

生产化工原料的组合加氢工艺和系统

相关申请的交叉引用

本申请要求 2021 年 10 月 30 日提交的中国专利申请 202111277050.0 的权益，该申请的内容通过引用被合并于本文。

技术领域

本发明涉及石油炼制领域，具体涉及一种生产化工原料的组合加氢工艺和系统。

背景技术

据报道，国内柴油表观消费量将在一定时间内维持在 1.7 亿吨/年左右，相对于原油加工量的逐年上涨，柴油产品在炼油产品结构中的比例逐年降低，需要将部分柴油原料转化为化工原料。加氢裂化是炼油化工一体化企业的产品结构调节器，是油-化-纤结合的核心，可以适应国内市场芳烃和乙烯等基础化工原料需求的快速增长。炼化企业在加氢裂化装置多产化工原料方向做出很多努力，加氢裂化生产的重石脑油芳烃潜含量高可以作为催化重整装置的优质进料用以生产 BTX，尾油产品与轻石脑油产品链烷烃含量高、BMCI 值低可用作蒸汽裂解制乙烯原料。尤其是两段加氢裂化工艺流程，将一段生成的柴油馏分引入二段加氢裂化反应区可以实现柴油产量为零，以达到最大量生产化工原料的生产目的。但该工艺在实施时优质乙烯裂解原料的尾油产品收率受到常规加氢裂化反应路径的影响相对较低，而富含链烷烃的尾油产品一旦进入二段或者轻质化就会增加气体产品收率，大大降低装置的经济效益。

炼化领域的另一个发展趋势是降低柴汽比，压减柴油产品产量。但受限于各大炼化企业均设置有柴油加氢精制装置，如何实现柴油高附加值利用尤其是在合理利用现有柴油加氢精制装置基础上高效处理难以加工的高芳烃柴油成为各大炼化亟待解决的问题。

CN108003933A 公开了一种由柴油馏分生产化工原料的加氢裂化方法，该专利申请方法能够在中低压条件下由柴油馏分生产化工原料，其中的重石脑油可作为高芳潜的重整原料，轻石脑油和尾油可作为优质的蒸汽裂解原料。但该专利

申请同时要求柴油原料的链烷烃含量在 20~50%，不适合加工高芳烃劣质柴油，也无法优化产物分布。CN103059986A 公开了一种两段加氢裂化方法，该专利申请主要是通过降低二段加氢裂化催化剂的活性，从而提高重石脑油的选择性与产品性质。CN105018139A 公开了一种低能耗多产优质化工原料的加氢裂化方法，在第一加氢裂化反应器内上下级配装填两种加氢裂化催化剂，上部催化剂的分子筛含量在 30%~70%，下部催化剂的分子筛含量在 15%~50%，以达到在低能耗下提升目的产物选择性。无法从本质上优化得到化工原料产品分布结构，同时二段加氢裂化催化剂活性会随运行时间延长因失硫导致的活性降低。

发明内容

针对目前现有最大量生产化工原料的两段加氢裂化工艺产物中可作为优质乙烯裂解原料的尾油产品收率较低的缺陷，本发明提供了一种生产化工原料的组合加氢工艺和系统。本发明提供的组合加氢工艺将增加两段加氢裂化装置的长周期稳定性与优质乙烯裂解原料的尾油产品收率。

本发明的发明人在研究过程中发现，现有最大量生产化工原料的两段加氢裂化工艺产物中可作为优质乙烯裂解原料的尾油产品收率较低，主要原因是由于原料油中的尾油馏分在一段加氢裂化反应器中大量转化为柴油馏分导致的，而这些柴油馏分进一步反应生成轻、重石脑油产品必然需要更多的热量与氢气，导致装置能耗与化学氢耗增加，增加装置运行成本。二段加氢裂化反应器由于加工的原料是经过一次加氢裂化得到的柴油馏分，其中长链组分较多导致裂化程度不易控制使得气体产品增加导致液体产品收率降低，同时二段加氢裂化催化剂也会因反应物中硫含量低导致催化剂失活。

为了解决现有技术的不足，本发明第一方面提供一种生产化工原料的组合加氢工艺，该工艺包括以下步骤：

- (1) 将蜡油原料与含氢气体进行加氢预处理反应，将反应得到的加氢蜡油与轻柴油馏分混合，进行第一加氢裂化反应，得到第一加氢裂化物流；
- (2) 将所述第一加氢裂化物流进行分离、分馏得到柴油馏分；
- (3) 将步骤(2)得到的柴油馏分进行第二加氢裂化反应，得到第二加氢裂化物流，将所述第二加氢裂化物流进行分离、分馏。

优选地，所述轻柴油馏分的初馏点为 $150^{\circ}\text{C} \sim 250^{\circ}\text{C}$ ，优选为 $180^{\circ}\text{C} \sim 220^{\circ}\text{C}$ ；终馏点为 $280^{\circ}\text{C} \sim 360^{\circ}\text{C}$ ，优选为 $300^{\circ}\text{C} \sim 340^{\circ}\text{C}$ 。

优选地，步骤（3）中，将步骤（2）得到的柴油馏分与劣质柴油切割得到的重柴油馏分混合，然后进行所述第二加氢裂化反应。

优选地，该方法还包括：将所述第二加氢裂化物流进行切割，得到轻循环油和重循环油，将所述轻循环油循环回步骤（2）进行所述分离，将所述重循环油循环回步骤（1）进行所述加氢预处理反应。

本发明第二方面提供一种生产化工原料的组合加氢系统，该系统包括：

依次连通的蜡油原料供应单元、加氢裂化预处理反应单元、第一加氢裂化反应单元、气液分离单元、分馏单元、第二加氢裂化反应单元；

其中，所述蜡油原料供应单元的出口与所述加氢裂化预处理反应单元的入口连通以用于向所述加氢裂化预处理反应单元提供蜡油原料；

其中，所述气液分离单元设置有气相料流出口和液相料流出口，所述气液分离单元的液相料流出口与所述分馏单元的入口连通；

其中，所述分馏单元设置有柴油馏分出口，该柴油馏分出口与第二加氢裂化反应单元的入口连通；

该系统还包括轻柴油馏分供应单元，所述轻柴油馏分供应单元的出口与第一加氢裂化反应单元的入口连通以用于向所述第一加氢裂化反应单元提供轻柴油馏分。

与现有技术相比较，本发明提供的生产化工原料的组合加氢工艺及系统具有以下优势和特点：

（1）发明人在研究过程发现加氢裂化反应在裂化反应区域存在动态抑制导向现象，即在全馏分反应物的加氢裂化过程中，引入馏程 $A \sim B^{\circ}\text{C}$ 的物质会促进馏程 $< B^{\circ}\text{C}$ 的物质反应，而抑制馏程 $> B^{\circ}\text{C}$ 的物质反应。发明人正是基于此现象，通过优化加氢裂化反应路径，提高目标产物的选择性。具体到本发明中，将轻柴油馏分（优选为劣质柴油原料加氢精制后得到的加氢柴油分离后得到轻柴油馏分）引入第一加氢裂化反应，利用加氢裂化反应存在动态抑制导向现象，使得第一加氢裂化反应单元内轻柴油馏分浓度大量增加，抑制重馏分向轻柴油馏分转化使得尾油收率得到提升而促进轻柴油馏分高效转化为轻、重石脑油。优选情况下，将劣质柴油原料加氢精制后得到的加氢柴油分离后得到的重柴油馏分引入第二加

氢裂化反应，第二加氢裂化反应单元内重柴油馏分浓度大量增加，同时从组成角度芳烃含量提高也进一步加氢抑制气体产品的产生。使得装置在更低反应温度下实现高效转化，增加可作为乙烯裂解原料的尾油产品收率同时装置气体产品收率降低。

(2) 本发明通过设置合理的反应路径实现高芳烃劣质柴油原料高经济性加氢转化。由于联用的设置使得对柴油加氢精制单元的产品质量要求苛刻度降低，带来一系列技术优势：一方面通过降低柴油加氢精制反应单元的反应温度为高芳烃劣质柴油芳烃饱和等反应提供更有利的热力学条件。同时优选情况下，将第二加氢裂化反应单元的反应生成物分离后得到的重循环油引入加氢裂化预处理反应单元，避免了现有常规二段加氢裂化工艺循环油中芳烃累积导致二段加氢裂化选择性变差的情况。

(3) 本发明提供的工艺可以将高芳烃劣质柴油原料和蜡油原料全部转化为轻石脑油、重石脑油、尾油等高附加值产品，真正意义上实现将柴汽比降至零。同时将高芳烃劣质柴油原料中的芳烃高效保留在重石脑油馏分中，使得产品重石脑油芳烃潜含量较常规两段加氢裂化工艺重石脑油产品芳烃潜含量明显增加。

(4) 本发明优选将高芳烃劣质柴油精制后的重柴油精制生成油引入到第二加氢裂化反应单元，其硫含量大约在 100~2500ppm 之间既起到了对第二加氢裂化反应单元加氢裂化催化剂补硫的作用又不会影响第二加氢裂化反应单元的产品性质。解决了由于第二加氢裂化反应单元进料中硫含量低，随着反应的进行，催化剂“硫流失”的问题，进一步解决了因“硫流失”问题而引发加氢裂化反应过程中催化剂活性逐渐降低，导致转化率下降的问题。

附图说明

图 1 为本发明提供的一种具体实施方式的生产化工原料的组合加氢工艺及系统示意图。

图 2 为常规两段蜡油加氢裂化与柴油加氢精制联合工艺流程示意图。

附图标记说明

图 1 中：1-劣质柴油；2-加氢精制反应单元；3-加氢柴油；4-蜡油原料；5-加氢裂化预处理反应单元；6-加氢蜡油；7-气液分离单元；8-气相料流；9-循环

氢；10-新氢；11-液相料流；12-第一加氢裂化反应单元；13-第一加氢裂化物流；14-分馏单元；15-气体；16-石脑油馏分；17-柴油馏分；18-第二加氢裂化反应单元；19-第二加氢裂化物流；20-第二切割单元；21-轻循环油；22-重循环油；23-第一切割单元；24-轻柴油馏分；25-重柴油馏分；26-尾油馏分

图2中：1-蜡油原料；2-加氢裂化预处理反应区；3-预处理反应生成物；4-第一加氢裂化反应区；5-蜡油气液分离器；6-液相物料；7-蜡油分馏塔；8-第一气体；9-第一石脑油；10-未转化油；11-第二加氢裂化反应区；12-二段加氢裂化生产物；13-气相物料；14-循环氢压缩机；15-新氢；16-第一加氢裂化反应生成物；17-柴油加氢精制反应器；18-柴油加氢精制反应生成物；19-柴油气液分离器；20-液相料流；21-柴油分馏塔；22-第二气体产品；23-第二石脑油；24-精制柴油；25-气相料流；26-循环氢压缩机；27-柴油原料

具体实施方式

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

对示例性实施例的描述旨在结合附图来阅读，附图被认为是整个书面描述的一部分。在说明书中，诸如“下”、“上”、“水平”、“垂直”、“上方”、“下方”、“向上”、“向下”、“顶部”和“底部”以及其派生词(例如，“水平地”、“向下地”、“向上地”等)的相对术语应被解释为当时所描述的附图中所示的方向。这些相对术语是为了便于描述，而不要求以特定的取向构造或操作设备。除非另有说明外，本发明所述“连接”指的是一种关系，结构通过中间结构直接或间接地相互固定或连接。

本发明第一方面提供一种生产化工原料的组合加氢工艺，该工艺包括以下步骤：

(1) 将蜡油原料与含氢气体进行加氢预处理反应，将反应得到的加氢蜡油与轻柴油馏分混合，进行第一加氢裂化反应，得到第一加氢裂化物流；

(2) 将所述第一加氢裂化物流进行分离、分馏得到柴油馏分；

(3) 将步骤(2)得到的柴油馏分进行第二加氢裂化反应, 得到第二加氢裂化物流。

本发明提供的方法将轻柴油馏分引入第一加氢裂化反应, 利用加氢裂化反应存在动态抑制导向现象, 使得第一加氢裂化反应单元内轻柴油馏分浓度大量增加, 抑制重馏分向轻柴油馏分转化使得尾油收率得到提升而促进轻柴油馏分高效转化为轻、重石脑油。

只要能够实现上述目的的轻柴油馏分均适用于本发明, 对其具体组成、来源和用量选择范围较宽。优选地, 所述轻柴油馏分的初馏点为 $150^{\circ}\text{C}\sim 250^{\circ}\text{C}$, 优选为 $180^{\circ}\text{C}\sim 220^{\circ}\text{C}$; 终馏点为 $280^{\circ}\text{C}\sim 360^{\circ}\text{C}$, 优选为 $300^{\circ}\text{C}\sim 340^{\circ}\text{C}$ 。采用该种优选实施方式更有利于增强动态抑制导向作用。

优选地, 加氢蜡油与轻柴油馏分的质量比为 $1\sim 50:1$, 优选为 $15\sim 20:1$ 。采用该种优选实施方式更有利于提升动态抑制导向作用。

优选地, 所述轻柴油馏分通过将劣质柴油切割得到。本发明对进行所述切割的方式没有特别的限定, 例如可以采用分馏塔, 具体可以为板式分馏塔。

优选地, 轻柴油馏分与重柴油馏分的切割温度为 $280^{\circ}\text{C}\sim 360^{\circ}\text{C}$, 优选为 $300^{\circ}\text{C}\sim 340^{\circ}\text{C}$ 。

优选地, 该工艺还包括: 将所述劣质柴油与含氢气体进行脱硫、脱氮及芳烃饱和反应, 得到加氢柴油, 然后进行所述切割。

根据本发明的一种优选实施方式, 所述劣质柴油的馏程为 $150^{\circ}\text{C}\sim 420^{\circ}\text{C}$, 优选为 $160^{\circ}\text{C}\sim 360^{\circ}\text{C}$; 芳烃含量为 $20\text{wt}\%\sim 90\text{wt}\%$, 优选为 $55\text{wt}\%\sim 85\text{wt}\%$ 。本发明所述劣质柴油对硫氮含量无特殊要求, 一般情况下硫含量不大于 $2.2\text{wt}\%$, 氮含量不大于 3000mg/kg 。

本发明对所述劣质柴油的来源选择范围较宽, 优选地, 劣质柴油可以选自催化裂化柴油、焦化柴油和重芳烃油中的至少一种。催化裂化柴油、焦化柴油和重芳烃油具有本领域常规释义。

本发明可以将劣质柴油与氢气混合后进入加氢精制反应单元进行所述脱硫、脱氮及芳烃饱和反应。

优选地, 所述脱硫、脱氮及芳烃饱和反应的条件包括: 反应温度为 $300\sim 410^{\circ}\text{C}$, 优选为 $320\sim 390^{\circ}\text{C}$, 反应压力为 $3\sim 20\text{ MPa}$, 优选为 $4\sim 12\text{ MPa}$, 体积

空速为 $0.2 \sim 19 \text{h}^{-1}$ ，优选为 $0.6 \sim 3.5 \text{h}^{-1}$ ，氢油体积比为 $100 \sim 2500$ ，优选为 $1000 \sim 1800$ 。

可以理解的是，所述脱硫、脱氮及芳烃饱和反应在加氢精制催化剂存在下进行。具体地，加氢精制反应单元包括至少一台加氢反应器，加氢反应器中装填至少一种加氢精制催化剂。一般加氢精制催化剂包括加氢活性金属组分和载体。加氢活性金属组分可以为 VI 族、VII 族和 VIII 族金属元素中的一种或几种，优选可以选自于 Co、Mo、Ni、W 中的两种或两种以上金属作为加氢活性金属组分，载体一般可以为氧化铝、氧化硅等无机耐熔氧化物。本发明中所述加氢精制催化剂可以选择市售商品或者根据需要按本领域的常识进行制备。具体可以选用中国石油化工股份有限公司抚顺石油化工研究院(FRIPP)开发的 FHUDES-3、FHUDES-6、FHUDES-7、FHUDES-8、FF-46、FF-66 等商用柴油加氢精制催化剂。

根据本发明，优选地，蜡油原料的馏程为 $300^\circ\text{C} \sim 600^\circ\text{C}$ 。本发明对其硫氮含量、组成无特殊要求。优选地，所述蜡油原料选自常压蜡油、减压蜡油、深拔蜡油和沸腾床蜡油中的至少一种。

需要说明的是，本发明限的油品馏程指的是其馏程范围在所限定范围之内，例如蜡油原料的馏程为 $300^\circ\text{C} \sim 600^\circ\text{C}$ ，只要保证其馏程在 $300^\circ\text{C} \sim 600^\circ\text{C}$ 之间即可，例如其馏程可以为 $400^\circ\text{C} \sim 500^\circ\text{C}$ ，也可以为 $300^\circ\text{C} \sim 500^\circ\text{C}$ ，还可以为 $400^\circ\text{C} \sim 600^\circ\text{C}$ 。

本发明步骤(1)所述含氢气体是指能够提供氢气的气体，其可以为新鲜氢气、循环氢，还可以为富氢气体。本领域技术人员在了解了本发明的技术方案之后能够清楚地理解本发明中所述的含氢气体。

本发明可以将蜡油原料与含氢气体混合后进入加氢预处理反应单元进行所述加氢预处理反应。所述加氢预处理反应用于脱除原料中的硫、氮杂质，为加氢裂化催化提供最佳的反应环境，对其条件没有特别的限定，可以按照本领域常规条件进行。

优选地，步骤(1)所述加氢预处理反应的条件包括：反应温度为 $310 \sim 420^\circ\text{C}$ ，优选为 $340 \sim 400^\circ\text{C}$ ，反应压力为 $6 \sim 21 \text{MPa}$ ，优选为 $12 \sim 20 \text{MPa}$ ，体积空速为 $0.2 \sim 8.0 \text{h}^{-1}$ ，优选为 $0.5 \sim 2.8 \text{h}^{-1}$ ，氢油体积比为 $800 \sim 1800$ ，优选为 $1200 \sim 1800$ 。

具体地，所述加氢裂化预处理可以在加氢裂化预处理单元中进行。加氢裂

化预处理单元设置至少一台加氢反应器，加氢反应器中包含至少一种加氢裂化预处理催化剂，优选包含 2~4 种加氢裂化预处理催化剂。一般情况下，加氢裂化预处理催化剂包括载体和负载于载体上的加氢金属组分，加氢金属组分可以是选自 VI 族、VII 族和 VIII 族金属元素中的至少一种，优选为 Co、Mo、Ni、W 中的两种或两种以上金属为活性组分。对所述载体的种类没有特别的限定，可以为本来领域常规选择。具体可以选用商用催化剂，例如中国石油化工股份有限公司抚顺石油化工研究院研制开发的 FF-33、FF-34、FF-46、FF-56、FF-66、FTX 等商用加氢裂化预处理催化剂，也可根据需要按本领域的常识进行制备。

所述第一加氢裂化反应条件可采用常规的操作条件，优选地，步骤（1）所述第一加氢裂化反应的条件包括：反应压力 7~20MPa，优选为 10~17MPa，平均反应温度为 320~420℃，优选为 340~400℃，体积空速为 0.1~5h⁻¹，优选为 0.5~2.5h⁻¹，氢油体积比为 400~1800，优选为 1200~1600。

根据本发明的一种具体实施方式，所述第一加氢裂化反应可以在第一加氢裂化反应单元中进行，第一加氢裂化反应单元设置至少一个加氢裂化反应器，加氢裂化反应器内包含至少一种第一加氢裂化催化剂。本发明对所述第一加氢裂化催化剂没有特别的限定，可以为本领域常规的加氢裂化催化剂，优选地，所述第一加氢裂化催化剂包括加氢组分和载体，加氢组分一般优选为 VI 族、VII 族和 VIII 族金属元素中的一种或几种，优选为 Co、Mo、Ni、W 中的两种或两种以上。所述载体优选包括 Y 分子筛、β 分子筛、改性 Y 分子筛、改性 β 分子筛、氧化铝和无定型硅铝中的至少一种。优选情况下，以第一加氢裂化催化剂的重量为基准，加氢组分按氧化物计算含量为 15%~45%，载体含量为 55%~85%。优选情况下，所述第一加氢裂化催化剂中含有 β 分子筛，优选 β 分子筛重量含量为 2%~35%，优选 5%~15%。本发明所述第一加氢裂化催化剂具体的可以选择中国石油化工股份有限公司抚顺石油化工研究院（FRIPP）研制开发的 FC-32A、FC-60、FC-28 等商用加氢裂化催化剂，也可根据需要按本领域的常识进行制备，本发明并不限于此。

根据本发明的一种优选实施方式，步骤（2）所述分离为气液分离，得到气相料流和液相料流。

本发明对所述气液分离的条件没有特别的限定，优选情况下，气液分离的

温度为 30-60℃，压力为 10-16MPa。

根据本发明的一种优选实施方式，步骤（2）所述分离、分馏包括：将所述第一加氢裂化物流进行气液分离，得到气相料流和液相料流，将所述液相料流进行所述分馏得到气体、石脑油馏分、柴油馏分和尾油馏分。

根据本发明，所述分馏可以在加氢裂化分馏塔中进行。

本发明对所述的分馏的条件没有特别的限定，只要得到上述产品即可。例如，通过分馏可以得到不同加氢裂化产品，石脑油馏分的初馏点可以为 20℃～34℃，石脑油馏分和柴油馏分之间的切割温度可以为 130℃～180℃，柴油馏分和尾油馏分之间的切割温度可以为 320℃～360℃，即尾油馏分的初馏点。

优选情况下，步骤（2）所述柴油馏分的馏程为 150℃～350℃。

优选地，该组合加氢工艺中，第一加氢裂化反应的第一加氢裂化物流经气液分离后得到的气相料流经净化处理后可以循环使用。具体地，可以将气相料流经净化处理并经循环氢压缩机压缩后得到循环氢。本发明所述循环氢可以用于提供工艺中各单元所述氢气，例如，可以用于加氢预处理反应、第一加氢裂化反应、第二加氢裂化反应，还可以用于提供劣质柴油进行脱硫、脱氮及芳烃饱和反应所需氢气。

根据本发明，所述净化处理可以按照本领域常规技术手段进行，一般净化处理包括脱除气相物料中的硫化氢，具体净化处理工艺可以采用现有可以脱除硫化氢工艺中的任一种。

根据本发明的一种优选实施方式，步骤（3）中，将步骤（2）得到的柴油馏分与劣质柴油（优选经过加氢精制）切割得到的重柴油馏分混合，然后进行所述第二加氢裂化反应。采用该种优选实施方式第二加氢裂化反应单元内重柴油馏分浓度大量增加，同时从组成角度芳烃含量提高也进一步加氢抑制气体产品的产生。使得装置在更低反应温度下实现高效转化，增加可作为乙烯裂解原料的尾油产品收率同时装置气体产品收率降低。另外，本发明将高芳烃劣质柴油精制后的重柴油精制生成油引入到第二加氢裂化反应，其硫含量大约在 100～2500ppm 之间既起到了对第二加氢裂化反应加氢裂化催化剂补硫的作用又不会影响第二加氢裂化反应的产品性质。由于常规两段加氢裂化工艺二段中所处理的原料硫含量极低，长时间会导致硫化态的催化剂有还原为氧化态的倾向，而补充的重柴油馏

分可以很好的进行硫补充,同时由于二段中原本原料的轻质性导致即使是重柴油中的硫也是很好脱除的,解决了由于第二加氢裂化反应单元进料中硫含量低,随着反应的进行,催化剂“硫流失”的问题,进一步解决了因“硫流失”问题而引发加氢裂化反应过程中催化剂活性逐渐降低,导致转化率下降的问题。

根据本发明,优选地,所述重柴油馏分的初馏点为 280℃~360℃,优选为 300℃~340℃;终馏点为 350℃~400℃,优选为 360℃~380℃。

优选地,步骤(2)得到的柴油馏分与重柴油馏分的质量比为 1-30:1,优选为 20-25:1。采用该种优选实施方式更有利于提升重石脑油芳烃潜含量和装置运转稳定性。

根据本发明的一种优选实施方式,所述第二加氢裂化反应的条件包括:反应压力 7~20 MPa,优选为 12~17 MPa,平均反应温度为 300~410℃,优选为 320~390℃,体积空速为 0.3~8.0h⁻¹,优选为 0.6~2.5h⁻¹,氢油体积比为 700~2100,优选为 1200~1600。

根据本发明的一种具体实施方式,所述第二加氢裂化反应可以在第二加氢裂化反应单元中进行,第二加氢裂化反应单元设置至少一个加氢裂化反应器,加氢裂化反应器内包含至少一种第二加氢裂化催化剂。

在本发明中,所述第一加氢裂化催化剂和第二加氢裂化催化剂可以相同,也可以不同,本发明对其没有特别的限定。

优选地,所述第二加氢裂化催化剂包括加氢组分和载体,加氢组分一般优选为 VI 族、VII 族和 VIII 族金属元素中的一种或几种,优选为 Co、Mo、Ni、W 中的两种或两种以上。所述载体优选包括 β 分子筛、改性 β 分子筛、氧化铝和无定型硅铝中的至少一种。优选情况下,以第二加氢裂化催化剂的重量为基准,加氢组分按氧化物计算含量为 18%~40%,载体含量为 60%~82%。优选情况下,所述第二加氢裂化催化剂中含有 β 分子筛,优选 β 分子筛重量含量为 5%~55%,优选 8%~18%。本发明所述第二加氢裂化催化剂具体的可以选择中国石油化工股份有限公司抚顺石油化工研究院(FRIPP)研制开发的 FC-14、FC-24、FC-86、FC-32 等商用加氢裂化催化剂,也可根据需要按本领域的常识进行制备,本发明并不限于此。

在本发明中,步骤(3)得到的第二加氢裂化物流可单独进行所述分离、分

馏，还可以并入步骤（2）进行所述分离、分馏。根据本发明的一种优选实施方式，将步骤（3）得到的第二加氢裂化物流与所述第一加氢裂化物流混合后共同进行分馏。

根据本发明的一种优选实施方式，该方法还包括：将所述第二加氢裂化物流进行切割，得到轻循环油和重循环油，将所述轻循环油循环回步骤（2）进行所述分离（优选气液分离），将所述重循环油循环回步骤（1）进行所述加氢预处理反应。采用该种优选实施方式更有利于装置的长周期运行，解决二段循环油芳烃含量过高的技术瓶颈。

优选地，重循环油通过加氢裂化预处理反应采用的反应器壳体中下部进料口进入反应器，进料口下部的反应器体积占反应器总体积的 10%~80%，优选为 12~20%。采用该种优选实施方式更有利于提高重石脑油产品的芳烃潜含量。

优选地，轻循环油和重循环油的切割温度为 10~350℃，优选为 120~200℃。

根据本发明的一种特别优选的实施方式，本发明提供一种最大量生产化工原料的组合加氢工艺，组合加氢工艺包括如下内容：

（1）劣质柴油原料与氢气混合后进入加氢精制反应单元进行脱硫、脱氮及芳烃饱和反应，反应后得到加氢柴油；

（2）步骤（1）得到的加氢柴油进一步切割后得到轻柴油馏分与重柴油馏分；

（3）蜡油原料与氢气混合后进入加氢裂化预处理反应单元进行反应，反应后得到的加氢蜡油与步骤（2）得到的轻柴油馏分混合进入第一加氢裂化反应单元进行反应；

（4）第一加氢裂化反应单元的反应生成物经气液分离后得到的液相料流分离后得到气体、石脑油馏分、柴油馏分和尾油馏分；

（5）在氢气存在条件下，步骤（4）得到的柴油馏分与步骤（2）得到的重柴油馏分进入第二加氢裂化反应单元进行反应，得到的第二加氢裂化反应单元的反应生成物与第一加氢裂化反应单元的反应生成物一起进行处理。

本发明第二方面提供一种生产化工原料的组合加氢系统，如图 1 所示，该系统包括：

依次连通的蜡油原料供应单元、加氢裂化预处理反应单元、第一加氢裂化

反应单元、气液分离单元、分馏单元、第二加氢裂化反应单元；

其中，所述蜡油原料供应单元的出口与所述加氢裂化预处理反应单元的入口连通以用于向所述加氢裂化预处理反应单元提供蜡油原料；

其中，所述气液分离单元设置有气相料流出口和液相料流出口，所述气液分离单元的液相料流出口与所述分馏单元的入口连通；

其中，所述分馏单元设置有柴油馏分出口，该柴油馏分出口与第二加氢裂化反应单元的入口连通；

该系统还包括轻柴油馏分供应单元，所述轻柴油馏分供应单元的出口与第一加氢裂化反应单元的入口连通以用于向所述第一加氢裂化反应单元提供轻柴油馏分。

具体地，加氢裂化预处理反应单元用于接收蜡油原料与氢气，反应后得到加氢蜡油。具体地，第一加氢裂化反应单元用于接收氢气、来自加氢裂化预处理反应单元反应后得到的加氢蜡油，轻柴油馏分供应单元供应的轻柴油馏分，反应后得到第一加氢裂化物流。具体地，气液分离单元用于接收并分离来自第一加氢裂化反应单元得到的第一加氢裂化物流，气液分离后得到气相料流和液相料流。具体地，分馏单元用于接收并分馏处理来自气液分离单元的液相料流，分馏后得到气体、石脑油馏分、柴油馏分和尾油馏分。具体地，第二加氢裂化反应单元用于接收氢气、来自分馏单元的柴油馏分（优选还包括来自第一切割单元分离后得到的重柴油馏分），反应后得到第二加氢裂化物流。

优选地，所述轻柴油馏分供应单元包括串联连通的劣质柴油供应单元以及第一切割单元，所述第一切割单元设置有轻柴油馏分出口和重柴油馏分出口，所述轻柴油馏分出口与所述第一加氢裂化反应单元的入口连通以用于向所述第一加氢裂化反应单元提供轻柴油馏分。具体地，所述第一切割单元用于接收并切割分离来自劣质柴油供应单元的劣质柴油（优选为加氢精制反应单元反应后得到加氢柴油），分离后得到轻柴油馏分与重柴油馏分。

优选地，所述轻柴油馏分供应单元还包括设置在劣质柴油供应单元和第一切割单元之间的加氢精制反应单元，所述加氢精制反应单元的入口与所述劣质柴油供应单元的出口连通以对所述劣质柴油供应单元提供的劣质柴油进行加氢精制。具体地，所述加氢精制反应单元用于接收劣质柴油和氢气，进行脱硫、脱氮

及芳烃饱和反应，反应后得到加氢柴油。

在上述优选实施方式中，将劣质柴油经加氢精制、切割得到的轻柴油馏分与经加氢预处理的蜡油原料送入第一加氢裂化反应单元进行第一加氢裂化反应，不仅解决了劣质柴油的出路问题，还使得第一加氢裂化反应单元内轻柴油馏分浓度大量增加，抑制重馏分向轻柴油馏分转化使得尾油收率得到提升而促进轻柴油馏分高效转化为轻、重石脑油。

根据本发明的一种优选实施方式，所述第一切割单元的重柴油馏分出口与所述第二加氢裂化反应单元的入口连通，以使得重柴油馏分与所述分馏单元得到的柴油馏分共同在第二加氢裂化反应单元中进行第二加氢裂化反应。在该种优选实施方式下，第二加氢裂化反应单元用于接收氢气、来自分馏单元的柴油馏分和来自第一切割单元分离后得到重柴油馏分，反应后得到第二加氢裂化物流。

根据本发明的一种优选实施方式，所述第二加氢裂化反应单元的出口与所述气液分离单元的入口连通，以使得第二加氢裂化反应单元得到的第二加氢裂化物流与所述第一加氢裂化物流共同在所述气液分离单元中进行气液分离。

根据本发明的一种优选实施方式，该系统还包括净化单元，所述净化单元的入口与所述气液分离单元的气相料流出口连通用于净化气相料流，得到净化氢气。具体地，所述净化单元用于接收来自气液分离单元的气相料流，处理后得到净化氢气。一般净化单元包括用于脱除气相物料中的硫化氢，具体净化单元可以采用现有可以脱除硫化氢装置中的任一种。

优选地，所述净化单元的出口与所述加氢裂化预处理反应单元、第一加氢裂化反应单元、第二加氢裂化反应单元中的至少一种的氢气入口连通，以向所述加氢裂化预处理反应单元、第一加氢裂化反应单元、第二加氢裂化反应单元中的至少一种提供净化氢气。所述净化单元的出口还可以与所述加氢精制反应单元的入口连通用于提供加氢精制反应所需的氢气。

优选情况下，在所述净化单元的出口设置有循环氢压缩机。所述净化氢气经循环氢压缩机压缩后可以进入加氢精制反应单元、加氢裂化预处理反应单元、第一加氢裂化反应单元、第二加氢裂化反应单元使用。

根据本发明的一种优选实施方式，该系统还包括与所述第二加氢裂化反应单元的出口连通的第二切割单元，用于对第二加氢裂化反应单元得到的第二加氢裂化物流进行切割，所述第二切割单元设置有轻循环油出口和重循环油出口。具

体地,第二切割单元用于接收来自第二加氢裂化反应单元反应后得到的第二加氢裂化物流,经分离后得到轻循环油和重循环油。

优选地,所述轻循环油出口与所述气液分离单元的入口连通,以使得第二切割单元得到的轻循环油与所述第一加氢裂化物流共同在所述气液分离单元中进行气液分离。轻循环油经管线与气液分离单元入口连通,与第一加氢裂化反应单元的第一加氢裂化物流共同进行气液分离。

优选地,所述重循环油出口与所述加氢裂化预处理反应单元的入口连通。重循环油经管线与加氢裂化预处理单元连通,进一步优选通过加氢裂化预处理反应单元中反应器壳体中下部进料口进入反应器,进料口下部的反应器体积占反应器总体积的10%~80%,优选为12~20%。以下流式进料为例,按照液相物料流动方向,蜡油原料通过反应器顶部进料口进入反应器,重循环油通过反应器壳体中下部进料口进入反应器。

本发明对上述各个反应单元的具体设置没有特别的限定。优选情况下,加氢精制反应单元设置至少一个加氢反应器,加氢反应器可以采用固定床反应器、沸腾床反应器、流化床反应器中的任一种,优选采用固定床反应器。

优选情况下,加氢裂化预处理反应单元设置至少一个加氢反应器,加氢反应器可以采用固定床反应器、沸腾床反应器、流化床反应器中的任一种,优选采用固定床反应器。

优选情况下,第一加氢裂化反应单元设置至少一个加氢裂化反应器,加氢裂化反应器可以采用固定床反应器、沸腾床反应器、流化床反应器中的任一种,优选采用固定床反应器。

优选情况下,第二加氢裂化反应单元设置至少一个加氢裂化反应器,加氢裂化反应器可以采用固定床反应器、沸腾床反应器、流化床反应器中的任一种,优选采用固定床反应器。

在本发明中,所述分馏单元、第一切割单元和第二切割单元可以为本领域常规使用的各种装置,只要能够各自实现上述目的即可。优选情况下,可以采用分馏塔等具有按照馏程不同分离液相物料功能的设备。

优选地,所述分馏单元设置有气体出口、石脑油馏分出口、柴油馏分出口和尾油馏分出口。

根据本发明提供的系统,对所述气液分离单元的具体装置没有特别的限定,

例如气液分离单元根据实际情况一般包括热高压分离器、热低压分离器、冷高压分离器以及冷低压分离器中的至少一种。分离器之间及分离器与分馏塔之间的连接方式采用本领域现有连接方式即可，本领域技术人员可以根据实际需要自由选择。

根据本发明的一种特别优选的实施方式，生产化工原料的组合加氢系统包括：

加氢精制反应单元，其用于接收劣质柴油原料和氢气，进行脱硫、脱氮及芳烃饱和反应，反应后得到加氢柴油；

第一切割单元，其用于接收并切割分离来自加氢精制反应单元反应后得到加氢柴油，分离后得到轻柴油馏分与重柴油馏分；

加氢裂化预处理反应单元，其用于接收蜡油原料与氢气，反应后得到加氢蜡油；

第一加氢裂化反应单元，其用于接收氢气、来自加氢裂化预处理反应单元反应后得到的加氢蜡油，来自第一切割单元分离后得到轻柴油馏分，反应后得到第一加氢裂化物流；

气液分离单元，其用于接收并分离来自第一加氢裂化反应单元的第一加氢裂化物流，气液分离后得到气相料流和液相料流；

分馏单元，其用于接收并分馏处理来自气液分离单元的液相料流，分离后得到气体、石脑油馏分、柴油馏分和尾油馏分；

第二加氢裂化反应单元，其用于接收氢气、来自第二分离单元的柴油馏分和来自第一切割单元分离后得到重柴油馏分，反应后得到第二加氢裂化物料，循环回气液分离单元进行处理。

以下图 1 进一步说明本发明所提供的工艺和系统的具体实施方式，如图 1 所示，本发明生产化工原料的组合加氢工艺过程如下：在新氢 10 存在条件下，劣质柴油 1 进入加氢精制反应单元 2 进行反应，反应完成后得到加氢柴油 3，所述加氢柴油 3 进一步进入第一切割单元 23 分馏后得到轻柴油馏分 24 和重柴油馏分 25；蜡油原料 4 和新氢 10 由顶部进料口进入加氢裂化预处理反应单元 5 进行反应，反应后得到加氢蜡油 6。在新氢 12 存在下，加氢蜡油 6 与轻柴油馏分 24 混合进入第一加氢裂化反应单元 12 进行反应，得到第一加氢裂化物流 13 进入气液分离单元 7 经气液分离后得到气相料流 8 和液相料流 11，其中，液相料流 11

进入分馏单元 14 分离后得到气体 15、石脑油馏分 16、柴油馏分 17 和尾油馏分 26；其中柴油馏分 17 和重柴油馏分 25 混合进入第二加氢裂化反应单元 18 进行反应，得到第二加氢裂化物流 19 可以循环回气液分离单元 7 与第一加氢裂化物流 13 一起进行处理，或者第二加氢裂化物流 19 进入第二切割单元 20 分离后得到轻循环油 21 和重循环油 22；其中轻循环油 21 与第一加氢裂化物流 13 一起进行处理，重循环油 22 循环回加氢裂化预处理单元 5 进行处理，进一步优选通过加氢裂化预处理反应单元 5 中反应器壳体中下部进料口进入反应器，进料口下部的反应器体积占反应器总体积的 10%~80%，优选为 12~20%。以下流式进料为例，按照液相物料流动方向，蜡油原料通过反应器顶部进料口进入反应器，重循环油通过反应器壳体中下部进料口进入反应器。

下面通过实施例进一步说明本发明方案和效果。

在以下实施例和比较例中，加氢精制反应单元、加氢裂化预处理反应单元、第一加氢裂化反应单元、第二加氢裂化反应单元均设置一台反应器。

采用的蜡油原料、劣质柴油的主要性质列于表 1 中。

表 1

项目	劣质柴油原料	蜡油原料
密度（20℃）， kg/m ³	916.2	929.0
氮含量， mg/kg	1789	2098
硫含量， mg/kg	4589	15600
馏程， °C	210~358	360~522
凝点， °C	-0	21
芳烃含量， wt%	70.2	37.8

实施例 1

所加工的劣质柴油与蜡油原料性质见表 1。如图 1 所示，在新氢 10 存在条件下，劣质柴油 1 进入级配装填 FHUDS-8 与 FF-66 柴油加氢精制催化剂的加氢精制反应单元 2 进行反应，按照液相物料流动方向依次装填 FHUDS-8 与 FF-66 柴油加氢精制催化剂，FHUDS-8 与 FF-66 柴油加氢精制催化剂的质量比例为 25：75，工艺条件：反应压力为 12.0 MPa，反应温度为 390℃，体积空速为 0.7h⁻¹，氢油体积比为 1600，反应完成后得到加氢柴油 3，所述加氢柴油 3 进一步进入第一切割单元 23 分馏后得到轻柴油馏分 24 和重柴油馏分 25，轻柴油馏分 24 和重

柴油馏分 25 的切割温度为 340℃。

蜡油原料 4 和新氢 10 混合进入级配装填 FF-34 与 FF-66 预处理催化剂的加氢裂化预处理反应单元 5 内，按照液相物料流动方向依次装填 FF-34 与 FF-66 预处理催化剂，FF-34 与 FF-66 预处理催化剂的质量比例为 12: 88，重循环油 22 由加氢裂化预处理反应单元 5 中下部进料口进入加氢裂化预处理反应单元 5，进料口下部的反应器体积占反应器总体积的 12%，反应条件为：反应压力为 12.0 MPa，反应温度为 340℃，体积空速为 2.5h^{-1} ，氢油体积比为 1200，反应后得到加氢蜡油 6。

在新氢 12 存在下，加氢蜡油 6 与轻柴油馏分 24 混合进入装填 FC-32A 加氢裂化催化剂的第一加氢裂化反应单元 12 进行反应得到第一加氢裂化物流 13，加氢蜡油与轻柴油馏分的质量比为 18: 1，反应条件为：反应压力 17.0MPa，体积空速为 1.2h^{-1} ，氢油体积比为 1200；第一加氢裂化物流 13 进入气液分离单元 7 经气液分离（50℃、13.5MPa）后得到气相料流 8 和液相料流 11，其中，液相料流 11 进入分馏单元 14 分离后得到气体 15（馏程小于 25℃）、石脑油馏分 16（馏程范围为 26~166℃）、柴油馏分 17（馏程范围为 167~340℃）和尾油馏分 26（馏程范围为 341~518℃）；

柴油馏分 17 和重柴油馏分 25 混合进入装填 FC-14 加氢裂化催化剂的第二加氢裂化反应单元 18 进行反应，柴油馏分 17 和重柴油馏分 25 的质量比为 20: 1，得到第二加氢裂化物流 19，反应条件为：反应压力 15.0MPa，体积空速为 1.0h^{-1} ，氢油体积比为 1600，第二加氢裂化物流 19 进入第二切割单元 20 分离后得到轻循环油 21 和重循环油 22，轻循环油和重循环油的切割温度为 120℃；其中轻循环油 21 与第一加氢裂化物流 13 一起进行处理，重循环油 22 循环回加氢裂化预处理单元 5 进行处理。调整第一加氢裂化反应、第二加氢裂化反应温度使得重石脑油（馏程范围为 72~166℃）收率为 30%，反应结果见表 2。

实施例 2

所加工的劣质柴油与蜡油原料性质见表 1。如图 1 所示，在新氢 10 存在条件下，劣质柴油 1 进入级配装填 FHUDES-6 与 FF-46 柴油加氢精制催化剂的加氢精制反应单元 2 进行反应，按照液相物料流动方向依次装填 FHUDES-6 与 FF-46

柴油加氢精制催化剂, FHUDES-6 与 FF-46 柴油加氢精制催化剂的质量比例为 65:35, 工艺条件: 反应压力为 8.0 MPa, 反应温度为 350℃, 体积空速为 1.2h⁻¹, 氢油体积比为 1200, 反应完成后得到加氢柴油 3, 所述加氢柴油 3 进一步进入第一切割单元 23 分馏后得到轻柴油馏分 24 和重柴油馏分 25, 轻柴油馏分 24 和重柴油馏分 25 的切割温度为 300℃。

蜡油原料 4 和新氢 10 混合进入装填 FF-56 预处理催化剂的加氢裂化预处理反应单元 5 内, 重循环油 22 由加氢裂化预处理反应单元 5 中下部进料口进入加氢裂化预处理反应单元 5, 进料口下部的反应器体积占反应器总体积的 19%, 反应条件为: 反应压力为 14.0 MPa, 反应温度为 360℃, 体积空速为 1.5h⁻¹, 氢油体积比为 1800, 反应后得到加氢蜡油 6。

在新氢 12 存在下, 加氢蜡油 6 与轻柴油馏分 24 混合进入装填 FC-60 加氢裂化催化剂的第一加氢裂化反应单元 12 进行反应得到第一加氢裂化物流 13, 加氢蜡油与轻柴油馏分的质量比为 15:1, 反应条件为: 反应压力 15.0MPa, 体积空速为 1.2h⁻¹, 氢油体积比为 1600; 第一加氢裂化物流 13 进入气液分离单元 7 经气液分离 (50℃、13.5MPa) 后得到气相料流 8 和液相料流 11, 其中, 液相料流 11 进入分馏单元 14 分离后得到气体 15 (馏程小于 25℃)、石脑油馏分 16 (馏程范围为 26~166℃)、柴油馏分 17 (馏程范围为 167~340℃) 和尾油馏分 26 (馏程范围为 341~518℃);

柴油馏分 17 和重柴油馏分 25 混合进入装填 FC-24 加氢裂化催化剂的第二加氢裂化反应单元 18 进行反应, 柴油馏分 17 和重柴油馏分 25 的质量比为 20:1, 得到第二加氢裂化物流 19, 反应条件为: 反应压力 16.0MPa, 体积空速为 1.5h⁻¹, 氢油体积比为 1200, 第二加氢裂化物流 19 进入第二切割单元 20 分离后得到轻循环油 21 和重循环油 22, 轻循环油和重循环油的切割温度为 180℃; 其中轻循环油 21 与第一加氢裂化物流 13 一起进行处理, 重循环油 22 循环回加氢裂化预处理单元 5 进行处理。调整第一加氢裂化反应、第二加氢裂化反应温度使得重石脑油 (馏程范围为 72~166℃) 收率为 40%, 反应结果见表 2。

实施例 3

所加工的劣质柴油与蜡油原料性质见表 1。如图 1 所示, 在新氢 10 存在条

件下，劣质柴油 1 进入装填 FHUDES-8 柴油加氢精制催化剂的加氢精制反应单元 2 进行反应，工艺条件：反应压力为 7.0 MPa，反应温度为 365℃，体积空速为 1.3h^{-1} ，氢油体积比为 1300，反应完成后得到加氢柴油 3，所述加氢柴油 3 进一步进入第一切割单元 23 分馏后得到轻柴油馏分 24 和重柴油馏分 25，轻柴油馏分 24 和重柴油馏分 25 的切割温度为 320℃。

蜡油原料 4 和新氢 10 混合进入级配装填 FF-56、FTX 预处理催化剂的加氢裂化预处理反应单元 5 内，按照液相物料流动方向依次装填 FF-56、FTX 预处理催化剂，FF-56、FTX 预处理催化剂的质量比例为 75: 25，重循环油 22 由加氢裂化预处理反应单元 5 中下部进料口进入加氢裂化预处理反应单元 5，进料口下部的反应器体积占反应器总体积的 19%，反应条件为：反应压力为 13.0 MPa，反应温度为 355℃，体积空速为 1.3h^{-1} ，氢油体积比为 1300，反应后得到加氢蜡油 6。

在新氢 12 存在下，加氢蜡油 6 与轻柴油馏分 24 混合进入装填自制加氢裂化催化剂的第一加氢裂化反应器进行反应，加氢蜡油与轻柴油馏分的质量比为 20: 1，自制加氢裂化催化剂孔容为 0.32mL/g，载体为氧化铝，Ni 金属氧化物、Co 金属氧化物负载量分别为载体质量的 2.8wt%、19.2wt%（金属总负载量为 22.0wt%）， β 分子筛含量为载体质量的 12wt%。反应压力 12.0MPa，体积空速为 1.2h^{-1} ，氢油体积比为 1300，反应得到第一加氢裂化物流 13；第一加氢裂化物流 13 进入气液分离单元 7 经气液分离（50℃、13.5MPa）后得到气相料流 8 和液相料流 11，其中，液相料流 11 进入分馏单元 14 分离后得到气体 15（馏程小于 25℃）、石脑油馏分 16（馏程范围为 26~166℃）、柴油馏分 17（馏程范围为 167~340℃）和尾油馏分 26（馏程范围为 341~518℃）；

柴油馏分 17 和重柴油馏分 25 混合进入装填自制加氢裂化催化剂的第二加氢裂化反应单元 18 进行反应，柴油馏分 17 和重柴油馏分 25 的质量比为 22: 1，得到第二加氢裂化物流 19，自制加氢裂化催化剂孔容为 0.26mL/g，载体为氧化铝，Ni 金属氧化物、Co 金属氧化物负载量分别为载体质量的 2.8wt%、21.2wt%（金属总负载量为 24.0wt%）， β 分子筛含量为载体质量的 15wt%；反应条件为：反应压力 13.0MPa，体积空速为 1.3h^{-1} ，氢油体积比为 1300，第二加氢裂化物流 19 进入第二切割单元 20 分离后得到轻循环油 21 和重循环油 22，轻循环油和重

循环油的切割温度为 150℃；其中轻循环油 21 与第一加氢裂化物流 13 一起进行处理，重循环油 22 循环回加氢裂化预处理单元 5 进行处理。调整第一加氢裂化反应、第二加氢裂化反应温度使得重石脑油（馏程范围为 72~166℃）收率为 50%，反应结果见表 2。

实施例 4

采用图 1 所示的生产化工原料的组合加氢工艺流程，其中重循环油与蜡油原料一起由加氢裂化预处理单元顶部进料口进入加氢裂化预处理单元，加工的高芳烃柴油与蜡油原料性质见表 1。

在新氢 10 存在条件下，劣质柴油 1 进入装填 FHUDES-8 柴油加氢精制催化剂的加氢精制反应单元 2 进行反应，工艺条件：反应压力为 7.0 MPa，反应温度为 365℃，体积空速为 1.3h⁻¹，氢油体积比为 1300，反应完成后得到加氢柴油 3，所述加氢柴油 3 进一步进入第一切割单元 23 分馏后得到轻柴油馏分 24 和重柴油馏分 25，轻柴油馏分 24 和重柴油馏分 25 的切割温度为 320℃。

蜡油原料 4 和新氢 10 混合进入级配装填 FF-56、FTX 预处理催化剂的加氢裂化预处理反应单元 5 内，按照液相物料流动方向依次装填 FF-56、FTX 预处理催化剂，FF-56、FTX 预处理催化剂的质量比例为 75：25，反应条件为：反应压力为 13.0 MPa，反应温度为 355℃，体积空速为 1.3h⁻¹，氢油体积比为 1300，反应后得到加氢蜡油 6。

在新氢 12 存在下，加氢蜡油 6 与轻柴油馏分 24 混合进入装填自制加氢裂化催化剂的第一加氢裂化反应器进行反应，加氢蜡油与轻柴油馏分的质量比为 19：1，自制加氢裂化催化剂同实施例 3 第一加氢裂化反应器装填的催化剂，反应压力 12.0MPa，体积空速为 1.2h⁻¹，氢油体积比为 1300，反应得到第一加氢裂化物流 13；第一加氢裂化物流 13 进入气液分离单元 7 经气液分离（50℃、13.5MPa）后得到气相料流 8 和液相料流 11，其中，液相料流 11 进入分馏单元 14 分离后得到气体 15（馏程小于 25℃）、石脑油馏分 16（馏程范围为 26~166℃）、柴油馏分 17（馏程范围为 167~340℃）和尾油馏分 26（馏程范围为 341~518℃）；

柴油馏分 17 和重柴油馏分 25 混合进入装填自制加氢裂化催化剂（同实施例 3 第二加氢裂化反应器装填的催化剂）的第二加氢裂化反应单元 18 进行反应，

柴油馏分 17 和重柴油馏分 25 的质量比为 20:1, 得到第二加氢裂化物流 19, 反应条件为: 反应压力 13.0MPa, 体积空速为 1.3h^{-1} , 氢油体积比为 1300, 第二加氢裂化物流 19 进入第二切割单元 20 分离后得到轻循环油 21 和重循环油 22, 轻循环油和重循环油的切割温度为 150°C ; 其中轻循环油 21 与第一加氢裂化物流 13 一起进行处理, 重循环油 22 循环回加氢裂化预处理单元 5 进行处理。调整第一加氢裂化反应、第二加氢裂化反应温度使得重石脑油(馏程范围为 $72\sim 166^{\circ}\text{C}$)收率为 50%, 反应结果见表 2。

实施例 5

采用图 1 所示的生产化工原料的组合加氢工艺流程, 其中第二加氢裂化物流不再进行轻重切割而是直接循环至气液分离单元, 加工的高芳烃柴油与蜡油原料性质见表 1。

在新氢 10 存在条件下, 劣质柴油 1 进入装填 FHUDES-8 柴油加氢精制催化剂的加氢精制反应单元 2 进行反应, 工艺条件: 反应压力为 7.0 MPa, 反应温度为 365°C , 体积空速为 1.3h^{-1} , 氢油体积比为 1300, 反应完成后得到加氢柴油 3, 所述加氢柴油 3 进一步进入第一切割单元 23 分馏后得到轻柴油馏分 24 和重柴油馏分 25, 轻柴油馏分 24 和重柴油馏分 25 的切割温度为 320°C 。

蜡油原料 4 和新氢 10 混合进入级配装填 FF-56、FTX 预处理催化剂的加氢裂化预处理反应单元 5 内, 按照液相物料流动方向依次装填 FF-56、FTX 预处理催化剂, FF-56、FTX 预处理催化剂的质量比例为 75: 25, 反应条件为: 反应压力为 13.0 MPa, 反应温度为 355°C , 体积空速为 1.3h^{-1} , 氢油体积比为 1300, 反应后得到加氢蜡油 6。

在新氢 12 存在下, 加氢蜡油 6 与轻柴油馏分 24 混合进入装填自制加氢裂化催化剂的第一加氢裂化反应器进行反应, 加氢蜡油与轻柴油馏分的质量比为 15: 1, 自制加氢裂化催化剂同实施例 3 第一加氢裂化反应器装填的催化剂, 反应压力 12.0MPa, 体积空速为 1.2h^{-1} , 氢油体积比为 1300, 反应得到第一加氢裂化物流 13; 第一加氢裂化物流 13 进入气液分离单元 7 经气液分离后得到气相料流 8 和液相料流 11, 其中, 液相料流 11 进入分馏单元 14 分离后得到气体 15(馏程小于 25°C)、石脑油馏分 16(馏程范围为 $26\sim 166^{\circ}\text{C}$)、柴油馏分 17(馏程范

围为 167~340℃)和尾油馏分 26(馏程范围为 341~518℃)；

柴油馏分 17 和重柴油馏分 25 混合进入装填自制加氢裂化催化剂(同实施例 3 第二加氢裂化反应器装填的催化剂)的第二加氢裂化反应单元 18 进行反应,柴油馏分 17 和重柴油馏分 25 的质量比为 25:1,得到第二加氢裂化物流 19,反应条件为:反应压力 13.0MPa,体积空速为 1.3h^{-1} ,氢油体积比为 1300,第二加氢裂化物流 19 循环回所述气液分离单元 7。调整第一加氢裂化反应、第二加氢裂化反应温度使得重石脑油(馏程范围为 72~166℃)收率为 50%,反应结果见表 2。

实施例 6

从其他来源引入轻柴油馏分进入两段加氢裂化装置。轻柴油馏分馏程为 200℃~340℃,密度(20℃)为 856kg/m^3 ,氮含量为 53mg/kg,硫含量为 710mg/kg,凝点为-8℃,芳烃含量为 27.6wt%。蜡油原料和新氢混合进入级配装填 FF-34 与 FF-66 预处理催化剂的加氢裂化预处理反应单元内,按照液相物料流动方向依次装填 FF-34 与 FF-66 预处理催化剂,FF-34 与 FF-66 预处理催化剂的质量比例为 12:88,重循环油由加氢裂化预处理反应单元中下部进料口进入加氢裂化预处理反应单元,进料口下部的反应器体积占反应器总体积的 12%,反应条件为:反应压力为 12.0 MPa,反应温度为 340℃,体积空速为 2.5h^{-1} ,氢油体积比为 1200,反应后得到加氢蜡油。

在新氢存在下,加氢蜡油与轻柴油馏分(200℃~340℃)混合进入装填 FC-32A 加氢裂化催化剂的第一加氢裂化反应单元进行反应得到第一加氢裂化物流,加氢蜡油与轻柴油馏分的质量比为 15:1,反应条件为:反应压力 17.0MPa,体积空速为 1.2h^{-1} ,氢油体积比为 1200;第一加氢裂化物流进入气液分离单元经气液分离(50℃、13.5MPa)后得到气相料流和液相料流,其中,液相料流进入分馏单元分离后得到气体(馏程小于 25℃)、石脑油馏分(馏程范围为 26~166℃)、柴油馏分(馏程范围为 167~340℃)和尾油馏分馏程范围为 341~518℃)。

柴油馏分进入装填 FC-14 加氢裂化催化剂的第二加氢裂化反应单元进行反应,得到第二加氢裂化物流,反应条件为:反应压力 15.0MPa,体积空速为 1.0h^{-1} ,氢油体积比为 1600,第二加氢裂化物流进入第二切割单元分离后得到轻循环油

和重循环油 22，轻循环油和重循环油的切割温度为 120℃；其中轻循环油与第一加氢裂化物流一起进行处理，重循环油循环回加氢裂化预处理单元进行处理。调整第一加氢裂化反应、第二加氢裂化反应温度使得重石脑油（馏程范围为 72~166℃）收率为 30%，反应结果见表 2。

对比例 1

采用图 2 所示工艺流程，加工的高芳烃劣质柴油与蜡油原料性质见表 1。现有常规工艺中蜡油加氢裂化与柴油加氢精制独立加工，具体过程如下：柴油原料 27 和新氢 15 进入柴油加氢精制反应器 17 进行反应，柴油加氢精制反应器按照液相物料流动方向依次装填 FHUDES-8 与 FF-66 柴油加氢精制催化剂，FHUDES-8 与 FF-66 柴油加氢精制催化剂的质量比例为 25：75，反应条件包括：反应压力为 12.0 MPa，反应温度为 390℃，体积空速为 0.7h⁻¹，氢油体积比为 1600，反应得到的柴油加氢精制反应生成物 18 进入柴油气液分离器 19 进行分离，得到气相料流 25 和液相料流 20，其中气相料流 25 经处理后经循环氢压缩机 26 压缩后得到循环氢，循环氢进一步循环回柴油加氢精制反应器使用；液相料流 20 进入柴油分馏塔 21 分离后得到第二气体产品 22（馏程小于 25℃）、第二石脑油 23（馏程范围为 26~166℃）和精制柴油 24（馏程范围为 167~340℃）。

蜡油原料 1 和新氢 15 进入加氢裂化预处理反应区 2，加氢裂化预处理反应区内级配装填 FF-34 与 FF-66 预处理催化剂，按照液相物料流动方向依次装填 FF-34 与 FF-66 预处理催化剂，FF-34 与 FF-66 预处理催化剂的质量比例为 12：88；加氢裂化预处理反应区的反应条件为：反应压力为 12.0 MPa，反应温度为 340℃，体积空速为 2.5h⁻¹，氢油体积比为 1200，反应后得到的预处理反应生成物 3 进入第一加氢裂化反应区 4，在新氢 15 存在下进行反应，反应完成后得到第一加氢裂化反应生成物 16，第一加氢裂化反应区内装填 FC-32A 加氢裂化催化剂，第一加氢裂化反应区的反应条件为：反应压力 17.0MPa，体积空速为 1.2h⁻¹，氢油体积比为 1200；反应生成物 16 进入蜡油气液分离器 5 分离后得到气相物料 13 和液相物料 6，气相物料 13 经处理后经循环氢压缩机 14 压缩后得到循环氢，循环氢可以进一步循环回加氢裂化预处理反应区 2 使用，液相物料 6 进入蜡油分馏塔 7，分离后得到第一气体 8（馏程小于 25℃）、第一石脑油 9（馏程范围为

26~166℃, 包括轻石脑油和重石脑油)、循环柴油 10 (馏程范围为 167~340℃) 以及尾油馏分 (馏程范围为 341~518℃)。循环柴油 10 进入第二加氢裂化反应区 11 进行反应, 第二加氢裂化反应区内装填 FC-14 加氢裂化催化剂。第二加氢裂化反应区的反应条件为: 反应压力 15.0MPa, 体积空速为 1.0h⁻¹, 氢油体积比为 1600。反应后得到二段加氢裂化生产物 12 进入蜡油分馏塔 7 进行处理。调整第一加氢裂化反应区与第二加氢裂化反应区温度控制重石脑油 (馏程范围为 72~166℃) 收率为 30%, 反应结果见表 3。

对比例 2

按照对比例 1 的工艺进行, 不同的是,

柴油加氢精制反应区内按照液相物料流动方向依次装填 FHUDS-6 与 FF-46 柴油加氢精制催化剂, FHUDS-6 与 FF-46 柴油加氢精制催化剂的质量比例为 65:35; 柴油加氢精制反应区的反应条件: 反应压力为 8.0 MPa, 反应温度为 350℃, 体积空速为 1.2h⁻¹, 氢油体积比为 1200。

加氢裂化预处理反应器内装填 FF-56 预处理催化剂, 第一加氢裂化反应器内装填 FC-60 加氢裂化催化剂, 第二加氢裂化反应器内装填 FC-24 加氢裂化催化剂。加氢裂化预处理反应区的反应条件为: 反应压力为 14.0 MPa, 反应温度为 360℃, 体积空速为 1.5h⁻¹, 氢油体积比为 1800; 第一加氢裂化反应区的反应条件为: 反应压力 15.0MPa, 体积空速为 1.2h⁻¹, 氢油体积比为 1600; 第二加氢裂化反应区的反应条件为: 反应压力 16.0MPa, 体积空速为 1.5h⁻¹, 氢油体积比为 1200, 调整第一加氢裂化反应区与第二加氢裂化反应区温度控制重石脑油 (馏程范围为 72~166℃) 收率为 40%, 反应结果见表 3。

对比例 3

按照对比例 1 的工艺进行, 不同的是,

柴油加氢精制反应区装填 FHUDS-8 柴油加氢精制催化剂, 柴油加氢精制反应区的反应条件: 反应压力为 7.0 MPa, 反应温度为 365℃, 体积空速为 1.3h⁻¹, 氢油体积比为 1300;

加氢裂化预处理反应区内按照液相物料流动方向依次装填 FF-56、FTX 预

处理催化剂，FF-56、FTX 预处理催化剂的质量比例为 75：25，第一加氢裂化反应器内装填自制加氢裂化催化剂（同实施例 3 第一加氢裂化反应器装填的催化剂），第二加氢裂化反应器内装填自制加氢裂化催化剂（同实施例 3 第二加氢裂化反应器装填的催化剂）。加氢裂化预处理反应区的反应条件为：反应压力为 13.0 MPa，反应温度为 355℃，体积空速为 1.3h⁻¹，氢油体积比为 1300；第一加氢裂化反应区的反应条件为：反应压力 12.0MPa，体积空速为 1.2h⁻¹，氢油体积比为 1300；第二加氢裂化反应区的反应条件为：反应压力 13.0MPa，体积空速为 1.3h⁻¹，氢油体积比为 1300，调整第一加氢裂化反应区与第二加氢裂化反应区温度控制重石脑油收率为 50%，反应结果见表 3。

表 2 和表 3 中，化学氢耗计算公式：化学氢耗=每小时装置消耗的纯氢的重量/每小时装置进料量。失活速率指的是随着运转时间延长催化剂床层温度上升的速率，通过长周期运转试验方法测试得到，计算公式为失活速率=（运作 15000 小时的一段/二段加氢裂化平均反应温度-运转第一天的一段/二段加氢裂化平均反应温度）/（624）。

表 2

项目	实施例 1	实施例 2	实施例 3	实施例 4	实施例 5	实施例 6
第一加氢裂化反应温度，℃	375	378	380	382	383	376
第二加氢裂化反应温度，℃	362	365	371	372	375	368
化学氢耗，wt%	3.28	3.39	3.32	3.39	3.42	2.80
轻石脑油收率，wt%	10.35	13.68	15.78	16.23	16.34	9.97
重石脑油收率，wt%	30.01	40.07	50.12	49.08	49.34	30.86
开工 2000h	29.70	38.99	49.82	48.36	48.22	30.12
开工 8000h	29.02	37.98	47.09	48.01	47.92	29.87
开工 15000h	28.87	36.02	46.99	47.68	47.77	29.06
失活速率，℃/d	0.035	0.055	0.049	0.052	0.051	0.39

柴油收率, wt%	0	0	0	0	0	0
尾油收率, wt%	50.21	43.90	32.66	30.03	29.77	50.68
重石脑油性质						
芳烃潜含量, wt%	58.4	56.9	57.2	56.5	55.7	58.9
辛烷值	76	67	72	70	69	78
尾油 BMCI 值	11.9	12.8	13.4	13.6	13.8	12.6

表 3

项目	对比例 1	对比例 2	对比例 3
第一加氢裂化反应温度, °C	380	386	396
第二加氢裂化反应温度, °C	368	373	388
化学氢耗, wt%	3.89	3.97	4.28
轻石脑油收率, wt%	15.98	18.09	20.78
重石脑油收率, wt%	30.08	40.12	50.25
开工 2000h	29.70	38.99	49.82
开工 8000h	26.98	33.98	43.09
开工 15000h	22.79	30.98	39.08
失活速率, °C/d	0.067	0.095	0.138
柴油收率, wt%	30.87	22.98	17.98
尾油收率, wt%	20.34	15.98	7.98
重石脑油性质			
芳烃潜含量, wt%	51.2	50.7	50.8
辛烷值	65	62	66
尾油 BMCI 值	13.2	14.1	15.8

通过以上的实施例与对比例的实验结果表明，本发明提供的生产化工原料的两段加氢裂化与高芳烃劣质柴油加氢组合处理工艺在保证同一重石脑油收率下加氢裂化反应温度与化学氢耗明显降低，同时尾油产品与液体产品收率明显增加，且随着运转周期延长加氢裂化催化剂活性稳定。将柴汽比降至零，同时重石脑油芳烃潜含量与尾油 BMCI 值也明显提升，为炼厂带来显著的经济效益。

权利要求书

1、一种生产化工原料的组合加氢工艺，该工艺包括以下步骤：

(1) 将蜡油原料与含氢气体进行加氢预处理反应，将反应得到的加氢蜡油与轻柴油馏分混合，进行第一加氢裂化反应，得到第一加氢裂化物流；

(2) 将所述第一加氢裂化物流进行分离、分馏得到柴油馏分；

(3) 将步骤(2)得到的柴油馏分进行第二加氢裂化反应，得到第二加氢裂化物流。

2、根据权利要求1所述的工艺，其中，所述轻柴油馏分的初馏点为 $150^{\circ}\text{C}\sim 250^{\circ}\text{C}$ ，优选为 $180^{\circ}\text{C}\sim 220^{\circ}\text{C}$ ；终馏点为 $280^{\circ}\text{C}\sim 360^{\circ}\text{C}$ ，优选为 $300^{\circ}\text{C}\sim 340^{\circ}\text{C}$ ；

优选地，加氢蜡油与轻柴油馏分的质量比为 $1\sim 50:1$ ，优选为 $15\sim 20:1$ ；

优选地，所述轻柴油馏分通过将劣质柴油切割得到；

优选地，该工艺还包括：将所述劣质柴油与含氢气体进行脱硫、脱氮及芳烃饱和反应，得到加氢柴油，然后进行所述切割；

优选地，所述脱硫、脱氮及芳烃饱和反应的条件包括：反应温度为 $300\sim 410^{\circ}\text{C}$ ，优选为 $320\sim 390^{\circ}\text{C}$ ，反应压力为 $3\sim 20\text{ MPa}$ ，优选为 $4\sim 12\text{ MPa}$ ，体积空速为 $0.2\sim 19\text{ h}^{-1}$ ，优选为 $0.6\sim 3.5\text{ h}^{-1}$ ，氢油体积比为 $100\sim 2500$ ，优选为 $1000\sim 1800$ 。

3、根据权利要求2所述的工艺，其中，所述劣质柴油的馏程为 $150^{\circ}\text{C}\sim 420^{\circ}\text{C}$ ，优选为 $160^{\circ}\text{C}\sim 360^{\circ}\text{C}$ ；芳烃含量为 $20\text{wt}\%\sim 90\text{wt}\%$ ，优选为 $55\text{wt}\%\sim 85\text{wt}\%$ ；

优选地，所述劣质柴油选自于催化裂化柴油、焦化柴油和重芳烃油中的至少一种。

4、根据权利要求1-3中任意一项所述的工艺，其中，所述蜡油原料选自常压蜡油、减压蜡油、深拔蜡油和沸腾床蜡油中的至少一种；

优选地，步骤(1)所述加氢预处理反应的条件包括：反应温度为 $310\sim 420^{\circ}\text{C}$ ，优选为 $340\sim 400^{\circ}\text{C}$ ，反应压力为 $6\sim 21\text{ MPa}$ ，优选为 $12\sim 20\text{ MPa}$ ，体积空速为 $0.2\sim 8.0\text{ h}^{-1}$ ，优选为 $0.5\sim 2.8\text{ h}^{-1}$ ，氢油体积比为 $800\sim 1800$ ，优选为 $1200\sim 1800$ ；

优选地，步骤(1)所述第一加氢裂化反应的条件包括：反应压力 $7\sim 20\text{ MPa}$ ，

优选为 10~17MPa, 平均反应温度为 320~420℃, 优选为 340~400℃, 体积空速为 0.1~5h⁻¹, 优选为 0.5~2.5h⁻¹, 氢油体积比为 400~1800, 优选为 1200~1600。

5、根据权利要求 1-4 中任意一项所述的工艺, 其中, 步骤(2)所述分离、分馏包括: 将所述第一加氢裂化物流进行气液分离, 得到气相料流和液相料流, 将所述液相料进行所述分馏得到气体、石脑油馏分、柴油馏分和尾油馏分;

优选地, 该方法还包括将所述气相料流经净化处理后循环使用。

6、根据权利要求 2 所述的工艺, 其中, 步骤(3)中, 将步骤(2)得到的柴油馏分与劣质柴油切割得到的重柴油馏分混合, 然后进行所述第二加氢裂化反应;

优选地, 所述重柴油馏分的初馏点为 280℃~360℃, 优选为 300℃~340℃; 终馏点为 350℃~400℃, 优选为 360℃~380℃;

优选地, 步骤(2)得到的柴油馏分与重柴油馏分的质量比为 1-30: 1, 优选为 20-25: 1。

7、根据权利要求 1 或 6 所述的工艺, 其中, 所述第二加氢裂化反应的条件包括: 反应压力 7~20 MPa, 优选为 12~17 MPa, 平均反应温度为 300~410℃, 优选为 320~390℃, 体积空速为 0.3~8.0h⁻¹, 优选为 0.6~2.5h⁻¹, 氢油体积比为 700~2100, 优选为 1200~1600。

8、根据权利要求 1-7 中任意一项所述的工艺, 其中, 将步骤(3)得到的第二加氢裂化物流与所述第一加氢裂化物流混合后共同进行分离、分馏。

9、根据权利要求 1-7 中任意一项所述的工艺, 其中, 该方法还包括: 将所述第二加氢裂化物流进行切割, 得到轻循环油和重循环油, 将所述轻循环油循环回步骤(2)进行所述分离, 将所述重循环油循环回步骤(1)进行所述加氢预处理反应;

优选地, 重循环油通过加氢裂化预处理反应采用的反应器壳体中下部进料

口进入反应器，进料口下部的反应器体积占反应器总体积的 10%~80%，优选为 12~20%；

优选地，轻循环油和重循环油的切割温度为 10~350℃，优选为 120~200℃。

10、一种生产化工原料的组合加氢系统，该系统包括：

依次连通的蜡油原料供应单元、加氢裂化预处理反应单元、第一加氢裂化反应单元、气液分离单元、分馏单元、第二加氢裂化反应单元；

其中，所述蜡油原料供应单元的出口与所述加氢裂化预处理反应单元的入口连通以用于向所述加氢裂化预处理反应单元提供蜡油原料；

其中，所述气液分离单元设置有气相料流出口和液相料流出口，所述气液分离单元的液相料流出口与所述分馏单元的入口连通；

其中，所述分馏单元设置有柴油馏分出口，该柴油馏分出口与第二加氢裂化反应单元的入口连通；

该系统还包括轻柴油馏分供应单元，所述轻柴油馏分供应单元的出口与第一加氢裂化反应单元的入口连通以用于向所述第一加氢裂化反应单元提供轻柴油馏分。

11、根据权利要求 10 所述的系统，其中，所述轻柴油馏分供应单元包括串联连通的劣质柴油供应单元以及第一切割单元，所述第一切割单元设置有轻柴油馏分出口和重柴油馏分出口，所述轻柴油馏分出口与所述第一加氢裂化反应单元的入口连通以用于向所述第一加氢裂化反应单元提供轻柴油馏分；

优选地，所述轻柴油馏分供应单元还包括设置在劣质柴油供应单元和第一切割单元之间的加氢精制反应单元，所述加氢精制反应单元的入口与所述劣质柴油供应单元的出口连通以对所述劣质柴油供应单元提供的劣质柴油进行加氢精制。

12、根据权利要求 11 所述的系统，其中，所述第一切割单元的重柴油馏分出口与所述第二加氢裂化反应单元的入口连通，以使得重柴油馏分与所述分馏单元得到的柴油馏分共同在第二加氢裂化反应单元中进行第二加氢裂化反应。

13、根据权利要求 10-12 中任意一项所述的系统，其中，该系统还包括净化单元，所述净化单元的入口与所述气液分离单元的气相料流出口连通用于净化气相料流，得到净化氢气；

优选地，所述净化单元的出口与所述加氢裂化预处理反应单元、第一加氢裂化反应单元、第二加氢裂化反应单元中的至少一种的氢气入口连通，以向所述加氢裂化预处理反应单元、第一加氢裂化反应单元、第二加氢裂化反应单元中的至少一种提供净化氢气；

优选地，所述分馏单元设置有气体出口、石脑油馏分出口、柴油馏分出口和尾油馏分出口。

14、根据权利要求 10-13 中任意一项所述的系统，其中，所述第二加氢裂化反应单元的出口与所述气液分离单元的入口连通，以使得第二加氢裂化反应单元得到的第二加氢裂化物流与所述第一加氢裂化物流共同在所述气液分离单元中进行气液分离。

15、根据权利要求 10-14 中任意一项所述的系统，其中，该系统还包括与所述第二加氢裂化反应单元的出口连通的第二切割单元，用于对第二加氢裂化反应单元得到的第二加氢裂化物流进行切割，所述第二切割单元设置有轻循环油出口和重循环油出口；

优选地，所述轻循环油出口与所述气液分离单元的入口连通，以使得第二切割单元得到的轻循环油与所述第一加氢裂化物流共同在所述气液分离单元中进行气液分离；

优选地，所述重循环油出口与所述加氢裂化预处理反应单元的入口连通。