

一种加氢处理脱油沥青的方法和系统

技术领域

本发明涉及烃油加工领域，具体涉及一种加氢处理脱油沥青的方法和一种加氢处理脱油沥青的系统。

背景技术

渣油高效转化是炼油企业的核心。而固定床渣油加氢是渣油高效转化的关键技术，具有产品质量好、工艺成熟等特点。

10 但渣油中高含量的沥青质和金属是固定床渣油加氢装置运转周期的制约因素。

为解决这一难题，中石化石油化工科学研究院开发的渣油溶剂脱沥青（脱金属）-加氢处理-催化裂化组合工艺技术（SHF）是从低价值减压渣油中最大限度生产车用清洁燃料并延长运转周期的创新技术，
15 但由于脱油沥青质（DOA）软化点高，难于输送和利用，限制了 SHF 技术的推广。

向化工转型的渣油加氢-催化裂解（DCC）多产丙烯的新组合工艺，也是受限于渣油中的沥青质和金属的影响，加氢渣油氢含量低，渣油加氢的运转周期短，DCC 丙烯收率低，影响组合技术的经济效益。

20 另外，2020 年开始要实行硫质量分数 $\geq 0.5\%$ 的低硫船燃新标准和硫质量分数 $\geq 3.0\%$ 的低硫石油焦标准，如何低成本生产低硫船燃（低硫石油焦）技术也是目前急需解决的问题。

因此，将 DOA 转化成低硫船燃或生产低硫石油焦的原料是迫切需要解决的技术难题。

25

发明内容

本发明的目的是为了克服现有技术的不足，提供一种能够实现高价值利用 DOA 的加氢处理脱油沥青的方法和系统。

为了实现上述目的，本发明的第一方面提供一种加氢处理脱油沥青的方法，该方法包括：
30

（2）将脱油沥青和含芳烃物流引入至第一反应单元中进行加氢反应，其中，所述第一反应单元中含有富矿前驱体材料和/或加氢催化剂，

所述加氢催化剂能够催化选自加氢脱金属反应、加氢脱硫反应、加氢脱沥青反应和加氢脱残炭反应中的至少一种反应，所述第一反应单元为固定床加氢单元，所述脱油沥青和所述含芳烃物流的用量比使得由该脱油沥青和含芳烃物流形成的混合原料在不高于 400℃ 时呈液态，所述富矿前驱体材料为能够吸附选自 V、Ni、Fe、Ca 和 Mg 中的至少一种金属的材料；

(21) 将来自所述第一反应单元的液相产物进行分馏，得到第一轻组分和第一重组分，其中，所述第一轻组分和所述第一重组分的切割点为 240~450℃；

(31) 将所述第一轻组分引入至第二反应单元中进行反应以得到选自汽油组分、柴油组分和 BTX 原料组分中的至少一种产物，其中，所述第二反应单元选自加氢裂化单元、催化裂化单元和柴油加氢提质单元中的至少一种；以及

(32) 将所述第一重组分引入至延迟焦化单元中进行反应以得到选自焦化汽油、焦化柴油、焦化蜡油和低硫石油焦中的至少一种产物；或者将所述第一重组分作为低硫船用燃料油组分。

本发明还涉及所述第一方面的方法的各种变体。

本发明的第二方面提供一种加氢处理脱油沥青的系统，该系统中包括：

第一反应单元，该第一反应单元为固定床加氢单元，用于将脱油沥青和含芳烃物流在其中进行加氢反应；

分离单元，该分离单元与所述第一反应单元保持流体连通，用于将来自所述第一反应单元的液相产物在其中进行分馏；

第二反应单元，该第二反应单元与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一轻组分在其中进行反应，所述第二反应单元选自加氢裂化单元、催化裂化单元和柴油加氢提质单元中的至少一种；

延迟焦化单元，该延迟焦化单元与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一重组分在其中进行反应以得到选自焦化汽油、焦化柴油、焦化蜡油和低硫石油焦中的至少一种产物；

出口，该出口与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一重组分作为低硫船用燃料油组分引出系统。

本发明还涉及所述第二方面的系统的各种变体。

- 本发明将 DOA 与含芳烃物流一起通过固定床加氢处理（例如加氢脱硫），加氢后的第一轻组分进行加氢裂化（RLG 或 RLA）生产 BTX 和柴油馏分，或进行催化裂化（LTAG）生产汽油馏分（和液化气）；
- 5 加氢后的第一重组分生产低硫石油焦或重质低硫船燃。
- 本发明提供的前述处理工艺能够实现高价值利用 DOA。

附图说明

- 图 1 是本发明的第一方面技术方案的第一变体的具体实施方式的
- 10 加氢处理脱油沥青的工艺流程图。
- 图 2 是本发明的第一方面技术方案的第二变体的具体实施方式的加氢处理脱油沥青的工艺流程图。
- 图 3 是本发明的第一方面技术方案的第三变体的具体实施方式的加氢处理脱油沥青的工艺流程图。
- 15 图 4 是本发明的第一方面技术方案的第四变体的具体实施方式的加氢处理脱油沥青的工艺流程图。
- 图 5 是本发明的第一方面技术方案的第五变体的具体实施方式的加氢处理脱油沥青的工艺流程图。
- 图 6 是本发明的第一方面技术方案的第六变体的具体实施方式的
- 20 加氢处理脱油沥青的工艺流程图。

附图标记说明

1	重油原料	2	溶剂脱沥青单元
3	脱沥青油	4	脱油沥青
5	含芳烃物流	6	混合原料
7	第一反应单元	8	第一轻组分
9	第一重组分	10	第二反应单元
11	延迟焦化单元	12	BTX 原料组分
13	汽油组分	14	柴油组分
15	焦化汽油	16	焦化柴油
17	焦化蜡油	18	低硫石油焦
19	分离单元	20	液相流出物

21	DCC 单元	22	丙烯
23	LCO	24	HCO
25	油浆	26	第四加氢单元
27	脱金属后油浆	29	第三加氢单元
		30	富芳馏分油
31	第五反应单元	32	第二重组分
33	油浆	34	第六加氢单元
35	DCC 单元	36	丙烯
37	LCO	38	HCO

具体实施方式

在本文中所披露的范围的端点和任何值都不限于该精确的范围或值，这些范围或值应当理解为包含接近这些范围或值的值。对于数值范围来说，各个范围的端点值之间、各个范围的端点值和单独的点值之间，以及单独的点值之间可以彼此组合而得到一个或多个新的数值范围，这些数值范围应被视为在本文中具体公开。

在本发明中，表示步骤的编号（1）、（2）、（3）、（31）等，表示各种实施方式/变体的编号第一、第二等，以及各个附图标记的编号均主要为彼此区别而设置，而不应理解为在工艺中的步骤顺序或部件的组合顺序，除非专门指明。进一步地，在表示（加氢）反应单元时，本发明的一些反应单元的典型实施方式为通过加氢反应实施，因此，为方便起见，本发明涉及第一、第二等“反应”单元时，根据其所处的具体技术方案可能与术语第一、第二等“加氢”单元互换使用，本领域技术人员能够理解其在该具体技术方案中指代相同的对象。

如前所述，本发明的第一方面提供了一种加氢处理脱油沥青的方法，该第一方面的方法总体来说包括：

（2）将脱油沥青和含芳烃物流引入至第一反应单元中进行加氢反应，所述脱油沥青和所述含芳烃物流的用量比使得由该脱油沥青和含芳烃物流形成的混合原料在不高于 400℃ 时呈液态；

（21）将来自所述第一反应单元的液相产物进行分馏，得到第一轻组分和第一重组分，其中，所述第一轻组分和所述第一重组分的切割点为 240~450℃；

(31) 将所述第一轻组分引入至第二反应单元中进行反应以得到选自汽油组分、柴油组分和 BTX 原料组分中的至少一种产物，其中，所述第二反应单元选自加氢裂化单元、催化裂化单元和柴油加氢提质单元中的至少一种；以及

- 5 (32) 将所述第一重组分引入至延迟焦化单元中进行反应以得到选自焦化汽油、焦化柴油、焦化蜡油和低硫石油焦中的至少一种产物；或者将所述第一重组分作为低硫船用燃料油组分。

进一步地，本发明提供了该第一方面的多个实施方案和变体。在本发明上下文中，本发明的该第一、第二或其它方面的多个实施方案
10 和变体在描述相同的对象时，所采用的各个特征的描述和/或限定可适用于本发明的各个方面及其各个实施方案和变体中，除非该方面或其具体实施方案或变体提供了不同或更加具体的描述和/或限定。

优选地，所述脱油沥青和所述含芳烃物流的用量比使得由该脱油沥青和含芳烃物流形成的混合原料在不高于 280℃ 时呈液态；进一步优选
15 所述脱油沥青和所述含芳烃物流的用量比使得由该脱油沥青和含芳烃物流形成的混合原料在不高于 100℃ 时呈液态。

特别优选地，所述第一轻组分和所述第一重组分的切割点为 350℃。

在一个实施方案中，在步骤 (2) 中，第一反应单元中的加氢反应
20 在加氢催化剂存在下进行。

优选地，在步骤 (2) 中，所述脱油沥青和所述含芳烃物流的用量比使得由该脱油沥青和含芳烃物流形成的混合原料的 100℃ 粘度不大于 400mm²/s，更优选不大于 200mm²/s，进一步优选不大于 100mm²/s。

优选情况下，在步骤 (2) 中，所述含芳烃物流为富含芳烃的馏分
25 油和/或芳烃化合物。

优选地，所述富含芳烃的馏分油的终馏点在 200-540℃，芳烃含量大于等于 20 质量%，优选大于等于 40 质量%，更优选大于等于 50 质量%。

优选地，所述富含芳烃的馏分油选自 LCO、HCO、乙烯焦油、煤
30 焦油、焦化柴油和焦化蜡油中的至少一种。本发明的所述富含芳烃的馏分油可以来自本发明以外的工艺，也可以来自本发明的工艺。

优选地，所述芳烃化合物选自苯、甲苯、二甲苯、萘、甲基萘、

多支链萘及双环以上芳烃中的一种或几种，优选为环数不超过三环的多环芳烃或它们的混合物。特别优选情况下，所述芳烃化合物选自苯、甲苯、二甲苯、萘、由至少一种 C_{1-6} 的烷基取代的萘、三环以上芳烃中的至少一种。

- 5 根据一种优选的具体实施方式，在步骤（2）中，所述含芳烃物流为富含芳烃的馏分油，且所述脱油沥青与所述含芳烃物流的用量质量比为 1:10 至 50:10，更优选为 3:10 至 30:10。

根据另一种优选的具体实施方式，在步骤（2）中，所述含芳烃物流为芳烃化合物，且所述脱油沥青与所述芳烃化合物的用量质量比为
10 1:10 至 50:10；更优选为 3:10 至 20:10。

优选情况下，在步骤（2）中，所述脱油沥青为由重油原料进入溶剂脱沥青单元中进行溶剂脱沥青处理后得到的脱油沥青。

优选地，在所述溶剂脱沥青单元中，所述脱油沥青的收率质量分数不大于 50%，更优选不大于 40%，进一步优选不大于 30%。

- 15 优选地，本发明的该方法还包括：将步骤（32）中获得的所述焦化柴油和/或所述焦化蜡油循环回步骤（2）中作为至少部分所述含芳烃物流。

优选情况下，在步骤（2）中，所述第一反应单元中的操作条件包括：反应温度为 280~450℃，反应压力为 8.0~20.0MPa，氢油体积比为
20 400~2000，液时体积空速为 0.05~1.2h⁻¹；更优选地，所述第一反应单元中的操作条件包括：反应温度为 330~420℃，反应压力为 10.0~18.0MPa，氢油体积比为 600~1200，液时体积空速为 0.10~0.8h⁻¹。液时体积空速和反应压力是根据待处理物料的特性和要求的转化率及精制深度进行选择。

- 25 在没有特别说明的情况下，本文所述的压力均表示表压。

本发明所述的加氢催化剂可以为不同催化剂的级配组合，优选加氢催化剂至少能够催化加氢脱金属反应和加氢脱硫反应。

本发明对能够催化加氢脱金属反应、加氢脱硫反应、加氢脱沥青反应和加氢脱残炭反应的催化剂的具体种类没有特别的限定，可以采
30 用本领域内常规应用的能够催化上述反应的催化剂。

本发明的所述加氢催化剂例如可以为以多孔耐熔无机氧化物为载体，第 VIB 族和 / 或 VIII 族金属的氧化物或硫化物为活性组分，选择

性地加入助剂的催化剂。

在一个实施方案中，所述第一反应单元为固定床加氢单元，移动床-固定床加氢组合单元或移动床加氢单元。

本发明进一步提供了所述第一方面技术方案的如下所述的第一变体：

在所述第一变体中，所述第一反应单元中含有富矿前驱体材料和/或加氢催化剂，所述加氢催化剂能够催化选自加氢脱金属反应、加氢脱硫反应、加氢脱沥青反应和加氢脱残炭反应中的至少一种反应，所述富矿前驱体材料为能够吸附选自 V、Ni、Fe、Ca 和 Mg 中的至少一种金属的材料。

在一个实施方案中，所述第一反应单元为固定床加氢单元。

优选地，在步骤（2）中，所述富矿前驱体材料中含有载体和负载在所述载体上的活性组分元素，所述载体选自氢氧化铝、氧化铝和氧化硅中的至少一种，所述活性组分元素选自第 VIB 族和 VIII 族金属元素中的至少一种。更优选地，所述富矿前驱体材料中的活性组分为选自第 VIB 族和 VIII 族金属元素的氧化物和/或硫化物。

更优选情况下，在步骤（2）中，所述富矿前驱体材料的灼减不低于 3 质量%，比表面积不低于 $80\text{m}^2/\text{g}$ ，吸水率不低于 0.9g/g 。所述灼减是指富矿前驱体材料在 $600^\circ\text{C}/2\text{h}$ 焙烧处理后减少的质量占焙烧前质量的百分比例；所述吸水率是指富矿前驱体材料室温（例如 25°C ）下浸泡水中半小时增加的质量占浸泡前质量的百分比例。

根据一种优选的具体实施方式，在步骤（2）中，按照反应物流方向，所述第一反应单元中依次装填有第一富矿前驱体材料和第二富矿前驱体材料，且所述第二富矿前驱体材料的灼减大于等于所述第一富矿前驱体材料的灼减。

根据前述优选的具体实施方式，进一步优选地，所述第一富矿前驱体材料的灼减为 3-15 质量%，以及所述第二富矿前驱体材料的灼减为不小于 15 质量%。

根据前述优选的具体实施方式，进一步优选地，所述第一富矿前驱体材料与所述第二富矿前驱体材料的装填体积比为 5:95 至 95:5。

优选情况下，本发明的第一反应单元在长周期运行后，富矿前驱体材料会转变为富钒材料，富钒材料中的钒含量不小于 10 质量%。

以下提供本发明的第一反应单元中的优选的具体实施方式:

本发明的所述第一反应单元中涉及的原料加氢处理技术为固定床加氢处理技术,以目前工业上较成熟的固定床重、渣油加氢技术为例,所述反应器或反应床层至少包括一种富矿前驱体材料和/或一种加氢催
5 化剂,富矿前驱体材料主要由两部分组成:一是吸附油中含钒有机化合物能力强的载体,二是具有加氢活性功能的活性组分。所述载体主要由氧化硅、氢氧化铝或氢氧化铝/氧化铝混合物挤条成型、干燥得到,表面富含丰富的-OH,对油中含钒有机化合物有强的吸附能力,600℃焙烧 2h,其灼减不低于 5%。活性组分主要采用第 VIB 族和 / 或 VIII
10 族金属如 W、Mo、Co、Ni 等的氧化物或硫化物。

前述优选的具体实施方式中涉及的加氢催化剂一般为重渣油加氢催化剂,重渣油加氢催化剂是指具有重、渣油加氢脱金属、加氢脱硫和加氢脱残炭等功能的组合催化剂。这些催化剂一般都是以多孔耐熔无机氧化物如氧化铝为载体,第 VIB 族和 / 或 VIII 族金属如 W、Mo、
15 Co、Ni 等的氧化物或硫化物为活性组分,选择性地加入其它各种助剂如 P、Si、F、B 等元素的催化剂,例如由石油化工科学研究院研发的 RDM、RCS 系列重、渣油加氢脱金属催化剂和脱硫催化剂。目前在固定床渣油加氢技术中,经常是多种催化剂配套使用。本发明中优选有富矿前驱体材料、加氢脱金属脱硫催化剂、加氢脱硫催化剂,装填顺
20 序一般是使原料依次与富矿前驱体材料、加氢脱金属脱硫、加氢脱硫催化剂接触,有时也可根据情况,少装一种或两种催化剂,例如只装填富矿前驱体材料和加氢脱硫催化剂,而不装加氢脱金属脱硫催化剂。当然也有将这几种催化剂混合装填的技术。

优选地,在步骤(31)中,所述第二反应单元为加氢裂化单元,
25 且所述加氢裂化单元中的操作条件包括:反应温度为 330~420℃,反应压力为 5.0~18.0MPa,氢油体积比为 500~2000,液时体积空速为 0.3~3.0h⁻¹。

优选地,所述加氢裂化单元中装填有至少一种加氢处理催化剂和至少一种加氢裂化催化剂。

30 优选地,所述加氢裂化单元为固定床加氢裂化单元。

以下提供本发明的第二反应单元中的优选的具体实施方式:

在步骤(31)中,将所述第一轻组分引入至第二反应单元中进行

反应，采用的加氢裂化技术为固定床加氢裂化技术。以目前工业上较成熟固定床蜡油加氢裂化技术为例，所述反应器或反应床层至少包括两种加氢裂化催化剂，一种是预处理催化剂，一种是加氢裂化催化剂。由于经固定床加氢处理后又经分馏得到的物料中金属含量、硫、氮含量及残炭值都较高，因此预处理催化剂优选具有很强的脱金属活性和很好的脱硫、脱氮活性，以保证后面的加氢裂化催化剂的活性。加氢裂化催化剂优选具有很好的加氢裂化活性。这些催化剂一般都是以多孔耐熔无机氧化物如氧化铝或分子筛为载体，第VIB族和/或VIII族金属如W、Mo、Co、Ni等的氧化物为活性组分，选择性地加入其它各种助剂如P、Si、F、B等元素的催化剂，例如由石油化工科学研究院研发的RS系列预处理催化剂和RHC系列加氢裂化催化剂就属于这类催化剂。RS系列催化剂是一种NiW催化剂，RHC系列催化剂是一种NiMo分子筛催化剂。

优选情况下，在步骤(31)中，所述第二反应单元为催化裂化单元，且所述催化裂化单元为流化催化裂化(FCC)单元。

优选地，第一轻组分催化裂化中采用的第一轻组分催化裂化技术为FCC技术，优选采用石油化工科学研究院开发的LTAG技术，主要生产汽油馏分和液化气。

优选地，所述流化催化裂化单元中的操作条件包括：反应温度为500~600℃，剂油比为3~12，停留时间为1~10s；更优选地，所述流化催化裂化单元的操作条件包括：反应温度为520~580℃，剂油比为4~10，停留时间为2~5s。

本发明所述的剂油比均表示剂油质量比。

优选情况下，在步骤(31)中，所述第二反应单元为柴油加氢提质单元，且所述柴油加氢提质单元中的操作条件包括：反应温度为330~420℃，反应压力为5.0~18.0MPa，氢油体积比为500~2000，液时体积空速为0.3~3.0h⁻¹。

优选地，所述柴油加氢提质单元中装填有至少一种柴油加氢提质催化剂。

本发明的所述柴油加氢提质催化剂例如可以为具有柴油加氢脱硫和加氢脱氮等功能的组合催化剂。这些催化剂一般都是以多孔耐熔无机氧化物如氧化铝为载体，第VIB族和/或VIII族金属如W、Mo、

Co、Ni 等的氧化物或硫化物为活性组分，选择性地加入其它各种助剂如 P、Si、F、B 等元素的催化剂，例如由石油化工科学研究院研发的 RS 系列柴油加氢脱硫催化剂和脱氮催化剂。

优选情况下，在步骤（32）中，将所述第一重组分引入至延迟焦化单元中进行反应以得到选自焦化汽油、焦化柴油、焦化蜡油和低硫石油焦中的至少一种产物，且所述延迟焦化单元中的操作条件包括：反应温度为 440~520℃，停留时间为 0.1~4h。

优选地，在步骤（32）中，所述第一重组分的硫含量不大于 1.8 质量%，将所述第一重组分引入至延迟焦化单元中进行反应以得到低硫石油焦，更优选控制所述延迟焦化单元中的条件，使得所述低硫石油焦的硫含量不大于 3 质量%。

优选情况下，在步骤（32）中，将所述第一重组分作为低硫船用燃料油组分，且所述低硫船用燃料油组分中的硫含量不大于 0.5 质量%。

本发明对所述溶剂脱沥青处理的具体操作没有特别的限制，可以采用本领域内常规的溶剂脱沥青工艺进行。本发明的实例中示例性地列举了溶剂脱沥青工艺的操作参数，本领域技术人员不应理解为对本发明的限制。

本发明适用于常渣与减渣的加氢转化，尤其适用于高金属（ $\text{Ni}+\text{V}>150\mu\text{g/g}$ ，尤其 $\text{Ni}+\text{V}>200\mu\text{g/g}$ ）、高残炭（残炭质量分数 $>17\%$ ，尤其残炭质量分数 $>20\%$ ）、高稠环物质的劣质渣油加氢转化。

在一个实施方案中，所述加氢催化剂能够催化选自加氢脱金属反应、加氢脱硫反应、加氢脱沥青反应和加氢脱残炭反应中的至少一种反应，所述富矿前驱体材料为能够吸附选自 V、Ni、Fe、Ca 和 Mg 中的至少一种金属的材料。

所述第一方面技术方案的第一变体的示例性实施方式可参见图 1。

以下结合图 1 对所述第一变体的加氢处理脱油沥青的方法进行进一步详细说明。

如图 1 所示，重油原料 1 进入溶剂脱沥青单元 2 中进行溶剂脱沥青处理后得到的脱油沥青 4 和脱沥青油 3；脱油沥青 4 与含芳烃物流 5 一起形成混合原料 6 并进入第一反应单元 7 中进行加氢反应，其中，所述第一反应单元中含有富矿前驱体材料和/或加氢催化剂，所述第一反应单元为固定床加氢单元；来自所述第一反应单元 7 的液相产物进

入分离单元 19 中进行分馏，得到第一轻组分 8 和第一重组分 9；将所述第一轻组分 8 引入至第二反应单元 10 中进行反应以得到选自汽油组分 13、BTX 原料组分 12、柴油组分 14 中的至少一种产物；以及将所述第一重组分 9 引入至延迟焦化单元 11 中进行反应以得到选自焦化汽油 15、焦化柴油 16、焦化蜡油 17 和低硫石油焦 18 中的至少一种产物；或者将所述第一重组分 9 作为低硫船用燃料油组分。

所述第一方面技术方案的第一变体中各个特征的描述和/或限定可用于本发明的第一方面的各个变体、以及其它各个方面及其各个变体中，除非其它方面或各变体中存在不同或更加具体的描述和/或限定。

10 类似地，本发明第一方面的各个变体、以及其它各个方面及其各个变体中各个特征（尤其是该第一变体中未具体描述和/或限定的特征）的描述和/或限定可用于所述第一方面技术方案的第一变体中，除非所述第一方面技术方案的第一变体中存在不同或更加具体的描述和/或限定。

本发明进一步提供了所述第一方面技术方案的如下所述的第二变体：

15 在该第二变体中，本发明的所述第一反应单元为移动床-固定床加氢组合单元或移动床加氢单元。第一种优选的情况，所述第一反应单元为移动床-固定床加氢组合单元；第二种优选的情况，所述第一反应单元为移动床加氢单元。

20 本发明特别优选所述第一反应单元为移动床-固定床加氢组合单元。

根据一种优选的具体实施方式，在步骤（2）中，所述第一反应单元为移动床-固定床加氢组合单元，且所述移动床中装填富矿前驱体材料，所述固定床中依次装填富矿前驱体材料和加氢催化剂或者所述固定床中装填加氢催化剂。

25 优选情况下，在步骤（2）中，所述第一反应单元为移动床-固定床加氢组合单元，且所述移动床中依次装填富矿前驱体材料和加氢催化剂，所述固定床中依次装填富矿前驱体材料和加氢催化剂或者所述固定床中装填加氢催化剂。

在前述优选的具体实施方式中，更优选地，所述移动床中装填的富矿前驱体材料的体积与所述固定床中装填的富矿前驱体材料和加氢催化剂的体积之和的比例为 10:90 至 60:40，优选 20:80 至 40:60。需要解释的是，当所述固定床中仅装填加氢催化剂时，上述装填体积之比

表示：所述移动床中装填的富矿前驱体材料的体积与所述固定床中装填的加氢催化剂的体积的比例。

优选情况下，本发明的该方法还包括：每周期采用新鲜富矿前驱体材料更换所述移动床中装填的富矿前驱体材料，且更换比例占所述移动床中装填的富矿前驱体材料总量的 5~20 质量%，更优选 10~15 质量%。

优选地，所述周期为 5~20 天，优选为 10~15 天。

本发明所述富矿前驱体材料的形状可以为圆柱形和/或球形，优选为球形。

10 优选情况下，所述富矿前驱体材料的平均粒径为 0.1~6mm，更优选 0.3~4mm，进一步优选 0.5~1.5mm。

本发明前述用于更换所述移动床中装填的富矿前驱体材料的新鲜富矿前驱体材料为氧化态或硫化态，优选为硫化态。

根据一种优选的具体实施方式，在步骤（2）中，按照反应物流方向，所述第一反应单元中依次装填有第一富矿前驱体材料和第二富矿前驱体材料，且所述第二富矿前驱体材料的灼减大于等于所述第一富矿前驱体材料的灼减。本发明对所述第一富矿前驱体材料和所述第二富矿前驱体材料的装填具体位置没有特别的限定，只要能够实现：相对于第二富矿前驱体材料，反应物料先与所述第一富矿前驱体材料接
20 触，然后再与所述第二富矿前驱体材料接触即可。

在该第二变体中，本发明的所述第一反应单元中涉及的原料加氢处理技术为移动床-固定床加氢处理技术或移动床加氢处理技术。其中，移动床反应器装填的是球形富矿前驱体材料，球形催化剂平均粒径为 0.1~6mm。固定床反应床层至少包括一种富矿前驱体材料和/或一种加
25 氢催化剂，富矿前驱体材料主要由两部分组成：一是吸附油中含钒有机化合物能力强的载体，二是具有加氢活性功能的活性组分。所述反应器或反应床层至少包括一种富矿前驱体材料和一种加氢催化剂，富矿前驱体材料主要由两部分组成：一是吸附油中含钒有机化合物能力强的载体，二是具有加氢活性功能的活性组分。

30 所述第一方面技术方案的第二变体的示例性实施方式可参见图 2。

所述第一方面技术方案的第二变体中各个特征的描述和/或限定可用于本发明的第一方面的各个变体、以及其它各个方面及其各个变体

中，除非其它方面或各变体中存在不同或更加具体的描述和/或限定。
类似地，本发明第一方面的各个变体、以及其它各个方面及其各个变体中各个特征（尤其是该第二变体中未具体描述和/或限定的特征）的描述和/或限定可用于所述第一方面技术方案的第二变体中，除非所述
5 第一方面技术方案的第二变体中存在不同或更加具体的描述和/或限定。

本发明进一步提供了所述第一方面技术方案的如下所述的第三变体：

根据该第三变体，本发明所述方法还包括：

（1）将重质原料油引入至溶剂脱沥青单元中进行溶剂脱沥青处理，
10 得到脱油沥青和脱沥青油；

（11）将所述脱沥青油引入至第三加氢单元中进行加氢反应，并将所述第三加氢单元中获得的液相流出物引入至 DCC 单元进行反应，得到丙烯、LCO、HCO 和油浆，其中，所述第三加氢单元为固定床加氢单元；

15 （13）将所述 DCC 单元中获得的油浆引入至第四加氢单元中进行脱金属反应，得到脱金属后油浆；以及

将含有所述 DCC 单元中获得的油浆和/或所述第四加氢单元中获得的脱金属后油浆的含芳烃物流用作第一变体或第二变体（优选第一变体）中的步骤（2）中所述的含芳烃物流（5）。

20 在将所述 DCC 单元中获得的油浆与所述溶剂脱沥青单元中获得的脱油沥青引入至第一加氢单元中进行转化反应时，所述油浆可以经过或者不经过过滤处理，优选经过过滤处理，使得其中的固含量控制在 $\leq 10\text{ppm}$ 。

优选地，所述含芳烃物流中还含有富含芳烃的馏分油，所述富含芳烃的馏分油包括所述 DCC 单元中获得的所述 LCO 和/或所述 HCO。

优选地，在步骤（11）中，控制所述 DCC 单元中的操作条件，使得所述 LCO 和/或 HCO 中的芳烃含量大于等于 60 质量%。

优选地，所述 LCO 与所述 HCO 的切割点为 180-205℃；优选地，所述 HCO 与所述油浆的切割点为 330-360℃。

30 **针对所述溶剂脱沥青单元，该第三变体提供如下优选的具体实施方式：**

优选地，在步骤（1）中，在所述溶剂脱沥青单元中，所述脱油沥

青的收率质量分数不大于 50%，更优选不大于 40%，进一步优选不大于 30%。

优选地，在步骤（1）中，所述重质原料油为渣油和/或重油。

- 该第三变体对所述溶剂脱沥青处理的具体操作没有特别的限制，
- 5 可以采用本领域内常规的溶剂脱沥青工艺进行。该第三变体没有列举溶剂脱沥青工艺的具体操作参数，本领域技术人员不应理解为对该第三变体的限制。

针对所述第三加氢单元，该第三变体提供如下优选的具体实施方式：

- 10 优选情况下，在步骤（11）中，所述第三加氢单元的操作条件包括：反应温度为 280~400℃，反应压力为 6.0~14.0MPa，氢油体积比为 600~1200，液时体积空速为 0.3~2.0h⁻¹。

- 优选地，在步骤（11）中，所述第三加氢单元中装填有至少两种加氢催化剂；更优选地，在步骤（11）中，所述加氢催化剂为能够催
- 15 化选自加氢脱金属反应、加氢脱硫反应和加氢脱残炭反应中的至少一种反应的催化剂；所述加氢催化剂一般都是以多孔耐熔无机氧化物如氧化铝为载体；特别优选情况下，在步骤（11）中，所述加氢催化剂中含有作为载体的氧化铝和作为活性组分元素的第 VIB 族和 / 或 VIII 族金属元素，且该加氢催化剂中任选还含有选自 P、Si、F 和 B 中的至少一种助剂元素。在所述加氢催化剂中，所述第 VIB 族和 VIII 族金属
- 20 元素例如可以为 W、Mo、Co、Ni 等。并且，在所述加氢催化剂中，所述活性组分可以为上述活性组分元素的氧化物和/或硫化物。

以下提供该第三变体的第三加氢单元中的优选的具体实施方式：

有氢存在的脱沥青油（DAO）的第三加氢单元的条件通常如下：

- 25 DAO 的加氢处理技术为固定床加氢处理技术。以目前工业上较成熟固定床重、渣油加氢技术为例，所述反应器或反应床层至少包括两种加氢催化剂，采用的重渣油加氢催化剂是指具有重、渣油加氢脱金属、加氢脱硫、加氢脱氮和加氢脱残炭等功能的组合催化剂。这些催化剂一般都是以多孔耐熔无机氧化物如氧化铝为载体，第 VIB 族和 / 或 VIII 族
- 30 金属如 W、Mo、Co、Ni 等的氧化物或硫化物为活性组分，选择性地加入其它各种助剂如 P、Si、F、B 等元素的催化剂，例如由石油化工科学研究院研发的 RDM、RCS 系列重、渣油加氢脱金属催化剂和脱硫

催化剂。目前在固定床渣油加氢技术中，经常是多种催化剂配套使用，其中有加氢脱金属催化剂、加氢脱硫催化剂、加氢脱氮催化剂，装填顺序一般是使原料油依次与加氢脱金属、加氢脱硫、加氢脱氮催化剂接触，有时也可根据情况，少装一种或两种催化剂，例如只装填加氢脱金属催化剂和加氢脱硫催化剂，而不装加氢脱氮催化剂。当然也有将这几种催化剂混合装填的技术。液时体积空速和反应压力通常是根

5 根据待处理物料的特性和要求的转化率及精制深度进行选择的。

针对所述第二反应单元，该第三变体提供如下优选的具体实施方式：

10 优选情况下，在步骤（31）中，所述第二反应单元为固定床加氢裂化单元；优选所述固定床加氢裂化单元中装填有至少两种催化剂；所述催化剂一般都是以多孔耐熔无机氧化物如氧化铝为载体；优选情况下，所述固定床加氢裂化单元中装填的所述催化剂中含有作为载体的氧化铝和作为活性组分元素的第 VIB 族和 / 或 VIII 族金属元素，且

15 该催化剂中任选还含有选自 P、Si、F 和 B 中的至少一种助剂元素。在所述催化剂中所述第 VIB 族和 VIII 族金属元素例如可以为 W、Mo、Co、Ni 等。并且，在所述催化剂中，所述活性组分可以为上述活性组分元素的氧化物和/或硫化物。特别优选情况下，在所述步骤（31）中，按照反应物流方向，所述第二反应单元中依次装填预处理催化剂和加

20 氢裂化催化剂。

优选地，所述第二反应单元为固定床加氢裂化单元，且所述第二反应单元中的操作条件包括：反应温度为 330~420℃，反应压力为 5.0~18.0MPa，氢油体积比为 500~2000，液时体积空速为 0.3~3.0h⁻¹。更优选地，按照反应物流方向，所述第二反应单元中依次装填预处理

25 催化剂和加氢裂化催化剂。

根据一种优选的具体实施方式，在步骤（31）中，所述第二反应单元为催化裂化单元，且所述催化裂化单元为流化催化裂化单元。

针对所述第四加氢单元，该第三变体提供如下优选的具体实施方式：

30 优选情况下，在步骤（13）中，所述第四加氢单元为固定床加氢单元，且所述第四加氢单元的操作条件包括：反应温度为 200~280℃，反应压力为 3.0~6.0MPa，氢油体积比为 600~1200，液时体积空速为

0.5~2.5h⁻¹。

优选地，在步骤（13）中，所述第四加氢单元中装填有至少两种加氢催化剂；更优选地，在步骤（13）中，所述加氢催化剂为能够催化选自加氢脱金属反应、加氢脱硫反应和加氢脱残炭反应中的至少一种反应的催化剂；所述加氢催化剂一般都是以多孔耐熔无机氧化物如氧化铝为载体；特别优选情况下，在步骤（13）中，所述加氢催化剂中含有作为载体的氧化铝和作为活性组分元素的第 VIB 族和 / 或 VIII 族金属元素，且该加氢催化剂中任选还含有选自 P、Si、F 和 B 中的至少一种助剂元素。在步骤（13）中，在所述加氢催化剂中，所述第 VIB 族和 VIII 族金属元素例如可以为 W、Mo、Co、Ni 等。并且，在所述加氢催化剂中，所述活性组分可以为上述活性组分元素的氧化物和/或硫化物。

以下提供该第三变体的第四加氢单元中的一种优选的具体实施方式：

油浆的加氢处理技术为低压固定床加氢处理技术。以目前工业上较成熟固定床重、渣油加氢技术为例，所述反应器或反应床层至少包括两种加氢催化剂，采用的重渣油加氢催化剂是指具有重、渣油沥青质转化催化剂、重、渣油加氢脱金属催化剂、加氢脱硫、加氢脱氮和加氢脱残炭等功能的组合催化剂。这些催化剂一般都是以多孔耐熔无机氧化物如氧化铝为载体，第 VIB 族和 / 或 VIII 族金属如 W、Mo、Co、Ni 等的氧化物或硫化物为活性组分，选择性地加入其它各种助剂如 P、Si、F、B 等元素的催化剂，例如由石油化工科学研究院研发的 RDM、RCS 系列重、渣油加氢脱金属催化剂和脱硫催化剂。目前在固定床渣油加氢技术中，经常是多种催化剂配套使用，其中有加氢脱金属催化剂、加氢脱硫催化剂、加氢脱氮催化剂，装填顺序一般是使原料油依次与加氢脱金属、加氢脱硫、加氢脱氮催化剂接触，有时也可根据情况，少装一种或两种催化剂，例如只装填加氢脱金属催化剂和加氢脱硫催化剂，而不装加氢脱氮催化剂。当然也有将这几种催化剂混合装填的技术。液时体积空速和反应压力通常是根

据待处理物料的特性和要求的转化率及精制深度进行选择的。

以下结合图 3 对所述第三变体的加工重质油原料的方法进行进一步详细说明。

如图 1 所示, 重质原料油 1 进入溶剂脱沥青单元 2 中进行溶剂脱沥青处理后得到的脱油沥青 4 和脱沥青油 3; 将所述脱沥青油 3 引入至第三加氢单元 29 中进行加氢反应, 并将所述第三加氢单元中获得的液相流出物 20 引入至 DCC 单元 21 中进行反应, 得到丙烯 22、LCO23、HCO24 和油浆 25, 其中, 所述第三加氢单元为固定床加氢单元; 将所述 DCC 单元 21 中获得的油浆 25 引入至第四加氢单元 26 中进行脱金属反应, 得到脱金属后油浆 27; 将含芳烃物流所述溶剂脱沥青单元 2 中获得的脱油沥青 4 一起形成混合原料 6 引入至第一加氢单元 7 中进行转化反应, 所述含芳烃物流选自所述 DCC 单元 21 中获得的 LCO23、所述 DCC 单元 21 中获得的 HCO24、所述第四加氢单元 26 中获得的脱金属后油浆 27 和来自外界的芳烃化合物 5 中的至少一种, 所述第一加氢单元为固定床加氢单元或移动床加氢单元; 将所述第一加氢单元 7 中获得的液相流出物进行分离, 并将分离获得的第一轻组分 8 引入至第二反应单元 10 中进行反应以得到选自汽油组分 13、柴油组分 14 和 BTX 原料组分 12 中的至少一种产物, 或者将至少部分所述第一轻组分 8 循环回所述 DCC 单元 21 中; 以及将分离获得的第一重组分 9 引入至延迟焦化单元 11 中进行反应以得到选自焦化汽油 15、焦化柴油 16、焦化蜡油 17 和低硫石油焦 18 中的至少一种产物; 或者将所述第一重组分 9 作为低硫船用燃料油组分。

所述第一方面技术方案的第三变体中各个特征的描述和/或限定可用于本发明的第一方面的各个变体、以及其它各个方面及其各个变体中, 除非其它方面或各变体中存在不同或更加具体的描述和/或限定。类似地, 本发明第一方面的各个变体、以及其它各个方面及其各个变体中各个特征 (尤其是该第三变体中未具体描述和/或限定的特征) 的描述和/或限定可用于所述第一方面技术方案的第三变体中, 除非所述第一方面技术方案的第三变体中存在不同或更加具体的描述和/或限定。

本发明进一步提供了所述第一方面技术方案的如下所述的第四变体:

所述第四变体与所述第三变体基本类似, 主要区别在于: 将所述 DCC 单元中获得的 LCO 和/或 HCO 并入步骤 (2) 中所述的含芳烃物流 (5) 中, 油浆 (25) 不经历所述步骤 (13) 中的所述第四加氢单元, 而是循环回溶剂脱沥青单元中进行溶剂脱沥青处理。

在将所述第一轻组分循环回所述 DCC 单元中时，优选循环比为 0.1-0.5: 1。

以下结合图 4 对本发明的加工重质油原料的方法进行进一步详细说明。

5 如图 4 所示，重质原料油 1 进入溶剂脱沥青单元 2 中进行溶剂脱沥青处理后得到的脱油沥青 4 和脱沥青油 3；将所述脱沥青油 3 引入至第三加氢单元 29 中进行加氢反应，并将所述第三加氢单元中获得的液相流出物 20 引入至 DCC 单元 21 中进行反应，得到丙烯 22、LCO23、HCO24 和油浆 25，其中，所述第三加氢单元为固定床加氢单元；将所述 DCC 单元 21 中获得的 LCO23 和/或 HCO24 与
10 所述溶剂脱沥青单元 2 中获得的脱油沥青 4 与含芳烃物流一起形成混合原料 6 引入至第一加氢单元 7 中进行转化反应，所述含芳烃物流选自来自 DCC 单元 21 的 LCO23、来自 DCC 单元 21 的 HCO24、来自外界芳烃化合物 5 中的至少一种，所述第一加氢单元为固定床加氢单元或移动床加氢单元；将
15 所述第一加氢单元 7 中获得的液相流出物进行分离，并将分离获得的第一轻组分 8 引入至第二反应单元 10 中进行反应以得到选自汽油组分 13、柴油组分 14 和 BTX 原料组分 12 中的至少一种产物，或者将至少部分所述第一轻组分 8 循环回所述 DCC 单元 21 中；以及将分离获得的第一重组分 9 引入至延迟焦化单元 11 中进行反应以得到选自焦化汽油 15、焦化柴油 16、焦化蜡油 17 和低硫石油焦 18 中的至少一种产物；
20 或者将所述第一重组分 9 作为低硫船用燃料油组分。

所述第一方面技术方案的第四变体中各个特征的描述和/或限定可用于本发明的第一方面的各个变体、以及其它各个方面及其各个变体中，除非其它方面或各变体中存在不同或更加具体的描述和/或限定。
25 类似地，本发明第一方面的各个变体、以及其它各个方面及其各个变体中各个特征（尤其是该第四变体中未具体描述和/或限定的特征）的描述和/或限定可用于所述第一方面技术方案的第四变体中，除非所述第一方面技术方案的第四变体中存在不同或更加具体的描述和/或限定。

本发明进一步提供了所述第一方面技术方案的如下所述的第五变体：
30 体：

在该第五变体中，包括：

步骤（16）：将富芳馏分油引入至第五反应单元中进行加氢饱和后

分馏以获得第二轻组分和第二重组分，所述第二轻组分和所述第二重组分的切割点为 100-250℃，所述第二重组分中的芳烃含量大于等于 20 质量%；以及

- 将所述第二重组分并入第一至第四变体中任一（优选第一变体）
5 所述的步骤（2）中所述的含芳烃物流（5）中。

该第五变体优选所述第五反应单元中进行的加氢饱和反应为部分加氢饱和，特别优选所述第二轻组分和所述第二重组分的切割点为 180℃。

所述第二轻组分优选进入催化裂化单元生产低碳烯烃。

- 10 优选地，在步骤（16）中，所述第五反应单元为固定床反应器、移动床反应器和沸腾床反应器中的至少一种反应器。

- 优选情况下，所述第五反应单元中的操作条件包括：反应温度为 200-420℃，反应压力为 2-18 MPa，液时体积空速为 0.3-10 h⁻¹，氢油体积比 50-5000；更优选地，所述第五反应单元中的操作条件包括：反应
15 温度为 220-400℃，反应压力为 2-15 MPa，液时体积空速为 0.3-5 h⁻¹，氢油体积比为 50-4000。

以下提供该第五变体的第五反应单元中的优选的具体实施方式：

- 有氢存在的富芳馏分油的部分加氢饱和的条件通常如下：富芳馏分油的部分加氢饱和技术为固定床/沸腾床/移动床加氢处理技术。以目前工业上较成熟固定床柴油或蜡油加氢技术为例，所述反应器或反应床层至少包括一种加氢精制催化剂。富芳馏分油的部分加氢饱和中应用的加氢精制催化剂优选具有良好且适中的加氢饱和活性，以避免四氢萘类结构进一步饱和为供氢能力较低的十氢萘或环烷烃结构。这些催化剂一般都是以多孔耐熔无机氧化物如氧化铝为载体，第VIB族和/或VIII族金属如 W、Mo、Co、Ni 等的氧化物为活性组分，选择性地加入其它各种助剂如 P、Si、F、B 等元素的催化剂，例如由石油化工科学
20 研究院研发的 RS 系列预处理催化剂就属于这类催化剂。RS 系列催化剂是一种 NiMo 催化剂。

该第五变体优选所述第一反应单元为中/低压固定床加氢单元。

- 30 优选情况下，在步骤（2）中，所述第一反应单元中的操作条件包括：反应温度 260~500℃，反应压力为 2.0~20.0MPa，进一步优选为 2~12MPa，氢油体积比为 100~1200，液时体积空速为 0.1~1.5h⁻¹。液时

体积空速和反应压力是根据待处理物料的特性和要求的转化率及精制深度进行选择的。

以下结合图 5 对本发明的加工富芳馏分油的方法进行进一步详细说明。

5 如图 5 所示, 将富芳馏分油 30 引入至第五反应单元 31 中进行加氢饱和后分馏以获得第二轻组分和第二重组分 32; 以及重油原料 1 进入溶剂脱沥青单元 2 中进行溶剂脱沥青处理后得到的脱油沥青 4 和脱
10 沥青油 3; 脱油沥青 4 与含有所述第二重组分 32 的含芳烃物流一起形成混合原料 6 并进入第一反应单元 7 中进行加氢反应, 所述含芳烃物流中优选还含有来自外界的芳烃化合物 5, 其中, 所述第一反应单元中
15 含有富矿前驱体材料和能够催化选自加氢脱金属反应、加氢脱硫反应、加氢脱沥青反应和加氢脱残炭反应中的至少一种反应的加氢催化剂, 所述第一反应单元为固定床加氢单元; 来自所述第一反应单元 7 的液相产物进入分离单元 19 中进行分馏, 得到第一轻组分 8 和第一重组分
20 9, 其中, 所述第一轻组分和所述第一重组分的切割点为 240~450℃; 将所述第一轻组分 8 引入至第二反应单元 10 中进行反应以得到选自汽油组分 13、BTX 原料组分 12、柴油组分 14 中的至少一种产物, 其中, 所述第二反应单元选自加氢裂化单元、催化裂化单元和柴油加氢提质单元中的至少一种; 以及将所述第一重组分 9 引入至延迟焦化单元 11
25 中进行反应以得到选自焦化汽油 15、焦化柴油 16、焦化蜡油 17 和低硫石油焦 18 中的至少一种产物; 或者将所述第一重组分 9 作为低硫船用燃料油组分。

所述第一方面技术方案的第五变体中各个特征的描述和/或限定可用于本发明的第一方面的各个变体、以及其它各个方面及其各个变体
25 中, 除非其它方面或各变体中存在不同或更加具体的描述和/或限定。类似地, 本发明第一方面的各个变体、以及其它各个方面及其各个变体中各个特征(尤其是该第五变体中未具体描述和/或限定的特征)的描述和/或限定可用于所述第一方面技术方案的第五变体中, 除非所述
30 第一方面技术方案的第五变体中存在不同或更加具体的描述和/或限定。

本发明进一步提供了所述第一方面技术方案的如下所述的第六变体:

在该第六变体中, 包括:

(1) 将重质原料油引入至溶剂脱沥青单元中进行溶剂脱沥青处理, 得到脱油沥青和脱沥青油;

(14) 将所述脱沥青油引入至第六加氢单元中进行加氢反应, 并将所述第六加氢单元中获得的液相流出物引入至 DCC 单元进行反应, 得到丙烯、LCO、HCO 和油浆, 其中, 所述第六加氢单元为固定床加氢单元; 以及

将来自所述 DCC 单元的 LCO 和/或 HCO 并入步骤 (16) 中所述的富芳馏分油中或用作第五变体的步骤 (16) 中所述的富芳馏分油。

由此, 在一个实施方案中, 该第六变体所述步骤 (1) 所采用的特征基本与第三变体中所述步骤 (1) 相同。

进一步地, 在一个实施方案中, 该第六变体所述步骤 (14) 所采用的特征基本与第三变体中所述步骤 (11) 相同。

优选地, 该第六变体所述 DCC 单元的操作条件包括: 反应温度为 500-650℃, 剂油比为 3-12, 停留时间为 0.6-6s。

在一个实施方案中, 该第六变体优选所述 LCO 与所述 HCO 的切割点为 300~400℃; 以及所述 HCO 和所述油浆的切割点为 400~500℃。

在一个实施方案中, 该第六变体还包括: 将步骤 (32) 中获得的所述焦化柴油和/或所述焦化蜡油循环回所述第五加氢单元中进行加氢饱和。

在一个实施方案中, 该第六变体的步骤 (14) 中, 所述第六加氢单元的操作条件包括: 反应温度为 280~400℃, 反应压力为 6.0~14.0MPa, 氢油体积比为 600~1200, 液时体积空速为 0.3~2.0h⁻¹。

在一个实施方案中, 该第六变体的步骤 (14) 中, 所述第六加氢单元中装填有至少两种加氢催化剂。

在一个实施方案中, 该第六变体的步骤 (14) 中, 所述加氢催化剂为能够催化选自加氢脱金属反应、加氢脱硫反应和加氢脱残炭反应中的至少一种反应的催化剂。

在一个实施方案中, 该第六变体的步骤 (14) 中, 所述加氢催化剂中含有作为载体的氧化铝和作为活性组分元素的第 VIB 族和 / 或 VIII 族金属元素, 且该加氢催化剂中任选还含有选自 P、Si、F 和 B 中的至少一种助剂元素。

以下结合图 6 对该第六变体的加工重质原料油和富芳馏分油的方

法进行进一步详细说明。

如图 1 所示，重油原料 1 进入溶剂脱沥青单元 2 中进行溶剂脱沥青处理后得到脱油沥青 4 和脱沥青油 3；将所述脱沥青油 3 引入至第六加氢单元 24 中进行加氢反应，并将所述第六加氢单元 24 中获得的液相流出物引入至 DCC 单元 35 中进行反应，得到丙烯 36、LCO37、HCO38 和油浆 33；将含有所述 LCO37 和/或所述 HCO38 的富芳馏分油 30 引入至第五加氢单元 31 中进行加氢饱和后分馏以获得第二重组分 32 和第二轻组分；将脱油沥青 4 和含有所述第二重组分 32 的含芳烃物流一起形成混合原料 6 并引入至第一反应单元 7 中进行加氢反应，所述含芳烃物流中优选还含有来自外界的芳烃化合物 5，其中，所述第一反应单元 7 中含有富矿前驱体材料和能够催化选自加氢脱金属反应、加氢脱硫反应、加氢脱沥青反应和加氢脱残炭反应中的至少一种反应的加氢催化剂；来自所述第一反应单元 7 的液相产物进入分离单元 19 中进行分馏，得到第一轻组分 8 和第一重组分 9；将所述第一轻组分 8 引入至第二反应单元 10 中进行反应以得到选自汽油组分 13、BTX 原料组分 12、柴油组分 14 中的至少一种产物，或者将至少部分所述第一轻组分 8 循环回所述 DCC 单元 35 中；以及将所述第一重组分 9 引入至延迟焦化单元 11 中进行反应以得到选自焦化汽油 15、焦化柴油 16、焦化蜡油 17 和低硫石油焦 18 中的至少一种产物；或者将所述第一重组分 9 作为低硫船用燃料油组分。

所述第一方面技术方案的第六变体中各个特征的描述和/或限定可用于本发明的第一方面的各个变体、以及其它各个方面及其各个变体中，除非其它方面或各变体中存在不同或更加具体的描述和/或限定。类似地，本发明第一方面的各个变体、以及其它各个方面及其各个变体中各个特征（尤其是该第六变体中未具体描述和/或限定的特征）的描述和/或限定可用于所述第一方面技术方案的第六变体中，除非所述第一方面技术方案的第六变体中存在不同或更加具体的描述和/或限定。

如前所述，本发明的第二方面提供了一种加氢处理脱油沥青的系统，该第二方面的第一变体的系统中包括：

第一反应单元，该第一反应单元为固定床加氢单元，用于将脱油沥青和含芳烃物流在其中进行加氢反应；

分离单元，该分离单元与所述第一反应单元保持流体连通，用于

将来自所述第一反应单元的液相产物在其中进行分馏；

第二反应单元，该第二反应单元与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一轻组分在其中进行反应，所述第二反应单元选自加氢裂化单元、催化裂化单元和柴油加氢提质单元中的至少一种；

延迟焦化单元，该延迟焦化单元与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一重组分在其中进行反应以得到选自焦化汽油、焦化柴油、焦化蜡油和低硫石油焦中的至少一种产物；

出口，该出口与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一重组分作为低硫船用燃料油组分引出系统。

优选地，所述延迟焦化单元与所述第一反应单元保持流体连通，用于将所述延迟焦化单元中获得的所述焦化柴油和/或所述焦化蜡油循环回所述第一反应单元中。

优选情况下，该系统还包括溶剂脱沥青单元，该系统还包括溶剂脱沥青单元，该溶剂脱沥青单元与所述第一反应单元保持流体连通，用于将重油原料在其中进行溶剂脱沥青处理后得到的脱油沥青引入至所述第一反应单元中。

根据一种优选的具体实施方式，在本发明的系统中，所述第二反应单元为加氢裂化单元。

根据另一种优选的具体实施方式，在本发明的系统中，所述第二反应单元为催化裂化单元，且所述催化裂化单元为流化催化裂化单元。

根据另一种优选的具体实施方式，在本发明的系统中，所述第二反应单元为柴油加氢提质单元。

本发明进一步提供了所述第二方面技术方案的如下所述的第二变体：

在该第二变体中，所述系统中包括：

第一反应单元，该第一反应单元为移动床-固定床加氢组合单元或移动床加氢单元，用于将脱油沥青和含芳烃物流在其中进行加氢反应；

分离单元，该分离单元与所述第一反应单元保持流体连通，用于将来自所述第一反应单元的液相产物在其中进行分馏；

第二反应单元，该第二反应单元与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一轻组分在其中进行反应，所述第

二反应单元选自加氢裂化单元、催化裂化单元和柴油加氢提质单元中的至少一种；

延迟焦化单元，该延迟焦化单元与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一重组分在其中进行反应以得到选自焦化汽油、焦化柴油、焦化蜡油和低硫石油焦中的至少一种产物；

出口，该出口与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一重组分作为低硫船用燃料油组分引出系统。

优选地，所述延迟焦化单元与所述第一反应单元保持流体连通，用于将所述延迟焦化单元中获得的所述焦化柴油和/或所述焦化蜡油循环回所述第一反应单元中。

优选情况下，该系统还包括溶剂脱沥青单元，该溶剂脱沥青单元与所述第一反应单元保持流体连通，用于将重油原料在其中进行溶剂脱沥青处理后得到的脱油沥青引入至所述第一反应单元中。

根据一种优选的具体实施方式，在本发明的系统中，所述第二反应单元为加氢裂化单元。

根据另一种优选的具体实施方式，在本发明的系统中，所述第二反应单元为催化裂化单元，且所述催化裂化单元为流化催化裂化单元。

根据另一种优选的具体实施方式，在本发明的系统中，所述第二反应单元为柴油加氢提质单元。

本发明进一步提供了所述第二方面技术方案的如下所述的第三变体：

在该第三变体中，所述溶剂脱沥青单元，该溶剂脱沥青单元用于将重质原料油在其中进行溶剂脱沥青处理，得到脱油沥青和脱沥青油；

第三加氢单元，该第三加氢单元与所述溶剂脱沥青单元保持流体连通，且该第三加氢单元为固定床加氢单元，用于将来自所述溶剂脱沥青单元的脱沥青油在其中进行加氢反应；

DCC 单元，该 DCC 单元与所述第三加氢单元保持流体连通，用于将所述第三加氢单元中获得的液相流出物在其中进行反应以得到丙烯、LCO、HCO 和油浆；

第四加氢单元，该第四加氢单元与所述 DCC 单元保持流体连通，用于将所述 DCC 单元中获得的油浆在其中进行脱金属反应以得到脱金属后油浆；

第一加氢单元，该第一加氢单元为固定床加氢单元或移动床加氢单元，所述第一加氢单元与所述DCC单元、所述第四加氢单元和所述溶剂脱沥青单元保持流体连通，用于将来自所述第四加氢单元的脱金属后油浆和/或来自所述DCC单元的油浆与来自所述溶剂脱沥青单元的脱油沥青在其中进行转化反应；

分离单元，该分离单元与所述第一加氢单元和所述DCC单元分别保持流体连通，用于将来自所述第一加氢单元的液相流出物在其中进行分馏，以及能够将该分离单元中所得的第一轻组分循环回所述DCC单元中；

10 第二反应单元，该第二反应单元与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一轻组分在其中进行反应，所述第二反应单元选自加氢裂化单元、催化裂化单元和柴油加氢提质单元中的至少一种；

延迟焦化单元，该延迟焦化单元与所述分离单元保持流体连通，
15 用于将由所述分离单元中获得的第一重组分在其中进行反应以得到选自焦化汽油、焦化柴油、焦化蜡油和低硫石油焦中的至少一种产物；

出口，该出口与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一重组分作为低硫船用燃料油组分引出系统。

优选情况下，所述延迟焦化单元与所述第一加氢单元保持流体连
20 通，用于将所述延迟焦化单元中获得的所述焦化柴油和/或所述焦化蜡油循环回所述第一加氢单元中。

本发明进一步提供了所述第二方面技术方案的如下所述的第四变体：

在该第四变体中，所述系统中包括：

25 溶剂脱沥青单元，该溶剂脱沥青单元用于将重质原料油在其中进行溶剂脱沥青处理，得到脱油沥青和脱沥青油；

第三加氢单元，该第三加氢单元与所述溶剂脱沥青单元保持流体连通，且该第三加氢单元为固定床加氢单元，用于将来自所述溶剂脱沥青单元的脱沥青油在其中进行加氢反应；

30 DCC单元，该DCC单元与所述第三加氢单元保持流体连通，用于将所述第三加氢单元中获得的液相流出物在其中进行反应以得到丙烯、LCO、HCO和油浆；

第一加氢单元，该第一加氢单元为固定床加氢单元或移动床加氢单元，所述第一加氢单元与所述DCC单元和所述溶剂脱沥青单元保持流体连通，用于将来自所述DCC单元的LCO和/或HCO与来自所述溶剂脱沥青单元的脱油沥青在其中进行转化反应；

- 5 分离单元，该分离单元与所述第一加氢单元和所述DCC单元分别保持流体连通，用于将来自所述第一加氢单元的液相流出物在其中进行分馏，以及能够将该分离单元中所得的第一轻组分循环回所述DCC单元中；

- 第二反应单元，该第二反应单元与所述分离单元保持流体连通，
10 用于将由所述分离单元中获得的第一轻组分在其中进行反应以得到选自汽油组分、柴油馏分、BTX原料组分中的至少一种产物；

 延迟焦化单元，该延迟焦化单元与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一重组分在其中进行反应以得到选自焦化汽油、焦化柴油、焦化蜡油和低硫石油焦中的至少一种产物；

- 15 出口，该出口与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一重组分引出系统以作为低硫船用燃料油组分。

 优选情况下，所述DCC单元与所述溶剂脱沥青单元保持流体连通，用于将所述DCC单元中获得的油浆循环回所述溶剂脱沥青单元中进行溶剂脱沥青处理。

- 20 本发明进一步提供了所述第二方面技术方案的如下所述的第五变体：

 在该第五变体中，所述系统中包括：

 第五反应单元，该第五反应单元用于将富芳馏分油在其中进行加氢饱和和分馏以得到第二轻组分和第二重组分；

- 25 第一反应单元，该第一反应单元为固定床加氢单元且与所述第五反应单元保持流体连通，用于将脱油沥青和含有来自所述第五反应单元的第二重组分的含芳烃物流在其中进行加氢反应；

 分离单元，该分离单元与所述第一反应单元保持流体连通，用于将来自所述第一反应单元的液相产物在其中进行分馏；

- 30 第二反应单元，该第二反应单元与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一轻组分在其中进行反应，所述第二反应单元选自加氢裂化单元、催化裂化单元和柴油加氢提质单元中

的至少一种；

延迟焦化单元，该延迟焦化单元与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一重组分在其中进行反应以得到选自焦化汽油、焦化柴油、焦化蜡油和低硫石油焦中的至少一种产物；

5 出口，该出口与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一重组分作为低硫船用燃料油组分引出系统。

优选地，所述延迟焦化单元与所述第一反应单元保持流体连通，用于将所述延迟焦化单元中获得的所述焦化柴油和/或所述焦化蜡油循环回所述第一反应单元中作为至少部分所述含芳烃物流。

10 优选情况下，该系统还包括溶剂脱沥青单元，该溶剂脱沥青单元与所述第一反应单元保持流体连通，用于将重油原料在其中进行溶剂脱沥青处理，并将所述溶剂脱沥青处理后得到的脱油沥青引入至所述第一反应单元中。

根据一种优选的具体实施方式，在本发明的系统中，所述第二反
15 应单元为加氢裂化单元。

根据另一种优选的具体实施方式，在本发明的系统中，所述第二反应单元为催化裂化单元，且所述催化裂化单元为流化催化裂化单元。

根据另一种优选的具体实施方式，在本发明的系统中，所述第二反应单元为柴油加氢提质单元。

20 本发明进一步提供了所述第二方面技术方案的如下所述的第六变体：

在该第六变体中，所述系统中包括：

溶剂脱沥青单元，该溶剂脱沥青单元用于将重质原料油在其中进行溶剂脱沥青处理，得到脱油沥青和脱沥青油；

25 第六加氢单元，该第六加氢单元与所述溶剂脱沥青单元保持流体连通，且该第六加氢单元为固定床加氢单元，用于将来自所述溶剂脱沥青单元的脱沥青油在其中进行加氢反应；

DCC 单元，该 DCC 单元与所述第六加氢单元保持流体连通，用于将所述第六加氢单元中获得的液相流出物在其中进行反应以得到丙烯、
30 LCO、HCO 和油浆；

第五加氢单元，该第五加氢单元与所述 DCC 单元保持流体连通，用于将含有所述 LCO 和/或所述 HCO 的富芳馏分油在其中进行加氢饱

和和分馏以得到第二轻组分和第二重组分；

第一反应单元，该第一反应单元为固定床加氢单元且与所述第五加氢单元和所述溶剂脱沥青单元分别保持流体连通，用于将来自所述溶剂脱沥青单元的脱油沥青和含有来自所述第五加氢单元的第二重组分的含芳烃物流在其中进行加氢反应；

分离单元，该分离单元与所述第一反应单元和所述 DCC 单元分别保持流体连通，用于将来自所述第一反应单元的液相产物在其中进行分馏，以及能够将该分离单元中所得的第一轻组分循环回所述 DCC 单元中；

10 第二反应单元，该第二反应单元与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一轻组分在其中进行反应，所述第二反应单元选自加氢裂化单元、催化裂化单元和柴油加氢提质单元中的至少一种；

延迟焦化单元，该延迟焦化单元与所述分离单元保持流体连通，15 用于将由所述分离单元中获得的第一重组分在其中进行反应以得到选自焦化汽油、焦化柴油、焦化蜡油和低硫石油焦中的至少一种产物；

出口，该出口与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一重组分作为低硫船用燃料油组分引出系统。

优选地，所述延迟焦化单元与所述第一反应单元保持流体连通，20 用于将所述延迟焦化单元中获得的所述焦化柴油和/或所述焦化蜡油循环回所述第五加氢单元中。

根据一种优选的具体实施方式，在本发明的系统中，所述第二反应单元为加氢裂化单元。

根据另一种优选的具体实施方式，在本发明的系统中，所述第二25 反应单元为催化裂化单元，且所述催化裂化单元为流化催化裂化单元。

根据另一种优选的具体实施方式，在本发明的系统中，所述第二反应单元为柴油加氢提质单元。

在本发明的优选的具体实施方式下，与现有技术相比，本发明由于采用了溶剂脱沥青、重油加氢、加氢裂化或催化裂化或焦化等工艺的有机组合，不但使轻石油馏分高价值利用，而且使低价值的 DOA 转30 化成符合环保要求的低硫船用燃料组分和低硫石油焦原料，由此实现了重质石油资源的高效、环保和综合利用。

以下将通过实例对本发明进行详细描述。在没有特别说明的情况下，以下实例均采用图 1 所示的工艺流程进行。

在没有特别说明的情况下，以下实例中的表 2 的结果为装置持续运行 100h 中，每 25h 取样检测获得的结果的平均值。

- 5 催化裂化催化剂 MLC-500、RS-2100 加氢精制催化剂、RHC-131 加氢裂化催化剂、RG-30B、RDM-33B 和 RCS-31 均为中石化催化剂有限公司长岭分公司生产的催化剂。

各实例中使用的富含芳烃的馏分油的性质见表 6。

以下涉及的常温表示 $25 \pm 3^\circ\text{C}$ 。

10

实施例 I-A

- 富矿前驱体材料 1 制备：选取中石化催化剂有限公司长岭分公司生产的 RPB110 拟薄水铝石 2000g，其中 1000g 在 550°C 下处理 2h，得到约 700g 氧化铝，将约 700g 氧化铝和另外 1000g 拟薄水铝石充分混
15 合，之后加入 40g 田菁粉和 20g 柠檬酸，并加入 2200g 去离子水，混捏并挤条成型，在 300°C 下干燥 3h，得到约 1730g 载体，加入 2100mL 含 Mo 和 Ni 的溶液进行饱和浸渍，溶液中 Mo 含量以 MoO_3 重量计为 5.5%，Ni 含量以 NiO 重量计为 1.5%，浸渍半小时，之后在 180°C 下处理 4h，得到富矿前驱体材料 1，性质如表 I-5 中所示。

- 20 富矿前驱体材料 2 制备：选取中石化催化剂有限公司长岭分公司生产的 RPB110 拟薄水铝石 2000g，加入 30g 田菁粉和 30g 柠檬酸，并加入 2400g 去离子水，混捏并挤条成型，在 120°C 下干燥 5h，得到约 2040g 载体，加入 2200mL 含 Mo 和 Ni 的溶液进行饱和浸渍，溶液中 Mo 含量以 MoO_3 重量计为 7.5%，Ni 含量以 NiO 重量计为 1.7%，浸渍
25 半小时，之后在 200°C 下处理 3h，得到富矿前驱体材料 2，性质如表 I-5 中所示。

- 富矿前驱体材料 3 制备：选取市售的氧化硅 2000g，加入 30g 田菁粉和 30g 氢氧化钠，并加入 2400g 去离子水，混捏并挤条成型，在 120°C 下干燥 5h，得到载体，加入 2200mL 含 Mo 和 Ni 的溶液进行饱和浸
30 渍，溶液中 Mo 含量以 MoO_3 重量计为 4.5%，Ni 含量以 NiO 重量计为 1.0%，浸渍半小时，之后在 200°C 下处理 3h，得到富矿前驱体材料 3，性质如表 I-5 中所示。

实施例 I-B

- 以中东减压渣油为原料进行溶剂脱沥青，所用溶剂为一种以丁烷为主（丁烷含量为 75 质量%）并含有少量丙烷和戊烷的烃类混合物，
- 5 在 120℃，溶剂：减压渣油=1.5: 1（质量比）的条件下进行溶剂脱沥青，脱沥青油（DAO）质量收率 68.1%，脱油沥青（DOA）质量收率 31.9%。

实施例 I-1

- 10 **原料：**采用实施例 I-B 中的 DOA 与 LCO 按照质量比 1:10 混合，混合原料在常温下为液态，混合原料的性质见表 I-1。

- 第一反应单元：**混合原料在中型固定床重油加氢处理装置上进行试验。按照反应物流动方向，第一反应单元的反应器中装填 RG-30B 保护催化剂、富矿前驱体材料 1、富矿前驱体材料 2、RDM-33B 渣油
- 15 脱金属脱硫过渡催化剂、RCS-31 脱硫催化剂，装填体积比为：RG-30B：富矿前驱体材料 1：富矿前驱体材料 2：RDM-33B：RCS-31=6：30：30：14：20。固定床重油加氢处理的操作条件为：温度 380℃，反应压力 16MPa，液时体积空速 0.18h^{-1} ，氢/油比（体积）：1000：1。混合原料经固定床加氢处理后，产品性质见表 I-2。

- 20 **分离：**分馏固定床重油加氢处理得到的液相产品，大于等于 335℃的第一重组分性质见表 I-3。

- 第二反应单元：**小于 335℃第一轻组分在固定床加氢裂化装置上进行加氢裂化试验，催化剂的装填比为：RS-2100:RHC-131=40: 60(V/V)。加氢裂化工艺条件如下：精制段温度 370℃，裂化段温度 385℃，反应
- 25 压力 7MPa，液时体积空速 2.0h^{-1} ，氢/油体积比：1200：1，得到的加氢裂化汽油产品性质见表 I-4。

实施例 I-2

- 原料：**采用实施例 I-B 中的 DOA 与 HCO 按照质量比 5:10 混合，
- 30 混合原料在常温下为液态，混合原料的性质见表 I-1。

- 第一反应单元：**混合原料在中型固定床重油加氢处理装置上进行试验，催化剂装填及工艺条件同实施例 I-1 中的固定床重油加氢处理催

化剂装填及工艺条件，加氢处理后，产品性质见表 I-2。

分离：分馏固定床渣油加氢处理得到的液相产品，大于等于 378℃ 第一重组分性质见表 I-3。

第二反应单元：小于 378℃ 第一轻组分在固定床加氢裂化装置上进行
5 行试验，催化剂及试验条件与实施例 I-1 中小于 335℃ 第一轻组分加氢裂化试验相同，得到加氢裂化产品，性质见表 I-4。

实施例 I-3

原料：采用实施例 I-B 中的 DOA 与 LCO 按照质量比 10:10 混合，
10 混合原料在常温下为液态，混合原料的性质见表 I-1。

第一反应单元：混合原料在中型固定床重油加氢处理装置上进行
试验，催化剂装填及工艺条件同实施例 I-1 中的固定床重油加氢处理催
化剂装填及工艺条件，加氢处理后，产品性质见表 I-2。

分离：分馏固定床重油加氢处理得到的液相产品，大于等于 350
15 ℃ 第一重组分性质见表 I-3。

第二反应单元：小于 350℃ 第一轻组分在固定床加氢裂化装置上
进行试验，催化剂及试验条件与实施例 I-1 中小于 335℃ 第一轻组分加氢
裂化试验相同，得到加氢裂化产品，性质见表 I-4。

20 实施例 I-4

原料：采用实施例 I-B 中的 DOA 与煤焦油 I 按照质量比 15:10 混
合，混合原料在常温下为液态，混合原料的性质见表 I-1。

第一反应单元：混合原料在中型固定床重油加氢处理装置上进行
试验，催化剂装填及工艺条件同实施例 I-1 中的固定床重油加氢处理催
25 化剂装填及工艺条件，加氢处理后，产品性质见表 I-2。

分离：分馏固定床重油加氢处理得到的液相产品，大于等于 355
℃ 第一重组分性质见表 I-3。

第二反应单元：小于 355℃ 第一轻组分在固定床加氢裂化装置上
进行试验，催化剂及试验条件与实施例 I-1 中小于 335℃ 第一轻组分加氢
30 裂化试验相同，得到加氢裂化产品，性质见表 I-4。

实施例 I-5

采用与实施例 I-3 相似的方法进行，所不同的是：

- 第一反应单元：**本实施例 I-中，固定床重油加氢处理的温度为 395℃，按照反应物流动方向，第一反应单元的反应器中装填 RG-30B 保护催化剂、富矿前驱体材料 1、RCS-31 脱硫催化剂，装填体积比为：RG-30B：富矿前驱体材料 1：RCS-31=7：65：28。
- 其余条件与实施例 I-3 中相同。
- 所得>350℃第一重组分主要物化性质见表 I-3。

实施例 I-6

- 10 采用实施例 I-B 中的 DOA 与 LCO 按照质量比 10:10 混合，混合原料在常温下为液态，混合原料的性质见表 I-1。
- 催化剂装填和固定床重油加氢处理的操作条件同实施例 I-3。
- 每过 30 天，固定床反应温度提 3℃，加氢试验共计运行 300 天后停止运转，加氢生成油硫质量分数在 0.46~0.50%之间，钒含量在 10-15 μg/g 之间。
- 15 初始装到反应器的富矿前驱体材料 1 和富矿前驱体材料 2，反应后变成富 V 材料 1 和富钒材料 2，经焙烧分析其 V 含量分别为 55 质量% 和 45 质量%，是提炼高价值 V₂O₅ 的高品质材料。

实施例 I-7

- 20 将实施例 I-3 中的大于等于 350℃第一重组分引入至延迟焦化单元进行焦化处理，延迟焦化单元中的条件包括：反应温度为 490℃，停留时间为 1.5h。
- 所得低硫石油焦的质量收率为 28.7%，石油焦硫质量分数为 2.7%。

实施例 I-8

- 25 将实施例 I-3 中的小于 350℃第一轻组分在小型催化裂化固定流化床试验装置进行催化裂化试验，所用催化剂为催化裂化催化剂 MLC-500；流化催化单元的条件包括：反应温度为 540℃，剂油比为 6，
- 30 停留时间为 3s。
- 结果，产品汽油质量收率为 55.2%，汽油 RON 辛烷值为 95.8。

实施例 I-9

原料: 混合原料与实施例 I-3 中相同。

第一反应单元: 与实施例 I-3 中相似, 不同的是催化剂装填情况不同, 本实施例 I-中, 按照反应物流动方向, 依次装填 RG-30B: 富矿前驱体材料 1: 富矿前驱体材料 2=5: 60: 35 (V/V)。固定床重油加氢处理的操作条件同实施例 I-3。

混合原料经固定床重油加氢处理后, 每过 30 天, 反应温度提 3℃, 加氢试验共计运行 330 天后停止运转, 加氢生成油硫质量分数在 0.55 ~ 0.65% 之间, 钒含量在 4-7 μg/g 之间。

10 初始装到反应器的富矿前驱体材料 1 和富矿前驱体材料 2, 反应后变成富钒材料 1 和富钒材料 2, 经焙烧分析其钒含量分别为 58 质量% 和 47 质量%, 是提炼高价值 V₂O₅ 的高品质材料。

实施例 I-10

15 **原料:** 混合原料与实施例 I-3 中相同。

第一反应单元: 与实施例 I-3 中相似, 不同的是催化剂装填情况不同, 本实施例 I-中, 按照反应物流动方向, 依次装填 RG-30B: 富矿前驱体材料 1=10: 90 (V/V)。固定床重油加氢处理的操作条件同实施例 I-3。

20 混合原料经固定床重油加氢处理后, 每过 30 天, 固定床反应器反应温度提 3℃, 加氢试验共计运行 300 天后停止运转, 加氢生成油硫质量分数在 0.56 ~ 0.68% 之间, 钒含量在 2-4 μg/g 之间。

初始装到反应器的富矿前驱体材料 1 反应后变成富钒材料 1, 经焙烧分析其钒含量为 61 质量%, 是提炼高价值 V₂O₅ 的高品质材料。

25

实施例 I-11

原料: 采用实施例 I-B 中的 DOA 与 LCO 以及煤焦油 II (由实施例 I-7 中获得) 按照质量比 15:5:5 混合, 混合原料在常温下为液态, 混合原料的性质见表 I-1。

30 **第一反应单元:** 混合原料在中型固定床重油加氢处理装置上进行试验, 催化剂装填及工艺条件同实施例 I-1 中的固定床重油加氢处理催化剂装填及工艺条件, 加氢处理后, 产品性质见表 I-2。

分离：分馏固定床重油加氢处理得到的液相产品，大于等于 355℃第一重组分性质见表 I-3。

第二反应单元：小于 355℃第一轻组分在固定床加氢裂化装置上进行试验，催化剂及试验条件与实施例 I-1 中小于 335℃第一轻组分加氢裂化试验相同，得到加氢裂化产品，性质见表 I-4。

实施例 I-12

原料：采用实施例 I-B 中的 DOA 与 QY1 以质量比 1:10 混合，混合原料在常温下为液态，混合原料的性质见表 I-1。

10 **第一反应单元：**混合原料在中型固定床重油加氢处理装置上进行试验，催化剂装填及工艺条件同实施例 I-1 中的固定床重油加氢处理催化剂装填及工艺条件，加氢处理后，产品性质见表 I-2。

分离：分馏固定床重油加氢处理得到的液相产品，大于等于 350℃第一重组分性质见表 I-3。

15 **第二反应单元：**小于 350℃第一轻组分在固定床加氢裂化装置上进行试验，催化剂及试验条件与实施例 I-1 中小于 335℃第一轻组分加氢裂化试验相同，得到加氢裂化产品性质见表 I-4。

实施例 I-13

20 **原料：**采用实施例 I-B 中的 DOA 与 QY2 以质量比 2:10 混合，混合原料在常温下为液态，混合原料的性质见表 I-1。

第一反应单元：混合原料在中型固定床重油加氢处理装置上进行试验，催化剂装填及工艺条件同实施例 I-1 中的固定床重油加氢处理催化剂装填及工艺条件，加氢处理后，产品性质见表 I-2。

25 **分离：**分馏固定床重油加氢处理得到的液相产品，大于等于 335℃第一重组分性质见表 I-3。

第二反应单元：小于 335℃第一轻组分在固定床加氢裂化装置上进行试验，催化剂及试验条件与实施例 I-1 中小于 335℃第一轻组分加氢裂化试验相同，得到加氢裂化产品，性质见表 I-4。

30

实施例 I-14

原料：混合原料与实施例 I-1 中相同。

第一反应单元：与实施例 I-1 中相似，不同的是催化剂装填情况不同，本实施例 I-中，按照反应物流动方向，依次装填 RG-30B 保护催化剂、富矿前驱体材料 1、RDM-33B 渣油脱金属脱硫过渡催化剂、RCS-31 脱硫催化剂，装填体积比为：RG-30B：富矿前驱体材料 1：RDM-33B：

5 RCS-31=6：60：14：20。

其余条件与实施例 I-1 中相同。

混合原料经固定床加氢处理后，产品性质见表 I-2。

分馏固定床重油加氢处理得到的液相产品，大于等于 335℃ 第一重组分性质见表 I-3。

10

实施例 I-15

原料：混合原料与实施例 I-1 中相同。

第一反应单元：与实施例 I-1 中相似，不同的是催化剂装填情况不同，本实施例 I-中，按照反应物流动方向，第一反应单元的反应器中
15 先装填富矿前驱体材料 2，后装填富矿前驱体材料 1，也即：

按照反应物流动方向，第一反应单元的反应器中装填 RG-30B 保护催化剂、富矿前驱体材料 2、富矿前驱体材料 1、RDM-33B 渣油脱金属脱硫过渡催化剂、RCS-31 脱硫催化剂，装填体积比为：RG-30B：富矿前驱体材料 2：富矿前驱体材料 1：RDM-33B：RCS-31=6：30：30：

20 14：20。

其余条件与实施例 I-1 中相同。

混合原料经固定床加氢处理后，产品性质见表 I-2。

分馏固定床重油加氢处理得到的液相产品，大于等于 335℃ 第一重组分性质见表 I-3。

25

实施例 I-16

原料：混合原料与实施例 I-1 中相同。

第一反应单元：与实施例 I-1 中相似，不同的是催化剂装填情况不同，本实施例 I-中，按照反应物流动方向，第一反应单元的反应器中
30 依次装填 RG-30B 保护催化剂、RDM-33B 渣油脱金属脱硫过渡催化剂、RCS-31 脱硫催化剂，装填体积比为：RG-30B：RDM-33B：RCS-31=10：40：50。

其余条件与实施例 I-1 中相同。

混合原料经固定床加氢处理后，产品性质见表 I-2。

分馏固定床重油加氢处理得到的液相产品，大于等于 335℃ 第一重组分性质见表 I-3。

5

实施例 I-17

原料：混合原料与实施例 I-1 中相同。

第一反应单元：与实施例 I-1 中相似，不同的是催化剂装填情况不同，本实施例 I-中，按照反应物流动方向，第一反应单元的反应器中依次装填 RG-30B 保护催化剂、富矿前驱体材料 3、富矿前驱体材料 2、RDM-33B 渣油脱金属脱硫过渡催化剂、RCS-31 脱硫催化剂，装填体积比为：RG-30B：富矿前驱体材料 3：富矿前驱体材料 2：RDM-33B：RCS-31=6：30：30：14：20。

其余条件与实施例 I-1 中相同。

混合原料经固定床加氢处理后，产品性质见表 I-2。

分馏固定床重油加氢处理得到的液相产品，大于等于 335℃ 第一重组分性质见表 I-3。

对比例 I-1

原料：采用实施例 I-B 中的 DOA 与 QY3 以质量比 3:10 混合，DOA 在 100℃ 下无法全部溶解，也即所得混合物料为非液态，混合原料的性质见表 I-1。

因混合原料中有大量固体，故无法进行下一步试验。

25

表 I-1: 混合原料性质

项目	种类	重量比	C ₇ 不溶物, 质量%	残炭, 质量%	硫, 质量%	粘度 (100℃), (mm ² /s)	Ni+V, (μg/g)
实施例 I-1	DOA:LCO	1:10	3	4.46	1.51	1.7	33.2
实施例 I-2	DOA:HCO	5:10	10.1	9.2	2.41	3.35	108.1
实施例 I-3	DOA:LCO	10:10	15.3	23.3	3.21	140.2	252.2
实施例 I-4	DOA:煤焦油 I	15:10	18.4	27.3	3.55	286.4	302.6
实施例 I-11	DOA:LCO: 煤焦油 II	15:5:5	16.3	21.5	3.12	290.3	300.1
实施例 I-12	DOA: QY1	1:10	2.9	4.53	1.42	2.8	36.2
实施例 I-13	DOA: QY2	2:10	5.4	8.41	2.53	15.4	66.2
对比例 I-1	DOA: QY3	3:10	DOA 不能全部溶解				

表 I-2: 固定床重油加氢处理后产品性质

项目	C ₇ 不溶物, 质量%	残炭, 质量%	硫, 质量%	粘度(100℃), mm ² /s	Ni+V, (μg/g)
实施例 I-1	0.5	3.2	0.20	3.1	5.1
实施例 I-2	0.5	5.1	0.27	3.8	7.1
实施例 I-3	1.5	9.4	0.35	6.08	14.6
实施例 I-4	1.8	10.4	0.39	18.4	25.8
实施例 I-5	0.3	8.1	0.32	5.3	12.4
实施例 I-11	1.9	10.8	0.31	19.3	26.2
实施例 I-12	0.9	2.2	0.19	3.6	7.1
实施例 I-13	1.8	4.5	0.50	30.1	15.1
实施例 I-14	0.6	3.3	0.26	5.1	7.3
实施例 I-15	0.7	3.8	0.29	6.2	8.4
实施例 I-16	1.0	4.5	0.4	3.3	6.8
实施例 I-17	0.6	3.4	0.3	4.5	6.0

表 I-3: 第一重组分性质

项目	初馏点	收率	密度/20 ℃	C ₇ 不溶 物	残炭	硫	粘度 (100℃)	(Ni+V)
	℃	质量%	g/cm ³	质量%	质量%	质量%	mm ² /s	μg/g
实施例 I-1	335	11.1	0.9323	3.5	7.2	0.42	80.1	15.1
实施例 I-2	378	60.1	0.9528	5.5	8.1	0.63	93.2	17.1
实施例 I-3	350	28.8	0.9732	6.5	23.2	1.31	105.3	30.6
实施例 I-4	355	70.1	0.9801	7.8	26.4	1.40	118.4	45.1
实施例 I-5	350	26.1	0.971	3.0	14.5	0.38	65.1	22.3
实施例 I-11	353	60.1	0.9841	6.8	25.9	1.02	119.3	43.2
实施例 I-12	/	/	0.9355	3.9	6.2	0.80	83.6	20.2
实施例 I-13	/	/	0.9527	5.8	8.5	0.98	100.1	40.3
实施例 I-14	335	12.0	0.9328	3.7	7.5	0.45	82.5	16.5
实施例 I-15	335	12.5	0.9331	3.9	7.7	0.48	85.3	17.2
实施例 I-16	337	13.1	0.9343	3.8	8.1	0.48	86.5	17.2
实施例 I-17	336	13.8	0.9341	3.7	7.4	0.46	85.1	15.9

表 I-4: 加氢裂化汽油产品性质

项目	收率/质量%	密度(20℃)/g/cm ³	RON	硫含量, μg/g
实施例 I-1	84.12	0.7256	95	5.9
实施例 I-2	82.04	0.7323	92	6.6
实施例 I-3	79.11	0.7494	90	7.3
实施例 I-4	75.36	0.7792	89	9.1
实施例 I-11	74.21	0.7782	88	9.3
实施例 I-12	81.30	0.7488	94	7.0
实施例 I-13	78.33	0.7603	92	9.5
实施例 I-14	84.01	0.7266	95	6.0
实施例 I-15	83.98	0.7260	95	6.1
实施例 I-16	84.05	0.7271	95	6.3
实施例 I-17	83.84	0.7310	95	6.9

表 I-5: 富矿前驱体材料性质

	灼减, 质量%	比表面积, m ² /g	吸水率, g/g
富矿前驱体材料 1	13.5	263	1.08
富矿前驱体材料 2	29.9	279	1.22
富矿前驱体材料 3	20.5	99	1.05

表 I-6: 富含芳烃的馏分油的性质

	终馏点	芳烃含量, 质量%	来源
LCO	310℃	51	-
HCO	350℃	54	-
煤焦油 I	345℃	55	-
煤焦油 II	315℃	50	实施例 I-7
QY1	300℃	40	炼油厂轻质油品
QY2	298℃	30	炼油厂轻质油品
QY3	295℃	20	炼油厂轻质油品

5 实施例 II-1

原料: 采用实施例 I-B 中的 DOA 与 LCO 按照质量比 1:10 混合, 混合原料在常温下为液态, 混合原料的性质见表 II-1。

第一反应单元: 混合原料在中型移动床-固定床重油加氢处理装置上进行试验。移动床反应器中装填富矿前驱体材料 1, 按照反应物流方向, 固定床反应器中装填富矿前驱体材料 2、RDM-33B 渣油脱金属
10 脱硫过渡催化剂、RCS-31 脱硫催化剂, 装填体积比为: 富矿前驱体材料 1: 富矿前驱体材料 2: RDM-33B: RCS-31=30: 36: 14: 20。加氢处理的操作条件为: 压力 16MPa, 空速 0.18h⁻¹, 氢/油比(体积): 1000: 1, 其中, 移动床反应器加氢反应温度为 385℃, 固定床反应器加氢反
15 应温度为 370℃。混合原料经加氢处理后, 产品性质见表 II-2。

分离: 分馏加氢处理得到的液相产品, 大于等于 335℃第一重组分性质见表 II-3。

第二反应单元: 小于 335℃第一轻组分在固定床加氢裂化装置上进行加氢裂化试验, 催化剂的装填比为: RS-2100:RHC-131=40: 60(V/V),

加氢裂化工艺条件如下:精制段温度 370℃,裂化段 385℃,压力 7MPa,空速 2.0h⁻¹,氢/油(体积): 1200: 1,得到的加氢裂化汽油产品性质见表 II-4。

5 实施例 II-2

原料: 采用实施例 I-B 中的 DOA 与 HCO 按照质量比 5:10 混合,混合原料在常温下为液态,混合原料的性质见表 II-1。

第一反应单元: 混合原料在中型移动床-固定床重油加氢处理装置上进行试验,催化剂装填及工艺条件同实施例 II-1,加氢处理后,产品性质见表 II-2。

分离: 分馏加氢处理得到的液相产品,大于等于 378℃第一重组分性质见表 II-3。

第二反应单元: 小于 378℃第一轻组分在固定床加氢裂化装置上进行试验,催化剂及试验条件与实施例 II-1 第一轻组分加氢裂化试验相同,得到加氢裂化产品,性质见表 II-4。

表 II-1: 混合原料性质

项目	种类	重量比	C ₇ 不溶物, 质量%	残炭, 质量%	硫, 质量%	粘度(100℃), (mm ² /s)	Ni+V, (μg/g)
实施例 1	DOA:LCO	1:10	3	4.46	1.51	1.7	33.2
实施例 2	DOA:HCO	5:10	10.1	9.2	2.41	3.35	108.1

表 II-2: 重油加氢处理后产品性质

项目	C ₇ 不溶物, 质量%	残炭, 质量%	硫, 质量%	粘度(100℃), mm ² /s	Ni+V, (μg/g)
实施例 1	0.4	3.1	0.19	3.0	4.9
实施例 2	0.4	4.8	0.26	3.7	6.8

20

表 II-3: 第一重组分性质

项目	初馏点	收率	密度/20 ℃	C ₇ 不溶 物	残炭	硫	粘度 (100℃)	Ni+V
	℃	质量%	g/cm ³	质量%	质量%	质量%	mm ² /s	μg/g
实施例 1	335	10.9	0.9302	3.3	6.8	0.40	79.4	11.1
实施例 2	378	58.7	0.9499	5.2	7.9	0.61	92.7	13.5

表 II-4: 加氢裂化汽油产品性质

项目	收率, 质量%	密度(20℃), g/cm ³	RON	硫含量, μg/g
实施例 1	80.22	0.7122	95.5	5.3
实施例 2	79.63	0.7233	92.8	6.1

5 实施例 III-A

 以中东减压渣油为原料进行溶剂脱沥青, 所用溶剂为一种以丁烷为主(丁烷含量为 75 质量%)并含有少量丙烷和戊烷的烃类混合物, 在 120℃, 溶剂: 减压渣油=4: 1(质量比)的条件下进行溶剂脱沥青, 脱沥青油(DAO)质量收率 72.4%, 脱油沥青(DOA)质量收率 27.2%。

10

 实施例 III-1

 本实施例 III-采用的 DAO 和 DOA 均来自实施例 III-A 中所得, DAO 和 DOA 的性质见表 III-1。

 DAO 经第三加氢单元后的液相产品性质见表 III-1。

15 DCC 单元操作条件为: 反应温度 410℃, 剂油比 3, 停留时间 5s; DCC 单元得到 LCO1(性质见表 III-6)、HCO1 和油浆 1。

 DCC 单元所得油浆 1 经第四加氢单元(固定床渣油加氢单元)后得到脱金属后油浆 1, 性质见表 III-1。

20 DOA 与脱金属后油浆 1 按照质量比 1:10 混合, 混合原料(性质见表 III-2)经第一加氢单元(固定床渣油加氢处理单元)加氢处理后, 产品性质见表 III-3。

 分馏第一加氢单元得到的液相产品, 大于等于 350℃第一重组分性质见表 III-4。

 小于 350℃第一轻组分在固定床加氢裂化装置上进行试验, 得到加

氢裂化产品，性质见表 III-5。

实施例 III-2

本实施例 III-采用的 DAO 和 DOA 与实施例 III-1 中相同。

- 5 DAO 经第三加氢单元后的所得液相产品性质与实施例 III-1 中相同。
DCC 单元操作条件为：反应温度 420℃，剂油比 3，停留时间 5s；
DCC 单元得到 LCO2、HCO2 和油浆 2。

DCC 单元所得油浆 2 经第四加氢单元（固定床渣油加氢单元）后得到脱金属后油浆 2，性质见表 III-1。

- 10 DOA 与脱金属后油浆 2 按照质量比 5:10 混合，混合原料（性质见表 III-2）经第一加氢单元（固定床渣油加氢处理单元）加氢处理后，产品性质见表 III-3。

分馏第一加氢单元得到的液相产品，大于等于 350℃ 第一重组分性质见表 III-4。

- 15 小于 350℃ 第一轻组分在固定床加氢裂化装置上进行试验，得到加氢裂化产品，性质见表 III-5。

实施例 III-3

本实施例 III-采用的 DAO 和 DOA 与实施例 III-1 中相同。

- 20 DAO 经第三加氢单元后的所得液相产品性质与实施例 III-1 中相同。
DCC 单元操作条件为：反应温度 440℃，剂油比 3，停留时间 5s；
DCC 单元得到 LCO3、HCO3 和油浆 3。

DCC 单元所得油浆 3 经第四加氢单元（固定床渣油加氢单元）后得到脱金属后油浆 3，性质见表 III-1。

- 25 DOA 与脱金属后油浆 3 按照质量比 10:10 混合，混合原料（性质见表 III-2）经第一加氢单元（固定床渣油加氢处理单元）加氢处理后，产品性质见表 III-3。

分馏第一加氢单元得到的液相产品，大于等于 350℃ 第一重组分性质见表 III-4。

- 30 小于 350℃ 第一轻组分在固定床加氢裂化装置上进行试验，得到加氢裂化产品，性质见表 III-5。

实施例 III-4

DOA (来自实施例 III-A) 与脱金属后油浆 1 按照质量比 15:10 混合, 混合原料 (性质见表 III-2) 经第一加氢单元 (移动床渣油加氢处理单元) 加氢处理后, 产品性质见表 III-3。

5 分馏第一加氢单元得到的液相产品, 大于等于 350℃ 第一重组分性质见表 III-4。

小于 350℃ 第一轻组分在固定床加氢裂化装置上进行试验, 得到加氢裂化产品, 性质见表 III-5。

10 实施例 III-5

DOA (来自实施例 III-A) 与 LCO1、HCO1、脱金属后油浆 1 按照质量比 1:3: 3: 4 混合, 混合原料 (性质见表 III-2) 经第一加氢单元 (固定床渣油加氢处理单元) 加氢处理后, 产品性质见表 III-3。

15 分馏第一加氢单元得到的液相产品, 大于等于 350℃ 第一重组分性质见表 III-4。

小于 350℃ 第一轻组分在固定床加氢裂化装置上进行试验, 得到加氢裂化产品, 性质见表 III-5。

实施例 III-6

20 将实施例 III-1 中所得第一重组分引入至延迟焦化单元中进行反应, 得到焦化汽油。

延迟焦化单元的操作条件为: 反应温度 490℃ 下, 停留时间为 1.5h。

结果: 焦化汽油的收率为 29.7%, 石油焦硫质量分数为 2.7%。

25 实施例 III-7

按照实施例 III-1 相似的流程进行, 所不同的是, 将所得第一重组分引入至延迟焦化单元中进行反应, 得到焦化汽油、焦化柴油和焦化蜡油。

延迟焦化单元的操作条件为: 反应温度 500℃ 下, 停留时间为 1.2h。

30 结果: 焦化汽油的收率为 30.8%, 石油焦硫质量分数为 2.5%。

并将焦化柴油和焦化蜡油循环回第一加氢单元 (固定床渣油加氢处理单元) 中进行加氢处理, 其中, 混合原料 (性质见表 III-2) 的组

成为 DOA: 脱金属后油浆 1: 焦化柴油: 焦化蜡油的质量比 1: 5: 3: 2。
加氢处理后, 产品性质见表 III-3。

本实施例 III-中的第一加氢单元的操作条件同实施例 III-1。

分馏第一加氢单元得到的液相产品, 大于等于 350℃ 第一重组分性质
5 质见表 III-4。

小于 350℃ 第一轻组分在固定床加氢裂化装置上进行试验, 得到加
氢裂化产品, 性质见表 III-5。

实施例 III-8

10 将实施例 III-1 所得小于 350℃ 第一轻组分在固定床加氢裂化装置
上进行试验, 得到柴油组分。

所用的催化剂为中石化催化剂有限公司长岭分公司生产的加氢催
化剂的 RS-2100 加氢精制催化剂和 RHC-131 加氢裂化催化剂。各催化
剂之间的装填比为: RS-2100:RHC-131=40: 60 (V/V), 加氢裂化工艺
15 条件如下: 精制段温度 370℃, 裂化段温度 385℃, 反应压力 7MPa,
液时体积空速 2.0h⁻¹, 氢/油体积比: 1200: 1, 得到的加氢裂化产品性
质见表 III-4。

实施例 III-9

20 将与实施例 III-1 相同的混合原料经第一加氢单元 (移动床渣油加
氢处理单元) 加氢处理后, 产品性质见表 III-3。

分馏第一加氢单元得到的液相产品, 大于等于 350℃ 第一重组分性
质见表 III-4。

小于 350℃ 第一轻组分在固定床加氢裂化装置上进行试验, 得到加
25 氢裂化产品, 性质见表 III-5。

实施例 III-10

本实施例 III-采用的 DOA 来自实施例 III-A 中所得, 将 DOA 与炼
油厂轻质油品 QY1、脱金属后油浆 1 按照质量比 1: 5: 5 混合, 混合
30 原料 (性质见表 III-2) 经第一加氢单元 (固定床渣油加氢处理单元)
加氢处理后, 产品性质见表 III-3。

混合原料经第一加氢单元 (固定床渣油加氢处理单元) 加氢处理

后，产品性质见表 III-3。

分馏第一加氢单元得到的液相产品，大于等于 350℃ 第一重组分性质见表 III-4。

5 小于 350℃ 第一轻组分在固定床加氢裂化装置上进行试验，得到加氢裂化产品，性质见表 III-5。

实施例 III-11

本实施例 III-采用的 DOA 来自实施例 III-A 中所得，将 DOA 与炼油厂轻质油品 QY2、脱金属后油浆 1 按照质量比 2: 5: 5 混合，混合原料（性质见表 III-2）经第一加氢单元（固定床渣油加氢处理单元）加氢处理后，产品性质见表 III-3。

分馏第一加氢单元得到的液相产品，大于等于 350℃ 第一重组分性质见表 III-4。

15 小于 350℃ 第一轻组分在固定床加氢裂化装置上进行试验，得到加氢裂化产品，性质见表 III-5。

实施例 III-12

本实施例 III-采用的 DOA 来自实施例 III-A 中所得，将 DOA、过滤后的油浆 1（固含量为 5μg/g）按照质量比 1:10 混合。

20 混合原料（性质见表 III-2）经第一加氢单元（固定床渣油加氢处理单元）加氢处理后，产品性质见表 III-3。

分馏第一加氢单元得到的液相产品，大于等于 350℃ 第一重组分性质见表 III-4。

25 小于 350℃ 第一轻组分在固定床加氢裂化装置上进行试验，得到加氢裂化产品，性质见表 III-5。

实施例 III-13

本实施例 III-采用与实施例 III-1 相似的方法进行，所不同的是，本实施例 III-中将小于 350℃ 第一轻组分循环回 DCC 单元中，循环比为 0.1。

DCC 单元得到 LCO13、HCO13 和油浆 13。

DCC 单元所得油浆 13 经第四加氢单元（固定床渣油加氢单元）后

得到脱金属后油浆 13，性质见表 III-1。

DOA 与脱金属后油浆 13 按照质量比 1:10 混合，混合原料（性质见表 III-2）经第一加氢单元（固定床渣油加氢处理单元）加氢处理后，产品性质见表 III-3。

- 5 分馏第一加氢单元得到的液相产品，大于等于 350℃第一重组分性质见表 III-4。

小于 350℃第一轻组分在固定床加氢裂化装置上进行试验，得到加氢裂化产品，性质见表 III-5。

- 10 对比例 III-1

催化剂与装置同实施例 III-1。

DOA（来自实施例 III-A）与炼油厂轻质油品 QY3、脱金属后油浆 1 按照质量比 3: 5: 5 混合，DOA 在 100℃下无法实现全部溶解。

因混合原料中有大量固体，故无法进行下一步试验。

- 15

表 III-1: DOA、DAO 及第三加氢单元处理后液相产品等的性质

项目	DOA	DAO	液相产品 ¹	脱金属后油浆 1	脱金属后油浆 2	脱金属后油浆 3	脱金属后油浆 4	脱金属后油浆 13
密度(20℃), g/cm ³	1132.69	989.6	943.2	1020	1032	1043	1028	1002
残炭, 质量%	54.56	13.6	5.2	8.5	8.7	9.1	8.9	7.9
硫含量, 质量%	6.13	3.815	0.24	0.21	0.20	0.21	0.21	0.20
氮含量, 质量%	0.772	0.235	0.15	0.11	0.11	0.11	0.11	0.10
(Ni+V), μg/g	378	32.78	5.41	4	5	6	4	4
芳烃含量, 质量%	63	45	40	65	63	62	65	65
终馏点, °C	/	348	342	351	350	346	352	358

液相产品¹表 III-示: 第三加氢单元加氢处理后液相产品。

表 III-2: 混合原料性质

	实施例 III-1	实施例 III-2	实施例 III-3	实施例 III-4	实施例 III-5
混合原料					
种类	DOA:脱金属 后油浆 1	DOA:脱金属 后油浆 2	DOA:脱金属 后油浆 3	DOA:脱金属 后油浆 4	DOA: LCO1: HCO1: 脱金 属后油浆
质量比例	1:10	5:10	10:10	15:10	1:3: 3: 4
20℃ 状态	液态	液态	液态	液态	液态
C ₇ 不溶物/质量%	3	10.1	15.3	18.4	3.8
残炭, 质量%	4.46	9.2	23.3	27.3	4.56
硫, 质量%	1.51	2.41	3.21	3.85	1.72
粘度(100℃), (mm ² /s)	1.7	3.35	140.2	286.4	3.3
Ni+V,(μg/g)	33.2	108.1	252.2	302.6	40.1

表 III-2 (续表 III-): 混合原料性质

	实施例 III-7	实施例 III-10	实施例 III-11	实施例 III-12	实施例 III-13
混合原料					
种类	DOA: 脱金 属后油浆 1: 焦化柴油: 焦 化蜡油	DOA: QY1	DOA: QY2	DOA: 过滤 后后油浆 1	DOA:脱金属 后油浆 13
质量比例	1: 5: 3:2	1:10	2:10	1: 10	1: 10
20℃ 状态	液态	液态	液态	液态	液态
C ₇ 不溶物/质量%	5	2.9	5.4	6	5
残炭/质量%	5.45	4.53	8.41	8.45	6.67
硫/质量%	2.10	1.42	2.53	3.09	2.45
粘度(100℃) /(mm ² /s)	3.5	2.8	15.4	3.9	4.3
Ni+V/(μg/g)	45.2	36.2	66.2	59.4	33.6

表 III-3: 第一加氢单元中固定床/移动床渣油加氢处理后产品性质

项目	C ₇ 不溶物, 质量%	残炭, 质量%	硫, 质量%	粘度(100℃), mm ² /s	(Ni+V), µg/g
实施例 III-1	0.5	3.2	0.20	3.1	5.1
实施例 III-2	0.5	5.1	0.27	3.8	7.1
实施例 III-3	1.5	9.4	0.35	6.08	14.6
实施例 III-4	1.6	8.9	0.33	16.4	22.1
实施例 III-5	0.5	3.2	0.20	3.1	5.1
实施例 III-9	0.2	3.1	0.21	1.1	3.8
实施例 III-10	0.9	2.2	0.19	3.6	7.1
实施例 III-11	1.8	4.5	0.50	30.1	15.1
实施例 III-12	0.6	3.3	0.24	5.1	7.3
实施例 III-13	0.65	3.19	0.23	4.6	6.0

表 III-4: 第一重组分性质

项目	C ₇ 不溶物, 质量%	残炭, 质量%	硫, 质量%	粘度(100℃), mm ² /s	(Ni+V), µg/g
实施例 III-1	3.5	7.2	0.42	80.1	15.1
实施例 III-2	5.5	8.1	0.63	93.2	17.1
实施例 III-3	6.5	14.4	0.70	105.3	20.6
实施例 III-4	5.5	18.9	0.45	104.2	39.1
实施例 III-5	3.7	8.1	0.45	88.0	16.1
实施例 III-9	4.5	7.4	0.85	90.1	25.3
实施例 III-10	3.9	6.2	0.80	83.6	20.2
实施例 III-11	5.8	8.5	0.98	100.1	40.3
实施例 III-12	3.9	9.1	0.47	90.5	17.1
实施例 III-13	3.3	6.2	0.41	78.2	14.2

表 III-5: 加氢裂化产品性质

项目	密度(20℃), g/cm ³	硫, μg/g	RON
实施例 III-1	0.72	< 10	> 92
实施例 III-2	0.72	< 10	> 92
实施例 III-3	0.72	< 10	> 92
实施例 III-4	0.72	< 10	> 92
实施例 III-5	0.72	< 10	> 92
实施例 III-9	0.72	< 10	> 92
实施例 III-10	0.72	< 10	> 92
实施例 III-11	0.71	< 10	> 92
实施例 III-12	0.72	< 10	> 92
实施例 III-13	0.71	< 10	> 92

表 III-6

	终馏点℃	芳烃质量百分含量
LCO1	270	55
HCO1	310	61
LCO2	267	60
LCO3	285	59
QY1	300	40
QY2	203	30
QY3	210	20

- 5 从表 III-4 中的数据可以看出, 本发明的技术能够从 DOA 得到优质的生产低硫船燃或低硫焦产品原料。

从表 III-5 中的数据可以看出, 本发明的技术能够从 DOA 得到优质的和符合国 V 标准的低烯烃含量的汽油产品。

10 实施例 IV-1

本实施例 IV-采用的 DAO 和 DOA 均来自实施例 IV-A 中所得, DAO 和 DOA 的性质见表 IV-1。

DAO 经第三加氢单元后的液相产品性质见表 IV-1。

DCC 单元操作条件为: 反应温度 410℃, 剂油比 3.0, 停留时间 3s;
DCC 单元得到 LCO1 (性质见表 IV-6)、HCO1 (性质见表 IV-6) 和油浆 1。

- 5 DOA 与 LCO1 按照质量比 1:10 混合, 混合原料 (性质见表 IV-2)
经第二加氢 (固定床渣油加氢处理单元) 加氢处理后, 产品性质见表 IV-3。

分馏第一加氢单元得到的液相产品, 大于等于 350℃ 第一重组分性质见表 IV-4。

- 10 小于 350℃ 第一轻组分在固定床加氢裂化装置上进行试验, 得到加氢裂化产品, 性质见表 IV-5。

实施例 IV-2

本实施例 IV-采用的 DAO 和 DOA 与实施例 IV-1 中相同。

- 15 DAO 经第三加氢单元后的所得液相产品性质与实施例 IV-1 中相同。

DCC 单元操作条件为: 反应温度 420℃, 剂油比 3.0, 停留时间 3s;
DCC 单元得到 LCO2 (性质见表 IV-6)、HCO2 和油浆 2。

- 20 DOA 与 LCO2 按照质量比 5:10 混合, 混合原料 (性质见表 IV-2)
经第一加氢单元 (固定床渣油加氢处理单元) 加氢处理后, 产品性质
见表 IV-3。

分馏第一加氢单元得到的液相产品, 大于等于 350℃ 第一重组分性质见表 IV-4。

小于 350℃ 第一轻组分在固定床加氢裂化装置上进行试验, 得到加氢裂化产品, 性质见表 IV-5。

25

表 IV-1: DOA、DAO 及第三加氢单元处理后液相产品等的性质

项目	DOA	DAO	液相产品 ¹	煤焦油	DAO11	DOA11
密度(20℃), g/cm ³	1132.69	989.6	943.2	985.1	965.3	1123.22
残炭, 质量%	54.56	13.6	5.2	20.3	12.4	52.31
硫含量, 质量%	6.13	3.815	0.24	4.7	3.621	6.02
氮含量, 质量%	0.772	0.235	0.15	0.431	0.225	0.765
(Ni+V), µg/g	378	32.78	5.41	67.2	30.81	331

液相产品¹表 IV-示: 第三加氢单元加氢处理后液相产品。

表 IV-2: 混合原料性质

	实施例 IV-1	实施例 IV-2
混合原料		
种类	DOA:LCO1	DOA:LCO2
质量比例	1:10	5:10
20℃ 状态	液态	液态
C ₇ 不溶物/质量%	3.1	10.4
残炭, 质量%	4.54	9.5
硫, 质量%	1.33	2.56
粘度(100℃), (mm ² /s)	1.7	3.45
Ni+V,(µg/g)	34.3	109.8

5

表 IV-3: 第一加氢单元中固定床/移动床渣油加氢处理后产品性质

项目	C ₇ 不溶物, 质量%	残炭, 质量%	硫, 质量%	粘度(100℃), mm ² /s	(Ni+V), µg/g
实施例 IV-1	0.5	3.2	0.20	3.1	5.1
实施例 IV-2	0.5	5.1	0.27	3.8	7.1

表 IV-4: 第一重组分性质

项目	C ₇ 不溶物, 质量%	残炭, 质量%	硫, 质量%	粘度(100℃), mm ² /s	(Ni+V), µg/g
实施例 IV-1	3.5	7.2	0.42	80.1	15.1
实施例 IV-2	5.5	8.1	0.63	93.2	17.1

表 IV-5: 加氢裂化产品性质

项目	密度(20℃), g/cm ³	硫, µg/g	RON
实施例 IV-1	0.72	< 10	> 92
实施例 IV-2	0.72	< 10	> 92

5 实施例 V-1

第五反应单元: 原料富芳馏分油为 LCO1 (性质见表 V-1), 来自扬子炼化催化裂化装置; 第五反应单元操作条件: 反应温度为 290℃, 反应压力为 4MPa, 液时体积空速为 1h⁻¹, 氢油体积比为 800: 1。

10 **第一分馏:** 第二轻组分和第二重组分 1 (性质见表 V-1) 的切割点为 180℃;

第一反应单元: 原料 DOA (来自伊重减渣) 和第二重组分 1 以 1:10 的质量比混合形成, 性质见表 V-2; 中型固定床渣油加氢处理装置, 反应器总体积为 200mL, 按照物流方向, 第一反应单元中依次装填 RG-30B 保护催化剂、富矿前驱体材料 1、富矿前驱体材料 2、RDM-33B 渣油脱金属脱硫过渡催化剂、RCS-31 脱硫催化剂, 装填比为: RG-30B: 富矿前驱体材料 V-1: 富矿前驱体材料 V-2: RDM-33B: RCS-31=6: 30: 30: 14: 20 (V/V); 操作条件为: 反应温度为 360℃, 反应压力为 8MPa, 液时体积空速为 0.3h⁻¹, 氢油体积比为 800: 1。混合原料加氢后产品性质见表 V-3。

20 **第二分馏:** 分馏第一反应单元处理得到的液相产品, 得到小于 350℃的第一轻组分和大于等于 350℃的第一重组分, 第一重组分性质见表 V-4。

第一轻组分在第二反应单元进行试验。

25 **第二反应单元:** 固定床加氢裂化装置, 依次装填 RS-2100:RHC-131=40: 60 (V/V), 操作条件为: 精制段反应温度为 370

℃，裂化段反应温度为 385℃，反应压力为 10MPa，液时体积空速为 2.0h⁻¹，氢油体积比为：1200：1；得到加氢裂化产品，性质见表 V-5。

实施例 V-2

- 5 **第五反应单元：**原料，富芳馏分油为 HCO2（性质见表 V-1），来自镇海炼化催化裂化装置；第五反应单元操作条件：反应温度为 330℃，反应压力为 6MPa，液时体积空速为 1h⁻¹，氢油体积比为 800：1。
- 第一分馏：**第二轻组分和第二重组分 2（性质见表 V-1）的切割点为 190℃；
- 10 **第一反应单元：**原料，DOA（来自伊重减渣）和第二重组分 2 以 5：10 的质量比混合形成，性质见表 V-2；处理装置及催化剂装填情况与实施例 V-1 中相同，操作条件为：反应温度为 380℃，反应压力为 10MPa，液时体积空速为 0.3h⁻¹，氢油体积比为 800：1。混合原料加氢后产品性质见表 V-3。
- 15 **第二分馏：**分馏第一反应单元处理得到的液相产品，得到小于 350℃的第一轻组分和大于等于 350℃的第一重组分，第一重组分性质见表 V-4。
- 第一轻组分在第二反应单元进行试验。
- 第二反应单元：**情况与实施例 V-1 中相同，得到加氢裂化产品，
- 20 性质见表 V-5。

实施例 V-3

- 第五反应单元：**原料，富芳馏分油为 LCO1（性质见表 V-1），来自扬子炼化催化裂化装置；第五反应单元操作条件：反应温度为 320
- 25 ℃，反应压力为 6MPa，液时体积空速为 1h⁻¹，氢油体积比为 800：1。
- 第一分馏：**第二轻组分和第二重组分 3（性质见表 V-1）的切割点为 190℃；
- 第一反应单元：**原料，DOA（来自伊重减渣）和第二重组分 3 以
- 30 10：10 的质量比混合形成，性质见表 V-2；处理装置及催化剂装填情况与实施例 V-1 中相同，操作条件为：反应温度为 370℃，反应压力为 6MPa，液时体积空速为 0.3h⁻¹，氢油体积比为 800：1。混合原料加氢后产品性质见表 V-3。

第二分馏：分馏第一反应单元处理得到的液相产品，得到小于 350℃的第一轻组分和大于等于 350℃的第一重组分，第一重组分性质见表 V-4。

将该第一重组分在反应温度为 500℃停留时间为 0.5h 下进行焦化反应，得到石油焦（收率 30 质量%），其中，硫含量为 2.7 质量%。

第一轻组分在第二反应单元进行试验。

第二反应单元：情况与实施例 V-1 中相同，得到加氢裂化产品，性质见表 V-5。

10 表 V-1：富芳馏分油加氢前后性质

项目		链烷 烃	环烷 烃	单环 芳烃	烷基 苯	茚满 或四 氢萘	茚类	双环 及以 上芳 烃
		质量%	质量%	质量%	质量%	质量%	质量%	质量%
实施例 V-1	LCO1	10.5	3.5	22.8	12	8	2.8	63.2
	第二重组分 1	2	10.5	72.8	18.5	46.4	7.9	14.7
实施例 V-2	HCO2	11.6	20.0	9.8	5	4	0.8	61.6
	第二重组分 2	2.3	22.5	67.9	15	41.5	11.4	7.3
实施例 V-3	LCO1	10.5	3.5	22.8	12	8	2.8	63.2
	第二重组分 3	5.0	8.2	72.1	19	47.6	5.5	14.7

表 V-2：混合原料性质

	实施例 V-1	实施例 V-2	实施例 V-3	实施例 V-4
20℃状态	液态	液态	液态	液态
C ₇ 不溶物，质量%	2.09	7.67	13.50	16.80
残炭，质量%	2.27	8.33	19.50	25.00
硫，质量%	1.4	2.14	3.21	3.85
粘度(100℃),(mm ² /s)	1.9	8.6	35.1	36.0
Ni+V ₂ (μg/g)	23	104	153	195

表 V-2 (续表 V-): 混合原料性质

	实施例 V-8	对比例 1	对比例 2
20℃ 状态	液态	液态	液态
C ₇ 不溶物, 质量%	2.18	1.99	3.83
残炭, 质量%	3.7	2.58	4.17
硫, 质量%	1.68	1.55	2.47
粘度(100℃), (mm ² /s)	3.9	3.1	5.6
Ni+V, (μg/g)	32	25	41

表 V-3: 混合原料加氢后产品性质

项目	C ₇ 不溶物/质量%	残炭/质量%	硫/质量%	粘度(100℃) /mm ² /s	Ni+V/(μg/g)
实施例 V-1	0.6	1.0	0.12	1.7	10.1
实施例 V-2	0.6	3.1	0.27	3.2	17.1
实施例 V-3	0.5	9.6	0.45	6.1	24.6

5 表 V-4: 第一重组分性质

项目	密度(20℃)	C ₇ 不溶物	残炭	硫	粘度(100℃)	(Ni+V)
	g/cm ³	质量%	质量%	质量%	mm ² /s	μg/g
实施例 V-1	0.9123	1.1	2.5	0.28	78.1	15.2
实施例 V-2	0.9330	2.9	6.7	0.41	81.2	25.7
实施例 V-3	0.9698	3.8	14.4	1.18	100.2	36.9

表 V-5: 加氢裂化产品性质

项目	密度(20℃), g/cm ³	RON	硫含量, μg/g
实施例 V-1	0.72	> 92	< 10
实施例 V-2	0.72	> 92	< 10
实施例 V-3	0.72	> 92	< 10

实施例 VI-B

10 以一种减压渣油为原料进行溶剂脱沥青, 所用溶剂为丁烷含量为

75 重量%以上的烃类混合物，在 120℃下，溶剂：减压渣油=2: 1（质量比）的条件下进行溶剂脱沥青，DAO 质量收率 68%，DOA 质量收率 32%。

所得 DAO 和 DOA 的性质见表 VI-1。

5

实施例 VI-1

本实施例 VI-采用的 DAO 和 DOA 均来自实施例 VI-B。

DAO 经第六加氢单元中进行加氢反应后的液相产品性质见表 VI-1；液相产品进入 DCC 单元进行反应，得到 LCO1（终馏点为 350℃，芳
10 烃质量百分含量为 54%）和 HCO1。

LCO1 在第五加氢单元中进行加氢饱和后分馏以获得切割点为 180℃的第二轻组分 1 和第二重组分 1，第五加氢单元加氢的操作条件为：反应温度为 290℃，反应压力为 4MPa，液时体积空速为 1h⁻¹，氢油体积比为 800: 1。LCO1 性质和第二重组分 1 性质如表 VI-2 所示。

15 DOA 与第二重组分 1 按照质量比 1:10 混合，混合原料的性质见表 VI-3。

DOA 和第二重组分 1 的混合原料在第一反应单元的操作条件为：反应温度为 360℃，反应压力为 8MPa，液时体积空速为 0.3h⁻¹，氢油体积比为 800: 1。混合原料加氢后产品性质见表 VI-4。

20 分馏第一反应单元处理得到的液相产品，大于等于 350℃第一重组分性质见表 VI-5。

小于 350℃第一轻组分在第二反应单元进行试验，得到加氢裂化产品，性质见表 VI-6。

25 实施例 VI-2

本实施例 VI-采用的 DAO 和 DOA 均来自实施例 VI-B。

DAO 经第六加氢单元中进行加氢反应后的液相产品性质见表 VI-1；液相产品进入 DCC 单元进行反应，得到 LCO2 和 HCO2。

30 HCO2 在第五加氢单元中进行加氢饱和后分馏以获得切割点为 180℃的第二轻组分 2 和第二重组分 2，第五加氢单元加氢操作条件为：反应温度为 330℃，反应压力为 6MPa，液时体积空速为 1h⁻¹，氢油体积比为 800: 1。HCO2 性质和第二重组分 2 性质如表 VI-2 所示。

DOA 与第二重组分 2 按照质量比 5:10 混合,混合原料的性质见表 VI-3。

DOA 和第二重组分 2 的混合原料在第一反应单元的操作条件为:反应温度为 380℃,反应压力为 10MPa,液时体积空速为 0.3h⁻¹,氢油体积比为 800: 1。混合原料加氢后产品性质见表 VI-4。

分馏第一反应单元处理得到的液相产品,大于等于 350℃第一重组分性质见表 VI-5。

小于 350℃第一轻组分在第二反应单元进行试验,得到加氢裂化产品,性质见表 VI-6。

10

实施例 VI-3

本实施例 VI-采用的 DAO 和 DOA 均来自实施例 VI-B。

DAO 经第六加氢单元中进行加氢反应后的液相产品性质见表 VI-1;液相产品进入 DCC 单元进行反应,得到 LCO1 和 HCO1。

15 LCO1 在第五加氢单元中进行加氢饱和后分馏以获得切割点为 180℃的第二轻组分 3 和第二重组分 3,第五加氢单元加氢操作条件为:反应温度为 320℃,反应压力为 6MPa,液时体积空速为 1h⁻¹,氢油体积比为 800: 1。LCO1 性质和第二重组分 3 性质如表 VI-2 所示。

20 DOA 与第二重组分 3 按照质量比 10:10 混合,混合原料的性质见表 VI-3。

DOA 和第二重组分 3 的混合原料在第一反应单元的操作条件为:反应温度为 370℃,反应压力为 6MPa,液时体积空速为 0.3h⁻¹,氢油体积比为 800: 1。混合原料加氢后产品性质见表 VI-4。

25 分馏第一反应单元处理得到的液相产品,大于等于 350℃第一重组分性质见表 VI-5。

将第一重组分在反应温度为 500℃停留时间为 0.5h 下进行焦化反应,得到石油焦(收率 31 质量%),硫含量为 2.6 质量%。

小于 350℃第一轻组分在第二反应单元进行试验,得到加氢裂化产品,性质见表 VI-6。

30

实施例 VI-4

本实施例 VI-采用的 DAO 和 DOA 均来自实施例 VI-B。

DAO 经第六加氢单元中进行加氢反应后的液相产品性质见表 VI-1; 液相产品进入 DCC 单元进行反应, 得到 LCO1 和 HCO1。

本实施例 VI-采用的富芳馏分油为来自国内某煤焦化装置的煤焦油 (性质见表 VI-1) 和 LCO1, LCO1 与煤焦油的质量比为 1: 1, 富芳
5 馏分油在第五加氢单元中进行加氢饱和后分馏以获得切割点为 180℃ 的第二轻组分 4 和第二重组分 4, 第五加氢单元加氢操作条件为: 反应温度为 300℃, 反应压力为 10MPa, 液时体积空速为 0.8h⁻¹, 氢油体积比为 800: 1。富芳馏分油和第二重组分 4 的性质如表 VI-2 所示。

DOA 与第二重组分 4 按照质量比 15:10 混合, 混合原料的性质见
10 表 VI-3。

DOA 和第二重组分 4 的混合原料在第一反应单元的操作条件为: 反应温度为 350℃, 反应压力为 12MPa, 液时体积空速为 0.3h⁻¹, 氢油体积比为 800:1。混合原料加氢后产品性质见表 VI-4。

分馏第一反应单元处理得到的液相产品, 大于等于 350℃ 第一重组
15 分性质见表 VI-5。

小于 350℃ 第一轻组分在第二反应单元进行试验, 得到加氢裂化产品, 性质见表 VI-6。

实施例 VI-5

20 采用与实施例 VI-3 相似的方法进行, 所不同的是:

本实施例 VI-中, 第一反应单元的加氢处理的温度为 395℃。

其余条件与实施例 VI-3 中相同。

混合原料加氢后产品性质见表 VI-4。

分馏第一反应单元处理得到的液相产品, 大于等于 350℃ 第一重组
25 分性质见表 VI-5。

实施例 VI-6

催化剂装填和加氢处理的操作条件同实施例 VI-3。

与实施例 VI-3 相同的混合原料经第一反应单元加氢处理后, 每过
30 30 天, 反应温度提 3℃, 加氢试验共计运行 360 天后停止运转。

初始装到反应器的富矿前驱体材料 1 和富矿前驱体材料 2, 反应后变成富 V 材料 1 和富钒材料 2, 经焙烧分析其 V 含量分别为 56 质量%

和 47 质量%，其钒含量比自然矿石高 10 倍以上，是提炼高价值 V_2O_5 的高品质材料。

实施例 VI-7

- 5 将实施例 VI-3 中的小于 350℃ 第一轻组分在小型催化裂化固定流化床试验装置进行催化裂化试验，所用催化剂为中石化催化剂有限公司长岭分公司生产的催化裂化催化剂 MLC-500，反应温度为 540℃，剂油比为 5，停留时间为 2s。

结果，产品汽油质量收率为 43%，汽油 RON 辛烷值为 92。

10

实施例 VI-8

采用与实施例 VI-1 相似的工艺，不同之处在于，本实施例 VI-8 将所得第一重组分引入至延迟焦化单元中进行反应，得到焦化汽油、焦化柴油和焦化蜡油。

- 15 焦化柴油的硫含量 0.16 质量%，凝点 -13℃，十六烷值 49。
延迟焦化单元的操作条件为：反应温度为 500℃，停留时间为 0.5h。
焦化蜡油的硫含量 0.76 质量%，凝点 32℃。
焦化汽油的收率为 15%，硫含量 0.08 质量%，MON 为 60。

- 并将焦化柴油和焦化蜡油循环回第五加氢单元和所述 LCO1 混合，
20 以进行加氢饱和后分馏以获得切割点为 180℃ 的第二轻组分 8 和第二重组分 8，反应工艺条件同实施例 VI-1。混合焦化柴油、焦化蜡油以及 LCO1 的油料的性质和第二重组分 8 的性质如表 VI-2 所示。

DOA 来自实施例 VI-B，与第二重组分 8 按照质量比 1:10 混合，混合原料的性质见表 VI-3。

- 25 DOA 和第二重组分 8 的混合原料在第一反应单元的操作条件为：反应温度为 360℃，反应压力为 8MPa，液时体积空速为 $0.3h^{-1}$ ，氢油体积比为 800: 1。混合原料加氢后产品性质见表 VI-4。

分馏第一反应单元得到的液相产品，大于等于 350℃ 第一重组分性质见表 VI-5。

- 30 小于 350℃ 第一轻组分在第二反应单元进行试验，得到加氢裂化产品，性质见表 VI-6。

实施例 VI-9

将实施例 VI-1 所得小于 350℃ 第一轻组分在柴油加氢改质装置上进行试验, 得到柴油组分。

柴油加氢改质装置的操作条件为: 反应温度为 350℃, 反应压力为 7MPa, 氢油体积比为 800, 液时体积空速为 1.0h⁻¹。

结果, 所得柴油组分的硫含量 9ppm, 凝点-32℃, 十六烷值 51.9。

实施例 VI-10

采用与实施例 VI-1 相似的工艺进行, 所不同的是, 本实施例 VI-10 中的第一反应单元中的催化剂装填情况如下:

按照物流方向, 催化剂装填的顺序为加氢保护催化剂、富矿前驱体材料 1、加氢脱金属脱硫催化剂、加氢脱硫催化剂。第一反应单元中, 各催化剂之间的装填比为: RG-30B: 富矿前驱体材料 1: RDM-33B:RCS-31=6: 60: 14: 20 (V/V)。

混合原料加氢后产品性质见表 VI-4。

分馏第一反应单元处理得到的液相产品, 大于等于 350℃ 第一重组分性质见表 VI-5。

小于 350℃ 第一轻组分在第二反应单元进行试验, 得到加氢裂化产品, 性质见表 VI-6。

实施例 VI-11

采用与实施例 VI-1 相似的工艺进行, 所不同的是, 本实施例 VI-11 中的第一反应单元中的催化剂装填情况如下:

按照物流方向, 催化剂装填的顺序为加氢保护催化剂、富矿前驱体材料 2、富矿前驱体材料 1、加氢脱金属脱硫催化剂、加氢脱硫催化剂。第一反应单元中, 各催化剂之间的装填比为: RG-30B: 富矿前驱体材料 2: 富矿前驱体材料 1: RDM-33B:RCS-31=6: 30: 30: 14: 20 (V/V)。

混合原料加氢后产品性质见表 VI-4。

分馏第一反应单元处理得到的液相产品, 大于等于 350℃ 第一重组分性质见表 VI-5。

小于 350℃ 第一轻组分在第二反应单元进行试验, 得到加氢裂化产

品，性质见表 VI-6。

实施例 VI-12

采用与实施例 VI-1 相似的工艺进行，所不同的是，本实施例 VI-5 中的第一反应单元中的催化剂装填情况如下：

按照物流方向，催化剂装填的顺序为：加氢保护催化剂、加氢脱金属脱硫催化剂、加氢脱硫催化剂。第一反应单元中，各催化剂之间的装填比为：RG-30B：RDM-33B：RCS-31=12:38:50（V/V）。

混合原料加氢后产品性质见表 VI-4。

10 分馏第一反应单元处理得到的液相产品，大于等于 350℃第一重组分性质见表 VI-5。

小于 350℃第一轻组分在第二反应单元进行试验，得到加氢裂化产品，性质见表 VI-6。

15 实施例 VI-13

采用与实施例 VI-1 相似的工艺进行，所不同的是，本实施例 VI-中的第一反应单元中的催化剂装填情况如下：

按照物流方向，催化剂装填的顺序为：加氢保护催化剂、富矿前驱体材料 3、加氢脱金属脱硫催化剂、加氢脱硫催化剂。第一反应单元 20 中，各催化剂之间的装填比为：RG-30B：富矿前驱体材料 3：RDM-33B：RCS-31=5：40：20：35（V/V）。

混合原料加氢后产品性质见表 VI-4。

分馏第一反应单元处理得到的液相产品，大于等于 350℃第一重组分性质见表 VI-5。

25 小于 350℃第一轻组分在第二反应单元进行试验，得到加氢裂化产品，性质见表 VI-6。

对比例 VI-1

催化剂与装置与实施例 VI-1 相似。所不同的是：

30 本对比例 VI-中富芳馏分油 QY（芳烃含量为 20 质量%）不经过部分加氢饱和处理装置，而直接与 DOA 混合。DOA 与 QY 以质量比 1:10 混合，混合原料的性质见表 VI-3。

混合原料经第一反应单元加氢处理后，产品性质见表 VI-4。

分馏第一反应单元加氢处理得到的液相产品，大于等于 350℃ 第一重组分性质见表 VI-5。

5 小于 350℃ 第一轻组分在第二反应单元进行试验，得到加氢裂化产品，性质见表 VI-6。

对比例 VI-2

催化剂与装置与实施例 VI-1 相似。所不同的是：

10 本对比例 VI-中富芳馏分油 QY 不经过部分加氢饱和处理装置，而直接与 DOA 混合。DOA 与 QY 以质量比 2:10 混合，混合原料的性质见表 VI-3。

混合原料经第一反应单元加氢处理后，产品性质见表 VI-4。

分馏第一反应单元加氢处理得到的液相产品，大于等于 350℃ 第一重组分性质见表 VI-5。

15 小于 350℃ 第一轻组分在第二反应单元进行试验，得到加氢裂化产品，性质见表 VI-6。

对比例 VI-3

催化剂与装置与实施例 VI-1 相似。所不同的是：

20 本对比例 VI-中富芳馏分油 QY 不经过部分加氢饱和处理装置，而直接与 DOA 混合。DOA 与 QY 以质量比 3:10 混合，因混合原料中有大量固体（100℃ 时），故无法进行下一步试验。

25 表 VI-1: DOA、DAO 及第六加氢单元加氢处理后液相产品等的性质

项目	DOA	DAO	第六加氢单元加氢处理后液相产品
密度(20℃), g/cm ³	1135.1	990.3	946.2
残炭, 质量%	48.9	11.6	4.7
硫含量, 质量%	6.42	3.6	0.32
氮含量, 质量%	1.4	0.68	0.35
(Ni+V), µg/g	481	45.6	6.1

表 VI-2: 富芳馏分油加氢前后性质

项目		链烷烃	环烷烃	单环芳 烃	烷基苯	茚满或 四氢萘	茚类	双环及 以上芳 烃
		质量%	质量%	质量%	质量%	质量%	质量%	质量%
实施例 VI-1	LCO1	12.5	3.5	25.9	12	6	7.9	58.1
	第二重组分 1	3	9.8	70.8	18.5	45.9	6.4	16.4
实施例 VI-2	HCO2	11.6	20	11.9	5	4	2.9	56.5
	第二重组分 2	1.3	22.5	68.3	12	41.5	14.8	7.9
实施例 VI-3	LCO1	12.5	3.5	25.9	12	6	7.9	58.1
	第二重组分 3	9	8.2	71.9	12	45.8	14.1	10.9
实施例 VI-4	LCO1+煤焦油	19.6	13.6	16.9	9.2	7.1	0.6	49.9
	第二重组分 4	9.8	14.9	73.9	15	51	7.9	1.4
实施例 VI-8	焦化蜡油+焦化 柴油+LCO1	25.6	32.4	20.1	11	6.9	2.2	21.9
	第二重组分 8	10.1	29.1	48.9	9.1	36.9	2.9	11.9

表 VI-3: 混合原料性质

	实施例 VI-1	实施例 VI-2	实施例 VI-3	实施例 VI-4
种类	DOA: 第二重组 分 1	DOA: 第二重组 分 2	DOA: 第二重组 分 3	DOA: 第二重组 分 4
质量比	1:10	5:10	10:10	15:10
20℃ 状态	液态	液态	液态	液态
C ₇ 不溶物, 质量%	3.3	10.1	15.3	18.2
残炭, 质量%	4.5	9.2	23.3	27.3
硫, 质量%	1.01	2.01	3.33	3.91
粘度(100℃), (mm ² /s)	3.2	5.3	40.1	56.4
Ni+V, (μg/g)	39.2	148.1	252.2	292.6

表 VI-3 (续表 VI-): 混合原料性质

	实施例 VI-8	对比例 VI-1	对比例 VI-2
种类	DOA: 第二重组分 8	DOA: QY	DOA: QY
质量比	1: 10	1:10	2:10
20℃ 状态	液态	液态	液态
C ₇ 不溶物, 质量%	3.4	2.9	5.4
残炭, 质量%	4.81	4.73	5.41
硫, 质量%	1.51	1.02	1.73
粘度(100℃),(mm ² /s)	3.1	3.8	4.4
Ni+V,(μg/g)	39.9	36.2	56.2

表 VI-4: 混合原料加氢处理后产品性质

项目	C ₇ 不溶物, 质量%	残炭, 质量%	硫, 质量%	粘度(100℃), mm ² /s	Ni+V,(μg/g)
实施例 VI-1	0.5	2.1	0.20	2.1	7.2
实施例 VI-2	0.6	4.3	0.27	3.2	15.1
实施例 VI-3	1.6	10.7	0.35	10.5	34.6
实施例 VI-4	1.9	11.6	0.59	23.1	39.8
实施例 VI-5	1.5	10.1	0.33	9.8	32.1
实施例 VI-8	0.6	2.5	0.25	3.1	8.5
实施例 VI-10	0.6	2.6	0.22	2.8	7.9
实施例 VI-11	0.7	2.8	0.25	3.0	8.1
实施例 VI-12	0.9	2.9	0.27	3.0	9.0
实施例 VI-13	0.7	2.9	0.26	3.1	8.2
对比例 VI-1	2.1	3.4	0.51	3.2	15.6
对比例 VI-2	3.5	4.3	0.56	4.1	39.9

表 VI-5: 第一重组分性质

项目	密度(20℃)	C ₇ 不溶物	残炭	硫	粘度(100℃)	(Ni+V)
	g/cm ³	质量%	质量%	质量%	mm ² /s	μg/g
实施例 VI-1	0.9221	3.8	3.2	0.33	79.3	10.9
实施例 VI-2	0.9327	5.9	6.5	0.49	83.2	22.9
实施例 VI-3	0.9730	6.4	16.1	0.63	99.9	54.1
实施例 VI-4	0.9811	8.9	17.4	0.89	109.6	60.9
实施例 VI-5	0.9710	6.2	15.2	0.50	93.1	48.7
实施例 VI-8	0.9229	4.1	3.8	0.38	82.3	13.1
实施例 VI-10	0.9218	3.9	3.9	0.33	80.5	12
实施例 VI-11	0.9219	3.9	4.1	0.35	83.4	12
实施例 VI-12	0.9222	4.1	4.4	0.41	86.7	14
实施例 VI-13	0.9220	4.0	4.2	0.39	85.0	12
对比例 VI-1	0.9456	4.5	5.1	0.97	95.1	33
对比例 VI-2	0.9517	4.6	5.0	1.14	98.7	50

表 VI-6: 加氢裂化产品性质

项目	密度(20℃)/g/cm ³	RON	硫含量, μg/g
实施例 VI-1	0.72	> 92	< 10
实施例 VI-2	0.72	> 92	< 10
实施例 VI-3	0.72	> 92	< 10
实施例 VI-4	0.72	> 92	< 10
实施例 VI-8	0.72	> 92	< 10
实施例 VI-10	0.72	> 92	< 10
实施例 VI-11	0.72	> 92	< 10
实施例 VI-12	0.72	> 92	< 10
实施例 VI-13	0.72	> 92	< 10
对比例 VI-1	>0.72	<92	12
对比例 VI-2	>0.72	<92	13

表 VI-7: 富矿前驱体材料性质

	灼减, 质量%	比表 VI-面积, m ² /g	吸水率, g/g
富矿前驱体材料 1	13.5	263	1.08
富矿前驱体材料 2	29.9	279	1.22
富矿前驱体材料 3	20.5	99	1.05

由上述结果可以看出, 本发明的技术能够从 DOA 得到优质的生产低硫船燃或低硫焦产品原料。

5 并且, 本发明的技术能够得到优质的和符合国 V 标准的汽油产品。

以上详细描述了本发明的优选实施方式, 但是, 本发明并不限于此。在本发明的技术构思范围内, 可以对本发明的技术方案进行多种简单变型, 包括各个技术特征以任何其它的合适方式进行组合, 这些简单变型和组合同样应当视为本发明所公开的内容, 均属于本发明的
10 保护范围。

权 利 要 求

1、一种加氢处理脱油沥青的方法，其特征在于，该方法包括：

(2) 将脱油沥青(4)和含芳烃物流(5)混合得到的混合原料(6)引入至第一反应单元(7)中进行加氢反应，所述脱油沥青和所述含芳烃物流的组成和用量比使得所述混合原料(6)在不高于 400℃时呈液态，

(21) 将来自所述第一反应单元的液相产物分离得到第一轻组分(8)和第一重组分(9)，其中，所述第一轻组分和所述第一重组分的切割点为 240~450℃，其中，所述分离任选通过分馏(19)进行；

(31) 将所述第一轻组分(8)引入至第二反应单元(10)中进行反应以得到选自汽油组分(13)、柴油组分(14)和 BTX 原料组分(12)中的至少一种产物，其中，所述第二反应单元选自加氢裂化单元、催化裂化单元和柴油加氢提质单元中的至少一种；以及

(32) 将所述第一重组分(9)引入至延迟焦化单元(11)中进行反应以得到选自焦化汽油(15)、焦化柴油(16)、焦化蜡油(17)和低硫石油焦(18)中的至少一种产物；或者将所述第一重组分作为低硫船用燃料油组分。

2、根据权利要求 1 所述的方法，其中，在步骤(2)中，所述脱油沥青和所述含芳烃物流的用量比使得由该脱油沥青和含芳烃物流形成的混合原料的 100℃粘度不大于 400mm²/s，优选不大于 200mm²/s，更优选不大于 100mm²/s。

3、根据权利要求 1 或 2 所述的方法，其中，在步骤(2)中，所述含芳烃物流为富含芳烃的馏分油和/或芳烃化合物；

优选地，所述富含芳烃的馏分油的终馏点在 200-540℃，芳烃含量大于等于 20 质量%，优选大于等于 40 质量%，更优选大于等于 50 质量%；

优选地，所述富含芳烃的馏分油选自 LCO、HCO、乙烯焦油、煤焦油、焦化柴油和焦化蜡油中的至少一种。

4、根据权利要求 3 所述的方法，其中，所述芳烃化合物选自苯、甲苯、二甲苯、萘、由至少一种 C₁₋₆ 的烷基取代的萘、三环以上芳烃中的至少一种。

5、根据权利要求 3 所述的方法，其中，在步骤（2）中，所述含芳烃物流为富含芳烃的馏分油，且所述脱油沥青与所述含芳烃物流的用量质量比为 1:10 至 50:10，优选为 3:10 至 30:10。

6、根据权利要求 3 所述的方法，其中，在步骤（2）中，所述含芳烃物流为芳烃化合物，且所述脱油沥青与所述芳烃化合物的用量质量比为 1:10 至 50:10，优选为 3:10 至 30:10。

7、根据权利要求 1-6 中任意一项所述的方法，其中，在步骤（2）中，所述脱油沥青为由重油原料进入溶剂脱沥青单元中进行溶剂脱沥青处理后得到的脱油沥青；

10 优选地，在所述溶剂脱沥青单元中，所述脱油沥青的收率质量分数不大于 50%，优选不大于 40%，更优选不大于 30%。

8、根据权利要求 1-7 中任意一项所述的方法，其中，该方法还包括：将步骤（32）中获得的所述焦化柴油和/或所述焦化蜡油循环回步骤（2）中作为至少部分所述含芳烃物流。

15 9、根据权利要求 1-7 中任意一项所述的方法，其中，在步骤（2）中，所述第一反应单元中的操作条件包括：反应温度为 280~450℃，反应压力为 8.0~20.0MPa，氢油体积比为 400~2000，液时体积空速为 0.05~1.2h⁻¹；

20 优选地，所述第一反应单元中的操作条件包括：反应温度为 330~420℃，反应压力为 10.0~18.0MPa，氢油体积比为 600~1200，液时体积空速为 0.10~0.8h⁻¹。

10、根据权利要求 1-7 中任意一项所述的方法，其中，在步骤（31）中，所述第二反应单元为加氢裂化单元，且所述加氢裂化单元中的操作条件包括：反应温度为 330~420℃，反应压力为 5.0~18.0MPa，氢油体积比为 500~2000，液时体积空速为 0.3~3.0h⁻¹；

25 优选地，所述加氢裂化单元中装填有至少一种加氢处理催化剂和至少一种加氢裂化催化剂。

11、根据权利要求 1-7 中任意一项所述的方法，其中，在步骤（31）中，所述第二反应单元为催化裂化单元，且所述催化裂化单元为流化催化裂化单元；

30 优选地，所述流化催化裂化单元中的操作条件包括：反应温度为 500~600℃，剂油比为 3~12，停留时间为 1~10s；

优选地，所述流化催化裂化单元的操作条件包括：反应温度为 520~580℃，剂油比为 4~10，停留时间为 2~5s。

12、根据权利要求 1-7 中任意一项所述的方法，其中，在步骤(31)中，所述第二反应单元为柴油加氢提质单元，且所述柴油加氢提质单元中的操作条件包括：反应温度为 330~420℃，反应压力为 5.0~18.0MPa，氢油体积比为 500~2000，液时体积空速为 0.3~3.0h⁻¹；

优选地，所述柴油加氢提质单元中装填有至少一种柴油加氢提质催化剂。

13、根据权利要求 1-7 中任意一项所述的方法，其中，在步骤(32)中，将所述第一重组分引入至延迟焦化单元中进行反应以得到选自焦化汽油、焦化柴油、焦化蜡油和低硫石油焦中的至少一种产物，且所述延迟焦化单元中的操作条件包括：反应温度为 440~520℃，停留时间为 0.1~4h；

优选地，在步骤(32)中，所述第一重组分的硫含量不大于 1.8 质量%，将所述第一重组分引入至延迟焦化单元中进行反应以得到低硫石油焦，优选所述低硫石油焦的硫含量不大于 3 质量%。

14、根据权利要求 1-7 中任意一项所述的方法，其中，在步骤(32)中，将所述第一重组分作为低硫船用燃料油组分，且所述低硫船用燃料油组分中的硫含量不大于 0.5 质量%。

15、根据权利要求 1 所述的方法，其中，所述第一反应单元为固定床加氢单元，移动床-固定床加氢组合单元或移动床加氢单元。

16、根据权利要求 1 所述的方法，其中，

所述第一反应单元中含有富矿前驱体材料和/或加氢催化剂，所述加氢催化剂能够催化选自加氢脱金属反应、加氢脱硫反应、加氢脱沥青反应和加氢脱残炭反应中的至少一种反应，所述富矿前驱体材料为能够吸附选自 V、Ni、Fe、Ca 和 Mg 中的至少一种金属的材料。

17、根据权利要求 16 所述的方法，其中，在步骤(2)中，所述富矿前驱体材料中含有载体和负载在所述载体上的活性组分元素，所述载体选自氢氧化铝、氧化铝和氧化硅中的至少一种，所述活性组分元素选自第 VIB 族和 VIII 族金属元素中的至少一种。

18、根据权利要求 16 所述的方法，其中，在步骤(2)中，所述富矿前驱体材料的灼减不低于 3 质量%，比表面积不低于 80m²/g，吸

水率不低于 0.9g/g;

优选地, 在步骤(2)中, 按照反应物流方向, 所述第一反应单元中依次装填有第一富矿前驱体材料和第二富矿前驱体材料, 且所述第二富矿前驱体材料的灼减大于等于所述第一富矿前驱体材料的灼减。

- 5 19、根据权利要求 18 所述的方法, 其中, 在步骤(2)中, 所述第一富矿前驱体材料的灼减为 3-15 质量%, 以及所述第二富矿前驱体材料的灼减为不小于 15 质量%;

优选地, 所述第一富矿前驱体材料与所述第二富矿前驱体材料的装填体积比为 5:95 至 95:5。

- 10 20、根据权利要求 1 所述的方法, 其中, 在步骤(2)中, 所述第一反应单元为移动床-固定床加氢组合单元, 且所述移动床中装填富矿前驱体材料, 所述固定床中依次装填富矿前驱体材料和加氢催化剂或者所述固定床中装填加氢催化剂;

15 优选地, 所述移动床中装填的富矿前驱体材料的体积与所述固定床中装填的富矿前驱体材料和加氢催化剂的体积之和的比例为 10:90 至 60:40, 优选 20:80 至 40:60。

- 21、根据权利要求 4 所述的方法, 其中, 该方法还包括: 每周期采用新鲜富矿前驱体材料更换所述移动床中装填的富矿前驱体材料, 且更换比例占所述移动床中装填的富矿前驱体材料总量的 5~20 质量%,
20 优选 10~15 质量%;

优选地, 所述周期为 5~20 天, 优选为 10~15 天。

22、根据权利要求 20 所述的方法, 其中, 所述含芳烃物流中还含有富含芳烃的馏分油, 所述富含芳烃的馏分油包括所述 DCC 单元中获得的所述 LCO 和/或所述 HCO;

- 25 优选地, 所述富含芳烃的馏分油的馏程为 200~450℃, 芳烃含量大于等于 20 质量%, 优选大于等于 40 质量%, 更优选大于等于 50 质量%;

优选地, 所述富含芳烃的馏分油还包括选自乙烯焦油、煤焦油、焦化柴油和焦化蜡油中的至少一种。

- 30 23、根据权利要求 1-7 中任意一项所述的方法, 该方法还包括:

(1) 将重质原料油引入至溶剂脱沥青单元中进行溶剂脱沥青处理, 得到脱油沥青和脱沥青油;

(11) 将所述脱沥青油引入至第三加氢单元中进行加氢反应, 并将所述第三加氢单元中获得的液相流出物引入至 DCC 单元进行反应, 得到丙烯、LCO、HCO 和油浆, 其中, 所述第三加氢单元为固定床加氢单元;

5 24、根据权利要求 23 所述的方法, 其中, 在步骤 (11) 中, 控制所述 DCC 单元中的操作条件, 使得所述 LCO 和/或 HCO 中的芳烃含量大于等于 60 质量%。

25、根据权利要求 23 所述的方法, 其中, 在步骤 (11) 中, 所述第三加氢单元的操作条件包括: 反应温度为 280~400℃, 反应压力为
10 6.0~14.0MPa, 氢油体积比为 600~1200, 液时体积空速为 0.3~2.0h⁻¹。

26、根据权利要求 23 所述的方法, 其中, 在步骤 (11) 中, 所述第三加氢单元中装填有至少两种加氢催化剂;

优选地, 所述加氢催化剂为能够催化选自加氢脱金属反应、加氢脱硫反应和加氢脱残炭反应中的至少一种反应的催化剂;

15 优选地, 所述加氢催化剂中含有作为载体的氧化铝和作为活性组分元素的第 VIB 族和 / 或 VIII 族金属元素, 且该加氢催化剂中任选还含有选自 P、Si、F 和 B 中的至少一种助剂元素。

27、根据权利要求 23 所述的方法, 其中, 在步骤 (2) 中, 所述第一加氢单元为固定床加氢单元, 且所述第一加氢单元中装填有至少
20 两种加氢处理催化剂;

优选地, 所述加氢处理催化剂为能够催化选自沥青质转化反应、加氢脱金属反应、加氢脱硫反应和加氢脱残炭反应中的至少一种反应的催化剂;

25 优选地, 所述加氢处理催化剂中含有作为载体的氧化铝和作为活性组分元素的第 VIB 族和 / 或 VIII 族金属元素, 且该加氢处理催化剂中任选还含有选自 P、Si、F 和 B 中的至少一种助剂元素。

28、根据权利要求 23 所述的方法, 其中, 在步骤 (2) 中, 所述第一加氢单元为移动床加氢单元, 且所述第一加氢单元中装填有至少一种移动床加氢处理催化剂;

30 优选地, 所述移动床加氢处理催化剂中含有作为载体的氧化铝和作为活性组分元素的第 VIB 族和 / 或 VIII 族金属元素, 且该移动床加氢处理催化剂中任选还含有选自 P、Si、F 和 B 中的至少一种助剂元素。

29、根据权利要求 23 所述的方法，该方法还包括：

(13) 将所述 DCC 单元中获得的油浆引入至第四加氢单元中进行脱金属反应，得到脱金属后油浆；以及

将含有所述 DCC 单元中获得的油浆和/或所述第四加氢单元中获得的脱金属后油浆的含芳烃物流并入步骤(2)中所述的含芳烃物流(5)中或用作步骤(2)中所述的含芳烃物流(5)。

30、根据权利要求 29 所述的方法，其中，该方法还包括：将步骤(32)中获得的所述焦化柴油和/或所述焦化蜡油循环回步骤(3)中作为至少部分所述含芳烃物流。

31、根据权利要求 29 所述的方法，其中，在步骤(13)中，所述第四加氢单元为固定床加氢单元，且所述第四加氢单元的操作条件包括：反应温度为 200~280℃，反应压力为 3.0~6.0MPa，氢油体积比为 600~1200，液时体积空速为 0.5~2.5h⁻¹。

32、根据权利要求 23 所述的方法，该方法还包括：

将所述 DCC 单元中获得的 LCO 和/或 HCO 并入步骤(2)中所述的含芳烃物流(5)中。

33、根据权利要求 32 所述的方法，其中，该方法进一步包括：将所述 DCC 单元中获得的油浆循环回溶剂脱沥青单元中进行溶剂脱沥青。

34、根据权利要求 1-7 中任意一项所述的方法，该方法还包括：

步骤(16)：将富芳馏分油引入至第五反应单元中进行加氢饱和后分馏以获得第二轻组分和第二重组分，所述第二轻组分和所述第二重组分的切割点为 100-250℃，所述第二重组分中的芳烃含量大于等于 20 质量%；以及

将所述第二重组分并入步骤(2)中所述的含芳烃物流(5)中。

35、根据权利要求 34 所述的方法，其中，在步骤(2)中，所述含芳烃物流中还含有芳烃化合物和/或芳烃油，所述芳烃油选自 LCO、HCO、FGO、乙烯焦油、煤焦油、焦化柴油和焦化蜡油中的至少一种。

36、根据权利要求 34 所述的方法，其中，所述富芳馏分油中的芳烃含量大于等于 20 质量%，优选大于等于 25 质量%，更优选大于等于 40 质量%。

37、根据权利要求 34 所述的方法，其中，在步骤(16)中，所述第五反应单元为固定床反应器、移动床反应器和沸腾床反应器中的至

少一种反应器;

优选地, 所述第五反应单元中的操作条件包括: 反应温度为 200-420℃, 反应压力为 2-18 MPa, 液时体积空速为 0.3-10 h⁻¹, 氢油体积比 50-5000;

- 5 优选地, 所述第五反应单元中的操作条件包括: 反应温度为 220-400℃, 反应压力为 2-15 MPa, 液时体积空速为 0.3-5 h⁻¹, 氢油体积比为 50-4000。

38、根据权利要求 34 所述的方法, 该方法还包括:

- (1) 将重质原料油引入至溶剂脱沥青单元中进行溶剂脱沥青处理,
10 得到脱油沥青和脱沥青油;

(14) 将所述脱沥青油引入至第六加氢单元中进行加氢反应, 并将所述第六加氢单元中获得的液相流出物引入至 DCC 单元进行反应, 得到丙烯、LCO、HCO 和油浆, 其中, 所述第六加氢单元为固定床加氢单元; 以及

- 15 将来自所述 DCC 单元的 LCO 和/或 HCO 并入步骤 (16) 中所述的富芳馏分油中或用作步骤 (16) 中所述的富芳馏分油。

39、根据权利要求 38 所述的方法, 其中, 所述 DCC 单元的操作条件包括: 反应温度为 500-650℃, 剂油比为 3-12, 停留时间为 0.6-6s。

- 40、根据权利要求 38 所述的方法, 其中, 该方法还包括: 将步骤
20 (32) 中获得的所述焦化柴油和/或所述焦化蜡油循环回所述第五加氢单元中进行加氢饱和。

41、根据权利要求 38 所述的方法, 其中, 在步骤 (14) 中, 所述第六加氢单元的操作条件包括: 反应温度为 280~400℃, 反应压力为 6.0~14.0MPa, 氢油体积比为 600~1200, 液时体积空速为 0.3~2.0h⁻¹;

- 25 优选地, 在步骤 (14) 中, 所述第六加氢单元中装填有至少两种加氢催化剂;

优选地, 在步骤 (14) 中, 所述加氢催化剂为能够催化选自加氢脱金属反应、加氢脱硫反应和加氢脱残炭反应中的至少一种反应的催化剂;

- 30 优选地, 在步骤 (14) 中, 所述加氢催化剂中含有作为载体的氧化铝和作为活性组分元素的第 VIB 族和 / 或 VIII 族金属元素, 且该加氢催化剂中任选还含有选自 P、Si、F 和 B 中的至少一种助剂元素。

42、一种加氢处理脱油沥青的系统，其特征在于，该系统包括：

第一反应单元，该第一反应单元为固定床加氢单元、移动床-固定床加氢组合单元或移动床加氢单元，用于将脱油沥青和含芳烃物流在其中进行加氢反应；

5 分离单元，该分离单元与所述第一反应单元保持流体连通，用于将来自所述第一反应单元的液相产物在其中进行分馏；

第二反应单元，该第二反应单元与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一轻组分在其中进行反应，所述第二反应单元选自加氢裂化单元、催化裂化单元和柴油加氢提质单元中的至少一种；

延迟焦化单元，该延迟焦化单元与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一重组分在其中进行反应以得到选自焦化汽油、焦化柴油、焦化蜡油和低硫石油焦中的至少一种产物。

43、根据权利要求 42 所述的系统，其中，该系统还包括溶剂脱沥青单元，该溶剂脱沥青单元与所述第一反应单元保持流体连通，用于将重油原料在其中进行溶剂脱沥青处理后得到的脱油沥青引入至所述第一反应单元中。

44、一种加工重质原料油的系统，其特征在于，该系统包括：

溶剂脱沥青单元，该溶剂脱沥青单元用于将重质原料油在其中进行溶剂脱沥青处理，得到脱油沥青和脱沥青油；

第三加氢单元，该第三加氢单元与所述溶剂脱沥青单元保持流体连通，且该第三加氢单元为固定床加氢单元，用于将来自所述溶剂脱沥青单元的脱沥青油在其中进行加氢反应；

DCC 单元，该 DCC 单元与所述第三加氢单元保持流体连通，用于将所述第三加氢单元中获得的液相流出物在其中进行反应以得到丙烯、LCO、HCO 和油浆；

第一加氢单元，该第一加氢单元为固定床加氢单元或移动床加氢单元，所述第一加氢单元与所述 DCC 单元和所述溶剂脱沥青单元保持流体连通，用于将来自所述 DCC 单元的 LCO 和/或 HCO 与来自所述溶剂脱沥青单元的脱油沥青在其中进行转化反应；

分离单元，该分离单元与所述第一加氢单元和所述 DCC 单元分别保持流体连通，用于将来自所述第一加氢单元的液相流出物在其中进

行分馏，以及能够将该分离单元中所得的第一轻组分循环回所述 DCC 单元中；

第二反应单元，该第二反应单元与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一轻组分在其中进行反应以得到选自汽油组分、柴油馏分、BTX 原料组分中的至少一种产物；

延迟焦化单元，该延迟焦化单元与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一重组分在其中进行反应以得到选自焦化汽油、焦化柴油、焦化蜡油 and 低硫石油焦中的至少一种产物。

45、根据权利要求 42-44 中任一项所述的系统，其中，所述延迟焦化单元与所述第一反应单元保持流体连通，用于将所述延迟焦化单元中获得的所述焦化柴油和/或所述焦化蜡油循环回所述第一反应单元中。

46、一种加工重质原料油的系统，其特征在于，该系统中包括：

溶剂脱沥青单元，该溶剂脱沥青单元用于将重质原料油在其中进行溶剂脱沥青处理，得到脱油沥青和脱沥青油；

15 第三加氢单元，该第三加氢单元与所述溶剂脱沥青单元保持流体连通，且该第三加氢单元为固定床加氢单元，用于将来自所述溶剂脱沥青单元的脱沥青油在其中进行加氢反应；

DCC 单元，该 DCC 单元与所述第三加氢单元保持流体连通，用于将所述第三加氢单元中获得的液相流出物在其中进行反应以得到丙烯、LCO、HCO 和油浆；

第四加氢单元，该第四加氢单元与所述 DCC 单元保持流体连通，用于将所述 DCC 单元中获得的油浆在其中进行脱金属反应以得到脱金属后油浆；

25 第一加氢单元，该第一加氢单元为固定床加氢单元或移动床加氢单元，所述第一加氢单元与所述 DCC 单元、所述第四加氢单元和所述溶剂脱沥青单元保持流体连通，用于将来自所述第四加氢单元的脱金属后油浆和/或来自所述 DCC 单元的油浆与来自所述溶剂脱沥青单元的脱油沥青在其中进行转化反应；

30 分离单元，该分离单元与所述第一加氢单元和所述 DCC 单元分别保持流体连通，用于将来自所述第一加氢单元的液相流出物在其中进行分馏，以及能够将该分离单元中所得的第一轻组分循环回所述 DCC 单元中；

第二反应单元，该第二反应单元与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一轻组分在其中进行反应，所述第二反应单元选自加氢裂化单元、催化裂化单元和柴油加氢提质单元中的至少一种；

- 5 延迟焦化单元，该延迟焦化单元与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一重组分在其中进行反应以得到选自焦化汽油、焦化柴油、焦化蜡油和低硫石油焦中的至少一种产物。

47、根据权利要求 46 所述的系统，其中，所述 DCC 单元与所述溶剂脱沥青单元保持流体连通，用于将所述 DCC 单元中获得的油浆循环回所述溶剂脱沥青单元中进行溶剂脱沥青处理。

48、一种加工富芳馏分油的系统，其特征在于，该系统包括：

第五反应单元，该第五反应单元用于将富芳馏分油在其中进行加氢饱和和分馏以得到第二轻组分和第二重组分；

15 第一反应单元，该第一反应单元为固定床加氢单元且与所述第五反应单元保持流体连通，用于将脱油沥青和含有来自所述第五反应单元的第二重组分的含芳烃物流在其中进行加氢反应；

分离单元，该分离单元与所述第一反应单元保持流体连通，用于将来自所述第一反应单元的液相产物在其中进行分馏；

20 第二反应单元，该第二反应单元与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一轻组分在其中进行反应，所述第二反应单元选自加氢裂化单元、催化裂化单元和柴油加氢提质单元中的至少一种；

25 延迟焦化单元，该延迟焦化单元与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一重组分在其中进行反应以得到选自焦化汽油、焦化柴油、焦化蜡油和低硫石油焦中的至少一种产物。

49、根据权利要求 48 所述的系统，其中，所述延迟焦化单元与所述第一反应单元保持流体连通，用于将所述延迟焦化单元中获得的所述焦化柴油和/或所述焦化蜡油循环回所述第一反应单元中作为至少部分所述含芳烃物流。

30 50、根据权利要求 48 所述的系统，其中，该系统还包括溶剂脱沥青单元，该溶剂脱沥青单元与所述第一反应单元保持流体连通，用于将重油原料在其中进行溶剂脱沥青处理，并将所述溶剂脱沥青处理

后得到的脱油沥青引入至所述第一反应单元中。

51、一种加工重质原料油和富芳馏分油的系统，其特征在于，该系统包括：

溶剂脱沥青单元，该溶剂脱沥青单元用于将重质原料油在其中进行溶剂脱沥青处理，得到脱油沥青和脱沥青油；

第六加氢单元，该第六加氢单元与所述溶剂脱沥青单元保持流体连通，且该第六加氢单元为固定床加氢单元，用于将来自所述溶剂脱沥青单元的脱沥青油在其中进行加氢反应；

DCC 单元，该 DCC 单元与所述第六加氢单元保持流体连通，用于将所述第六加氢单元中获得的液相流出物在其中进行反应以得到丙烯、LCO、HCO 和油浆；

第五加氢单元，该第五加氢单元与所述 DCC 单元保持流体连通，用于将含有所述 LCO 和/或所述 HCO 的富芳馏分油在其中进行加氢饱和和分馏以得到第二轻组分和第二重组分；

第一反应单元，该第一反应单元为固定床加氢单元且与所述第五加氢单元和所述溶剂脱沥青单元分别保持流体连通，用于将来自所述溶剂脱沥青单元的脱油沥青和含有来自所述第五加氢单元的第二重组分的含芳烃物流在其中进行加氢反应；

分离单元，该分离单元与所述第一反应单元和所述 DCC 单元分别保持流体连通，用于将来自所述第一反应单元的液相产物在其中进行分馏，以及能够将该分离单元中所得的第一轻组分循环回所述 DCC 单元中；

第二反应单元，该第二反应单元与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一轻组分在其中进行反应，所述第二反应单元选自加氢裂化单元、催化裂化单元和柴油加氢提质单元中的至少一种；

延迟焦化单元，该延迟焦化单元与所述分离单元保持流体连通，用于将由所述分离单元中获得的第一重组分在其中进行反应以得到选自焦化汽油、焦化柴油、焦化蜡油和低硫石油焦中的至少一种产物。

52、根据权利要求 51 所述的系统，其中，所述延迟焦化单元与所述第五加氢单元保持流体连通，用于将所述延迟焦化单元中获得的所述焦化柴油和/或所述焦化蜡油循环回所述第五加氢单元中。