂ H ₄ + C ₃ H ₆	46.2	43.2	49.0

[0055]	丙烯/乙烯比, w/w	0.54	0.65	1.13
	C5-C8 中的 BTX 百分比	67	47	64
	有价值化学品收率	72.8	70.1	75.0

[0056] 当石脑油在烯烃最大化模式下单独热裂化时, 盘管出口温度约为840℃, 而对于丙烯最大化模式, 则出口温度约为820℃。盘管出口温度取决于设计。对于根据本公开的实施例的热裂化和催化裂化, 对于热裂化反应器, 盘管出口温度将低于800℃, 并且在一些实施例中, 对于热裂化反应器, 盘管出口温度可低于750℃。催化裂化反应器出口温度通常低于700℃。

[0057] 尽管在实施例中使用了石脑油, 但是可以使用任何烃。当加工原油时, 进料预热可以仅使石脑油沸程范围的烃汽化。重质(未汽化的)烃可以送至精炼厂进行进一步处理(如FCC或减粘等)。或者, 可以将其送至热解燃料油分离单元。可以将重质油与轻质油分离, 单独的轻质油可以在单独的反应器系统中裂化(先热裂化后再催化裂化)。或者, 可以仅在催化裂化器中裂化重质油。在一些实施例中, 可将较重的组分送至入口72下游的提升管反应器中, 以使较重的烃以较低的苛刻度进行裂化。

[0058] 所有汽油组分(C5-400°F)范围的材料(无论是否部分氢化(主要是烯烃和非常低的二烯烃))都可用作本公开的原料。在一些实施例中, 可将汽油范围材料送至BTX萃取(苯-甲苯-二甲苯萃取), 并将提余液送至裂化加热器系统, 该系统可包括根据本公开实施例的热裂化及后续催化裂化。

[0059] 所需的加热可以与用于热裂化的燃烧加热器集成在一起。热裂化和催化裂化可以在相同的燃烧加热器中或在不同的加热器中进行。催化裂化可以在不使用燃烧加热器的情况下绝热进行, 这可取决于进料和催化剂的类型。热裂化反应器和催化裂化反应器均可通过蒸汽/空气除焦方法进行除焦或催化剂再生。仅对催化裂化流出物进行产品回收。除焦流出物可被排出。由于在固定床工艺中催化剂再生被分离出来, 因此产品中不含NO_x或氧气。因此, 回收段很简单。如果必须降低催化裂化反应器的入口温度, 则可以使用新鲜进料来调节温度。

[0060] 可以处理来自催化裂化反应器的烃流出物以适当地分离和回收烯烃和二烯烃。例如, 可以使用一个或多个蒸馏塔将催化裂化反应器的流出物分离成两个或多个馏分, 例如氢馏分、甲烷馏分、C₂馏分、乙烯馏分、乙烷馏分、C₃馏分、丙烯馏分、丙烷馏分、C₄馏分、丁二烯馏分、丁烯馏分、丁烷馏分和/或含C₅+的馏分。如果需要, 可将部分或全部含C₅+的馏分再循环以进一步裂化以生产额外所需的产物。

[0061] 如上所述, 本公开的实施例将热裂化与催化裂化整合。热裂化是非选择性过程, 其取决于烃分压、停留时间和温度。催化过程是选择性的, 然而不能产生高的乙烯收率, 但是可以产生高的丙烯收率。本公开的实施例以新颖的方式结合了热裂化和催化裂化以产生高收率的乙烯和丙烯。

[0062] 虽然本公开包括有限数量的实施例, 但是受益于本公开的本领域技术人员将理

解,可以设计出不脱离本公开的范围的其他实施例。因此,范围应仅由所附权利要求限制。

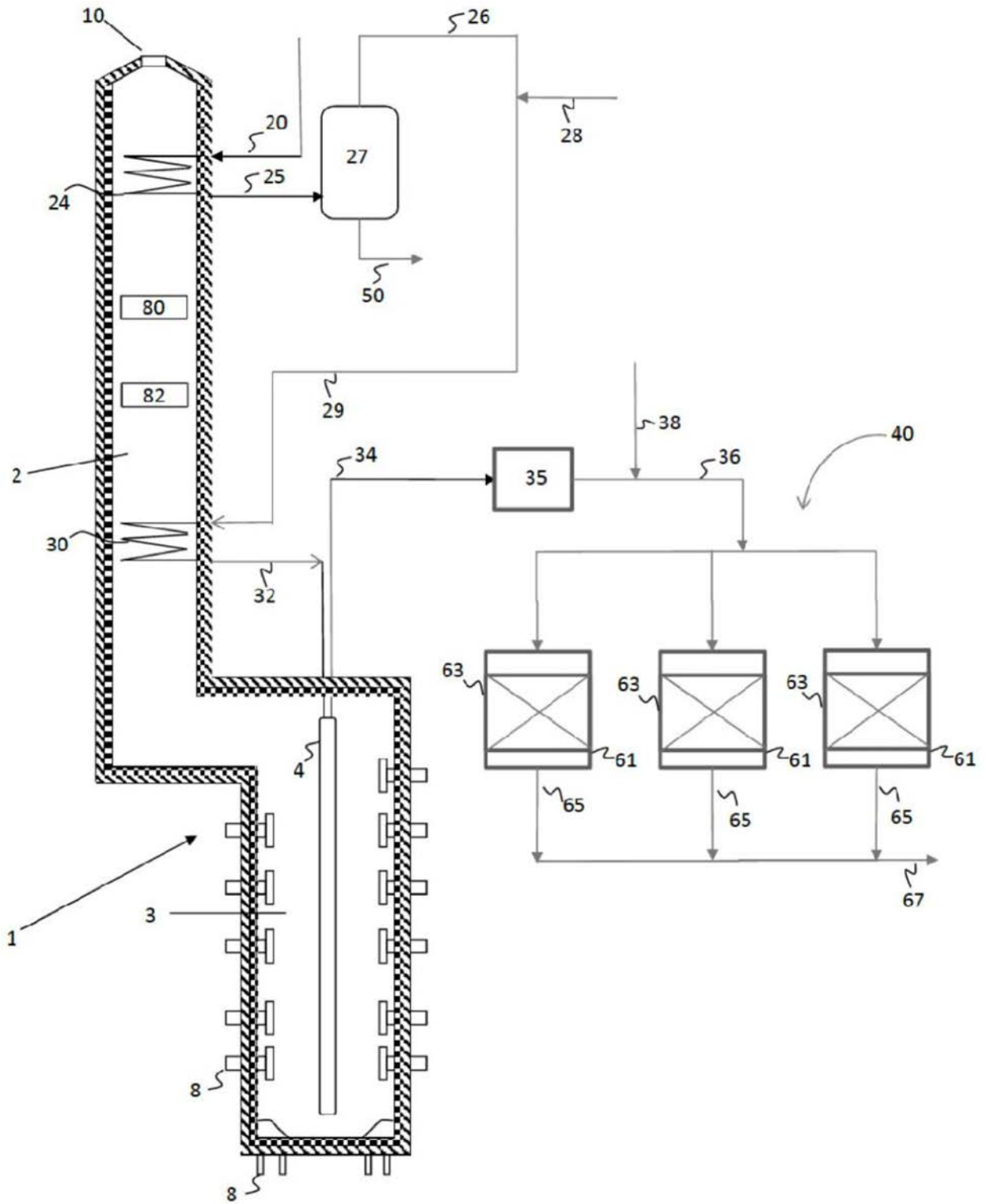


图1

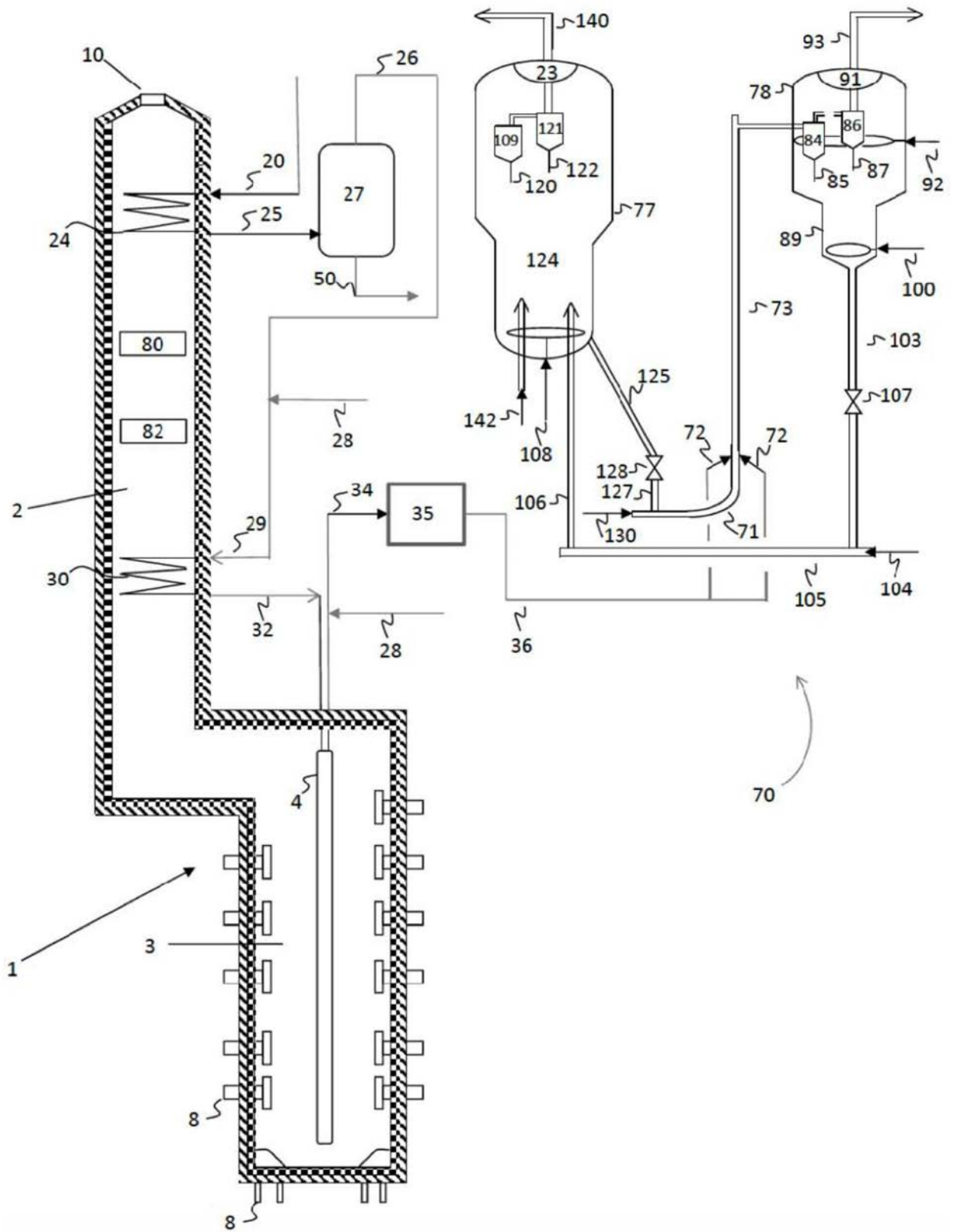


图2