



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 109593556 A

(43)申请公布日 2019.04.09

(21)申请号 201811271988.X

(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

(22)申请日 2014.06.30

代理人 王刚

(30)优先权数据

13174751.1 2013.07.02 EP

(51)Int.Cl.

C10G 69/06(2006.01)

(62)分案原申请数据

201480034222.3 2014.06.30

(71)申请人 沙特基础工业公司

地址 沙特阿拉伯利雅德

申请人 SABIC环球技术有限责任公司

(72)发明人 A·M·沃德 R·纳拉亚纳斯瓦米

V·拉杰高波兰

A·J·M·欧普林斯

E·J·M·斯加莱肯斯

R·瓦莱克派莱兹

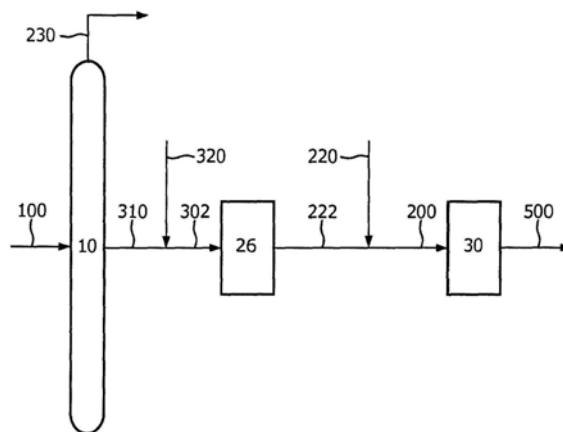
权利要求书1页 说明书16页 附图2页

(54)发明名称

用于将原油转化成具有改进的丙烯产率的石化品的方法和设施

(57)摘要

本发明涉及一种将原油转化成石化产品的整合方法,其包括原油蒸馏、芳环开环和烯烃合成,该方法包括使烃进料进行芳环开环以生产LPG,和使该整合方法生产的LPG进行烯烃合成。此外,本发明涉及一种将原油转化成石化产品的处理设施,其包括:原油蒸馏单元,其包括用于原油的入口和用于煤油和/或粗柴油的至少一个出口;芳环开环单元,其包括用于芳环开环的烃进料的入口和用于LPG的出口;和用于烯烃合成的单元,其包括用于该整合的石化处理设施生产的LPG的入口和用于烯烃的出口。进行芳环开环的烃进料包含通过该方法中的原油蒸馏生产的煤油和/或粗柴油;和该方法中生产的炼制单元来源的中间馏分。本发明的方法和处理设施以燃料生产为代价增加石化品生产,和改进丙烯产率。



1. 将原油转化成石化产品的整合方法,其包括原油蒸馏、芳环开环和烯烃合成,该方法包括使烃进料进行芳环开环以生产LPG,和使该整合方法中生产的LPG进行烯烃合成,

其中所述烃进料包含:

通过该方法中的原油蒸馏生产的煤油和/或粗柴油;和
该方法中生产的炼制单元来源的中间馏分。

2. 将原油转化成石化产品的处理设施,其包括:

原油蒸馏单元(10),其包括用于原油(100)的入口和用于煤油和/或粗柴油(310)的至少一个出口;

芳环开环单元(26),其包括用于芳环开环的烃进料(302)的入口和用于LPG(222)的出口;和

用于烯烃合成的单元(30),其包括用于通过该整合的石化处理设施生产的LPG(200)的入口和用于烯烃(500)的出口,

其中所述芳环开环的烃进料包含:

通过原油蒸馏单元(10)生产的煤油和/或粗柴油;和
该整合的石化处理设施生产的炼制单元来源的中间馏分。

3. 根据权利要求2所述的整合的石化处理设施的用途,其用于将原油转化成包含烯烃和BTX的石化产品。

用于将原油转化成具有改进的丙烯产率的石化品的的方法和设施

[0001] 本申请是基于申请号为201480034222.3、申请日为2014年6月30日、发明名称为“用于将原油转化成具有改进的丙烯产率的石化品的的方法和设施”的中国专利申请的分案申请。

技术领域

[0002] 本发明涉及一种将原油转化成石化产品的整合方法，其包括原油蒸馏、芳环开环和烯烃合成。此外，本发明涉及一种将原油转化成石化产品的处理设施，其包括原油蒸馏单元、芳环开环单元和用于烯烃合成的单元。

背景技术

[0003] 以前已经描述了原油炼厂可以与下游化学设备例如热解蒸汽裂化单元整合，以燃料生产为代价来增加高价值化学品的生产。

[0004] US3,702,292描述了一种用于生产燃料和化学产品的整合原油炼制装置，其包括原油蒸馏装置、加氢裂化装置、延迟焦化装置、重整装置、乙烯和丙烯生产装置（其包括热解蒸汽裂化单元和热解产品分离单元）、催化裂化装置、芳族产物回收装置、丁二烯回收装置和处于相互关联的系统中的烷基化装置，以实现原油到石化品的约50%的转化率和原油到燃料的约50%的转化率。

[0005] 将炼油操作与下游化学设备整合以生产石化品的常规装置和方法的主要缺点是这种整合方法仍然生产了大量的燃料。此外，将炼油操作与下游化学设备整合的常规装置和方法具有按原油的重量%计相对低的丙烯产率。

[0006] 本发明的一个目标是提供一种将炼油操作与下游化学设备相整合的装置和方法，其以燃料生产为代价增加石化品的生产。本发明以外的一个目标是提供将炼油操作与下游化学设备相整合的装置和方法，其具有改进的丙烯产率。

[0007] 上述问题的解决方案通过提供以下所述的和权利要求书中所体现的实施方案来实现。

发明内容

[0008] 在一方面中，本发明涉及一种将原油转化成石化产品的整合方法。该方法还在图1-3中提出，其在以下进一步描述。

[0009] 因此，本发明提供一种将原油转化成石化产品的整合方法，其包含原油蒸馏、芳环开环和烯烃合成，该方法包括使烃进料进行芳环开环以生产LPG，和使该整合方法中生产的LPG进行烯烃合成，其中所述烃进料包含：

[0010] 通过该方法中的原油蒸馏生产的煤油和/或粗柴油；和该方法中生产的炼制单元来源的中间馏分。

[0011] 常规上，石化产品例如丙烯通过使原油进行原油蒸馏和将由此获得的特定原油馏

分进行炼制工艺来生产。在本发明的上下文中,已经发现当与使相同原油馏分直接进行蒸汽裂化相比,将原油转化成石化产品的方法的丙烯产率可以通过以下来改进:使石脑油、煤油和粗柴油中的一种或多种进行芳环开环,和随后将芳环开环生产的LPG转化成烯烃。作为这里使用的,术语“丙烯产率”涉及原油的总质量生产的丙烯的重量%。此外,通过在进行烯烃合成之前,首先将烃原料转化成LPG,烯烃合成单元下游的分馏区可以不那么复杂,因为产生了少得多的副产物例如炭黑油或裂化的馏出物,这使得资金支出明显降低。

[0012] 因此,术语“通过该方法中的原油蒸馏生产的煤油和/或粗柴油”表示所述煤油和粗柴油中的一种或多种通过本发明的整合方法中包括的原油蒸馏工艺步骤来生产。此外,术语“该方法中生产的炼制单元来源的中间馏分”表示所述炼制单元来源的中间馏分通过本发明的整合方法中包括的炼制单元工艺步骤来生产。

[0013] 现有技术描述了由具体的烃进料例如具体的原油馏分和/或炼制单元来源的馏出物来生产石化产品的方法。

[0014] US3,839,484描述了一种通过以下来制备不饱和烃的方法:在热解炉中热解石脑油,包括加氢裂化,以形成链烷烃和异链烷烃的混合物,所述混合物基本上由含有1-约7个碳原子/分子的烃组成,并且在所述热解炉中热解所形成的链烷烃和异链烷烃的混合物。US3,839,484的方法进一步描述了不进一步处理沸点范围为400-650°F(约204-343°C)的柴油燃料和馏出物燃料。

[0015] 作为这里使用的,术语“原油”指的是从地质地层中提取的未炼制形式的石油。术语原油还将被理解为包括其已经进行了水-油分离和/或气-油分离和/或脱盐和/或稳定化。任何原油适于作为本发明方法的原材料,包括阿拉伯重质油、阿拉伯轻质油、其他海湾原油、布兰特原油(Brent)、北海原油、北非和西非原油、印尼原油、中国原油及其混合物,但是还可以是页岩油、沥青砂、气体冷凝物和生物基油。作为本发明方法的进料的原油优选是API比重大于20°API的常规石油,其通过ASTM D287标准来测量。更优选用于本发明方法的原油是API比重大于30°API的轻质原油。最优选用于本发明方法的原油包括阿拉伯轻质原油。阿拉伯轻质原油典型地API比重是32-36°API 和硫含量是1.5-4.5重量%。

[0016] 作为这里使用的,术语“石化品”或“石化产品”涉及来源于原油的化学产品,其不用作燃料。石化产品包括烯烃和芳烃,其被用作生产化学品和聚合物的基本原料。高价值石化品包括烯烃和芳烃。典型的高价值烯烃包括但不限于乙烯、丙烯、丁二烯、丁烯-1、异丁烯、异戊二烯、环戊二烯和苯乙烯。典型的高价值芳烃包括但不限于苯、甲苯、二甲苯和乙苯。

[0017] 作为这里使用的,术语“燃料”涉及用作能量载体的原油来源的产品。不同于石化品(其是明确的化合物的集合),燃料典型地是不同烃化合物的复杂混合物。通过炼油厂通常生产的燃料包括但不限于汽油、喷气燃料、柴油燃料、重质燃料油和石油焦。

[0018] 作为这里使用的,术语“原油蒸馏单元产生的气体”或“气体馏分”指的是在原油蒸馏工艺中获得的馏分,其在环境温度是气态。因此,来源于原油蒸馏的“气体馏分”主要包含C1-C4烃,并且可以进一步包含杂质例如硫化氢和二氧化碳。在本说明书中,通过原油蒸馏获得的其他石油馏分被称作“石脑油”、“煤油”、“粗柴油”和“残油”。在这里具有的术语石脑油、煤油、粗柴油和残油具有它们在石油炼制工艺领域中通常公知的含义;参见Alfke等人(2007)Oil Refining,Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry and Speight

(2005) Petroleum Refinery Processes, Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology. 在这方面, 要注意的是在不同的原油蒸馏馏分之间会存在重叠, 这归因于原油中所含的烃化合物的复杂混合物和原油蒸馏方法的技术限制。优选作为这里使用的, 术语“石脑油”涉及通过原油蒸馏获得的石油馏分, 其沸点范围是约20–200°C, 更优选约30–190°C。优选轻质石脑油是沸点范围为约20–100°C, 更优选约30–90°C的馏分。重质石脑油优选的沸点范围是约80–200°C, 更优选约90–190°C。优选作为这里使用的, 术语“煤油”涉及通过原油蒸馏获得的石油馏分, 其沸点范围是约180–270°C, 更优选约190–260°C。优选作为这里使用的, 术语“粗柴油”涉及通过原油蒸馏获得的石油馏分, 其沸点范围是约250–360°C, 更优选约260–350°C。优选作为这里使用的, 术语“残油”涉及通过原油蒸馏获得的石油馏分, 其沸点大于约340°C, 更优选大于约350°C。

[0019] 作为这里使用的, 术语“炼制单元”涉及石化设备联合体的工段, 用于将原油化学转化成石化品和燃料。在这方面, 要注意的是用于烯烃合成的单元例如蒸汽裂化器也被认为代表了“炼制单元”。在本说明书中, 通过炼制单元生产的或者在炼制单元操作中生产的不同烃料流被称作: 炼制单元来源的气体, 炼制单元来源的轻质馏分, 炼制单元来源的中间馏分, 和炼制单元来源的重质馏分。因此, 炼制单元来源的馏出物作为化学转化, 随后分离(例如通过蒸馏或通过萃取)的结果来获得, 其与原油馏分相反。术语“炼制单元来源的气体”涉及在炼制单元中产生的部分产物, 其在环境温度是气态的。因此, 炼制单元来源的气体料流可以包含气态化合物例如LPG和甲烷。炼制单元来源的气体料流中所含的其他组分可以是氢和硫化氢。这里使用的术语轻质馏分、中间馏分和重质馏分具有它们在石油炼制工艺领域中通常公知的含义; 参见Speight, J.G. (2005) 同前文献。在这方面, 要注意的是在不同的蒸馏馏分之间会存在重叠, 这归因于通过炼制单元操作产生的产物料流中所含的烃化合物的复杂混合物和用于分离不同馏分的蒸馏方法的技术限制。优选炼制单元来源的轻质馏分是在炼制单元工艺中获得的烃馏出物, 其沸点范围是约20–200°C, 更优选约30–190°C。“轻质馏分”经常是相对富含具有一个芳环的芳烃。优选炼制单元来源的中间馏分是在炼制单元工艺中获得的烃馏分, 其沸点范围是约180–360°C, 更优选约190–350°C。“中间馏分”相对富含具有两个芳环的芳烃。优选炼制单元来源的重质馏分是在炼制单元工艺中获得的烃馏出物, 其沸点大于约340°C, 更优选大于约350°C。“重质馏分”是相对富含具有稠合芳环的烃。

[0020] 术语“芳族烃”或“芳烃”是本领域公知的。因此, 术语“芳烃”涉及环状共轭的烃, 其具有稳定性(归因于离位), 其明显大于假设的局部化结构(例如Kekulé结构)的稳定性。测定给定烃的芳香性最常用的方法是观察¹H NMR光谱中的横向性(diatropicity), 例如在用于苯环质子的7.2–7.3ppm范围内存在的化学位移。

[0021] 术语“环烷的烃”或“环烷烃”或“环烷”在这里具有它公知的含义, 因此涉及在它们的分子化学结构中具有一个或多个碳原子环的烷烃类型。

[0022] 术语“烯烃”在这里具有它公知的含义。因此, 烯烃涉及含有至少一个碳-碳双键的不饱和的烃化合物。优选术语“烯烃”涉及包含以下两种或更多种的混合物: 乙烯、丙烯、丁二烯、丁烯-1、异丁烯、异戊二烯和环戊二烯。

[0023] 本发明方法中生产的石化产品之一是BTX。作为这里使用的, 术语“LPG”指的是术语“液化石油气”的公知的首字母缩写。LPG通常由C₂-C₄烃的混合物组成, 即C₂、C₃和C₄烃的

混合物。优选本发明方法中生产的产物包含进一步有用的芳烃例如乙苯。因此,本发明优选提供一种生产苯、甲苯、二甲苯和乙苯(“BTXE”)的混合物的方法。生产的产物可以是不同芳烃的物理混合物,或者可以直接进行进一步的分离(例如通过蒸馏),以提供不同的纯化产物流。这种纯化产物流可以包括苯产物流、甲苯产物流、二甲苯产物流和/或乙苯产物流。

[0024] 作为这里使用的,术语“BTX”涉及苯、甲苯和二甲苯的混合物。

[0025] 作为这里使用的,术语“C#烃”(其中“#”是正整数)用来描述具有#个碳原子的全部烃。此外,术语“C#+烃”用来描述具有#个或更多个碳原子的全部烃分子。因此,术语“C5+烃”用来描述具有5个或更多个碳原子的烃的混合物。术语“C5+烷烃”因此涉及具有5个或更多个碳原子的烷烃。

[0026] 本发明的方法涉及原油蒸馏,其包括基于沸点的差异来分离不同的原油馏分。作为这里使用的,术语“原油蒸馏单元”涉及分馏塔,其用于通过分馏将原油分离成馏分;参见 Alfke 等人(2007)同前文献。优选该原油在常压蒸馏单元中处理,以将粗柴油和较轻质馏分与较高沸点组分(常压残油或“残油”)进行分离。在本发明中,不需要将残油送到减压蒸馏单元来进一步分馏该残油,并且可以将残油作为单个馏分来处理。但是在相对重质原油进料的情况中,可以有利地使用减压蒸馏单元进一步分馏该残油,以将该残油进一步分离成减压粗柴油馏分和减压残油馏分。在使用减压蒸馏的情况中,减压粗柴油馏分和减压残油馏分可以在随后的炼制单元中分别处理。例如,减压残油馏分可以在进一步处理之前,具体地进行溶剂脱沥青。优选地,作为这里使用的,术语“减压粗柴油”涉及通过原油蒸馏获得的石油馏分,其沸点是约340-560°C,更优选约350-550°C。优选地,作为这里使用的,术语“减压残油”涉及通过原油蒸馏获得的石油馏分,其沸点大于约540°C,更优选大于约550°C。

[0027] “芳烃开环单元”指的是进行芳烃开环工艺的炼制单元。芳烃开环是一种特殊的加氢裂化工艺,其特别适于将进料(其相对富含沸点处于煤油和粗柴油沸点范围和任选地减压粗柴油沸点范围的芳烃)转化以生产LPG,和取决于具体方法和/或工艺条件的轻质馏分(ARO来源的汽油)。这种芳环开环方法(ARO方法)例如描述在US3,256,176和 US4,789,457中。这种方法可以包括单一固定床催化反应器或者串联的两个这种反应器以及一个或多个分馏单元,以将期望的产物与未转化的材料分离,并且还可以引入将未转化的材料再循环到反应器之一或二者的能力。反应器可以在温度200-600°C,优选300-400°C,压力3-35MPa,优选5-20MPa以及5-20重量%的氢(相对于烃原料)操作,其中所述氢可以与烃原料同向流动或者与烃原料的流动方向逆流流动,并且存在着对于氢化-脱氢和环裂开二者有活性的双功能催化剂,其中可以进行所述芳环饱和和环裂开。用于这种方法中的催化剂包括选自以下的一种或多种元素: Pd、Rh、Ru、Ir、Os、Cu、Co、Ni、Pt、Fe、Zn、Ga、In、Mo、W和V,其处于金属或金属硫化物的形式,并且负载于酸性固体例如氧化铝、二氧化硅、氧化铝-二氧化硅和沸石上。在这方面,要注意的是作为这里使用的,术语“负载于……上”包括提供催化剂的任何常规方式,其将一种或多种元素与催化载体相组合。通过单以或组合地采用催化剂组合物、操作温度、操作空速和/或氢分压,该方法可以经引导朝向完全饱和和随后裂开全部的环,或者朝向保持一个芳环不饱和和随后裂开除一个之外的全部环。在后者的情况中,ARO方法产生了轻质馏分(“ARO汽油”),其相对富含具有一个芳环和/或环烷烃环的烃化合物。在本发明上下文中,优选使用这样的芳环开环方法,其经优化以打开全部的芳环,和

因此以轻质馏分（其相对富含具有一个芳环的烃化合物）为代价来生产LPG。此外，同样在打开全部芳环的模式中，ARO工艺可以仍然产生少量馏出物，其优选再循环到这样的炼制单元，其能够将所述馏出物处理和提质为石化品或者中间产物（其可以进一步提质成石化品）。另一芳环开环方法（ARO方法）描述在US7,513,988中。因此，ARO方法可以包括在芳烃氢化催化剂存在下，在100-500℃，优选200-500℃和更优选300-500℃的温度，2-10MPa的压力用5-30重量%，优选10-30重量%的氢（相对于烃原料）进行芳环饱和，和在环裂开催化剂存在下，在200-600℃，优选300-400℃的温度，1-12MPa的压力，用5-20重量%的氢（相对于烃原料）进行环裂开，其中所述芳环饱和和环裂开可以在一个反应器或者在两个连续的反应器中进行。芳烃氢化催化剂可以是常规的氢化/加氢处理催化剂例如包含负载于难熔载体（典型地是氧化铝）上的Ni、W和Mo的混合物的催化剂。环裂开催化剂包含过渡金属或金属硫化物组分和载体。优选催化剂包含选自以下的一种或多种元素：Pd、Rh、Ru、Ir、Os、Cu、Co、Ni、Pt、Fe、Zn、Ga、In、Mo、W和V，其为金属或金属硫化物的形式，负载于酸性固体例如氧化铝、二氧化硅、氧化铝-二氧化硅和沸石上。通过单一或组合地采用催化剂组合物、操作温度、操作空速和/或氢分压，该方法可以经引导朝向完全饱和和随后裂开全部的环，或者朝向保持一个芳环不饱和和随后裂开除一个之外的全部环。在后者的情况中，ARO方法产生了轻质馏分（“ARO 汽油”），其相对富含具有一个芳环的烃化合物的。在本发明上下文中，优选使用这样的芳环开环方法，其经优化来打开全部的芳环，和因此以轻质馏分（其相对富含具有一个芳环的烃化合物）为代价来生产LPG。此外，同样在打开全部芳环的模式中，ARO方法可以仍然产生少量馏出物，其优选再循环到这样的炼制单元，其能够将所述馏分处理和提质为石化品或者中间产物（其可以进一步提质成石化品）。生产LPG的芳环开环方法的其他例子描述在US7,067,448和US2005/0101814中。

[0028] 通过引导朝向完全饱和和随后裂开全部的环，或者朝向保持一个芳环不饱和和随后裂开除一个之外的全部环的芳环开环工艺，本发明方法中生产的烯烃与生产的芳烃之比可以调节，以能够获得中性氢平衡，这取决于进料的氢平衡。使用富含氢的进料例如页岩油，（几乎）没有芳烃必须生产以获得氢平衡的整体方法。

[0029] 用于本发明方法的芳环开环的烃进料优选包含通过该方法中的原油蒸馏生产的煤油和粗柴油和该方法中生产的炼制单元来源的中间馏分。更优选用于本发明方法的芳环开环的烃进料包含通过该方法中的原油蒸馏生产的石脑油、煤油和粗柴油和该方法中生产的炼制单元来源的轻质馏分和炼制单元来源的中间馏分。

[0030] 该方法中生产的LPG（其进行了烯烃合成）优选包含原油蒸馏来源的气体馏分中所含的LPG和炼制单元来源的气体中所含的LPG。

[0031] 优选本发明的方法包括：

[0032] (a) 使原油进行原油蒸馏以生产气体馏分、残油以及煤油和粗柴油中的一种或多种；

[0033] (b) 使残油进行残油提质以生产LPG和液体残油提质流出物；

[0034] (c) 使液体残油提质流出物和选自煤油和粗柴油中的一种或多种进行芳环开环以生产LPG；和

[0035] (d) 使该整合方法中生产的LPG进行烯烃合成。

[0036] 通过使残油具体进行残油提质以生产LPG和液体残油提质流出物，和通过使所述

液体残油提质流出物进行芳环开环,可以进一步改进丙烯产率或者本发明的方法。此外,原油可以在明显更大的程度上提质为石化产品,特别是丙烯。

[0037] 作为这里使用的,术语“残油提质单元”涉及一种适于残油提质工艺的炼制单元,其是一种将残油和/或炼制单元来源的重质馏分中所含的烃裂化成较低沸点烃的方法;参见Alfke等人(2007)同前文献。市售技术包括延迟焦化器、流体焦化器、残油FCC、灵活焦化器(Flexicoker)、减粘裂化器或者催化加氢减粘裂化器。优选残油提质单元可以是焦化单元或者残油加氢裂化器。“焦化单元”是将残油转化成LPG、轻质馏分、中间馏分、重质馏分和石油焦的炼油工艺单元。该工艺将残油进料中的长链烃分子热裂化成短链分子。

[0038] 残油提质的进料优选包含该方法中生产的残油和重质馏分。这种重质馏分可以包含蒸汽裂化器生产的重质馏分,例如炭黑油和/或裂化的馏出物,但是也可以包含残油提质生产的重质馏分,其可以再循环到用完。此外,相对小的沥青料流可以从该方法中清除。

[0039] 优选用于本发明方法中的残油提质是残油加氢裂化。

[0040] 通过选择残油加氢裂化而非其他装置用于残油提质,可以进一步提高本发明方法的丙烯产率和碳效率。

[0041] “残油加氢裂化器”是一种适于残油加氢裂化工艺的炼油工艺单元,其是一种将残油转化成LPG、轻质馏分、中间馏分和重质馏分的工艺。残油加氢裂化工艺是本领域公知的;参见例如Alfke等人(2007)同前文献。因此,在商业加氢裂化中使用三种基本反应器类型,其是固定床(滴流床)反应器类型、沸腾床反应器类型和浆料(夹带流)反应器类型。固定床残油加氢裂化工艺是公知的,能够处理污染的料流例如常压残油和减压残油以生产轻质和中间馏分,其可以进一步处理来生产烯烃和芳烃。固定床残油加氢裂化工艺中所用的催化剂通常包含选自在难熔载体(通常是氧化铝)上的Co、Mo和Ni中的一种或多种元素。在高污染的进料的情况中,固定床残油加氢裂化工艺中的催化剂也可以补充到一定程度(移动床)。工艺条件通常包括温度350-450℃和压力2-20MPa表压。沸腾床残油加氢裂化工艺也是公知的,并且尤其是特征在于连续置换该催化剂,以处理高污染的进料。沸腾床残油加氢裂化工艺中所用的催化剂通常包含选自在难熔载体(通常是氧化铝)上的Co、Mo和Ni中的一种或多种元素。使用小粒度催化剂有效地增加了它们的活性(即适于固定床应用的形式类似配制物)。这两个因素使得与固定床加氢裂化单元相比,沸腾加氢裂化工艺能够实现轻质产物明显更高的产率和更高的加氢水平。工艺条件通常包括温度350-450℃和压力5-25MPa表压。浆料残油加氢裂化工艺代表了热裂化和催化氢化的组合,以实现由高污染的残油进料到可蒸馏产物的高产率。在第一液体阶段中,热裂化和加氢裂化反应在流化床中,在包括温度400-500℃和压力15-25MPa表压的工艺条件同时进行。残油、氢和催化剂在反应器底部引入,并且形成流化床,其高度取决于流速和所需转化率。在这些方法中,连续置换催化剂以实现整个操作周期中一致的转化率水平。催化剂可以是在反应器中原位产生的未负载的金属硫化物。在实践中,当需要高污染的重质料流例如减压粗柴油的高转化率时,与沸腾床和浆料反应器有关的额外成本才是合理的。在这些情况下,非常大的分子的有限转化率和与催化剂失活有关的困难使得固定床方法在本发明方法中相当不具有吸引力。因此,沸腾床和浆料反应器类型是优选的,这归因于它们与固定床加氢裂化相比,提高了轻质和中间馏分的产率。作为这里使用的,术语“残油提质液体流出物”涉及通过残油提质生产的产物,不包括气态产物例如甲烷和LPG,和通过残油提质生产的重质馏分。优选将通过残

油提质生产的重质馏分再循环到残油提质单元,直到用完。但是,会需要净化相对小的沥青料流。从碳效率的观点,残油加氢裂化器优于焦化单元,因为后者产生了相当大量的石油焦,其无法提质成高价值石化产物。从整合方法的氢平衡的观点,优选可以选择焦化单元,而非残油加氢裂化器,因为后者消耗了相当大量的氢。同样,鉴于资金支出和/或操作成本,可以有利地选择焦化单元,而非残油加氢裂化器。

[0042] 在残油使用减压蒸馏单元进一步分馏,以将该残油分离成减压粗柴油馏分和减压残油馏分的情况中,优选使减压粗柴油进行减压粗柴油加氢裂化和使减压残油进行减压残油加氢裂化,其中减压残油加氢裂化中生产的重质馏分随后进行减压粗柴油加氢裂化。在本发明包括减压蒸馏的情况中,优选将由此获得的减压粗柴油与一种或多种其他烃料流(其相对富含芳烃,并且其沸点处于煤油和粗柴油沸点范围)一起进料到芳环开环单元。这种烃料流(其相对富含芳烃,并且其沸点处于煤油和粗柴油沸点范围)可以选自煤油、粗柴油和中间馏分。减压残油加氢裂化优选是上面定义的浆料残油加氢裂化。

[0043] 优选使通过该方法中的原油蒸馏生产的煤油和粗柴油的总计的至少50重量%,更优选至少60重量%,甚至更优选至少70重量%,特别优选至少80重量%,更特别优选至少90重量%和最优选至少95重量%的进行加氢裂化。因此,在本发明方法中,优选原油的小于50重量%,更优选小于40重量%,甚至更优选小于30重量%,特别优选小于20重量%,更特别优选小于10重量%和最优选小于5重量%转化成燃料。

[0044] 作为这里使用的,术语“用于烯烃合成的单元”涉及进行烯烃合成工艺的单元。该术语包括将烃转化成烯烃的任何方法,其包括但不限于非催化工艺例如热解或蒸汽裂化,催化工艺例如丙烷脱氢或丁烷脱氢,以及两种的组合例如催化蒸汽裂化。

[0045] 用于烯烃合成的一种非常常用的工艺包括“热解”或“蒸汽裂化”。作为这里使用的,术语“蒸汽裂化”涉及使饱和烃断裂成更小的、经常不饱和的烃例如乙烯和丙烯的石化工艺。在蒸汽裂化气态烃进料如乙烷、丙烷和丁烷或其混合物中,(气体裂化)或液体烃进料如石脑油或粗柴油(液体裂化)用蒸汽稀释和在炉中短暂加热,并且不存在氧。典型地,反应温度是750-900℃,并且该反应仅允许非常短暂地进行,通常停留时间是50-1000毫秒。优选相对低的工艺压力选择大气压高至175kPa表压。优选烃化合物乙烷、丙烷和丁烷在相应专用的炉中分别裂化,以确保在最佳条件裂化。在达到裂化温度后,使用冷却油将该气体快速冷却以停止传输管线热交换器中或者冷却集管内的反应。蒸汽裂化导致焦炭(碳的一种形式)缓慢沉积到反应器壁上。脱焦需要将炉与该工艺隔离,然后将蒸汽或者蒸汽/空气混合物的料流送过该炉盘管。这将硬固体碳层转化成一氧化碳和二氧化碳。一旦该反应完成,则将该炉返回投入使用。蒸汽裂化产生的产物取决于进料的组成,烃与蒸汽之比和裂化温度和炉停留时间。轻质烃进料例如乙烷、丙烷、丁烷或轻质石脑油产生了富含较轻质聚合物等级烯烃(包括乙烯、丙烯和丁二烯)的产物料流。较重质烃(全馏程和重质石脑油和粗柴油馏分)也产生了富含芳烃的产物。

[0046] 为了分离蒸汽裂化产生的不同烃化合物,使裂化的气体经历分馏单元。这种分馏单元是本领域公知的,并且可以包括所谓的汽油分馏器,其中重质馏分(“炭黑油”)和中间馏分(“裂化的馏出物”)与轻质馏分和气体是分开的。在随后任选的冷却塔中,蒸汽裂化产生的大部分轻质馏分(“热解汽油”或“重质裂解汽油”)可以通过冷凝轻质馏分而与气体分离。随后,该气体可以经历多个压缩阶段,其中在压缩阶段之间其余的轻质馏分可以与气体

分离。同样,酸性气体(CO₂和H₂S)可以在压缩阶段之间除去。在随后的步骤中,热解产生的气体可以在级联冷冻系统的阶段中部分地冷凝为大致气相中仅保留氢。不同烃化合物可以随后通过简单蒸馏进行分离,其中乙烯、丙烯和C₄烯烃是蒸汽裂化产生的最重要的高价值化学品。蒸汽裂化产生的甲烷通常用作燃料气体,氢可以分离和再循环到消耗氢的工艺,例如加氢裂化工艺。优选蒸汽裂化产生的乙炔选择性氢化成乙烯。裂化气体中所含的烷烃可以再循环到烯烃合成工艺。

[0047] 优选用于本发明中的烯烃合成包括乙烷的热解和丙烷的脱氢。通过将通过该方法中的原油蒸馏生产的石脑油、煤油和粗柴油中的一种或多种;和该方法中生产的炼制单元来源的轻质馏分和/或炼制单元来源的中间馏分转化成LPG,该LPG中所含的丙烷可以进行丙烷脱氢以生产丙烯和氢,其具有与热解相比改进的丙烯产率,因为在丙烷脱氢工艺中基本上不产生不期望的副产物。

[0048] 通过选择包含丙烷脱氢的烯烃合成,可以改进该整合方法的整体氢平衡。将脱氢方法整合到该整合方法中的另一优点是产生了高纯度氢流,其可以作为进料用于芳环开环或者其他上游炼制工艺,而无需昂贵的纯化。

[0049] 作为这里使用的,术语“丙烷脱氢单元”涉及将丙烷进料流转化成包含丙烯和氢的产物的石化工艺单元。因此,术语“丁烷脱氢单元”涉及用于将丁烷进料流转化成C₄烯烃的工艺单元。总之,用于对低级烷烃例如丙烷和丁烷进行脱氢的工艺被称作低级烷烃脱氢工艺。用于对低级烷烃脱氢的工艺是本领域公知的,并且包括氧化性脱氢工艺和非氧化性脱氢工艺。在氧化性脱氢工艺中,工艺热通过进料中低级烷烃的部分氧化来提供。在非氧化性脱氢工艺中(其在本发明上下文中是优选的),用于吸热性脱氢反应的工艺热通过外部热源提供,例如通过燃料气体燃烧获得的热烟道气体或者蒸汽。在非氧化性脱氢工艺中,工艺条件通常包括温度540-700°C和绝对压力25-500kPa。例如UOP Oleflex工艺能够在移动床反应器中,在负载于氧化铝上的含铂催化剂存在下,使丙烷脱氢以形成丙烯和使(异)丁烷脱氢以形成(异)丁烯(或其混合物);参见例如US4,827,072。Uhde STAR工艺能够在负载于锌-氧化铝尖晶石上的经助催化的铂催化剂存在下,使丙烷脱氢以形成丙烯,或者使丁烷脱氢以形成丁烯;参见例如US4,926,005。STAR工艺最近已经通过应用氧脱氢的原理而得以改进。在反应器中的第二绝热区,来自于中间产物的部分氢用添加的氧选择性转化以形成水。这将热力学平衡位移动到更高转化率并实现了更高的产率。同样,吸热性脱氢反应所需的外部热通过放热性氢转化来部分提供。Lummus Catofin 工艺使用了多个基于循环来操作的固定床反应器。催化剂是用18-20 重量%铬浸渍的活性氧化铝;参见例如EP0192059A1和GB2162082A。Catofin工艺具有优点,即它能够处置将使得铂催化剂中毒的杂质。通过丁烷脱氢工艺生产的产物取决于丁烷进料的性质和所用的丁烷脱氢工艺。同样,Catofin工艺能够将丁烷脱氢以形成丁烯;参见例如 US7,622,623。

[0050] 优选原油蒸馏单元生产的气体馏分和炼制单元来源的气体进行气体分离以分离不同的组分,例如将甲烷与LPG分离。

[0051] 作为这里使用的,术语“气体分离单元”涉及分离通过原油蒸馏单元生产的气体中所含的不同化合物,和/或来源于炼制单元的气体的炼制单元。可以在气体分离单元中分离成单独料流的化合物包括乙烷、丙烷、丁烷、氢和主要包含甲烷的燃料气体。在本发明上下文中可以使用任何适用于分离所述气体的常规方法。因此,该气体可以经历多个压缩阶段,

其中在压缩阶段之间可以除去酸性气体例如CO₂和H₂S。在随后的步骤中,产生的气体可以在级联冷冻系统的阶段中部分地冷凝为大致气相中仅保留氢。不同的烃化合物可以随后通过蒸馏进行分离。

[0052] 优选本发明中使用的烯烃合成包括丁烷的热解。通过选择丁烷的热解而非例如丁烷的脱氢,可以进一步改进本发明方法的丙烯产率。

[0053] 优选本发明的方法进一步包括使部分的液体残油提质流出物,和任选地芳环开环生产的轻质馏分进行流化催化裂化以生产轻质馏分、中间馏分和烯烃,和使流化催化裂化生产的所述中间馏分进行芳环开环。

[0054] 与将残油提质生产的重质馏分再循环到所述残油提质直到用完的方法相比,通过使液体残油提质流出物进行流化催化裂化,可以降低本发明方法的氢消耗。此外,通过选择包括流化催化裂化的方法,芳环开环生产的轻质馏分可以更有效地提质成石化产品。

[0055] 作为这里使用的,术语“流化催化裂化器单元”或“FCC单元”涉及将石油原油的高沸点、高分子量烃馏分转化成低沸点烃馏分和烯烃气体的炼制单元。在FCC单元中,裂化通常使用高活性沸石基催化剂,在短接触时间垂直或向上倾斜管(称作“提升管”)中进行。将预热的进料经由进料喷嘴喷入提升管底部,在这里它接触极热的流化催化剂。用于流化催化裂化的优选的工艺条件通常包括温度425-700°C和压力 10-800kPa表压。热催化剂蒸发进料和催化裂化反应,该催化裂化反应使高分子量烃断裂成包括LPG、轻质馏分和中间馏分的较轻质组分。催化剂/烃混合物在几秒内向上流过提升管,然后将该混合物经由旋风分离器分离。将无催化剂的烃送到主分馏器(FCC单元的一个部件,用于分离成燃料气体、LPG、轻质馏分、中间馏分和重质馏分)。“用过的”催化剂从裂化的烃蒸气中脱离,并且送到汽提器,在这里它与蒸汽接触以除去催化剂孔中保留的烃。“用过的”催化剂然后流入流化床再生器,在这里空气(或者在某些情况中空气加上氧气)被用于烧掉焦炭,以恢复催化剂活性并提供接下来的反应周期所必需的热,裂化是吸热反应。“再生的”催化剂然后流到提升管底部,重复该周期。本发明的方法可以包括在不同工艺条件操作的几个FCC单元,这取决于烃进料和期望的产物组成。作为这里使用的,术语“低强度FCC”或“炼厂FCC”涉及朝向生产轻质馏分(其相对富含芳烃)(“FCC汽油”)优化的FCC工艺。因为大部分常规炼厂朝向汽油生产优化,所以常规 FCC方法操作条件可以被认为代表了低强度FCC。用于炼厂FCC的优选的工艺条件通常包括温度425-570°C和压力10-800kPa表压。作为这里使用的,术语“高强度FCC”或“石化品FCC”涉及朝向生产烯烃优化的FCC工艺。高强度FCC工艺是现有技术已知的,并且尤其是描述在EP0909804A2, EP0909582A1和US5,846,402中。用于高强度FCC的优选的工艺条件通常包括温度540-700°C和压力10-800kPa表压。在本发明中,优选高强度FCC。

[0056] 本发明的方法可能需要从某些原油馏分中除硫,以防止在下游炼制工艺例如催化重整或流化催化裂化中催化剂失活。这种加氢脱硫工艺在“HDS单元”或“加氢处理器”中进行;参见Alfke (2007) 同前文献。通常,加氢脱硫反应在固定反应器中,在200-425°C,优选300-400°C的升高的温度和1-20MPa表压,优选1-13MPa表压的升高的压力,在催化剂存在下进行,该催化剂包含选自Ni、Mo、Co、W和Pt的元素,具有或者不具有助催化剂,负载于氧化铝上,其中该催化剂为硫化物形式。

[0057] 此外,丙烯产率可以通过使用复分解(methathesis)工艺,将本发明方法中生产的丁烯和乙烯转化成丙烯来进一步改进。复分解工艺是本领域公知的,尤其是描述在US4,

575,575中。

[0058] 在另一方面中,本发明还涉及一种适于进行本发明方法的处理设施。该处理设施和在所述处理设施中进行的方法表示在图1-3中。

[0059] 因此,本发明进一步提供将原油转化成石化产品的处理设施,其包括:

[0060] 原油蒸馏单元(10),其包括用于原油(100)的入口和用于煤油和/或粗柴油(310)的至少一个出口;

[0061] 芳环开环单元(26),其包括用于芳环开环的烃进料(302)的入口和用于LPG(222)的出口;和

[0062] 用于烯烃合成的单元(30),其包括用于通过该整合的石化处理设施生产的LPG(200)的入口和用于烯烃(500)的出口,

[0063] 其中所述芳环开环的烃进料包含:

[0064] 通过原油蒸馏单元(10)生产的煤油和/或粗柴油;和

[0065] 该整合的石化处理设施生产的炼制单元来源的中间馏分。

[0066] 本发明的该方面显示在图1中。

[0067] 原油蒸馏单元(10)优选进一步包括用于气体馏分(230)的出口。芳环开环生产的LPG(222)和气体馏分中所含的LPG和该整合方法中生产的炼制单元来源的LPG(220)可以合并,以形成用于该整合的石化处理设施生产的LPG(200)的入口。原油蒸馏单元(10)优选进一步包括用于石脑油馏分的出口。原油蒸馏单元生产的石脑油可以与原油蒸馏单元生产的煤油和/或粗柴油合并,并且随后进行芳环开环。此外,煤油和/或粗柴油,和任选地原油蒸馏单元生产的石脑油(310)可以与炼制单元来源的中间馏分和任选地该整合的石化处理设施生产的炼制单元来源的轻质馏分(320)合并,以形成用于芳环开环的烃进料(302)的入口。

[0068] 作为这里使用的,术语“用于X的入口”或“用于X的出口”(其中“X”是给定的烃馏分)等涉及用于包含所述烃馏分等的料流的入口或出口。在用于X的出口直接连接到包括用于X的入口的下游炼制单元的情况中,所述直接连接可以包括另外的单元例如热交换器、分离和/或纯化单元以除去所述料流中所含的不期望的化合物等。

[0069] 如果在本发明上下文中,炼制单元供给有多于一种进料流,则所述进料流可以合并以形成到炼制单元的单一入口,或者可以形成到炼制单元的单独的多个入口。

[0070] 此外,原油蒸馏单元(10)可以包括用于残油(400)的出口。本发明的处理设施可以进一步包括残油提质单元(40),其包括用于残油(400)和炼制单元来源的重质馏分(401)的入口,用于残油提质生产的LPG(223)的出口,和用于液体残油提质流出物(326)的出口。本发明的该方面显示在图2中。液体残油提质流出物(326)包含轻质馏分和中间馏分,其优选进行芳环开环。

[0071] 本发明的处理设施可以进一步包括流化催化裂化单元(60),其包括用于部分液体残油提质流出物(326)和任选地芳环开环生产的轻质馏分(328)的入口,和用于中间馏分和任选地流化催化裂化生产的轻质馏分(324)和流化催化裂化生产的烯烃(540)的出口。本发明的该方面显示在图2中。

[0072] 流化催化裂化单元(60)可以进一步包括用于甲烷(720)的出口。此外,包含流化催化裂化单元(60)的处理设施可以包括用于没有进行流化催化裂化的部分液体残油提质流

出物(327)的出口,该部分可以再循环到残油提质单元(40)。在芳环开环生产的部分轻质馏分进行流化催化裂化的情况中,处理设施单元包括芳环开环单元(26),其具有用于轻质馏分(328)的出口,其与部分液体残油提质流出物(326)合并。流化催化裂化单元(60)可以进一步包括用于流化催化裂化生产重质馏分(410)的出口,该重质馏分可以再循环到残油提质单元(40)以进一步提质所述重质馏分;同样参见图3。

[0073] 优选本发明的处理设施进一步包括:

[0074] 气体分离单元(50),其包括用于该整合方法中生产的气体(200)的入口,用于乙烷(240)的出口和用于丙烷(250)的出口;

[0075] 乙烷裂化器(31),其包括用于乙烷(240)的入口和用于乙烯(510)的出口;和

[0076] 丙烷脱氢单元(32),其包括用于丙烷(250)的入口和用于丙烯(520)的出口。本发明的该方面显示在图3中。

[0077] 气体分离单元(50)可以进一步包括用于甲烷(701)的出口。乙烷裂化器(31)可以进一步包括用于乙烷裂化生产的氢(810)的出口,和用于乙烷裂化生产的甲烷(710)的出口。丙烷脱氢单元(32)可以进一步包括用于丙烷脱氢生产的氢(820)的出口。

[0078] 气体分离单元(50)可以进一步包括用于丁烷(260)的出口,其中所述的处理设施进一步包括丁烷裂化器(34),其包括用于丁烷(260)的入口和用于烯烃(530)的出口和用于BTX(600)的出口。BTX优选包含在所述丁烷裂化器生产的重质裂解汽油(34)中。本发明的该方面显示在图3中。丁烷裂化器(34)可以进一步包括用于丁烷裂化生产的氢(830)的出口,和用于丁烷裂化生产的甲烷(730)的出口。

[0079] 在该方面中,要注意的是不同裂化器单元生产的裂化气可以合并,并经历单个分离区以将裂化气中所含的烯烃和BTX与其他组分分离。

[0080] 本发明进一步提供本发明的处理设施的用途,其用于将原油转化成包含烯烃和BTX的石化产品。

[0081] 本发明另一优选的特征是全部非期望的产物例如非高价值石化品可以再循环到适当的单元,以将这种非期望的产物转化成期望的产物(例如高价值石化品)或者适于作为不同单元的进料的产物。本发明的该方面显示在图3中。

[0082] 在本发明的方法和处理设施中,收集生产的全部甲烷,和优选进行分离工艺以提供燃料气体。所述燃料气体优选用于为该工艺提供热,该热为通过燃烧燃料气体产生的热烟道气的形式或者通过形成蒸汽来提供。可选地,甲烷可以进行蒸汽重整以生产氢。同样,可以再循环通过例如蒸汽裂化生产的不期望的副产物。例如,蒸汽裂化生产的炭黑油和裂化的馏出物可以再循环到芳环开环。

[0083] 在本发明的方法或处理设施中操作的不同单元进一步地如下来整合:将某些工艺中例如烯烃合成中产生的氢作为进料流进料到需要氢作为进料的工艺例如加氢裂化。在该工艺和处理设施是氢的净消耗者(即在该工艺或处理设施启动过程中或者因为全部耗氢工艺消耗的氢比全部生产氢的工艺生产的氢更多)的情况下,可能需要重整另外的甲烷或燃料气体,而不是通过本发明的方法或处理设施生产的燃料气体。

具体实施方式

[0084] 本发明的实施方案包括:

- [0085] 1) 将原油转化成石化产品的整合方法,其包括原油蒸馏、芳环开环和烯烃合成,该方法包括使烃进料进行芳环开环以生产LPG,和使该整合方法中生产的LPG进行烯烃合成,
- [0086] 其中所述烃进料包含:
- [0087] 通过该方法中的原油蒸馏生产的煤油和/或粗柴油;和
- [0088] 该方法中生产的炼制单元来源的中间馏分。
- [0089] 2) 根据实施方案1所述的方法,该方法包括:
- [0090] (a) 使原油进行原油蒸馏以生产气体馏分、残油以及煤油和粗柴油中的一种或多种;
- [0091] (b) 使残油进行残油提质以生产LPG和液体残油提质流出物;
- [0092] (c) 使液体残油提质流出物和选自煤油和粗柴油中的一种或多种进行芳环开环以生产LPG;和
- [0093] (d) 使该整合方法中生产的LPG进行烯烃合成。
- [0094] 3) 根据实施方案2中任一项所述的方法,其中该残油提质是残油加氢裂化。
- [0095] 4) 根据实施方案1-3中任一项所述的方法,其中使通过该方法中的原油蒸馏生产的煤油和粗柴油的总计的至少50重量%进行芳环开环。
- [0096] 5) 根据实施方案1-4中任一项所述的方法,其中该烯烃合成包括乙烷的热解和丙烷的脱氢。
- [0097] 6) 根据实施方案1-5中任一项所述的方法,其中该烯烃合成包括丁烷的热解。
- [0098] 7) 根据实施方案2-6中任一项所述的方法,其进一步包括使部分该液体残油提质流出物,和任选地芳环开环生产的轻质馏分进行流化催化裂化以生产轻质馏分、中间馏分和烯烃,和使流化催化裂化生产的所述中间馏分进行芳环开环。
- [0099] 8) 将原油转化成石化产品的处理设施,其包括:
- [0100] 原油蒸馏单元(10),其包括用于原油(100)的入口和用于煤油和/或粗柴油(310)的至少一个出口;
- [0101] 芳环开环单元(26),其包括用于芳环开环的烃进料(302)的入口和用于LPG(222)的出口;和
- [0102] 用于烯烃合成的单元(30),其包括用于通过该整合的石化处理设施生产的LPG(200)的入口和用于烯烃(500)的出口,
- [0103] 其中所述芳环开环的烃进料包含:
- [0104] 通过原油蒸馏单元(10)生产的煤油和/或粗柴油;和
- [0105] 该整合的石化处理设施生产的炼制单元来源的中间馏分。
- [0106] 9) 根据实施方案8所述的处理设施,其中:
- [0107] 原油蒸馏单元(10)包括用于气体馏分(230)的出口,用于残油(400)的出口,和用于煤油和/或和粗柴油(310)的至少一个出口;和
- [0108] 残油提质单元(40),其包括用于残油(400)和炼制单元来源的重质馏分(401)的入口,用于残油提质生产的LPG(223)的出口,和用于液体残油提质流出物(326)的出口。
- [0109] 10) 根据实施方案8或9所述的处理设施,其进一步包括:
- [0110] 流化催化裂化单元(60),其包括用于部分该液体残油提质流出物(326)和任选地芳环开环生产的轻质馏分(328)的入口,和用于流化催化裂化生产的中间馏分(324)和流化

催化裂化生产的烯烃(540)的出口。

[0111] 11) 根据实施方案8-10中任一项所述的处理设施,其进一步包括:

[0112] 气体分离单元(50),其包括用于该整合方法中生产的气体(200)的入口、用于乙烷(240)的出口和用于丙烷(250)的出口;

[0113] 乙烷裂化器(31),其包括用于乙烷(240)的入口和用于乙烯(510)的出口;和

[0114] 丙烷脱氢单元(32),其包括用于丙烷(250)的入口和用于丙烯(520)的出口。

[0115] 12) 根据实施方案8-11中任一项所述的处理设施,其进一步包括:

[0116] 丁烷裂化器(34),其包括用于丁烷(260)的入口和用于烯烃(530)的出口和用于BTX(600)的出口。

[0117] 13) 根据实施方案8-12中任一项所述的整合的石化处理设施的用途,其用于将原油转化成包含烯烃和BTX的石化产品。

[0118] 下面的附图标记用于图1-3中:

[0119] 10 原油蒸馏单元

[0120] 26 芳环开环单元

[0121] 30 用于烯烃合成的单元

[0122] 31 乙烷裂化器

[0123] 32 丙烷脱氢单元

[0124] 34 丁烷裂化器

[0125] 40 残油提质单元,优选残油加氢裂化器

[0126] 50 气体分离单元

[0127] 60 流化催化裂化单元

[0128] 100 原油

[0129] 200 该整合方法中生产的LPG

[0130] 220 该整合方法中生产的气体馏分和炼制单元来源的LPG

[0131] 222 芳环开环生产的LPG

[0132] 223 残油提质生产的LPG

[0133] 230 气体馏分

[0134] 240 乙烷

[0135] 250 丙烷

[0136] 260 丁烷

[0137] 302 芳环开环的烃进料

[0138] 310 原油蒸馏单元生产的煤油和/或粗柴油和任选地石脑油

[0139] 320 该整合的石化处理设施生产的炼制单元来源的中间馏分和任选地炼制单元来源的轻质馏分

[0140] 324 流化催化裂化生产的中间馏分和任选地轻质馏分

[0141] 326 残油提质液体流出物

[0142] 327 部分液体残油提质流出物,其没有进行流化催化裂化

[0143] 328 芳环开环生产的轻质馏分

[0144] 400 残油

- [0145] 401 炼制单元来源的重质馏分
- [0146] 410 流化催化裂化生产的重质馏分
- [0147] 500 烯烃
- [0148] 510 乙烷裂化生产的乙烯
- [0149] 520 丙烷脱氢单元生产的丙烯
- [0150] 530 丁烷裂化生产的C4烯烃
- [0151] 540 流化催化裂化生产的烯烃
- [0152] 600 BTX
- [0153] 701 气体分离产生的甲烷
- [0154] 710 乙烷裂化生产的甲烷
- [0155] 720 流化催化裂化生产的甲烷
- [0156] 730 丁烷裂化生产的甲烷
- [0157] 810 乙烷裂化生产的氢
- [0158] 820 丙烷脱氢生产的氢
- [0159] 830 丁烷裂化生产的氢

[0160] 虽然已经出于说明的目的详细描述了本发明,但是要理解这种详细仅用于该目的,并且本领域技术人员可以在其中进行改变,而不脱离权利要求书所定义的本发明的主旨和范围。

[0161] 进一步要注意的是,本发明涉及这里所述特征的全部可能的组合,优选特别是存在于权利要求书中的特征的那些组合。

[0162] 要注意的是,术语“包括”不排除存在其他要素。但是,还要理解对于包含某些组分的产物的说明还公开了由这些组分组成的产物。类似地,还要理解对于包括某些步骤的方法的说明还公开了由这些步骤组成的方法。

[0163] 本发明现在通过以下非限定性实施例来更充分地描述。

[0164] 实施例

[0165] 对比例1

[0166] 这里提供的实验数据通过在Aspen Plus中模拟的流程图来获得。严格考虑了蒸汽裂化动力学(用于蒸汽裂化器产物组成计算的软件)。使用以下蒸汽裂化器炉条件:乙烷和丙烷炉:COT(盘管出口温度) = 845°C,蒸汽与油之比 = 0.37,C4-炉和液体炉:盘管出口温度 = 820°C,蒸汽与油之比 = 0.37。

[0167] 对于芳环开环,使用了将全部的芳族、环烷烃和链烷烃化合物转化成LPG的反应方案。来自于丙烷脱氢的产物组成基于文献数据。残油加氢裂化器和FCC单元基于公开文献中报告的数据来模拟。

[0168] 在对比例1中,将阿拉伯轻质原油在常压蒸馏单元中蒸馏。将除了残油之外的全部馏分进行蒸汽裂化。送到蒸汽裂化器的馏分包括 LPG、石脑油、煤油和粗柴油馏分。残油的分馏点是350°C。送到蒸汽裂化器的原油的全部馏分总量是原油的52重量%。在蒸汽裂化器中,上述原油馏分在炉中裂化。结果在表1中提供,如下面提供的。

[0169] 将来源于原油的产物分成石化品(烯烃和BTXE,其是BTX+乙苯的缩写)和其他产物(氢、甲烷和重质馏分,其包含C9树脂进料、裂化的馏出物、炭黑油和残油)。总量之和是总原

油的100%，因为也考虑了残油。从原油的产物组成，将碳效率确定为：

[0170] (石化品中的总碳重量)/(原油中的总碳重量)。

[0171] 对于对比例来说，丙烯产率是总原油的8重量%。

[0172] 实施例1

[0173] 实施例1与对比例相同，区别如下：

[0174] 将原油蒸馏的石脑油、煤油和粗柴油馏分(分馏点350℃)进行芳环开环，其在工艺条件下操作以打开全部的芳环，和将其余的链烷烃和环烷烃转化成LPG(中间体)。将该LPG分离成乙烷馏分、丙烷馏分和丁烷馏分。将乙烷和丁烷馏分进行蒸汽裂化。将丙烷馏分脱氢成丙烯(丙烷到丙烯的最终选择性是90%)。

[0175] 下面提供的表1显示了来自于蒸汽裂化器(裂化的轻质物和乙烷和丁烷)和来自于丙烷脱氢单元的总产物组成，按总原油的重量%计。该表还含有其余的常压残油馏分。

[0176] 对于实施例1，丙烯产率是总原油的29重量%。

[0177] 实施例2

[0178] 实施例2与实施例1相同，区别如下：

[0179] 首先，将残油在残油加氢裂化器中提质来生产气体、轻质馏分和中间馏分。将残油加氢裂化生产的气体进行蒸汽裂化。使残油加氢裂化生产的轻质馏分和中间馏分进行芳环开环，其在工艺条件下操作以打开全部的芳环和将其余的链烷烃和环烷烃转化成LPG(中间体)。将该LPG分离成乙烷馏分、丙烷馏分和丁烷馏分。将乙烷和丁烷馏分进行蒸汽裂化。将丙烷馏分脱氢成丙烯(丙烷到丙烯的最终选择性是90%)。

[0180] 此外，将裂化器流出物的重质部分(C9树脂进料、裂化的馏出物和炭黑油)再循环到残油加氢裂化器。在残油加氢裂化器中的最终转化率接近于完全(残油加氢裂化器的沥青是原油的2重量%)。

[0181] 下面提供的表1显示了来自于蒸汽裂化器(轻质部分、石脑油和LPG的裂化产物)和来自于丙烷脱氢单元的原油的总产物组成，按总原油的重量%计。该产物组成还含有加氢裂化器的沥青(原油的2重量%)。

[0182] 对于实施例2，丙烯产率是总原油的55重量%。

[0183] 实施例3

[0184] 实施例3与实施例2相同，区别如下：

[0185] 残油加氢裂化器没有裂化到耗尽，而是到气体、轻质馏分和中间馏分馏分的转化率是37.5%。将来自于残油加氢裂化器的其余产物(重质馏分和底部产物)送到FCC单元，以生产轻质物和FCC石脑油。将轻质物送到蒸汽裂化器，在这里将轻质物中的烯烃与LPG分离。将该LPG分离成乙烷馏分、丙烷馏分和丁烷馏分。将乙烷和丁烷馏分进行蒸汽裂化。将丙烷馏分脱氢成丙烯(丙烷到丙烯的最终选择性是90%)。将FCC石脑油在工艺条件下进行芳环开环，以打开全部的芳环和将其余的链烷烃和环烷烃转化成LPG(中间体)。将该LPG分离成乙烷馏分、丙烷馏分和丁烷馏分。将乙烷和丁烷馏分进行蒸汽裂化。将丙烷馏分脱氢成丙烯(丙烷到丙烯的最终选择性是90%)。将来自于FCC单元的LCO(轻质循环油)再循环到残油加氢裂化器。

[0186] 下面提供的表1显示了来自于蒸汽裂化器(轻质部分、石脑油和LPG的裂化产物)和来自于丙烷脱氢单元的原油的总产物组成，按总原油的重量%计。该产物组成还含有加

氢裂化器的沥青和FCC单元的焦炭(总共是原油的4重量%)。

[0187] 对于实施例3,丙烯产率是总原油的51重量%。

[0188] 表1

[0189]

	对比例	实施例 1	实施例 2	实施例 3
石化品(原油的重量%)				
乙烯	15%	15%	29%	27%
丙烯	8%	29%	55%	51%
丁二烯	2%	0%	1%	1%
1-丁烯	1%	1%	2%	4%
异丁烯	1%	0%	1%	2%
异戊二烯	0%	0%	0%	0%
环戊二烯	1%	0%	0%	0%
苯	4%	0%	1%	1%
甲苯	2%	0%	0%	0%
二甲苯	1%	0%	0%	0%
乙苯	1%	0%	0%	0%
其他组分(原油的重量%)				
氢	1%	2%	4%	4%
甲烷	7%	3%	6%	6%
重质组分	56%	48%	0%	0%
RHC 沥青和 FCC 焦炭	0%	0%	2%	4%
碳效率	38.0%	47.6%	92.5	88.6

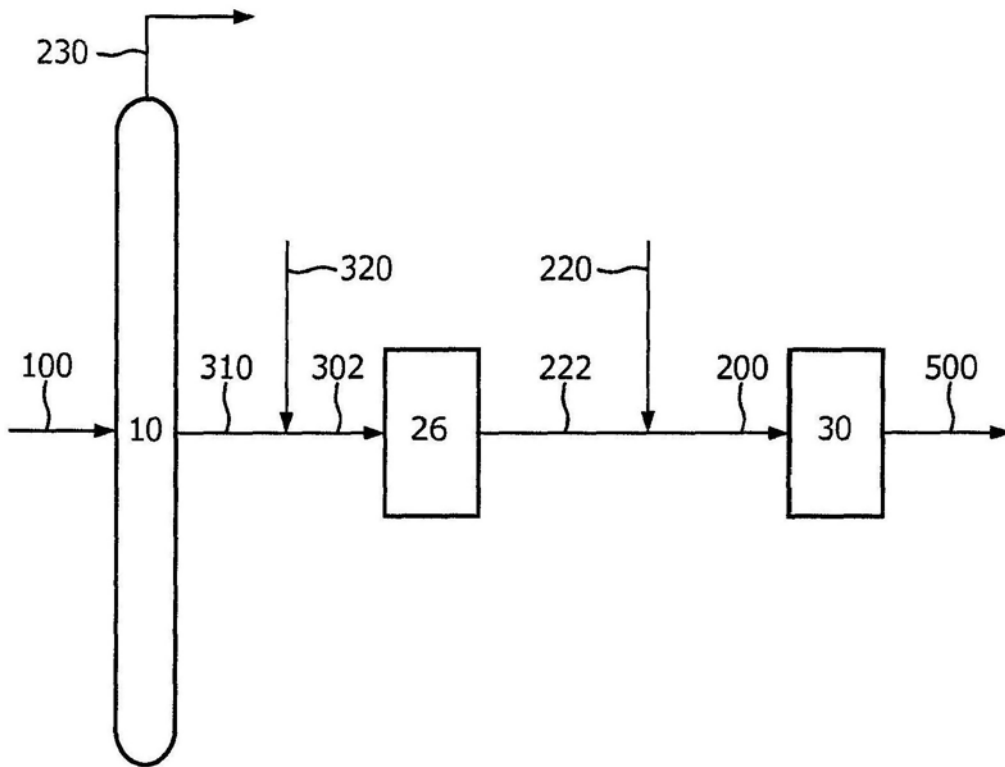


图1

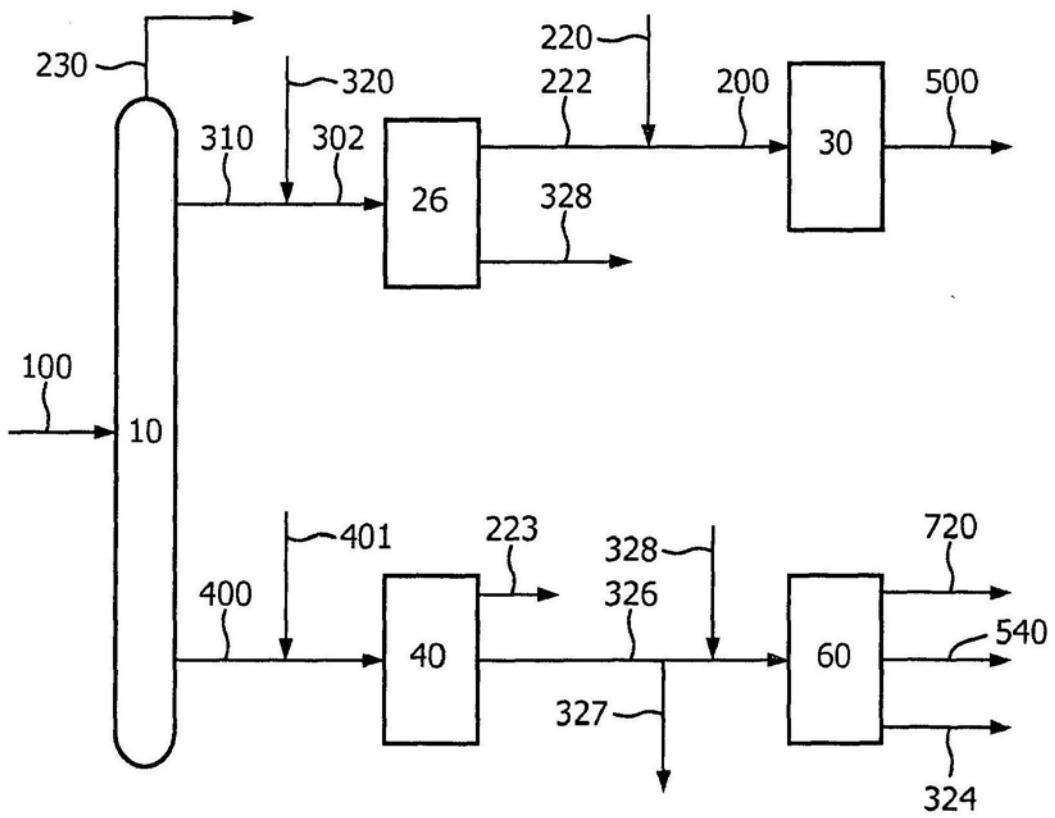


图2

