

一种加工富芳馏分油的方法和系统

技术领域

本发明涉及烃油加工领域，具体涉及一种加工富芳馏分油的方法
5 和一种加工富芳馏分油的系统。

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提供一种新的加工富芳馏分油的方法，使得能够在即便是较低的氢分压和较低的氢油比并在较高的空速下进行，也能获得较好的加氢处理效果以及装置的长周期稳定运行。

30 为了实现上述目的，本发明的第一方面提供一种加工富芳馏分油的方法，该方法包括：

（1）将富芳馏分油引入至第三反应单元中进行加氢饱和后分馏以

获得第一轻组分和第一重组分，所述第一轻组分和所述第一重组分的切割点为 100-250℃，所述第一重组分中的芳烃含量为大于等于 20 质量%；

(2) 将脱油沥青和含有所述第一重组分的含芳烃物流引入至溶氢单元中与氢气混合，并将混合后的物料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，所述第一反应单元为液相加氢反应单元，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；

(3) 将来自所述第一反应单元的液相产物进行分馏，得到第二轻组分和第二重组分，其中，所述第二轻组分和所述第二重组分的切割点为 240~450℃；

(41) 将所述第二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

(42) 将所述第二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 and 低硫石油焦中的至少一种产物；或者将所述第二重组分作为低硫船用燃料油组分。

本发明的第二方面提供一种加工富芳馏分油的系统，该系统中包括：

第三反应单元，该第三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一轻组分和第一重组分；

溶氢单元，该溶氢单元与所述第三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三反应单元的第一重组分的含芳烃物流在其中与氢气混合；

第一反应单元，该第一反应单元为液相加氢反应单元且与所述溶氢单元保持流体连通，用于将所述溶氢单元的混合物料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二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二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二重组分作为低硫船用燃料油组分引出系统。

10 本发明提供的加工富芳馏分油的方法对渣油进行处理时，即使以较低的氢分压和较低的氢油比并在较高的空速下进行，也能获得较好的加氢处理效果以及装置的长周期稳定运行。

本发明特别适用于常渣与减渣的加氢转化，尤其适用于高金属、高残炭、高稠环物质、高氮含量的劣质渣油加氢转化。

15 本发明将脱油沥青（DOA）进行加氢处理的工艺方法，使得重油高效转化并能够生产汽油、BTX 原料，以及能够灵活生产低硫船燃和低硫石油焦的系统和方法。

附图说明

20 图 1 是本发明的一种优选的具体实施方式的加工富芳馏分油的工艺流程图。

图 2 是本发明的第一变体的具体实施方式的加工富芳馏分油的工艺流程图。

附图标记说明

25	1	重油原料	2	溶剂脱沥青单元
	3	脱沥青油	4	脱油沥青
	5	芳烃化合物	6	混合原料
	7	第一反应单元	8	第二轻组分
	9	第二重组分	10	第二反应单元
30	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 | 富芳馏分油 |
| 21 | 第三反应单元 | 22 | 第一重组分 |
| 23 | 溶氢单元 | 24 | 第四反应单元 |
| 5 25 | DCC 单元 | 26 | 丙烯 |
| 27 | LCO | 28 | HCO |
| 29 | 油浆 | | |

具体实施方式

10 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。

15 如前所述，本发明的第一方面提供了一种加工富芳馏分油的方法，该方法包括：

(1) 将富芳馏分油引入至第三反应单元中进行加氢饱和后分馏以获得第一轻组分和第一重组分，所述第一轻组分和所述第一重组分的切割点为 100-250℃，所述第一重组分中的芳烃含量为大于等于 20 质量%；

20 (2) 将脱油沥青和含有所述第一重组分的含芳烃物流引入至溶氢单元中与氢气混合，并将混合后的物料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，所述第一反应单元为液相加氢反应单元，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；

25 (3) 将来自所述第一反应单元的液相产物进行分馏，得到第二轻组分和第二重组分，其中，所述第二轻组分和所述第二重组分的切割点为 240~450℃；

30 (41) 将所述第二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

- (42) 将所述第二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；
5 或者将所述第二重组分作为低硫船用燃料油组分。

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。

- 10 本发明优选所述第三反应单元中进行的加氢饱和反应为部分加氢饱和，特别优选所述第一轻组分和所述第一重组分的切割点为 180℃。

- 优选情况下，在本发明的溶氢单元中的操作条件包括：氢气的送
入量与所述脱油沥青和所述含芳烃物流形成的混合原料的体积比（即
氢油体积比）为 30-200，更优选为 50-150，溶氢单元操作温度为 300-450
15 ℃，压力为 2-20MPa。

- 根据本发明的方法，溶氢单元中与氢气混合后获得的混合后的物料能够以向上流动的方式进入第一反应单元，也可以以向下流动的方式进入第一反应单元。优选地，溶氢单元中与氢气混合后获得的混合后的物料以向上流动的方式进入第一反应单元这样在反应过程中，溶
20 解并分散在油料中的氢气基本不会聚集形成大的气泡并逸出，从而能够为加氢反应提供足够的氢源，获得更好的加氢处理效果，并进一步降低催化剂结焦趋势，使催化剂保持较高的催化活性，进一步延长催化剂的使用寿命和装置的稳定运行周期。

- 所述第一轻组分优选进入催化裂化单元生产低碳烯烃。本发明对
25 第一轻组分进入催化裂化单元生产低碳烯烃的具体操作条件没有特别的限制。

特别优选地，所述第二轻组分和所述第二重组分的切割点为 350℃。

- 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
30 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，所述含芳烃物流中还含有芳烃化合

物和/或芳烃油，所述芳烃油选自 LCO、HCO、FGO（催化重馏出油）、乙烯焦油、煤焦油、焦化柴油和焦化蜡油中的至少一种。

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。

更优选地，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%，优选大于等于 40 质量%，更优选大于等于 60 质量%。

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%。

根据一种优选的具体实施方式，在步骤（2）中，所述脱油沥青与所述含芳烃物流的用量质量比为 1:10~50:10，更优选为 2:10~30:10；进一步优选为 3:10~15:10。

优选地，本发明的该方法还包括：将步骤（42）中获得的所述焦化柴油和/或所述焦化蜡油循环回步骤（1）中的所述第一反应单元进行加氢饱和。

优选地，在步骤（1）中，所述第三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，所述第三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 $0.3-10\text{ h}^{-1}$ ，氢油体积比 50-5000；更优选地，所述第三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 $0.3-5\text{ h}^{-1}$ ，氢油体积比为 50-4000。

以下提供本发明的第三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5 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。

本发明特别优选所述第一反应单元为渣油液相加氢反应器。

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10 括：反应温度260~500℃，反应压力为2.0~20.0MPa，循环油与所述第一反应单元入口原料油的体积比例为0.1:1至15:1，液时体积空速为0.1~1.5h⁻¹，液时体积空速为0.1~1.5h⁻¹。液时体积空速和反应压力可以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。本发明由脱油沥青和含芳烃物流形成的混合原料与氢气混合后可以从第一15 反应单元的反应器的顶部进入，自上向下下行穿过催化剂床层；也可以从第一反应单元的反应器的底部进入，自下向上上行穿过催化剂床层。

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20 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。

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80m²/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℃/2h焙烧处理后减少的质量占焙烧前质量的25 百分比例；所述吸水率是指富矿前驱体材料室温（例如25℃）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 and 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30 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。

5 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，可以采用本领域内常规应用的能够催化上述反应的催化剂。

10 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。

优选情况下，本发明的第一反应单元在长周期运行后，富矿前驱体材料能够转变为富钒材料，富钒材料中的钒含量不小于 10 质量%；
15 特别优选情况下，所述富矿前驱体材料转变为 V 含量 20 质量%以上的富钒材料，能够直接炼制高价值的 V_2O_5 。

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液相加氢处理技术，所述反应器或反应床层至少包括一种富矿前驱体材料和 /
20 或一种加氢催化剂，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。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 质量%。活性组分主要采用第 VIB
25 族和 / 或 VIII 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、
30 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。目前在液

相加氢处理技术中，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。

根据一种优选的具体实施方式，在步骤（41）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 360~420℃，反应压力为 10.0~18.0MPa，氢油体积比为 600~2000，液时体积空速为 1.0~3.0h⁻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。

优选地，所述加氢裂化单元为固定床加氢裂化单元。

当所述第二反应单元为加氢裂化单元时，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（41）中，将所述第二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。由于经液相加氢处理技术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和高 VGO 转化与 HDS 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。

根据另一种优选的具体实施方式，在步骤（41）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。

根据另一种优选的具体实施方式，催化裂化单元中采用的第二轻组分催化裂化技术为流化床催化裂化(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0.6~6s。

在没有特别说明的情况下，本发明所述剂油比均表示剂油质量比。

根据另一种优选的具体实施方式，在步骤(41)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石油化工科学研究院研发的RS系列预处理催化剂和RHC-100系列柴油加氢裂化催化剂。

根据一种优选的具体实施方式，在步骤(42)中，将所述第二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，且所述至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。

根据另一种优选的具体实施方式，在步骤(42)中，所述第二重组分的硫含量不大于1.8质量%，将所述第二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(42)中，将所述第二重组分作为低硫船用燃料油组分，且控制条件使得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(Ni+V>150μg/g，尤其Ni+V>200μg/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。

如前所述，本发明的第二方面提供了一种加工富芳馏分油的系统，该系统中包括：

第三反应单元，该第三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一轻组分和第一重组分；

5 溶氢单元，该溶氢单元与所述第三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三反应单元的第一重组分的含芳烃物流在其中与氢气混合；

第一反应单元，该第一反应单元为液相加氢反应单元且与所述溶氢单元保持流体连通，用于将所述溶氢单元的混合物料在其中进行加
10 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二轻组分在其中进行反应，所述第
15 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二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；

20 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二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溶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一反应单元中。

25 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溶氢单元保持流体连通，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溶氢单元中。

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
30 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。

本发明还提供了所述方法的第一变体，在该第一变体中，还包括：

（11）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；

（12）将所述脱沥青油引入至第四加氢单元反应单元中进行加氢反应，并将所述第四加氢单元反应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，所述第四加氢单元反应单元为固定床加氢单元反应单元；

（1）将含有来自所述DCC单元的LCO和/或HCO的富芳馏分油用作所述步骤（1）中富芳馏分油。

在该第一变体中，优选地，本发明的该方法还包括：将步骤（42）中获得的所述焦化柴油和/或所述焦化蜡油循环回所述第三反应单元中进行加氢饱和。

优选情况下，在步骤（12）中，所述第四反应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（12）中，所述第四反应单元中装填有至少两种加氢催化剂。更优选地，在步骤（12）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（12）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。

以下提供本发明的第四反应单元中的优选的具体实施方式：

有氢存在的脱沥青油（DAO）的第四反应单元的条件通常如下：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
5 科学研究所研发的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
10 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。

以下结合图1和2对本发明的加工富芳馏分油的方法进行进一步详细说明。

如图1所示,将富芳馏分油20引入至第三反应单元21中进行加
15 氢饱和后分馏以获得第一轻组分和第一重组分22;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和脱沥青油3;脱油沥青4与含有所述第一重组分22的含芳烃物流一起形成混合原料6并进入溶氢单元23中与氢气混合,由此获得的混合物料进入第一反应单元7中进行加氢反应,所述含芳烃物流中优选还含有
20 来自外界的芳烃化合物5,其中,所述第一反应单元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,所述第一反应单元为液相加氢反应单元;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,得到第二轻组分8和第二重组分9,其中,
25 所述第二轻组分和所述第二重组分的切割点为240~450℃;将所述第二轻组分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;以及将所述第二重组分9引入至延迟焦化单元11中进行反
30 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;或者将所述第二重组分9作为低硫船用燃料油组分。

如图 2 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 引入至第四反应单元 24 中进行加氢反应, 并将所述第四反应单元 24 中获得的液相流出物引入至 DCC 单元 25 中进行反应, 得到丙烯 26、LCO27、HCO28 和油浆 29; 将含有来自所述 DCC 单元 25 的 LCO27 和/或 HCO28 的富芳馏分油 20 引入至第三反应单元 21 中进行加氢饱和后分馏以获得第一重组分 22 和第一轻组分; 将脱油沥青 4 和含有所述第一重组分 22 的含芳烃物流一起形成混合原料 6 并引入至溶氢单元 29 中与氢气混合, 并将混合后的物料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, 得到第二轻组分 8 和第二重组分 9; 将所述第二轻组分 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, 或者将所述第二轻组分 8 循环回所述 DCC 单元 25 中; 以及将所述第二重组分 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; 或者将所述第二重组分 9 作为低硫船用燃料油组分。

本发明的技术使得重油高效转化并能够生产汽油、BTX 原料, 以及能够灵活生产低硫船燃和低硫石油焦的系统和方法。

与现有技术相比, 优选情况下, 本发明由于采用了渣油加氢、加氢裂化或催化裂化等工艺的有机联合, 不但使低价值的 DOA 转化成符合环保要求的低硫船燃组分和低硫石油焦原料, 而且实现了重质石油资源的高效、环保和综合利用。

另外, 本发明提供的技术能够使得 DOA 在渣油液相加氢反应器中高效转化并能够生产汽油馏分、BTX 原料, 以及能够提供生产低硫船燃和低硫焦产品的原料。

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。以及, 在没有特别说明的情况下, 以下实例具有如下共同特征:

在没有特别说明的情况下，以下实例中的表 I-3 和表 II-4 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。

富芳馏分油部分加氢饱和实验在中型固定床柴油加氢处理装置上进行试验，反应器总体积为 200mL。在以下实例中，富芳馏分油部分加氢饱和使用的加氢催化剂和材料是由石油化工科学研究院研发的 RS-2100 系列加氢催化剂。

将部分加氢饱和得到的液相物流进行分馏，得到切割点为 180℃ 的第一轻组分和第一重组分，第一重组分和 DOA 形成混合原料。混合原料的加氢反应在中型重油液相加氢处理装置上进行试验，反应器总体积为 200mL。在以下实例中。第一反应单元中使用的加氢催化剂和材料是由石油化工科学研究院研发的 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。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、富矿前驱体材料 2、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:富矿前驱体材料 2: RDM-33B:RCS-31=6: 30: 30: 14: 20 (V/V)。

第二反应单元为固定床加氢裂化装置，所用的催化剂为石油化工科学研究院研发的 RS-2100 精制催化剂、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)。固定床加氢裂化装置的操作条件为：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。

25 实施例 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℃ 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℃ 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 质量计为 5.5%，Ni 含量以 NiO 质量计为 1.5%，浸渍半小时，之后在 180℃ 下处

理 4h, 得到富矿前驱体材料 1, 性质如表 I-6 中所示。

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℃ 下干燥 5h, 得到约 5 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 质量计为 7.5%, Ni 含量以 NiO 质量计为 1.7%, 浸渍半小时, 之后在 200℃ 下处理 3h, 得到富矿前驱体材料 2, 性质如表 I-6 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℃ 下干燥 5h, 得到载体, 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 4.5%, Ni 含量以 NiO 重量计为 1.0%, 浸渍半小时, 之后在 200℃ 下处理 3h, 得到富矿前驱体材料 3, 性质如表 I-6 中所示。

15 实施例 I-1

本实施例 I-采用的富芳馏分油为 LCO, 来自上海石化 RLG 装置, LCO 加氢操作条件为: 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。

LCO 性质和第一重组分 1 的性质如表 I-1 所示。

20 DOA 来自一种减压渣油, 与第一重组分 1 按照质量比 1:10 混合, 混合原料的性质见表 I-2。

DOA 和第一重组分 1 的混合原料先在溶氢单元 (氢气的送入量与所述脱油沥青和所述第一重组分 1 的混合原料的体积比为 100, 溶氢单元操作温度为 320℃, 压力为 10MPa) 中与氢气混合, 获得的混合物料 25 进入第一反应单元, 第一反应单元的操作条件为: 反应温度为 360℃, 反应压力为 10MPa, 液时体积空速为 0.6h^{-1} , 循环油: 第一反应单元入口原料油体积比例 0.5:1。混合原料加氢后产品性质见表 I-3。

分馏第一反应单元处理得到的液相产品, 大于等于 350℃ 第二重组分性质见表 I-4。

30 小于 350℃ 第二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 I-5。

实施例 I-2

本实施例 I-采用的富芳馏分油为 HCO，来自上海石化催化裂化装置，HCO 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。

HCO 性质和第一重组分 2 性质如表 I-1 所示。

- 5 DOA 来自一种减压渣油，与第一重组分 2 按照质量比 5:10 混合，混合原料的性质见表 I-2。

- DOA 和加氢后 HCO 第一重组分 2 的混合原料先在溶氢单元（氢气的送入量与所述脱油沥青和所述第一重组分 2 的混合原料的体积比为 100，溶氢单元操作温度为 320℃，压力为 10MPa）中与氢气混合，
10 获得的混合物料进入第一反应单元，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 0.6h^{-1} ，循环油：第一反应单元入口原料油体积比例 0.5:1。混合原料加氢后产品性质见表 I-3。

- 分馏第一反应单元处理得到的液相产品，大于等于 350℃第二重组
15 分性质见表 I-4。

小于 350℃第二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 I-5。

实施例 I-3

- 本实施例 I-采用的富芳馏分油为与实施例 I-1 中相同的 LCO，LCO
20 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。

LCO 性质和第一重组分 3 性质如表 I-1 所示。

DOA 来自一种减压渣油，与第一重组分 3 按照质量比 10:10 混合，混合原料的性质见表 I-2。

- 25 DOA 和第一重组分 3 的混合原料先在溶氢单元（氢气的送入量与
所述脱油沥青和所述第一重组分 3 的混合原料的体积比为 100，溶氢单元
操作温度为 320℃，压力为 8MPa）中与氢气混合，获得的混合物料
进入第一反应单元，在第一反应单元的操作条件为：反应温度为 370
℃，反应压力为 8MPa，液时体积空速为 0.6h^{-1} ，循环油：第一反应单
30 元入口原料油体积比例 0.5:1。混合原料加氢后产品性质见表 I-3。

分馏第一反应单元处理得到的液相产品，大于等于 350℃第二重组
分性质见表 I-4。

将第二重组分在反应温度为 500℃停留时间为 0.5 小时下进行焦化反应，得到石油焦（收率 32 质量%），硫含量为 2.7 质量%。

小于 350℃第二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 I-5。

5 实施例 I-4

本实施例 I-采用的富芳馏分油为煤焦油，来自国内某煤焦化装置，煤焦油加氢操作条件为：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。

煤焦油性质和第一重组分 4 性质如表 I-1 所示。

10 DOA 来自一种减压渣油，与第一重组分 4 按照质量比 15:10 混合，混合原料的性质见表 I-2。

DOA 和第一重组分 4 的混合原料先在溶氢单元（氢气的送入量与
所述脱油沥青和所述第一重组分 4 的混合原料的体积比为 100，溶氢单
元操作温度为 320℃，压力为 12MPa）中与氢气混合，获得的混合物料
15 进入第一反应单元，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 0.6h^{-1} ，循环油：第一反应单
元入口原料油体积比例 2:1。混合原料加氢后产品性质见表 I-3。

分馏第一反应单元处理得到的液相产品，大于等于 350℃第二重组
分性质见表 I-4。

20 小于 350℃第二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 I-5。

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：

本实施例 I-中，第一反应单元的加氢处理的温度为 395℃。

25 其余条件与实施例 I-3 中相同。

混合原料加氢后产品性质见表 I-3。

所得>350℃第二重组分主要物化性质见表 I-3。

实施例 I-6

原料、催化剂装填和重油液相加氢处理装置的操作条件等均同实
30 施例 I-1。所不同的是：

与实施例 I-1 相同的混合原料经液相重油加氢处理后，每过 30 天，
反应温度提 3℃，加氢试验共计运行 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 76 质量% 和 71 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。

5 实施例 I-7

将实施例 I-3 中的小于 350℃ 第二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 6, 停留时间为 2s。

10 结果, 所得产品汽油质量收率为 42%, 汽油 RON 辛烷值为 92。

实施例 I-8

采用与实施例 I-1 相似的工艺, 不同之处在于, 本实施例 I-中 将所得第二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 延迟焦化单元的操作条件为: 反应温度为 510℃, 停留时间为 0.6h。

焦化柴油的硫含量 0.26 质量%, 凝点 -11℃, 十六烷值 48。

焦化蜡油的硫含量 1.12 质量%, 凝点 32℃。

焦化汽油的收率为 14.7%, 硫含量 0.10 质量%, MON 为 61.8。

20 并将焦化柴油和焦化蜡油循环回第三反应单元和所述 LCO 混合, 以进行加氢处理, 反应工艺条件同实施例 I-1。

混合焦化柴油、焦化蜡油以及 LCO 的性质和第一重组分 8 的性质如表 I-1 所示。

DOA 来自一种减压渣油, 与第一重组分 8 按照质量比 1:10 混合, 混合原料的性质见表 I-2。

25 DOA 和第一重组分 8 的混合原料先在溶氢单元 (氢气的送入量与 所述脱油沥青和所述第一重组分 8 的混合原料的体积比为 100, 溶氢单元操作温度为 320℃, 压力为 8MPa) 中与氢气混合, 获得的混合物料 进入第一反应单元, 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 $0.3h^{-1}$, 循环油: 第一反应单元入 30 口原料油体积比例 0.5:1。混合原料加氢后产品性质见表 I-3。

分馏第一反应单元得到的液相产品, 大于等于 350℃ 第二重组分性质见表 I-4。

小于 350℃ 第二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 I-5。

实施例 I-9

将实施例 I-1 所得小于 350℃ 第二轻组分在加氢裂化装置上进行试验, 得到柴油组分。

操作条件为: 反应温度为 360℃, 反应压力为 10MPa, 氢油体积比为 1000, 液时体积空速为 1.0h^{-1} 。

结果: 柴油组分硫含量 5ppm, 凝点 -32℃, 十六烷值 53。

实施例 I-10

采用与实施例 I-1 相似的工艺进行, 所不同的是, 本实施例 I-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 I-3。

分馏第一反应单元处理得到的液相产品, 大于等于 350℃ 第二重组分性质见表 I-4。

小于 350℃ 第二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 I-5。

实施例 I-11

采用与实施例 I-1 相似的工艺进行, 所不同的是, 本实施例 I-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 I-3。

分馏第一反应单元处理得到的液相产品, 大于等于 350℃ 第二重组分性质见表 I-4。

小于 350℃ 第二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 I-5。

实施例 I-12

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

- 5 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=15:35:50 (V/V)。

混合原料加氢后产品性质见表 I-3。

- 10 分馏第一反应单元处理得到的液相产品，大于等于 350℃第二重组分性质见表 I-4。

小于 350℃第二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 I-5。

实施例 I-13

- 15 采用与实施例 I-1 相似的工艺进行，所不同的是，本实施例 I-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=10: 40: 20: 30 (V/V)。

- 20 混合原料加氢后产品性质见表 I-3。

分馏第一反应单元处理得到的液相产品，大于等于 350℃第二重组分性质见表 I-4。

小于 350℃第二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 I-5。

- 25 对比例 I-1

催化剂与装置与实施例 I-1 相似。所不同的是：

本对比例 I-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 I-2。

- 30 与实施例 I-1 中相同，本对比例 I-的混合原料先在溶氢单元中与氢气混合，获得的混合物料进入第一反应单元，经第一反应单元加氢处理后，产品性质见表 I-3。

分馏第一反应单元加氢处理得到的液相产品，大于等于 350℃第二重组分性质见表 I-4。

小于 350℃第二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 I-5。

5 对比例 I-2

催化剂与装置与实施例 I-1 相似。所不同的是：

本对比例 I-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 I-2。

10 与实施例 I-1 中相同，本对比例 I-的混合原料先在溶氢单元中与氢气混合，获得的混合物料进入第一反应单元，经第一反应单元加氢处理后，产品性质见表 I-3。

分馏第一反应单元加氢处理得到的液相产品，大于等于 350℃第二重组分性质见表 I-4。

15 小于 350℃第二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 I-5。

对比例 I-3

催化剂与装置与实施例 I-1 相似。所不同的是：

20 本对比例 I-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℃下），故无法进行下一步试验。

表 I-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 I-1	LCO	14.1	6.4	24.8	11	9	4.8	54.7
	第一重组分 1	1.5	11.6	73.9	20	48.2	5.7	13
实施例 I-2	HCO	5.6	5.3	27.3	15	8	4.3	61.8
	第一重组分 2	2.1	9.1	76.1	22	46.2	7.9	12.7
实施例 I-3	LCO	14.1	6.4	24.8	10	9	5.8	54.7
	第一重组分 3	3.6	10.5	68.5	12.6	45.9	10	17.4
实施例 I-4	煤焦油	20.9	13.9	19.2	8.4	7.5	3.3	46
	第一重组分 4	10.5	17.1	67.5	15	45	7.5	4.9
实施例 I-8	LCO+焦化蜡油+焦化柴油	18.3	34.4	20.6	10	5	5.6	26.7
	第一重组分 8	9.2	26.8	51.6	13.1	38	0.5	12.4

表 I-2: 混合原料性质

	实施例 I-1	实施例 I-2	实施例 I-3	实施例 I-4
种类	DOA:第一重组分 1	DOA:第一重组分 2	DOA:第一重组分 3	DOA:第一重组分 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%	1.45	5.33	18.00	19.60
残炭, 质量%	1.64	6.00	18.00	20.80
硫, 质量%	0.74	2.71	4.07	4.88
粘度(100℃), (mm ² /s)	3.3	10.6	45.1	46.0
Ni+V, (μg/g)	37.5	100.7	216.0	269.2
溶氢后氢含量, 质量%	0.15	0.14	0.14	0.15

表 I-2 (续表): 混合原料性质

	实施例 I-8	对比例 I-1	对比例 I-2
种类	DOA: 第一重组分 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%	1.58	1.55	3.3
残炭, 质量%	1.7	1.69	2.50
硫, 质量%	0.81	0.77	1.28
粘度(100℃), (mm ² /s)	3.9	3.8	4.2
Ni+V, (μg/g)	28.8	35.0	52.7
溶氢后氢含量, 质量%	0.13	0.15	0.15

表 I-3: 液相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	0.4	0.8	0.14	2.1	9
实施例 I-2	0.5	3.2	0.46	5.6	22
实施例 I-3	0.5	4.5	0.47	9.8	30
实施例 I-4	2.7	5.1	0.56	19.1	35
实施例 I-5	0.5	4.2	0.42	5.8	21
实施例 I-8	0.5	1.0	0.16	3.2	10
实施例 I-10	0.4	1.2	0.12	1.8	9
实施例 I-11	0.6	1.5	0.12	1.8	15
实施例 I-12	0.4	0.9	0.13	1.8	20
实施例 I-13	0.3	0.8	0.14	1.9	18
对比例 I-1	1.1	1.2	0.48	2.5	16
对比例 I-2	1.6	1.8	0.54	3.9	29

表 I-4: 第二重组分性质

项目	密度(20℃), g/cm ³	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	0.9363	1.2	2.2	0.21	69.6	16
实施例 I-2	0.9570	1.8	5.9	0.69	80.2	35
实施例 I-3	0.9938	4.2	7.9	0.71	103.6	45
实施例 I-4	1.0050	8.9	17.7	0.84	111.2	53
实施例 I-5	0.9931	3.6	6.3	0.63	90.2	37
实施例 I-8	0.9362	1.2	2.5	0.24	81.9	19
实施例 I-10	0.9365	1.2	2.8	0.18	80.5	14
实施例 I-11	0.9366	1.2	2.9	0.18	81.4	23
实施例 I-12	0.9365	1.2	3.0	0.20	79.3	37
实施例 I-13	0.9361	1.9	3.0	0.21	90.5	35
对比例 I-1	0.9696	2.7	2.8	1.02	120.3	34
对比例 I-2	0.9807	2.8	4.1	1.19	121.0	59

表 I-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 I-1	0.72	> 92	< 10
实施例 I-2	0.72	> 92	< 10
实施例 I-3	0.72	> 92	< 10
实施例 I-4	0.72	> 92	< 10
实施例 I-8	0.72	> 92	< 10
实施例 I-10	0.72	> 92	< 10
实施例 I-11	0.72	> 92	< 10
实施例 I-12	0.72	> 92	< 10
实施例 I-13	0.72	> 92	< 10
对比例 I-1	>0.72	<92	11
对比例 I-2	>0.72	<92	11

表 I-6: 富矿前驱体材料性质

	灼减, 质量%	比表 I-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

5 实施例 B

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 70 量%以上的烃类混合物, 在 120℃下, 溶剂: 减压渣油=3: 1 (质量比) 的条件下进行溶剂脱沥青, DAO 质量收率 70%, DOA 质量收率 30%。

10 所得 DAO 和 DOA 的性质见表 II-1。

所得 DAO 和 DOA 的性质见表 II-1。

实施例 II-1

本实施例 II-采用的 DAO 和 DOA 均来自实施例 II-B。

DAO 经第四反应单元中进行加氢反应后的液相产品性质见表 II-1;

液相产品进入 DCC 单元进行反应，得到 LCO1 和 HCO1。

LCO1 在第三反应单元中进行加氢饱和后分馏以获得第一轻组分 1 和第一重组分 1，第三反应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 5 和第一重组分 1 性质如表 II-2 所示。

DOA 与第一重组分 1 按照质量比 1:10 混合，混合原料的性质见表 II-3。

DOA 和第一重组分 1 进入溶氢单元中与氢气混合，获得的混合物料（其中的氢含量见表 II-3 中）在第一反应单元的操作条件为：反应 10 温度为 360℃，反应压力为 10MPa，液时体积空速为 0.3h⁻¹，循环油：第一反应单元入口原料油体积比例 0.5:1。混合原料加氢后产品性质见表 II-4。

分馏第一反应单元处理得到的液相产品，大于等于 350℃第二重组分性质见表 II-5。

15 小于 350℃第二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 II-6。

实施例 II-2

本实施例 II-采用的 DAO 和 DOA 均来自实施例 II-B。

DAO 经第四反应单元中进行加氢反应后的液相产品性质见表 II-1； 20 液相产品进入 DCC 单元进行反应，得到 LCO2 和 HCO2。

HCO2 在第三反应单元中进行加氢饱和后分馏以获得第一轻组分 2 和第一重组分 2，第三反应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 和第一重组分 2 性质如表 II-2 所示。

25 DOA 与第一重组分 2 按照质量比 5:10 混合，混合原料的性质见表 II-3。

DOA 和第一重组分 2 进入溶氢单元中与氢气混合，获得的混合物料（其中的氢含量见表 II-3 中）在第一反应单元的操作条件为：反应 30 温度为 380℃，反应压力为 8MPa，液时体积空速为 0.3h⁻¹，循环油：第一反应单元入口原料油体积比例 0.5:1。混合原料加氢后产品性质见表 II-4。

分馏第一反应单元处理得到的液相产品，大于等于 350℃第二重组

分性质见表 II-5。

小于 350℃ 第二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 II-6。

实施例 II-3

5 本实施例 II-采用的 DAO 和 DOA 均来自实施例 II-B。

DAO 经第四反应单元中进行加氢反应后的液相产品性质见表 II-1；液相产品进入 DCC 单元（操作条件同实施例 II-1 中）进行反应，得到 LCO1 和 HCO1。

10 LCO1 在第三反应单元中进行加氢饱和后分馏以获得第一轻组分 3 和第一重组分 3，第三反应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 和第一重组分 3 性质如表 II-2 所示。

DOA 与第一重组分 3 按照质量比 10:10 混合，混合原料的性质见表 II-3。

15 DOA 和第一重组分 3 进入溶氢单元中与氢气混合，获得的混合物料（其中的氢含量见表 II-3 中）在第一反应单元的操作条件为：反应温度为 370℃，反应压力为 8MPa，液时体积空速为 0.3h^{-1} ，循环油：第一反应单元入口原料油体积比例 0.5:1。混合原料加氢后产品性质见表 II-4。

20 分馏第一反应单元处理得到的液相产品，大于等于 350℃ 第二重组分性质见表 II-5。

将该第二重组分在反应温度为 500℃ 停留时间为 0.5 小时下进行焦化反应，得到石油焦（收率 31 质量%），硫含量为 2.7 质量%。

25 小于 350℃ 第二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 II-6。

实施例 II-4

本实施例 II-采用的 DAO 和 DOA 均来自实施例 II-B。

30 DAO 经第四反应单元中进行加氢反应后的液相产品性质见表 II-1；液相产品进入 DCC 单元（操作条件同实施例 II-1 中）进行反应，得到 LCO1 和 HCO1。

本实施例 II-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 II-1）和 LCO1，LCO1 与煤焦油的质量比为 1:1，富芳馏分

油在第三反应单元中进行加氢饱和后分馏以获得第一轻组分 4 和第一重组分 4，第三反应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。富芳馏分油和第一重组分 4 的性质如表 II-2 所示。

- 5 DOA 与第一重组分 4 按照质量比 15:10 混合，混合原料的性质见表 II-3。

DOA 和第一重组分 4 进入溶氢单元中与氢气混合，获得的混合物料（其中的氢含量见表 II-3 中）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} ，循环油：
10 第一反应单元入口原料油体积比例 0.5:1。混合原料加氢后产品性质见表 II-4。

分馏第一反应单元处理得到的液相产品，大于等于 350℃第二重组分性质见表 II-5。

- 15 小于 350℃第二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 II-6。

实施例 II-5

采用与实施例 II-3 相似的方法进行，所不同的是：

本实施例 II-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 II-3 中相同。

- 20 混合原料加氢后产品性质见表 II-4。

分馏第一反应单元处理得到的液相产品，大于等于 350℃第二重组分性质见表 II-5。

实施例 II-6

催化剂装填和加氢处理的操作条件同实施例 II-4。

- 25 与实施例 II-4 相同的混合原料经第一反应单元加氢处理后，每过 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 69 质量% 和 60 质量%，是提炼高价值 V_2O_5 的高品质材料。

- 30 实施例 II-7

将实施例 II-3 中的小于 350℃第二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 6，停留时间为 3s。

结果，产品汽油质量收率为 40%，汽油 RON 辛烷值为 93。

实施例 II-8

- 5 采用与实施例 II-1 相似的工艺，不同之处在于，本实施例 II-中将所得第二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：反应温度为 510℃，停留时间为 0.6h。

焦化柴油的硫含量 0.26 质量%，凝点-11℃，十六烷值 48。

- 10 焦化蜡油的硫含量 1.12 质量%，凝点 32℃。

焦化汽油的收率为 14.7%，硫含量 0.10 质量%，MON 为 61.8。

- 并将焦化柴油和焦化蜡油循环回第三反应单元和所述 LCO1 混合，以进行加氢饱和后分馏以获得切割点为 180℃的第一轻组分 8 和第一重组分 8，反应工艺条件同实施例 II-1。混合焦化柴油、焦化蜡油以及 LCO1 的油料的性质和第一重组分 8 的性质如表 II-2 所示。

DOA 来自实施例 II-B，与第一重组分 8 按照质量比 1:10 混合，混合原料的性质见表 II-3。

- DOA 和第一重组分 8 进入溶氢单元中与氢气混合，获得的混合物料（其中的氢含量见表 II-3 中）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 II-4。

分馏第一反应单元处理得到的液相产品，大于等于 350℃第二重组分性质见表 II-5。

- 25 小于 350℃第二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 II-6。

实施例 II-9

将实施例 II-1 所得小于 350℃第二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 360℃，反应压力为 12MPa，氢油体积比为 1000，液时体积空速为 1.0h⁻¹。

结果：所得柴油组分性质为硫含量 5ppm，凝点-33℃，十六烷值 53。

实施例 II-10

采用与实施例 II-1 相似的工艺进行，所不同的是，本实施例 II-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 II-4。

分馏第一反应单元处理得到的液相产品，大于等于 350℃第二重组分性质见表 II-5。

小于 350℃第二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 II-6。

实施例 II-11

采用与实施例 II-1 相似的工艺进行，所不同的是，本实施例 II-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 II-4。

分馏第一反应单元处理得到的液相产品，大于等于 350℃第二重组分性质见表 II-5。

小于 350℃第二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 II-6。

实施例 II-12

采用与实施例 II-1 相似的工艺进行，所不同的是，本实施例 II-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。各催化剂之间的装填比为：RG-30B：RDM-33B：RCS-31=15:40:45（V/V）。

混合原料加氢后产品性质见表 II-4。

分馏第一反应单元处理得到的液相产品，大于等于 350℃ 第二重组分性质见表 II-5。

小于 350℃ 第二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 II-6。

5 实施例 II-13

采用与实施例 II-1 相似的工艺进行，所不同的是，本实施例 II-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：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。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=10：40：25：35（V/V）。

混合原料加氢后产品性质见表 II-4。

分馏第一反应单元处理得到的液相产品，大于等于 350℃ 第二重组分性质见表 II-5。

15 小于 350℃ 第二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 II-6。

对比例 II-1

催化剂与装置与实施例 II-1 相似。所不同的是：

20 本对比例 II-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 II-3。

混合原料进入溶氢单元中与氢气混合，获得的混合原料（其中的氢含量见表 II-3 中）经第一反应单元加氢处理后，产品性质见表 II-4。

25 分馏第一反应单元加氢处理得到的液相产品，大于等于 350℃ 第二重组分性质见表 II-5。

小于 350℃ 第二轻组分在第二反应单元上进行试验，得到加氢裂化产品，性质见表 II-6。

对比例 II-2

催化剂与装置与实施例 II-1 相似。所不同的是：

30 本对比例 II-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 II-3。

混合原料进入溶氢单元中与氢气混合，获得的混合原料（其中的氮含量见表 II-3 中）经第一反应单元加氢处理后，产品性质见表 II-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℃第二重组分性质见表 II-5。

5 小于 350℃第二轻组分在第二反应单元上进行试验，得到加氢裂化产品，性质见表 II-6。

对比例 II-3

催化剂与装置与实施例 II-1 相似。所不同的是：

对比例 II-3 中富芳馏分油 QY 不经过部分加氢饱和处理装置，而
10 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℃下），故无法进行下一步试验。

表 II-1：DOA、DAO 及第四反应单元加氢处理后液相产品等的性质

项目	DOA	DAO	第四反应单元加氢处理后液相产品
密度(20℃)，g/cm ³	1153.6	981.1	939.1
残炭，质量%	53.5	10.4	5.1
硫含量，质量%	7.2	4.5	0.39
氮含量，质量%	0.68	0.39	0.21
(Ni+V)，μg/g	390	39	6.8

15

表 II-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 II-1	LCO1	10.9	3.5	27.8	12	5	10.8	57.8
	第一重组分 1	2.7	9.8	71.4	18.5	48.6	4.3	16.1
实施例 II-2	HCO2	12.9	20	13.1	5	5	3.1	54
	第一重组分 2	2.1	22.5	67.9	12	43.6	12.3	7.5
实施例 II-3	LCO1	10.9	3.5	27.8	12	5	10.8	57.8
	第一重组分 3	8	8.2	69.9	12	47.9	10	13.9
实施例 II-4	LCO1+煤焦油	17.9	13.6	15.9	5	7.1	3.8	52.6
	第一重组分 4	5.9	14.9	59.8	10	47	2.8	19.4
实施例 II-8	焦化蜡油+焦化柴油+LCO1	22.7	32.4	21.3	11	6.9	3.4	23.6
	第一重组分 8	9.1	29.1	46.5	9.1	35.9	1.5	15.3

表 II-3: 混合原料性质

	实施例 II-1	实施例 II-2	实施例 II-3	实施例 II-4
种类	DOA:第一重组分 1	DOA:第一重组分 2	DOA:第一重组分 3	DOA:第一重组分 4
质量比	1:10	5:10	10:10	1:10
20℃ 状态	液态	液态	液态	液态
C ₇ 不溶物, 质量%	3.3	12.1	19.3	25.2
残炭, 质量%	4.6	8.9	20.3	26.9
硫, 质量%	1.31	2.51	3.3	4.15
粘度(100℃), (mm ² /s)	2.7	3.9	40.1	45.4
Ni+V, (μg/g)	35.2	106.7	182.2	252.6
溶氢后氢含量, 质量%	0.15	0.15	0.14	0.15

表 II-3 (续表): 混合原料性质

	实施例 II-8	对比例 II-1	对比例 II-2
种类	DOA: 第一重组分 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	3.5	4.6
残炭, 质量%	4.7	4.9	5.9
硫, 质量%	1.33	1.35	2.01
粘度(100℃), (mm ² /s)	2.9	2.9	3.0
Ni+V, (μg/g)	36.2	35.6	50.1
溶氢后氢含量, 质量%	0.15	0.14	0.15

表 II-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 II-1	0.49	2.3	0.19	1.7	8.0
实施例 II-2	0.51	5.1	0.38	2.9	19.3
实施例 II-3	2.49	9.39	0.54	10.1	26.4
实施例 II-4	3.90	11.50	0.69	12.4	39.5
实施例 II-5	2.43	9.05	0.52	9.8	25.9
实施例 II-8	0.51	2.4	0.21	1.9	8.5
实施例 II-10	0.49	2.5	0.20	1.8	8.0
实施例 II-11	0.51	2.5	0.22	1.9	8.3
实施例 II-12	0.55	2.9	0.29	2.2	8.9
实施例 II-13	0.53	2.7	0.25	2.0	8.9
对比例 II-1	2.18	3.4	0.56	2.3	12.7
对比例 II-2	2.42	4.6	0.64	5.4	25.6

表 II-5: 第二重组分性质

项目	密度(20℃), g/cm ³	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 II-1	0.9291	2.7	3.5	0.47	81.09	16
实施例 II-2	0.9380	3.8	7.1	0.77	93.31	25
实施例 II-3	0.9729	4.2	14.1	1.51	107.22	42
实施例 II-4	0.9813	8.9	17.9	1.64	110.45	58
实施例 II-5	0.9709	4.1	13.6	1.48	105.09	39
实施例 II-8	0.9297	2.7	3.6	0.48	82.01	16
实施例 II-10	0.9301	2.8	3.6	0.49	83.92	17
实施例 II-11	0.9303	2.9	3.6	0.49	83.98	18
实施例 II-12	0.9312	3.0	4.0	0.55	86.78	21
实施例 II-13	0.9309	2.9	3.8	0.51	85.79	19
对比例 II-1	0.9355	5.7	6.2	0.99	87.59	25
对比例 II-2	0.9518	7.9	8.1	1.11	100.72	53

表 II-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 II-1	0.72	> 92	< 10
实施例 II-2	0.72	> 92	< 10
实施例 II-3	0.72	> 92	< 10
实施例 II-4	0.72	> 92	< 10
实施例 II-8	0.72	> 92	< 10
实施例 II-10	0.72	> 92	< 10
实施例 II-11	0.72	> 92	< 10
实施例 II-12	0.72	> 92	< 10
实施例 II-13	0.72	> 92	< 10
对比例 II-1	>0.72	<92	13
对比例 II-2	>0.72	<92	12

表 II-7: 富矿前驱体材料性质

	灼减, 质量%	比表 II-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. 一种加工富芳馏分油的方法，其特征在于，该方法包括：

5 (2) 将脱油沥青和含有第一重组分的含芳烃物流引入至溶氢单元中与氢气混合，并将混合后的物料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低于 400℃ 时呈液态；

(3) 将来自所述第一反应单元的液相产物进行分馏，得到第二轻组分和第二重组分，其中，所述第二轻组分和所述第二重组分的切割
10 点为 240~450℃；

(41) 将所述第二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

15 (42) 将所述第二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；或者将所述第二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，该方法还包括：

(1) 将富芳馏分油引入至第三反应单元中进行加氢饱和后分馏以
20 获得第一轻组分和第一重组分，所述第一轻组分和所述第一重组分的切割点为 100-250℃，所述第一重组分中的芳烃含量为大于等于 20 质量%；其中，所述第一重组分用作步骤 (2) 中所述含芳烃物流所含有的第一重组分。

3. 根据权利要求 1 所述的方法，其中，在步骤 (2) 中，所述第一
25 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液相加氢反应单元，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。

4. 根据权利要求 1 所述的方法，其中，在步骤 (2) 中，所述脱油
30 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。

5. 根据权利要求 1 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;

优选地,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 6. 根据权利要求 1 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%。

7. 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
10 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%,优选不大于 40%,更优选不大于 30%。

8. 根据权利要求 1 所述的方法,其中,在步骤(2)中,所述脱油沥青与所述含芳烃物流的用量质量比为 1:10~50:10,优选为 2:10~30:10;
15 更优选为 3:10~15:10。

9. 根据权利要求 1 所述的方法,其中,该方法还包括:将步骤(42)中获得的所述焦化柴油和/或所述焦化蜡油循环回步骤(1)中的所述第一反应单元进行加氢饱和。

10. 根据权利要求 1 所述的方法,其中,在步骤(1)中,所述第三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
20 一种反应器;

优选地,所述第三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;

25 优选地,所述第三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。

11. 根据权利要求 1 所述的方法,其中,在步骤(2)中,所述第一反应单元中的操作条件包括:反应温度 260~500℃,反应压力为
30 2.0~20.0MPa,循环油与所述第一反应单元入口原料油的体积比例为 0.1:1 至 15:1,液时体积空速为 0.1~1.5h⁻¹。

12. 根据权利要求 1 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 $80\text{m}^2/\text{g}$ ，吸水率不低于 0.9g/g 。

13. 根据权利要求 12 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。

14. 根据权利要求 13 所述的方法，其中，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 and 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；

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%；

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 5:95~95:5。

15. 根据权利要求 1 所述的方法，其中，在步骤（41）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 $360\sim 420^\circ\text{C}$ ，反应压力为 $10.0\sim 18.0\text{MPa}$ ，氢油体积比为 $600\sim 2000$ ，液时体积空速为 $1.0\sim 3.0\text{h}^{-1}$ ；

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。

16. 根据权利要求 1 所述的方法，其中，在步骤（41）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；

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 $500\sim 600^\circ\text{C}$ ，剂油比为 3~12，停留时间为 0.6~6s。

17. 根据权利要求 1 所述的方法，其中，在步骤（41）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 $330\sim 420^\circ\text{C}$ ，反应压力为 $5.0\sim 18.0\text{MPa}$ ，氢油体积比为 $500\sim 2000$ ，液时体积空速为 $0.3\sim 3.0\text{h}^{-1}$ ；

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。

18. 根据权利要求 1 所述的方法，其中，在步骤（42）中，将所述

第二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，且所述至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（42）中，所述第二重组分的硫含量不大于 1.8 质量%，将所述第二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%。

19. 根据权利要求 1 所述的方法，其中，在步骤（42）中，将所述第二重组分作为低硫船用燃料油组分，且控制条件使得所述低硫船用燃料油组分中的硫含量不大于 0.5 质量%。

10 20. 根据权利要求 2 所述的方法，该方法还包括：

（11）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；

（12）将所述脱沥青油引入至第四反应单元中进行加氢反应，并将所述第四反应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，所述第四反应单元为固定床反应单元；

将含有来自所述 DCC 单元的 LCO 和/或 HCO 的富芳馏分油用作所述步骤（1）中富芳馏分油。

21. 根据权利要求 20 所述的方法，其中，该方法还包括：将步骤（42）中获得的所述焦化柴油和/或所述焦化蜡油循环回所述第三反应单元中进行加氢饱和。

22. 根据权利要求 20 所述的方法，其中，在步骤（12）中，所述第四反应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（12）中，所述第四反应单元中装填有至少两种加氢催化剂；

优选地，在步骤（12）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（12）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。

23. 一种加工富芳馏分油的系统，其特征在于，该系统包括：

第三反应单元，该第三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一轻组分和第一重组分；

溶氢单元，该溶氢单元与所述第三反应单元保持流体连通，用于
5 将脱油沥青和含有来自所述第三反应单元的第一重组分的含芳烃物流在其中与氢气混合；

第一反应单元，该第一反应单元为液相加氢反应单元且与所述溶氢单元保持流体连通，用于将所述溶氢单元的混合物料在其中进行加氢反应；

10 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二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
15 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二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
20 单元中获得的第二重组分作为低硫船用燃料油组分引出系统。

24. 根据权利要求 23 所述的系统，其中，所述延迟焦化单元与所述溶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一反应单元中。

25. 根据权利要求 23 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溶氢单元保持流体连通，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溶氢单元中。

26. 根据权利要求 23 所述的系统，该系统还包括：

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
30 行溶剂脱沥青处理，得到脱油沥青和脱沥青油；

第四反应单元，该第四反应单元与所述溶剂脱沥青单元保持流体连通，且该第四反应单元为固定床反应单元，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 单元与所述第四反应单元保持流体连通，用于将所述第四反应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；

- 5 其中该 DCC 单元与所述第三反应单元保持流体连通，以将含有来自所述 DCC 单元的 LCO 和/或 HCO 的富芳馏分油输送至所述第三反应单元中用作所述富芳馏分油。