

重整抽余油生产溶剂油的方法及系统

技术领域

本发明涉及重整抽余油处理技术领域，尤其涉及一种重整抽余油生产溶剂油的方法及系统。

5 背景技术

重整抽余油是芳烃生产中的副产物，由于硫、氮和重金属等杂质含量很低，是良好的石油化工原料，根据沸点不同可分馏出不同的高附加值组分，适合生产优质的溶剂油和高附加值的己烷油和异己烷油等。

重整抽余油中含有少量的烯烃和芳烃等不饱和组分，严重影响抽余油作为高附加值溶剂油的性质。如：正己烷主要用于丙烯等烯烃聚合时的溶剂、食用植物油提取剂、橡胶和涂料溶剂以及颜料稀释剂等，对苯等不饱和烃具有明确限制；6#溶剂油是用作生产食用油脂的有机溶剂，生产过程中会在食用油脂中有部分残留，而溶剂油中的致癌物芳烃也会残留于食用油脂中，对人体产生危害，必须严格控制 6#溶剂油中的芳烃含量；戊烷发泡剂主要用作溶剂、制造人造冰、麻醉剂等，明确要求溴指数 $\leq 100\text{mgBr}/100\text{g}$ 。因此，要合理利用重整抽余油并赋予其更高的经济价值，必须进行加氢脱烯烃、脱芳烃处理脱除其中的不饱和烃。目前，代表性加氢脱烯烃、脱芳烃催化剂主要分为贵金属、非贵金属两大类，Ni、Pt、Pd 三种金属催化剂应用较多。Pd 加氢性能  $K_{\text{Pd}}$  为金属 Ni 的 1/7，Pt 活性  $K_{\text{Pt}}$  为 Ni 的 2.5 倍，但钯和铂的价格却比镍高至几百倍，且对原料中的硫、砷和其他有毒物质要求较高，

20 目前，重整抽余油生产高附加值产品，根据原料性质及产品需求不同采用的工艺流程也不尽相同，主要包括先加氢再分馏、先分馏再加氢两种。苯和烯烃含量偏高时基本采用先加氢再分馏的工艺流程，以保证产品苯含量符合标准要求；苯和烯烃含量偏低时基本采用先分馏再加氢的工艺流程，加氢操作负荷较小，但对氢气纯度要求较高。分馏过程中由于存在组分共沸现象对塔板数及塔的个数要求不同。同时，镍系加氢脱烯脱苯催化剂在高温下热稳性较差，NiO 粒子易团聚和烧结，存在分散度差利用率等问题，并且由于原料中硫、氮和重金属等杂质易导致催化剂中毒，影响催化剂使用寿命，导致操作成本增加，需要对原料进行预处理。因此，现有工艺流程常存在重整抽余油利用率低、加工产品单一、产品收率偏低及加氢催化剂运行周期短、提温不敏感等问题，需要综合考虑原料性质、产品种类、催化剂稳定性及抗硫性、分馏精度等多方面因素以实现重整抽余油的高效利用。

对于采用先分馏后加氢的工艺，C5 及以下组分未经加氢饱和处理易导致苯及溴指数不合格无法满足戊烷发泡剂要求，不适合苯含量偏高的原料；物流 II 中为 C6 混合物，存在异构化转化率低的问题；加氢、异构化产品未经过气液分离导致后续分馏过程中异己烷中轻烃组分偏高；进入加氢反应器的原料未经过脱硫处理，易导致加氢催化剂中毒失活。

对于采用先加氢后分离的工艺，在进行精馏处理时，环丁砜、水和杂质从塔底排出，易造成部分重馏分流失影响 120#溶剂油收率，同时未对精馏塔顶 C6 产物进行精馏分离易导致正己烷收率偏低、无法生产价格优于 6#溶剂油的高纯度正己烷，未实现抽余油的高效利用。

同时，有文献或宣传报道重整抽余油生产溶剂油过程采用两段加氢工艺流程进行加氢脱苯，第一段采用加氢脱硫催化剂脱除环丁砜以保护后续催化剂，第二段采用高镍加氢催化剂脱除苯，但由于加氢脱硫催化剂需要先预硫化，而第二段催化剂需要先预还原，两者无法同时操作，开工过程繁琐，且第一段的残留硫化油势必也会对第二段催化剂造成影响，因此需要大量原料油进行冲洗，影响装置开工周期。

## 15 发明内容

为了解决上述问题，本发明的目的在于提供一种重整抽余油生产溶剂油的方法及系统。该方法适用于苯和烯烃含量偏高的重整抽余油的分离和利用，可以利用重整抽余油生产多种溶剂油，有效提升重整抽余油附加值。

为了达到上述目的，本发明提供了一种加氢催化剂，该催化剂包括载体、负载于载体的第一活性金属组分和第二活性金属组分，其中，所述第一活性金属组分的金属元素包括镍，以催化剂总重量为 100%计，所述第一活性金属组分在所述催化剂中的重量含量为 40-70%，所述载体（以氧化物计）在所述催化剂中的重量含量为 20-59%，余量为第二活性金属组分。

在本发明的具体实施方案中，相比于现有的镍系催化剂和加氢催化剂，本发明提供的加氢催化剂中镍含量更高，并且 Ni 金属的分散度更高、可以达到 10%以上，具有更多的加氢活性中心，因此该加氢催化剂对苯、烯烃的脱除效果更好、脱除更彻底。

在上述加氢催化剂中，所述第一活性金属组分在所述催化剂中的重量一般控制为 40-70%，例如 40%、45%、50%、55%、60%、65%、70%或其中的任意两者组成的范围。

在上述加氢催化剂中，所述载体在所述催化剂中的重量含量为 20-59%，例如 20%、25%、30%、35%、40%、45%、50%、55%、59%或其中的任意两者组成的范围。

在本发明的具体实施方案中，所述加氢催化剂的比表面积一般为 200-500 m<sup>2</sup>/g，例如 200 m<sup>2</sup>/g、250 m<sup>2</sup>/g、300 m<sup>2</sup>/g、350 m<sup>2</sup>/g、400 m<sup>2</sup>/g、450 m<sup>2</sup>/g、500 m<sup>2</sup>/g 或其中的任意两者组成的范围。

在本发明的具体实施方案中，所述加氢催化剂的孔容一般为 0.3-0.6 cm<sup>3</sup>/g，例如 0.3  
5 cm<sup>3</sup>/g、0.35 cm<sup>3</sup>/g、0.4 cm<sup>3</sup>/g、0.45 cm<sup>3</sup>/g、0.5 cm<sup>3</sup>/g、0.55 cm<sup>3</sup>/g、0.6 cm<sup>3</sup>/g 或其中的任意两者组成的范围。

在本发明的具体实施方案中，所述载体一般为氧化物，例如可以包括氧化铝、氧化硅、氧化钛、氧化铈中的一种，也可以包括氧化硅、氧化钛、氧化铈中的至少一种与氧化铝的混合物。即，所述载体可以包括氧化铝、氧化硅、氧化钛、氧化铈中的一种或两  
10 种以上的组合，且氧化铝的含量不为 0。

在本发明的具体实施方案中，上述催化剂中的第一活性金属组分、第二活性金属组分通常是以金属氧化物形式存在。

在本发明的具体实施方案中，所述第二活性金属组分的金属元素可以包括铜、镉、镁等中的一种或两种以上的组合。在本发明的具体实施方案中，通过在催化剂制备过程  
15 中控制金属活性组分的共沉淀过程和沉淀 pH 值，可以提高催化剂中镍含量、镍分散度和加氢活性中心含量。

本发明进一步提供了上述加氢催化剂的制备方法，该制备方法包括：

使载体前驱体的浆液的温度达到沉淀反应温度，并调节使载体前驱体的浆液的 pH 值达到碱性 pH 值（pH 值的调节可以通过加入沉淀剂实现），得到第一混合体系；

20 向所述第一混合体系同时加入第一活性金属组分前驱体、第二活性金属组分前驱体、沉淀剂，保持体系 pH 为碱性 pH 值，得到第二混合体系；

将第二混合体系进行老化处理，将老化产物焙烧，得到所述加氢催化剂。

在上述制备方法中，所述载体前驱体在经过上述干燥、焙烧后转化为加氢催化剂的载体。在具体实施方案中，所述载体前驱体可以包括拟薄水铝石，则拟薄水铝石经干燥、  
25 焙烧后转化为氧化铝。

在上述制备方法中，通过调整第一活性金属组分的前驱体种类、第二活性金属组分的前驱体种类以及沉淀剂前驱体的种类，可以提高催化剂中镍含量、镍分散度和加氢活性中心含量。

在上述制备方法中，所述沉淀剂不仅可以用于调节 pH 值，还可沉淀第一活性金属  
30 组分前驱体中的金属元素和第二活性金属组分前驱体中的金属元素。具体地，所述沉淀

剂可以包括碱性沉淀剂，优选包括可溶性碳酸盐，例如包括碳酸钾和/或碳酸钠。

在上述制备方法中，所述沉淀剂的用量可以根据调节 pH 值以及沉淀第一活性金属组分前驱体中的金属元素和第二活性金属组分前驱体中的金属元素所需用量确定。

在上述制备方法中，第一活性金属组分前驱体可以是第一活性金属组分中金属元素的化合物，例如包括第一活性金属组分中金属元素的金属盐，优选包括第一活性金属组分中金属元素的可溶性金属盐，例如包括第一活性金属组分中金属元素的硝酸盐，如硝酸镍等。

在上述制备方法中，第二活性金属组分前驱体可以是第二活性金属组分中金属元素的化合物，例如包括第二活性金属组分中金属元素的金属盐，优选包括第二活性金属组分中金属元素的可溶性金属盐，例如包括第二活性金属组分中金属元素的硝酸盐，如硝酸镁等。

在上述制备方法中，所述载体前驱体、第一活性金属组分前驱体、第二活性金属组分前驱体的用量对应于上述加氢催化剂中载体、第一活性金属组分、第二活性金属组分的重量含量。

在发明的具体实施方案中，所述第一活性金属组分前驱体、第二活性金属组分前驱体可以以二者的混合溶液加入至第一混合体系中；所述沉淀剂也一般是以溶液形式加入第一混合反应体系中。通过将第一活性金属组分前驱体和第二活性金属组分前驱体的混合溶液以及沉淀剂溶液的并流加入方式、以及控制两种混合溶液的滴加速率，可以有效控制催化剂中镍含量、镍分散度和加氢活性中心含量。在具体实施方案中，所述第一活性金属组分前驱体和第二活性金属组分前驱体的混合溶液的滴加速率一般控制为 20-100ml/min，所述沉淀剂溶液的滴加速率一般控制为 10-300ml/min。

在上述制备方法中，所述碱性 pH 值为 8-11，例如 8、9、10、11 或其中的任意两者组成的范围。

在上述制备方法中，所述沉淀反应温度为 40-90℃，例如 40℃、50℃、60℃、70℃、80℃、90℃或其中的任意两者组成的范围。

在上述制备方法中，所述老化处理的温度与所述沉淀反应温度可以相同或不同。所述老化处理的温度一般为 40-90℃，例如 40℃、50℃、60℃、70℃、80℃、90℃或其中的任意两者组成的范围。

在上述制备方法中，所述老化处理的时间一般控制为 1-5h，例如 1 h、2 h、3 h、4 h、5 h 或其中的任意两者组成的范围。

在上述制备方法中,所述焙烧的温度一般可以控制为 300-600℃,例如 300℃、350℃、400℃、450℃、500℃、550℃、600℃或其中的任意两者组成的范围。

在上述制备方法中,所述焙烧的时间一般为 1-5h,例如 1 h、2 h、3 h、4 h、5 h 或其中的任意两者组成的范围。

- 5 在本发明的具体实施方案中,所述制备方法一般还包括在老化处理后、焙烧之前依次进行过滤、洗涤、干燥的操作。

在上述制备方法中,所述洗涤一般在滤液达到中性时停止。将获得滤饼进行后续的干燥和焙烧。

- 10 在上述制备方法中,所述干燥的温度可以为 100-130℃,例如 100℃、110℃、120℃、130℃或其中的任意两者组成的范围。

在上述制备方法中,所述干燥的时间一般为 1-5h,例如 1 h、2 h、3 h、4 h、5 h 或其中的任意两者组成的范围。

根据本发明的具体实施方案,上述加氢催化剂的制备方法可以包括:

- 15 将载体前驱体与水形成的浆液边搅拌边升温至沉淀反应温度 40-90℃,向该浆液中加入沉淀剂水溶液,使体系的 pH 值为 8-11,得到第一混合体系;保持搅拌,向第一混合体系中同时加入第一活性金属组分前驱体和第二活性金属组分前驱体的混合水溶液(该混合水溶液可以是第一活性金属组分前驱体的水溶液和第二活性金属组分前驱体的水溶液混合形成的)以及沉淀剂的水溶液,保持体系 pH 值为 8-11,得到第二混合体系;将第二混合体系在 40-90℃进行老化处理 1-5h,过滤、洗涤至滤液为中性,将滤饼  
20 干燥、300-600℃焙烧 1-5h,得到所述加氢催化剂。

本发明还提供了一种重整抽余油生产溶剂油的方法,该方法包括:

S2、利用加氢催化剂,催化经过脱硫脱水的重整抽余油进行加氢脱苯、脱烯烃反应,得到反应产物;其中,所述加氢催化剂包括上述加氢催化剂;

S3、对 S2 得到的反应产物进行气液分离;

- 25 S4、将分离得到的液体进行精馏,分别馏出 C5 组分、C6 组分和 C7 以上组分;

S5、对所述 C6 组分进行精馏,分别馏出环己烷以及正己烷和异己烷的混合物;

S6、对所述正己烷和异己烷的混合物进行精馏,分别馏出异己烷和正己烷,完成溶剂油的生产。

- 30 在本发明的具体实施方案中,以体积百分含量计,在未经脱硫、脱水的重整抽余油中,硫含量为 20mg/kg 以下,苯含量为 3-5v%,烯烃含量为 1-3v%,正己烷与异己烷的

总含量大于 50v%。

在本发明的具体实施方案中，上述方法还包括：S1、对重整抽余油进行脱硫、脱水处理，产品  $S \leq 1\text{mg/kg}$ 。

在本发明的具体实施方案中，在 S1 中，所述脱硫、脱水过程中的空速为  $1-10\text{h}^{-1}$ ；

5 在本发明的具体实施方案中，S1 中脱硫脱水的过程采用的吸附剂包括分子筛吸附剂，例如 3A 分子筛、4A 分子筛、5A 分子筛和 13A 分子筛中的一种或两种以上的组合；

在本发明的具体实施方案中，S1 所用的分子筛吸附剂的比表面积一般为  $400-700\text{m}^2/\text{g}$ 。分子筛吸附剂的孔容一般为  $0.05-0.30\text{cm}^3/\text{g}$ 。

在本发明的具体实施方案中，S2 中，加氢催化剂可以有效去除重整余油中的苯和  
10 烯烃。根据本发明的具体实施方案，在 S2 得到的反应产物中，苯含量  $\leq 0.01\%$ ，溴指数  $\leq 50\text{mgBr}/100\text{g}$ 。

在本发明的具体实施方案中，S2 中，所述加氢脱苯、脱烯烃反应的条件一般可以控制为：温度  $90-200^\circ\text{C}$ 、反应压力  $1.0-3.0\text{MPa}$ 、氢油体积比  $100-300:1$ 、体积空速  $1.0-3.0\text{h}^{-1}$ ；

在本发明的具体实施方案中，S4 中，所述精馏的压力一般为  $0-0.2\text{MPa}$ 。

15 在本发明的具体实施方案中，S4 的精馏过程可以在精馏塔内完成，则精馏塔的塔顶温度可以为  $30-50^\circ\text{C}$ 、塔底温度可以为  $90-110^\circ\text{C}$ 、塔内压力为  $0-0.2\text{MPa}$ 。

在本发明的具体实施方案中，S5 中，所述精馏的压力一般为  $0-0.1\text{MPa}$ 。

在本发明的具体实施方案中，S5 的精馏过程可以在精馏塔内完成，精馏塔的塔顶温度为  $55-75^\circ\text{C}$ 、塔底温度为  $70-90^\circ\text{C}$ 、塔内的压力为  $0-0.1\text{MPa}$ 。

20 在本发明的具体实施方案中，S6 中，所述精馏的压力为  $0-0.1\text{MPa}$ 。

在本发明的具体实施方案中，S6 的精馏过程可以在精馏塔内完成，精馏塔的塔顶温度为  $50-70^\circ\text{C}$ 、塔底温度为  $60-80^\circ\text{C}$ 、塔内压力为  $0-0.1\text{MPa}$ 。

在本发明的具体实施方案中，S6 得到的异己烷可直接作为 6#溶剂油输出，根据实际需要，S6 得到的异己烷也可通过正构化反应转化为正己烷，该正己烷产品纯度  $\geq 80\%$ 。

25 在本发明的具体实施方案中，该方法还包括：S7、将 S6 得到的异己烷通过正构化反应转化为正己烷。

在本发明的具体实施方案中，S7 中，所述正构化反应的条件为：反应温度  $200-400^\circ\text{C}$ 、反应压力  $1.0-3.0\text{MPa}$ 、氢油体积比  $100-300:1$ 、体积空速  $1.0-3.0\text{h}^{-1}$ 。

在本发明的具体实施方案中，S7 中，正构化反应的催化剂可以是分子筛催化剂。

30 具体地，该分子筛催化剂可以包括第三活性金属组分、非分子筛载体和分子筛载体。

在上述分子筛催化剂中，所述分子筛载体包括 MOR、MCM-41、ZSM-22、SAPO-11 的一种或两种以上的组合。

在上述分子筛催化剂中，所述第三活性金属组分的金属元素可以包括第 VIB 和/或第 VIII 族中的元素。在具体实施方案中，第三活性金属组分通常以金属氧化物形式存在。

5 在上述分子筛催化剂中，所述非分子筛载体包括氧化铝。

在上述分子筛催化剂中，以所述分子筛催化剂的总重量为 100% 计，所述分子筛载体的重量占催化剂总重的 10-80%、所述第三活性金属组分（以氧化物计）的重量占催化剂总重的 0.01-5%（例如 0.1-0.5%），余量为非分子筛载体。

10 在本发明的具体实施方案中，S7 中，正构化反应的原料异己烷的纯度在 90% 以上，优选为 95% 以上。

在本发明的具体实施方案中，所述重整抽余油生产溶剂油的方法具体可以包括：

S1、利用分子筛吸附剂对重整抽余油进行脱硫、脱水；

S2、利用加氢催化剂，催化经过脱硫脱水的重整抽余油进行加氢脱苯、脱烯烃反应，得到反应产物；其中，所述加氢催化剂包括上述加氢催化剂；

15 S3、对 S2 得到的反应产物进行气液分离，输出富氢气体和液体；

S4、将分离得到的液体进行精馏，分别馏出 C5 组分（可作为戊烷发泡剂）、C6 组分和 C7 以上组分（可作为 120# 溶剂油）；

S5、对所述 C6 组分进行精馏，分别馏出环己烷以及正己烷和异己烷的混合物；

S6、对所述正己烷和异己烷的混合物进行精馏，分别馏出异己烷和正己烷；

20 S7、将 S6 得到的异己烷通过正构化反应转化为正己烷，完成溶剂油的生产。

本发明还提供了一种重整抽余油生产溶剂油的系统，该系统能够实现上述重整抽余油生产溶剂油的方法。

在本发明的具体实施方案中，所述重整抽余油生产溶剂油的系统包括依次连接的脱附脱硫反应器、加氢反应器、第一气液分离器、第一精馏塔、第二精馏塔、第三精馏塔。

25 上述系统中各装置的连接关系可以是：所述脱附脱硫反应器的入口用于接收重整抽余油、该入口一般位于塔顶；

所述脱附脱硫反应器位于塔底的出口与加氢反应器的入口（位于塔顶）连接；

所述加氢反应器位于塔底的出口与第一气液分离器的入口（位于侧线）连接；

所述第一气液分离器的位于塔底的出口与第一精馏塔的入口（位于侧线）连接；

30 所述第一精馏塔位于侧线的出口与第二精馏塔的入口连接；

所述第二精馏塔位于塔顶的出口与第三精馏塔的入口连接；

所述第三精馏塔位于塔顶的出口用于输出异己烷。

在上述系统中，所述第一气液分离器位于塔顶的出口用于输出氢气，所述第一精馏塔位于塔顶的出口用于输出 C5 组分，所述第一精馏塔位于塔底的出口用于输出 C7 以上组分，所述第一精馏塔位于侧线的出口用于输出 C6 组分，所述第二精馏塔位于塔顶的出口用于输出正己烷和异己烷的混合物，所述第二精馏塔位于塔底的出口用于输出环己烷，所述第三精馏塔位于塔底的出口用于输出正己烷，所述第三精馏塔位于塔顶的出口用于输出异己烷。

在本发明的具体实施方案中，所述重整抽余油生产溶剂油的系统还包括正构化反应器和第二气液分离器，所述正构化反应器的入口与所述第三精馏塔位于塔顶的出口连接，所述正构化反应器的出口与所述第二气液分离器的入口（位于侧线）连接，第二气液分离器的位于塔顶的出口用于输出氢气，第二气液分离器位于塔底的出口用于输出正己烷。

在本发明的具体实施方案中，上述系统还可以包括氢气管线，该氢气管线用于向加氢反应器和/或正构化反应器补充氢气。该氢气管线可以设有循环氢压缩机，该压缩机的入口可以与第一气液分离器和/或第二气液分离器的气体出口连接，即，该压缩机可以由第一气液分离器、第二气液分离器供气。

本发明的有益效果在于：

1、本发明提供的方法通过在吸附反应器内装填分子筛吸附剂对原料预处理，进行脱硫、脱水及脱杂质以解决现有技术中重整抽余油原料中环丁砜造成后续加氢脱苯催化剂中毒的问题，有效保护后续加氢脱烯烃、脱苯单元高镍加氢催化剂使用寿命，延长装置运行周期，减少由于频繁更换催化剂带来的运行成本增加，并且分离出的 C7 以上组分满足 120#溶剂油硫含量要求；同时避免了现有技术中由于加氢脱硫催化剂需要预硫化造成装置开工过程繁琐，且残留硫化油难置换影响装置开工周期的问题。

2、本发明提供的方法可以根据原料组成、沸点不同，从分子炼油角度出发逐级设置精馏单元，并利用异己烷正构化反应，提高正己烷纯度及收率，生产正己烷、戊烷发泡剂和 120#溶剂油，实现重整抽余油高效利用。有效解决重整抽余油利用率低、加工产品单一、产品收率偏低等问题。

3、本发明提供的镍基加氢催化剂能够实现高含量的镍活性组分在载体氧化铝上的高度分散，对重整抽余油进行加氢脱烯烃、脱苯反应，保障了加氢装置的运行周期。

附图说明

图 1 为本发明的重整抽余油生产溶剂油的工艺流程图及系统连接示意图。

主要组件符号说明：

吸附脱硫反应器 1、加氢反应器 2、第一气液分离器 3、第一精馏塔 4、第二精馏塔  
5 5、第三精馏塔 6、正构化反应器 7、第二气液分离器 8、循环氢压缩机 9。

具体实施方式

为了对本发明的技术特征、目的和有益效果有更加清楚的理解，现对本发明的技术方案进行以下详细说明，但不能理解为对本发明的可实施范围的限定。

以下的实施例和对比例中，加氢催化剂的金属分散度在静态化学吸附仪进行，以  
10 H<sub>2</sub> 为吸附气体，具体测定方法如下：

将样品在 130℃脱气，然后 400℃进行 H<sub>2</sub> 还原，降温至 35℃后进行第一次饱和吸附，抽真空后进行第二次饱和吸附。两次饱和吸附之差为化学吸附的氢气体积。

金属分散度计算公式：

$$\text{金属分散度} = \frac{\text{催化剂表面上的Ni原子数}}{\text{催化剂中总的Ni原子数}} = \frac{V_{H_2} / 22.414}{W \times P / M_{Ni}}$$

15 公式中 V<sub>H2</sub> 是化学吸附的氢气体积、单位是 L，W 为催化剂的总质量、单位是 g，P 是 Ni 的百分含量，M<sub>Ni</sub> 是 Ni 的分子质量。

实施例 1a

本实施例提供了一种加氢催化剂，其制备方法包括：

步骤 1、将 11.50g 拟薄水铝石粉体（含 70wt%的 Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>）与 40ml 去离子水混合搅拌  
20 均匀得到第一浆液；

将 58.16g 六水硝酸镍溶于去离子水中，定容至 200ml，配制成 1mol/L 的硝酸镍溶液；将 12.82g 六水硝酸镁溶于去离子水中，定容至 50ml，配制成 1mol/L 的硝酸镁溶液。量取 1mol/L 硝酸镍溶液 184.7ml 与 1mol/L 硝酸镁溶液 28.5ml 混合均匀得到第二溶液；

将 207.32g 无水碳酸钾溶于去离子水中，定容至 1000ml，配制成 1.5mol/L 的碳酸钾  
25 溶液，量取 1.5mol/L 碳酸钾溶液 665.3ml 为第三溶液。

步骤 2、将第一浆液加入到反应釜中，开启搅拌速度 200rpm、加热至反应温度 60℃，向反应釜加入 1.3ml 的第三溶液，调节第一浆液的 pH 至 10，形成第一混合体系；

在搅拌条件下，分别以 35ml/min 和 109.2ml/min 向第一混合体系并流加入第二溶液和第三溶液，控制 pH 值恒定为 10，第二溶液和第三溶液滴加完毕后，得到第二混合体

系。

步骤 3、将第二混合体系在 60℃ 下搅拌老化 2h，老化结束后，过滤得到滤饼并洗涤至中性，将滤饼置于 120℃ 烘箱内干燥 4h，研磨后经 500℃ 的马弗炉焙烧 5h，得到镍加氢催化剂。

- 5 上述加氢催化剂中，镍的氧化物的质量含量为 60%，镁的氧化物的质量含量为 5%。  
对本实施例的催化剂测试，得到 Ni 金属分散度为 15.08%，比表面积为 251m<sup>2</sup>/g、所述加氢催化剂的孔容为 0.41cm<sup>3</sup>/g。

### 实施例 1b

本实施例提供了一种加氢催化剂，其制备方法包括：

- 10 步骤 1、将 16.10g 拟薄水铝石粉体（含 70wt% 的 Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>）、2.30g 氧化硅与 55ml 去离子水混合搅拌均匀得到第一浆液；

将 72.70g 六水硝酸镍溶于去离子水中，定容至 500ml，配制成 0.5mol/L 硝酸镍溶液；将 4.33g 六水硝酸镧溶于去离子水中，定容至 20ml，配制成 0.5mol/L 的硝酸镧溶液。量取 0.5mol/L 硝酸镍溶液 246.3ml 与 0.5mol/L 硝酸镧溶液 2.8ml 混合均匀得到第二溶液；

- 15 将 15.81g 碳酸氢铵溶于去离子水中，定容至 200ml，配制成 1mol/L 碳酸氢铵溶液。量取 1mol/L 碳酸氢铵溶液 191.1ml 为第三溶液。

步骤 2、将第一浆液加入到反应釜中，开启搅拌速度 200rpm、加热至反应温度 80℃，向反应釜加入 1.2ml 第三溶液，调节第一浆液的 pH 至 8，形成第一混合体系；

- 20 在搅拌条件下，分别以 20ml/min 和 15ml/min 向第一混合体系并流加入第二溶液和第三溶液，控制 pH 值恒定 8，第二溶液和第三溶液滴加完毕后，得到第二混合体系。

步骤 3、将第二混合体系在 80℃ 下搅拌老化 3h，老化结束后，过滤得到滤饼并洗涤至中性，将滤饼置于 120℃ 烘箱内干燥 4h，研磨后经 500℃ 的马弗炉焙烧 5h，得到镍加氢催化剂。

上述加氢催化剂中，镍的氧化物的质量含量为 40%，镧的氧化物的质量含量为 1%。

- 25 对本实施例的催化剂测试，得到 Ni 金属分散度为 16.18%，比表面积为 246m<sup>2</sup>/g、所述加氢催化剂的孔容为 0.40cm<sup>3</sup>/g。

### 实施例 1c

本实施例提供了一种加氢催化剂，其制备方法包括：

- 30 步骤 1、将 11.50g 拟薄水铝石粉体（含 70wt% 的 Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>）与 40ml 去离子水混合搅拌均匀得到第一浆液；

将 58.16g 六水硝酸镍溶于去离子水中，定容至 200ml，配制成 1mol/L 硝酸镍溶液；  
将 4.83g 三水硝酸铜溶于去离子水中，定容至 20ml，配制成 1mol/L 的硝酸铜溶液；量  
取 1mol/L 硝酸镍溶液 184.7ml 与 1mol/L 硝酸铜溶液 14.5ml 混合均匀得到第二溶液；

将 207.32g 无水碳酸钾溶于去离子水中，定容至 1000ml，配制成 1.5mol/L 的碳酸钾  
5 溶液，量取 1.5mol/L 碳酸钾溶液 621.4ml 为第三溶液。

步骤 2、将第一浆液加入到反应釜中，开启搅拌速度 100rpm、加热至反应温度 60℃，  
向反应釜加入 1.3ml 的第三溶液，调节第一浆液的 pH 至 10，形成第一混合体系；

在搅拌条件下，分别以 35ml/min 和 109ml/min 向第一混合体系并流加入第二溶液和  
第三溶液，控制 pH 值恒定为 10，第二溶液和第三溶液滴加完毕后，得到第二混合体系。

10 步骤 3、将第二混合体系在 60℃ 下搅拌老化 2h，老化结束后，过滤得到滤饼并洗涤  
至中性，将滤饼置于 120℃ 烘箱内干燥 4h，研磨后经 500℃ 的马弗炉焙烧 5h、在高纯  
H<sub>2</sub> 下，在 400℃ 还原 10h，得到镍加氢催化剂。

上述加氢催化剂中，镍的氧化物的质量含量为 60%，铜的氧化物的质量含量为 5%。

对本实施例的催化剂测试，得到 Ni 金属分散度为 14.74%，比表面积为 248m<sup>2</sup>/g、  
15 所述加氢催化剂的孔容为 0.42cm<sup>3</sup>/g。

实施例 2a 至实施例 2e 中重整抽余油生产溶剂油的方法是在如图 1 所示的系统中进  
行的，该系统包括脱附脱硫反应器 1、加氢反应器 2、第一气液分离器 3、第一精馏塔 4、  
第二精馏塔 5、第三精馏塔 6、正构化反应器 7、第二气液分离器 8、循环氢压缩机 9。

20 其中，脱附脱硫反应器 1 的塔顶设有入口，塔底设有出口；加氢反应器 2 的塔顶设  
有入口、塔底设有出口；第一气液分离器 3 的测线设有入口，塔底和塔顶分别设有出口；  
第一精馏塔 4 的测线设有入口，塔顶和塔底分别设有出口；第二精馏塔 5 的测线设有入  
口，塔顶和塔底分别设有出口；第三精馏塔 6 的测线设有入口，塔顶和塔底分别设有出  
口；正构化反应器 7 的塔顶设有入口、塔底设有出口；第二气液分离器 8 的测线设有入  
25 口，塔顶和塔底分别设有出口。循环氢压缩机 9 设有入口和出口。

具体地，各装置之间的连接关系为：所述脱附脱硫反应器 1 位于塔底的出口与加氢  
反应器 2 的入口（位于塔顶）连接；所述加氢反应器 2 位于塔底的出口与第一气液分离  
器 3 的入口连接；所述第一气液分离器 3 的位于塔底的出口与第一精馏塔 4 的入口连接；  
所述第一精馏塔 4 位于测线的出口与第二精馏塔 5 的入口连接；所述第二精馏塔 5 位于  
30 塔顶的出口与第三精馏塔 6 的入口连接；所述第三精馏塔 6 位于塔顶的出口与正构化反  
应器 7 的入口连接；正构化反应器 7 位于塔底的出口与第二气液分离器 8 的入口连接，

第二气液分离器 8 位于塔顶的出口以及第一气液分离器 3 位于塔顶的出口分别与循环氢压缩机 9 的入口连接；循环氢压缩机 9 的出口与加氢反应器 2 的入口、正构化反应器 7 的入口分别连接。

- 5
- 实施例 2a 至实施例 2e 中采用的重整抽余油生产溶剂油的方法流程如图 1 所示，具体包括：
- S1、将重整抽余油输送至吸附反应器进行脱硫、脱水；
- S2、脱硫、脱水产物与氢气混合进入加氢反应器脱苯、脱烯烃，其中，加氢反应器中装填的加氢催化剂为本发明提供的加氢催化剂；
- 10
- S3、将加氢反应产物输送至气液分离器进行气液分离，分离出的液体产物由气液分离器的塔底排出，分离的富氢气体由气液分离器顶部排出，该富氢气可以与新氢混合，经循环氢压缩机升压后作为循环氢使用；
- S4、将气液分离出的液体产物进入第一精馏塔，塔顶为 C5 组分（戊烷发泡剂），侧线为 C6 组分，塔底为 C7 及以上组分（120#溶剂油）；
- 15
- S5、第一精馏塔侧线出来的 C6 组分进入第二精馏塔进行分馏，塔顶为正己烷和异己烷混合物，塔底为环己烷；
- S6、正己烷和异己烷混合物再进入第三精馏塔进行分馏，塔顶为异己烷，塔底为正己烷；
- S7、异己烷进入正构化反应器进行反应，得到的产物进入分离器气液分离，分离器
- 20
- 底部产物为高浓度正己烷，再与第三精馏塔塔底正己烷产物混合，进一步提高正己烷收率。

表 1 为以下实施例 2a 至实施例 2e、对比例 1、对比例 2 中重整抽余油原料组成。

表 1

| 分析项目 |     | 单位                | 重整抽余油 |
|------|-----|-------------------|-------|
| 密度   |     | g/cm <sup>3</sup> | 0.682 |
| 馏程   | IFP | ℃                 | 53.9  |
|      | 10% |                   | 65.1  |
|      | 50% |                   | 71.1  |
|      | 70% |                   | 76.3  |
|      | 90% |                   | 83.1  |
|      | FBP |                   | 98.8  |

|           |      |           |           |
|-----------|------|-----------|-----------|
| 族组成（PONA） | 正构烷烃 | v%        | 23.6      |
|           | 异构烷烃 |           | 66.02     |
|           | 烯 烃  |           | 1.02      |
|           | 环烷烃  |           | 6.05      |
|           | 芳 烃  |           | 3.31（均为苯） |
| 硫含量       |      | mg/kg     | 15.3      |
| 溴指数       |      | mgBr/100g | 1785      |

实施例 2a

本实施例提供了一种重整抽余油生产溶剂油的方法，包括：

- S1、以表 1 重整抽余油为原料，重整抽余油进入吸附反应器进行脱硫、脱水，所用
- 5 催化剂为工业 5A 分子筛吸附剂；
- S2、脱硫、脱水产物与氢气混合进入加氢反应器脱苯、脱烯烃，所用催化剂为实施
- 例 1a 制备的高镍加氢催化剂(Ni 金属分散度大于 10%)；
- 吸附脱硫反应条件：常温，常压，空速为 3h<sup>-1</sup>，产品 S≤1mg/kg；
- S3、加氢反应器产物进入分离器进行气液分离，塔底排出液体产物，顶部排出富氢
- 10 气体，该富氢气体可以与重整装置新氢混合，经循环氢压缩机升压后作为循环氢使用；
- 固定床加氢反应器反应条件：反应温度 120℃、反应压力 1.0MPa、氢油体积比 100：
- 1、体积空速 3.0 h<sup>-1</sup>，测得苯脱除率 100%；
- S4、分离器底部液体产物进入第一精馏塔，塔顶为 C5 组分，侧线排出 C6 组分，
- 塔底为 C7 及以上组分；
- 15 第一精馏塔操作条件：塔内压力 0.1MPa，塔顶温度 35℃，塔底温度 95℃，塔顶
- C5 组分为戊烷发泡剂，塔底 C7 及以上组分为 120#溶剂油，侧线排出 C6 组分；采用溴
- 价溴指数测定仪根据微库仑滴定原理进行溴指数测定，C5 组分的溴指数 5.1mgBr/100g，
- C7 及以上组分的溴指数 9.8mgBr/100g；
- S5、侧线出来的 C6 组分进入第二精馏塔进行分馏，塔顶为正己烷和异己烷混合物，
- 20 塔底为环己烷；
- 第二精馏塔操作条件：塔顶压力 0.1MPa，塔顶温度 60℃，塔底温度 72℃，塔底环
- 己烷的纯度 97wt%；
- S6、正己烷和异己烷混合物再进入第三精馏塔进行分馏，塔顶为异己烷，塔底为正
- 己烷；

第三精馏塔操作条件：塔顶压力 0.1MPa，塔顶温度 55℃，塔底温度 65℃，塔底正己烷纯度 87%；

S7、塔顶产物异己烷进入正构化反应器进行反应，得到的产物进入分离器气液分离，分离器底部产物为高浓度正己烷，再与第三精馏塔塔底正己烷产物混合，进一步提高正己烷收率。

正构化反应器反应条件为：反应温度 380℃、反应压力 2.0MPa、氢油体积比 200:1、体积空速 1.5 h<sup>-1</sup>，转化率 91%，选择性>99wt%；

其中，正构化反应所用的催化剂为分子筛催化剂，该分子筛催化剂由分子筛载体、非分子筛载体和第三活性金属组分构成，其中，分子筛载体为丝光分子筛 MOR、在催化剂中的重量含量是 80%；第三活性金属组分为钨的氧化物、在催化剂中的重量占比为 0.35%；余量为作为非分子筛催化剂的氧化铝。

本实施例得到产品：正己烷纯度 83wt%，收率 54%；环己烷的纯度>97wt%；C5 组分满足戊烷发泡剂标准要求；C7 及以上组分满足 120#溶剂油标准要求。

以上的苯脱除率、转化率、选择性、产品中各成分的纯度和收率均通过气相色谱法进行原料和产品族组成分析得到。

**实施例 2b**

本实施例提供了一种重整抽余油生产溶剂油的方法，包括：

其中，所用原料、工艺流程、吸附脱硫反应、加氢反应和正构化反应条件与实施例 2a 完全相同，不同的是改变三个精馏塔的操作条件。

第一精馏塔操作条件：塔内压力 0.1MPa，塔顶温度 40℃，塔底温度 102℃，塔顶 C5 组分为戊烷发泡剂，溴指数 5.8mgBr/100g，塔底 C7 及以上组分为 120#溶剂油，溴指数 8.3mgBr/100g；

第二精馏塔操作条件：塔顶压力 0.1MPa，塔顶温度 66℃，塔底温度 78℃，塔底环己烷的纯度 99wt%；

第三精馏塔操作条件：塔顶压力 0.1MPa，塔顶温度 60℃，塔底温度 71℃，塔底正己烷纯度 91%；

本实施例得到产品：正己烷纯度 88wt%，收率 53%；环己烷的纯度>99wt%；C5 组分满足戊烷发泡剂标准要求；C7 及以上组分满足 120#溶剂油标准要求。

**实施例 2c**

本实施例提供了一种重整抽余油生产溶剂油的方法，包括：

其中，所用原料、工艺流程、吸附脱硫反应、加氢反应和正构化反应条件与实施例 2b 完全相同，不同的是改变三个精馏塔操作条件。

第一精馏塔操作条件：塔内压力 0.1MPa，塔顶温度 50℃，塔底温度 110℃，塔顶 C5 组分为戊烷发泡剂，溴指数 7.8mgBr/100g，塔底 C7 及以上组分为 120#溶剂油，溴指数 8.9mgBr/100g；

第二精馏塔操作条件：塔顶压力 0.1MPa，塔顶温度 75℃，塔底温度 90℃，塔底环己烷的纯度 98wt%；

第三精馏塔操作条件：塔顶压力 0.1MPa，塔顶温度 65℃，塔底温度 78℃，塔底正己烷纯度 88%；

本实施例得到产品：正己烷纯度 85wt%，收率 51%；环己烷的纯度>98wt%；C5 组分满足戊烷发泡剂标准要求；C7 及以上组分满足 120#溶剂油标准要求。

### 实施例 2d

本实施例提供了一种重整抽余油生产溶剂油的方法：

其中，所用原料、工艺流程、精馏塔操作条件、吸附脱硫反应和正构化反应条件与实施例 2b 完全相同，不同的是固定床加氢反应条件。

固定床加氢反应器反应条件：反应温度 180℃、反应压力 1.0MPa、氢油体积比 100:1、体积空速 3.0 h<sup>-1</sup>，苯脱除率 100%；

第一精馏塔产品：塔顶 C5 组分溴指数 1.2mgBr/100g，满足戊烷发泡剂的要求，塔底 C7 及以上组分溴指数 3.5mgBr/100g，满足 120#溶剂油的要求；

得到产品：正己烷的纯度 88wt%，收率 53%；环己烷的纯度>99wt%；C5 组分满足戊烷发泡剂标准要求；C7 及以上组分满足 120#溶剂油标准要求。

### 实施例 2e

本实施例提供了一种重整抽余油生产溶剂油的方法：

其中，所用原料、工艺流程、精馏塔操作条件、吸附脱硫反应和固定床加氢反应条件与实施例 2b 完全相同，不同的是正构化反应条件。

正构化反应器反应条件为：反应温度 300℃、反应压力 2.0MPa、氢油体积比 200:1、体积空速 1.5 h<sup>-1</sup>，转化率 73%，选择性>99wt%；

得到产品：正己烷纯度 82wt%，收率 52%；环己烷的纯度>99wt%；C5 组分满足戊烷发泡剂标准要求；C7 及以上组分满足 120#溶剂油标准要求。

### 对比例 1

本对比例提供了一种重整抽余油生产溶剂油的方法：

其中，所用原料、工艺流程、精馏塔操作条件、吸附脱硫反应和正构化反应条件与实施例 2b 完全相同，不同的是固定床加氢反应条件。

固定床加氢反应器反应条件：反应温度 80℃、反应压力 1.0MPa、氢油体积比 100：

5 1、体积空速 3.0 h<sup>-1</sup>，苯脱除率 83%；

第一精馏塔产品：塔顶 C5 组分溴指数 121.2mgBr/100g，不满足戊烷发泡剂的要求，塔底 C7 及以上组分溴指数 133.7mgBr/100g，不满足 120#溶剂油的要求；

本对比例得到产品：正己烷的纯度 76wt%，收率 53%；环己烷的纯度>99w%。

### 对比例 2

10 本对比例提供了一种重整抽余油生产溶剂油的方法，所用原料与实施例 2b 相同，该方法包括：

1、重整抽余油原料先加氢反应器进行脱苯、脱烯烃，所用催化剂为常规加氢脱烯烃催化剂；

15 加氢反应器反应条件为：反应温度 120℃、反应压力 1.0MPa、氢油体积比 100：1、体积空速 3.0 h<sup>-1</sup>，苯脱除率 82%；

制备方法如下：称取九水硝酸铝 82.9g，定容 240ml，配制成 1mol/L 硝酸铝溶液。量取 1mol/L 硝酸镍溶液 190ml 与 1mol/L 硝酸镁溶液 30ml 与 1mol/L 硝酸铝溶液 170ml 混合均匀为金属混合溶液，待用。量取 1.5mol/L 碳酸钾为沉淀剂溶液 1000ml，待用。在反应釜中加入 40ml 净水，开启搅拌速度 250rpm、加热至反应温度 50℃。在搅拌条件下，分别以 35ml/min 和 71ml/min 并流加入金属混合溶液和沉淀剂溶液，控制 pH 值恒定为 9。溶液滴加完毕后，在 50℃下搅拌老化 2h。将所得物料过滤、洗涤至滤液为中性。将滤饼置于烘箱 120℃干燥 4h，研磨后经马弗炉 500℃焙烧 5h、研磨得到催化剂

2、加氢反应产物进入分离器进行气液分离，底部排出液体产物，顶部排出的富氢气体与重整装置新氢混合，经循环氢压缩机升压后作为循环氢使用；

25 3、分离器底部液体产物进入第一精馏塔进行分馏，塔顶排出 C5 组分，侧线排出 C6 组分，塔底排出 C7 及以上组分；

第一精馏塔操作条件：塔内压力 0.1MPa，塔顶温度 40℃，塔底温度 102℃，塔顶 C5 组分为戊烷发泡剂，溴指数 131.1mgBr/100g，不满足戊烷发泡剂的要求，塔底 C7 及以上组分溴指数 138.9mgBr/100g，不满足 120#溶剂油的要求；

30 4、C6 组分进入第二精馏塔进行分馏，塔顶为正己烷和异己烷混合物，塔底为环己

烷;

第二精馏塔操作条件: 塔顶压力 0.1MPa, 塔顶温度 66℃, 塔底温度 78℃, 塔底环己烷的纯度 98wt%;

5、正己烷和异己烷混合物再进入第三精馏塔进行分馏, 塔顶为异己烷, 塔底为正己烷;

第三精馏塔操作条件: 塔顶压力 0.1MPa, 塔顶温度 60℃, 塔底温度 71℃。

本对比例得到产品: 正己烷的纯度 88wt%, 收率 31%; 异己烷的纯度 91wt% (可作为 6#溶剂油), 环己烷的纯度>99wt%。

表 2 为对实施例 2a-实施例 2e 与对比例 1 至对比例 2 的产物的评价结果。

10

表 2

| 项目        | 实施例 2a | 实施例 2b | 实施例 2c | 实施例 2d | 实施例 2e | 对比例 1 | 对比例 2 |
|-----------|--------|--------|--------|--------|--------|-------|-------|
| 戊烷发泡剂     | √      | √      | √      | √      | √      | /     | /     |
| 120#溶剂油   | √      | √      | √      | √      | √      | /     | /     |
| 正己烷纯度, %  | 83     | 88     | 85     | 88     | 82     | 76    | 88    |
| 正己烷收率, %  | 54     | 53     | 51     | 53     | 52     | 51    | 31    |
| 异己烷纯度, %  | /      | /      | /      | /      | /      | /     | 91    |
| 环己烷纯度, %  | >97    | >99    | >99    | >99    | >99    | >98   | >99   |
| 苯脱除率, %   | 100    | 100    | 100    | 100    | 100    | 83    | 82    |
| 异己烷转化率, % | 91     | 91     | 91     | 91     | 73     | 91    | /     |

从表 2 可以看出, 实施例 2a 至实施例 2e 的评价结果明显好于对比例 1、对比例 2 的评价结果。原因在于:

对比例 2 采用先加氢再切割的工艺流程, 以常规加氢催化剂处理重整抽余油, 由于  
15 催化剂加氢性能略差, 烯烃和苯的脱除率较低, C5 组分由于存在烯烃不能满足戊烷发泡剂溴指数的标准要求, C7 及以上组分由于环丁砜未进行脱除不能满足 120#溶剂油硫含量的要求; 同时, 由于未设置异己烷正构化反应单元, 无法将异己烷转化为正己烷, 降低了正己烷的收率, 未能实现重整抽余油的高效利用。

相比之下, 实施例 2a 至-实施例 2e 采用本发明的工艺流程处理重整抽余油, 通过增  
20 设吸附脱硫单元及正构化反应单元, 实现了重整抽余油的高效利用。

其中, 实施例 2a 至实施例 2c 通过调整精馏塔塔顶、塔底操作温度, 可以实现对正己烷纯度和收率的调控; 实施例 2b 和实施例 2d 通过改变加氢催化剂操作温度, 可以实

现苯和烯烃不同程度的脱除，相比之下，对比例 1 中加氢催化剂的操作温度没有达到 90℃-200℃，对苯和烯烃的脱除不彻底；实施例 2b、实施例 2e 通过改变正构化反应条件，可以实现异己烷不同程度正构化生成正己烷，调变正己烷的纯度。

- 5 以上结果说明，本发明提供的重整抽余油生产溶剂油的方法适用于苯和烯烃含量偏高的重整抽余油的分离和利用，生产得到的溶剂油纯度和收率高，利用效果好，可有效提升重整抽余油附加值。

## 权利要求书

1. 一种重整抽余油生产溶剂油的方法，该方法包括：
  - S2、利用加氢催化剂，催化经过脱硫脱水后的重整抽余油进行加氢脱苯、脱烯烃反应，得到反应产物；
  - 5 S3、对 S2 得到的反应产物进行气液分离；
  - S4、将分离得到的液体进行精馏，分别馏出 C5 组分、C6 组分和 C7 以上组分；
  - S5、对所述 C6 组分进行精馏，分别馏出环己烷以及正己烷和异己烷的混合物；
  - S6、对所述正己烷和异己烷的混合物进行精馏，分别馏出异己烷和正己烷，完成溶剂油的生产；
- 10 其中，所述加氢催化剂包括载体、负载于载体的第一活性金属组分和第二活性金属组分，其中，所述第一活性金属组分的金属元素包括镍，以催化剂总重量为 100%计，所述第一活性金属组分在所述催化剂中的重量含量为 40-70%，所述载体在所述催化剂中的重量含量为 20-59%，余量为所述第二活性金属组分。
  2. 根据权利要求 1 所述的方法，其中，S2 中，所述加氢脱苯、脱烯烃反应的条件
  - 15 为：温度 90-200℃、反应压力 1.0-3.0MPa、氢油体积比 100-300: 1、体积空速 1.0-3.0h<sup>-1</sup>；
  - S4 中，所述精馏的压力为 0-0.2MPa；
  - S5 中，所述精馏的压力为 0-0.1MPa；
  - S6 中，所述精馏的压力为 0-0.1MPa。
  3. 根据权利要求 1 或 2 所述的方法，其中，S2 中，所述反应产物中，苯含量≤0.01%，
  - 20 溴指数≤50mgBr/100g。
  4. 根据权利要求 1 或 2 所述的方法，其中，S4 的精馏过程在精馏塔内完成，精馏塔的塔顶温度为 30-50℃、塔底温度为 90-110℃。
  5. 根据权利要求 1 或 2 所述的方法，其中，S5 的精馏过程在精馏塔内完成，精馏塔的塔顶温度为 55-75℃、塔底温度为 70-90℃。
  - 25 6. 根据权利要求 1 或 2 所述的方法，其中，S6 的精馏过程在精馏塔内完成，精馏塔的塔顶温度为 50-70℃、塔底温度为 60-80℃。
  7. 根据权利要求 1-6 任一项所述的方法，其中，在未经脱硫、脱水的重整抽余油中，硫含量为 20mg/kg 以下，苯含量为 3-5v%，烯烃含量为 1-3v%，正己烷与异己烷的总含量大于 50v%。
  - 30 8. 根据权利要求 1 所述的方法，其中，所述加氢催化剂中 Ni 金属的分散度为 10%

以上；

所述第二活性金属组分的金属元素包括铜、镧、镁中的一种或两种以上的组合；

所述载体包括氧化铝、氧化硅、氧化钛、氧化铈中的一种，和/或，氧化硅、氧化钛、氧化铈中的至少一种与氧化铝的混合物。

- 5           9. 根据权利要求1所述的方法，其中，所述加氢催化剂的比表面积为  $200-500 \text{ m}^2/\text{g}$ 、所述加氢催化剂的孔容为  $0.3-0.6 \text{ cm}^3/\text{g}$ 。

10. 根据权利要求1、8-9任一项所述的方法，其中，所述加氢催化剂的制备方法包括：

使载体前驱体的浆液的温度达到沉淀反应温度，并调节载体前驱体的浆液的 pH 值

- 10   达到碱性 pH 值，得到第一混合体系；

向所述第一混合体系并流加入第一活性金属组分前驱体、第二活性金属组分前驱体、沉淀剂，保持体系 pH 为碱性 pH 值，得到第二混合体系；

将第二混合体系进行老化处理，将老化产物焙烧，得到所述加氢催化剂。

11. 根据权利要求10所述的方法，其中，所述碱性 pH 值为 8-11。

- 15   12. 根据权利要求10所述的方法，其中，所述沉淀反应温度为  $40-90^\circ\text{C}$ 。

13. 根据权利要求10所述的方法，其中，所述老化处理的温度为  $40-90^\circ\text{C}$ 。

14. 根据权利要求10所述的方法，其中，所述焙烧的温度为  $300-600^\circ\text{C}$ 。

15. 根据权利要求10所述的方法，其中，所述第一活性金属组分前驱体是第一活性金属组分中金属元素的化合物；

- 20   所述第二活性金属组分前驱体是第二活性金属组分中金属元素的化合物；

所述沉淀剂包括碱性沉淀剂。

16. 根据权利要求10所述的方法，其中，所述第一活性金属组分前驱体包括第一活性金属组分中金属元素的金属盐。

- 25   17. 根据权利要求10所述的方法，其中，所述第二活性金属组分前驱体包括第二活性金属组分中金属元素的金属盐。

18. 根据权利要求10所述的方法，其中，所述沉淀剂包括可溶性碳酸盐。

19. 根据权利要求1-18任一项所述的方法，其中，所述方法还包括：S1、对重整抽余油进行脱硫、脱水处理，产品  $S \leq 1 \text{ mg/kg}$ 。

- 30   20. 根据权利要求19所述的方法，其中，S1中，所述脱硫、脱水过程中的空速为  $1-10 \text{ h}^{-1}$ 。

21. 根据权利要求 19 所述的方法, 其中, S1 中, 所述脱硫、脱水采用的吸附剂包括分子筛吸附剂。

22. 根据权利要求 21 所述的方法, 其中, 所述分子筛吸附剂包括 3A 分子筛、4A 分子筛、5A 分子筛和 13A 分子筛中的一种或两种以上的组合。

5 23. 根据权利要求 21 或 22 所述的方法, 其中, 所述分子筛吸附剂的比表面积为 400-700 m<sup>2</sup>/g、孔容为 0.05-0.30cm<sup>3</sup>/g。

24. 根据权利要求 1-23 任一项所述的方法, 其中, 该方法还包括: S7、将 S6 得到的异己烷通过正构化反应转化为正己烷。

25. 根据权利要求 24 所述的方法, 其中, S7 中, 所述正构化反应的条件为: 反应  
10 温度 200-400℃、反应压力 1.0-3.0MPa、氢油体积比 100-300: 1、体积空速 1.0-3.0 h<sup>-1</sup>。

26. 根据权利要求 24 所述的方法, 其中, S7 中, 所述异己烷的纯度为 90%以上。

27. 根据权利要求 24 所述的方法, 其中, S7 中, 所述异己烷的纯度为 95%以上。

28. 根据权利要求 24-27 任一项所述的方法, 其中, 所述正构化反应的催化剂包括分子筛催化剂, 该分子筛催化剂包括第三活性金属组分、分子筛载体和非分子筛载体。

15 29. 根据权利要求 28 所述的方法, 其中, 所述分子筛载体包括 MOR、MCM-41、ZSM-22、SAPO-11 的一种或两种以上的组合。

30. 根据权利要求 28 所述的方法, 其中, 所述第三活性金属组分中的金属元素包括第 VIB 和/或第 VIII 族中的元素。

31. 根据权利要求 28 所述的方法, 其中, 所述非分子筛载体包括氧化铝。

20 32. 根据权利要求 28 所述的方法, 其中, 以所述分子筛催化剂的总重量为 100%计, 所述分子筛载体的重量占催化剂总重的 10-80%、所述第三活性金属组分的重量占催化剂总重的 0.01-5%, 余量为非金属载体。

33. 根据权利要求 28 所述的方法, 其中, 所述第三活性金属组分的重量占催化剂总重的 0.1-0.5%。

25 34. 一种重整抽余油生产溶剂油的系统, 该系统能够实现权利要求 1-33 任一项所述的重整抽余油生产溶剂油的方法。

35. 根据权利要求 34 所述的系统, 其中, 所述重整抽余油生产溶剂油的系统包括依次连接的脱附脱硫反应器、加氢反应器、气液分离器、第一精馏塔、第二精馏塔、第三精馏塔。

30 36. 根据权利要求 35 所述的系统, 其中, 所述重整抽余油生产溶剂油的系统还包括

正构化反应器和气液分离器，所述正构化反应器的入口与所述第三精馏塔的出口连接，所述正构化反应器的出口与所述气液分离器的入口连接。