



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 105980531 B

(45)授权公告日 2018.06.19

(21)申请号 201480065669.7

(22)申请日 2014.12.02

(65)同一申请的已公布的文献号  
申请公布号 CN 105980531 A

(43)申请公布日 2016.09.28

(30)优先权数据  
61/910,676 2013.12.02 US

(85)PCT国际申请进入国家阶段日  
2016.06.01

(86)PCT国际申请的申请数据  
PCT/US2014/068034 2014.12.02

(87)PCT国际申请的公布数据  
W02015/084779 EN 2015.06.11

(73)专利权人 沙特阿拉伯石油公司  
地址 沙特阿拉伯达兰

(72)发明人 R·沙菲 A·博拉尼  
M·S·阿尔格拉米  
R·阿布达伍德

(74)专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专  
利商标事务所 11038  
代理人 王刚

(51)Int.Cl.  
C10G 55/06(2006.01)  
C10G 11/18(2006.01)  
C10G 21/00(2006.01)

(56)对比文件  
US 5000838 A, 1991.03.19,  
US 3628975 A, 1971.12.21,  
NL 79903 C, 1955.12.15,  
US 4686028 A, 1987.08.11,

审查员 张建国

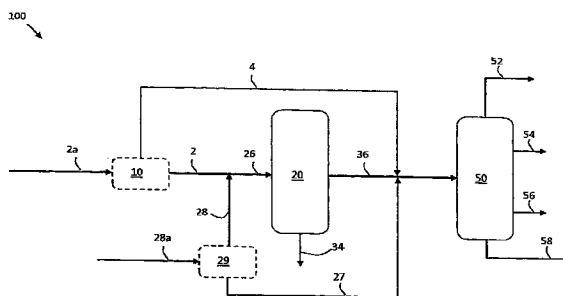
权利要求书1页 说明书9页 附图3页

(54)发明名称

用于轻质烯烃生产的整合的溶剂脱沥青和  
流化催化裂化方法

(57)摘要

此处所述的方法宽泛地包括一种整合方法，  
其允许使用直馏残余馏分作为原料，以生产包括  
丙烯的轻质烯烃。将天然气冷凝物和/或石脑油，  
和重油残渣的共混物催化裂化，以生产富含轻质  
烯烃的产物流。具体地，轻质天然气冷凝物和/或  
石脑油料流被用作溶剂脱沥青单元中的溶剂和  
到流化催化裂化方法的原料的一部分二者。另  
外，将重质沸腾烃流与轻质天然气冷凝物或石脑  
油料流共混，能够在流化催化裂化方法中有效裂  
化，同时维持裂化单元内的热平衡。



1. 用于生产丙烯的方法,其包括:

(i) 将残油进料流与溶剂混合以沉淀所述残油进料流中含有的沥青质的至少一部分,由此产生溶剂和脱沥青的油的混合物,和沥青质的所述一部分,其中所述残油进料流是重油残渣与(a)天然气冷凝物和(b)石脑油中的一者或二者的组合,和;

(ii) 在500°C-650°C的温度、1Kg/cm<sup>2</sup>-5Kg/cm<sup>2</sup>的压力、0.1秒-10秒的时间段下,利用2:1-40:1的催化剂与进料之比,使所述溶剂和脱沥青的残油的混合物在下流式流化催化裂化单元中进行流化催化裂化,以产生包括丙烯的轻质烯烃馏分,所述轻质烯烃馏分包含C<sub>5</sub>-C<sub>7</sub>烃。

2. 根据权利要求1所述的方法,其中该溶剂和脱沥青的残油的混合物在流化催化裂化反应之前不进行溶剂回收。

3. 根据权利要求1所述的方法,其中该流化催化裂化单元中的反应温度是570°C-610°C。

4. 根据权利要求1所述的方法,其中该流化催化裂化单元中的反应压力是1Kg/cm<sup>2</sup>-3Kg/cm<sup>2</sup>。

5. 根据权利要求1所述的方法,其中该流化催化裂化单元中反应物和催化剂之间的接触时间是0.1秒-5秒。

6. 根据权利要求1所述的方法,其中该流化催化裂化单元中催化剂与进料之比是2:1-30:1。

7. 根据权利要求1所述的方法,其中在流化催化裂化反应之前,除去该溶剂和脱沥青的残油的混合物的C<sub>5</sub>和更低级组分的一部分。

8. 根据权利要求7所述的方法,其中所除去的C<sub>5</sub>和更低级组分的一部分作为溶剂的至少一部分再循环,用于残油进料流与溶剂混合的步骤。

9. 根据权利要求1所述的方法,其中残油进料流混合步骤中的溶剂是碳范围开始于C<sub>5</sub>或更高的石脑油或天然气冷凝物。

10. 根据权利要求1所述的方法,其中残油进料流混合步骤中的溶剂是初始轻质料流的轻质部分,并且将该初始轻质料流的重质部分与该溶剂和脱沥青的残油的混合物混合,用于流化催化裂化反应。

11. 根据权利要求10所述的方法,其中该初始轻质料流是碳范围开始于C<sub>5</sub>或更高的石脑油或天然气冷凝物。

12. 根据权利要求1所述的方法,其中残油进料流混合步骤中的残油是初始重质料流的重质部分,并且将该初始重质料流的轻质部分与该溶剂和脱沥青的残油的混合物混合,用于流化催化裂化反应。

13. 根据权利要求1所述的方法,其中该残油进料流是获自常压蒸馏和/或减压蒸馏的直馏残渣。

## 用于轻质烯烃生产的整合的溶剂脱沥青和流化催化裂化方法

[0001] 相关申请

[0002] 本申请要求2013年12月2日提交的美国临时专利申请61/910,676的权益,其公开内容在此以其全部通过参考引入。

[0003] 发明背景

### 发明领域

[0004] 本发明涉及一种用于生产轻质烯烃,特别是丙烯的整合的溶剂脱沥青和高剧烈度的催化裂化方法。

[0005] 相关领域说明

[0006] 轻质烯烃是用于石化工业的多种方法的基础中间体。它们通常通过石油气和馏出物例如石脑油、煤油或者在某些情况中瓦斯油的热裂化(或蒸汽热解)来获得。但是,热裂化通常产生了比它产生丙烯更高比率的乙烯,而丙烯具有显著的市场需求。

[0007] 具体地,丙烯经常短缺,其导致原料供给的不确定性,逐渐增加了原料成本和类似的商业损失。此外,由于不同的烃馏分评价中的不确定性,需要用于丙烯生产的替代原料。

[0008] 流化催化裂化是一种公知的方法,其可以调节以提供丙烯相对于乙烯的更高选择性,特别是与蒸汽热解相比。用于流化催化裂化方法的常规进料包括真减压瓦斯油、加氢处理的底部物、加氢裂化的底部物和原油渣油。但是,这些进料通常不产生高的烯烃产物产率,并且需要昂贵的预处理步骤以增加氢含量。

[0009] 所以,仍然需要改进的方法和系统,用于高烯烃产物产率,同时使得使用来自于炼厂的昂贵的烃馏分的需要最小化。

### 发明内容

[0010] 本发明的目标是提供一种方法,其中将替代原料使用流化催化裂化来裂化,以增加较轻质烯烃,特别是丙烯的比例。

[0011] 此处所述的方法宽泛地包括一种整合方法,其允许使用直馏残余馏分作为原料,以生产包括丙烯的较轻质烯烃。

[0012] 对于此处所述的方法,将一种新类型的进料流提供到整合的系统和方法,以使得轻质烯烃生产最大化。将天然气冷凝物和/或石脑油,和重油残渣的共混物催化裂化,以生产富含轻质烯烃的产物流。具体地,轻质天然气冷凝物和/或石脑油料流被用作溶剂脱沥青单元中的溶剂和到流化催化裂化方法的原料的一部分二者。另外,将重质沸腾烃流与轻质天然气冷凝物或石脑油料流共混,能够在流化催化裂化方法中有效裂化,同时维持裂化单元内的热平衡。

[0013] 在催化裂化成富含轻质烯烃的料流之前,将轻质原油馏分例如石脑油和/或天然气冷凝物用作溶剂脱沥青单元中的溶剂,在该溶剂脱沥青单元中将金属和沥青质化合物(其会使流化催化裂化催化剂中毒)从重质残油馏分(例如常压或减压蒸馏残渣)中除去。这能够获得轻质烃馏分和脱沥青重质进料的混合物,其具有降低含量的金属、硫、氮、灰分和

康拉逊残碳。

[0014] 在整合方法中共混的轻质料流通常包含碳数为5-7的烃,其中脱沥青油溶解于溶剂中。不溶性沥青将从混合溶液中沉淀出来,并且在一个或多个萃取器中与溶剂和脱沥青/脱金属油的混合物分离。

[0015] 这些示例性方面和实施方案的仍然其他方面、实施方案和优点在下面详细讨论。此外,应当理解前述信息和以下详细说明都仅是不同的方面和实施方案的示例性例子,并且目的是提供概述或框架,以理解所要求保护的方面和实施方案的性质和特征。包括附图来提供对于不同的方面和实施方案的说明和进一步的理解,并且引入和构成本说明书的一部分。附图与说明书的其余部分一起用于解释所述和所要求保护的方面和实施方案的原理和操作。

### 附图说明

[0016] 将在下面和参考附图来更详细描述本发明的方法,在中相同或相似的附图标记用于表示相同和相似元件,和其中:

[0017] 图1是一种设备的实施方案的示意性流程图,用于流化催化裂化适于生产轻质烯烃包括丙烯的与重油残渣进料流共混的天然气冷凝物和/或石脑油;

[0018] 图2是溶剂脱沥青/脱金属系统的简化示意图;

[0019] 图3是下流式流化催化裂化反应器系统的简化示意图;和

[0020] 图4是提升管流化催化裂化反应器系统的简化示意图。

### 具体实施方式

[0021] 由于对丙烯增加的需求,期望有新的原料源用于它的生产。此处所述的方法和系统,在包括溶剂脱沥青和流化催化裂化的整合方法中,使用用于流化催化裂化的原料源,其包括天然气冷凝物和石油石脑油,以及残余馏分,其直接来自于常压或减压蒸馏底部物。该整合方法使轻质烯烃包括丙烯的产率最大化。

[0022] 图1是一个示意性流程图,其包括整合的溶剂脱沥青和流化催化裂化方法。该系统通常包括溶剂脱沥青/脱金属区20和流化催化裂化反应和分离区50。

[0023] 在某些实施方案中,将初始原料2与溶剂原料28一起装入溶剂脱沥青区20,在其中它经历了常规的溶剂脱沥青方法,并且将沥青相经由出口34排出。脱沥青/脱金属油与溶剂原料(其用于脱沥青操作,代替通常从该系统再循环的常规溶剂)相组合,经由料流36送到流化催化裂化反应和分离区50。流化催化裂化反应在这样的条件下进行,其使得轻质烯烃包括丙烯的形成最大化,并且从分离区中回收产物,其包含轻质气体52、烯烃54、汽油56和循环油58。

[0024] 在某些实施方案中,提供了任选的分流器10,其接收了初始原料2a的全部或部分,并且与流化催化裂化反应和分离区50流体连通以将轻质级分4送到其中,和与溶剂脱沥青区20流体连通以将重质级分2送到其中。在这些实施方案中,轻质级分4与含有脱沥青/脱金属油和溶剂原料的料流36重新合并,并且装入流化催化裂化反应和分离区50。

[0025] 在某些实施方案中,提供任选的分流器29,其接收初始溶剂原料28a的全部或部分,并且与流化催化裂化反应和分离区50流体连通以将溶剂原料的重质级分27送到其中,

和与溶剂脱沥青区20流体连通来将轻质级分28送到其中。在这些实施方案中,轻质级分28充当了溶剂脱沥青/脱金属区20中的溶剂,和重质级分27与含有脱沥青/脱金属油和溶剂原料的料流36合并,并且装入流化催化裂化反应和分离区50。

[0026] 在另外的实施方案(未示出)中,料流36的相对小部分,特别是C5和更低级组分的全部或一部分,可以再循环到溶剂脱沥青/脱金属区20或者闪蒸掉,因为这些化合物在这里的FCC条件下不会完全裂化。例如,来源于Khuff冷凝物的这些C5和更低级组分可以再循环或者闪蒸。

[0027] 下面描述与该流化催化裂化反应和分离区50和溶剂脱沥青区20相关的单元操作。为了清楚起见,在附加的示意图中没有包括通常使用,并且是溶剂脱沥青/脱金属和流化催化剂裂化领域的普通技术人员公知的众多的阀门、温度传感器、电子工艺控制器等。没有显示用于常规流化催化剂裂化系统的辅助系统,例如空气供给、催化剂料斗、流化床升温用燃烧油供给、烟道气处置和热回收、用于储存补充的和用过的/平衡催化剂(其可以添加到再生器中或者从其中除去)的新的和用过的催化剂料斗。

[0028] 根据本发明方法和系统,溶剂脱沥青/脱金属操作中的溶剂不与脱沥青/脱金属油分离,这与常规的溶剂脱沥青/脱金属操作相反。

[0029] 溶剂脱沥青/脱金属通常在液相中进行,所以温度和压力设定在溶剂的临界温度和压力或以下。在典型的两级溶剂脱沥青/脱金属方法中,第一级中的温度低于第二级,以分离沥青质的大部分。设定第二级的温度,以控制脱沥青/脱金属油的品质和量。温度对于脱沥青/脱金属油的品质和量有大的影响。增加萃取温度将使脱沥青/脱金属油产率降低,进而脱沥青/脱金属油将是轻质的,低粘度的,并且包含较少的金属、沥青质、硫和氮。降温将具有相反的影响。通常,通过升高萃取系统温度,脱沥青/脱金属产率降低,具有更高品质的产物,和通过降低萃取系统温度,脱沥青/脱金属产率升高,具有较低品质的产物。

[0030] 在常规溶剂脱沥青/脱金属操作中,溶剂的组成是一个重要的工艺变量。溶剂的溶解性能随着临界温度增加而增加, $C_3 < iC_4 < nC_4 < iC_5$ 。溶剂的临界温度的增加提高了脱沥青/脱金属油的产率。但是,应当注意的是,具有较高临界温度的溶剂具有较低的选择性,这使得脱沥青/脱金属油的品质较低。根据此处方法的某些实施方案,其中石脑油或天然气冷凝物用作溶剂脱沥青/脱金属操作中的溶剂,石脑油或天然气冷凝物的重尾馏分组分的全部或一部分通过分馏除去,并且该料流的轻质级分用于该溶剂脱沥青/脱金属方法中。

[0031] 进入脱沥青/脱金属单元的轻质级分(溶剂原料)与重质级分(油原料)之比影响选择性,和在较低程度上影响脱沥青/脱金属油的产率。轻质料流与重质料流之比的主要影响是对于给定的固定的脱沥青/脱金属产率,较高的比率产生较高品质的脱沥青/脱金属油。高的溶剂(轻质级分)与重质级分之比在某些实施方案中是优选的,这是由于增加的选择性。在此处的方法和系统中,进入脱沥青/脱金属单元的轻质级分与重质级分之比作为焦炭的函数来确定,该焦炭将在流化催化裂化反应中的裂化反应过程中形成,如此处进一步所述。溶剂与油之比是约5:1-约50:1,在某些实施方案中是约5:1-约25:1,在另外的实施方案中是约5:1-约15:1。对进料到流化催化裂化方法的烃混合物的轻质与重质级分之比进行控制,不仅确保在裂化反应中产生足够的焦炭来保持流化催化裂化单元中的热平衡,而且促进最优的转化率来获得高的轻质烯烃产率。

[0032] 溶剂脱沥青单元是在足够高的压力操作,以将萃取系统中的溶剂保持在液相。压

力通常被认为是可变的,并且通常不改变,除非溶剂组成发生变化。

[0033] 图2是溶剂脱沥青/脱金属系统的简化示意图。显示了涉及图1所述的整合系统的溶剂脱沥青区20内的示例性单元操作。虽然该系统和方法用主和次萃取区来显示,但是应当理解可以使用一个萃取区,或者替代地可以使用多于两个萃取区。

[0034] 溶剂脱沥青区120通常包括主萃取区122和次萃取区124。主萃取区122包括用于接收合并的料流126的入口,料流126包含烃原料102(或者在使用任选的分流器110的实施方案中,其重质部分)和溶剂原料128。主萃取区122还包括用于排出主脱沥青/脱金属油相132的出口,和用于排出主沥青相133的一个或多个出口。次萃取区122通常包括用于接收主脱沥青/脱金属油相132的入口,用于排出次脱沥青/脱金属油相136的出口,和用于排出次沥青相137的出口。将合并的主沥青相133和次沥青相137、料流134送到沥青池144。

[0035] 根据此处的方法,选择溶剂原料128,以使其不仅适于作为溶剂来促进原料102的沥青相134的沉淀,而且充当下游流化催化裂化方法中的反应物,从而以最大化的丙烯产率产生流化催化裂化产物烯烃、汽油和循环油。所以,溶剂脱沥青区120不需要单独的溶剂回收/再循环步骤或单元操作,因为溶剂组分是进料到流化催化裂化反应的合并料流136的一部分。

[0036] 通常,在流化催化裂化方法过程中,石油来源的烃用保持为流化态的酸性催化剂来催化裂化,该催化剂基于连续模式再生。来自于这样的方法的主要产物常规上是汽油。经由流化催化裂化也以较小的量产生其他产物,例如液化石油气和循环油。沉积在催化剂上的焦炭在高温和在空气存在下烧除,然后将经再生的催化剂再循环回反应区。如上所述,市场需求的变化已经导致使用流化催化裂化来生产轻质烯烃包括丙烯作为主产物。这些操作具有显著的经济优势,特别是涉及到与石化生产设施高度整合的炼油厂。

[0037] 根据此处的方法和系统,使用了高剧烈度的流化催化裂化方法来促进进料转化成富含轻质烯烃的产物。例如,PetroFCC方法(由UOP公开,Honeywell International Inc.公司)可以适于本发明的方法和系统。通常,合适的高剧烈度的流化催化裂化方法导致了烯烃消耗性反应的最小化,由此使得诸如丙烯的轻质烯烃产物的产率最大化。

[0038] 在某些实施方案中,提供了配置有下流式反应器的流化催化裂化单元,其在这样的条件下操作,该条件促进烯烃特别是丙烯的形成,和使得烯烃消耗性反应(包括氢转移反应)最小化。图3是下流式流化催化裂化单元的简化示意图。显示了在图1所述的整合系统的流化催化裂化区50内的示例性单元操作。流化催化裂化单元250包括反应器/分离器260,其具有反应区262和分离区264。流化催化裂化单元250还包括再生区266,用于再生用过的催化剂。具体地,将装料236(其是脱沥青/脱金属进料和溶剂进料的合并料流,和在某些实施方案中与进料的轻尾馏分和/或溶剂的重尾馏分重新合并,如上所述)引入反应区中,在某些实施方案中伴随着蒸汽或其他合适的气体,用于雾化该进料(未示出)。将来自于再生区266的有效量的经加热的新的或热的再生固体裂化催化剂颗粒输送到反应区262的顶部,还例如通过向下导向的管道或管268(通常称作传输管线或立管)转移到反应区262顶部的取出井或料斗(未示出)。典型地允许稳定化热催化剂流,以均匀导入反应区262的混合区或进料注入部分。装料236通过进料注入喷嘴注入混合区,该喷嘴通常位于经再生的催化剂引入反应区262的位置邻近。这些多个注入喷嘴使得催化剂和油彻底和均匀混合。一旦装料接触热催化剂,则发生裂化反应。

[0039] 烃裂化的产物、未反应的进料和催化剂混合物的反应蒸气快速流过反应区262的其余部分,和进入反应器/分离器260的底部的快速分离区264。将裂化的和未裂化的烃引导通过管道或管270到本领域已知的常规产物回收区,从而以最大化的丙烯产率产生流化催化裂化产物烯烃、汽油和循环油。如果需要控制温度,则可以恰在分离区264之前,在反应区262底部附近提供骤冷注入。这种骤冷注入快速降低或停止裂化反应,并且可以用于控制裂化剧烈度。

[0040] 反应温度,即下流式反应器的出口温度,可以通过打开和关闭催化剂滑阀(未示出)来控制,该阀控制再生催化剂从再生区266进入反应区262顶部的流动。吸热裂化反应所需的热通过经再生的催化剂来提供。通过改变热的经再生的催化剂的流速,可以控制操作苛刻度或裂化条件以生产所需产率的轻质烯烃。还提供了汽提器272以将油与催化剂分离,将催化剂转移到再生区266。来自于分离区264的催化剂流到汽提器272的下部区域,汽提器272包括催化剂汽提区,合适的汽提气体例如蒸汽通过流体管线274引入其中。汽提区通常具有几个挡板或结构化填料(未示出),在其上向下流动的催化剂280逆流流向流动的汽提气体。向上流动的汽提气体(其通常是蒸汽)用于“汽提”或除去保持在催化剂孔或催化剂颗粒之间的任何另外的烃。经汽提的或用过的催化剂通过来自于燃烧空气流276的升力传输穿过再生区264的上升提升管。这种用过的催化剂(其也可以与另外的燃烧空气接触)经历任何聚集的焦炭的受控燃烧。烟道气经由管道278从再生器中除去。在再生器中,副产物焦炭燃烧产生的热被转移到催化剂,提高所需的温度以向反应区262中的吸热裂化反应提供热。根据此处的方法,因为轻质溶剂原料与重质原料合并作为进料236,所以选择初始溶剂脱沥青/脱金属方法中溶剂与油之比,以提供催化剂足够的结焦,从而在再生过程中提供热平衡。

[0041] 在一个实施方案中,可以用于此处所述的整合的溶剂脱沥青和高剧烈度催化裂化系统和方法中的合适的流化催化裂化单元250可以类似于美国专利号6,656,346和美国专利公开号2002/0195373中所述的那些,其都在此通过参考引入。下流式反应器的重要性能包括在反应器顶部用向下流引入进料,与提升管反应器相比较短的停留时间,和高的催化剂与油之比,例如约20:1-约30:1。

[0042] 通常,用于合适的下流式FCC单元的反应器的运行条件包括:

[0043] 反应温度是约500°C-约650°C,在某些实施方案中是约550°C-约630°C,在另外的实施方案中是约570°C-约610°C;

[0044] 反应压力是约1Kg/cm<sup>2</sup>-约5Kg/cm<sup>2</sup>,在某些实施方案中是约1Kg/cm<sup>2</sup>-约3Kg/cm<sup>2</sup>,在另外的实施方案中是约1Kg/cm<sup>2</sup>-约2Kg/cm<sup>2</sup>;

[0045] 接触时间(在反应器中)是约0.1秒-约10秒,在某些实施方案中是约0.1秒-约5秒,在另外的实施方案中是约0.2秒-约0.8秒;和

[0046] 催化剂与进料之比是约2:1-约40:1,在某些实施方案中是约2:1-约30:1,在另外的实施方案中是约2:1-约20:1。

[0047] 在某些实施方案中,提供了配置有提升管反应器的流化催化裂化单元,其在这样的条件下操作,该条件促进烯烃特别是丙烯的形成,和使得烯烃消耗性反应(包括氢转移反应)最小化。图4是提升管流化催化裂化单元的简化示意图。显示了在图1所述的整合系统的流化催化裂化区50内的示例性单元操作。流化催化裂化单元350包括提升管反应器,并且可

以用于此处的整合的溶剂脱沥青和高剧烈度催化裂化系统和方法中。流化催化裂化单元350包括反应器/分离器360,其具有提升管部分361、反应区363和分离区365。流化催化裂化单元350还包括再生容器367,用于再生用过的催化剂。将装料336(其是脱沥青/脱金属进料和溶剂进料的合并料流,和在某些实施方案中与进料的轻尾馏分和/或溶剂的重尾馏分重新合并,如上所述)引入反应区中,在某些实施方案中伴随着蒸汽或其他合适的气体,用于雾化该进料(未示出)。将装料336混合,和与有效量的加热的新的或再生的固体裂化催化剂颗粒(其经由管道369从再生容器367传送)紧密接触。进料混合物和裂化催化剂在形成悬浮液条件下接触,该悬浮液被引入到提升管361中。在连续方法中,裂化催化剂和烃原料的混合物向上前进穿过提升管361进入反应区363。在提升管361和反应区363中,热的裂化催化剂颗粒通过碳-碳键断裂而催化裂化相对大的烃分子。

[0048] 在反应过程中,如流化催化裂化操作中常规的那样,裂化催化剂变得结焦和因此到活性催化位的通路受限或不存在。反应产物使用流化催化裂化单元中已知的任何合适的构造来与结焦的催化剂分离,通常称作流化催化裂化单元350中的分离区365,例如位于反应区363上面的反应器360的顶部。分离区可以包括本领域技术人员已知的任何合适的设备,例如旋风分离器。反应产物通过管道371取出。含有来自于烃原料的流化裂化的焦炭沉积物的催化剂颗粒穿过管道373到再生区367。根据此处的方法,因为轻质溶剂原料与重质原料合并作为进料336,所以选择初始溶剂脱沥青/脱金属方法中溶剂与油的比率,以提供足够的催化剂结焦,从而提供再生过程中的热平衡。

[0049] 在再生区367中,结焦的催化剂与含氧气体流例如纯氧或空气接触,其经由管道375进入再生区367。再生区367在典型的流化催化裂化操作中已知的构造和条件下操作。例如,再生区367可以作为流化床来操作,以生产包含燃烧产物的再生废气,其通过管道377排出。热的经再生的催化剂从再生区367通过管道369转移到提升管361的底部,用于与烃原料混合,如上所述。

[0050] 在一个实施方案中,可以用于此处所述的整合的溶剂脱沥青和高剧烈度催化裂化系统和方法中的合适的流化催化裂化单元350可以类似于美国专利号7,312,370、6,538,169和5,326,465所述,其在此通过参考引入。

[0051] 通常,用于合适的提升管流化催化裂化单元的反应器的合适的操作条件包括:

[0052] 反应温度是约500°C-约650°C,在某些实施方案中是约550°C-约630°C,在另外的实施方案中是约570°C-约610°C;

[0053] 反应压力是约1Kg/cm<sup>2</sup>-约5Kg/cm<sup>2</sup>,在某些实施方案中是约1Kg/cm<sup>2</sup>-约3Kg/cm<sup>2</sup>,在另外的实施方案中是约1Kg/cm<sup>2</sup>-约2Kg/cm<sup>2</sup>;

[0054] 接触时间(在反应器中)是约0.7秒-约10秒,在某些实施方案中是约1秒-约5秒,在另外的实施方案中是约1秒-约2秒;和

[0055] 催化剂与进料之比是约2:1-约40:1,在某些实施方案中是约2:1-约25:1,在另外的实施方案中是约2:1-约15:1。

[0056] 对于可用于此处所述方法的催化剂或催化剂体系没有限制。将适于具体装料和所需产物的催化剂传送到FCC反应和分离区内的FCC反应器。在某些实施方案中,为了促进形成烯烃和使得烯烃消耗性反应例如氢转移反应最小化,将FCC催化剂混合物用于FCC反应和分离区中,包括FCC基础催化剂和FCC催化剂添加剂。

[0057] 具体地,基础裂化催化剂的基质可以包括一种或多种粘土例如高岭土、蒙脱土、埃洛石和斑脱土,和/或一种或多种无机多孔氧化物例如氧化铝、二氧化硅、氧化硼、氧化铬、氧化镁、氧化锆、二氧化钛和二氧化硅-氧化铝。基础裂化催化剂优选的堆积密度是0.5g/ml-1.0g/ml,平均粒径是50微米-90微米,表面积是50m<sup>2</sup>/g-350m<sup>2</sup>/g,和孔体积是0.05ml/g-0.5ml/g。

[0058] 除了基础裂化催化剂之外,合适的催化剂混合物包含含有形状选择性沸石的添加剂。此处提及的形状选择性沸石表示这样的沸石,它的孔径小于Y型沸石,以使得具有仅有有限形状的烃可以通过它的孔进入该沸石。合适的形状选择性沸石组分包括ZSM-5沸石、沸石 $\Omega$ 、SAPO-5沸石、SAPO-11沸石、SAPO34沸石和五硅环(pentasil)型铝硅酸盐。添加剂中的形状选择性沸石的含量通常是20-70wt%,优选30-60wt%。

[0059] 添加剂优选的堆积密度是0.5g/ml-1.0g/ml,平均粒径是50微米-90微米,表面积是10m<sup>2</sup>/g-200m<sup>2</sup>/g,和孔体积是0.01ml/g-0.3ml/g。

[0060] 基础裂化催化剂在催化剂混合物中的百分比可以是60-95wt%,和添加剂在催化剂混合物中的百分比是5-40wt%。如果基础裂化催化剂的百分比低于60wt%,或者添加剂的百分比高于40wt%,则不能获得高的轻质级分烯烃产率,这归因于进料油的低转化率。如果基础裂化催化剂的百分比高于95wt%,或者添加剂的百分比低于5wt%,则不能获得高的轻质级分烯烃产率,然而可以实现进料油的高转化率。

[0061] 用于上述系统和方法的初始重质原料可以是直馏残渣,其获自常压蒸馏和/或减压蒸馏。通常,原料包含这样的烃,其在常压残渣的情况中沸点大于约380℃,和在减压残渣的情况中大于约540℃。残渣的来源可以是原油、合成原油、沥青、油砂、页岩油、煤液体或者包含前述来源之一的组合。

[0062] 在使用图1的系统的方法中,如果需要优该溶剂脱沥青/脱金属操作,则轻质料流28a(碳范围开始于C5或更高的石脑油或天然气冷凝物)的全部或一部分首先进料到任选的分流器29,以除去其的重质部分27。将轻质部分28与重油级分2例如常压或减压残渣混合。然后把所形成的混合物26转移到溶剂脱沥青/脱金属区20,例如其可以以类似于B.M. Yezhov、A.S. Aigenson、G.A. Berg、F.Kh. Malikov、Yu.S. Sabadash和G.A. Vorms, Hydrocarbon Separation, including Engineering Developments, 1971, 8<sup>th</sup> World Petroleum Congress, 221-227中报道的方式来操作,其在此通过参考引入,其中将汽油类型料流用作溶剂,以从重质烃级分中萃取沥青质。沥青质34从烃混合物中排出,并且将所形成的混合物36直接送到流化催化裂化区50。在与重质级分2混合之前,将任选的分流器用于除去溶剂进料流的重质部分的实施方案中,将重质部分27与送到流化催化裂化区50的进料重新合并。

[0063] 有利地,此处所述的方法和系统适于对于轻质烯烃的高度需要,并且使用了替代的原料,其包括沸程小于通常用作流化催化裂化进料的那些的烃。这些轻质进料包括天然气冷凝物和石油石脑油。

[0064] 当轻质原料用于流化催化裂化进料方法时所出现的问题是在催化剂上的低结焦。这种较低量的焦炭不足以提供用于流化催化裂化方法的催化再生的热。所以,通常需要将另外的热源用于流化催化裂化方法来适当地操作。但是,根据此处的方法,将有效量的非常重质的级分例如常压或减压残渣与轻质级分共混,可以产生用于催化剂再生的足够的焦

炭。

[0065] 但是,使用轻质进料作为共混物没有克服使用直馏残渣(即直接来自于常压和/或减压蒸馏的那些)所产生的不利影响例如催化剂中毒,这归因于重油级分的金属和沥青质含量。为了避免流化催化裂化催化剂中毒,这些化合物必须从重质级分中除去,其得到更好的整体工艺性能和更长的催化剂寿命。根据此处的方法,这些金属和沥青质是过紧密整合的溶剂脱沥青/脱金属方法来除去,其中溶剂也充当原料共混物来增加丙烯产率。

[0066] 要理解的是,本发明的方法包括使用石脑油或天然气冷凝物作为溶剂和反应物。这与已知的方法,例如公开在Bartilucci等人的美国专利5,000,838中的方法是相反的,在该专利中会保留在脱沥青油中的石脑油没有充当生产轻质烯烃的反应物。在那种方法中,裂化产物的沸程是100-400°F (37.8-204.4°C),而轻质烯烃(乙烯和丙烯)在-155到-54°F (-103.9到-47.8°C)的范围沸腾,这表示此处所述的流化催化裂化方法在这样的条件操作,在该条件下不能生产轻质烯烃,并且裂化进料中的任何石脑油根本不反应,因为将预期如果要发生裂化反应,则产物的沸程小于进料。

[0067] 实施例

[0068] 对于部分脱沥青,将来自于原油的常压蒸馏的常压残渣与气体冷凝物以冷凝物:残渣体积比10:1进行混合。将该混合物在室温搅拌,然后将它们保持几小时来沉降,并且过滤来分离沉淀的材料。沉淀了约5wt%的常压残渣。常压残渣、冷凝物和所获得的脱沥青混合物的性质在下表1中给出。

[0069] 表1

[0070]

	常压残渣	气体冷凝物	脱沥青混合物
比重60/60°F	0.9651	0.7721	0.7796
硫,总Wt%	3.2	0.0521	0.0560
钒,ppm	29	-	1.4
微碳残渣,wt%	6.2	0.01	0.31
镍,ppm	9	-	<2

[0071] 脱沥青混合物的催化裂化使用本领域技术人员公知的微活性测试(MAT)单元在600°C和约4的C/O比进行。催化剂包含Y沸石和ZSM-5的混合物。还类似地进行了气体冷凝物单独的裂化,产物产率差(相对值)显示在表2中。可见,更多的焦炭可以由混合物进料来产生,同时保持丙烯产率。

[0072] 表2

[0073]

产物产率	脱沥青的混合物与气体冷凝物相对差(%)
干气体	+3
LPG	-6
丙烯	-6
汽油	-1
LCO	+20
HCO	+17

焦炭	+28
----	-----

[0074] 上面和在附图中描述了本发明的方法和系统;但是,对本领域技术人员来说,改变将是明确的,并且本发明的保护范围通过所附权利要求书来限定。

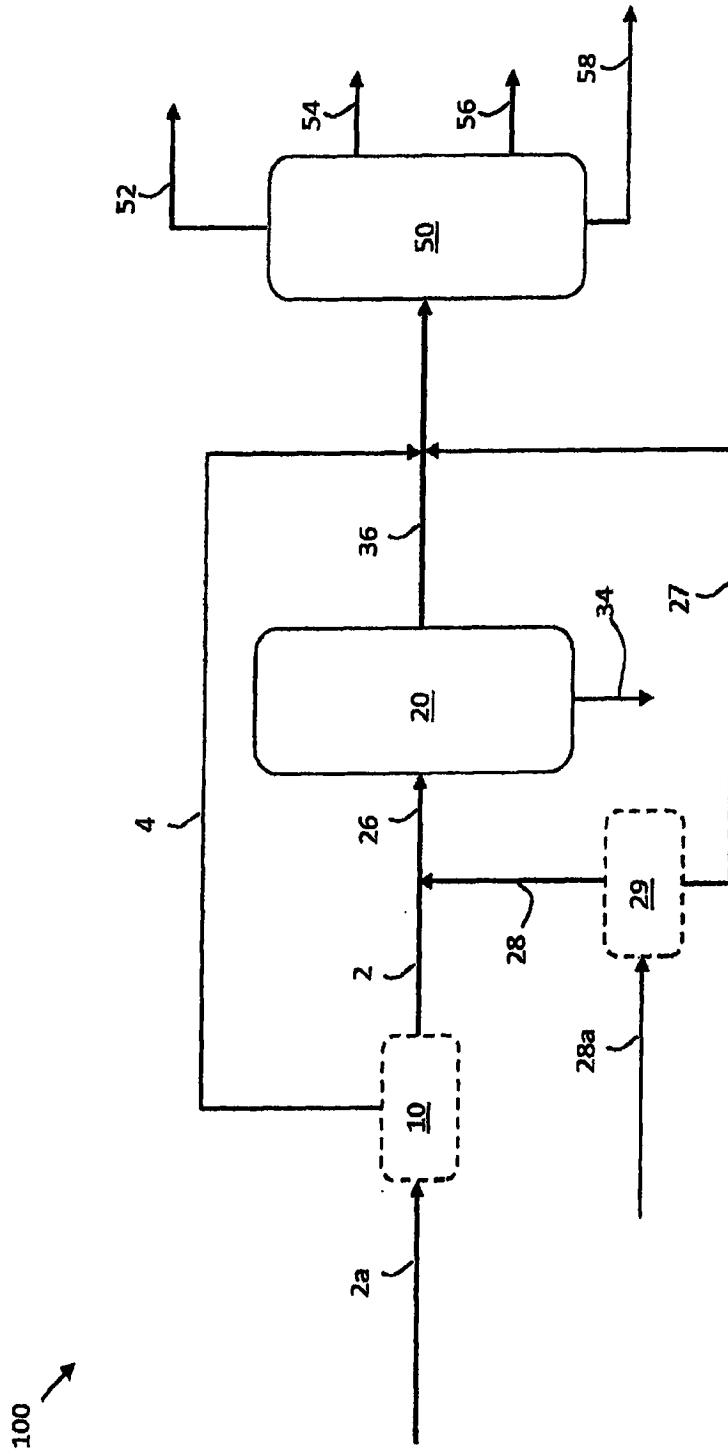


图1

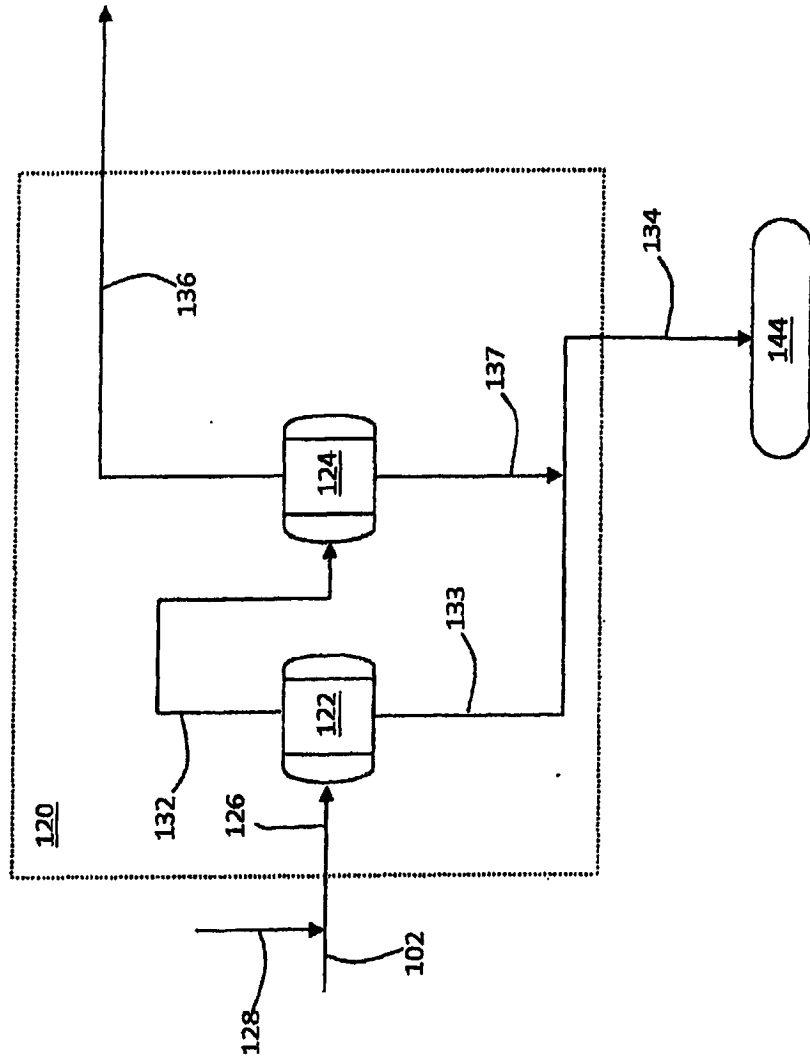


图2

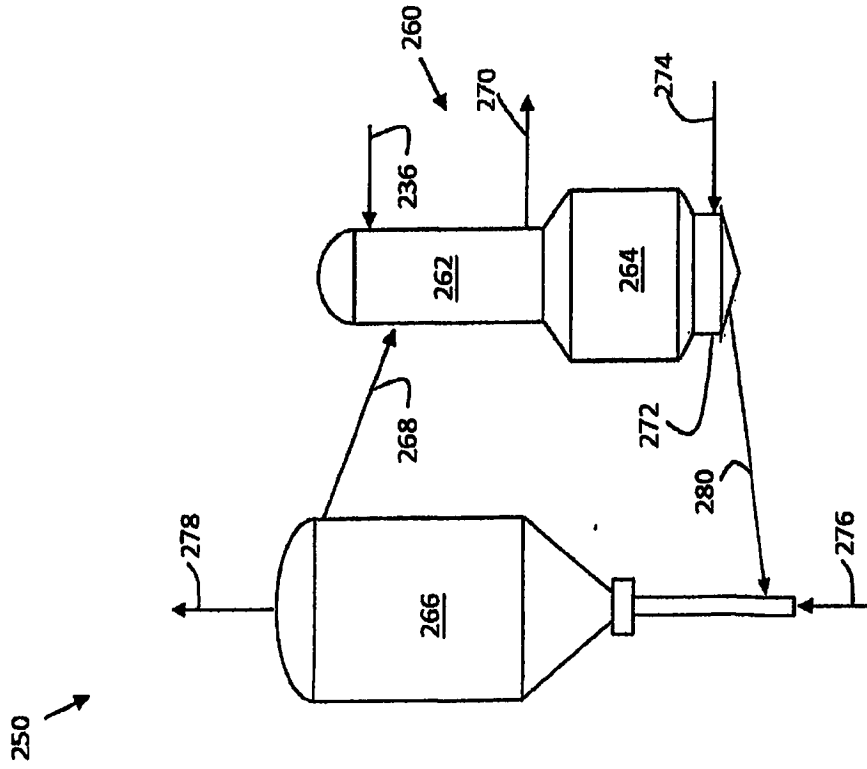


图3

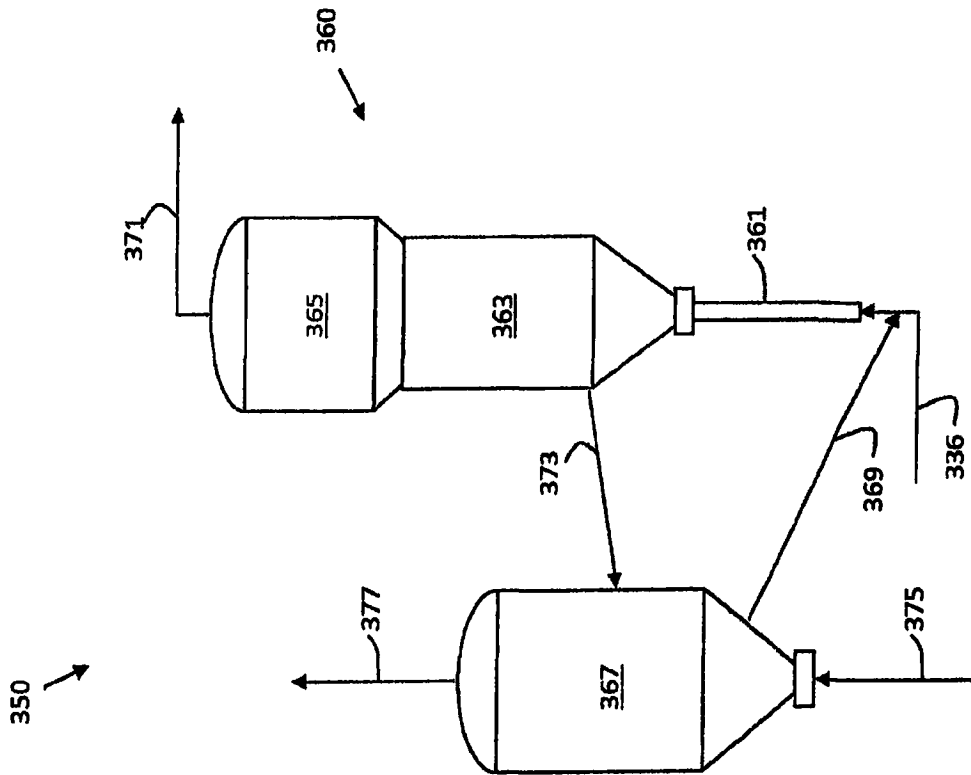


图4