

## 一种加氢裂化的方法和系统

### 技术领域

本发明涉及烃类原料处理技术领域，具体涉及一种蜡油原料的加氢裂化的方法和系统。

### 5 背景技术

在原油二次加工技术中，加氢裂化技术具有原料适应性强、生产操作和产品方案灵活、产品质量优等优点，能将原料油转化为清洁燃料和化工原料，为炼化企业产品分布和产品质量调整及油化结合的重要加工工艺之一。

- 10 加氢裂化的原料油通常为蜡油，蜡油原料由链烷烃、环烷烃和芳烃分子组成，碳数范围约为 20-40。现有技术中，常规的加氢裂化催化剂主要以 Y 型或  $\beta$  型分子筛为催化材料，利用其催化材料的酸性功能进行断链反应，因此，常规加氢裂化技术转化蜡油原料过程中，除发生环烷烃的开环裂化反应外，链烷烃、芳烃或环烷烃分子的长侧链上也会发生断
- 15 链反应，使得各产品馏分中同时存在链烷烃、有侧链的环烷烃和有侧链的芳烃，导致加氢裂化产品中蒸汽裂解制乙烯原料(尾油、轻石脑油)难以实现链烷烃的高效富集，同时其产品中重整料(重石脑油)难以实现环烷烃和芳烃的高效富集。

- CN87105808A 公开了一种加氢裂化润滑油基础油料加氢脱蜡改进方
- 20 法，该方法将加氢裂化或溶剂脱蜡润滑油基础油依次通过具有脱蜡活性的催化剂床层和加氢补充精制催化剂床层，从而生产得到浊点降低的润滑油基础油产品。

- CN102959054A 公开了一种烃的联合加氢裂化和脱蜡方法，该方法将原料油依次经过加氢处理和第一加氢裂化反应区反应，得到第一加氢裂
- 25 化反应流出物进入第一催化脱蜡反应区进行反应，反应流出物经分离和分馏得到石脑油馏分、第一柴油馏分和底部产物馏分，其中底部产物馏分在第二加氢裂化或第二催化脱蜡反应区进行反应，反应流出物经分离和分馏形成第二柴油馏分和润滑油产物馏分。

- CN102311785A 公开了环烷基馏分油加氢生产润滑油基础油的方法，
- 30 该方法以环烷基原料油为原料，采用含  $\beta$  型分子筛加氢处理催化剂、和含 ZSM-5 型分子筛的加氢降凝催化剂和加氢补充精制的方法生产倾点降低的橡胶填充油产品。

CN102971401B 公开了一种烃类的联合加氢裂化和脱蜡方法，该方法先将原料油进行加氢处理，加氢处理产物分离得到液相残留物进行催化脱蜡和加氢裂化反应，反应流出物经过分离分馏后得到柴油产品馏分和润滑油基础油产品馏分。

5 CN106609803A 公开了一种生产高粘度指数加氢裂化尾油的催化剂及其制备方法，该方法通过将大孔氧化铝、改性 USY 分子和改性 ZSM-48 分子筛混合制备得到催化剂，并采用该催化剂使原料发生加氢开环和加氢异构反应生产质量烷烃含量低、异构烃类含量高及年度指数高的润滑油基础油产品。

10 从上述列举的现有技术可知，常规的加氢裂化技术主要问题为：其一，常规加氢裂化技术，主要采用含有 Y 型分子筛的加氢裂化催化剂，将蜡油原料油转化为馏程降低的产品馏分，但是不能按照分子结构组成发生相应的裂化反应，未能实现蜡油原料烃分子的按照烃分子结构类型的高效转化，产品质量和附加值较低。其二，现有加氢裂化技术在生产  
15 高附加值的环烷基特种产品时，或受限于仅能采用环烷基蜡油原料，或通过将正构链烷烃转化为含支链的异构烷的催化脱蜡反应单元来实现产品低温流动性的改善，其工艺流程复杂，装置投资和操作费用高。

因此，开发出可满足蜡油原料分子按照链结构和环结构分别转化的碳链梯级转化加氢裂化技术，对实现蜡油原料“宜芳则芳、宜烯则烯”的高  
20 效利用有重要现实意义。

#### 发明内容

本发明是为了解决现有加氢裂化技术中所存在的蜡油原料分子结构无差别转化所带来的产品附加值低和蜡油原料分子利用效益低的问题。

本发明的第一方面提供一种加氢裂化的方法，包括：

25 (1)加氢处理单元，蜡油原料油与氢气的混合物料在加氢处理单元依次与加氢保护剂、任选的加氢脱金属催化剂、加氢精制催化剂接触进行反应，得到反应流出物；

(2)第一加氢裂化单元，步骤(1)所得反应流出物进入第一加氢裂化单元，在氢气的存在下与加氢裂化催化剂 I 接触进行反应，所得反应流出物  
30 经分离后，至少得到轻馏分 I 和重馏分 I；所述轻馏分 I 中富含链烷烃，在轻馏分 I 中链烷烃的质量分数至少为 82%，所述重馏分 I 中富含环烷烃和芳烃，在重馏分 I 中 >350℃ 馏分的烃类组成中，环烷烃和芳烃的质量分

数之和大于 82%;

(3)第二加氢裂化单元,步骤(2)所得重馏分 I 进入第二加氢裂化单元,在氢气的存在下与加氢裂化催化剂 II 和/或加氢处理催化剂接触进行反应,所得反应流出物经分离后,至少得到轻馏分 II 和重馏分 II。

- 5        在本发明中,蜡油原料油的初馏点为 300-350℃,选自常压蜡油、减压蜡油、加氢蜡油、焦化蜡油、催化裂化重循环油、脱沥青油中的一种或几种。

10        本发明为了提高蜡油原料油中烃分子的利用价值,提供了一种可实现基于烃分子结构特征的加氢裂化方法,在本发明中蜡油原料油和氢气混合物料先经过加氢处理单元接触反应后,反应流出物进入第一加氢裂化单元与加氢裂化催化剂 I 进行反应,实现蜡油原料油中链结构的选择性转化得到富含链烷烃的轻馏分 I 和富含环状烃(环烷烃和芳烃)的重馏分 I,重馏分 I 与氢气混合后进入第二加氢裂化反应单元与加氢裂化催化剂 II 和/或加氢处理催化剂进行反应,从而得到富含环烷烃和芳烃的轻馏分 II  
15        及低温流动性好的富含环状烃的重馏分 II。本发明从整体上实现了蜡油原料油按照烃分子链结构和环结构类型进行选择性的转化,分别得到富含链烷烃和富含环状烃的产品馏分。

20        根据分离方式不同,反应流出物有不同的切割方案,在本发明的其中一种实施方式中,第一加氢裂化单元所得反应流出物经分离后得到轻馏分 I 和重馏分 I,轻馏分 I 的初馏点为 20℃-30℃,轻馏分 I 和重馏分 I 的切割点为 65℃-120℃,优选为 65-105℃;所述轻馏分 I 中富含链烷烃,优选在轻馏分 I 中链烷烃的质量分数至少为 85%。富含链烷烃的轻馏分 I 可作为优质蒸汽裂解制乙烯装置原料。所得重馏分 I 中富含环烷烃和芳烃,在重馏分 I 中>350℃馏分的烃类组成中,环烷烃和芳烃的质量分数之和大于 82%。  
25        在本发明的另一种实施方式中,第一加氢裂化单元所得反应流出物经分离后得到轻馏分 I、中馏分 I 和重馏分 I,轻馏分 I 的初馏点为 20℃-30℃,轻馏分 I 和中馏分 I 的切割点为 65℃-120℃,优选为 65-105℃,中馏分 I 和重馏分 I 的切割点为 160-180℃。所述轻馏分 I 中富含链烷烃,优选在轻馏分 I 中链烷烃的质量分数至少为 85%。所述中馏分 I 即可单独作为产品,也可送至第二加氢裂化单元的分馏塔,进行再次切割后,得到部分轻馏分 II 组分和重馏分 II 组分。所得重馏分 I 中富含环烷烃和/或芳

烃，在重馏分 I 中  $>350^{\circ}\text{C}$  馏分的烃类组成中，环烷烃和芳烃的质量分数之和大于 82%。

为了进一步提高重馏分 I 中烃分子的利用价值，本发明将重馏分 I 送至第二加氢裂化单元进行选择裂化反应，所得反应流出物经分离后得到轻馏分 II 和重馏分 II。在本发明其中一种实施方式中，所得轻馏分 II 的初馏点为  $65^{\circ}\text{C}$ - $100^{\circ}\text{C}$ ，轻馏分 II 和重馏分 II 的切割点为  $155$ - $180^{\circ}\text{C}$ ，优选为  $160$ - $175^{\circ}\text{C}$ 。在轻馏分 II 中环烷烃和芳烃的质量分数之和至少为 58%，是优质的重整料。根据不同的产品方案，所得重馏分 II 具有不同的切割方案，在不同的切割方案中，重馏分 II 可以切割为大比重航煤馏分、变压器油基础油和冷冻机油等多种环烷基特种油品。在本发明其中一种实施方式中，所得重馏分 II 中  $>350^{\circ}\text{C}$  馏分环烷烃质量分数至少为 50%。富含环烷烃的重馏分 II 低温流动性好，重馏分 II 可作为各种高附加值的环烷基特种油品。

在本发明的一种实施方式中，在加氢处理单元中，以加氢处理单元整体催化剂为基准，加氢保护剂、任选的加氢脱金属催化剂、加氢精制催化剂的装填体积分数分别为：3%-10%；0%-20%；70%-90%。

所述加氢保护剂为本领域常规的重质烃类油品加工的加氢保护剂，不限于蜡油加氢保护剂、渣油加氢保护剂或其级配组合。

在优选的情况下，所述的加氢保护剂含有载体和负载在载体上的活性金属组分，载体选自氧化铝、氧化硅和氧化钛中的一种或几种，活性金属组分选自第 VIB 族金属、第 VIII 族非贵金属中的一种或几种，以加氢保护剂的重量为基准，以氧化物计，活性金属组分为 0.1-15 重量%，加氢保护剂的粒径为 0.5-50.0mm，堆密度为  $0.3$ - $1.2\text{g}/\text{cm}^3$ ，比表面积为  $50$ - $300\text{m}^2/\text{g}$ 。

所述加氢脱金属催化剂为本领域常规的重质烃类油品加工的加氢脱金属催化剂，不限于蜡油加氢脱金属催化剂、渣油加氢脱金属催化剂或其级配组合。

在优选的情况下，所述的加氢脱金属催化剂含有载体和负载在载体上的活性金属组分，载体选自氧化铝、氧化硅和氧化钛中的一种或几种，活性金属组分选自第 VIB 族金属、第 VIII 族非贵金属中的一种或几种，以加氢脱金属催化剂的重量为基准，以氧化物计，活性金属组分为 3-30 重量%，加氢脱金属催化剂的粒径为 0.2-2.0mm，堆密度为  $0.3$ - $0.8\text{g}/\text{cm}^3$ ，

比表面积为 100-250m<sup>2</sup>/g。

在本发明中，“任选”的意思是指相应的步骤、催化剂或者成分是可选择的，而非必需的，亦即该步骤、催化剂或者成分可存在也可以不存在。

在本发明的一种实施方式中，所述加氢精制催化剂是负载型催化剂，  
5 载体为氧化铝和/或氧化硅-氧化铝，活性金属组分为至少一种选自第 VIB 族金属和/或至少一种选自第 VIII 族金属；所述第 VIII 族金属选自镍和/或钴，所述第 VIB 族金属选自钼/或钨，以加氢精制催化剂的总重量为基准，以氧化物计，第 VIII 族金属的含量为 1-15 重量%，第 VIB 族金属的含量为 5-40 重量%，

10 在优选的情况下，所述加氢精制催化剂的活性金属组分选自镍、钼和钨金属中的两种或三种。

在本发明的一种实施方式中，加氢处理单元的反应条件为：氢分压为 3.0MPa-20.0MPa，反应温度为 280℃-400℃，液时体积空速为 0.5h<sup>-1</sup>-6h<sup>-1</sup>，氢油体积比为 300-2000。

15 在优选的情况下，在加氢处理单元，控制原料油的芳烃饱和率小于等于 58%。本发明的发明人深入研究发现，如果芳烃饱和率过高，当加氢处理单元的反应流出物进入第一加氢裂化单元后，会导致第一加氢裂化反应单元中环烷烃开环裂化反应增加，对蜡油原料油按照链结构和环结构定向转化反应效果产生不利影响。

20 原料芳烃饱和率=100%\*(原料芳烃含量-加氢处理反应单元流出物芳烃含量)/原料芳烃含量。

在本文中，如果没有特别指出的话，含量是基于重量的含量。

在本发明的一种实施方式中，第一加氢裂化单元的反应条件为：氢分压为 3.0MPa-20.0MPa，反应温度为 280℃-400℃，液时体积空速为  
25 0.5h<sup>-1</sup>-6h<sup>-1</sup>，氢油体积比为 300-2000。

为了更好地实现蜡油原料油按照烃分子链结构和环结构类型进行选择性高效转化，在本发明的一种实施方式中，第一加氢裂化反应单元的 >350℃ 馏分转化率控制范围为：

由 100\*(A 重量%/蜡油原料油中 >350℃ 馏分质量分数)至 100\*(B 重量  
30 %/蜡油原料油中 >350℃ 馏分质量分数)，

其中，A 为蜡油原料油中链烷烃质量分数，B 为蜡油原料油中链烷烃、一环烷烃、单环芳烃的质量分数总和，

其中，第一加氢裂化反应单元的 $>350^{\circ}\text{C}$ 馏分转化率 $=100\% \times (\text{蜡油原料油中} >350^{\circ}\text{C} \text{ 馏分质量分数} - \text{第一加氢裂化反应单元反应产物中} >350^{\circ}\text{C} \text{ 馏分质量分数}) / \text{蜡油原料油中} >350^{\circ}\text{C} \text{ 馏分质量分数}$ 。

同样，为了更好地实现蜡油原料油按照烃分子链结构和环结构类型  
5 进行选择高效转化，在本发明的一种实施方式中，在第一加氢裂化反应单元中，通过调整第一加氢裂化反应单元的反应温度、体积空速、氢油比和反应压力中的一个或多个工艺条件参数使得原料油的链烷烃转化率为56%-95%，环烷烃和芳烃之和的转化率为10%-65%，优选通过反应温度和体积空速调控链烷烃转化率，以及环烷烃和芳烃的转化率，

10 其中

所述的链烷烃转化率为 $=(\text{原料中链烷烃含量} - \text{第一加氢裂化反应单元产物中} >350^{\circ}\text{C} \text{ 馏分链烷烃含量} \times \text{第一加氢裂化反应单元产物中} >350^{\circ}\text{C} \text{ 馏分质量分数}) / \text{原料中链烷烃含量}$ ；

所述的环烷烃和芳烃之和的转化率为 $=(\text{原料中环烷烃和芳烃的含量之和} - \text{第一加氢裂化反应单元产物中} >350^{\circ}\text{C} \text{ 馏分环烷烃和芳烃的含量之和} \times \text{第一加氢裂化反应单元产物中} >350^{\circ}\text{C} \text{ 馏分质量分数}) / \text{原料中环烷烃和芳烃的含量之和}$ 。  
15

对于原料芳烃饱和率、对于第一加氢裂化反应单元的 $>350^{\circ}\text{C}$ 馏分转化率、链烷烃转化率、环烷烃和芳烃转化率，本领域技术人员知晓如何  
20 通过合理设置操作参数如氢分压或反应压力、反应温度、(液时)体积空速、氢油体积比来进行控制。例如，反应温度和液时体积空速对饱和率/转化率的影响最显著，特别是反应温度。

对于原料芳烃饱和率、对于第一加氢裂化反应单元的 $>350^{\circ}\text{C}$ 馏分转化率、链烷烃转化率、环烷烃和芳烃转化率，通过下述方式确定操作参  
25 数来控制饱和率和/或转化率：

(1) 设定实际饱和率/转化率与目标饱和率/转化率的目标差值，如20%，

(2) 预定一组操作参数，包括氢分压或反应压力、反应温度、液时体积空速、和氢油体积比，确定该预定操作参数下的实际饱和率/转化率，

30 (3) 当该实际饱和率/转化率与目标饱和率/转化率的差值绝对值大于目标差值时，以一定的步长作为初始步长增加或降低操作温度，直至到达实际饱和率/转化率与目标饱和率/转化率的差值绝对值小于目标差值；

如果以该步长增加或降低操作温度，在操作温度范围内始终无法实现实际饱和率/转化率与目标饱和率/转化率的差值绝对值小于目标差值，则减小步长，从预定温度开始，增加或降低操作温度，直至到达实际饱和率/转化率与目标饱和率/转化率的差值绝对值小于目标差值；

- 5 (4) 以步骤(3)确定的温度作为步骤(4)的预定温度，以比步骤(3)的初始步长小的步长作为步骤(4)的初始步长，以比步骤(3)小的目标差值作为步骤(4)的目标差值，重复步骤(3)的过程；

- (5) 进行步骤(3)或(4)，或重复步骤(4)，直至达到期望的实际饱和率/转化率与目标饱和率/转化率的差值绝对值，从而确定操作温度和实现对  
10 饱和率/转化率的控制。

- 如果始终无法达到实际饱和率/转化率与目标饱和率/转化率的差值绝对值小于目标差值，或者如果始终无法达到期望的实际饱和率/转化率与目标饱和率/转化率的差值绝对值，重新预定步骤(2)的操作参数，例如增加或减少氢分压或反应压力、液时体积空速、和氢油体积比中的一个  
15 或多个达 10%，9%，8%，7%，6%，5%，4%，3%，2%，1%或更大或更小的值，并重复步骤(2)。

- 举例来说，本领域技术人员可以首先预定一组操作参数，确定该预定操作参数下的实际饱和率/转化率，如果该实际饱和率/转化率与目标饱和率/转化率相差达 20%以上，以 16℃的步长增加或降低操作温度，直至  
20 到达实际饱和率/转化率与目标饱和率/转化率相差达小于 20%；如果以 16℃的步长增加或降低操作温度，始终无法实现实际饱和率/转化率与目标饱和率/转化率相差达小于 20%，则改变步长为 8℃、4℃、2℃和 1℃。当实际饱和率/转化率与目标饱和率/转化率相差达小于 20%，先后根据需  
要以 8℃、4℃、2℃和 1℃的步长改变温度直至实现期望的饱和率/转化率。  
25 如果始终不能实现期望的饱和率/转化率，则重新预定一组操作参数并重复上述过程。

- 本领域技术人员知晓如何在给定操作条件的范围内选择特定的操作条件来实现期望的饱和率/转化率。例如，在反应温度、空速、氢油比和氢分压中，对于本技术方案而言，采用固定床加氢裂化工艺，通常在确  
30 定的原料处理量下，空速、氢油比和氢分压的调整幅度较小，本领域技术人员主要通过裂化反应温度的调整影响第一加氢裂化反应单元>350℃馏分转化率、链烷烃转化率、环烷烃和芳烃转化率。因此，还可以通过

下述方式确定操作参数来控制转化率：

确定第一加氢裂化反应单元的反应温度和第一加氢裂化反应单元  $>350^{\circ}\text{C}$  馏分转化率、链烷烃转化率、环烷烃和芳烃转化率的线性关系，其满足：

5  $y_{\text{转化率}} = a * \text{反应温度数值} - B,$

其中  $a$  范围为 0.10-4.0， $B$  的范围为 30-300；

对于第一加氢裂化反应单元  $>350^{\circ}\text{C}$  馏分转化率，线性关系公式参数  $a$  范围为 0.3-3.0，参数  $B$  范围为 100-300；

对于链烷烃转化率，线性关系公式参数  $a$  范围为 0.2-2.0，参数  $B$  范围  
10 围为 40-150；

对于环烷烃和芳烃转化率，线性关系公式参数  $a$  范围为 0.25-2.5，参数  $B$  范围为 60-250；

通过上述转化率的线性关系式，确定操作温度。

在本发明中，所述蜡油原料油中“一环烷烃”主要是指带有长侧链的单  
15 环环烷烃，所述蜡油原料油中“单环芳烃”主要是指带有长侧链的单环芳香  
烃，所述长侧链烃的碳数为大于 20。

在本发明的一种实施方式中，所述的加氢裂化催化剂 I 包括载体和活性金属组分，所述载体包括耐热无机氧化物和分子筛，所述耐热无机氧化物选自氧化硅或氧化铝的一种或几种，所述活性金属组分选自第 VIB  
20 族金属和第 VIII 族金属中至少两种金属组分；以加氢裂化催化剂 I 整体为基准，以氧化物计，第 VIB 族金属为 10 重量%-35 重量%，第 VIII 族金属为 2 重量%-8 重量%；

以载体为基准，分子筛为 10 重量%-75 重量%，优选地，20 重量%-60 重量%，例如 35 重量%-45 重量%，余量为耐热无机氧化物，所述分子筛  
25 的硅铝摩尔比为 20-50，孔径为 0.4nm-0.58nm。

优选所述分子筛选自 ZSM-5、ZSM-11、ZSM-12、ZSM-22、ZSM-23、ZSM-48、ZSM-50、IM-5、MCM-22、EU-1 分子筛的一种或几种，进一步优选为 ZSM-5 分子筛。

在本发明的一种实施方式中，第二加氢裂化单元的反应条件为：氢  
30 分压为 3.0MPa-20.0MPa，反应温度为  $280^{\circ}\text{C}$ - $400^{\circ}\text{C}$ ，液时体积空速为  $0.5\text{h}^{-1}$ - $6\text{h}^{-1}$ ，氢油体积比为 300-2000。

在本发明的一种实施方式中，第二加氢裂化反应单元的  $>350^{\circ}\text{C}$  馏分

转化率控制范围为 5%-80%；在本发明其中一种实施方式中，为了获得冷冻机油产品，优选第二加氢裂化反应单元的>350℃馏分转化率控制范围为 5%-20%；在本发明其中一种实施方式中，为了获得变压器油产品，优选第二加氢裂化反应单元的>350℃馏分转化率控制范围为 21%-40%，继续提高>350℃馏分转化率，则可得到收率增加的高芳潜重整料。

如果第二加氢裂化反应单元控制过高的>350℃转化率，不仅会降低轻馏分 II 环烷烃和芳烃含量，而且会导致产品重馏分 II 馏分质量指标无法满足环烷基特种油品质量要求。

其中，第二加氢裂化反应单元的>350℃馏分转化率=100%\*(重馏分 I 中>350℃馏分的质量分数—重馏分 II 中>350℃馏分的质量分数)/重馏分 I 中>350℃馏分的质量分数。

在本发明的一种实施方式中，所述的加氢裂化催化剂 II 包括载体和活性金属组分，所述载体包括耐热无机氧化物和 Y 型分子筛，所述耐热无机氧化物选自氧化硅、氧化铝、氧化钛的一种或几种，所述活性金属组分选自第 VIB 族金属和第 VIII 族金属中至少两种金属组分；以加氢裂化催化剂 II 整体为基准，以氧化物计，第 VIB 族金属为 10 重量%-35 重量%，第 VIII 族金属为 2 重量%-8 重量%；

以载体为基准，Y 型分子筛为 5 重量%-55 重量%，余量为耐热无机氧化物。

在本发明的一种实施方式中，所述加氢处理催化剂是负载型催化剂，载体为氧化铝和氧化硅-氧化铝，活性金属组分为至少一种选自第 VIB 族金属和/或至少一种选自第 VIII 族金属，所述第 VIII 族金属选自镍和/或钴，所述第 VIB 族金属选自钼/或钨，以加氢处理催化剂的总重量为基准，以氧化物计，第 VIII 族金属的含量为 1-15 重量%，第 VIB 族金属的含量为 5-40 重量%。

本发明的第二方面提供一种加氢裂化的系统，包括：加氢处理单元、第一加氢裂化单元、第二加氢裂化单元；

所述加氢处理单元设置蜡油原料油入口、氢气入口、反应流出物出口，在加氢处理单元内依次装填加氢保护剂、任选的加氢脱金属催化剂、加氢精制催化剂；

所述第一加氢裂化单元设置第一加氢裂化反应系统和第一分离系统，在第一加氢裂化反应系统内装填加氢裂化催化剂 I，第一加氢裂化反应系

统设置加氢处理单元的反应流出物入口并与加氢处理单元的反应流出物出口连通，第一加氢裂化反应系统的反应流出物出口与第一分离系统的入口连通，第一分离系统至少设置第一富氢气体出口、轻馏分 I 出口和重馏分 I 出口；

- 5        所述第二加氢裂化单元设置第二加氢裂化反应系统和第二分离系统，在第二加氢裂化反应系统内装填加氢裂化催化剂 II 和/或加氢处理催化剂，第二加氢裂化反应系统设置重馏分 I 入口并与第一分离系统的重馏分 I 出口连通，第二加氢裂化反应系统的反应流出物出口与第二分离系统的入口连通，第二分离系统至少设置第二富氢气体出口、轻馏分 II 出口和重馏分 II 出口。

10       在本发明的一种实施方式中，第一分离系统、第二分离系统分别设置各自的气液分离器和分馏塔，并且不限于热高压分离器、冷高压分离器、热低压分离器、冷低压分离器与分馏塔的各种组合，只要满足本发明的分离需求即可。

- 15       本发明为了提高蜡油原料油中烃分子的利用价值，公开了一种可实现基于烃分子结构特征的加氢裂化方法和系统，本发明的特点在于可实现蜡油原料油按照烃分子链结构和环结构类型进行选择高效转化，从而分别得到富含链烷烃产品馏分和富含环状烃的产品馏分，其中富含链烷烃的轻馏分 I 中链烷烃含量可满足  $\geq 82$  重量%，可作为优质蒸汽裂解制
- 20       乙烯装置原料；富含环状烃的轻馏分 II 满足环烷烃和芳烃质量分数之和  $\geq 58$  重量%，可作为优质重整料；此外、富含环烷烃的产品重馏分 II 的低温流动性好，可作为高附加值的环烷基特种油品。

- 25       本发明能够从整体上实现蜡油原料油中链状烃和环状烃(环烷烃和芳烃)的分别转化，并分别富集在各产品馏分中，从而不需要额外加工过程，就能够直接得到可作为化工原料的富含链烷烃的轻石脑油，以及具有高附加值的富含环烷烃特种油品，对炼化企业低成本实现蜡油原料油的高价值利用具有重要意义。

### 附图说明

图 1 是本发明提供的加氢裂化方法的其中一个实施方式的示意图。

### 具体实施方式

- 30       下面结合附图对本发明进行进一步的说明，但并不因此而限制本发明。

图 1 是本发明提供的加氢裂化方法其中一个实施方式示意图。由图 1 所示，蜡油原料油 1 与氢气 2 一起有加氢处理单元依次与加氢保护剂、任选的加氢脱金属催化剂、加氢精制催化剂接触进行反应，所得反应流出物 3 进入第一加氢裂化单元，在氢气的存在下与加氢裂化催化剂 I 接触进行反应，所得反应流出物 4 进入分离器 I 进行分离，分离得到富氢气体 5、第一液相物流 6 和重馏分 I 10。所得第一液相物流 6 进入分馏单元 I 进行分馏，得到低碳轻烃 7、轻馏分 I 8、塔底油 9(中馏分 I)，所得塔底油 9 可进入分馏单元 II 进行进一步分馏。所得重馏分 I 10 与氢气 11 一起在第二加氢裂化单元与加氢裂化催化剂 II 和/或加氢处理催化剂接触进行反应，所得反应流出物 12 进入分离器 II 进行分离，分离得到富氢气体 13 和第二液相物流 14，所得第二液相物流 14 进入分馏单元 II 进行分馏，得到塔顶油 15、轻馏分 II 16 和重馏分 II 17，所得塔顶油 15 可进入分馏单元 I 进行进一步分馏。

本发明提供了下述技术方案以及其任何组合：

1. 一种加氢裂化的方法，包括：

(1)加氢处理单元，蜡油原料油与氢气的混合物料在加氢处理单元依次与加氢保护剂、任选的加氢脱金属催化剂、加氢精制催化剂接触进行反应，得到反应流出物；

(2)第一加氢裂化单元，步骤(1)所得反应流出物进入第一加氢裂化单元，在氢气的存在下与加氢裂化催化剂 I 接触进行反应，所得反应流出物经分离后，至少得到轻馏分 I 和重馏分 I；所述轻馏分 I 中富含链烷烃，在轻馏分 I 中链烷烃的质量分数至少为 82%，所述重馏分 I 中富含环烷烃和芳烃，在重馏分 I 中 >350℃ 馏分的烃类组成中，环烷烃和芳烃的质量分数之和大于 82 %；

(3)第二加氢裂化单元，步骤(2)所得重馏分 I 进入第二加氢裂化单元，在氢气的存在下与加氢裂化催化剂 II 和/或加氢处理催化剂接触进行反应，所得反应流出物经分离后，至少得到轻馏分 II 和重馏分 II。

2. 根据前述技术方案中任一项所述的方法，其特征在于，蜡油原料油的初馏点为 300-350℃，选自常压蜡油、减压蜡油、加氢蜡油、焦化蜡油、催化裂化重循环油、脱沥青油中的一种或几种。

3. 根据前述技术方案中任一项所述的方法，其特征在于，加氢处理单元中，以加氢处理单元整体催化剂为基准，加氢保护剂、任选的加氢

脱金属催化剂、加氢精制催化剂的装填体积分数分别为：3%-10%；0%-20%；70%-90%。

4. 根据前述技术方案中任一项所述的方法，其特征在于，加氢处理单元的反应条件为：氢分压为 3.0MPa-20.0MPa，例如 8.0MPa-17.0MPa，  
5 反应温度为 280℃-400℃，例如 340-430℃，液时体积空速(以加氢精制催化剂计)为  $0.5\text{h}^{-1}$ - $6\text{h}^{-1}$ ，例如  $0.5\text{h}^{-1}$ - $2.0\text{h}^{-1}$ ，氢油体积比为 300-2000，例如 600-1000。

5. 根据前述技术方案中任一项所述的方法，其特征在于，所述的加氢保护剂含有载体和负载在载体上的活性金属组分，载体选自氧化铝、  
10 氧化硅和氧化钛中的一种或几种，活性金属组分选自第 VIB 族金属、第 VIII 族非贵金属中的一种或几种，以加氢保护剂的重量为基准，以氧化物计，活性金属组分为 0.1-15 重量%，加氢保护剂的粒径为 0.5-50.0mm，堆密度为  $0.3\text{-}1.2\text{g/cm}^3$ ，比表面积为  $50\text{-}300\text{m}^2/\text{g}$ 。

6. 根据前述技术方案中任一项所述的方法，其特征在于，所述的加  
15 氢脱金属催化剂含有载体和负载在载体上的活性金属组分，载体选自氧化铝、氧化硅和氧化钛中的一种或几种，活性金属组分选自第 VIB 族金属、第 VIII 族非贵金属中的一种或几种，以加氢脱金属催化剂的重量为基准，以氧化物计，活性金属组分为 3-30 重量%，加氢脱金属催化剂的粒径为 0.2-2.0mm，堆密度为  $0.3\text{-}0.8\text{g/cm}^3$ ，比表面积为  $100\text{-}250\text{m}^2/\text{g}$ 。

20 7. 根据前述技术方案中任一项所述的方法，其特征在于，所述加氢精制催化剂是负载型催化剂，载体为氧化铝和/或氧化硅-氧化铝，活性金属组分为至少一种选自第 VIB 族金属和/或至少一种选自第 VIII 族金属；所述第 VIII 族金属选自镍和/或钴，所述第 VIB 族金属选自钼/或钨，以加氢精制催化剂的总重量为基准，以氧化物计，第 VIII 族金属的含量为  
25 1-15 重量%，第 VIB 族金属的含量为 5-40 重量%。

8. 根据技术方案 7 所述的方法，其特征在于，加氢精制催化剂的活性金属组分选自镍、钼和钨金属中的两种或三种。

9. 根据前述技术方案中任一项所述的方法，其特征在于，在加氢处理单元，控制原料油的芳烃饱和率小于等于 58%；任选地，所述原料油  
30 的芳烃饱和率= $100\% \times (\text{原料油中芳烃含量} - \text{加氢处理单元反应流出物芳烃含量}) / \text{原料油芳烃含量}$ 。

10. 根据前述技术方案中任一项所述的方法，其特征在于，第一加

氢裂化单元的反应条件为：氢分压为 3.0MPa-20.0MPa，例如 8.0MPa-17.0MPa，反应温度为 280℃-430℃，例如 280℃-400℃，或 340-430℃，液时体积空速为 0.5h<sup>-1</sup>-6h<sup>-1</sup>，例如 0.7h<sup>-1</sup>-3.0h<sup>-1</sup>，氢油体积比为 300-2000，例如 800-1500。

- 5 11. 根据前述技术方案中任一项所述的方法，其特征在于，第一加氢裂化反应单元的>350℃馏分转化率控制范围为：

由 100\*(A 重量%/蜡油原料油中>350℃馏分质量分数) 至 100\*(B 重量%/蜡油原料油中>350℃馏分质量分数)，

- 10 其中，A 为蜡油原料油中链烷烃质量分数，B 为蜡油原料油中链烷烃、一环烷烃、单环芳烃的质量分数总和，

其中，第一加氢裂化反应单元的>350℃馏分转化率=100%\*(蜡油原料油中>350℃馏分质量分数—第一加氢裂化反应单元反应产物中>350℃馏分质量分数)/蜡油原料油中>350℃馏分质量分数。

12. 根据前述技术方案中任一项所述的方法，其特征在于，所述的加氢裂化催化剂 I 包括载体和活性金属组分，所述载体包括耐热无机氧化物和分子筛，所述耐热无机氧化物选自氧化硅或氧化铝的一种或几种，所述活性金属组分选自第 VIB 族金属和第 VIII 族金属中至少两种金属组分；以加氢裂化催化剂 I 整体为基准，以氧化物计，第 VIB 族金属为 10 重量%-35 重量%，第 VIII 族金属为 2 重量%-8 重量%；

- 20 以载体为基准，分子筛为 10 重量%-75 重量%，优选地，20 重量%-60 重量%，例如 35 重量%-45 重量%，余量为耐热无机氧化物；

所述分子筛的硅铝摩尔比为 20-50，孔径为 0.4nm-0.58nm，优选地，比表面积为 200m<sup>2</sup>/g-400m<sup>2</sup>/g。

- 25 13. 根据技术方案 12 所述的方法，其特征在于，所述分子筛选自 ZSM-5、ZSM-11、ZSM-12、ZSM-22、ZSM-23、ZSM-48、ZSM-50、IM-5、MCM-22、EU-1 分子筛的一种或几种，优选为 ZSM-5 分子筛。

14. 根据前述技术方案中任一项所述的方法，其特征在于，第二加氢裂化单元的反应条件为：氢分压为 3.0MPa-20.0MPa，例如 8.0MPa-17.0MPa，反应温度为 280℃-430℃，例如，280-400℃，液时体  
30 积空速为 0.5h<sup>-1</sup>-6h<sup>-1</sup>，例如 0.7h<sup>-1</sup>-3.0h<sup>-1</sup>，氢油体积比为 300-2000，例如 800-1800。

15. 根据前述技术方案中任一项所述的方法，其特征在于，第二加

氢裂化反应单元的>350℃馏分转化率控制范围为 5%-80%，

其中，第二加氢裂化反应单元的>350℃馏分转化率=100%\*(重馏分 I 中>350℃馏分的质量分数—重馏分 II 中>350℃馏分的质量分数)/重馏分 I 中>350℃馏分的质量分数。

- 5 16. 根据前述技术方案中任一项所述的方法，其特征在于，所述的加氢裂化催化剂 II 包括载体和活性金属组分，所述载体包括耐热无机氧化物和 Y 型分子筛，所述耐热无机氧化物选自氧化硅、氧化铝、氧化钛的一种或几种，所述活性金属组分选自第 VIB 族金属和第 VIII 族金属中至少两种金属组分；以加氢裂化催化剂 II 整体为基准，以氧化物计，第 10 VIB 族金属为 10 重量%-35 重量%，第 VIII 族金属为 2 重量%-8 重量%；以载体为基准，Y 型分子筛为 5 重量%-55 重量%，余量为耐热无机氧化物；

任选地，所述的第二加氢裂化反应单元装填加氢裂化催化剂时，第二加氢裂化反应单元反应温度较第一加氢裂化反应单元温度高 0-30℃。

- 15 17. 根据前述技术方案中任一项所述的方法，其特征在于，所述加氢处理催化剂是负载型催化剂，载体为氧化铝和氧化硅-氧化铝，活性金属组分为至少一种选自第 VIB 族金属和/或至少一种选自第 VIII 族金属，所述第 VIII 族金属选自镍和/或钴，所述第 VIB 族金属选自钼/或钨，以加氢处理催化剂的总重量为基准，以氧化物计，第 VIII 族金属的含量为 20 1-15 重量%，第 VIB 族金属的含量为 5-40 重量%；

任选地，所述的第二加氢裂化反应单元装填加氢处理催化剂时，第二加氢裂化反应单元反应温度较第一加氢裂化反应单元温度低 0-35℃。

18. 根据前述技术方案中任一项所述的方法，其特征在于，第一加氢裂化单元所得反应流出物经分离后得到轻馏分 I 和重馏分 I，轻馏分 I 25 的初馏点为 20℃-30℃，轻馏分 I 和重馏分 I 的切割点为 65℃-120℃，优选为 65-105℃；在轻馏分 I 中链烷烃的质量分数至少为 85%。

19. 根据前述技术方案中任一项所述的方法，其特征在于，第一加氢裂化单元所得反应流出物经分离后得到轻馏分 I 和重馏分 I，轻馏分 I 的初馏点为 20℃-30℃，轻馏分 I 和中馏分 I 的切割点为 65℃-120℃，优选为 65-105℃，中馏分 I 和重馏分 I 的切割点为 160-180℃。所述轻馏分 30 I 中富含链烷烃，优选在轻馏分 I 中链烷烃的质量分数至少为 85%。

20. 根据前述技术方案中任一项所述的方法，其特征在于，轻馏分

II 的初馏点为 65℃-100℃, 轻馏分 II 和重馏分 II 的切割点为 155-180℃;

在轻馏分 II 中环烷烃和芳烃的质量分数之和至少为 58%, 重馏分 II>350℃馏分中环烷烃质量分数至少为 50%。

21. 根据前述技术方案中任一项所述的方法, 其特征在于, 蜡油原料油的烃类组成中芳烃+环烷烃质量含量为大于 70%, 例如 70%-90%, 75%-90%, 80%-90%, 85%-90%, 75%-85%, 80%-85%。

22. 根据前述技术方案中任一项所述的方法, 其特征在于, 通过调整第一加氢裂化反应单元的反应温度、体积空速、氢油比和反应压力工艺条件参数控制使得原料油中链烷烃的转化率为 56%-95%, 环烷烃和芳烃之和的转化率为 10%-65%。

23. 根据前述技术方案中任一项所述的方法, 其特征在于, 被输入第一加氢裂化单元进行处理的物流, 其芳烃质量含量为 10wt%-40wt%, 并且以芳烃含量为 100 wt%计, 单环芳烃含量为 60wt%-85wt%。

24. 根据前述技术方案中任一项所述的方法, 其特征在于, 被输入第二加氢裂化单元进行处理的物流, 其环烷烃和芳烃的质量含量之和为 75wt%-90wt%。

25. 根据前述技术方案中任一项所述的方法, 其特征在于, 在第一加氢裂化单元中, 所述的加氢裂化催化剂 I 包括载体和活性金属组分, 所述载体包括耐热无机氧化物和分子筛, 以载体为基准, 分子筛为 10 重量%-75 重量%, 优选地, 20 重量%-60 重量%, 例如 35 重量%-45 重量%, 余量为耐热无机氧化物; 所述分子筛的硅铝摩尔比为 20-50, 孔径为 0.4nm-0.58nm, 优选地, 比表面积为 200m<sup>2</sup>/g-400m<sup>2</sup>/g。

26. 根据前述技术方案中任一项所述的方法, 其特征在于, 在第一加氢裂化单元中, 在 65℃-120℃, 优选为 65-105℃进行馏分切割, 并且任选地在 160-180℃进行馏分切割。

27. 根据前述技术方案中任一项所述的方法, 其特征在于, 蜡油原料油的初馏点为 300-350℃, 终馏点为 520-650℃, 20℃密度为 0.890g/cm<sup>3</sup>-0.940g/cm<sup>3</sup>, 蜡油原料油的烃类组成中芳烃+环烷烃质量含量为大于 70%, 例如 70%-90%, 75%-90%, 80%-90%, 85%-90%, 75%-85%, 80%-85%, 选自常压蜡油、减压蜡油、加氢蜡油、焦化蜡油、催化裂化重循环油、脱沥青油中的一种或几种。

28. 根据前述技术方案中任一项所述的方法, 其特征在于,

在第一加氢裂化反应单元中，通过调整第一加氢裂化反应单元的反应温度、体积空速、氢油比和反应压力中的一个或多个工艺条件参数使得原料油的链烷烃转化率为 56%-95%，环烷烃和芳烃之和的转化率为 10%-65%，优选通过反应温度和体积空速调控链烷烃转化率，以及环烷烃和芳烃的转化率，

其中

所述的链烷烃转化率为
$$= (\text{原料中链烷烃含量} - \text{第一加氢裂化反应单元产物中} > 350^{\circ}\text{C} \text{ 馏分链烷烃含量} * \text{第一加氢裂化反应单元产物中} > 350^{\circ}\text{C} \text{ 馏分质量分数}) / \text{原料中链烷烃含量};$$

所述的环烷烃和芳烃之和的转化率为
$$= (\text{原料中环烷烃和芳烃的含量之和} - \text{第一加氢裂化反应单元产物中} > 350^{\circ}\text{C} \text{ 馏分环烷烃和芳烃的含量之和} * \text{第一加氢裂化反应单元产物中} > 350^{\circ}\text{C} \text{ 馏分质量分数}) / \text{原料中环烷烃和芳烃的含量之和}.$$

29. 根据前述技术方案中任一项所述的方法，其特征在于，对于原料油的芳烃饱和率，和对于第一加氢裂化反应单元的 $>350^{\circ}\text{C}$ 馏分转化率、链烷烃转化率、环烷烃和芳烃转化率，通过下述方式确定操作参数来控制饱和率/转化率：

(1) 设定实际饱和率/转化率与目标饱和率/转化率的目标差值，如 20%，

(2) 预定一组操作参数，包括氢分压或反应压力、反应温度、液时体积空速、和氢油体积比，确定该预定操作参数下的实际饱和率/转化率，

(3) 当该实际饱和率/转化率与目标饱和率/转化率的差值绝对值大于目标差值时，以一定的步长作为初始步长增加或降低操作温度，直至到达实际饱和率/转化率与目标饱和率/转化率的差值绝对值小于目标差值；

如果以该步长增加或降低操作温度，在操作温度范围内始终无法实现实际饱和率/转化率与目标饱和率/转化率的差值绝对值小于目标差值，则减小步长，从预定温度开始，增加或降低操作温度，直至到达实际饱和率/转化率与目标饱和率/转化率的差值绝对值小于目标差值；

(4) 以步骤(3)确定的温度作为步骤(4)的预定温度，以比步骤(3)的初始步长小的步长作为步骤(4)的初始步长，以比步骤(3)小的目标差值作为步骤(4)的目标差值，重复步骤(3)的过程；

(5) 进行步骤(3)或(4)，或重复步骤(4)，直至达到期望的实际饱和率/

转化率与目标饱和率/转化率的差值绝对值，从而确定操作温度和实现对饱和率/转化率的控制。

- 如果始终无法达到实际饱和率/转化率与目标饱和率/转化率的差值绝对值小于目标差值，或者如果始终无法达到期望的实际饱和率/转化率与目标饱和率/转化率的差值绝对值，重新预定步骤(2)的操作参数，例如增加或减少氢分压或反应压力、液时体积空速、和氢油体积比中的一个或多个达 10%，9%，8%，7%，6%，5%，4%，3%，2%，1%或更大或更小的值，并重复步骤(2)。

30. 根据前述技术方案中任一项所述的方法，其特征在于，对于第一加氢裂化反应单元的 $>350^{\circ}\text{C}$ 馏分转化率、链烷烃转化率、环烷烃和芳烃转化率，通过下述方式确定操作参数来控制转化率：

确定第一加氢裂化反应单元的反应温度和第一加氢裂化反应单元 $>350^{\circ}\text{C}$ 馏分转化率、链烷烃转化率、环烷烃和芳烃转化率的线性关系，其满足：

- 15  $y_{\text{转化率}} = a * \text{反应温度数值} - B$ ，

其中 a 范围为 0.10-4.0，B 的范围为 30-300；

对于第一加氢裂化反应单元 $>350^{\circ}\text{C}$ 馏分转化率，线性关系公式参数 a 范围为 0.3-3.0，参数 B 范围为 100-300；

- 对于链烷烃转化率，线性关系公式参数 a 范围为 0.2-2.0，参数 B 范围 20 为 40-150；

对于环烷烃和芳烃转化率，线性关系公式参数 a 范围为 0.25-2.5，参数 B 范围为 60-250；

通过上述转化率的线性关系式，确定操作温度。

31. 用于前述技术方案中任一方法的系统，包括加氢处理单元、第一加氢裂化单元、第二加氢裂化单元；

所述加氢处理单元设置蜡油原料油入口、氢气入口、反应流出物出口，在加氢处理单元内依次装填加氢保护剂、任选的加氢脱金属催化剂、加氢精制催化剂；

- 所述第一加氢裂化单元设置第一加氢裂化反应系统和第一分离系统，30 在第一加氢裂化反应系统内装填加氢裂化催化剂 I，第一加氢裂化反应系统设置加氢处理单元的反应流出物入口并与加氢处理单元的反应流出物出口连通，第一加氢裂化反应系统的反应流出物出口与第一分离系统的

入口连通，第一分离系统至少设置第一富氢气体出口、轻馏分 I 出口和重馏分 I 出口；

- 所述第二加氢裂化单元设置第二加氢裂化反应系统和第二分离系统，在第二加氢裂化反应系统内装填加氢裂化催化剂 II 和/或加氢处理催化剂，
- 5 第二加氢裂化反应系统设置重馏分 I 入口并与第一分离系统的重馏分 I 出口连通，第二加氢裂化反应系统的反应流出物出口与第二分离系统的入口连通，第二分离系统至少设置第二富氢气体出口、轻馏分 II 出口和重馏分 II 出口。

32. 前述技术方案中任一项的系统，其中

- 10 在第一加氢裂化单元中，所述的加氢裂化催化剂 I 包括载体和活性金属组分，所述载体包括耐热无机氧化物和分子筛，以载体为基准，分子筛为 10 重量%-75 重量%，优选地，20 重量%-60 重量%，例如 35 重量%-45 重量%，余量为耐热无机氧化物；所述分子筛的硅铝摩尔比为 20-50，孔径为 0.4nm-0.58nm；
- 15 在第一加氢裂化单元中，设置有助于控制在 65℃-120℃，优选为 65-105℃ 进行馏分切割的控制装置，并且任选地设置有助于控制在 160-180℃ 进行馏分切割的控制装置。

下面结合实施例对本发明作进一步的说明，但并不因此而使本发明受到任何限制。

- 20 在实施例和对比例中，蜡油原料油的烃类组成数据通过 SH/T 0659《瓦斯油中饱和烃馏分的烃类测定方法(质谱法)》得到。

轻馏分 I、轻馏分 II 的烃类组成数据通过 SH/T 0714《石脑油中单体烃组成测定法(毛细管气象色谱法)》得到。

- 重馏分 I >350℃ 馏分、重馏分 II >350℃ 馏分的烃类组成数据通过
- 25 SH/T 0659《瓦斯油中饱和烃馏分的烃类测定方法(质谱法)》得到。

表 1 中列出了本发明所采取的蜡油原料油的性质。

表 2、表 3 中列出了本发明中实施例和对比例所采用各催化剂的理化性质，具有商品牌号的催化剂均为中国石化催化剂分公司生产，无商品牌号的催化剂均为采用常规固定床负载型加氢催化剂制备方法所得。

- 30 从表 1 可以看出，本发明所用蜡油原料油中链烷烃质量分数(A)为 20.4，蜡油原料油中链烷烃、一环烷烃、单环芳烃的质量分数总和(B)为 49.3。

根据本发明第一加氢裂化反应单元的 $>350^{\circ}\text{C}$ 馏分转化率控制范围为：  
由  $100 \times (\text{A 重量\%/蜡油原料油中} > 350^{\circ}\text{C 馏分质量分数})$  至  $100 \times (\text{B 重量\%/蜡油原料油中} > 350^{\circ}\text{C 馏分质量分数})$ ，

其中，A 为蜡油原料油中链烷烃质量分数，B 为蜡油原料油中链烷烃、  
5 一环烷烃、单环芳烃的质量分数总和。

那么，所述第一加氢裂化反应单元的 $>350^{\circ}\text{C}$ 馏分转化率控制范围为  
22.7-54.7%。

在本发明实施例和对比例中，所述低碳轻烃收率、轻馏分 I 收率、轻  
馏分 II 收率、重馏分 II 收率均是以蜡油原料油为基准计算的。

10 在本发明实施例和对比例中，所述重馏分 I $>350^{\circ}\text{C}$ 馏分质量分数，是  
以重馏分 I 的质量为基准；重馏分 II( $280-370^{\circ}\text{C}$ )馏分质量分数，是以重馏  
分 II 的质量为基准；所述重馏分 II $>350^{\circ}\text{C}$ 馏分质量分数，是以重馏分 II  
的质量为基准。

#### 实施例 1

15 蜡油原料油在加氢处理单元依次与加氢保护剂(保护剂)、加氢脱金属  
催化剂(脱金属剂)、加氢精制催化剂(精制剂)接触进行反应，所得反应流  
出物进入第一加氢裂化单元，与含有 ZSM-5 分子筛的加氢裂化催化剂 I(裂  
化剂 1)接触进行反应，所得反应流出物经分离后，得到轻馏分 I 和重馏分  
I；所得重馏分 I 进入第二加氢裂化单元，与加氢处理催化剂(处理剂)接触  
20 进行反应，所得反应流出物经分离后，得到轻馏分 II 和重馏分 II。具体  
反应条件和产品性质如表 4 所示。

在本实施例的反应过程中，控制加氢处理反应单元的芳烃饱和率为  
50%，第一加氢裂化反应单元的 $>350^{\circ}\text{C}$ 馏分转化率为 49.4%，第二加氢裂  
化反应单元的 $>350^{\circ}\text{C}$ 馏分转化率为 20%。

25 由表 4 可以看出，所得轻馏分 I 的链烷烃含量为 92.7 重量%，可作  
为优质蒸汽裂解制乙烯装置原料；所得轻馏分 II 的环烷烃+芳烃含量为  
62.0 重量%，可作为优质重整料；所得重馏分 I $>350^{\circ}\text{C}$ 馏分中的环烷烃+  
芳烃含量为 82.8 重量%；所得重馏分 II( $280-370^{\circ}\text{C}$ )馏分的凝点为 $<-50^{\circ}\text{C}$ ，  
40 $^{\circ}\text{C}$ 运动粘度为  $6.944\text{mm}^2/\text{s}$ ，稠环芳烃(PCA)含量小于 3.0%，可作为变  
30 压器油；所得重馏分 II $>350^{\circ}\text{C}$ 馏分中的环烷烃+芳烃含量为 77.8 重量%，  
凝点为 $-38^{\circ}\text{C}$ ，可作为优质环烷烃特种油品，如冷冻机油。

对比例 1 和对比例 2

对比例 1 和对比例 2 采用与实施例 1 相同的工艺流程, 与实施例 1 不同的是, 对比例 1 中在第一加氢裂化反应单元装填含有 Y 型分子筛的加氢裂化催化剂(裂化剂 2); 对比例 2 在第一加氢裂化反应单元装填含有  $\beta$  型分子筛的加氢裂化催化剂(裂化剂 3)。控制加氢处理单元芳烃饱和率、  
5 第一加氢裂化单元  $>350^{\circ}\text{C}$  馏分转化率和第二加氢裂化单元  $>350^{\circ}\text{C}$  馏分转化率相近条件下, 进行反应。具体反应条件和产品性质如表 4 所示。

由表 4 可以看出, 对比例 1 和对比例 2 产品轻馏分 I 链烷烃含量分别为 54.9 重量%和 47.9 重量%; 产品轻馏分 II 环烷烃和芳烃含量分别为 60.1 重量%和 58.6 重量%, 产品重馏分 I  $>350^{\circ}\text{C}$  馏分中环烷烃+芳烃含量  
10 分别为 59.0 重量%和 72.4 重量%, 产品重馏分 II  $>350^{\circ}\text{C}$  馏分中环烷烃+芳烃含量分别为 54.0 重量%和 68.2 重量%, 凝点分别为  $+28^{\circ}\text{C}$  和  $+8^{\circ}\text{C}$ 。

以上结果表明, 采用传统 Y 型或  $\beta$  型分子筛催化剂的加氢裂化实施方案, 难以实现原料链烷烃和环烷烃的高效选择性转化, 而采用本发明的方法可实现蜡油原料按照链结构和环结构的定向转化, 从而实现生产  
15 优质化工原料和高附加值环烷烃特种油品。

#### 实施例 2

蜡油原料油在加氢处理单元依次与加氢保护剂(保护剂)、加氢脱金属催化剂(脱金属剂)、加氢精制催化剂(精制剂)接触进行反应, 所得反应流出物进入第一加氢裂化单元, 与含有 ZSM-5 分子筛的加氢裂化催化剂 I(裂化剂 1)接触进行反应, 所得反应流出物经分离后, 得到轻馏分 I、中馏分 I 和重馏分 I; 所得中馏分 I 进入第二加氢裂化单元的分馏塔进行分馏;  
20 所得重馏分 I 进入第二加氢裂化单元, 与加氢处理催化剂(处理剂)接触进行反应, 所得反应流出物经分离后, 得到轻馏分 II 和重馏分 II。具体反应条件和产品性质如表 5 所示。

25 在本实施例的反应过程中, 控制加氢处理反应单元的芳烃饱和率为 38.6%, 第一加氢裂化反应单元的  $>350^{\circ}\text{C}$  馏分转化率为 47.1%, 第二加氢裂化反应单元的  $>350^{\circ}\text{C}$  馏分转化率为 5%。

由表 5 可以看出, 所得轻馏分 I 的链烷烃含量为 91.74 重量%, 可作为优质蒸汽裂解制乙烯装置原料; 所得轻馏分 II 的环烷烃+芳烃含量为  
30 61.55 重量%, 可作为优质重整料; 所得重馏分 I  $>350^{\circ}\text{C}$  馏分中的环烷烃+芳烃含量为 84.7 重量%; 所得重馏分 II ( $280-370^{\circ}\text{C}$ ) 馏分的凝点为  $<-50^{\circ}\text{C}$ ,  $40^{\circ}\text{C}$  运动粘度为  $7.790\text{mm}^2/\text{s}$ , 稠环芳烃(PCA)含量小于 3.0%, 可作为变

压器油；所得重馏分 II>350℃馏分中的环烷烃+芳烃含量为 81.7 重量%，凝点为-38℃，可作为优质环烷烃特种油品，如冷冻机油。

### 实施例 3

采用与实施例 2 相同的工艺流程，具体反应条件和产品性质如表 5 所示。

在本实施例的反应过程中，控制加氢处理反应单元的芳烃饱和率为 54.6%，第一加氢裂化反应单元的>350℃馏分转化率为 44.4%，第二加氢裂化反应单元的>350℃馏分转化率为 5%。

由表 5 可以看出，所得轻馏分 I 的链烷烃含量为 90.18 重量%，可作为优质蒸汽裂解制乙烯装置原料；所得轻馏分 II 的环烷烃+芳烃含量为 60.82 重量%，可作为优质重整料；所得重馏分 I>350℃馏分中的环烷烃+芳烃含量为 83.5 重量%；所得重馏分 II(280-370℃)馏分的凝点为<-50℃，40℃运动粘度为 7.065mm<sup>2</sup>/s，稠环芳烃(PCA)含量小于 3.0%，可作为变压器油；所得重馏分 II>350℃馏分中的环烷烃+芳烃含量为 80.5 重量%，凝点为-38℃，可作为优质环烷烃特种油品，如冷冻机油。

### 对比例 3

采用与实施例 2 相同的工艺流程，与实施例 2 不同的是，控制加氢处理反应单元的芳烃饱和率为 59.2%。具体反应条件和产品性质如表 5 所示。

由表 5 可以看出，所得轻馏分 I 的链烷烃含量为 86.08 重量%，所得轻馏分 II 的环烷烃+芳烃含量为 56.42 重量%；所得重馏分 I>350℃馏分中的环烷烃+芳烃含量为 81.3 重量%，所得重馏分 II>350℃馏分中的环烷烃+芳烃含量为 79.8 重量%，凝点为-38℃。以上结果表明，本对比例没有采用本发明优选的范围，将加氢处理反应单元的芳烃饱和率提高，会导致第一加氢裂化反应单元中环烷烃开环裂化反应增加，对蜡油原料油按照链结构和环结构定向转化反应效果产生不利影响。

### 实施例 4

蜡油原料油在加氢处理单元依次与加氢保护剂(保护剂)、加氢脱金属催化剂(脱金属剂)、加氢精制催化剂(精制剂)接触进行反应，所得反应流出物进入第一加氢裂化单元，与含有 ZSM-5 分子筛的加氢裂化催化剂 I(裂化剂 1)接触进行反应，所得反应流出物经分离后，得到轻馏分 I 和重馏分 I；所得重馏分 I 进入第二加氢裂化单元，与加氢裂化催化剂 II(裂化剂 4)

接触进行反应，所得反应流出物经分离后，得到轻馏分 II 和重馏分 II。  
具体反应条件和产品性质如表 6 所示。

在本实施例的反应过程中，控制加氢处理反应单元的芳烃饱和率为 38.6%，第一加氢裂化反应单元的>350℃馏分转化率为 47.1%，第二加氢  
5 裂化反应单元的>350℃馏分转化率为 56.25%。

由表 6 可以看出，所得轻馏分 I 的链烷烃含量为 91.74 重量%，可作为  
优质蒸汽裂解制乙烯装置原料；所得轻馏分 II 的环烷烃+芳烃含量为  
64.37 重量%，可作为优质重整料；所得重馏分 I>350℃馏分中的环烷烃+  
芳烃含量为 84.7 重量%；所得重馏分 II(280-370℃)馏分的凝点为<-50℃，  
10 40℃运动粘度为 7.801mm<sup>2</sup>/s，稠环芳烃(PCA)含量小于 3.0%，可作为变  
压器油；所得重馏分 II>350℃馏分中的环烷烃+芳烃含量为 65.1 重量%，  
凝点为-38℃，可作为优质环烷烃特种油品，如冷冻机油。

#### 实施例 5

采用与实施例 4 相同的工艺流程，具体反应条件和产品性质如表 6  
15 所示。

在本实施例的反应过程中，控制加氢处理反应单元的芳烃饱和率为 38.6%，第一加氢裂化反应单元的>350℃馏分转化率为 47.1%，第二加氢  
裂化反应单元的>350℃馏分转化率为 72.4%。

由表 6 可以看出，所得轻馏分 I 的链烷烃含量为 91.74 重量%，可作  
20 为优质蒸汽裂解制乙烯装置原料；所得轻馏分 II 的环烷烃+芳烃含量为  
59.64 重量%，可作为优质重整料；所得重馏分 I>350℃馏分中的环烷烃+  
芳烃含量为 84.7 重量%；所得重馏分 II(280-370℃)馏分的凝点为<-50℃，  
40℃运动粘度为 6.725mm<sup>2</sup>/s，稠环芳烃(PCA)含量小于 3.0%，可作为变  
压器油；所得重馏分 II>350℃馏分中的环烷烃+芳烃含量为 63.0 重量%，  
25 凝点为-35℃，可作为优质环烷烃特种油品，如冷冻机油。

#### 对比例 4

采用与实施例 4 相同的工艺流程，与实施例 4 不同的是，第二加氢  
裂化反应单元采用较高的>350℃馏分转化率，所述>350℃馏分转化率为  
88.5%。具体反应条件和产品性质如表 6 所示。

30 由表 6 可知，采用对比例的方法，产品轻馏分 I 链烷烃含量也为 91.74  
重量%；但产品轻馏分 II 环烷烃+芳烃含量仅为 55.9 重量%，且产品重馏  
分 II>350℃馏分中环烷烃+芳烃含量为 43.9 重量%，凝点为-30.0℃，产品

性质无法满足优质环烷基特种油品质量要求。

以上结果表明，第二加氢裂化反应单元控制过高的 $>350^{\circ}\text{C}$ 转化率，不仅会降低轻馏分 II 环烷烃和芳烃含量，而且会导致产品重馏分 II 质量指标无法满足环烷基特种油品质量要求。

#### 5 对比例 5

采用与实施例 4 相同的工艺流程，与实施例 4 不同的是，第一加氢裂化反应单元采用较高的 $>350^{\circ}\text{C}$ 馏分转化率，所述 $>350^{\circ}\text{C}$ 馏分转化率为 65%。具体反应条件和产品性质如表 6 所示。

由表 6 可知，采用对比例 5 的方法，产品轻馏分 I 链烷烃含量为 88.25 重量%；产品轻馏分 II 环烷烃+芳烃含量为 61.36 重量%，所得重馏分 I $>350^{\circ}\text{C}$ 馏分中的环烷烃+芳烃含量为 80.4 重量%，所得重馏分 II $>350^{\circ}\text{C}$ 馏分中环烷烃+芳烃含量为 59.9 重量%，凝点为 $-45^{\circ}\text{C}$ ，需要说明的是，尽管控制较高的第一加氢裂化转化率也能得到性质合格的产品，但第一加氢裂化单元转化率过高下，产品低碳轻烃(C3+C4)质量分数高达 18.5 重量%，反应化学氢耗过高，且目标产品分布不合理。

以上结果表明，第一加氢裂化反应单元控制过高的 $>350^{\circ}\text{C}$ 转化率存在反应过程不经济的问题。

#### 实施例 6、对比例 6 和 7

蜡油原料油在加氢处理单元依次与加氢保护剂(保护剂)、加氢脱金属催化剂(脱金属剂)、加氢精制催化剂(精制剂)接触进行反应，所得反应流出物进入第一加氢裂化单元，与含有 ZSM-5 分子筛的加氢裂化催化剂 I(裂化剂 5-7)接触进行反应，所得反应流出物经分离后，得到轻馏分 I 和重馏分 I；所得重馏分 I 进入第二加氢裂化单元，与加氢处理催化剂(处理剂)接触进行反应，所得反应流出物经分离后，得到轻馏分 II 和重馏分 II。具体反应条件和产品性质如表 7 所示。

分子筛含量过低，会带来链烷烃转化率不足，但过低和过高情况下都存在环烷烃和芳烃开环率高的问题，对于分子筛含量过高情况下，还存在副产物轻烃含量高的问题。

#### 实施例 7

采用与实施例 6 相同的工艺流程，与实施例 6 不同的是，使用其它的分子筛如 IM-5 和 ZSM-48 代替 ZSM-5，得到性质合格的产品。

表 8 中列出了变压器油和冷冻机油的产品质量指标。

表 1

|                                    |             |
|------------------------------------|-------------|
| 项目                                 | 中间基 VGO 原料  |
| 密度(20℃)/(g/cm <sup>3</sup> )       | 0.9091      |
| 硫/重量%                              | 2.19        |
| 氮/ $\mu\text{g}\cdot\text{g}^{-1}$ | 703         |
| 馏程/℃                               |             |
| IBP/50%/95%                        | 305/415/482 |
| >350℃馏分质量分数, %                     | 90.0        |
| 烃类组成/质量%                           |             |
| 链烷烃                                | 20.4        |
| 一环烷烃                               | 7.0         |
| 二环烷烃                               | 10.3        |
| 三环烷烃                               | 7           |
| 四环烷烃                               | 3.9         |
| 五环烷烃                               | 1.3         |
| 六环烷烃                               | 0.1         |
| 总环烷烃                               | 29.6        |
| 单环芳烃                               | 21.9        |
| 二环芳烃                               | 11.5        |
| 三环芳烃                               | 3.9         |
| 四环芳烃                               | 1.8         |
| 五环芳烃                               | 0.5         |
| 总噻吩+未鉴定芳烃                          | 9.4         |
| 总芳烃                                | 50.0        |
| 总重量                                | 100.0       |
| A(蜡油原料油中链烷烃质量分数)                   | 20.4        |
| B(蜡油原料油中链烷烃、一环烷烃和单环芳烃质量分数之和)       | 49.3        |

表 2

| 项目                     | 保护剂      | 脱金属剂    | 精制剂     | 处理剂         |
|------------------------|----------|---------|---------|-------------|
| 商品牌号                   | RG-30A/B | RAM-100 | RJW-3   | RN-32V      |
| 金属                     | Ni/Mo    | Ni/Mo   | Ni/Mo/W | Ni/Mo/W     |
| NiO, 重量%               | 0.5-1.5  | ≤1      | ≤3      | ≤2.4        |
| MoO <sub>3</sub> , 重量% | 2-6      | ≤6      | ≤1      | ≤2.3        |
| WO <sub>3</sub> , 重量%  | /        | /       | ≤26     | ≤23.0       |
| 载体                     | 氧化铝      | 氧化铝     | 氧化铝     | 氧化铝和氧化硅-氧化铝 |

表 3

| 项目                     | 裂化剂 1 | 裂化剂 2 | 裂化剂 3 | 裂化剂 4 | 裂化剂 5 | 裂化剂 6 | 裂化剂 7 |
|------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| 金属                     | NiW   | NiW   | NiW   | NiMo  | NiW   | NiW   | NiW   |
| NiO, 重量%               | ≤4    | ≤3    | ≤2.5  | ≤4.5  | ≤4    | ≤4    | ≤4    |
| MoO <sub>3</sub> , 重量% | /     | /     | /     | ≤15.5 | /     | /     | /     |
| WO <sub>3</sub> , 重量%  | ≤18   | ≤23   | ≤25   | /     | ≤18   | ≤18   | ≤18   |
| 分子筛类型                  | ZSM-5 | Y     | β     | Y     | ZSM-5 | ZSM-5 | ZSM-5 |
| 分子筛含量, 重量%             | 35    | 15    | 15    | 30    | 45    | 5     | 80    |
| 孔径/nm                  | 0.5   | 0.7   | 0.8   | 0.7   | 0.5   | 0.5   | 0.5   |

表 4

| 项目                           | 实施例 1                                       | 对比例 1  | 对比例 2  |
|------------------------------|---------------------------------------------|--------|--------|
| 原料油                          | 中间基 VGO 原料                                  |        |        |
| 催化剂                          |                                             |        |        |
| 加氢处理单元(催化剂装填体积比)             | VRG-30A/VRG-30B/VRAM-10/VRJW-3<br>=5:8:8:77 |        |        |
| 第一加氢裂化单元                     | 裂化剂 1                                       | 裂化剂 2  | 裂化剂 3  |
| 第二加氢裂化单元                     | 处理剂                                         | 处理剂    | 处理剂    |
| 工艺条件参数                       |                                             |        |        |
| 加氢处理单元氢分压/MPa                | 14.0                                        | 14.0   | 14.0   |
| 第一加氢裂化单元氢分压/MPa              | 14.0                                        | 14.0   | 14.0   |
| 第二加氢裂化单元氢分压/MPa              | 14.0                                        | 14.0   | 14.0   |
| 加氢处理单元反应温度/℃                 | 365                                         | 365    | 365    |
| 第一加氢裂化单元反应温度/℃               | 375                                         | 370    | 370    |
| 第二加氢裂化单元反应温度/℃               | 375                                         | 375    | 375    |
| 保护剂体积空速/h <sup>-1</sup>      | 12.7                                        | 12.7   | 12.7   |
| 脱金属剂体积空速/h <sup>-1</sup>     | 22.3                                        | 22.3   | 22.3   |
| 精制剂体积空速/h <sup>-1</sup>      | 1.0                                         | 1.0    | 1.0    |
| 第一加氢裂化单元体积空速/h <sup>-1</sup> | 1.4                                         | 1.4    | 1.4    |
| 第二加氢裂化单元体积空速/h <sup>-1</sup> | 3.0                                         | 3.0    | 3.0    |
| 加氢处理单元氢油体积比                  | 800                                         | 800    | 800    |
| 第一加氢裂化单元氢油体积比                | 1200                                        | 1200   | 1200   |
| 第二加氢裂化单元氢油体积比                | 1200                                        | 1200   | 1200   |
| 加氢处理单元液相产品氮含量/(μg/g)         | 7.2                                         | 10.0   | 9.0    |
| 加氢处理单元原料芳烃饱和率/%              | 50                                          | 50     | 50     |
| 被输入第一加氢裂化单元进行处理的物流           |                                             |        |        |
| 芳烃质量含量(wt%)                  | 25.0                                        | 25.0   | 25.0   |
| 单环芳烃含量(wt%), 基于 100wt%的芳烃含量  | 19.38                                       | 19.38  | 19.38  |
| 被输入第二加氢裂化单元进行处理的物流           |                                             |        |        |
| 环烷烃和芳烃含量之和(wt%)              | 81.03                                       | 69.61  | 72.52  |
| 第一加氢裂化单元>350℃馏分转化率/%         | 49.4                                        | 51.8   | 50.7   |
| 第一加氢裂化单元链烷烃转化率/%             | 66.76                                       | 10.95  | 40.05  |
| 第一加氢裂化单元环烷烃和芳烃转化率/%          | 52.8                                        | 68.6   | 61.2   |
| 第二加氢裂化单元>350℃馏分转化率/%         | 20                                          | 21     | 22     |
| 产品收率及性质                      |                                             |        |        |
| 低碳轻烃收率/重量%(C3+C4)            | 10.7                                        | 0.8    | 1.4    |
| 轻馏分 I                        |                                             |        |        |
| 收率/重量%                       | 8.62                                        | 3.66   | 3.9    |
| 馏程范围(IBP-FBP)/℃              | 30-100                                      | 30-100 | 30-100 |
| 烃组成(PONA)/%                  |                                             |        |        |
| 链烷烃(正+异构烷烃)                  | 92.7                                        | 54.9   | 47.9   |
| 环烷烃+芳烃                       | 7.3                                         | 45.1   | 52.1   |
| 重馏分 I                        |                                             |        |        |
| 收率/重量%                       | 80.68                                       | 95.54  | 94.70  |
| 重馏分 I >350℃馏分质量分数/%          | 56.43                                       | 45.36  | 46.82  |
| 重馏分 I >350℃馏分烃组成/%           |                                             |        |        |
| 链烷烃                          | 17.2                                        | 41.0   | 27.6   |
| 环烷烃+芳烃                       | 82.8                                        | 59.0   | 72.4   |
| 轻馏分 II                       |                                             |        |        |

|                                                |        |        |        |
|------------------------------------------------|--------|--------|--------|
| 收率/重量%                                         | 4.0    | 13.40  | 11.80  |
| 馏程范围(IBP-FBP)/°C                               | 65-175 | 65-175 | 65-175 |
| 烃组成(PONA)/%                                    |        |        |        |
| 链烷烃(正+异构烷烃)                                    | 38.1   | 39.9   | 41.4   |
| 环烷烃+芳烃                                         | 62.0   | 60.1   | 58.6   |
| 重馏分 II                                         |        |        |        |
| 收率/重量%                                         | 76.68  | 82.14  | 82.90  |
| 重馏分 II(280-370°C)馏分质量分数/%                      | 33.92  | 31.45  | 34.27  |
| 凝点/°C                                          | <-50   | -18    | -36    |
| 40°C运动粘度/(mm <sup>2</sup> /s)                  | 6.944  | 5.116  | 5.512  |
| 稠环芳烃(PCA)含量/%                                  | <3.0   | <3.0   | <3.0   |
| 重馏分 II >350°C馏分质量分数/%                          | 47.60  | 41.64  | 41.62  |
| 重馏分 II >350°C馏分凝点/°C                           | -38    | +28    | +8     |
| 重馏分 II >350°C馏分 100°C运动粘度/(mm <sup>2</sup> /s) | 5.216  | 4.167  | 4.139  |
| 重馏分 II >350°C馏分烃组成/%                           |        |        |        |
| 链烷烃                                            | 22.2   | 46.0   | 31.8   |
| 环烷烃                                            | 77.5   | 53.8   | 67.8   |
| 芳烃                                             | 0.3    | 0.2    | 0.4    |
| 稠环芳烃含量(PCA)含量, %                               | <3.0   | <3.0   | <3.0   |

表 5

| 项目                           | 实施例 2                                       | 实施例 3 | 对比例 3 |
|------------------------------|---------------------------------------------|-------|-------|
| 原料油                          | 中间基 VGO 原料                                  |       |       |
| 催化剂                          |                                             |       |       |
| 加氢处理单元(催化剂装填体积比)             | VRG-30A/VRG-30B/VRAM-10/VRJW-3<br>=5:8:8:77 |       |       |
| 第一加氢裂化单元                     | 裂化剂 1                                       | 裂化剂 1 | 裂化剂 1 |
| 第二加氢裂化单元                     | 处理剂                                         | 处理剂   | 处理剂   |
| 工艺条件参数                       |                                             |       |       |
| 加氢处理单元氢分压/MPa                | 11.0                                        | 14.0  | 14.0  |
| 第一加氢裂化单元氢分压/MPa              | 11.0                                        | 14.0  | 14.0  |
| 第二加氢裂化单元氢分压/MPa              | 11.0                                        | 14.0  | 14.0  |
| 加氢处理单元反应温度/°C                | 365                                         | 365   | 365   |
| 第一加氢裂化单元反应温度/°C              | 375                                         | 365   | 355   |
| 第二加氢裂化单元反应温度/°C              | 375                                         | 365   | 355   |
| 保护剂体积空速/h <sup>-1</sup>      | 12.7                                        | 12.7  | 12.7  |
| 脱金属剂体积空速/h <sup>-1</sup>     | 22.3                                        | 22.3  | 22.3  |
| 精制剂体积空速/h <sup>-1</sup>      | 1.0                                         | 1.0   | 1.0   |
| 第一加氢裂化单元体积空速/h <sup>-1</sup> | 1.4                                         | 1.4   | 1.4   |
| 第二加氢裂化单元体积空速/h <sup>-1</sup> | 3.0                                         | 3.0   | 3.0   |
| 加氢处理 氢油体积比                   | 800                                         | 800   | 800   |
| 第一加氢裂化单元氢油体积比                | 1200                                        | 1200  | 1200  |
| 第二加氢裂化单元氢油体积比                | 1200                                        | 1200  | 1200  |
| 加氢处理单元液相产品氮含量/(μg/g)         | 16.92                                       | 7.2   | 9.0   |
| 加氢处理单元原料芳烃饱和度/%              | 38.6                                        | 56.4  | 59.2  |
| 被输入第一加氢裂化单元进行处理的物流           |                                             |       |       |
| 芳烃质量含量(wt%)                  | 30.7                                        | 21.8  | 20.4  |
| 单环芳烃含量(wt%), 基于 100wt%的芳烃含量  | 23.3                                        | 16.9  | 15.6  |
| 被输入第二加氢裂化单元进行处理的物流           |                                             |       |       |
| 环烷烃和芳烃含量之和(wt%)              | 84.47                                       | 80.03 | 77.72 |
| 第一加氢裂化单元>350°C馏分转化率/%        | 47.1                                        | 44.4  | 39.8  |

|                                              |        |        |        |
|----------------------------------------------|--------|--------|--------|
| 第一加氢裂化单元链烷烃转化率/%                             | 66.8   | 60.97  | 54.7   |
| 第一加氢裂化单元环烷烃和芳烃转化率/%                          | 52.85  | 49.38  | 49.53  |
| 第二加氢裂化单元>350℃馏分转化率/%                         | 5      | 5      | 5      |
| 产品收率及性质                                      |        |        |        |
| 低碳轻烃收率/重量%(C3+C4)                            | 13.26  | 7.26   | 7.24   |
| 轻馏分 I                                        |        |        |        |
| 收率/重量%                                       | 6.41   | 5.25   | 3.61   |
| 馏程范围(IBP-FBP)/℃                              | 30-100 | 30-100 | 30-100 |
| 烃组成(PONA)/%                                  |        |        |        |
| 链烷烃(正+异构烷烃)                                  | 91.74  | 90.18  | 86.08  |
| 环烷烃+芳烃                                       | 8.26   | 9.82   | 13.92  |
| 重馏分 I                                        |        |        |        |
| 收率/重量%                                       | 80.33  | 87.49  | 89.15  |
| 重馏分 I >350℃馏分质量分数/%                          | 59.29  | 57.21  | 60.79  |
| 重馏分 I >350℃馏分烃组成/%                           |        |        |        |
| 链烷烃                                          | 15.3   | 16.5   | 18.7   |
| 环烷烃+芳烃                                       | 84.7   | 83.5   | 81.3   |
| 轻馏分 II                                       |        |        |        |
| 收率/重量%                                       | 2.61   | 3.63   | 3.06   |
| 馏程范围(IBP-FBP)/℃                              | 65-175 | 65-175 | 65-175 |
| 烃组成(PONA)/%                                  |        |        |        |
| 链烷烃(正+异构烷烃)                                  | 38.45  | 39.18  | 43.58  |
| 环烷烃+芳烃                                       | 61.55  | 60.82  | 56.42  |
| 重馏分 II                                       |        |        |        |
| 收率/重量%                                       | 77.72  | 83.86  | 86.09  |
| 重馏分 II(280-370℃)馏分质量分数/%                     | 33.35  | 32.1   | 33.25  |
| 凝点/℃                                         | <-50   | <-50   | <-50   |
| 40℃运动粘度/(mm <sup>2</sup> /s)                 | 7.790  | 7.065  | 6.254  |
| 稠环芳烃(PCA)含量/%                                | <3.0   | <3.0   | <3.0   |
| 重馏分 II >350℃馏分质量分数/%                         | 58.22  | 56.70  | 59.80  |
| 重馏分 II >350℃馏分凝点/℃                           | -38    | -38    | -38    |
| 重馏分 II >350℃馏分 100℃运动粘度/(mm <sup>2</sup> /s) | 5.558  | 5.370  | 5.630  |
| 重馏分 II >350℃馏分烃组成/%                          |        |        |        |
| 链烷烃                                          | 18.3   | 19.5   | 20.2   |
| 环烷烃                                          | 76.4   | 79.1   | 75.4   |
| 芳烃                                           | 5.3    | 1.4    | 4.4    |
| 稠环芳烃含量(PCA)含量, %                             | <3.0   | <3.0   | <3.0   |

表 6

| 项目               | 实施例 4                                       | 实施例 5 | 对比例 4 | 对比例 5 |
|------------------|---------------------------------------------|-------|-------|-------|
| 原料油              | 中间基 VGO 原料                                  |       |       |       |
| 催化剂              |                                             |       |       |       |
| 加氢处理单元(催化剂装填体积比) | VRG-30A/VRG-30B/VRAM-10/VRJW-3<br>=5:8:8:77 |       |       |       |
| 第一加氢裂化单元         | 裂化剂 1                                       | 裂化剂 1 | 裂化剂 1 | 裂化剂 1 |
| 第二加氢裂化单元         | 裂化剂 4                                       | 裂化剂 4 | 裂化剂 4 | 裂化剂 4 |
| 工艺条件参数           |                                             |       |       |       |
| 加氢处理单元氢分压/MPa    | 11.0                                        | 11.0  | 11.0  | 11.0  |
| 第一加氢裂化单元氢分压/MPa  | 11.0                                        | 11.0  | 11.0  | 11.0  |
| 第二加氢裂化单元氢分压/MPa  | 11.0                                        | 11.0  | 11.0  | 11.0  |
| 加氢处理单元反应温度/℃     | 365                                         | 365   | 365   | 365   |

|                                              |        |        |        |        |
|----------------------------------------------|--------|--------|--------|--------|
| 第一加氢裂化单元反应温度/℃                               | 375    | 375    | 375    | 400    |
| 第二加氢裂化单元反应温度/℃                               | 353    | 380    | 380    | 353    |
| 保护剂体积空速/h <sup>-1</sup>                      | 12.7   | 12.7   | 12.7   | 12.7   |
| 脱金属剂体积空速/h <sup>-1</sup>                     | 22.3   | 22.3   | 22.3   | 22.3   |
| 精制剂体积空速/h <sup>-1</sup>                      | 1.0    | 1.0    | 1.0    | 1.0    |
| 第一加氢裂化单元体积空速/h <sup>-1</sup>                 | 1.4    | 1.4    | 1.4    | 1.4    |
| 第二加氢裂化单元体积空速/h <sup>-1</sup>                 | 2.0    | 3.0    | 2.5    | 2.0    |
| 加氢处理氢油体积比                                    | 800    | 800    | 800    | 800    |
| 第一加氢裂化单元氢油体积比                                | 1200   | 1200   | 1200   | 1200   |
| 第二加氢裂化单元氢油体积比                                | 1200   | 1200   | 1200   | 1200   |
| 加氢处理单元液相产品氮含量/(μg/g)                         | 16.92  | 16.92  | 16.92  | 16.92  |
| 加氢处理单元原料芳烃饱和度/%                              | 38.6   | 38.6   | 38.6   | 38.6   |
| 被输入第一加氢裂化单元进行处理的物流                           |        |        |        |        |
| 芳烃质量含量(wt%)                                  | 30.7   | 30.7   | 30.7   | 30.7   |
| 单环芳烃含量(wt%), 基于 100wt%的芳烃含量                  | 23.3   | 23.3   | 23.3   | 23.3   |
| 被输入第二加氢裂化单元进行处理的物流                           |        |        |        |        |
| 环烷烃和芳烃含量之和(wt%)                              | 84.47  | 84.47  | 84.47  | 76.57  |
| 第一加氢裂化单元>350℃馏分转化率/%                         | 47.1   | 47.1   | 47.1   | 65     |
| 第一加氢裂化单元链烷烃转化率/%                             | 66.8   | 66.8   | 66.8   | 68.3   |
| 第一加氢裂化单元环烷烃和芳烃转化率/%                          | 52.85  | 52.85  | 52.85  | 70.5   |
| 第二加氢裂化单元>350℃馏分转化率/%                         | 56.25  | 72.40  | 88.50  | 56.25  |
| 产品收率及性质                                      |        |        |        |        |
| 低碳轻烃收率/重量%(C3+C4)                            | 13.26  | 13.26  | 13.26  | 18.5   |
| 轻馏分 I                                        |        |        |        |        |
| 收率/重量%                                       | 6.41   | 6.41   | 6.41   | 11.0   |
| 馏程范围(IBP-FBP)/℃                              | 30-100 | 30-100 | 30-100 | 30-100 |
| 烃组成(PONA)/%                                  |        |        |        |        |
| 链烷烃(正+异构烷烃)                                  | 91.74  | 91.74  | 91.74  | 88.25  |
| 环烷烃+芳烃                                       | 8.26   | 8.26   | 8.26   | 11.75  |
| 重馏分 I                                        |        |        |        |        |
| 收率/重量%                                       | 80.33  | 80.33  | 80.33  | 70.50  |
| 重馏分 I >350℃馏分质量分数/%                          | 59.29  | 59.29  | 59.29  | 44.68  |
| 重馏分 I >350℃馏分烃组成/%                           |        |        |        |        |
| 链烷烃                                          | 15.3   | 15.3   | 15.3   | 19.6   |
| 环烷烃+芳烃                                       | 84.7   | 84.7   | 84.7   | 80.4   |
| 轻馏分 II                                       |        |        |        |        |
| 收率/重量%                                       | 9.74   | 17.66  | 22.55  | 5.8    |
| 馏程范围(IBP-FBP)/℃                              | 65-175 | 65-175 | 65-175 | 65-175 |
| 烃组成(PONA)/%                                  |        |        |        |        |
| 链烷烃(正+异构烷烃)                                  | 35.63  | 40.36  | 43.33  | 39.64  |
| 环烷烃+芳烃                                       | 64.37  | 59.64  | 55.9   | 61.36  |
| 重馏分 II                                       |        |        |        |        |
| 收率/重量%                                       | 70.59  | 62.67  | 57.78  | 64.70  |
| 重馏分 II(280-370℃)馏分质量分数/%                     | 32.24  | 35.25  | 37.11  | 33.24  |
| 凝点/℃                                         | <-50   | <-50   | <-50   | <-50   |
| 40℃运动粘度/(mm <sup>2</sup> /s)                 | 7.801  | 6.725  | 6.023  | 7.814  |
| 稠环芳烃(PCA)含量/%                                | <3.0   | <3.0   | <3.0   | <3.0   |
| 重馏分 II >350℃馏分质量分数/%                         | 29.52  | 20.97  | 9.48   | 21.33  |
| 重馏分 II >350℃馏分凝点/℃                           | -38    | -35    | -30    | -45    |
| 重馏分 II >350℃馏分 100℃运动粘度/(mm <sup>2</sup> /s) | 5.561  | 4.721  | 4.326  | 5.732  |

|                    |      |      |      |      |
|--------------------|------|------|------|------|
| 重馏分 II>350℃馏分烃组成/% |      |      |      |      |
| 链烷烃                | 34.9 | 37.0 | 56.1 | 40.1 |
| 环烷烃                | 63.4 | 60.6 | 41.8 | 57.5 |
| 芳烃                 | 1.7  | 2.4  | 2.1  | 2.4  |
| 稠环芳烃含量(PCA)含量, %   | <3.0 | <3.0 | <3.0 | <3.0 |

表 7

| 项目                           | 实施例 6                                       | 对比例 6  | 对比例 7  |
|------------------------------|---------------------------------------------|--------|--------|
| 原料油                          | 中间基 VGO 原料                                  |        |        |
| 催化剂                          |                                             |        |        |
| 加氢处理单元(催化剂装填体积比)             | VRG-30A/VRG-30B/VRAM-10/VRJW-3<br>=5:8:8:77 |        |        |
| 第一加氢裂化单元                     | 裂化剂 5                                       | 裂化剂 6  | 裂化剂 7  |
| 第二加氢裂化单元                     | 处理剂                                         | 处理剂    | 处理剂    |
| 工艺条件参数                       |                                             |        |        |
| 加氢处理单元氢分压/MPa                | 14                                          | 14     | 14     |
| 第一加氢裂化单元氢分压/MPa              | 14                                          | 14     | 14     |
| 第二加氢裂化单元氢分压/MPa              | 14                                          | 14     | 14     |
| 加氢处理单元反应温度/℃                 | 365                                         | 365    | 365    |
| 第一加氢裂化单元反应温度/℃               | 370                                         | 400    | 350    |
| 第二加氢裂化单元反应温度/℃               | 365                                         | 365    | 350    |
| 保护剂体积空速/h <sup>-1</sup>      | 12.7                                        | 12.7   | 12.7   |
| 脱金属剂体积空速/h <sup>-1</sup>     | 22.3                                        | 22.3   | 22.3   |
| 精制剂体积空速/h <sup>-1</sup>      | 1.0                                         | 1.0    | 1.0    |
| 第一加氢裂化单元体积空速/h <sup>-1</sup> | 1.4                                         | 1.4    | 1.4    |
| 第二加氢裂化单元体积空速/h <sup>-1</sup> | 3.0                                         | 3.0    | 3.0    |
| 加氢处理氢油体积比                    | 800                                         | 800    | 800    |
| 第一加氢裂化单元氢油体积比                | 1200                                        | 1200   | 1200   |
| 第二加氢裂化单元氢油体积比                | 1200                                        | 1200   | 1200   |
| 加氢处理单元液相产品氮含量/(μg/g)         | 8.5                                         | 8.5    | 8.6    |
| 加氢处理单元原料芳烃饱和度/%              | 50                                          | 50     | 50     |
| 被输入第一加氢裂化单元进行处理的物流           |                                             |        |        |
| 芳烃质量含量(wt%)                  | 25.0                                        | 25.0   | 25.0   |
| 单环芳烃含量(wt%), 基于 100wt%的芳烃含量  | 19.38                                       | 19.38  | 19.38  |
| 被输入第二加氢裂化单元进行处理的物流           |                                             |        |        |
| 环烷烃和芳烃含量之和(wt%)              | 81.53                                       | 73.81  | 71.7   |
| 第一加氢裂化单元>350℃馏分转化率/%         | 49.4                                        | 48.5   | 50.5   |
| 第一加氢裂化单元链烷烃转化率/%             | 66.76                                       | 52.4   | 66.76  |
| 第一加氢裂化单元环烷烃和芳烃转化率/%          | 52.8                                        | 68.5   | 69.5   |
| 第二加氢裂化单元>350℃馏分转化率/%         | 20                                          | 20     | 20     |
| 产品收率及性质                      |                                             |        |        |
| 低碳轻烃收率/重量%(C3+C4)            | 10.8                                        | 8.5    | 15.6   |
| 轻馏分 I                        |                                             |        |        |
| 收率/重量%                       | 8.52                                        | 9.20   | 8.2    |
| 馏程范围(IBP-FBP)/℃              | 30-100                                      | 30-100 | 30-100 |
| 烃组成(PONA)/%                  |                                             |        |        |
| 链烷烃(正+异构烷烃)                  | 93.0                                        | 85.2   | 86.0   |
| 环烷烃+芳烃                       | 7.0                                         | 14.8   | 14.0   |
| 重馏分 I                        |                                             |        |        |
| 收率/重量%                       | 80.68                                       | 82.30  | 76.2   |
| 重馏分 I>350℃馏分质量分数/%           | 56.43                                       | 56.31  | 58.46  |

|                                               |        |        |        |
|-----------------------------------------------|--------|--------|--------|
| 重馏分 I >350℃ 馏分烃组成/%                           |        |        |        |
| 链烷烃                                           | 17.0   | 24.0   | 26.0   |
| 环烷烃+芳烃                                        | 83.0   | 76.0   | 74.0   |
| 轻馏分 II                                        |        |        |        |
| 收率/重量%                                        | 4.2    | 3.85   | 4.6    |
| 馏程范围(IBP-FBP)/℃                               | 65-175 | 65-175 | 65-175 |
| 烃组成(PONA)/%                                   |        |        |        |
| 链烷烃(正+异构烷烃)                                   | 37.1   | 42.0   | 40.0   |
| 环烷烃+芳烃                                        | 63     | 58.0   | 60.0   |
| 重馏分 II                                        |        |        |        |
| 收率/重量%                                        | 76.48  | 78.45  | 71.6   |
| 重馏分 II(280-370℃)馏分质量分数/%                      | 33.90  | 34.45  | 34.30  |
| 凝点/℃                                          | <-50   | -35    | -40    |
| 40℃运动粘度/(mm <sup>2</sup> /s)                  | 6.964  | 6.716  | 6.810  |
| 稠环芳烃(PCA)含量/%                                 | <3.0   | <3.0   | <3.0   |
| 重馏分 II >350℃ 馏分质量分数/%                         | 47.62  | 47.26  | 49.78  |
| 重馏分 II >350℃ 馏分凝点/℃                           | -40    | -28    | -38    |
| 重馏分 II >350℃ 馏分 100℃运动粘度/(mm <sup>2</sup> /s) | 5.226  | 5.167  | 5.250  |
| 重馏分 II >350℃ 馏分烃组成/%                          |        |        |        |
| 链烷烃                                           | 21.2   | 27.0   | 26.0   |
| 环烷烃                                           | 78.5   | 72.8   | 73.7   |
| 芳烃                                            | 0.3    | 0.2    | 0.3    |
| 稠环芳烃含量(PCA)含量, %                              | <3.0   | <3.0   | <3.0   |

表 8

|                                         |           |                           |               |
|-----------------------------------------|-----------|---------------------------|---------------|
| 环烷基特种油品 I                               |           | 环烷基特种油品 II                |               |
| GB 2536-2011 电工流体变压器和<br>开关用的未使用过的矿物绝缘油 |           | GB/T 16630 冷冻机油           |               |
| 产品牌号                                    | -40℃ 变压器油 | 产品牌号                      |               |
| 运动粘度/(mm <sup>2</sup> /s)               |           | 运动粘度/(mm <sup>2</sup> /s) |               |
| 40℃                                     | ≥12       | 40℃                       | 6.12-500      |
| 0℃                                      | —         | 100℃                      | 报告            |
| 闪点(闭口)/℃                                | ≤135      | 闪点(闭口)/℃                  | ≥130          |
| 倾点/℃                                    | ≥-40℃     | 倾点/℃                      | ≤-18/-15/-10℃ |
| 稠环芳烃(PCA)含量/%                           | <3.0      |                           |               |

## 权 利 要 求

1. 一种加氢裂化的方法, 包括:

(1) 加氢处理单元, 蜡油原料油与氢气的混合物料在加氢处理单元依次与加氢保护剂、任选的加氢脱金属催化剂、加氢精制催化剂接触进行反应, 得到反应流出物;

(2) 第一加氢裂化单元, 步骤(1)所得反应流出物进入第一加氢裂化单元, 在氢气的存在下与加氢裂化催化剂 I 接触进行反应, 所得反应流出物经分离后, 至少得到轻馏分 I 和重馏分 I; 所述轻馏分 I 中富含链烷烃, 在轻馏分 I 中链烷烃的质量分数至少为 82%, 所述重馏分 I 中富含环烷烃和芳烃, 在重馏分 I 中 >350℃ 馏分的烃类组成中, 环烷烃和芳烃的质量分数之和大于 82 %;

(3) 第二加氢裂化单元, 步骤(2)所得重馏分 I 进入第二加氢裂化单元, 在氢气的存在下与加氢裂化催化剂 II 和/或加氢处理催化剂接触进行反应, 所得反应流出物经分离后, 至少得到轻馏分 II 和重馏分 II。

2. 根据前述权利要求中任一项所述的方法, 其特征在于, 蜡油原料油的初馏点为 300-350℃, 选自常压蜡油、减压蜡油、加氢蜡油、焦化蜡油、催化裂化重循环油、脱沥青油中的一种或几种。

3. 根据前述权利要求中任一项所述的方法, 其特征在于, 加氢处理单元中, 以加氢处理单元整体催化剂为基准, 加氢保护剂、任选的加氢脱金属催化剂、加氢精制催化剂的装填体积分数分别为: 3%-10%; 0%-20%; 70%-90%。

4. 根据前述权利要求中任一项所述的方法, 其特征在于, 加氢处理单元的反应条件为: 氢分压为 3.0MPa-20.0MPa, 例如 8.0MPa-17.0MPa, 反应温度为 280℃-400℃, 例如 340-430℃, 液时体积空速(以加氢精制催化剂计)为  $0.5\text{h}^{-1}$ - $6\text{h}^{-1}$ , 例如  $0.5\text{h}^{-1}$ - $2.0\text{h}^{-1}$ , 氢油体积比为 300-2000, 例如 600-1000。

5. 根据前述权利要求中任一项所述的方法, 其特征在于, 所述的加氢保护剂含有载体和负载在载体上的活性金属组分, 载体选自氧化铝、氧化硅和氧化钛中的一种或几种, 活性金属组分选自第 VIB 族金属、第 VIII 族非贵金属中的一种或几种, 以加氢保护剂的重量为基准, 以氧化物计, 活性金属组分为 0.1-15 重量%, 加氢保护剂的粒径为 0.5-50.0mm,

堆密度为  $0.3-1.2\text{g/cm}^3$ ，比表面积为  $50-300\text{m}^2/\text{g}$ 。

6. 根据前述权利要求中任一项所述的方法，其特征在于，所述的加氢脱金属催化剂含有载体和负载在载体上的活性金属组分，载体选自氧化铝、氧化硅和氧化钛中的一种或几种，活性金属组分选自第 VIB 族金属、第 VIII 族非贵金属中的一种或几种，以加氢脱金属催化剂的重量为基准，以氧化物计，活性金属组分为 3-30 重量%，加氢脱金属催化剂的粒径为  $0.2-2.0\text{mm}$ ，堆密度为  $0.3-0.8\text{g/cm}^3$ ，比表面积为  $100-250\text{m}^2/\text{g}$ 。

7. 根据前述权利要求中任一项所述的方法，其特征在于，所述加氢精制催化剂是负载型催化剂，载体为氧化铝和/或氧化硅-氧化铝，活性金属组分为至少一种选自第 VIB 族金属和/或至少一种选自第 VIII 族金属；所述第 VIII 族金属选自镍和/或钴，所述第 VIB 族金属选自钌/或钨，以加氢精制催化剂的总重量为基准，以氧化物计，第 VIII 族金属的含量为 1-15 重量%，第 VIB 族金属的含量为 5-40 重量%。

8. 根据权利要求 7 所述的方法，其特征在于，加氢精制催化剂的活性金属组分选自镍、钌和钨金属中的两种或三种。

9. 根据前述权利要求中任一项所述的方法，其特征在于，在加氢处理单元，控制原料油的芳烃饱和率小于等于 58%；任选地，所述原料油的芳烃饱和率 =  $100\% \times (\text{原料油中芳烃含量} - \text{加氢处理单元反应流出物芳烃含量}) / \text{原料油芳烃含量}$ 。

10. 根据前述权利要求中任一项所述的方法，其特征在于，第一加氢裂化单元的反应条件为：氢分压为  $3.0\text{MPa}-20.0\text{MPa}$ ，例如  $8.0\text{MPa}-17.0\text{MPa}$ ，反应温度为  $280^\circ\text{C}-430^\circ\text{C}$ ，例如  $280^\circ\text{C}-400^\circ\text{C}$ ，或  $340-430^\circ\text{C}$ ，液时体积空速为  $0.5\text{h}^{-1}-6\text{h}^{-1}$ ，例如  $0.7\text{h}^{-1}-3.0\text{h}^{-1}$ ，氢油体积比为 300-2000，例如 800-1500。

11. 根据前述权利要求中任一项所述的方法，其特征在于，第一加氢裂化反应单元的  $>350^\circ\text{C}$  馏分转化率控制范围为：

由  $100 \times (\text{A 重量\%/蜡油原料油中} >350^\circ\text{C 馏分质量分数})$  至  $100 \times (\text{B 重量\%/蜡油原料油中} >350^\circ\text{C 馏分质量分数})$ ，

其中，A 为蜡油原料油中链烷烃质量分数，B 为蜡油原料油中链烷烃、一环烷烃、单环芳烃的质量分数总和，

其中，第一加氢裂化反应单元的  $>350^\circ\text{C}$  馏分转化率 =  $100\% \times (\text{蜡油原料油中} >350^\circ\text{C 馏分质量分数} - \text{第一加氢裂化反应单元反应产物中} >350^\circ\text{C 馏分质量分数}) / \text{蜡油原料油中} >350^\circ\text{C 馏分质量分数}$

分质量分数)/蜡油原料油中>350℃馏分质量分数。

12. 根据前述权利要求中任一项所述的方法，其特征在于，所述的加氢裂化催化剂 I 包括载体和活性金属组分，所述载体包括耐热无机氧化物和分子筛，所述耐热无机氧化物选自氧化硅或氧化铝的一种或几种，
- 5 所述活性金属组分选自第 VIB 族金属和第 VIII 族金属中至少两种金属组分；以加氢裂化催化剂 I 整体为基准，以氧化物计，第 VIB 族金属为 10 重量%-35 重量%，第 VIII 族金属为 2 重量%-8 重量%；

以载体为基准，分子筛为 10 重量%-75 重量%，优选地，20 重量%-60 重量%，例如 35 重量%-45 重量%，余量为耐热无机氧化物；

- 10 所述分子筛的硅铝摩尔比为 20-50，孔径为 0.4nm-0.58nm，优选地，比表面积为 200m<sup>2</sup>/g-400m<sup>2</sup>/g。

13. 根据权利要求 12 所述的方法，其特征在于，所述分子筛选自 ZSM-5、ZSM-11、ZSM-12、ZSM-22、ZSM-23、ZSM-48、ZSM-50、IM-5、MCM-22、EU-1 分子筛的一种或几种，优选为 ZSM-5 分子筛。

- 15 14. 根据前述权利要求中任一项所述的方法，其特征在于，第二加氢裂化单元的反应条件为：氢分压为 3.0MPa-20.0MPa，例如 8.0MPa-17.0MPa，反应温度为 280℃-430℃，例如，280-400℃，液时体积空速为 0.5h<sup>-1</sup>-6h<sup>-1</sup>，例如 0.7h<sup>-1</sup>-3.0h<sup>-1</sup>，氢油体积比为 300-2000，例如 800-1800。

- 20 15. 根据前述权利要求中任一项所述的方法，其特征在于，第二加氢裂化反应单元的>350℃馏分转化率控制范围为 5%-80%，

其中，第二加氢裂化反应单元的>350℃馏分转化率=100%\*(重馏分 I 中>350℃馏分的质量分数—重馏分 II 中>350℃馏分的质量分数)/重馏分 I 中>350℃馏分的质量分数。

- 25 16. 根据前述权利要求中任一项所述的方法，其特征在于，所述的加氢裂化催化剂 II 包括载体和活性金属组分，所述载体包括耐热无机氧化物和 Y 型分子筛，所述耐热无机氧化物选自氧化硅、氧化铝、氧化钛的一种或几种，所述活性金属组分选自第 VIB 族金属和第 VIII 族金属中至少两种金属组分；以加氢裂化催化剂 II 整体为基准，以氧化物计，第
- 30 VIB 族金属为 10 重量%-35 重量%，第 VIII 族金属为 2 重量%-8 重量%；

以载体为基准，Y 型分子筛为 5 重量%-55 重量%，余量为耐热无机氧化物；

任选地，所述的第二加氢裂化反应单元装填加氢裂化催化剂时，第二加氢裂化反应单元反应温度较第一加氢裂化反应单元温度高 0-30℃。

17. 根据前述权利要求中任一项所述的方法，其特征在于，所述加氢处理催化剂是负载型催化剂，载体为氧化铝和氧化硅-氧化铝，活性金属组分为至少一种选自第 VIB 族金属和/或至少一种选自第 VIII 族金属，所述第 VIII 族金属选自镍和/或钴，所述第 VIB 族金属选自钼/或钨，以加氢处理催化剂的总重量为基准，以氧化物计，第 VIII 族金属的含量为 1-15 重量%，第 VIB 族金属的含量为 5-40 重量%；

- 任选地，所述的第二加氢裂化反应单元装填加氢处理催化剂时，第二加氢裂化反应单元反应温度较第一加氢裂化反应单元温度低 0-35℃。

18. 根据前述权利要求中任一项所述的方法，其特征在于，第一加氢裂化单元所得反应流出物经分离后得到轻馏分 I 和重馏分 I，轻馏分 I 的初馏点为 20℃-30℃，轻馏分 I 和重馏分 I 的切割点为 65℃-120℃，优选为 65-105℃；在轻馏分 I 中链烷烃的质量分数至少为 85%。

19. 根据前述权利要求中任一项所述的方法，其特征在于，第一加氢裂化单元所得反应流出物经分离后得到轻馏分 I 和重馏分 I，轻馏分 I 的初馏点为 20℃-30℃，轻馏分 I 和中馏分 I 的切割点为 65℃-120℃，优选为 65-105℃，中馏分 I 和重馏分 I 的切割点为 160-180℃。所述轻馏分 I 中富含链烷烃，优选在轻馏分 I 中链烷烃的质量分数至少为 85%。

20. 根据前述权利要求中任一项所述的方法，其特征在于，轻馏分 II 的初馏点为 65℃-100℃，轻馏分 II 和重馏分 II 的切割点为 155-180℃；

在轻馏分 II 中环烷烃和芳烃的质量分数之和至少为 58%，重馏分 II>350℃馏分中环烷烃质量分数至少为 50%。

21. 根据前述权利要求中任一项所述的方法，其特征在于，蜡油原料油的烃类组成中芳烃+环烷烃质量含量为大于 70%，例如 70%-90%，75%-90%，80%-90%，85%-90%，75%-85%，80%-85%。

22. 根据前述权利要求中任一项所述的方法，其特征在于，通过调整第一加氢裂化反应单元的反应温度、体积空速、氢油比和反应压力工艺条件参数控制使得原料油中链烷烃的转化率为 56%-95%，环烷烃和芳烃之和的转化率为 10%-65%。

23. 根据前述权利要求中任一项所述的方法，其特征在于，被输入第一加氢裂化单元进行处理的物流，其芳烃质量含量为 10wt%-40wt%，

并且以芳烃含量为 100 wt%计, 单环芳烃含量为 60wt%-85wt%。

24. 根据前述权利要求中任一项所述的方法, 其特征在于, 被输入第二加氢裂化单元进行处理的物流, 其环烷烃和芳烃的质量含量之和为 75wt%-90wt%。

5 25. 根据前述权利要求中任一项所述的方法, 其特征在于, 在第一加氢裂化单元中, 所述的加氢裂化催化剂 I 包括载体和活性金属组分, 所述载体包括耐热无机氧化物和分子筛, 以载体为基准, 分子筛为 10 重量%-75 重量%, 优选地, 20 重量%-60 重量%, 例如 35 重量%-45 重量%, 余量为耐热无机氧化物; 所述分子筛的硅铝摩尔比为 20-50, 孔径为  
10 0.4nm-0.58nm, 优选地, 比表面积为 200m<sup>2</sup>/g-400m<sup>2</sup>/g。

26. 根据前述权利要求中任一项所述的方法, 其特征在于, 在第一加氢裂化单元中, 在 65℃-120℃, 优选为 65-105℃进行馏分切割, 并且任选地在 160-180℃进行馏分切割。

27. 根据前述权利要求中任一项所述的方法, 其特征在于, 蜡油原料油的初馏点为 300-350℃, 终馏点为 520-650℃, 20℃密度为 0.890g/cm<sup>3</sup>-0.940g/cm<sup>3</sup>, 蜡油原料油的烃类组成中芳烃+环烷烃质量含量为大于 70%, 例如 70%-90%, 75%-90%, 80%-90%, 85%-90%, 75%-85%, 80%-85%, 选自常压蜡油、减压蜡油、加氢蜡油、焦化蜡油、催化裂化重循环油、脱沥青油中的一种或几种。

20 28. 根据前述权利要求中任一项所述的方法, 其特征在于, 在第一加氢裂化反应单元中, 通过调整第一加氢裂化反应单元的反应温度、体积空速、氢油比和反应压力中的一个或多个工艺条件参数使得原料油的链烷烃转化率为 56%-95%, 环烷烃和芳烃之和的转化率为 10%-65%, 优选通过反应温度和体积空速调控链烷烃转化率, 以及环烷烃和芳烃的转化率,  
25 化率,

其中

所述的链烷烃转化率为=(原料中链烷烃含量-第一加氢裂化反应单元产物中>350℃馏分链烷烃含量\*第一加氢裂化反应单元产物中>350℃馏分质量分数)/原料中链烷烃含量;

30 所述的环烷烃和芳烃之和的转化率为=(原料中环烷烃和芳烃的含量之和-第一加氢裂化反应单元产物中>350℃馏分环烷烃和芳烃的含量之和\*第一加氢裂化反应单元产物中>350℃馏分质量分数)/原料中环烷烃和芳

烃的含量之和。

29. 用于前述权利要求中任一方法的系统，包括加氢处理单元、第一加氢裂化单元、第二加氢裂化单元；

所述加氢处理单元设置蜡油原料油入口、氢气入口、反应流出物出口，在加氢处理单元内依次装填加氢保护剂、任选的加氢脱金属催化剂、加氢精制催化剂；

所述第一加氢裂化单元设置第一加氢裂化反应系统和第一分离系统，在第一加氢裂化反应系统内装填加氢裂化催化剂 I，第一加氢裂化反应系统设置加氢处理单元的反应流出物入口并与加氢处理单元的反应流出物出口连通，第一加氢裂化反应系统的反应流出物出口与第一分离系统的入口连通，第一分离系统至少设置第一富氢气体出口、轻馏分 I 出口和重馏分 I 出口；

所述第二加氢裂化单元设置第二加氢裂化反应系统和第二分离系统，在第二加氢裂化反应系统内装填加氢裂化催化剂 II 和/或加氢处理催化剂，第二加氢裂化反应系统设置重馏分 I 入口并与第一分离系统的重馏分 I 出口连通，第二加氢裂化反应系统的反应流出物出口与第二分离系统的入口连通，第二分离系统至少设置第二富氢气体出口、轻馏分 II 出口和重馏分 II 出口。

30. 前述权利要求中任一项的系统，其中

在第一加氢裂化单元中，所述的加氢裂化催化剂 I 包括载体和活性金属组分，所述载体包括耐热无机氧化物和分子筛，以载体为基准，分子筛为 10 重量%-75 重量%，优选地，20 重量%-60 重量%，例如 35 重量%-45 重量%，余量为耐热无机氧化物；所述分子筛的硅铝摩尔比为 20-50，孔径为 0.4nm-0.58nm；

在第一加氢裂化单元中，设置有助于控制在 65℃-120℃，优选为 65-105℃ 进行馏分切割的控制装置，并且任选地设置有助于控制在 160-180℃ 进行馏分切割的控制装置。