

(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 10 月 26 日 (26.10.2012)



(10) 国际公布号
WO 2012/142723 A1

(51) 国际专利分类号:
C10G 69/04 (2006.01)

(21) 国际申请号: PCT/CN2011/000683

(22) 国际申请日: 2011 年 4 月 19 日 (19.04.2011)

(25) 申请语言: 中文

(26) 公布语言: 中文

(71) 申请人 (对除美国外的所有指定国): 中国石油化工股份有限公司 (CHINA PETROLEUM & CHEMICAL CORPORATION) [CN/CN]; 中国北京市朝阳区朝阳门北大街 22 号, Beijing 100728 (CN)。中国石油化工股份有限公司抚顺石油化工研究院 (FUSHUN RESEARCH INSTITUTE OF PETROLEUM AND PETROCHEMICALS, SINOPEC) [CN/CN]; 中国辽宁省抚顺市望花区丹东路东段 31 号, Liaoning 113001 (CN)。

(72) 发明人: 及

(75) 发明人/申请人 (仅对美国): 关明华 (GUAN, Minghua) [CN/CN]; 中国辽宁省抚顺市望花区丹东路东段 31 号, Liaoning 113001 (CN)。刘铁斌 (LIU, Tiebin) [CN/CN]; 中国辽宁省抚顺市望花区丹东路东段 31 号, Liaoning 113001 (CN)。耿新国 (GENG, Xinguo) [CN/CN]; 中国辽宁省抚顺市望花区丹东路

东段 31 号, Liaoning 113001 (CN)。张学萍 (ZHANG, Xueping) [CN/CN]; 中国辽宁省抚顺市望花区丹东路东段 31 号, Liaoning 113001 (CN)。

(74) 代理人: 中国专利代理(香港)有限公司 (CHINA PATENT AGENT (H.K.) LTD.); 中国香港湾仔港湾道 23 号鹰君中心 22 号楼, Hong Kong (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, RO, RS, RU, 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, 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,

[见续页]

(54) Title: COMBINED METHOD FOR HYDROGENATION AND CATALYTIC CRACKING OF RESIDUAL OIL

(54) 发明名称: 一种渣油加氢处理和催化裂化组合方法

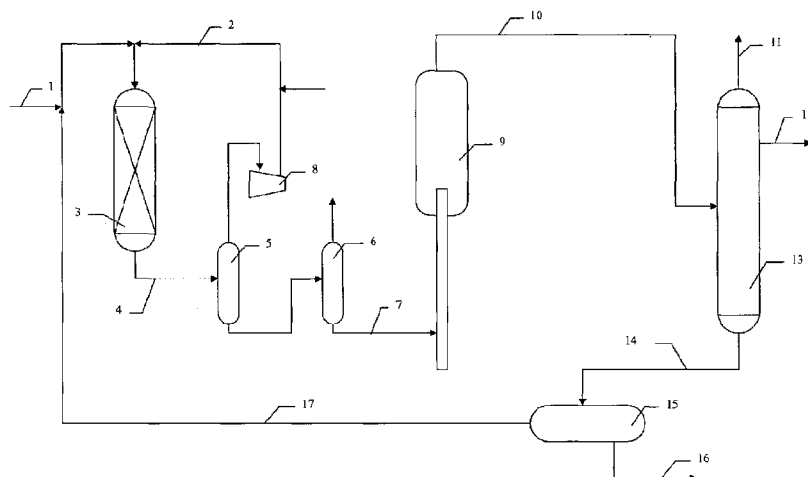


图 1 / Fig. 1

(57) Abstract: A combined method for hydrogenation and catalytic cracking of residual oil is provided. In the method, the hydrogenation of a residual oil raw material is performed in the presence of hydrogen and a hydrogenation catalyst; the effluent of the hydrogenation is subjected to gas-liquid separation to obtain a gas phase and a liquid phase; the gas phase is circularly used for hydrogenation; the liquid phase is directly fed to a catalytic cracking device without fractionation; after dry gases, liquefied gases and the catalytic cracking of gasoline are separated from the effluent of the catalytic cracking reaction, the catalytic cracking heavy fraction is obtained and mixed with a hydrogenating raw material to undergo hydrogenation. Compared with the prior art, the method can produce gasoline with a maximum yield and can save equipment investment, make full use of reaction heat energy and reduce production energy consumption at the same time.

[见续页]



WO 2012/142723 A1



SI, SK, SM, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, **本国际公布:**

GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG)。

— 包括国际检索报告(条约第 21 条(3))。

(57) 摘要:

提供一种渣油加氢处理和催化裂化组合方法。在该方法中, 渣油原料在氢气和加氢处理催化剂存在下进行加氢反应, 加氢反应流出物经气液分离得到气相和液相, 气相循环用于加氢反应, 液相不经分馏直接进入催化裂化装置, 催化裂化反应流出物分离出干气、液化气和催化裂化汽油后的催化裂化重馏分与加氢处理原料混合进行加氢反应。与现有技术相比, 本方法可以最大量的生产汽油, 同时, 节省设备投资, 充分利用反应热能, 降低生产能耗。

一种渣油加氢处理和催化裂化组合方法

技术领域

- 5 本发明涉及一种渣油轻质化方法，具体地说是将渣油加氢处理和催化裂化有机组合，以渣油为原料主要生产汽油产品的工艺方法。

背景技术

- 随着原油日益变重、变劣，越来越多的渣油需要加工处理。重、
10 渣油的加工处理不但是要将其裂化为低沸点的产物，如石脑油、中间馏分油及减压瓦斯油等，而且还要提高它们的氢碳比，这就需要通过脱碳或加氢的方法来实现。其中脱碳工艺包括焦化、溶剂脱沥青、重油催化裂化等；加氢包括加氢裂化、加氢精制等。加氢法即能加氢转化渣油，提高液体产品的产率，而且还能脱除其中的杂原子，产品质量
15 量还好。但加氢法为催化加工工艺，存在加氢催化剂失活问题，尤其加工劣质、重质烃类原料时，催化剂失活问题更加严重。目前，为了降低重质、劣质渣油加工的成本，增加炼油企业利润，加工重质、劣质渣油的工艺仍以脱碳工艺为主，但其产品质量差，需要进行后处理才能利用，其中脱沥青油和焦化蜡油馏分尤其需要进行加氢处理，才
20 能继续使用催化裂化或加氢裂化等轻质化装置进行加工，因此，各炼油企业均另建有脱沥青油和焦化蜡油的加氢处理装置。

- 渣油加氢处理技术的渣油裂化率较低，主要目的是为下游原料轻质化装置如催化裂化或焦化等装置提供原料。通过加氢处理，使劣质渣油中的硫、氮、金属等杂质含量及残炭值明显降低，从而获得下游
25 轻质化装置能够接受的进料，尤其是催化裂化装置，因此目前重、渣油加氢改质工艺技术中以渣油固定床加氢处理与催化裂化组合技术为主流技术。

- 现有的渣油加氢处理与催化裂化组合工艺，首先是将渣油进行加氢处理，加氢生成油分离出石脑油和柴油馏分，加氢尾油作为重油催化裂化进料，进行催化裂化反应，产物为干气、液化气、汽油、柴油
30 和焦炭，回炼油进行催化回炼或循环回渣油加氢装置与渣油加氢处理原料混合进行加氢处理，催化油浆外甩或部分催化回炼或循环回渣油

加氢装置。上述渣油加氢处理与催化裂化组合工艺存在汽油收率低，热能损耗大，设备投资高等不利因素。

US4,713,221 公开了在常规的渣油加氢和催化裂化联合的基础上，将催化裂化的重循环油循环至渣油加氢装置，与渣油混合后进行加氢，再进入催化裂化装置。但是催化裂化油浆没有得到有效利用，该方法对降低焦炭产率、提高产品收率有限。

CN1119397C 公开了一种渣油加氢处理 - 催化裂化组合工艺方法，该方法中，渣油和澄清油一起进入渣油加氢装置，在氢气和加氢催化剂存在下进行反应，重循环油在催化裂化装置内部进行循环；反应所得的油浆经分离器分离得到澄清油，返回至加氢装置。但油浆进入渣油加氢处理装置，油浆中的易生焦物将会增加加氢催化剂的积炭，降低了加氢催化剂的加氢活性和操作周期，且重循环油是在催化裂化装置内部。因此，此方法对降低焦炭产率、提高产品质量是有限的。

CN1382776A 公开了一种渣油加氢处理与重油催化裂化联合的方法，该方法将渣油在加氢处理装置进行加氢反应，分离反应产物得到气体，加氢石脑油、加氢柴油和加氢渣油。所得的加氢渣油与任选的减压瓦斯油一起进入催化裂化装置进行裂化反应，催化裂化的重循环油返回加氢处理装置，蒸馏油浆得到的蒸出物返回加氢处理装置。该方法将两个装置有机地联合起来，能将渣油、重循环油和油浆转化为轻质油品。但该方法在加氢处理和催化裂化过程中均设置分馏系统，增加了投资费用；由于过程换热，热能损失较多；同时，加氢处理装置和催化裂化装置都有柴油产品，相对而言，汽油和气体产品的总收率将减少。另外，渣油加氢处理装置的渣油裂化率较低，加氢生成油进行分馏得到的石脑油、柴油产率有限，并且，渣油加氢处理过程得到的柴油馏分仍不能满足高质量柴油产品的要求。催化裂化柴油硫等杂质含量较高，性质较差，还需要进一步加氢处理才可作为合格的柴油产品。

渣油加氢处理和催化裂化组合工艺中，分馏装置的能耗占较大的比例，如何减少分馏装置的能耗也是需要重点考虑的内容。

发明内容

针对现有技术的不足，本发明提供一种渣油加氢处理和催化裂化

组合方法，可以最大量生产汽油产品，同时工艺过程简单，整体能耗降低。

本发明渣油加氢处理和催化裂化组合方法包括：渣油原料在氢气和加氢处理催化剂存在下进行加氢反应，加氢反应流出物经气液分离得到气相和液相，气相循环用于加氢反应，液相不经分馏直接进入催化裂化装置，催化裂化反应流出物分离出干气、液化气和催化裂化汽油后的催化裂化重馏分与渣油原料混合进行加氢反应。

本发明方法中，渣油原料包括常压渣油或减压渣油，也可以是其它来源的渣油原料，渣油原料中也可以同时含有部分焦化蜡油、脱沥青油、重质馏分油中的一种或者几种。加氢反应流出物首先进行气液分离，该气液分离在与反应压力等级相同的条件下进行，得到气相和液相，所述气相主要为氢气，经过可选择的脱硫化氢处理后循环用于加氢反应，加氢反应过程同时需要补充新氢以补充反应过程的消耗。所述液相包括在与反应压力等级相同的条件为液体的物质，其进入低压分离器，控制低压分离器的压力高于催化裂化装置压力，然后直接进入催化裂化装置，可以取消催化裂化装置的进料泵等设备，低压分离器可以闪蒸出少量轻质烃类和溶解的硫化氢及氢气等。

本发明的气液分离采用常规分离手段，例如包括采用普通气液分离罐、旋液分离器等。但不包括分馏装置，从而大大减少设备投资并降低大量能耗。

渣油加氢技术可以是任何适用于本发明的技术，如固定床渣油加氢处理技术、悬浮床渣油加氢处理技术、沸腾床渣油加氢处理技术、移动床渣油加氢处理技术等。以目前工业上较成熟的固定床渣油加氢处理技术为例，采用的渣油加氢处理催化剂是指具有渣油加氢脱金属、加氢脱硫、加氢脱氮和加氢裂化等功能的单一催化剂或组合催化剂。这些催化剂一般都是以多孔耐熔无机氧化物如氧化铝为载体，第 VIB 族和/或 VIII 族金属如 W、Mo、Co、Ni 等的氧化物为活性组分，选择性地加入其它各种助剂如 P、Si、F、B 等元素的催化剂，例如由中国石油化工股份有限公司催化剂分公司生产的 CEN、FZC、ZTN、ZTS 系列渣油加氢催化剂，由齐鲁石化公司第一化肥厂生产的 ZTN、ZTS 系列催化剂就属于这类催化剂。目前在固定床渣油加氢技术中，经常是多种催化剂配套使用，其中有保护剂、加氢脱金属催化剂、加氢脱

硫催化剂、加氢脱氮催化剂，装填顺序一般是使原料油依次与保护剂、加氢脱金属、加氢脱硫、加氢脱氮催化剂接触。当然也有将这几种催化剂混合装填的技术。加氢处理一般设置多个反应器，以提高加工量。通常是在绝对压力为大约 5MPa - 大约 35MPa，优选是大约 10MPa - 大约 20MPa、温度为大约 300℃ - 大约 500℃，优选是大约 350℃ - 大约 450℃ 下操作。液时体积空速和氢分压是根据待处理物料的特性和要求的转化率及精制深度进行选择的。新鲜渣油原料液时体积空速一般在大约 0.1h^{-1} - 大约 5.0h^{-1} ，最好是大约 0.15h^{-1} - 大约 2.0h^{-1} 的范围内，总氢油体积比为大约 100 - 大约 5000，优选为大约 300 - 大约 3000。

- 5 本发明适用于常压和减压渣油加氢处理，尤其适用于重质烃类油的加氢转化。渣油加氢处理过程的具体条件可以根据原料的性质以及催化裂化装置进料的要求具体确定。

本发明方法中，催化裂化可以采用本领域常规技术。催化裂化装置可以是一套或一套以上，每套装置至少应包括一个反应器、一个再生器。催化裂化反应流出物可以采用本领域常规技术分离为干气、液化气、催化裂化汽油和催化裂化重馏分。例如，催化裂化装置设置分馏塔，可以每套催化裂化装置分别设定，也可以共用。催化裂化分馏塔将催化裂化反应流出物分馏为干气、液化气、催化裂化汽油和催化裂化重馏分。本发明所用的催化裂化分馏塔与常规催化裂化分馏塔相比可以简化设计，仅分馏出干气、液化气和催化裂化汽油，所述催化裂化重馏分为初馏点在 170 - 220℃ 的馏分，包括催化裂化柴油、催化裂化重循环油和油浆。所述催化裂化重馏分循环回加氢处理装置之前先过滤出含有的微量催化裂化催化剂粉末。

20 催化裂化装置按本领域一般条件操作：反应温度为大约 450 ~ 大约 600℃，最好是大约 480 ~ 大约 550℃；再生温度为大约 600 - 大约 800℃，最好为大约 650 - 大约 750℃，剂油重量比为大约 2 ~ 大约 30，最好是大约 4 ~ 大约 10；与催化剂接触时间为大约 0.1 ~ 大约 15 秒，最好为大约 0.5 ~ 大约 5 秒；压力为大约 0.1 ~ 大约 0.5MPa。所采用的催化裂化催化剂包括通常用于催化裂化的催化剂，如硅铝催化剂、硅镁催化剂、酸处理的白土及 X 型、Y 型、ZSM-5、M 型、层柱等分子筛裂化催化剂，最好是分子筛裂化催化剂，这是因为分子筛裂化催化剂的活性高，生焦少，汽油产率高，转化率高。所述的催化裂化装置的

反应器可以是各种型式的催化裂化反应器，最好是提升管反应器或提升管加床层反应器。工艺流程一般为：原料油从提升管反应器底部注入，与来自再生器的高温再生催化剂接触，裂化反应生成的油气和沉积焦炭的催化剂混合物沿提升管反应器向上移动，完成整个原料油的催化裂化反应。

渣油加氢处理和催化裂化的具体操作条件可以由技术人员根据原料性质和产品质量指标通过简单实验获得。

本发明的优点在于：

1、从整个组合工艺来看，加氢处理装置中不需设分馏系统，大大减少了分馏过程所需的能量。加氢处理生成油直接进入催化裂化反应器，催化裂化系统不需设进料泵，同时减少了大量换热设备。催化裂化反应流出物的分离系统仅分馏出汽油馏分等轻质产品，分馏塔所需的理论分离塔板数大大降低。以上几个方面可以减少大量的动设备和静设备，使设备投资有了很大的降低。

2、由于加氢处理装置不设分馏系统，加氢生成油直接进入催化裂化反应器，催化裂化生成油在分离出气体产品和催化汽油后，剩余混合油经过滤后循环回加氢装置，上述两个过程大大降低了热量的损失，实现热进料，从而降低了整个工艺过程的能耗。

3、在整个组合工艺中，主要产品是高辛烷值催化裂化汽油、液化石油气和少量干气，从而可以保证最大量地生产汽油。而且本发明获得的汽油辛烷值高，品质得到显著改善。现有方案得到的催化裂化柴油芳烃含量高，十六烷值低，硫等杂质含量高，性质差，还需要进一步加氢处理才可作为合格的柴油产品。本发明中催化裂化反应流出物的分离系统不进行催化裂化柴油馏分的分离，省去重复加工步骤。同时，在使用分馏塔的情况下，本发明的催化裂化分馏塔可以大大简化，降低设备投资和操作能耗。

4、催化裂化反应流出物不分离出催化裂化油浆，解决了油浆因粘度大不易分离出催化剂固体粉末的问题。催化裂化重馏分油中含有柴油馏分，由于柴油馏分的稀释作用，催化裂化油浆粘度大幅降低，使得其中的催化剂固体粉末过滤更加容易。在常规催化裂化油浆分离时，虽然可以通过澄清而部分利用，但利用率较低，本发明方法由于不分离出催化裂化油浆，不产生外排部分，提高了原料的利用率和目的产

品的收率。

5、催化裂化重馏分对新鲜渣油原料起到稀释作用，油品性质得到改善，降低了渣油加氢处理混合进料的加氢反应难度和加工苛刻度；另外，催化裂化重馏分可降低原料的粘度，改善原料在反应系统中的物流分布以及传质，减小扩散在渣油加氢处理过程中的影响，改善镍、钒等有害金属在催化反应系统中的沉积分布，延长催化剂的使用寿命；同时，粘度的降低使混合原料油的输送和过滤更加容易。

6、催化裂化柴油馏分及以上重馏分可在渣油加氢工艺过程中脱除杂质，芳烃饱和，成为更好的催化裂化原料组成，进一步提高了催化裂化高附加值产品收率，同时低价值的焦炭产率明显降低。

附图说明

图 1 是本发明渣油加氢处理和催化裂化组合方法工艺流程示意图。

具体实施方式

下面结合附图对本发明所提供的方法进行进一步的说明，但不因此而限制本发明。

工艺流程详细描述如下：

渣油原料 1 和过滤后的催化裂化重馏分 17 混合，升压后与循环氢 2 混合进入加氢处理反应器 3，通过与加氢处理催化剂床层接触，脱除原料油中的金属、硫、氮等杂质，同时降低原料的残炭来满足下游催化裂化装置的进料要求。加氢处理反应器 3 出口反应流出物 4 进入高压分离器 5 进行气液分离，分离出的气相物流进行脱硫化氢等处理后进循环压缩机 8 升压后循环到加氢处理反应器 3 的入口，补充的新氢也可以在循环压缩机 8 之后引入，分离出的液相物流再到低压分离器 6 进一步分离，分离出的液相物流不经换热和分馏，调整低压分离器的压力，使液相物流在不使用原料泵的情况下通过管线 7 进入催化裂化装置的反应系统 9。

来自管线 7 的加氢生成油进入催化裂化装置的反应系统 9，与高温再生催化裂化催化剂接触并进行反应，反应后的油气物流 10 进入催化装置的分馏塔 13，分离出气体 11 和催化裂化汽油 12，气体 11 和催化裂化汽油 12 排出装置，分馏塔剩余的催化裂化重馏分 14 进入分离器

15, 过滤出催化剂粉末、杂质及固体颗粒 16, 过滤后的催化裂化重馏分 17 循环到加氢处理装置。

下面的实施例将对本发明提供的方法进一步说明, 但并不因此而限制本发明。反应是在小型提升管式催化裂化装置和中试渣油加氢处理装置上进行。实施例和对比比例中所用的原料油为沙特中质原油的常压渣油, 其性质列于表 1。实施例和对比比例中所用的渣油加氢处理催化剂的类型和体积完全相同, 均是中国石油化工股份有限公司催化剂分公司生产的 CEN、FZC、ZTN、ZTS 系列渣油加氢催化剂, 具体包括保护剂, 脱金属催化剂, 脱硫催化剂, 脱氮催化剂等, 装填顺序一般是使原料油依次与保护剂、加氢脱金属、加氢脱硫、加氢脱氮催化剂接触, 当然也有将这几种催化剂混合装填的技术。上述催化剂装填技术为本领域技术人员所熟知的技术内容。实施例和对比比例中所用的催化裂化催化剂相同, 均为大连石化分公司 350 万吨/年重油催化裂化装置使用的催化剂, 为工业平衡催化剂。其新鲜剂组成为: 95wt%LBO-16 降烯烃催化剂+5wt%LBO-A 提高辛烷值助剂。

对比比例

该对比比例采用常规的渣油加氢处理-催化裂化方法, 即渣油在加氢处理装置进行加氢反应, 分离反应产物得到气体, 加氢石脑油、加氢柴油和加氢渣油。所得的加氢渣油进入催化裂化装置进行裂化反应, 催化裂化重循环油在催化裂化装置内循环处理。表 2、表 3、表 4 分别为工艺条件、产品分布和主要产品性质。

实施例

该实施例采用本发明提供的渣油加氢处理和催化裂化组合方法, 加氢处理所有液相产物不经分馏直接进入催化裂化装置, 催化裂化反应流出物分馏系统简化设计, 仅分馏出干气、液化气和汽油馏分, 其余的催化裂化重馏分经过滤出固体杂质后循环至加氢处理装置中进一步加工。表 2、表 3、表 5 分别为工艺条件、产品分布、和主要产品性质。

对比结果表明, 将催化裂化重馏分油与新鲜渣油原料混合加氢处理后, 催化裂化汽油收率增加 22.49 个百分点, 液化气产率增加了 9.23 百分点, 焦炭产率有所下降, 干气收率略有增加。本发明方法可以很好地满足希望增产汽油的企业。

表 1 原料油性质

项目	数据
S, 质量%	2.33
N, $\mu\text{g/g}$	3044
残炭(CCR), 质量%	11.8
密度 (20℃), kg/m^3	982.0
粘度(100℃), mm^2/s	98.0
Ni+V, $\mu\text{g/g}$	75.62

表 2 加氢处理和催化裂化工艺条件

名称	对比例	实施例
加氢处理工艺条件		
原料	新鲜原料	新鲜原料+催化裂化重馏分
氢分压, MPa	14.0	14.0
反应温度, °C	385	385
体积空速 [*] , h^{-1}	0.20	0.27
氢油比	600	600
催化裂化工艺条件		
原料	加氢常渣	混合油加氢生成油
反应温度, °C	505	505
剂油比	7.5	7.5

- 以装置进料量计算。实施例中新鲜原料的进料量与对比例相同。

表 3 产品分布

名称	对比比例	实施例
加氢处理产品分布 [●] : 质量%		
化学氢耗	1.20	1.43
气体	2.54	2.76
石脑油	1.14	2.32
柴油	5.25	-
加氢尾油	92.27	96.35
催化裂化产品分布 [●] : 质量%		
干气	1.91	2.12
液化气	15.54	24.52
汽油	46.94	67.25
柴油	19.40	-
油浆	7.47	-
焦炭	8.74	6.11
两套装置合计 ^{●●} , 质量%		
化学氢耗	1.20	1.43
干气	4.14	4.71
液化气	14.44	23.67
汽油 (包括加氢石脑油)	44.67	67.16
柴油	22.90	-
油浆	6.94	-
焦炭	8.11	5.89

● 以装置进料量为 100% 计算, ●● 以新鲜原料为 100% 计算。

表 4 常规加氢处理 - 催化裂化主要产品性质*

产品	渣油加氢处理部分		催化裂化部分		
	柴油	加氢常渣	汽油	柴油	重循环油
密度(20℃), g/cm ³	0.9231	0.9864	0.7532	0.9060	0.9930
S, μg/g	91.1	5500	55.2	3055	8600
N, μg/g	120	2296	28.2	478	2570
残炭, 质量%	/	5.50	/	/	2.78
凝点, °C	-11	23	/	-26	15
十六烷值	45	/	/	21.5	/
RON	/	/	90.5	/	/

- 在本发明中加氢常渣、催化裂化重循环油均为中间产品

表 5 本发明主要产品性质

产品	催化裂化汽油
密度(20℃), g/cm ³	0.7400
S, μg/g	29.5
RON	91.9

权 利 要 求

1. 一种渣油加氢处理和催化裂化组合方法，其特征在于：渣油原料在氢气和加氢处理催化剂存在下进行加氢反应，加氢反应流出物经气液分离得到气相和液相，气相循环用于加氢反应，液相不经分馏直接进入催化裂化装置，催化裂化反应流出物分离出干气、液化气和催化裂化汽油后的催化裂化重馏分与渣油原料混合进行加氢反应。

2. 按照权利要求 1 所述的方法，其特征在于：渣油原料包括常压渣油或减压渣油。

3. 按照权利要求 1 所述的方法，其特征在于：渣油原料加氢采用固定床渣油加氢处理技术、悬浮床渣油加氢处理技术、沸腾床渣油加氢处理技术或移动床渣油加氢处理技术。

4. 按照权利要求 1 或 3 所述的方法，其特征在于：渣油原料加氢过程条件为：绝对压力为大约 5MPa - 大约 35MPa，温度为大约 300℃ - 大约 500℃，新鲜液时体积空速为大约 0.1h^{-1} - 大约 5.0h^{-1} ，总氢油体积比为大约 100 - 大约 5000。

5. 按照权利要求 1 或 3 所述的方法，其特征在于：渣油原料加氢过程条件为：绝对压力为大约 10MPa - 大约 20MPa，温度为大约 350℃ - 大约 450℃下，新鲜液时体积空速为大约 0.15h^{-1} - 大约 2.0h^{-1} ，总氢油体积比为大约 300 - 大约 3000。

6. 按照权利要求 1 所述的方法，其特征在于：催化裂化装置为一套或一套以上，每套催化裂化装置至少应包括一个反应器和一个再生器。

7. 按照权利要求 6 所述的方法，其特征在于：催化裂化装置设置分馏塔，催化裂化分馏塔将催化裂化反应流出物分馏为干气、液化气、催化裂化汽油和催化裂化重馏分。

8. 按照权利要求 1 或 7 所述的方法，其特征在于：催化裂化重馏分循环回加氢处理装置之前先过滤出含有的微量催化裂化催化剂粉末。

9. 按照权利要求 1 或 6 所述的方法，其特征在于：催化裂化装置操作条件为：反应温度为大约 450℃ - 大约 600℃，再生温度为大约 600℃ - 大约 800℃，剂油重量比为大约 2 - 大约 30，与催化剂接触时间为大

约 0.1 ~ 大约 15 秒，压力为大约 0.1 ~ 大约 0.5MPa。

10. 按照权利要求 1 所述的方法，其特征在于：催化裂化装置操作条件为：反应温度为大约 490 ~ 大约 550℃，再生温度为大约 650 - 大约 750℃，剂油重量比为大约 4 ~ 大约 10，与催化剂接触时间为大约 5 0.5 ~ 大约 5 秒。

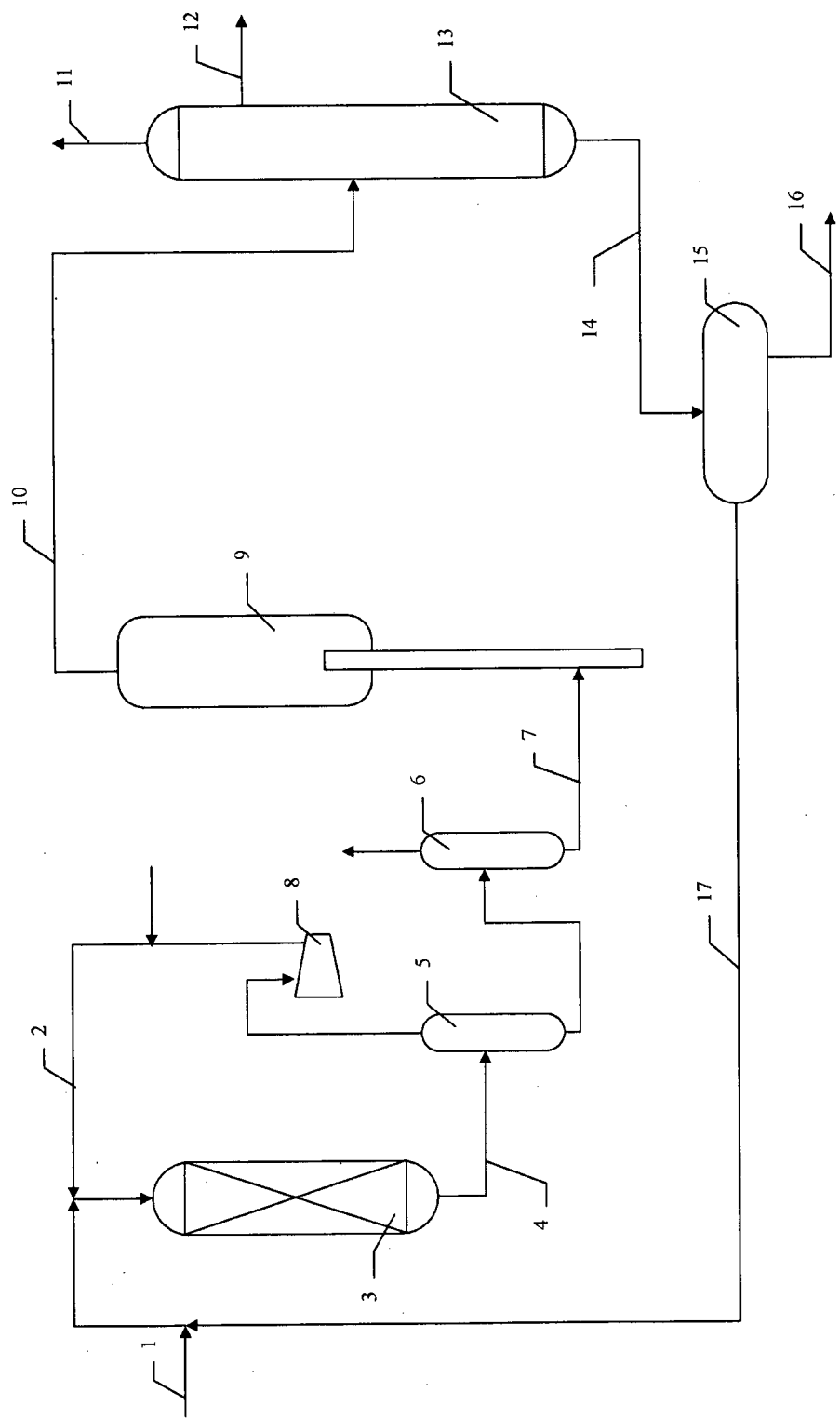


图 1

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.

PCT/CN2011/000683

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER

C10G 69/04 (2006.01)i

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 69/-, B01J 8/-

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)

WPI; EPODOC; CNKI; CA; CNPAT: residual oil, hydrogenate, hydrotreat, hydroprocessing, catalytic cracking, cracking, combine, gas phase, liquid phase

C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
X	CN101875855A (CHINA PETROLEUM & CHEMICAL CORPORATION et al.) 03 Nov. 2010 (03.11.2010) see claims 1-10	1-10
A	CN1262306A (CHINA PETROCHEMICAL CORP. et al.) 09 Aug. 2000 (09.08.2000) see claims 1-6	1-10
A	US4713221A (PHILLIPS PETROLEUM COMPANY) 15 Dec. 1987 (15.12.1987) see abstract	1-10

☐ 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

28 Nov. 2011 (28.11.2011)

Date of mailing of the international search report

02 Feb. 2012 (02.02.2012)

Name and mailing address of the ISA/CN
The State Intellectual Property Office, the P.R.China
6 Xitucheng Rd., Jimen Bridge, Haidian District, Beijing, China
100088
Facsimile No. 86-10-62019451

Authorized officer

ZHANG, Xianguo

Telephone No. (86-10)82245732

International application No.
PCT/CN2011/000683

Form PCT/ISA /210 (patent family annex) (July 2009)

国际检索报告

国际申请号

PCT/CN2011/000683

A. 主题的分类

C10G 69/04 (2006.01)i

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: C10G 69/-, B01J 8/-

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))

WPI; EPODOC; CNKI; CA; CNPAT: 渣油, 加氢, 催化裂化, 裂化, 组合, 气相, 液相, residual oil, hydrogenate, hydrotreat, hydroprocessing, catalytic cracking, cracking, combine, gas phase, liquid phase

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
X	CN101875855A (中国石油化工股份有限公司等) 03.11 月 2010 (03.11.2010) 参见权利要求 1-10	1-10
A	CN1262306A (中国石油化工集团公司等) 09.8 月 2000 (09.08.2000) 参见权利要求 1-6	1-10
A	US4713221A (PHILLIPS PETROLEUM COMPANY) 15.12 月 1987 (15.12.1987) 参见摘要	1-10



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

28.11 月 2011 (28.11.2011)

国际检索报告邮寄日期

02.2 月 2012 (02.02.2012)

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

张宪国

电话号码: (86-10) **82245732**

关于同族专利的信息

PCT/CN2011/000683

PCT/ISA/210 表(同族专利附件) (2009 年 7 月)