



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 103370397 B

(45) 授权公告日 2016. 08. 03

(21) 申请号 201180032778. 5

C10G 3/00(2006. 01)

(22) 申请日 2011. 06. 24

C11C 3/12(2006. 01)

B01D 3/14(2006. 01)

(30) 优先权数据

61/359, 883 2010. 06. 30 US

(56) 对比文件

EP 0819752 A1, 1998. 01. 21,

US 6217749 B1, 2001. 04. 17,

US 3412016 A, 1968. 11. 19,

US 7622034 B1, 2009. 11. 24,

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

2012. 12. 31

(86) PCT国际申请的申请数据

PCT/US2011/041732 2011. 06. 24

审查员 孟令柱

(87) PCT国际申请的公布数据

W02012/012088 EN 2012. 01. 26

(73) 专利权人 埃克森美孚研究工程公司

地址 美国新泽西州

(72) 发明人 本杰明·S·尤曼斯基

理查德·C·多尔蒂

迈克尔·A·海斯 威廉·E·刘易斯

(74) 专利代理机构 中原信达知识产权代理有限

责任公司 11219

代理人 郭国清 穆德骏

(51) Int. Cl.

C10G 65/00(2006. 01)

C10G 69/00(2006. 01)

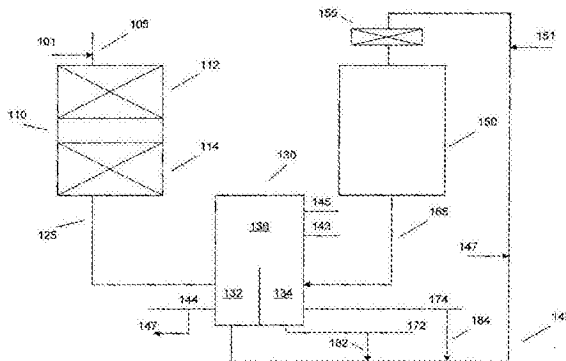
权利要求书2页 说明书19页 附图3页

(54) 发明名称

具有分隔壁塔分馏器的两段加氢操作

(57) 摘要

本发明涉及分隔壁塔,其在保持分开的产物品质的同时,允许分馏多种物流。可在单个分隔壁塔中加工来自于反应系统多段的流出物。所述分隔壁塔从每个分隔区域产生多种馏分,以及从共同区域产生至少一种输出物。至少一个反应段可有利地具有连续液相环境。



1. 用于生产低硫馏出物产物的方法,所述方法包括:

在第一有效加氢处理条件下加氢处理原料,以产生经过加氢处理的原料,该经过加氢处理的原料包含具有如下硫含量的柴油产物馏分,所述硫含量为50wppm或更低;

在分隔壁塔分馏器的第一体积中分馏经过加氢处理的原料,以产生至少第一柴油产物馏分、第一塔底馏分和被传送至所述分馏器上部未分隔体积的第一共同馏分;

将氢溶解在至少部分的所述第一塔底馏分中至接近溶解极限;

在具有连续液体环境的加氢裂化段中,在有效的加氢裂化条件下,加氢裂化所述部分的第一塔底馏分;并且

在分隔壁塔分馏器的第二体积中分馏经过加氢裂化的第一塔底馏分,以产生至少第二柴油产物馏分、第三产物馏分和被传送至所述分馏器上部未分隔体积的第二共同馏分,

其中所述第二柴油产物馏分相对于所述第一柴油产物馏分具有至少一种改进的性质,并且所述第三产物馏分相对于所述塔底馏分具有至少一种改进的性质。

2. 用于生产低硫馏出物产物的方法,所述方法包括:

在有效加氢处理条件下加氢处理原料;

在第一加氢裂化段中在第一有效加氢裂化条件下加氢裂化经过加氢处理的原料,以产生经过加氢裂化的原料,该经过加氢裂化的原料包含具有如下硫含量的柴油产物馏分,所述硫含量为50wppm或更低;

在分隔壁塔分馏器的第一体积中分馏经过加氢裂化的原料,以产生至少第一柴油产物馏分和第一塔底馏分;

在具有连续液体环境的第二加氢裂化段中,在第二有效加氢裂化条件下,加氢裂化部分的所述第一塔底馏分;

在具有连续液体环境的脱蜡段中,在有效脱蜡条件下,对第一塔底馏分经过加氢裂化的部分进行脱蜡;并且

在分隔壁塔分馏器的第二体积中分馏经过加氢裂化、脱蜡的第一塔底馏分,以产生至少第二柴油产物馏分和第二塔底馏分,

其中所述第二柴油产物馏分相对于所述第一柴油产物馏分具有至少一种改进的低温流动性能,并且所述第二塔底馏分相对于所述第一塔底馏分具有至少一种改进的低温流动性能。

3. 根据权利要求1所述的方法,其还包括在将经过加氢处理的进料传送至所述分隔壁塔的第一体积之前,在连续气相环境中在有效加氢裂化条件下,加氢裂化经过加氢处理的进料。

4. 根据前述权利要求中的任一项所述的方法,其中所述有效加氢裂化条件、第一有效加氢裂化条件、第二有效加氢裂化条件或其任何组合包括:200°C至450°C的温度,0.5MPag至30MPag的总压,0.05hr⁻¹至10hr⁻¹的LHSV,以及,当有关的加氢裂化段是在连续气相环境中时,为加氢裂化期间所消耗氢的两倍至十五倍的氢处理气体速率。

5. 根据权利要求1-3中的任一项所述的方法,其中所述有效加氢处理条件包括0.3hr⁻¹至5.0hr⁻¹的LHSV,3.4MPag至20.7MPag的总压,343°C至427°C的温度,以及,当所述加氢处理段是在连续气相环境中时,提供的氢量是加氢处理期间所消耗氢的两倍至五倍的处理气体速率。

6. 根据权利要求5所述的方法,其中使所述部分的第一塔底馏分与来自于所述第一体积的柴油馏分、来自于所述第二体积的再循环柴油馏分以及来自于所述第二体积的再循环塔底馏分中的至少一种混合。

7. 根据权利要求1-3中的任一项所述的方法,其中所述第二柴油产物馏分的硫含量低于所述第一柴油产物馏分的硫含量,并且其中所述第三产物馏分的硫含量低于所述第一塔底馏分的硫含量。

8. 根据权利要求1-3中的任一项所述的方法,其中选择分隔壁的高度以使得所述第二柴油产物馏分含有1wt%或更低的对应于所述第一柴油产物馏分的材料。

9. 根据权利要求1或3所述的方法,其还包括:在连续液相环境中在有效加氢操作条件下,对经过加氢裂化的第一塔底馏分进行加氢操作,所述加氢操作包括加氢处理、催化脱蜡、开环和/或加氢精制。

10. 根据权利要求9所述的方法,其中所述有效催化脱蜡条件包括:280°C至380°C的温度,2.1MPag至20.7MPag的氢分压,和0.1hr⁻¹至5.0hr⁻¹的LHSV。

11. 根据权利要求2所述的方法,其中所述第二柴油馏分和所述第二塔底馏分没有被再循环至脱蜡段,并且其中所述第一塔底馏分的加氢裂化还包含部分的所述第一柴油馏分的加氢裂化。

12. 根据权利要求1-3中的任一项所述的方法,其中所述第二柴油产物馏分的浊点比所述第一柴油产物馏分的浊点低至少10°C。

13. 根据权利要求1-3中的任一项所述的方法,其中所述第一柴油产物馏分的硫含量为15wppm或更低。

14. 根据权利要求2所述的方法,其中所述第二塔底馏分的倾点比所述第一塔底馏分的倾点低至少10°C。

具有分隔壁塔分馏器的两段加氢操作

技术领域

[0001] 本发明提供使用分隔壁塔作为分馏器的用于多段加氢操作的方法。

背景技术

[0002] 用于精炼操作的必要设备是精炼厂中的主要成本来源之一。所述设备可包括催化反应器、分馏器和/或分离器,以及其它配套设备。在常规工艺机组中,每个催化反应器可具有与该反应器相关的专用分馏器或分离器,以分离在催化反应段中产生的各种产品。

[0003] 一种节省资金成本的方法是允许超过一个反应器使用同一个分馏器。美国专利3,412,016显示了包括多个体积的分馏器的实例。在该专利中,在该分馏器中分馏两股独立的精炼厂汽油流(例如低辛烷值汽油和高辛烷值汽油)。在所述分馏器中,允许两种汽油馏分的轻馏分部分混合。然而,没有关于所述汽油“塔底”部分的任何相互作用、再循环或其它混合的描述或建议。从所述分馏器输出的是轻质馏分和两种不同的重质馏分。

[0004] 欧洲专利公开EP0819752看来提供了另一种使用具有多个体积的分馏器的实例。在该专利公开中,看来向分馏器提供了两种分开的给料物流。允许在分馏器每侧中产生的蒸气部分相混合,从而从所述分馏器产生一种或多种轻质产物馏分。所述分馏器的每侧也产生塔底部分。在一些附图中,所述塔底部分在离开分馏器后似乎保持分离,而在其它附图中,向分馏器第二侧的给料包括来自于所述分馏器两侧的塔底部分。

[0005] 美国公开的专利申请2009/0095655描述了用于矿物烃流加氢裂化的方法。首先在气相连续区中处理烃流。然后在一个或多个区中加氢裂化来自于加氢处理区的流出物。所述加氢裂化区可以是气相连续区或液相连续区。

发明内容

[0006] 本发明一方面涉及用于生产低硫馏出物产物的方法,所述方法包括:在第一有效加氢处理条件下加氢处理原料;在分隔壁塔分馏器的第一体积中分馏经过加氢处理的原料,以产生至少第一产物馏分,第一塔底馏分,和被传送至所述分馏器上部未分隔体积的第一共同馏分;至少在部分的第一塔底馏分中溶解氢至接近溶解极限;在具有连续液体环境的加氢裂化段,在有效的加氢裂化条件下加氢裂化所述的部分第一塔底馏分;并且在所述分隔壁塔分馏器的第二体积中分馏经过加氢裂化的第一塔底馏分,以产生至少第二产物馏分,第三产物馏分,和被传送至所述分馏器上部未分隔体积的第二共同馏分,其中所述第二产物馏分相对于所述第一产物馏分具有至少一种改进的性质,并且所述第三产物馏分相对于所述塔底馏分具有至少一种改进的性质。

[0007] 本发明另一方面涉及用于生产低硫馏出物产物的方法,所述方法包括:在有效加氢处理条件下加氢处理原料;在第一加氢裂化段在第一有效加氢裂化条件下加氢裂化经过加氢处理的原料;在分隔壁塔分馏器的第一体积中分馏经过加氢裂化的原料,以产生至少第一柴油产物馏分和第一塔底馏分;在具有连续液体环境的第二加氢裂化段中,在第二有效加氢裂化条件下加氢裂化部分所述的塔底馏分;在具有连续液体环境的脱蜡段中,在有

效的脱蜡条件下,将第一塔底馏分经过加氢裂化的部分进行脱蜡;并且在所述分隔壁塔分馏器的第二体积中分馏经过加氢裂化、脱蜡的塔底馏分,以产生至少第二柴油产物馏分和第二塔底馏分,其中所述第二柴油产物馏分相对于所述第一柴油产物馏分具有至少一种改进的低温流动性能,并且所述第二塔底馏分相对于所述第一塔底馏分具有至少一种改进的低温流动性能。

附图说明

[0008] 图1示意性显示出用于实施本发明实施方式的方法的反应系统。

[0009] 图2示意性显示出用于实施本发明实施方式的方法的反应系统。

[0010] 图3示意性显示出根据本发明实施方式的方法的反应系统的一部分。

具体实施方式

[0011] 本发明提供了多种用于改进的烃类进料加工过程的系统和方法。在多种实施方式中,所述系统和方法的优势可包括但不限于,设备需求降低和/或来自于多个反应器系统的多种馏出物产物流的生产成本降低。

[0012] 根据本发明,将分隔壁塔用作分馏器,其作为两段加氢处理和/或加氢裂化单元的部分。所述分隔壁塔可有利地以较低的成本生产柴油机燃料,例如具有如下硫含量的柴油机燃料,所述硫含量为约50wppm或更低,例如约30wppm或更低、约20wppm或更低、约15wppm或更低或者约10wppm或更低。在这些两段单元中,可使两个加氢处理和/或加氢裂化反应器共享一个分馏器。可将来自于第一加氢处理和/或加氢裂化段的流出物传送至所述分隔壁塔的第一体积。可将被传送至该第一体积的流出物分馏为至少两种较重的馏分和一种或多种较轻的馏分。所述较重的馏分可从低于分隔壁的高度的位置离开所述分馏器,而所述较轻的馏分可从高于分隔壁的、所述分馏器的共同部分离开所述分馏器。所述至少两种较重的馏分可包括塔底馏分和产物馏分,例如柴油沸程馏分。可将至少部分的所述塔底馏分送至第二加氢处理和/或加氢裂化反应器。任选地,也可将至少部分的所述产物(柴油)馏分送至第二反应器。然后可将来自于第二反应器的流出物传送至所述分隔壁塔的第二体积,以产生至少两种另外的较重的馏分和一种或多种较轻的馏分。所述来自于该第二反应器的至少两种较重的馏分还可包括塔底馏分和产物馏分,例如如下硫含量的柴油产物,该硫含量为约30wppm或更低,例如约20wppm或更低、约15wppm或更低或者约10wppm或更低。在这种类型的实施方式中,所述分隔壁塔的分隔的体积可有利于生产较低硫(柴油沸程)的产物。

[0013] 在以上类型的反应系统中,通过防止来自于第二分馏器体积的塔底和/或一种或多种产物(柴油)馏分的产物的任何再循环,还可实现其它改进。在涉及对真空瓦斯油馏分相对严苛的加氢处理和/或加氢裂化的方法中,例如,一个关心的问题包括多核芳烃(PNA)的产生。PNA化合物在它们的结构中包含两个或更多的稠合芳族环。其中重质化合物可循环多次的方法导致PNA产生的增加。在一个实施方式中,通过使用分隔壁塔作为分馏器,可减少和/或减轻PNA的产生,同时还降低了成本。在这种类型的实施方式中,可将来自于所述分隔壁塔第一体积的塔底油的至少部分送至所述第二加氢处理和/或加氢操作反应器。然后可将来自于该反应器的流出物送至所述分馏器的第二体积。然而,优选不重复循环来自于第二分馏器体积的塔底油。因此,无需使起始进料的重质部分在第二反应器中的反应段暴

露另外几次。这种类型的实施方式由于使用单一分馏器,可为多段加氢裂化方法降低成本,同时也减少/最小化了PNA的产生。

[0014] 在以上实施方式的变化中,所述加氢裂化反应段中的一个或多个可以是具有连续液体环境的加氢裂化段。一种选择可以是,将具有连续液体环境的加氢裂化和/或异构化段,用作针对由第一分馏器体积所产生经过加氢处理的塔底馏分(或其它重质馏分)的反应段。在连续液体环境中的加氢操作段可以降低加工进料所需的氢量。与气相连续环境中的加氢操作段相反,可以以与加氢操作反应所需氢量相当的量来进行在连续液相环境中的加氢操作。因此可减少所需的氢量,因为不需要大量过量的氢。在这类选择中,可以首先将进料加氢处理,以减少进料中芳烃的量。这可减少进料加工所需的氢量。任选地,在加氢处理段之后但在第一分馏体积之前,还可以包括具有连续液体环境的加氢裂化段。

[0015] 在另一类实施方式中,可使用多个反应器和分隔壁塔以在降低的成本下生产不同等级的馏出物和/或瓦斯油产物。在这样的实施方式中,第一反应器可包括一个或多个加氢处理和/或加氢裂化段,以提供具有合适硫含量的进料,该硫含量例如为约50wppm或更低,例如约30wppm或更低、约20wppm或更低、约15wppm或更低或者约10wppm或更低。可将该反应器的流出物送至分隔壁塔的第一体积以进行分馏。所述分馏器的第一体积可有利地生产出至少产物(柴油)馏分、塔底馏分和可从共同体积离开所述分隔壁塔的较轻馏分。所述产物(柴油)馏分可适合用作标准柴油机燃料或者,任选且较不优选地,在用于燃料应用中之前经过其它加工/处理。然后可将至少部分的塔底馏分送至包括催化脱蜡段的第二反应器。任选地,也可将部分的产物(柴油)馏分送至第二反应器。另外地或备选地,所述第二反应器可任选包括其它段,例如加氢处理、加氢裂化和/或加氢精制段。可将第二反应器的流出物送至所述分隔壁塔的第二体积。当所述产物馏分在柴油范围内沸腾时,这可使得至少产生极冷型柴油馏分、具有改进的低温流动性能的塔底馏分以及可从共同体积离开分隔壁塔的较轻的馏分。在这类实施方式中,与所述分隔壁塔组合的两个反应器可产生至少四类馏出物产物。所述馏出物产物包括柴油产物、相对该柴油产物其低温流动性能得到改进的极冷型柴油产物、作为来自第一分馏器体积的塔底油的真空瓦斯油产物(任选地,其可适合作为FCC原料),和作为来自第二分馏器体积的塔底油的低温流动性能得到改进的真空瓦斯油产物(任选地,其可适合作为润滑油基础油用于进一步加工)。

[0016] 原料

[0017] 在一个实施方式中,在包括分隔壁塔的反应系统中加工的原料可以是如下初沸点的原料,所述初沸点为至少约400°F(约204°C),例如至少约450°F(约232°C)、至少约500°F(约260°C)、至少约550°F(约288°C)、至少约600°F(约316°C)或至少约650°F(约343°C)。另外地或备选地,所述原料的终沸点可为约1200°F(约649°C)或更低,例如约1100°F(约593°C)或更低、约1050°F(约566°C)或更低、约1000°F(约538°C)或更低或者约900°F(约482°C)或更低。又另外地或备选地,所述原料可通过使指定百分比的进料沸腾所需的沸点而表征。例如,将使至少5wt%的进料沸腾所需的温度称为“T5”沸点。在一个优选实施方式中,所述原料的T5沸点可为至少约400°F(约204°C),例如至少约450°F(约232°C)、至少约500°F(约260°C)、至少约550°F(约288°C)、至少约600°F(约316°C)、至少约650°F(约343°C)或至少约665°F(约352°C)。另外地或备选地,所述原料的T95沸点可优选为约1150°F(约621°C)或更低,例如约1100°F(约593°C)或更低、约1050°F(约566°C)或更低、约1000°F(约538°C)或更低、

约900°F(约482°C)或更低或者约850°F(约454°C)或更低。

[0018] 所述原料一般包含矿物油。“矿物油”指的是诸如原油的化石/矿物燃料源,并且不是诸如CAS号8020-83-5的由例如Aldrich销售的商业有机产品。矿物油的实例可包括但不限于,直馏(常压)瓦斯油、真空瓦斯油、去金属化油、焦化馏出物、催化裂化器馏出物、重石脑油、柴油沸程馏出物馏分、喷气燃料沸程馏出物馏分、煤油沸程馏出物馏分以及煤浆。所述原料的矿物油部分可包含这些实例物流中的任一种或其任意组合。优选情况下,所述原料不含任何可感测的的沥青质。

[0019] 所述原料的矿物油部分可含有含氮化合物(缩写为“氮”)。例如,所述矿物油可含有基于矿物油组分总重量的至少约5wppm的氮。优选情况下,所述矿物油含有基于矿物油组分总重量的不超过约1.0wt%的氮。一般而言,至少大部分氮将是有机氮化合物的形式。

[0020] 所述原料的矿物油部分将一般含有含硫化合物(缩写为“硫”或“硫含量”)。这样的化合物可通常以基于矿物油总重量的大于约100wppm、常常大于约500wppm或大于约0.1wt%的硫含量存在于所述矿物油中。优选情况下,矿物油的硫含量基于矿物油总重量将不大于约6wt%,优选不大于约4wt%。

[0021] 另外地或备选地,适合用在多个实施方式中的矿物油进物流可具有约50wppm至约6000wppm的氮,优选约50wppm至约2000wppm的氮或约75wppm至约1000wppm的氮。又另外地或备选地,适合在此处使用的进物流可具有约100wppm至约40,000wppm的硫,优选约200wppm至约30,000wppm的硫或约350wppm至约25,000wppm的硫。

[0022] 在本发明的多个实施方式中,所述进料可另外地或备选地包括来自于生物组分源例如植物、动物、鱼和/或藻类的进料。通常,这些生物材料包括植物脂肪/油、动物脂肪/油、鱼油、热解油和藻类脂质/油,以及这些材料的组分。更具体而言,所述脂质材料包括一种或多种类型的脂质化合物。脂质化合物通常是不溶于水但溶于非极性(或脂肪)溶剂中的生物化合物。这样的溶剂的非限制性实例包括醇、醚、氯仿、乙酸烷基酯、苯和其组合。

[0023] 脂质的主要类别包括但不一定限于:脂肪酸、甘油衍生的脂质(包括脂肪、油和磷脂)、鞘氨醇衍生的脂质(包括神经酰胺、脑苷脂、神经节苷脂和鞘磷脂)、类固醇和它们的衍生物、萜烯和它们的衍生物、脂溶性维生素、某些芳族化合物和长链的醇和蜡。

[0024] 在活的生物体中,脂质通常作为细胞膜的基础并且作为燃料储存的形式。还可发现例如以脂蛋白和脂多糖的形式与蛋白质或糖类结合的脂质。

[0025] 可根据本发明使用的植物油的实例包括但不限于:油菜籽(菜籽)油、大豆油、椰子油、葵花子油、棕榈油、棕榈仁油、花生油、胡麻子油、妥尔油、玉米油、蓖麻油、麻风树油、霍霍巴油、橄榄油、亚麻油、亚麻荠油、红花籽油、巴巴苏仁油、牛羊油和米糠油。

[0026] 在此处所指的植物油也可包括加工过的植物油料。加工过的植物油料的非限制性实例包括脂肪酸和脂肪酸烷基酯。烷基酯通常包括C₁-C₅烷基酯。优选甲基酯、乙基酯和丙基酯中的一种或多种。

[0027] 可根据本发明使用的动物脂肪的实例包括但不限于:牛脂肪(牛油)、猪脂肪(猪油)、火鸡脂肪、鱼脂肪/油和鸡脂肪。可从任何合适的来源包括餐馆和肉类生产厂获得动物脂肪。

[0028] 在此处所指的动物脂肪也包括加工过的动物脂肪材料。加工过的动物脂肪材料的非限制性实例包括脂肪酸和脂肪酸烷基酯。烷基酯通常包括C₁-C₅烷基酯。优选甲基酯、乙基

酯和丙基酯中的一种或多种。

[0029] 藻类油或脂质通常以膜组分、存储产物和代谢物的形式包含在藻类中。某些藻株，特别是例如硅藻和蓝藻的微藻类，按比例含有高水平的脂质。用于藻类油的藻源可基于生物物质本身总重量含有不同量例如2wt%至40wt%的脂质。

[0030] 用于藻类油的藻源包括但不限于单细胞和多细胞藻类。这样的藻类的实例包括：红藻(rhodophyte)，绿藻(chlorophyte)，不等鞭毛藻(heterokontophyte)，黄绿藻(tribophyte)，灰胞藻(glaucophyte)，褐藻(chlorarachniophyte)，眼虫藻(euglenoid)，定鞭藻(haptophyte)，隐藻(cryptomonad)，甲藻(dinoflagellum)，浮游藻类(phytoplankton)等，和其组合。在一个实施方式中，藻类属于绿藻纲和/或定鞭藻纲。具体的种类包括但不限于：富油新绿藻(*Neochloris oleoabundans*)、二形栅藻(*Scenedesmus dimorphus*)、细小裸藻(*Euglena gracilis*)、三角褐指藻(*Phaeodactylum tricorutum*)、颗石藻(*Pleurochrysis carterae*)、小定鞭金藻(*Prymnesium parvum*)、扁藻(*Tetraselmis chui*)和莱茵衣藻(*Chlamydomonas reinhardtii*)。

[0031] 所述原料可包含基于生物组分源的不同量的进物流。当需要时，所述进料可包含基于生物组分源的至少约0.1wt%的进料，例如至少约0.5wt%、至少约1wt%、至少约3wt%、至少约5wt%、至少约10wt%或至少约15wt%。在这样的实施方式中，所述进料可另外地或备选地包含如下含量的生物组分进料，该含量为约60wt%或更低，例如约50wt%或更低、约40wt%或更低或者约30wt%或更低。在其它实施方式中，生物组分进料的量(例如用于和所述进料的矿物油部分共处理)可相对小，例如如下进料，其包括至少约0.5wt%，例如至少约1wt%、至少约2.5wt%或至少约5wt%的基于生物组分源的原料。在这样的实施方式中，所述进料可另外地或备选地包括如下含量的基于生物组分的原料，该含量为约20wt%或更低，例如约15wt%或更低、约10wt%或更低或者约5wt%或更低。

[0032] 可在本发明中使用的生物组分进料可包括主要包含甘油三酯和游离脂肪酸(FFA)的那些生物组分中的任何生物组分。甘油三酯和FFA通常在它们的结构中含有8至36个碳、优选10至26个碳例如14至22个碳的脂肪烃链。可根据甘油三酯的脂肪酸成分来确定它们的类型。用气相色谱(GC)分析可容易地测定所述脂肪酸成分。这种分析涉及脂肪或油的提取、脂肪或油的皂化(水解)、皂化的脂肪或油的烷基(如甲基)酯的制备以及使用GC分析对(甲基)酯类型的测定。在一个实施方式中，基于存在于脂质材料中的总的甘油三酯，大部分(即大于50%)存在于脂质材料中的甘油三酯可包含C₁₀至C₂₆脂肪酸成分。另外，甘油三酯是结构与甘油和三个脂肪酸的反应产物相同的分子。因此，尽管在此处将甘油三酯描述为包含脂肪酸，但应当理解所述脂肪酸组分不一定含有羧酸氢。在一个实施方式中，基于总的甘油三酯含量，大部分存在于生物组分进料中的甘油三酯优选包含C₁₂至C₁₈脂肪酸成分。衍生自生物原材料组分的其它类型的进料可包括脂肪酸酯，例如脂肪酸烷基酯(例如FAME和/或FAEE)。

[0033] 基于生物组分的柴油沸程进物流通常具有相对低的氮含量和硫含量。例如，基于生物组分的进物流可含有最多达约300wppm的氮，例如最多达约100wppm的氮。除了氮和/或硫，在生物组分进料中的主要杂原子组分为氧。生物组分柴油沸程进物流例如可包含多达约10-12wt%的氧。

[0034] 分隔壁塔作为分馏器

[0035] 在多个实施方式中,可将分隔壁塔用作分馏塔。所述分隔壁塔可含有至少三个分隔的体积。所述体积之一是共同体积,通常位于接近该分隔壁塔的顶部。在该分隔壁塔中其余的体积可代表通过分隔壁彼此分隔的体积。各个体积均经由该共同体积而彼此流体连通。然而,沸点足够高的石油馏分一般不能沿塔向上移动至足以到达共同体积的高度,因此例如通过沸点有效地分馏石油馏分。

[0036] 在以下的多个实施方式中,将所述分隔壁塔描述为具有一个共同体积和两个分隔体积。然而,分隔壁塔也可具有三个或更多个分隔体积,只要在所述分隔体积中的至少两个之间和最多所有分隔体积之间共享至少一个共同体积即可。

[0037] 可将所述体积布置为任何便于所需分馏的配置。一种选择是使所述分隔体积各自占有所述分隔部的大致相等的部分。例如,具有两个分隔区域和一个在上的共同区域的分隔壁塔,可使所述分隔区域各自大致占有分隔壁塔较低部分的一半。类似地,具有三个分隔区域的分隔壁塔可使所述分隔区域各自占有较低部分的约三分之一。或者,所述分隔区域中的多于一个或每个分隔区域可具有不同的体积,取决于所述分隔壁塔的操作条件,所述不同体积可以与各体积所预期的量成比例。

[0038] 在多个实施方式中,所述分隔壁的位置可以是产生合适的分隔区域的体积的任何便利位置。对于具有大致圆柱形状的分隔壁塔,一种选择包括具有对应于所述塔的直径的分隔壁,其产生两个体积大致相等的分隔区域。另一种选择包括具有如下的分隔壁,其对应于连接圆形形状的周长上两点的弦,或对应于大致包含圆形形状的两个半径的扇形边,因此在各分隔区域中产生不同的体积。还有另一种选择包括具有为分隔部分产生同心圆形体积的分隔壁。尽管认为对于分隔壁塔的外壳优选大致圆的圆柱形状,但以上分隔壁的设置可同样应用在具有其它形状的塔中。

[0039] 在一个实施方式中,所述分隔壁可具有足够高的高度以允许从塔内的分隔体积移除两种或更多种的馏分。这意味着可从分隔区域移除至少两种没有与共同体积混合的馏分。例如,可将分隔体积用于产生真空瓦斯油塔底流和柴油流两者,它们从低于分隔壁高度的位置处的分隔体积中被抽取出来。在一个优选实施方式中,所述分隔壁可具有足以允许从每个分隔体积移除两种或更多种馏分的高度。

[0040] 在另一实施方式中,可基于对所述塔所产生多种产物馏分之间的污染物的量的控制来选择分隔壁的高度。例如,在产生柴油馏分的分隔壁塔中,可使用分隔体积产生两种不同品质的柴油馏分,例如一种柴油馏分具有较高的硫量,而第二柴油馏分满足更严格的规格(即具有较低硫含量)。在这样的实例中,可以理想地限制发生在两种柴油馏分间的交换的量。为限制这样的交换,可选择所述分隔壁的高度来限制所述馏分间的“污染物”的量。在一个实施方式中,所述分隔壁可具有足够的高度从而使得来自于第一分隔体积的产物的如下比例对应于来自于第二分隔体积的物质,所述比例低于约10wt%,例如低于约5wt%、低于约1wt%、低于约0.1wt%或低于约0.05wt%。允许的/需要的污染物的量可取决于产物的性质。例如,如果污染物可以导致产物超出政府规定的规格或其它要求,则可选择分隔壁高度以将污染物限制在更严格的水平,例如低于约0.1wt%或低于约0.05wt%。或者,如果减少污染物的愿望仅仅是由于纯度的下降引起产物价值降低,那么可将分隔壁高度与其它经济上的考虑相平衡。在一个实施方式中,可使用模拟和/或模型化合物试验来测定合适的分隔壁高度。

[0041] 另外地或备选地,可基于所述塔中冷凝区的位置选择所述分隔壁的高度。对于蒸馏塔产生的特定产物,产物冷凝区或冷凝段可代表该特定产物蒸气的预期移动高度的上限。对于防止柴油馏分间的污染的例子,预计通过选择对应于柴油馏分冷凝区的分隔壁高度,以将污染物限制为约3wt%或更低,例如约1wt%或更低、约0.1wt%或更低或者约0.05wt%或更低。

[0042] 又另外地或备选地,可根据所述分隔壁塔的一个或多个特征来选择所述分隔壁的高度。例如,可选择大概对应于塔底和闪蒸区高度之间的高度的分隔壁高度。再又另外地或备选地,所述分隔壁高度可对应于在所述塔中塔板底部区域的高度。

[0043] 还又另外地或备选地,所述分隔壁高度可为所述分隔壁塔高度的至少约15%,例如至少约25%或至少约30%。又另外地或备选地,所述分隔壁高度可为所述分隔壁塔高度的约75%或更低,例如约60%或更低、约50%或更低、约40%或更低或者约30%或更低。在另外的或备选的实施方式中,所述分隔壁塔的高度可为约75米或更低,例如约50米或更低、约35米或更低、约25米或更低或者约15米或更低。

[0044] 在其中用分隔壁塔代替一个或多个已有分馏塔的实施方式中,可选择分隔壁塔的直径,使得分隔的体积的横截面面积大致对应于被替代的单个分馏塔的横截面面积。在一个实施方式中,分隔的体积的横截面面积可在被替代的单个分馏塔的横截面面积的约10%以内或更低,或者约5%以内或更低。

[0045] 在最实用的实施方式中,所述分隔壁塔的内部可包括分馏器的典型组件。例如,可在分隔壁塔中放置一系列塔板以协助分馏。可将一些塔板放置在所述共同体积内。将其它塔板放置在所述分隔体积内。在各体积中,所述塔板在分隔体积中的位置和/或间距可以相同或不同。作为塔板的替换物,可使用任何其它类型的常见于分馏器中的内部结构,例如散堆填料、规整填料、网格、液体和/或蒸气分配器、液体和/或蒸气收集器等或其组合。所述分隔壁塔可另外地或备选地包括其它典型的分馏器要素,例如闪蒸区和/或集液槽。

[0046] 反应条件-连续气相环境

[0047] 在各实施方式中,可将具有连续气相环境的反应器用于原料的加氢处理或加氢裂化。滴流床反应器是具有连续气相环境的反应器的实例。在加氢处理段中,可将进料在有效加氢处理条件下暴露于加氢处理催化剂。加氢处理段中的催化剂可以是常规的加氢处理催化剂,例如任选但优选在载体上的由VIB族金属和/或VIII族金属组成的催化剂。合适的金属可包括但不限于:钴、镍、钼、钨或其组合。优选的金属组合包括NiMo和NiCoMo。合适的载体可包括但不限于:二氧化硅、二氧化硅-氧化铝、氧化铝、二氧化钛、氧化锆和其组合。

[0048] 在加氢处理段中的反应条件可以是适于降低进料流的硫含量的条件。在很多实施方式中,该反应条件可包括约 0.3hr^{-1} 至约 5.0hr^{-1} 的液时空速(LHSV),约500psig(约3.4MPag)至约3000psig(约20.7MPag)的总压,含有至少约80%的氢(其余为相对惰性的气体)的处理气体,和约 500°F (约 260°C)至约 800°F (约 427°C)的温度。在一个优选实施方式中,该反应条件可包括约 0.5hr^{-1} 至约 1.5hr^{-1} 的LHSV,约1400psig(约9.7MPag)至约2000psig(约13.8MPag)的总压,和约 700°F (约 371°C)至约 750°F (约 399°C)的温度。

[0049] 有时,被传送给具有连续气相环境的加氢处理段的处理气体的量可基于该段中氢的化学计量消耗。因此,在一个实施方式中,用于加氢处理段的处理气体速率可以是该段中每桶新鲜进料所消耗氢量的约二倍至约五倍。典型的加氢处理段消耗约50scf/bbl(约

8.5Nm³/m³)至约1000scf/bbl(约170Nm³/m³)的氢,这取决于多种因素,该因素包括但不限于正在加氢处理的进料的性质。因此,在这样的实施方式中,该处理气体速率可为约100scf/bbl(约17Nm³/m³)至约5000scf/bbl(约850Nm³/m³)。在一个优选实施方式中,该处理气体速率可为所消耗氢量的约四倍至约五倍。注意以上的处理气体速率指的是氢气流的速率;如果传送的氢是含有低于100%的氢的气流的一部分,则对于总体气流的处理气体速率可按比例地更高。

[0050] 本发明的多个实施方式可包括一个或多个具有连续气相环境的加氢裂化段。非贵金属加氢裂化催化剂的实例可包括但不限于含有Ni、NiCoMo、CoMo、NiW和/或NiMo的那些催化剂,优选的是后面两者中的一种或其组合。贵金属加氢裂化催化剂的非限制性实例可包括基于铂和/或钯的催化剂。可以用于贵金属加氢裂化催化剂和非贵金属加氢裂化催化剂之一或其两者的多孔载体材料可包含耐火氧化物材料例如氧化铝、二氧化硅、二氧化硅-氧化铝、砂藻土(kieselguhr)、硅藻土(diatomaceous earth)、氧化镁、氧化锆或其组合,优选的以及最常见的是氧化铝、二氧化硅和二氧化硅-氧化铝。可另外地或备选地使用沸石载体,特别是例如USY的大孔八面沸石。合适的加氢裂化条件可包括约200℃至约450℃的温度,约70psig(约0.5MPag)至约4350psig(约30MPag)的氢分压,和约0.05hr⁻¹至约10hr⁻¹的LHSV。

[0051] 有时,被传送给加氢裂化段的处理气体的量可基于该段中氢的化学计量消耗。因此,在一个实施方式中,用于加氢处理段的处理气体速率可以是该段中每桶新鲜进料所消耗氢量的约二倍至约十五倍。典型的加氢裂化段可消耗约50scf/bbl(约8.5Nm³/m³)至约1000scf/bbl(约170Nm³/m³)的氢,这取决于各种因素,该因素包括但不限于正在加氢裂化的进料的性质。因此,在这样的实施方式中,所述处理气体速率可为约100scf/bbl(约17Nm³/m³)至约15000scf/bbl(约2540Nm³/m³)。在一个优选实施方式中,该处理气体速率为所消耗氢量的约四倍至约五倍。注意以上的处理气体速率指的是氢气流的速率;如果传送的氢是含有低于100%的氢的气流的一部分,则对于总体气流的处理气体速率可按比例地更高。

[0052] 具有连续液相环境的反应器中的加氢操作

[0053] 用于原料加氢操作的一种选择是,在反应器中进行反应,在所述反应器中,液相代表了其中的连续相。传统上,在滴流床反应器中进行加氢操作,其中过量的气体产生反应器中的连续气相。在液体连续反应器中,可将原料暴露给一个或多个催化剂床。该反应器可含有脱蜡催化剂,其可单独使用或与其它类型的催化剂配合使用,例如适用于加氢处理(如加氢脱氮、加氢脱氧和/或加氢脱硫)、加氢裂化和/或芳烃饱和的那些催化剂。所述液体可从反应器的顶部或上部进入,并可穿过反应器向下流。这种向下的液体流可帮助让催化剂在催化剂床中保持合适位置。

[0054] 加氢操作方法通常可涉及在氢存在下将进料暴露给催化剂。不受任何特定理论的限制,在常规滴流床反应器中,可操作所述反应器以使得在反应器中存在三种“相”。加氢操作催化剂对应于固相。反应器体积的另一主要部分被气相占据,所述气相通常包括氢,任选地一些稀释气体,以及其它气体,例如在加氢操作期间可形成的污染物气体。相对于加氢操作反应所需的量,气相中存在的氢气通常显著过量。在常规滴流床反应器中,固体加氢操作催化剂和气相可占据反应器体积的至少约80%,例如至少约85%或至少约90%。第三“相”可对应于液体原料。在常规滴流床反应器中,原料可能仅占据体积的小部分,例如低于约20%,例

如低于约10%或低于约5%。结果,所述液体原料可能不会形成连续相。而是,所述液体“相”可能包括例如涂覆加氢操作催化剂粒子的原料薄膜。

[0055] 不受任何特定理论的限制,液体连续反应器与滴流床反应器相比提供了不同类型的加工环境。在液体连续反应器中,反应区可主要由两相构成。一个相可以是对应于加氢操作催化剂的固相。第二相可以是对应于原料的液相,其在液体连续反应器中可作为连续相存在。在一个实施方式中,可把将在加氢操作反应中消耗的氢溶解在液相中。取决于氢的使用量,部分氢也可为液体中氢气泡的形式,在这种情况下,假定将氢在接近溶解极限下溶解在液相中(即,可将液相用氢饱和,但在这里“饱和”指的是物理上而不是化学上饱和;在液体中气体溶解度这样的语境中,如在此处所用的,应将短语“接近溶解极限”理解为指的是如下浓度,该浓度对应于至少溶解极限的85%、优选至少溶解极限的90%,例如至少溶解极限的95%或至少溶解极限的99%,其当然可包括过饱和溶液,其可以对应于高达溶解极限的115%、优选高达溶解极限的110%,例如高达溶解极限的105%)。因此,该气相氢将对应于液相中溶解的氢以外的氢。在实际的实施方式中,当反应在液体连续反应器中进行/通过液体连续反应器进行时,液相中溶解的氢可被耗尽。在这样的实施方式中,起初以气泡形式存在的氢可溶于液相中以使液相再饱和并为反应提供额外的氢。在多个实施方式中,在液体连续反应器中气相所占据的体积可小于反应器体积的约10%,或小于约5%。

[0056] 可使进料至脱蜡反应器的液体进料与含氢处理气体混合(如充分混合)。该含氢处理气体可含有至少约50vol%的氢,例如至少约80vol%、至少约90vol%、至少约95vol%或至少约99vol%的氢。在混合物进入反应器前,可从其中排出过量气体,和/或可从反应器直接排出过量气体。可控制反应器中的液体水平,以使得反应器中的催化剂基本上(如完全地)潮湿。

[0057] 在一些实施方式中,在床、段和/或反应器中的加氢操作反应可能需要多于液相中所能溶解的氢。在这样的实施方式中,使用一种或多种技术来为加氢操作反应提供额外的氢。一种选择是再循环来自于反应器的部分产物。再循环的部分产物已经通过所述加氢操作段,因此当它再次通过加氢操作段时,氢消耗很可能降低。另外地或备选地,再循环进料的溶解度可高于可比的未经加工的进料。结果,在新鲜进料的情况下包括部分再循环产物可提高可用于与新鲜进料反应的氢量。

[0058] 另外地或备选地,可直接向反应器中引入额外的氢流。在反应器中任何便利的位置引入一种或多种额外的氢流。所述额外的氢流可包括补充氢流、再循环氢流、其它任何方便的含氢流或其组合。在一些实施方式中,可使用沿反应器轴向尺寸的额外氢流的注入以及产物循环两者为反应提供充足的氢。

[0059] 在如下实施方式中,其中涉及将经过加氢裂化和/或脱蜡的产物再循环以用作脱蜡段的给料的一部分,产物循环按体积计的量与进入脱蜡段的新鲜进料的量的比率为至少约0.33:1,例如至少约0.5:1、至少约1:1或至少约1.5:1。另外地或备选地,产物循环按体积计的量与新鲜进料的量的比率为约4:1或更低,例如约3:1或更低、约2.5:1或更低或者约2:1或更低。

[0060] 反应条件-连续液相环境

[0061] 在多个实施方式中,将一种或多种类型的不同加氢操作段设置在连续液相环境中。连续液相环境中的加氢操作段可为加氢处理段、加氢裂化段、催化脱蜡段、加氢精制或

芳烃饱和段、开环段或其组合。

[0062] 在一个实施方式中,除了处理气体速率外,连续液相环境中的加氢裂化段采用的催化剂和反应条件可类似于上述用于连续气相环境的那些催化剂和反应条件。另外地或备选地,并且类似地,除了处理气速率外,连续液相环境中的加氢处理段采用的催化剂和反应条件可与上述用于连续气相环境的那些催化剂和反应条件相一致。在备选的实施方式中,在连续液相环境中的加氢处理段包括较温和的有效反应条件组。

[0063] 在加氢处理段中的催化剂可以是由VIB族金属和/或VIII族金属组成的催化剂,该催化剂任选在例如耐火载体的载体上。合适的金属可包括但不限于镍、钼、钨和其组合。当存在载体和/或填料时,合适的载体和/或填料可包括但不限于二氧化硅、二氧化硅-氧化铝、氧化铝、二氧化钛、氧化锆和其组合。所述反应条件可包括适于将进物流或至少进物流的柴油部分的硫含量降低到如下含量的条件,该含量为约30wppm或更低、优选约20wppm或更低,例如约15wppm或更低或者约10wppm或更低。另外地或备选地,该反应条件包括约 0.5hr^{-1} 至约 1.5hr^{-1} (如约 0.9hr^{-1} 到约 1.1hr^{-1})的LHSV,约250psig(约1.7MPag)至约800psig(约5.5MPag)(如约350psig(约2.4MPag)至约600psig(约4.1MPag))的总压,和约550°F(约288°C)至约750°F(约399°C)(约625°F(约329°C)至约675°F(约357°C))的温度。

[0064] 可在有效的脱蜡条件下运行连续液相环境中的脱蜡段。有效的脱蜡温度可为至少约500°F(约260°C),例如至少约550°F(约288°C)、至少约600°F(约316°C)或至少约650°F(约343°C)。另外地或备选地,所述温度可为约750°F(约399°C)或更低,例如约700°F(约371°C)或更低或者约650°F(约343°C)或更低。有效的脱蜡压力可为至少约400psig(约2.8MPag),例如至少约500psig(约3.4MPag)、至少约750psig(约5.2MPag)或至少约1000psig(约6.9MPag)。另外地或备选地,所述压力可为约1500psig(约10.3MPag)或更低,例如约1200psig(约8.2MPag)或更低、约1000psig(约6.9MPag)或更低或者约800psig(约5.5MPag)或更低。有效的脱蜡LHSV可为至少约 0.1hr^{-1} ,例如至少约 0.2hr^{-1} 、至少约 0.5hr^{-1} 、至少约 1.0hr^{-1} 或至少约 1.5hr^{-1} 。另外地或备选地,所述LHSV可为约 10.0hr^{-1} 或更低,例如约 5.0hr^{-1} 或更低、约 3.0hr^{-1} 或更低或者约 2.0hr^{-1} 或更低。又另外地或备选地,用于液体连续反应器的温度、压力和LHSV可包含适合用在滴流床反应器中的条件。

[0065] 在加氢裂化段或脱蜡段中的催化剂可为如上所述的加氢裂化催化剂。另外地或备选地,可以选择脱蜡催化剂。脱蜡催化剂可包含分子筛例如结晶铝硅酸盐(沸石)或硅磷酸铝(SAPO)。另外地或备选地,所述分子筛可为1-D或3-D分子筛,例如10元环1-D分子筛。用于脱蜡的分子筛的实例可包括但不限于ZSM-48、ZSM-22、ZSM-23、ZSM-35、 β 沸石、USY、ZSM-5及其组合。在优选实施方式中,该分子筛可包含ZSM-22、ZSM-23、ZSM-35、ZSM-48及其组合,特别是ZSM-48和/或ZSM-23。任选地,该脱蜡催化剂可包括粘结剂,例如氧化铝、二氧化钛、二氧化硅、二氧化硅-氧化铝、氧化锆或其组合,例如氧化铝和/或二氧化钛,或者二氧化钛、二氧化硅和氧化锆中的一种或多种。另外地或备选地,在所述脱蜡反应器中部分的催化剂可以是加氢处理催化剂,或者可包含加氢处理催化剂。

[0066] 一个可影响分子筛活性的分子筛特征包括分子筛中二氧化硅与氧化铝(Si/Al_2)的比率。例如,该分子筛的二氧化硅与氧化铝的比率可为约200:1或更低,例如约120:1或更低、约100:1或更低、约90:1或更低或者约75:1或更低。另外地或备选地,该分子筛的二氧化硅与氧化铝的比率可为至少约30:1,例如至少约50:1或至少约65:1。

[0067] 所述脱蜡催化剂也可通常包括金属氢化组分,例如VIII族金属。合适的VIII族金属可包括Pt、Pd、Ni或其组合。该脱蜡催化剂包括至少约0.1wt%的一种或多种VIII族金属,例如至少约0.3wt%、至少约0.5wt%、至少约1.0wt%、至少约2.5wt%或至少约5.0wt%。另外地或备选地,该脱蜡催化剂可包括约10.0wt%或更低的一种或多种VIII族金属,例如约5.0wt%或更低、约2.5wt%或更低、约1.5wt%或更低或者约1.0wt%或更低。

[0068] 在一些实施方式中,所述脱蜡催化剂可包括至少一种VIB族金属例如W和/或Mo作为另外的氢化组分。通常可将这样的VIB族金属与至少一种VIII族金属例如Ni和/或Co配合使用。这样的实施方式的实例可以是包括NiW、NiMo或NiMoW的脱蜡催化剂。当存在VIB族金属时,所述脱蜡催化剂可包括至少约0.5wt%的一种或多种VIB族金属,例如至少约1.0wt%、至少约2.5wt%或者至少约5.0wt%。另外地或备选地,该脱蜡催化剂可包括约20.0wt%或更低的一种或多种VIB族金属,例如约15.0wt%或更低、约10.0wt%或更低、约5.0wt%或更低或者约1.0wt%或更低。然而在该脱蜡催化剂仅含有VIII族金属的情况下,Pt和/或Pd是优选的VIII族金属。

[0069] 在一些实施方式中,还可设置具有连续液相环境的加氢精制或芳烃饱和段。加氢精制催化剂可包括含有VIB族金属、VIII族金属及其混合物的催化剂。在一个实施方式中,至少一种所述金属的硫化物可具有相对强的加氢功能。或者,该加氢精制催化剂可包括VIII族贵金属,例如Pt和/或Pd。这些催化剂可能包括体相金属催化剂,其中金属的量以催化剂为基础为约50wt%或更高。当所述催化剂为负载催化剂时,合适的金属氧化物载体包括低酸性氧化物例如二氧化硅、氧化铝、二氧化硅-氧化铝、二氧化钛及其组合,特别包含氧化铝。优选用于芳烃饱和的加氢精制催化剂可包含至少一种金属,所述金属的硫化物在多孔载体上表现出相对强的氢化功能,所述多孔载体可包括无定形氧化物或结晶氧化物材料例如氧化铝、二氧化硅和二氧化硅-氧化铝。另外地或备选地,当存在载体材料时,可以例如通过卤化作用或者特别是氟化作用对所述载体材料进行改性。对于非贵金属,该催化剂的金属含量常常高达约20wt%。另外地或备选地,该加氢精制催化剂可包括属于M41S类或族催化剂的结晶材料,其为二氧化硅含量相对高的介孔材料,包括但不限于MCM-41、MCM-48、MCM-50及其组合(特别包含MCM-41)。

[0070] 加氢精制条件可包括约125℃至约425℃、例如约180℃至约280℃的温度,约500psig(约3.4MPag)至约3000psig(约20.7MPag)、例如约1500psig(约10.3MPag)至约2500psig(约17.2MPag)的总压,和约0.1hr⁻¹至约5hr⁻¹、例如约0.5hr⁻¹至约1.5hr⁻¹的LHSV。

[0071] 当在连续液体环境中存在开环段时,开环催化剂可有利地是负载催化剂或者包含负载催化剂,所述负载催化剂含有例如铼和/或铑的贵金属。在有效的加氢处理条件和/或有效的加氢精制条件下可运行该开环段。

[0072] 在具有连续液相环境的反应器中,可选择处理气体速率以与用于执行所需类型的加氢操作的进料的氢消耗具有可比性,因为取决于进料的类型及加氢操作段的性质,进料的氢需求会不同。所述处理气体速率可为需求氢的至少约1.0倍,例如为需求氢的至少约1.1倍或至少约1.2倍。对于连续液相环境中的加氢处理段,向反应器给料的新鲜进料部分的氢需求可为约25scf/bbl(约4.2Nm³/m³)至约250scf/bbl(约42Nm³/m³)。在此,所述“新鲜进料”部分指的是给料中之前没有通过相同的加工段的部分,其与再循环进料部分相反,所述再循环进料部分之前已经通过相同的加工段。对于第二反应器中的加氢裂化段,给料的

新鲜进料部分的氢需求为至少约50scf/bbl(约8.5Nm³/m³),例如至少约100scf/bbl(约17Nm³/m³)或至少约200scf/bbl(约34Nm³/m³)。另外地或备选地,所述氢需求可为约1000scf/bbl(约170Nm³/m³)或更低,例如约400scf/bbl(约68Nm³/m³)或更低或者约600scf/bbl(约100Nm³/m³)或更低。对于脱蜡段,所述氢需求可为约50scf/bbl(约8.5Nm³/m³)至约400scf/bbl(约68Nm³/m³)。

[0073] 可另外地或备选地相对于向反应器的总给料来表述所述氢需求或氢消耗,所述总给料可包括给料的再循环部分。在段中的氢需求,相对于向该反应器段的总给料,可为至少约10scf/bbl(约1.7Nm³/m³),例如至少约25scf/bbl(约4.2Nm³/m³)或至少约50scf/bbl(约8.4Nm³/m³)或至少约100scf/bbl(约17Nm³/m³)。另外地或备选地,相对于总给料的氢需求可为约500scf/bbl(约84m³/m³)或更低,例如约250scf/bbl(约42m³/m³)或更低或者约200scf/bbl(约34m³/m³)或更低。

[0074] 可将进料至连续液相环境中加氢操作段的液体进料与富氢处理气体充分混合。在该混合物进入反应器前,从其中排出过量气体,和/或从反应器直接排出过量气体。控制在反应器中的液体水平,使得在该反应器中的催化剂基本上(如完全地)潮湿。

[0075] 在一些实施方式中,在床、段和/或反应器中的加氢操作反应可需要多于液相中所能溶解的氢。在这样的实施方式中,可使用以下技术中的一种或其组合来为所述加氢操作反应提供另外的氢。一种选择可为再循环来自于反应器的部分产物,其已经通过加氢操作段,因此当它通过另一个加氢操作段时,氢消耗应该降低。另外地或备选地,所述再循环进料的溶解度可高于可比的未经加工的进料。结果,在新鲜进料的情况下包括部分的再循环产物可提高可用于与新鲜进料反应的氢量。另一种选择可以是,直接向反应器中引入另外的氢流。可在反应器中任何便利的位置引入一种或多种另外的氢流。所述另外的氢流可包括补充氢流、再循环氢流、任何其它方便的含氢流或其组合。在一些实施方式中,可使用沿反应器轴向尺寸的另外氢流的注入以及产物循环两者为反应提供充足的/另外的氢。

[0076] 反应系统

[0077] 可在任何包括分馏器的反应系统中采用分隔壁塔。合适的反应系统的一个实例包括分隔壁塔和两个反应器。在这样的实施方式中,可将原料传送至第一反应器中。第一反应器可包括一个或多个用于加氢处理、加氢裂化和/或另一类转化过程的段。

[0078] 然后可将第一反应器的流出物传送至分隔壁塔。所述流出物可进入该分隔壁塔到第一分隔体积中。该分隔壁塔可将第一流出物分馏为如下部分:塔底部分,任选但优选另一种从分隔体积离开该分隔壁塔的部分,和较轻的进入该分隔壁塔中共同体积的部分。在如下的实施方式中,其中塔底部分对应于在真空瓦斯油范围内沸腾的进料,例如适合用作流体催化裂化过程的进料的塔底部分,在这样的实施方式中,从分隔体积离开所述分隔壁塔的任选另外部分可以是柴油沸程馏分,或者可包含柴油沸程馏分。更广泛地说,可从分隔体积离开所述分隔壁塔的任选另外部分能够是任何不同的馏分,其沸点低于塔底油的沸点但高于进入共同体积的部分的沸点。因此,在多个实施方式中,取决于塔底油的性质,所述任选另外部分可包含/为柴油馏分、极冷型柴油馏分、煤油馏分、重石脑油馏分、轻质瓦斯油馏分等或其组合。

[0079] 然后可将至少一部分来自于所述分隔壁塔第一(分隔)体积的塔底油传送至第二反应器。任选地,也可以将至少一部分从第一体积离开的任何任选另外馏分传送至第二反

应器。第二反应器可包括一个或多个用于进行加氢处理、加氢裂化、催化异构化、加氢精制和/或另一希望类型的加氢操作的段。在一些实施方式中，第二反应器中加氢操作的目的是改进第二反应器流出物的至少一种性质，例如降低硫水平、改进倾点、改进浊点等或其组合。

[0080] 然后可将第二反应器流出物传送至所述分隔壁塔中的第二分隔体积以进行分馏。第二体积可将第二反应器流出物分馏为至少塔底部分、任选但优选另一从第二体积离开的部分、以及进入共同体积的部分。在一个实施方式中，可将进入所述共同体积的分馏流出物的所有部分分馏为一种或多种的产物，例如煤油馏分、一种或多种类型的石脑油馏分和/或轻馏分。优选情况下，塔底馏分和/或从第二体积离开的任选另外部分可特别地不被再循环至第一反应器，可特别地不被再循环至第二反应器，或者更优选地不被再循环至两者。然而这些馏分可以进行进一步加工。例如，在其中第二反应器包括催化异构化段的实施方式中，来自于第二体积的塔底馏分可包括适合作为润滑油进料用于进一步加工的真空瓦斯油进料。

[0081] 另外的/备选的实施方式

[0082] 另外地或备选地，本发明包括一个或多个如下的实施方式。

[0083] 实施方式1. 用于生产低硫馏出物产物的方法，所述方法包括：在第一有效加氢处理条件下加氢处理原料；在分隔壁塔分馏器的第一体积中分馏经过加氢处理的原料，以产生至少第一产物馏分、第一塔底馏分和被传送至该分馏器上部未分隔体积的第一共同馏分；将氢溶解在至少部分的第一塔底馏分中至接近溶解极限；在具有连续液体环境的加氢裂化段中，在有效加氢裂化条件下，加氢裂化所述部分的第一塔底馏分；并且，在所述分隔壁塔分馏器的第二体积中分馏经过加氢裂化的第一塔底馏分，以产生至少第二产物馏分、第三产物馏分和被传送至所述分馏器上部未分隔体积的第二共同馏分，其中所述第二产物馏分相对于所述第一产物馏分具有至少一种改进的性质，并且所述第三产物馏分相对于所述塔底馏分具有至少一种改进的性质。

[0084] 实施方式2. 用于生产低硫馏出物产物的方法，所述方法包括：在有效加氢处理条件下加氢处理原料；在第一加氢裂化段在第一有效加氢裂化条件下加氢裂化经过加氢处理的原料；在所述分隔壁塔分馏器的第一体积中分馏经过加氢裂化的原料，以产生至少第一柴油产物馏分 and 第一塔底馏分；在具有连续液体环境的第二加氢裂化段中，在第二有效加氢裂化条件下，加氢裂化部分的塔底馏分；在具有连续液体环境的脱蜡段中，在有效脱蜡条件下，对第一塔底馏分经过加氢裂化的部分进行脱蜡；并且在所述分隔壁塔分馏器的第二体积中分馏经过加氢裂化、脱蜡的塔底馏分，以产生至少第二柴油产物馏分 and 第二塔底馏分，其中所述第二柴油产物馏分相对于所述第一柴油产物馏分具有至少一种改进的低温流动性能，并且所述第二塔底馏分相对于所述第一塔底馏分具有至少一种改进的低温流动性能。

[0085] 实施方式3. 根据实施方式1所述的方法，其还包括在将经过加氢处理的进料传送至所述分隔壁塔的第一体积之前，在连续气相环境中在有效加氢裂化条件下，加氢裂化经过加氢处理的进料。

[0086] 实施方式4. 根据前述实施方式中的任一项所述的方法，其中所述有效加氢裂化条件、第一有效加氢裂化条件、第二有效加氢裂化条件或其任何组合包括：约200℃至约450℃

的温度,约5barg(约0.5MPag)至约300barg(约30MPag)的总压,约 0.05hr^{-1} 至约 10hr^{-1} 的LHSV,以及,当有关的加氢裂化段是在连续气相环境中时,为加氢裂化期间所消耗氢的约两倍至约十五倍的氢处理气体速率。

[0087] 实施方式5.根据前述实施方式中的任一项所述的方法,其中所述有效加氢处理条件包括约 0.3hr^{-1} 至约 5.0hr^{-1} 的LHSV,约500psig(约3.4MPag)至约3000psig(约20.7MPag)的总压,约650°F(约343°C)至约800°F(约427°C)的温度,以及,当所述加氢处理段是在连续气相环境中时,提供的氢量是加氢处理期间所消耗氢的约两倍至约五倍的处理气体速率。

[0088] 实施方式6.根据实施方式5所述的方法,其中使所述部分的第一塔底馏分与来自于第一体积的柴油馏分、来自于第二体积的再循环柴油馏分以及来自于第二体积的再循环塔底馏分中的至少一种混合。

[0089] 实施方式7.根据前述实施方式中的任一项所述的方法,其中所述第二产物馏分的硫含量低于所述第一产物馏分的硫含量,并且其中所述第三产物馏分的硫含量低于所述第一塔底馏分的硫含量。

[0090] 实施方式8.根据前述实施方式中的任一项所述的方法,其中选择所述分隔壁的高度以使得所述第二产物馏分含有约1wt%或更低的对应于所述第一产物馏分的材料。

[0091] 实施方式9.根据实施方式1及3-8中的任一项所述的方法,其还包括:在连续液相环境中在有效加氢操作条件下,加氢操作经过加氢裂化的第一塔底馏分,所述加氢操作包含加氢处理、催化脱蜡、开环和/或加氢精制。

[0092] 实施方式10.根据实施方式2及4-9中的任一项所述的方法,其中所述有效催化脱蜡条件包括:约280°C至约380°C的温度,约300psig(约2.1MPag)至约3000psig(约20.7MPag)的氢分压,和约 0.1hr^{-1} 至约 5.0hr^{-1} 的LHSV。

[0093] 实施方式11.根据实施方式2及4-10中的任一项所述的方法,其中所述第二柴油馏分和所述第二塔底馏分没有被再循环至所述脱蜡段,并且其中所述塔底馏分的加氢裂化还包括加氢裂化部分的所述第一柴油馏分。

[0094] 实施方式12.根据前述实施方式中的任一项所述的方法,其中所述第二产物馏分的浊点比所述第一产物馏分的浊点低至少约10°C。

[0095] 实施方式13.根据前述实施方式中的任一项所述的方法,其中所述第一产物馏分的硫含量为约15wppm或更低。

[0096] 实施方式14.根据前述实施方式中的任一项所述的方法,其中所述第二塔底馏分的倾点比所述第一塔底馏分的倾点低至少约10°C。

[0097] 实施例

[0098] 实施例1:低硫柴油生产的配置

[0099] 在该实施例中,可将分隔壁塔用作生产低硫柴油的多反应器反应系统中的分馏器。图1显示了这类系统的框图。在图1所示实施方式中,反应器110可包括一个或多个用于在连续气相环境中加氢处理和/或加氢裂化进料的段。图1显示的反应器110包括一个加氢处理段112和一个加氢裂化段114。然而,反应器110还可以包括其它任何便利的段组合。例如,反应器110可具有一个加氢处理段、两个加氢处理段、两个加氢处理段和一个加氢裂化段或者其它任何便利的组合。注意图1显示的反应器110包括多个段。在另一实施方式中,可使用多个连续反应器代替具有多个段的单个反应器。

[0100] 在加氢处理段中,可在有效加氢处理条件下将进料105暴露给加氢处理催化剂。也可将氢流101与进料105一起或者作为分开的给料引入到反应器中。反应器110也可以包括一个或多个加氢裂化段,用于在有效加氢裂化条件下加工经过加氢处理的进料。

[0101] 然后可将反应器110的流出物125传送至分隔壁塔130的第一体积132。可将流出物125分馏为至少三部分。在第一体积132中,产生塔底馏分142和柴油馏分144。流出物125的较轻部分在所述分隔壁塔中可向上移动进入共同部分136。共同部分136也可分开一种或多种的馏分,例如煤油馏分143和石脑油馏分145。注意,所显示的是将整个流出物125被传送至第一体积132。另外地或备选地,为了从流出物125中除去气相或其它低沸点产物,可在分隔壁塔130之前使用一个或多个其它分离装置,例如闪蒸分离器或汽提塔。

[0102] 然后可将至少部分的塔底馏分142传送至第二反应器150。任选地,可将部分的塔底馏分142用作另一过程的进料,例如给FCC反应器的进料。在图1所示实施方式中,也可任选将部分的柴油馏分144传送至第二反应器150中,如通过物流147所指示的。为便于在图1中观看,没有显示流147的全部流动路径。或者,所述部分的塔底馏分142、部分的柴油馏分144或者另一部分,可以是来自于第一体积132作为给料被传送至第二反应器150的唯一部分。可任选将第二柴油输出物184和/或第二塔底馏分182的再循环部分添加至第二反应器的给料。可将这些潜在给物流以任何便利的方式进行合并。例如,具有连续液相环境的反应器的给料可由塔底馏分142和柴油馏分144组成。这类配置可避免经过加氢裂化的产物的过度循环。另一种可能性是包括塔底馏分142、再循环的第二柴油输出物184和再循环的第二塔底馏分182。在该配置中,在使用再循环馏分182和/或184之一或其两者以将第二反应器给料总的氢需求维持在可控水平的同时,增加了第一体积132的柴油输出物。注意,再循环部分182和184不构成反应器150的新鲜进料。在图1所示实施方式中,第二反应器150可包括连续液相环境中的单个加氢裂化段。另外地或备选地,第二反应器150可包括一个或多个加氢处理段、加氢裂化段、脱蜡或异构化段、加氢精制段或其组合。

[0103] 在进入反应器150之前,可将氢在接近溶解极限下溶解在反应器的给料中。任选地,另外的氢可作为未溶解气体存在。这可例如通过如用静态混合器155将氢流151纳入到给物流中来实现。

[0104] 然后可将第二反应器150的流出物165传送至分隔壁塔130的第二体积134。分隔壁塔130可将流出物165分馏为至少塔底馏分172和任选但优选产物(柴油)馏分174,以及可向上移动至共同体积136的较轻部分。当产物馏分174是柴油馏分时,塔底馏分172可包括未转化的真空瓦斯油,其可能适合用作另一过程如流体催化裂解过程的进料。在某些情况下,特别是在产物馏分174很少或没有的情况下,塔底馏分172可包含柴油馏分。所述柴油馏分可以有利地适合用作低硫柴油产物,优选用作超低硫柴油产物。在其中所述柴油馏分是超低硫柴油产物的实施方式中,分隔壁塔130的分隔壁135可使第一体积132中硫含量相对较高的产物与第二体积134中硫相对较低的产物保持分离。注意,所显示的是将整个流出物165传送至第二体积134。另外地或备选地,为了除去气相或其它低沸点产物,可在分隔壁塔130之前使用一个或多个其它分离装置,例如闪蒸分离器或汽提塔。

[0105] 应当注意,将塔底馏分172和/或柴油馏分174再循环至第二反应器150是任选的。在一些实施方式中,仅将离开第一体积132的物流142和/或147在图1中用作第二反应器150的进料。这样的实施方式因此能够避免过量循环分馏器的塔底部分的可能,其使得多核芳

烃的产生减少。

[0106] 在例如图1的实施方式中,如果需要,则通过所述分隔壁塔的各个分隔体积可产生至少两种不同等级的产物。例如,来自于第一分隔体积和来自于第二分隔体积的柴油产物馏分之间的差别可包括不同的硫含量、不同的沸点或蒸馏曲线或另一特征或者其组合。

[0107] 如果柴油产物馏分的硫含量不同,则来自于第一分隔体积的柴油产物馏分的硫含量可有利地高于来自于第二分隔体积的柴油产物馏分的硫含量。来自于第一分隔体积的柴油产物馏分的硫含量可为至少约15wppm,例如至少约25wppm、至少约50wppm、至少约100wppm或至少约250wppm。另外地或备选地,来自于第一分隔体积的柴油产物馏分的硫含量可为约400wppm或更低,例如约200wppm或更低、约100wppm或更低或者约50wppm或更低。又另外地或备选地,来自于第二分隔体积的柴油产物馏分的硫含量可为约50wppm或更低,例如约30wppm或更低、约20wppm或更低、约15wppm或更低或者约10wppm或更低。

[0108] 至于蒸馏曲线,可将所述分隔壁塔中的分隔体积配置为产生具有如下T5沸点的柴油沸程馏分,该T5沸点为至少约215°F(约102°C),例如至少约250°F(约121°C)、至少约350°F(约177°C)、至少约450°F(约232°C)或至少约500°F(约260°C)。另外地或备选地,可将所述分隔壁塔中的分隔体积配置为产生如下T95沸点的柴油沸程馏分,该T95沸点为约800°F(约427°C)或更低,例如约700°F(约371°C)或更低、约600°F(约316°C)或更低、约550°F(约288°C)或更低、约500°F(约260°C)或更低或者约450°F(约232°C)或更低。注意,如果在分隔体积中产生超过一种的柴油沸程物流,那么可将上述T5和T95数值用来独立表征每种物流,或者用来共同表征所述物流的两者。

[0109] 当使用根据本发明的分隔壁塔产生了多种柴油沸程物流时,来自于第一分隔体积的柴油沸程物流的T5沸点相对于第二分隔体积的差别可为至少约5°C,例如至少约10°C、至少约25°C或至少约50°C。另外地或备选地,来自于第一分隔体积的柴油沸程物流的T95沸点相对于第二分隔体积的差别可为至少约5°C,例如至少约10°C、至少约25°C或至少约50°C。

[0110] 各分隔体积可另外地或备选地产生至少一种较高沸程的物流,例如较高柴油沸程物流和/或瓦斯油沸程物流。各分隔体积的塔底馏分可通常为所述较高沸程物流,并且,在一些实施方式中,可从各分隔体积产生多种柴油沸程和/或瓦斯油沸程物流。来自各分隔体积的塔底物流(或其它另外的柴油或较高沸程物流)的差别可基于硫含量、蒸馏曲线和/或一种或多种其它特征或其组合。

[0111] 另外地或备选地,关于蒸馏曲线,可将所述分隔壁塔中的分隔体积配置为产生具有如下T5沸点的瓦斯油沸程馏分,该T5沸点为至少约550°F(约288°C),例如至少约600°F(约316°C)、至少约700°F(约371°C)或至少约800°F(约427°C)。另外地或备选地,可将所述分隔壁塔中的分隔体积配置为产生具有如下T95沸点的瓦斯油沸程馏分,该T95沸点为约1100°F(约593°C)或更低,例如约1000°F(约538°C)或更低、约900°F(约482°C)或更低或者约800°F(约427°C)或更低。

[0112] 当使用根据本发明的分隔壁塔产生了多种瓦斯油沸程物流时,来自于第一分隔体积的瓦斯油沸程物流的T5沸点相对于第二分隔体积的差别可为至少约5°C,例如至少约10°C、至少约25°C或至少约50°C。另外地或备选地,来自于第一分隔体积的瓦斯油沸程物流的T95沸点相对于第二分隔体积的差别为至少约5°C,例如至少约10°C、至少约25°C、至少约50°C或至少约100°C。

[0113] 可从所述分隔壁塔的共同体积除去/形成一种或多种的物流,其包括但不限于石脑油沸程物流、煤油沸程物流、轻馏分流(C₄-烃类)及其组合。也可产生分开的氢流、硫化氢流、氨流和/或其它不可冷凝气体流,或者,这些组分可作为另一种物流如轻馏分流的部分离开所述共同体积。煤油沸程物流的T5沸点为至少约200°F(约93°C),例如至少约215°F(约102°C)或至少约250°F(约121°C)。另外地或备选地,煤油沸程物流的T95沸点可为约450°F(约232°C)或更低,例如约400°F(约204°C)或更低或者约350°F(约177°C)或更低。石脑油沸程物流的T5沸点可为至少约85°F(约29°C),例如至少约100°F(约38°C)或至少约120°F(约49°C)。另外地或备选地,石脑油沸程物流的T95沸点可为约250°F(约121°C)或更低,例如约215°F(约102°C)或更低或者约200°F(约93°C)或更低。

[0114] 实施例2:在分隔壁塔之前包括具有连续液相环境的段的配置

[0115] 在该实施例中,可将分隔壁塔用作生产低硫柴油的双反应器反应系统中的分馏器。图2显示了系统框图,所述系统在分隔壁塔分馏器230的第一体积232的上游包括具有连续液体环境的反应段。图2显示了包括具有连续气相环境的加氢处理段212的反应系统。然而,也可包括在连续气相环境中运行的段的其它任何便利组合。例如,也可包括具有连续气相环境的加氢裂化段。加氢处理段212中的反应条件和催化剂可与上述用于具有连续气相环境的加氢处理段中的那些反应条件和催化剂类似。类似地,任何另外的加氢裂化段也可以具有类似于上述那些加氢裂化段的反应条件。

[0116] 然后可将反应器210的流出物225传送至具有连续液相环境的反应器290。在进入反应器290之前,可使用热的高压分离器228以分离出气相部分226,这样就可仅将液相部分227传送至反应器290内。可使气相部分226与反应器290的输出流出物295再组合。任选地,可分离出部分的塔底馏分242以形成添加至反应器290的给料中的再循环第一塔底馏分流292。反应器290可包括加氢裂化段。除了氢处理气体速率外,如此处所注明的,在反应器290中的加氢裂化条件和催化剂可与上述用于在连续液体环境中的反应段的加氢裂化条件和催化剂类似。

[0117] 然后可将反应器290的流出物295传送至分隔壁塔230的第一体积232。可将流出物225分馏为至少三部分。在第一体积232中,可产生塔底馏分242和柴油馏分244。流出物225的较轻部分在分隔壁塔中可向上移动进入共同部分236。共同部分236也可分离出一种或多种馏分,例如煤油馏分243和石脑油馏分245。注意,所显示的是将整个流出物295传送至第一体积232。另外地或备选地,为了除去气相或其它低沸点产物,可在分隔壁塔230之前使用一个或多个其它分离装置,例如闪蒸分离器或汽提塔。

[0118] 然后可将至少部分的塔底馏分242和/或柴油馏分244传送至第二反应器250。反应器250中的反应段可有利地具有连续液相环境。任选地,可将部分的塔底馏分242用作另一过程的进料,例如给FCC反应器的进料。在图2所示实施方式中,也可任选将部分的柴油馏分244传送至第二反应器250,如通过物流247所指示的。为便于在图2中观看,没有显示物流247的全部流动路径。或者,部分的塔底馏分242、部分的柴油馏分244或另一部分,可以是来自于第一体积232作为给料被传送至第二反应器250的唯一部分。可任选将第二柴油输出物284和/或第二塔底馏分282的再循环部分添加至第二反应器的给料。可将这些潜在给物流以任何便利的方式进行合并。例如,具有连续液相环境的反应器的给料可以由塔底馏分242和柴油馏分244组成。这类配置可避免经过加氢裂化的产物的过度循环。另一种可能性是包

括塔底馏分242、再循环的第二柴油输出物284和再循环的第二塔底馏分282。在该配置中，在使用再循环馏分282和/或284之一或其两者以将第二反应器给料总的氢需求维持在可控水平的同时，可增加第一体积232的柴油输出物。注意，再循环部分282和284不构成反应器250的新鲜进料。在图2所示实施方式中，第二反应器250可包括连续液相环境中的单个加氢裂化段。另外地或备选地，第二反应器250可包括一个或多个加氢处理段、加氢裂化段、脱蜡或异构化段、加氢精制段或其组合。

[0119] 在图2所示实施方式中，第二反应器250可包括加氢裂化段252和脱蜡段254。另外地或备选地，第二反应器250可包括一个或多个加氢处理、加氢裂化、催化脱蜡和/或加氢精制段。在该实施例中，第二反应器250含有一个或多个加氢裂化段。

[0120] 在进入反应器250之前，可将氢在接近溶解极限下溶解在反应器的给料中。任选地，另外的氢可作为未溶解气体存在。这可例如通过如用静态混合器255将氢流251纳入到给物流中来实现。

[0121] 然后可将第二反应器250的流出物265传送至分隔壁塔230的第二体积234。分隔壁塔230可将流出物265分馏为至少塔底馏分272、任选但优选极寒用柴油馏分274以及可向上移动至共同体积236的较轻部分。在图2所示实施方式中，其中段254为脱蜡段，塔底馏分272可包括经过脱蜡的真空瓦斯油，其适合用作另一过程的进料，例如用于产生润滑油基础油的进料。在这样的实施方式中，任选的柴油馏分274可为在低温环境中适合用作柴油机燃料的极寒用柴油馏分。另外地或备选地，部分的极寒用柴油馏分274可以和部分的柴油馏分234掺混。

[0122] 根据图2，任选但优选地，通过所述分隔壁塔的各个分隔体积可以产生至少两种不同等级的产物。例如，来自于第一分隔体积和来自于第二分隔体积的馏分之间的差别可基于产物不同的硫含量、不同的沸点或蒸馏曲线和/或另一特征例如馏分的低温流动性能，及其组合。上文描述了硫含量之间以及蒸馏曲线之间可能的差别。至于低温流动性能，在浊点、倾点和/或另一低温流动性能或其组合的基础上，来自于第一分隔体积的馏分可不同于来自于第二分隔体积的馏分。

[0123] 当来自第一分隔体积和第二分隔体积的馏分之间的差别包括浊点时，来自第二分隔体积的馏分的浊点可比来自第一分隔体积的馏分的浊点低至少约5℃，例如至少约10℃、至少约15℃或至少约25℃。当来自第一分隔体积和第二分隔体积的馏分之间的差别包括倾点时，来自第二分隔体积的馏分的倾点比来自第一分隔体积的馏分的倾点低至少约5℃，例如至少约10℃、至少约15℃或至少约25℃。

[0124] 实施例3：任选向具有连续液相环境的反应器中引入氢

[0125] 图3示意性显示了用于向液体连续反应器中引入氢的选择。在图3中，显示了两个用于混合氢和液体的混合器375。可从反应器340移出液体侧流373并将其引入混合器375中。该混合器使来自于氢流372的氢溶解到液体373中，如，溶解到至少接近溶解极限（饱和点）。然后可使饱和的液体374返回反应器340。

[0126] 实施例4：分隔壁塔的实施例

[0127] 基于模拟，预测以下分隔壁塔适用于本发明的各个实施方式。在该实施方式中，模拟了高度为约35米的分隔壁塔。表1提供了关于所述分隔壁塔的细节的其它信息。

[0128] 表1

[0129]

段	塔板数	塔板通道	塔板间距 (mm)	塔板效率	段高 (m)
1	2-6	1	~610	~75%	~4.3
2	7-18	2	~510	~65%	~9.4
3	19-26	2	~840	~65%	~10.3
闪蒸区					~3.0
4	27-30	2	~610	~50%	~4.9
集液槽					~3.0

[0130] 模拟表1中描述的分隔壁塔以用于分馏如下输出物,所述输出物是类似于实施例2中所示反应器的配置的输出物。用于表1中塔的分隔壁可至少与集液槽加上段4的大致高度一样高,并且可低于集液槽加上段4加上闪蒸区的大致总高度。因此,对于表1所示的分隔壁塔,所述分隔壁为约7.9米至约10.9米。另外地或备选地,选择所述分隔壁的高度,以使得在不同分隔体积中产生的馏分间的任何污染都低于期望的水平。

[0131] 在对分隔壁塔的模拟中,所述分隔壁产生两个大小不同的非共同体积。第一分隔体积,其对应于用于加氢处理/加氢裂化产物的分隔体积,代表总体积的约59%。选择所述两个用于分隔壁塔的分隔体积,以使得其体积大概近似于适用于同样分离的单个分馏塔的总体积。

[0132] 表1中描述的分隔壁塔允许从低于所述分隔壁高度的每个分隔区域中分馏出两种不同的产物。对于初始真空瓦斯油进料,各分隔区域分开的产物包括塔底产物和柴油沸程产物。来自所述分隔壁塔第二分隔体积的塔底产物和柴油沸程产物,对应于相对于来自第一分隔体积的产物而言低温流动性能得到改进的产物。

[0133] 尽管已参考特定的实施方式描述并示例了本发明,但本领域的普通技术人员将认识到,本发明也适合于未必在此处示出的变体。由于该原因,则应当仅参考附带的权利要求书来确定本发明的真正范围。

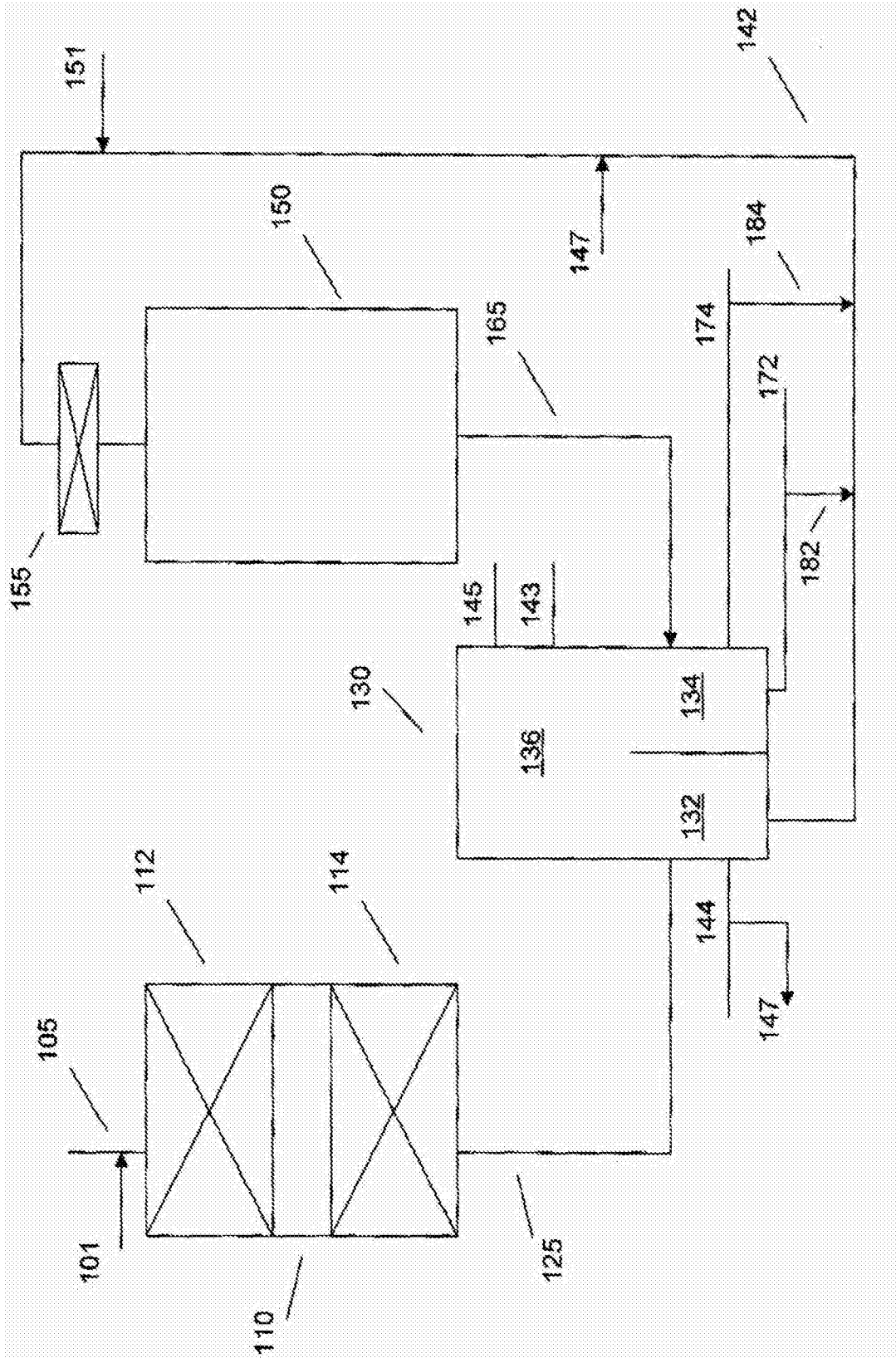


图1

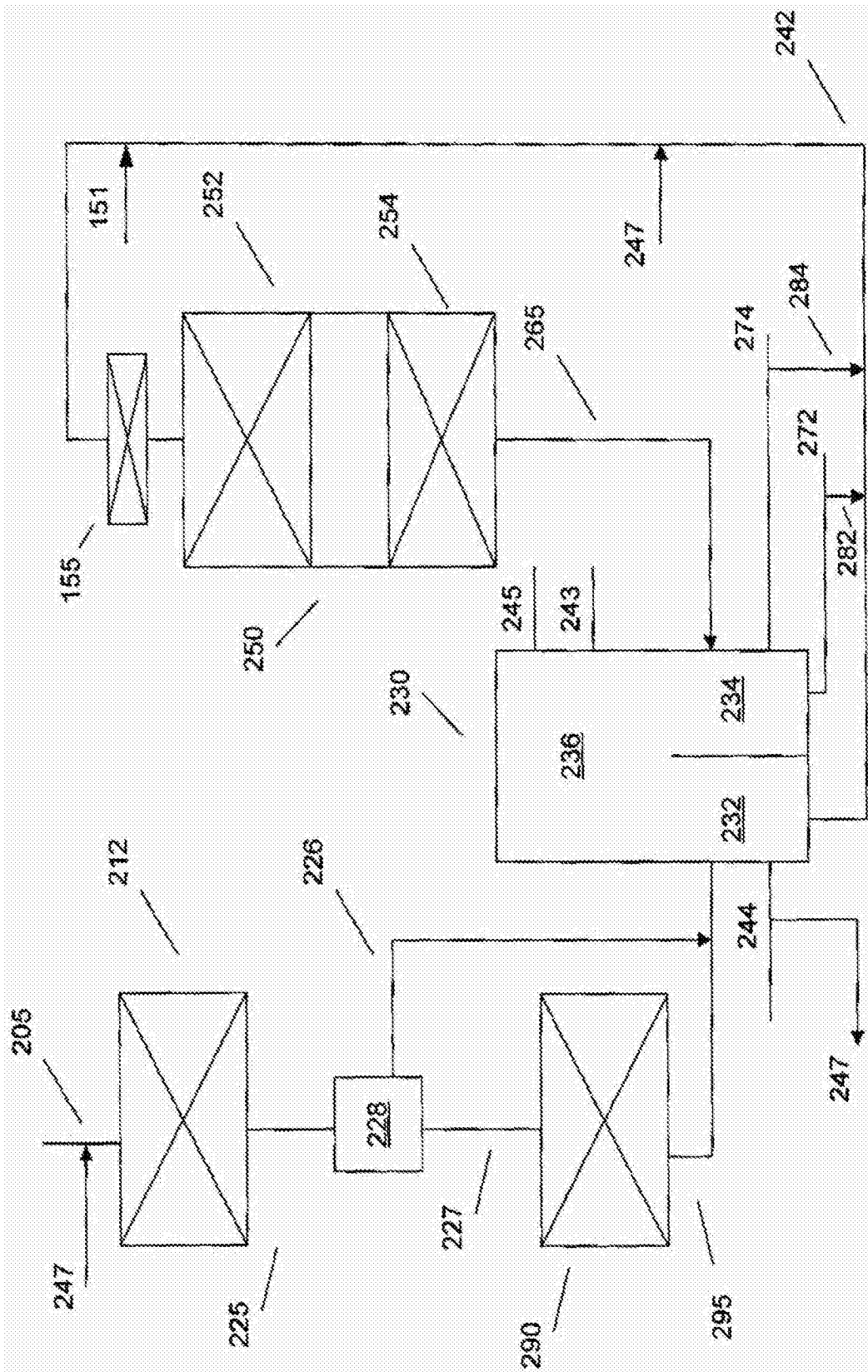


图2

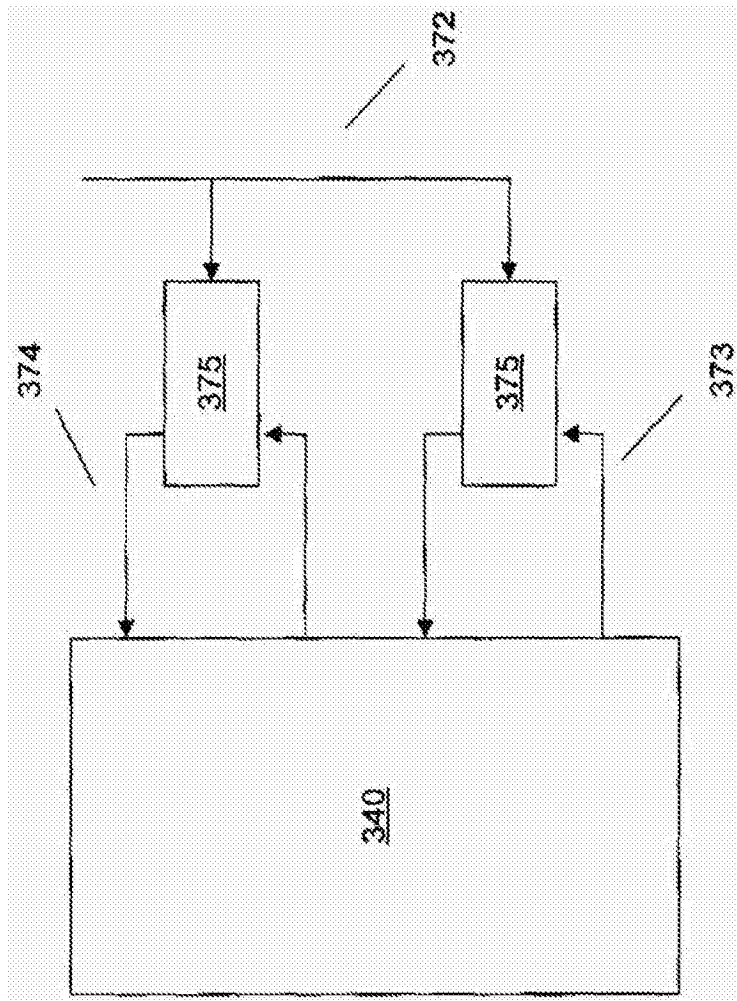


图3