(12) 按照专利合作条约所公布的国际申请

(19) 世界知识产权组织
国 际 局

(43) 国际公布日
2012 年 12 月 6 日 (06.12.2012)

WIPO | PCT

(10) 国际公布号
WO 2012/163097 A1

(51) 国际专利分类号:
C10G 55/04 (2006.01) *C10G 21/00* (2006.01)
C10G 9/04 (2006.01)

(21) 国际申请号: PCT/CN2012/070535

(22) 国际申请日: 2012 年 1 月 18 日 (18.01.2012)

(25) 申请语言: 中文

(26) 公布语言: 中文

(30) 优先权:
201110145021.9 2011 年 5 月 31 日 (31.05.2011) CN

(71) 申请人 (对除美国外的所有指定国): **中国石油大学（北京） (CHINA UNIVERSITY OF PETROLEUM-BEIJING)** [CN/CN]; 中国北京市昌平区府学路 18 号, Beijing 102249 (CN)。

(72) 发明人; 及

(75) 发明人/申请人 (仅对美国): **赵锁奇 (ZHAO, Suoqi)** [CN/CN]; 中国北京市昌平区府学路 18 号中国石油大学(北京）国家重质油重点实验室, Beijing 102249 (CN)。 **孙学文 (SUN, Xuewen)** [CN/CN]; 中国北京市昌平区府学路 18 号中国石油大学（北京）国家重质油重点实验室, Beijing 102249 (CN)。 **许志明 (XU, Zhiming)** [CN/CN]; 中国北京市昌平区府学路 18 号中国石油大学（北京）国家重质油重点实验室, Beijing 102249 (CN)。 **徐春明 (XU, Chunming)** [CN/CN]; 中国北京市昌平区府学路 18 号中国石油大学(北京）国家重质油重点实验室, Beijing 102249 (CN)。 **庄庆发 (CHUNG, Keng. H.)** [CA/CN]; 中国北京市昌平区府学路 18 号中国石油大学（北京）国家重质油重点实验室, Beijing 102249 (CN)。

(74) 代理人: **北京同立钧成知识产权代理有限公司 (LEADER PATENT & TRADEMARK FIRM)**; 中国北京市海淀区西直门北大街 32 号枫蓝国际 A 座 8F-6, Beijing 100082 (CN)。

(81) 指定国 (除另有指明，要求每一种可提供的国家保护): AE, AG, AL, AM, AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG, KM, KN, KP, KR, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PE, PG, PH, PL, PT, QA, RO, RS, RU, RW, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, ST, SV, SY, TH, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM, ZW。

(84) 指定国 (除另有指明，要求每一种可提供的地区保护): ARIPO (BW, GH, GM, KE, LR, LS, MW, MZ, NA,

[见续页]

(54) **Title**: COMBINED PROCESS FOR PROCESSING HEAVY OIL

(54) **发明名称** : 一种重质油加工的组合工艺

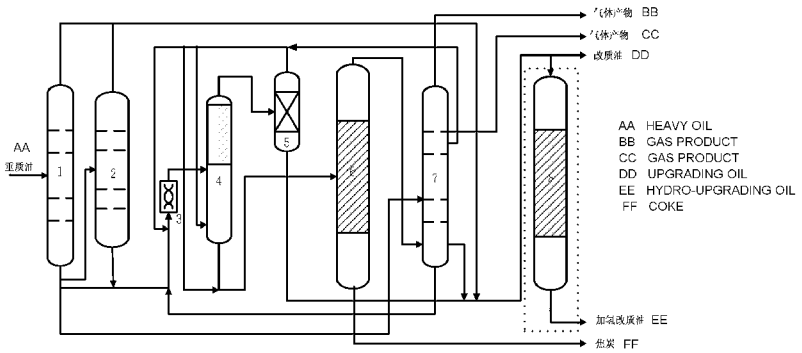


图 1 / **Fig. 1**

(57) **Abstract**: A combined process for processing heavy oil is provided. The combined process at least comprises deasphalting a heavy oil feedstock with solvent and feeding the mixture of the deoiled asphalt phase and the dispersed reagent into a thermal cracking reactor for thermal cracking, mixing the deasphalted oil and the thermal cracked oil separated from the thermal cracking reaction product to obtain the modified oil; and separately returning the solvent and the heavy wax oil separated from the thermal cracking reaction product to the solvent deasphalting process for the use of recycle and deasphaltation as the mixed feeding. The employment of the invention resolves the problems of the transportation of heavy oil and the difficult separation of high softening point asphalt and solvent in the solvent deasphalting process, and does not make the extractable oil in the heavy oil be subject to thermal reaction, thereby favorably ensuring the stability of products and increasing the yield of the modified oil, significantly improving API degrees, significantly decreasing carbon residue value, C7 asphaltene and metal content, and resulting in the asphaltene removal rate of higher than 96% and the metal nickel plus vanadium removal rate of 80-90%, which is favorable to produce the hydro-upgrading oil with significant improvement in the quality.

(57) **摘要**:

[见续页]

WO 2012/163097 A1

RW, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), 欧亚 (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), 欧洲 (AL, AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, RS, SE, SI, SK, SM, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG)。

本国际公布:

— 包括国际检索报告(条约第 21 条(3))。

本发明提供一种重质油加工的组合工艺，该组合工艺至少包括：对重质油原料溶剂脱沥青处理和脱油沥青相与分散剂混合后进入热裂化反应器进行热裂化处理的过程，脱沥青油与热裂化反应产物中分离出的热裂化油混合即得到改质油；且热裂化反应产物中分离出的溶剂和重蜡油分别返回溶剂脱沥青过程循环使用和作为混合进料脱除沥青质。本发明的实施解决了重质油的输运和溶剂脱沥青过程中高软化点沥青与溶剂难分离的问题，且使重质油中可萃取的油分不需经热反应，利于保证产品的稳定性和提高改质油收率，使 API 度有较大提高，其残炭值、C7 沥青质和金属含量显著降低，沥青质脱除率高于 96%，金属镍加钒脱除率达 80-90%，利于生产品质明显改善的加氢改质油。

一种重质油加工的组合工艺

技术领域

本发明涉及一种对重质油实施深度加工的组合工艺，尤其涉及对重质原油、超重原油及油砂沥青进行预分馏、重馏分脱沥青和热裂化过程以及固定床加氢处理，生产高品质改质油的组合工艺，属于重油加工领域。

背景技术

重质油是指 API 度低于 20（20℃密度高于 0.932g/cm^3）的石油，一般包括重质原油、油砂沥青和渣油。由于重质原油和油砂沥青密度高、黏度高，且凝固点高，环境温度或更高温度下即失去流动性，不能像常规原油一样输运和加工利用，特别是 API 度低于 10 的超重油和油砂沥青，需要掺凝析油或经轻质化成为合成油后再输送到炼油厂加工。所以，重质油的轻质化加工技术的研究开发，一直是业内广受关注的课题。

重质油加工中的一个重要技术是对油品的二次改质，通过对重质油组分实施热反应处理，得到重质油的改质产品（改质油或合成油），例如重油加氢、焦化产物的加氢、对重馏分产物的部分热裂化等，通过二次改质利于解决热反应产物的安定性问题和脱除原料油中的硫化物等杂质，得到 API 度提高、且更清洁和稳定的合成油。这种改质油或合成油不仅具有良好的流动性，利于输运到炼油厂，而且处理后的改质油中的杂质、沥青质和残炭前躯体被显著脱除，使油的品质得到改善，也更利于后续的炼油加工。

影响重质油性质的关键重质组分是沥青质，所以，脱沥青过程也是重油轻质化的重要步骤。在重质油加工中是采用溶剂脱沥青方法从重质油中获得性质良好的脱沥青油，但是沥青的高软化点、高粘度以及加热易生焦的特点，对于萃取溶剂的选择和萃取工艺的确定有很大的制约，存在的问题首先是提高脱沥青油收率与导致高软化点沥青与溶剂难以分离的难题，其次是这种硬沥青的高粘度及加热易生焦导致的输送难题。这些技术问题的制约也导致目前在溶剂脱沥青过程中，脱沥青油过程收率低，大量的沥青需要处理或寻找好的利用途径。

为了更好加工重质油，也有不同匹配设计的组合工艺被公开和使用，其目的都在于通过二个以上的处理工艺组合，更有效地对重质油实施必要的加工改质，提高其 API 度，提供相应的改质油（也称合成油）。某些组合工艺中，溶剂脱沥青获取脱沥青油和脱油沥青，是各组合工艺中必需的过程，如溶剂脱沥青与延迟焦化的组合工艺，溶剂脱沥青与加氢工艺的组合等。例如欧洲专利 EP1268713(A1)公开一种重油原料改质过程，采用溶剂脱沥青，得到脱沥青油和脱油沥青分别进行悬浮床加氢，从加氢产物中分离改质油和未转化的沥青，沸点高于 1025F 的沥青可作为焦化原料和 POX 造气原料；美国专利 USP 6,673,234 中公开了浅度溶剂脱沥青与延迟焦化的组合，渣油经溶剂脱沥青后，脱沥青油进入延迟焦化，可延长焦化周期并生产针焦。目前已经使用或公开的涉及溶剂脱沥青过程的组合工艺，对于脱油沥青中的溶剂分离都是必需的，即，脱油沥青都必需先分离溶剂后再进入后续组合工序，因此都没有解决溶剂脱沥青过程高软化点沥青与溶剂分离及高软化点沥青输送这两个难题；另一方面，目前的重油加工技术，为了降低脱油沥青与溶剂分离的难度，一定程度上只能以牺牲脱沥青油收率为代价，那么必然加大了脱油沥青的量，沥青中油分含量较高，实际上也增加了沥青热反应后的生焦量，即，难以降低焦炭和气体产率；再一方面，为降低高软化点沥青与溶剂的分离难度和高软化点沥青的输运难度，脱油沥青中的油分残留较大，在热裂化处理中，部分油分的分子发生了缩合反应，必然导致热反应中焦炭量增加，不仅影响了液体收率，也影响了改质产品的稳定性。

发明内容

本发明所解决的主要技术问题在于提供一种重质油加工的组合工艺，通过对重质油实施必要的预分馏，并组合溶剂脱沥青过程和沥青热裂化过程，将脱沥青用的萃取溶剂和沥青热裂化反应中分离的重蜡油分别返回到溶剂脱沥青工序，形成一个双向组合工艺，克服了现有技术中脱油沥青与溶剂难分离的缺陷，而且使重质油中可萃取的油分不再经过热反应处理，利于保证改质产品的稳定性，也增加了液体收率和改质油收率。

本发明还提供了一种来自重油加工的改质油产品，是按照本发明组合工艺方法对重质油实施加工，将各处理过程的油分混合而得到，其中的金属、

沥青质等杂质以及生焦前躯体被最大可能地分离，且物理分离油分含氢量高，产品稳定性好。

本发明首先提供一种重质油加工的组合工艺，该组合工艺至少包括以下过程:

将基本上不含<350℃常压馏分的重质油作为进料与萃取溶剂在萃取塔中进行溶剂脱沥青处理，收取脱沥青油和含萃取溶剂的脱油沥青相;

所述含萃取溶剂的脱油沥青相与分散溶剂混合后进入热裂化反应器进行热裂化处理，得到热裂化反应产物和焦炭，将热裂化反应产物引出，分离出溶剂、热裂化油和450℃+的重蜡油;

将热裂化反应产物中分离出的溶剂返回溶剂脱沥青过程供循环使用，450℃+的重蜡油返回溶剂脱沥青工序作为混合进料;

将脱沥青油与热裂化反应产物中分离出的热裂化油混合，得到改质油。

本发明所针对的重质原料油主要是指 API 度小于 20（20℃密度高于0.932g/cm^3）的重质原油（包括超重油）或油砂沥青，不受限于其生产方式，均可作为本组合工艺的原料。所述组合工艺至少包括了对原料油的溶剂脱沥青处理与脱油沥青相的热裂化处理工序，且通过萃取溶剂和热裂化重油的循环使用和处理实现双向组合。

根据本发明的组合工艺，为了最大化地生产改质油和提高改质油的品质，从而提高改质油中直馏组分的比例，该组合工艺还可以包括原料油的蒸馏分离工序，当原料油所包含馏分的沸程较宽，可以先进行预分馏分离直馏馏分油，然后再通过溶剂萃取脱沥青和含溶剂的脱油沥青的热裂化，最大限度地分离出油分，该工艺使重油中可萃取的油分不经过热反应，在大幅度脱除非理想成分的同时，也提高了改质产品的稳定性。

具体地，本发明的组合工艺还可包括：对含<350℃常压馏分的重质油，先进行预分馏切割馏分，收取蒸馏馏分油，将塔底产物作为进料进入溶剂脱沥青过程，预分馏的切割点为350-565℃，得到的蒸馏馏分油与脱沥青油和热裂化油混合成为改质油，或者作为待加工轻油原料单独供后续工序处理。所述预分馏切割馏分可以包括常压蒸馏过程或常减压蒸馏过程，根据原料油的

性质和产品需要，可控制切割点得到一组或多组馏分油。

根据本发明的组合工艺，对于各工序生成的蒸馏油、脱沥青油和热裂化重蜡油可以按照需要的比例进行混合调配，实现对改质油质量的灵活调整，作为下游生产的加工原料，尤其是，所述改质油进一步经固定床加氢处理，可以得到加氢改质油。

根据本发明组合工艺的具体实施方式，所述溶剂脱沥青处理中可以采用两次萃取，即，先使第一萃取溶剂（也称主溶剂）与进料混合进入萃取塔，分离出脱沥青油和沥青相，从萃取塔底部加入第二萃取溶剂（也称副溶剂）对沥青相进一步萃取分出脱沥青油，脱沥青油从塔顶排出，得到的含萃取溶剂的脱油沥青相从塔底排出，与分散溶剂混合后进行热裂化处理；所述第一萃取溶剂、第二萃取溶剂和分散溶剂选自 C3-C6 烷烃或其混合馏分，三部分溶剂与萃取塔进料的总质量流量比（总质量溶剂比）为 3-8:1，其中溶剂分配为第一萃取溶剂:第二萃取溶剂:分散溶剂=（0.75-0.93）:（0-0.15）:（0.02-0.10）。由于副溶剂的使用为选择性的，当采用副溶剂萃取时，所述三部分溶剂分配可以为第一萃取溶剂:第二萃取溶剂:分散溶剂=（0.75-0.93）:（0.05-0.15）:（0.02-0.10）。

溶剂脱沥青处理中，萃取条件可以根据重质油原料和萃取溶剂的性质来确定，作为一个具体实施方案，萃取塔温度可以控制在 80-250℃之间，萃取压力可以控制在 3.5MPa-10MPa。

根据本发明的具体实施方案，上述组合工艺还可以包括：对于溶剂脱沥青处理中分离的脱沥青油，采用超临界分离和/或汽提回收其中的萃取溶剂循环使用，所述超临界分离回收萃取溶剂的条件控制在溶剂密度为 0.15-0.20g/cm^3 条件下实现。该脱溶剂处理也可以采用其它可行的手段。

本发明的一个具体方案中，溶剂脱沥青处理采用主溶剂与进料混合，副溶剂从萃取塔底进入，与萃取塔中的沥青相逆流接触进一步强化对沥青的萃取，脱沥青过程所使用的溶剂为 C3-C6 的烷烃（包括链烷烃或环烷烃）及其混合物，可以使用 C4-C6 的链烷烃或环烷烃及其混合物。脱沥青油相中的溶剂经超临界分离及汽提后循环使用，脱沥青油作为改质油的调和组分。脱油沥青相不需脱除溶剂，从萃取塔底引出后再注入分散溶剂，对脱油沥青实施

强化分散，使脱油沥青相有好的流动性。

本发明工艺中，第一萃取溶剂（主溶剂）和第二萃取溶剂（副溶剂）的作用是将重油萃化分离成脱沥青油和脱油沥青相，分散溶剂的作用则是对脱油沥青相实施强化分散，提高其流动性，所以，理论上讲三部分的溶剂可以根据其作用和效果分别进行选择，从生产实际考虑，三部分溶剂可以是相同的，例如可以都使用 C3-C6 的烷烃（包括链烷烃或环烷烃）及其混合物。

关于重质油的深度加工技术，本案发明人之前已提出有专利申请公开，并获得专利号为ZL 01141462.6和ZL 200510080799.0的中国发明专利，以及相关的美国发明专利US 7597797B2、加拿大发明专利CIP 2,524,995和法国发明专利FR 2888245，其中提出了重质油深度分离的方法，通过溶剂脱沥青技术从重质油中最大化得到脱沥青质油，同时通过耦合技术对脱油沥青实施直接造粒，解决高软化点沥青与溶剂分离及其输送的难题，且得到的沥青颗粒可制成水浆，作为燃料或气化制合成气的原料。尤其关于溶剂脱沥青技术和脱沥青油的精制技术，上述在先专利中均有详细说明，故将涉及该部分的相关内容并入本案，作为对本发明方案的补充说明。

在上述已有专利技术基础上的进一步研究，本案发明人发现，溶剂脱油沥青相不分离溶剂而是进一步混入适当的分散溶剂后直接引入热裂化反应器，利用其良好的流动性与分散性，在热裂化塔中分散成液滴（来自萃取塔的脱油沥青以喷雾形式被分散成液滴而进入热裂化反应器）与高温介质混合，利用该过程中的热量蒸发溶剂，并使脱油沥青发生热反应，得到反应产物，不仅解决了沥青与溶剂分离的问题，同时还克服了沥青流动性困难的输送难题，而沥青通过热反应实现轻质化改质，更提高了改质油的产率。

本发明所实施的热裂化处理技术具体的操作可以是，使含萃取溶剂的脱油沥青经分散喷入热裂化反应器，与供热的高温介质接触反应，得到热裂化反应产物，所述供热高温介质包括高温油气、高温水蒸气、经部分燃烧的高温焦炭颗粒或燃烧了负载焦炭的无机颗粒如沥青砂、石英砂。其中，所述高温油气和高温水蒸气的温度可以为 500-600℃；所述经部分燃烧的高温焦炭颗粒或燃烧了负载焦炭的无机颗粒是指热裂化反应中排出的焦炭或附着在无机颗粒上的焦炭，经部分燃烧至 600-750℃后返回热裂化反应器作为供热介质。

根据本发明的组合工艺，溶剂脱沥青处理分离出的含萃取溶剂的脱油沥青相在萃取塔压力作用下被雾化分散喷入热裂化反应器（反应塔），由于分散溶剂的作用，沥青分散后与高温介质相接触，发生热反应，可以控制热裂化的平均反应温度450-550℃，例如470-530℃，得到气体反应产物以及焦炭，焦炭从塔下部排出，来自进料的溶剂在热裂化反应塔中气化后与产物一起从塔中流出，对引出的气体反应产物进行分离，可以得到气体、溶剂、热裂化油、和450℃+的重蜡油，将重蜡油返回作为溶剂脱沥青的进料，溶剂循环回溶剂脱沥青工艺使用。

热裂化反应塔的供热高温介质可以来自两种方式，一是加热到500-600℃的高温水蒸气或高温油气，另一方式是将引出的焦炭颗粒或负载在无机颗粒上的焦炭部分燃烧，产生温度达到600-750℃的颗粒，返回热裂化反应器作为热源，可以做到资源的充分利用。

来自溶剂脱沥青的沥青相在热裂化反应塔发生热反应过程中，沥青中的溶剂也同时被蒸发气化，与热反应产物一起从塔中流出，从中可以分离得到热裂化油、溶剂以及重蜡油（可以认为是热裂化反应液体产物中的最重馏分），分离方法可以是，对热裂化反应物先用重质油原料吸收，分离出450℃+的重蜡油，再进一步分馏分离气体、溶剂和热裂化油。分离出的重蜡油返回溶剂脱沥青工序的进料进一步脱除沥青质和重胶质等杂质，并通过再次的溶剂萃取，对其中的可萃取油分进行分离，随热裂化反应产物排出的溶剂分离后则通过专门设置的溶剂循环途径返回溶剂脱沥青工序循环使用，而热裂化油作为改质油的一部分。考虑实际生产中的综合因素，热裂化反应物分离时，控制450℃+重蜡油（例如沸点高于450℃-470℃的馏分油）返回溶剂脱沥青工序，既利于提高总液油收率，也能达到控制热裂化油以及最终改质油质量的目的。由于前工序已经对油分进行比较充分的萃取分离，此部分重蜡油的量已经较少，可以通过控制用于吸收的重质油原料的流量实现对这部分馏分的稳定吸收并引回溶剂脱沥青工序。至于这里提到的重质油原料，可以理解为待进行溶剂脱沥青处理的重质油。

对所得到的蒸馏馏分油、脱沥青油和热裂化油按照设定比例混合，就得到所述改质油，蒸馏馏分油通常是轻柴油和直馏蜡油馏分，视其品质和生产

实际情况，也可以作为一种加工产品直接储存和输送供下游加工，所以，生产中也可以只将脱沥青油与热裂化油混合、或混入部分蒸馏馏分油，成为改质油。由于通过本发明的组合工艺已经大幅度脱除了重质油的非理想成分，即高软化点沥青及其中包含的金属、沥青质及生焦前躯体，而且，其中未经热反应的直馏馏分油和萃取油的比例较高，改质油的稳定性也显著提高。

本发明提供的改质油可采用常规的固定床加氢技术处理成为加氢改质油，加氢处理的操作难度和苛刻度可显著降低。例如具体操作参数可以是：加氢处理的温度360-450℃，压力6MPa-20MPa，氢油比（体积比）200-1200:1，反应器空速0.3-3.0h^{-1}。

综上所述，本发明设计提出了一套科学合理的组合工艺，实现对重质油中可萃取的油分不经热反应而萃取出，通过物理过程尽可能多地分离收取油分，更利于保证改质油产品的稳定性，而且仅对萃余沥青进行热反应，使总的焦炭和气体产率低于现有过程，提高了改质油收率，也提高了改质油质量。而且按照本发明的组合工艺得到的改质油，其API度有较大提高，残炭值、C7沥青质和金属含量显著降低，沥青质脱除率高于96%，金属镍+钒的脱除率达到80-90%，即，重质油的非理想成分高软化点沥青及其中包含的金属、沥青质及生焦前躯体被大幅度脱除，更好地满足了常规固定床加氢处理的进料要求，使加氢处理改质油也有较高的质量和体积收率，且品质明显改善。

采用本发明的组合工艺对不同来源的重质油原料进行加工生产改质油，例如，对API为10或以下的典型的加拿大油砂沥青和委内瑞拉超重油，改质油收率可高达88.5 wt%（92 v%）和80.8 wt%(85 v%)，改质油质量得到改善，API度可提高6个单位以上，C7沥青质可脱除96%以上，残炭和金属显著降低，Ni+V脱除率可达80-90%，可采用常规的固定床加氢技术来处理，并可显著改善加氢处理过程的操作难度和苛刻度，减少催化剂中毒和生焦；而加氢改质油的API可达26，硫含量低于0.3wt%，沥青质低于0.1wt%，残炭0.8-2.1wt%，Ni+V含量低于3μg/g，可满足催化裂化的进料要求。

附图说明

图 1 是本发明提供的对重质油加工的组合工艺的实施例的流程示意图。

图中标号可同时代表设备和利用该设备所实现的工序过程：1-常压蒸馏塔/常压蒸馏，2-减压蒸馏塔/减压蒸馏，3-萃取混合器/混合， 4-萃取塔/溶剂脱沥青过程，5-超临界溶剂回收装置/超临界回收溶剂，6-热裂化反应塔/热裂化反应，7-分离器/裂化反应产物分离，8-固定床/固定床加氢处理。

具体实施方式

以下结合具体实施例详细说明本发明的实施过程和特点，以帮助阅读者更准确理解本发明技术内容的实质精神和有益效果，但不应对本发明的实施范围构成任何限制。

参见图 1，本发明实施例提供的重质油加工的组合工艺可以表述如下：

对重质油原料先实施预分馏，可以进行常压蒸馏或视原料油性质进行常/减压蒸馏，馏分切割点为 350-565℃，原料油经常压蒸馏塔 1 或减压蒸馏塔 2 蒸馏，塔顶排出蒸馏馏分油，塔底物作为进料与主溶剂混合（可以设置萃取混合器 3）进入萃取塔 4 分离出脱沥青油和沥青相，根据需要从萃取塔 4 底部加入副溶剂对沥青相进一步萃取，二次萃取所分出的脱沥青油从塔顶排出，得到的含萃取溶剂的脱油沥青相从塔底排出，在管路中与分散溶剂混合，进入热裂化塔 6 进行热反应；

所述对重质油原料的预分馏不是必需过程，可以视原料油的性质而决定，例如，对于基本不含低于 350℃馏分的重质油原料可以不经过常/减压蒸馏的预分馏过程，直接作为萃取塔 4 的进料实施溶剂脱沥青处理；另一种情况是，常压蒸馏 1 和减压蒸馏 2 根据原料油的性质也是可以选择性使用的，即，只进行常压或减压蒸馏，或者经过两个过程；

从萃取塔底排出的脱油沥青不分离溶剂且混入适当的分散溶剂后直接引入热裂化 6，由于萃取塔 4 中具有一定压力，排出的沥青是以喷雾形式进入热裂化塔 6 中，利用其良好的流动性与分散性，在热裂化塔 6（也称热裂化反应塔）中分散成液滴与高温介质混合，利用该热量，使脱油沥青发生热反应，

得到反应产物，随沥青进入的溶剂（包括萃取溶剂和分散溶剂）被汽化，与热反应产物一起从塔中流出；热裂化反应生成的焦炭从塔底排出，反应产物从塔顶流出送入分离器 7 实施换热冷凝分离，同时将部分重质油原料（针对未实施常/减压蒸馏的工艺）或切割馏分后的部分塔底物引入分离器 7，对反应产物进行吸收，控制该重质油原料或塔底物的循环量，将反应产物中的重蜡油分离出来并循环与进料混合返回萃取塔 4，参与萃取脱除沥青质和重胶质等杂质（这些杂质随沥青相进入热裂化塔，最终随焦炭排出），热反应产生的油分也进一步被萃取到脱沥青油中；剩余的热反应产物进一步经换热冷凝分离后得到气体、溶剂和沸点低于 450℃的热裂化油，其中的气体经分离纯化，将含硫气体（例如 H_2S）作为气体产物回收，净化气体则排放，随热裂化反应产物排出的溶剂经冷却分离后排出分离器 7，返回溶剂脱沥青工序循环使用，而热裂化油则从分离器 7 的下部排出；

萃取塔 4 塔顶排出的脱沥青油，进入超临界溶剂回收装置 5，经超临界分离和/或汽提回收其中的萃取溶剂返回溶剂脱沥青工序循环使用，所述超临界分离回收萃取溶剂的条件控制在溶剂密度为 0.15-0.20g/cm^3 条件下实现；该过程目的是净化脱沥青油，同时充分回收萃取溶剂；

上述加工过程形成的蒸馏馏分油、脱沥青油和热裂化油，混合即成为本发明提供的改质油，相比于重质油原料，API 明显提高，油品质及流动性大幅改善；也可以根据设计要求改变各组分油的混合比例，实现对改质油质量的灵活调控；或者，改变蒸馏馏分油的走向，使蒸馏馏分油也可以部分或全部单独作为后续加工精制的原料油而不混入作为改质油。

参见附图 1，经过上述组合工艺得到的改质油也可以送入固定床 8 实施加氢处理，成为加氢改质油。

以下具体实施例所采用的组合工艺均可参考上述过程描述，由于生产方案设计的需要，具体流程会有一些差异，但都在本发明的实施范围内，且对于本领域技术人员清楚了解技术方案不产生任何歧义。

实施例一

加拿大冷湖油砂沥青(Cold Lake Bitumen)，API 为 10.2，硫含量 4.4 wt%，

康氏残炭为 13.2 wt%, C7 沥青质 10.0 wt%, Ni 和 V 含量分别为 69μg/g 和 182 μg/g。

对该油砂沥青首先采用常压蒸馏，分馏得到 200-350℃柴油馏分（15.0 wt%），和沸点高于 350℃的常压塔底物（渣油）。

该常压塔底物采用异丁烷（iC4)为萃取溶剂进行溶剂脱沥青，首先使作为进料的塔底物与主溶剂混合从中部或上部送入萃取塔 4，副溶剂从萃取塔下部进入与脱油沥青逆流接触，再次对经主溶剂萃取后的沥青相实施强化萃取，萃取塔的塔底温度 120℃，塔顶温度 130℃，萃取压力 4.3MPa，脱油沥青从塔底引出后再次注入异丁烷作为分散溶剂，使沥青相在强化分散状态下进入热裂化塔 6，该溶剂脱沥青过程中总质量溶剂比为 4.6:1，溶剂分配比例为主溶剂:副溶剂:分散溶剂=0.761: 0.217 :0.022。

萃取塔 4 中排出的脱沥青油先在 4.2MPa 和 160℃的超临界条件下（此时溶剂密度 0.129g/cm^3)回收脱沥青油中的溶剂并进一步采用蒸汽汽提回收其余溶剂。

萃取塔 4 中排出的含萃取溶剂且混有分散溶剂的脱油沥青相被喷雾分散进入热裂化塔 6，通入的高温供热介质为 570℃的高温水蒸气，热裂化反应平均温度达到 470℃，此时脱油沥青发生热反应，生成的固体焦炭从热裂化反应塔 6 底部排出，沥青相中的溶剂和反应产物一起从热裂化反应塔 6 顶部流出，进入分离器 7，同时引入适量的前述常压塔底物，使热反应产物中沸点高于 450℃的重蜡油馏分被吸收而从热反应产物中分离，返回溶剂脱沥青过程 4 与进料混合进入萃取塔 4 继续萃取和脱除其中的沥青质和重胶质；剩余的热反应产物进一步经换热冷凝分离后得到气体、溶剂和沸点低于 450℃的热裂化油，使溶剂返回脱沥青过程 4 与主溶剂会合继续作溶剂使用，气体脱 H_2S 精制后作为气体产物回收；热裂化油引出与常压蒸馏得到的柴油馏分以及脱沥青油混合后得到改质油，用于后续加工的原料油；经测定，改质油收率 81.36 wt%(85.41 v%)，其 API 为 18.1，残炭为 3.56 wt%，硫含量为 3.51 wt%，Ni 和 V 含量分别 8.4μg/g、20.8μg/g，副产物气体和焦炭产率分别为 4.95 wt%和 13.68 wt%。

也可以对改质油进一步进行固定床加氢处理 8，加氢处理的温度 385℃，压力 9MPa，氢油比（体积比）600:1，反应器空速 2.5 h^{-1}，得到加氢改质油，

油收率 78.14 wt%(86.94 v%), API 度为 27.0, 硫含量 0.25 wt%, 残炭 1.11 wt%, 沥青质<0.05 wt%, Ni 和 V 含量分别 0.8μg/g 和 0.9 μg/g。

原料及改质油的产物分布及性质如下:

原料 wt%(v%)	API 度		S wt%	残炭 wt%	C7 沥青质 wt%	Ni μg/g	V μg/g
100	10.2		4.4	13.2	10	65	182
改质油	C5+油收率		产物分布, wt%				
	wt%	Vol%	C5-200℃	200-350℃	350-500℃	500℃+	
	81.36	85.41	4.00	24.49	29.19	42.32	
	API		S wt %	残炭 wt%	C7 沥青质 wt%	Ni μg/g	V μg/g
	18.1		3.51	3.56	0.12	8.4	20.8
加氢改质油	C5+油收率		产物分布, wt%				
	wt%	Vol%	初馏点 -200℃	200-350℃	350-500℃	500℃+	
	78.14	86.94	17.92	17.70	43.69	20.69	
	API 度		S wt%	残炭 wt%	C7 沥青质 wt%	Ni μg/g	V μg/g
	27.0		0.25	1.11	<0.05	0.8	0.9

上述组合工艺中，也可以仅将热裂化油与脱沥青油混合成为改质油，与常压分馏出的柴油馏分分别储存供后续加工使用，也可以通过控制柴油馏分的混合比例调节和控制改质油的质量，使改质油的 API 提高程度得以灵活调控。以下实施例均可同样处理。

实施例二

加拿大 Athabasca 油砂沥青, API 为 8.9, 硫含量 4.60 wt%, 康氏残炭 CCR 为 13.0%, C7 沥青质含量 11.03 wt%, Ni 和 V 含量分别为 69μg/g 和 190 μg/g。

采用常压蒸馏，得到 200-350℃柴油馏分 12.04 wt%，常压塔底物（渣油）产率为 87.96 wt%。

常压塔底产物采用 nC4-nC5 混合溶剂进行溶剂脱沥青，萃取溶剂组成为 nC4:nC5=50:50（wt/wt）。溶剂脱沥青过程的具体操作与实施例一相同，但总溶剂质量比 3.95:1，主溶剂:副溶剂:分散溶剂=0.759:0.203:0.038，萃取塔的塔底温度 140℃，塔顶温度 160℃，萃取压力 5.0 MPa。

萃取塔 4 中排出的脱沥青油先在 4.9MPa 和 196℃的超临界条件下（此时

溶剂密度 0.220g /cm^3）回收脱沥青油中的溶剂并进一步采用蒸汽汽提回收其余溶剂。

萃取塔 4 中排出的含萃取溶剂且混有分散溶剂的脱油沥青相以喷雾形式被分散并进入热裂化塔 6，与 720℃的热焦炭接触后发生热裂化反应，平均反应温度为 490℃，此时脱油沥青发生热反应，生成的固体焦炭从热裂化反应塔 6 底部排出，沥青相中的溶剂和反应产物一起从热裂化反应塔 6 顶部流出，进入分离器 7，同时引入适量的前述常压塔底物，使热反应产物中沸点高于 450℃的重蜡油被吸收而从热反应产物中分离，返回溶剂脱沥青过程与进料混合进入萃取塔 4，剩余的热反应产物进一步经分馏分离后得到气体、溶剂和沸点低于 450℃的热裂化油，气体经脱 H_2S 净化处理后回收，溶剂返回脱沥青过程继续作溶剂使用（作为主溶剂、副溶剂和/或分散溶剂均可），所述热裂化油引出与上述柴油馏分和脱沥青油混合后得到改质油；经测定，改质油收率为 84.07t%（88.64 v%），API 为 16.5，残炭值为 4.71 wt%，硫含量为 3.55 wt%，Ni 和 V 含量分别 12.9μg/g、29.3μg/g，副产物气体和焦炭产率分别为 4.15 wt%和 11.78 wt%。

上述改质油进一步经固定床加氢处理 8 可获得加氢改质油，加氢处理的温度 395℃，反应压力 10MPa，氢油比（体积比）600:1，反应器空速 1.8 h^{-1}，加氢改质油收率为 80.79 wt%（90.44 v%），API 度为 25.7，硫含量 0.23 wt%，残炭 1.71 wt%，沥青质<0.05 wt%，Ni 和 V 含量分别 1.1μg/g 和 0.9 μg/g。

原料及改质油的产物分布及性质如下：

原料 wt%(v%)	API 度		S wt%	残炭 wt%	C7 沥青质 wt%	Ni μg/g	V μg/g
100	8.9		4.6	13	11.03	65.4	192.6
改质油	C5+油收率		产物分布， wt%				
	wt%	vol%	初馏点-200℃	200-350℃	350-500℃	500℃+	
	84.07	88.64	2.30	17.36	39.94	40.40	
	API		S wt%	残炭 wt%	C7 沥青质 wt%	Ni μg/g	V μg/g
	16.5		3.55	4.71	0.14	12.9	29.3
加氢改质油	C5+油收率		产物分布， wt%				
	wt%	vol%	初馏点-200℃	200-350℃	350-500℃	500℃+	
	80.79	90.44	13.72	15.64	50.88	19.76	
	API 度		S wt%	残炭 wt%	C7 沥青质 wt%	Ni μg/g	V μg/g
	25.7		0.23	1.71	<0.05	1.1	0.9

实施例三

加拿大 Athabasca 油砂沥青，其 API 为 8.9，硫含量 4.6 wt%，康氏残炭 CCR 为 13.0%，C7 沥青质含量 11.4 wt%，Ni 和 V 含量分别为 65.4μg/g 和 192.6 μg/g。

采用常减压蒸馏，得到 200-350℃柴油馏分 12.04 wt%和 350-500℃的直馏蜡油收率 32.75 wt%，减压塔底物（沸点高于 500℃渣油）产率为 55.21 wt%。

对该减压塔底渣油采用正戊烷（nC5）为萃取溶剂进行脱沥青，具体操作同实施例一。总溶剂质量比 3.7:1，其中，主溶剂：副溶剂：分散溶剂 =0.811:0.135:0.054，萃取塔的塔底温度 160℃，塔顶温度 170℃，萃取压力 5.5MPa。

萃取塔 4 中排出的脱沥青油先在 5.4MPa 和 240℃的超临界条件下（此时溶剂密度 0.196g/cm^3）回收脱沥青油中的溶剂并进一步采用蒸汽汽提回收其余溶剂。

萃取塔 4 中排出的含萃取溶剂且混有分散溶剂的脱油沥青相以喷雾形式被分散进入热裂化塔 6，与 700℃热沥青砂接触后发生热裂化反应，平均反应温度达到 500℃，此时脱油沥青发生热反应，生成的固体焦炭从热裂化反应塔 6 底部排出，沥青相中的溶剂和反应产物一起从热裂化反应塔 6 顶部流出，进入分离器 7，同时引入适量的前述减压塔底物，使热反应产物中沸点高于 470℃的重蜡油被吸收而从热反应产物中分离，返回溶剂脱沥青过程 4 与进料混合进入萃取塔 4 继续被萃取，剩余的热反应产物进一步经分馏分离后得到气体、溶剂和沸点低于 470℃的热裂化油，气体经脱 H_2S 净化处理后回收，溶剂返回脱沥青过程 4 继续作溶剂使用，热裂化油引出与脱沥青油以及常减压馏分油混合后得到改质油；经测定，改质油收率 86.62 wt%（90.40%），API 为 15.0，其残炭为 4.91 wt%，硫含量为 3.73 wt%，Ni 和 V 含量分别 16.9μg 和 46.5μg/g，副产物气体和焦炭产率分别为 3.07 wt% 和 10.3 wt%。

上述改质油进一步经固定床加氢处理 8 获得加氢改质油，加氢处理的温度 400℃，反应压力 11.0MPa，氢油比（体积比）800:1，反应器空速 1.5 h^{-1}，得到加氢改质油收率为 83.41 wt%（93.80 v%），API 度为 26.4，硫含量 0.24 wt%，

残炭 1.78 wt%，沥青质 0.08 wt%，Ni 和 V 含量分别 1.5μg/g 和 1.4 μg/g。

原料及改质油的产物分布及性质如下：

原料 wt%(v%)	API 度		S wt%	残炭 wt%	C7 沥青质 wt%	Ni μg/g	V μg/g
100	8.9		4.6	13	11.4	65.4	192.6
改质油	C5+油收率		产物分布， wt%				
	wt%	Vol%	初馏点-200℃	200-350℃	350-500℃	500℃+	
	86.62	90.40	2.49	17.66	39.31	40.54	
	API		S wt%	残炭 wt%	C7 沥青质 wt%	Ni μg/g	V μg/g
	15.0		3.73	4.91	0.25	16.2	46.5
加氢改质油	C5+油收率		产物分布， wt%				
	wt%	Vol%	初馏点-200℃	200-350℃	350-500℃	500℃+	
	83.41	93.80	13.53	15.72	51.00	19.76	
	API 度		S wt%	残炭 wt%	C7 沥青质 wt%	Ni μg/g	V μg/g
	26.4		0.24	1.78	0.08	1.5	1.4

经以上组合工艺得到的常减压馏分油（柴油馏分和直馏蜡油）也可单独储存作为后续加工原料，或按需要控制混合比例与热裂化油混合成为改质油。

实施例四

一种加拿大油砂沥青，性质同实施例三。

该油砂沥青先采用常减压蒸馏，得到 200-350℃柴油馏分 12.04 wt%和 350-524℃的直馏 VGO 28.75 wt%，减压塔底产物 VTB （减压渣油）产率为 50.5 wt%。

VTB 采用正戊烷及环戊烷的混合溶剂进行脱沥青，具体操作同实施例一。萃取溶剂组成为正戊烷：环戊烷=0.9（wt):0.1(wt)，总溶剂质量比 4.3:1，其中，主溶剂：副溶剂：分散溶剂=0.698:0.233:0.070，萃取塔的塔底温度 160℃，塔顶温度 170℃，萃取压力 5.0MPa。

萃取塔 4 中排出的脱沥青油先在 4.85MPa 和 230℃的超临界条件下（此时溶剂密度 0.195g/cm^3）回收其中的溶剂，并进一步采用蒸汽汽提回收其余溶剂。

萃取塔 4 中排出的含萃取溶剂且混有分散溶剂的脱油沥青相以喷雾形式被分散进入热裂化塔 6，与热焦炭接触后温度达到 505℃，进而发生热反应生

成反应产物，生成的固体焦炭从热裂化反应塔 6 底部排出，沥青相中的溶剂和反应产物一起从热裂化反应塔 6 顶部流出，进入分离器 7，同时引入适量的前述塔底物，使热反应产物中沸点高于 500℃重蜡油被吸收而从热反应产物中分离，返回溶剂脱沥青过程 4 与进料混合进入萃取塔 4 继续被萃取，剩余热反应产物进一步经分馏分离后得到气体、溶剂和沸点低于 500℃的热裂化油，气体经脱 H_2S 净化处理后回收，溶剂返回脱沥青过程 4 继续作溶剂使用，将得到的热裂化油与直馏柴油及 VGO、脱沥青油混合后得到改质油；经测定，改质油收率 88.54wt%（91.96v%），其 API 为 14.3，其残炭为 5.71 wt%，硫含量为 3.84 wt%，Ni 和 V 含量分别 20.0μg/g 和 57.9μg/g，副产物气体和焦炭产率分别为 2.48 wt% 和 8.98 wt%。

上述改质油进一步经固定床加氢处理 8 获得加氢改质油，加氢处理的温度 400℃，反应压力 13.0MPa，氢油比（体积比）1000:1，反应器空速 1.0 h^{-1}，得到加氢改质油，收率为 85.16 wt%(95.46 v%)，API 度为 25.9，硫含量 0.26 wt%，残炭 2.08 wt%，沥青质 0.08 wt%，Ni 和 V 含量分别 1.5μg/g 和 1.2 μg/g。

原料及改质油的产物分布及性质如下：

原料 wt%(v%)	API 度		S wt%	残炭 wt%	C7 沥青质 wt%	Ni μg/g	V μg/g
100	8.9		4.6	13	11.4	65.4	192.6
改质油	C5+油收率		产物分布， wt%				
	wt%	Vol%	初馏点-200℃	200-350℃	350-500℃	500℃+	
	88.54	91.96	1.86	16.34	38.15	43.65	
	API 度		S wt%	残炭 wt%	C7 沥青质 wt%	Ni μg/g	V μg/g
	14.3		3.84	5.71	0.27	20. 0	57. 9
加氢改质油	C5+油收率		产物分布， wt%				
	wt%	Vol%	初馏点-200℃	200-350℃	350-500℃	500℃+	
	85.16	95.46	12.90	15.04	50.76	21.30	
	API 度		S wt%	残炭 wt%	C7 沥青质 wt%	Ni μg/g	V μg/g
	25.9		0.26	2.08	0.08	1.5	1.2

实施例五

一种委内瑞拉超重油，其 API 为 8.7，硫含量 4.0 wt%, 康氏残炭 CCR 为 15.1%，Ni 和 V 含量分别为 111μg/g 和 487 μg/g。

该超重油先采用常减压蒸馏，得到 200-350℃柴油馏分 11.24 wt%，350-500℃减压蜡油馏分 23.44 wt%，沸点高于 500℃的减压塔底产物产率为 65.32 wt%。

采用正戊烷为萃取溶剂进行脱沥青，具体操作同实施例一。总溶剂质量比 4:1，其中主溶剂：副溶剂：分散溶剂=0.714:0.238:0.048，萃取塔的塔底温度 170℃，塔顶温度 180℃，萃取压力 5.0MPa。

萃取塔 4 排出的脱沥青油先在 4.9MPa 和 250℃的超临界条件下（此时溶剂密度 0.170g/cm^3）回收其中的溶剂，并进一步采用蒸汽汽提回收其余溶剂。

萃取塔 4 排出的含萃取溶剂且混有分散溶剂的脱油沥青相以喷雾形式被分散进入热裂化塔 6，与热焦炭接触后温度达到 500℃，进而发生热反应生成反应产物，生成的固体焦炭从热裂化反应塔 6 底部排出，沥青相中的溶剂和反应产物一起从热裂化反应塔 6 顶部流出，进入分离器 7，同时引入适量的前述塔底物，使热反应产物中沸点高于 470℃的重蜡油被吸收而从热反应产物中分离，返回溶剂脱沥青过程 4 与进料混合继续被萃取；剩余热反应产物进一步经分馏分离后得到气体、溶剂和沸点低于 470℃的热裂化油，气体经脱 H_2S 净化回收，溶剂返回脱沥青过程 4 继续作溶剂使用；将得到的热裂化油与减压蜡油馏分和脱沥青油混合后得到改质油；经测定，改质油收率 80.83wt%（84.94v%），其 API 为 16.0，其残炭为 4.11 wt%，硫含量为 3.23 wt%，Ni 和 V 含量分别 9.6μg 和 41.9μg/g，副产物气体和焦炭产率分别为 4.67 wt% 和 14.5 wt%。

上述改质油进一步经固定床加氢处理 8 获得加氢改质油，其加氢处理的温度 400℃，反应压力 15MPa，氢油比（体积比）1200:1，反应器空速 1.0 h^{-1}，得到加氢改质油，收率为 78.20 wt%(88.31v%)，API 度为 27.1，硫含量 0.19 wt%，残炭 0.80 wt%，沥青质<0.05 wt%，Ni 和 V 含量分别 0.5μg/g 和 1.0 μg/g。

原料及改质油的产物分布及性质如下:

原料 wt%(v%)	API 度		S wt%	残炭 wt%	C7 沥青质 wt%	Ni μg/g	V μg/g
100	8.7		4.0	15.1	9.5	80	410
改质油	C5+油收率		产物分布， wt%				
	wt%	Vol%	初馏点 -200℃	200-350℃	350-500℃	500℃+	
	80.83	84.94	4.31	20.14	31.92	43.64	
	API 度		S wt%	残炭 wt%	C7 沥青质 wt%	Ni μg/g	V μg/g
	16.0		3.23	4.11	0.19	9.6	41.9
加氢改质油	C5+油收率		产物分布， wt%				
	wt%	Vol%	初馏点 -200℃	200-350℃	350-500℃	500℃+	
	78.20	88.31	14.66	16.88	47.29	21.17	
	API 度		S wt%	残炭 wt%	C7 沥青质 wt%	Ni μg/g	V μg/g
	27.1		0.19	0.80	<0.05	0.5	1.0

实施例六

一种印度尼西亚布敦岛油砂沥青，其 API 为 7.8，硫含量 6.67 wt%, 康氏残炭 CCR 为 17.5%，Ni 和 V 含量分别为 47.5μg/g 和 144 μg/g。

采用常压蒸馏，切割点 350℃，得到 200-350℃柴油馏分 6.49 wt%。

蒸馏后塔底物采用正戊烷/正己烷=80:20 混合溶剂作为萃取溶剂进行脱沥青，具体操作同实施例一。总溶剂质量比 3.7:1，主溶剂:副溶剂:分散溶剂=0.676:0.270:0.054，萃取塔的塔底温度 160℃，塔顶温度 180℃，萃取压力 6.0MPa。

萃取塔 4 排出的脱沥青油先在 5.85MPa 和 260℃的超临界条件下（此时溶剂密度 0.200g/cm^3)回收其中的溶剂，并进一步采用蒸汽汽提回收其余溶剂。

萃取塔 4 排出的含萃取溶剂且混有分散溶剂的脱油沥青相以喷雾形式被分散进入热裂化塔 6，与温度 680℃热焦炭接触后，温度达到 500℃，进而发生热反应生成反应产物，生成的固体焦炭从裂化反应塔 6 底部排出，沥青相中的溶剂和反应产物一起从裂化反应塔 6 顶部流出，进入分离器 7，同时引入适量的前述塔底物，使热反应产物中沸点高于 470℃的重蜡油被吸收而从热反应产物中分离，返回脱沥青过程 4 与进料继续被萃取，剩余热反应产物经分

馏分离后得到气体、溶剂和沸点低于 470℃的热裂化油，气体经脱 H_2S 净化回收，溶剂返回脱沥青过程继续作溶剂使用；将得到的热裂化油和柴油馏分以及脱沥青油混合后得到改质油；经测定，改质油收率 79.30 wt%（83.04 v%），其 API 为 15.2，其残炭为 5.05wt%，硫含量为 6.55 wt%，Ni 和 V 含量分别 8.14μg 和 23.65μg/g，副产物气体和焦炭产率分别为 4.77 wt% 和 15.93 wt%。

上述改质油进一步经固定床加氢处理 8 获得加氢改质油，其加氢处理的温度 400℃，反应压力 15MPa，氢油比（体积比）1000:1，反应器空速 0.8 h^{-1}，得到加氢改质油，收率 75.60 wt%（85.26 v%），API 度为 26.5，硫含量 0.31 wt%，残炭 1.85 wt%，沥青质 0.07 wt%，Ni 和 V 含量分别 0.7μg/g 和 1.2 μg/g。

原料及改质油的产物分布及性质如下：

原料 wt%(v%)	API 度		S wt%	残炭 wt%	C7 沥青质 wt%	Ni μg/g	V μg/g
100	7.8		6.67	17.5	12.9	47.5	144
改质油	C5+油收率		产物分布， wt%				
	wt%	vol%	初馏点 -200℃	200-350℃	350-500℃	500℃+	
	79.30	83.04	4.24	14.58	41.90	39.28	
	API 度		S wt%	残炭 wt%	C7 沥青质 wt%	Ni μg/g	V μg/g
	15.2		6.55	5.05	0.23	8.14	23.65
加氢改质油	C5+油收率		产物分布， wt%				
	wt%	vol%	初馏点 -200℃	200-350℃	350-500℃	500℃+	
	75.60	85.26	10.77	16.28	53.62	19.34	
	API 度		S wt%	残炭 wt%	C7 沥青质 wt%	Ni μg/g	V μg/g
	26.50		0.31	1.85	0.07	0.7	1.2

经以上组合工艺得到的柴油馏分和改质油也可分别储存作为后续加工的原料油。

实施例七

一种中国内蒙油砂沥青，其 API 为 7.8，硫含量 1.0wt%，康氏残炭 CCR 为 17.4%，C7 沥青质含量为 27.2 wt%，Ni 含量为 16μg/g。

该油砂沥青不含低于 350℃馏分，所以直接采用正戊烷:正己烷=90:10 的

混合溶剂作为萃取溶剂进行脱沥青，具体操作同实施例一。总溶剂质量比4.3:1，主溶剂:副溶剂:分散溶剂=0.733:0.222:0.044，萃取塔的塔底温度160℃，塔顶温度170℃，萃取压力5.8MPa。

萃取塔4排出的脱沥青油先在5.7MPa和240℃的超临界条件下（此时溶剂密度0.234g/cm^3）回收其中的溶剂，并进一步采用蒸汽汽提回收其余溶剂。

萃取塔4排出的含萃取溶剂且混有分散溶剂的脱油沥青相以喷雾形式被分散进入热裂化塔6，与温度680℃热焦炭接触后，温度达到500℃，进而发生热反应生成反应产物，生成的固体焦炭从热裂化反应塔6底部排出，沥青相中的溶剂和反应产物一起从热裂化反应塔6顶部流出，进入分离器7，同时引入适量的原料油，使热反应产物中沸点高于450℃的重蜡油被吸收而从热反应产物中分离，返回脱沥青过程4与原料混合继续被萃取，剩余热反应产物经分馏分离后得到气体、溶剂和沸点低于450℃的热裂化油，气体经脱H_2S净化回收，溶剂返回脱沥青过程继续作溶剂使用；将得到的热裂化油与脱沥青油混合后得到改质油，改质油收率72.65wt%（76.52v%），其API为16.1，其残炭为5.51 wt%，硫含量为0.74wt%，Ni含量3.0μg，副产物气体和焦炭产率分别为7.9 wt%和19.45 wt%。

原料及改质油的产物分布及性质如下：

<table>
<tr><td>原料
wt%(v%)</td><td colspan="2">API度</td><td>S
wt%</td><td>残炭
wt%</td><td>C7沥青质
wt%</td><td>Ni
μg/g</td></tr>
<tr><td>100</td><td colspan="2">7.8</td><td>1.0</td><td>17.4</td><td>27.2</td><td>16</td></tr>
<tr><td rowspan="4">改质油</td><td colspan="2">C5+油收率</td><td colspan="4">产物分布，wt%</td></tr>
<tr><td>wt%</td><td>Vol%</td><td>初馏点-200℃</td><td>200-350℃</td><td>350-500℃</td><td>500℃+</td></tr>
<tr><td>72.65</td><td>76.52</td><td>9.88</td><td>16.19</td><td>25.10</td><td>48.83</td></tr>
<tr><td colspan="2">API度</td><td>S
wt%</td><td>残炭
wt%</td><td>C7沥青质
wt%</td><td>Ni
μg/g</td></tr>
<tr><td colspan="2">16.1</td><td>0.74</td><td>5.51</td><td>0.94</td><td>3.0</td></tr>
</table>

权 利 要 求 书

1、一种重质油加工的组合工艺，该组合工艺至少包括以下过程:

将基本上不含<350℃常压馏分的重质油原料作为进料与萃取溶剂在萃取塔中进行溶剂脱沥青处理，收取脱沥青油和含萃取溶剂的脱油沥青相;

所述含萃取溶剂的脱油沥青相与分散溶剂混合后进入热裂化反应器进行热裂化处理，得到热裂化反应产物和焦炭，将热裂化反应产物引出，分离出气体、溶剂、热裂化油和450℃+的重蜡油;

将热裂化反应产物中分离出的溶剂返回溶剂脱沥青过程供循环使用，450℃+的重蜡油返回溶剂脱沥青工序作为混合进料;

将脱沥青油与热裂化反应产物中分离出的热裂化油混合，得到改质油。

2、根据权利要求1所述的重质油加工的组合工艺，其中还包括:

对含<350℃常压馏分的重质油原料，先进行预分馏切割馏分，收取蒸馏馏分油，塔底产物作为溶剂脱沥青处理的进料，预分馏的切割点为350-565℃，蒸馏馏分油作为待加工轻油、或与脱沥青油和热裂化油混合成为改质油。

3、根据权利要求1或2所述的重质油加工的组合工艺，其还包括:

所述改质油进一步经固定床加氢处理，得到加氢改质油。

4、根据权利要求1或2所述的重质油加工的组合工艺，所述溶剂脱沥青处理中，使第一萃取溶剂与进料混合进入萃取塔，分离出脱沥青油和沥青相，从萃取塔底部加入第二萃取溶剂对沥青相进一步萃取分出脱沥青油，脱沥青油从塔顶排出，得到的含萃取溶剂的脱油沥青相从塔底排出，与分散溶剂混合后进行热裂化处理；所述第一萃取溶剂、第二萃取溶剂和分散溶剂选自C3-C6烷烃或其混合馏分，三部分溶剂与萃取塔进料的总质量流量比为3-8:1，其中溶剂分配为第一萃取溶剂:第二萃取溶剂:分散溶剂=（0.75-0.93）:（0-0.15）:（0.02-0.10）。

5、根据权利要求 4 所述的重质油加工的组合工艺，其中，萃取塔温度在 80-250℃之间，压力 3.5MPa-10MPa。

6、根据权利要求 4 所述的重质油加工的组合工艺，其中，所述三部分溶剂分配为第一萃取溶剂:第二萃取溶剂:分散溶剂=(0.75-0.93):(0.05-0.15):(0.02-0.10)。

7、根据权利要求 1 或 2 所述的重质油加工的组合工艺，其还包括：对于溶剂脱沥青处理中分离的脱沥青油，采用超临界分离和/或汽提回收其中的萃取溶剂循环使用，所述超临界分离回收萃取溶剂的条件控制在溶剂密度为 0.15-0.20g/cm^3 条件下实现。

8、根据权利要求 1 或 2 所述的重质油加工的组合工艺，其中，使含萃取溶剂的脱油沥青经分散喷入热裂化反应器，与供热的高温介质接触反应，得到热裂化反应产物，所述供热高温介质包括高温油气、高温水蒸气、经部分燃烧的高温焦炭颗粒或燃烧了负载焦炭的无机颗粒。

9、根据权利要求 8 所述的重质油加工的组合工艺，其中，所述高温油气和高温水蒸气的温度为 500-600℃；所述经部分燃烧的高温焦炭颗粒或燃烧了负载焦炭的无机颗粒是指热裂化反应中排出的焦炭或附着在无机颗粒上的焦炭，经部分燃烧至 600-750℃后返回热裂化反应器的供热介质。

10、根据权利要求 8 或 9 所述的重质油加工的组合工艺，其中，所述热裂化反应的平均反应温度为 450-550℃，优选 470-530℃。

11、根据权利要求 1、8 或 9 所述的重质油加工的组合工艺，其中，对热裂化反应物先用重质油原料吸收，分离出 450℃+的重蜡油，再进一步分馏分离气体、溶剂和热裂化油。

12、根据权利要求 2、8 或 9 所述重质油加工的组合工艺，其中，对热

裂化反应物先用经预分馏切割馏分后的塔底产物吸收，分离出 450℃+的重蜡油，再进一步分馏分离气体、溶剂和热裂化油。

13、根据权利要求 1 或 2 所述的重质油加工的组合工艺，其中，所述重质油包括重质原油或油砂沥青。

14、根据权利要求 3 所述的重质油加工的组合工艺，其中，所述改质油经固定床加氢处理成为加氢改质油过程中，加氢处理的温度 360-450℃，压力 6MPa-20MPa，氢油体积比 200-1200:1，反应器空速 0.3-3.0h^{-1}。

15、一种改质油，该改质油是按照权利要求 1-14 任一项所述组合工艺对重质油加工所得到的油品。

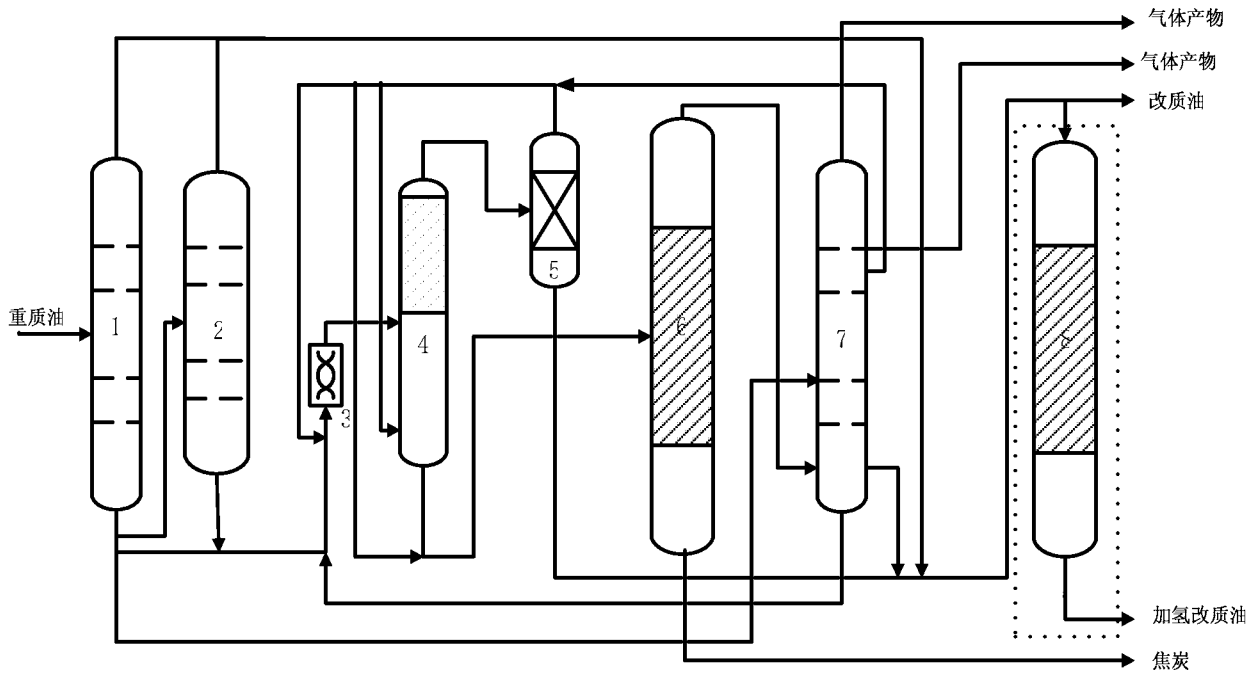


图 1

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.
PCT/CN2012/070535

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER

See the extra sheet

According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC

B. FIELDS SEARCHED

Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols)

IPC: C10G 55/-; C10G 9/-; C10G 21/-

Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched

Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used)

CN-PAT, CNKI, WPI, EPODOC: heavy oil, residual oil, residue, thermal/pyrolytic cracking, coking, solvent, extract+, asphalt, bitumen

C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
A	CN 1142247 C (CHINA PETROCHEMICAL CORP. et al.), 17 March 2004 (17.03.2004), the whole document	1-15
A	CN 1142259 C (CHINA PETROLEUM & CHEMICAL CORP. et al.), 17 March 2004 (17.03.2004), the whole document	1-15
A	CN 1101846 C (SHELL INTERNATIONAL RESEARCH MAATSCHAPPIJ B.V.), 19 February 2003 (19.02.2003), the whole document	1-15
A	US 4235702 A (IMPERIAL CHEM IND LTD.), 25 November 1980 (25.11.1980), the whole document	1-15

☐ Further documents are listed in the continuation of Box C. ☒ See patent family annex.

* Special categories of cited documents:

"A" document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance

"E" earlier application or patent but published on or after the international filing date

"L" document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified)

"O" document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means

"P" document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed

"T" later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention

"X" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone

"Y" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art

"&" document member of the same patent family

Date of the actual completion of the international search	Date of mailing of the international search report
16 April 2012 (16.04.2012)	**03 May 2012 (03.05.2012)**
Name and mailing address of the ISA/CN: State Intellectual Property Office of the P. R. China No. 6, Xitucheng Road, Jimenqiao Haidian District, Beijing 100088, China Facsimile No.: (86-10) 62019451	Authorized officer **YANG, Ying** Telephone No.: (86-10) **62084851**

INTERNATIONAL SEARCH REPORT
Information on patent family members

International application No.
PCT/CN2012/070535

Patent Documents referred in the Report	Publication Date	Patent Family	Publication Date
CN 1142247 C	17.03.2004	CN 1297980 A	06.06.2001
CN 1142259 C	17.03.2004	DE 10147093 A1	23.05.2002
		CN 1344782 A	17.04.2002
		US 2002112986 A1	22.08.2002
		US 6673234 B2	06.01.2004
		IT 1326569 B	08.02.2005
		DE 10147093 B4	06.09.2007
		FR 2814467 A1	29.03.2002
		ITMI 20011978 A	25.03.2002
CN 1101846 C	19.02.2003	EP 0673989 A2	27.09.1995
		AU 1492995 A	28.09.1995
		JP 7286183 A	31.10.1995
		CA 2145060 A	23.09.1995
		ZA 9502267 A	31.01.1996
		EP 0673989 A3	14.02.1996
		CN 1112600 A	29.11.1995
		AU 688842 B	19.03.1998
		CA 2145060 C	18.10.2005
US 4235702 A	25.11.1980	DE 2854907 A	21.06.1979
		GB 2010899 A	04.07.1979
		NL 7812256 A	22.06.1979
		JP 54095603 A	28.07.1979
		FR 2412605 A	24.08.1979
		GB 2010899 B	28.04.1982
		IT 1101203 B	28.09.1985

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.

PCT/CN2012/070535

CONTINUATION OF SECOND SHEET: A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER

C10G 55/04 (2006.01) i

C10G 9/04 (2006.01) i

C10G 21/00 (2006.01) i

国际检索报告

国际申请号
PCT/CN2012/070535

A. 主题的分类

见附加页

按照国际专利分类(IPC)或者同时按照国家分类和 IPC 两种分类

B. 检索领域

检索的最低限度文献(标明分类系统和分类号)

IPC: C10G55/-；C10G9/-；C10G21/-

包含在检索领域中的除最低限度文献以外的检索文献

在国际检索时查阅的电子数据库(数据库的名称，和使用的检索词（如使用）)

CN-PAT, CNKI, WPI, EPODOC：重油，渣油，热裂化，焦化，溶剂，萃取，抽提，沥青，heavy oil, residual oil, residue, thermal/pyrolytic cracking, coking, solvent, extract+, asphalt, bitumen

C. 相关文件

类　型*	引用文件，必要时，指明相关段落	相关的权利要求
A	CN1142247C（中国石油化工集团公司等）17.3 月 2004（17.03.2004）全文	1-15
A	CN1142259C（中国石油化工股份有限公司等）17.3 月 2004（17.03.2004）全文	1-15
A	CN1101846C（国际壳牌研究有限公司）19.2 月 2003（19.02.2003）全文	1-15
A	US4235702A（IMPERIAL CHEM IND LTD）25.11 月 1980（25.11.1980）全文	1-15

☐ 其余文件在 C 栏的续页中列出。　　☒ 见同族专利附件。

* 引用文件的具体类型：

"A" 认为不特别相关的表示了现有技术一般状态的文件

"E" 在国际申请日的当天或之后公布的在先申请或专利

"L" 可能对优先权要求构成怀疑的文件，或为确定另一篇引用文件的公布日而引用的或者因其他特殊理由而引用的文件（如具体说明的）

"O" 涉及口头公开、使用、展览或其他方式公开的文件

"P" 公布日先于国际申请日但迟于所要求的优先权日的文件

"T" 在申请日或优先权日之后公布，与申请不相抵触，但为了理解发明之理论或原理的在后文件

"X" 特别相关的文件，单独考虑该文件，认定要求保护的发明不是新颖的或不具有创造性

"Y" 特别相关的文件，当该文件与另一篇或者多篇该类文件结合并且这种结合对于本领域技术人员为显而易见时，要求保护的发明不具有创造性

"&" 同族专利的文件

国际检索实际完成的日期	国际检索报告邮寄日期
16.4 月 2012（16.04.2012）	**03.5 月 2012 (03.05.2012)**
ISA/CN 的名称和邮寄地址： 中华人民共和国国家知识产权局 中国北京市海淀区蓟门桥西土城路 6 号 100088 传真号：　(86-10)62019451	受权官员 杨颖 电话号码：(86-10) **62084851**

国际检索报告

关于同族专利的信息

国际申请号
PCT/CN2012/070535

检索报告中引用的专利文件	公布日期	同族专利	公布日期
CN1142247 C	17.03.2004	CN1297980A	06.06.2001
CN1142259 C	17.03.2004	DE 10147093 A1	23.05.2002
		CN 1344782 A	17.04.2002
		US 2002112986 A1	22.08.2002
		US 6673234 B2	06.01.2004
		IT 1326569 B	08.02.2005
		DE 10147093 B4	06.09.2007
		FR2814467 A1	29.03.2002
		ITMI20011978 A	25. 03.2002
CN 1101846 C	19.02.2003	EP 0673989 A2	27.09.1995
		AU 1492995 A	28.09.1995
		JP 7286183 A	31.10.1995
		CA 2145060 A	23.09.1995
		ZA 9502267 A	31.01.1996
		EP 0673989 A3	14.02.1996
		CN 1112600 A	29.11.1995
		AU 688842 B	19.03.1998
		CA 2145060 C	18.10.2005
US 4235702 A	25.11.1980	DE 2854907 A	21.06.1979
		GB 2010899 A	04.07.1979
		NL 7812256 A	22.06.1979
		JP 54095603 A	28.07.1979
		FR 2412605 A	24.08.1979
		GB 2010899 B	28.04.1982
		IT 1101203 B	28.09.1985

续：第 2 页 A. 主题的分类

C10G 55/04(2006.01)i

C10G 9/04(2006.01)i

C10G 21/00(2006.01)i