



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 103965958 A

(43) 申请公布日 2014. 08. 06

(21) 申请号 201310034855. 1

(22) 申请日 2013. 01. 30

(71) 申请人 中国石油天然气股份有限公司
地址 100007 北京市东城区东直门北大街9号中国石油大厦

(72) 发明人 李振宇 任文坡 李雪静 杨延翔
曲静波 乔明 李顶杰 任静
郑轶丹 王春娇 朱庆云 黄格省
王红秋 朱雅兰 卢红

(74) 专利代理机构 北京市中实友知识产权代理有限公司 11013
代理人 谢小延

(51) Int. Cl.
C10G 67/00 (2006. 01)

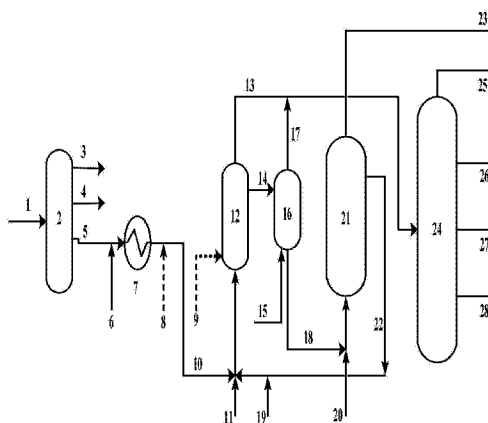
权利要求书1页 说明书8页 附图1页

(54) 发明名称

一种含酸石油的加工方法

(57) 摘要

本发明涉及一种含酸石油进行催化裂化的加工方法;含酸石油经过换热后送入常减压蒸馏塔,切割分离出石脑油馏分、柴油馏分,得到重质组分;重质组分与焦化蜡油混合,得到预处理的石油馏分;预处理的石油馏分催化裂化得到产物油气;产物油气在分馏塔中进行分馏得到气体、汽油馏分、柴油馏分、蜡油馏分;所得石脑油馏分与汽油馏分混合进行催化重整,得到高辛烷值重整汽油;所得柴油馏分送往加氢精制装置进行加氢精制,得到优质柴油;蜡油馏分一部分循环回催化裂化反应器,一部分外甩出反应装置;本方法能够同时加工含酸原油和焦化蜡油,解决两种劣质石油的加工利用问题,而且能够避免加工含酸原油存在的腐蚀问题。



1. 一种含酸石油的加工方法,其特征在于:

(1) 含酸石油经过换热后送入常减压蒸馏塔,切割分离出初馏点 $\sim 210^{\circ}\text{C}$ 的石脑油馏分、 $210 \sim 360^{\circ}\text{C}$ 的柴油馏分,最终得到重质组分;含酸石油酸值 $0.5 \sim 20\text{mgKOH/g}$,含酸石油残炭 $4 \sim 40$ 重量%;

(2) 步骤(1)所得重质组分与来自焦化装置的焦化蜡油混合,在一定反应条件下接触反应,得到预处理的石油馏分;所述焦化蜡油的碱性氮重量含量为焦化蜡油的 $0.03 \sim 2.5\%$;焦化蜡油与重质组分的重量百分比为 $(5 \sim 65):(35 \sim 95)$;反应条件为:反应温度 $70 \sim 500^{\circ}\text{C}$,反应时间 $0.1 \sim 120$ 分钟;

(3) 步骤(2)所得的预处理的石油馏分送入催化裂化反应器与催化剂接触,在催化裂化反应条件下进行反应,反应得到的产物油气和待生剂进行分离;催化剂由分子筛、基质和粘合剂组成;反应条件为:反应温度为 $350 \sim 700^{\circ}\text{C}$,反应时间 $0.1 \sim 150$ 秒,催化剂与原料油的重量比为 $4 \sim 20:1$,水蒸气与原料油的重量比为 $0.02 \sim 0.4:1$,反应压力 $130 \sim 450\text{kPa}$;

基质选自无定性硅铝酸盐、活性白土、高岭土的一种或几种,粘合剂选自硅溶胶、铝溶胶的一种或两种;分子筛选自 Y、HY、USY、REUSY、ZSM-5、MCM、SAPO 分子筛的一种或几种;

(4) 步骤(3)所得的待生剂经汽提后送往再生器,在再生反应条件下烧除待生剂上的积炭得到再生剂;再生反应过程,反应温度 $500 \sim 1000^{\circ}\text{C}$;

(5) 步骤(4)所得的再生剂返回步骤(3)的反应器中;

(6) 步骤(3)所得的产物油气在分馏塔中进行分馏,得到气体、汽油馏分、柴油馏分、蜡油馏分;

(7) 步骤(1)所得石脑油馏分与步骤(6)所得的汽油馏分混合送往催化重整装置进行催化重整,得到高辛烷值重整汽油;催化重整催化剂包括活性组分铂、氯、铈或锡中的一种,载体包括 β 沸石、L 沸石、氧化铝或氧化硅的一种或几种的组合;催化重整反应条件为压力 $0.15 \sim 5.5\text{MPa}$,温度 $380 \sim 620^{\circ}\text{C}$,重时空速 $0.1 \sim 50$,氢气/油分子比为 $2 \sim 75$;

(8) 步骤(1)所得柴油馏分与步骤(6)所得的柴油馏分混合送往加氢精制装置进行加氢精制,得到优质柴油;加氢精制催化剂活性组分选自 W、Mo、Ni、Fe、Co 的一种或几种的组合;载体选自氧化铝、氧化硅、氧化锆、氧化钛、分子筛、活性炭、氧化硼的一种或几种的组合;

加氢精制反应条件为氢分压 $3.5 \sim 10.0\text{MPa}$,反应温度 $200 \sim 360^{\circ}\text{C}$,体积空速为 $0.5 \sim 10.0\text{h}^{-1}$,氢油体积比为 $150 \sim 1200$;

(9) 步骤(6)所得的蜡油馏分分为两部分,一部分循环回步骤(3)中的催化裂化反应器,一部分外甩出反应装置;蜡油馏分循环回催化裂化反应器部分与外甩部分的重量百分比为 $(5 \sim 50):(50 \sim 95)$ 。

一种含酸石油的加工方法

技术领域

[0001] 本发明涉及一种含酸石油的裂化过程,尤其涉及一种含酸石油与焦化蜡油混合预处理,然后进行催化裂化的方法。

背景技术

[0002] 世界上高酸值原油资源约为 9000 亿吨,可开采量约为 1800 亿吨。我国高酸值原油资源也很丰富,目前主要分布在辽河、胜利、新疆等地。原油中的酸性物质以环烷酸最为重要,含量高,约占原油酸性物质的 90%。当原油酸值大于 0.5mg KOH/g 即能引起设备腐蚀。随着原油的不断勘探和开发,含酸原油被不断的发现和开采,这部分原油的加工方法逐渐引起人们的重视。由于该类原油酸值高,对设备及管线腐蚀严重,蜡油馏分难裂化,做催化原料时轻油收率偏低,因此炼厂一般通过掺炼的方法加工该类原油。

[0003] 此外,随着炼油厂原料的重质化、劣质化,延迟焦化装置承担的加工负荷越来越大。通过焦化过程,重质油转化为轻质馏分油如汽油、柴油、蜡油。汽油、柴油馏分经过预处理或调和可以直接作为运输燃料,而焦化蜡油一般不能直接利用,需要做进一步加工,如催化裂化、加氢裂化。但是我国的焦化蜡油一般具有很高的氮含量,这些氮分为碱性氮和非碱性氮。因为催化裂化催化剂属于固体酸催化剂,加氢裂化催化剂提供裂化活性的组分也是固体酸。在加工焦化蜡油时,碱性的氮元素在固体酸活性中心上有很强的吸附活性(非碱性氮在加工过程中有很大一部分也转化为碱性氮),使酸性催化剂失去一部分活性,催化剂的效率下降。

发明内容

[0004] 本发明的目的是在现有催化裂化技术的基础上,提供一种加工含酸石油的方法,能改善现有技术不能直接加工含酸石油的问题。

[0005] 本发明提供的方法包括:

[0006] (1) 含酸石油经过换热后送入常减压蒸馏塔,切割分离出石脑油馏分和柴油馏分,得到重质组分;

[0007] (2) 步骤(1)所得重质组分与来自焦化装置的焦化蜡油混合,在一定反应条件下接触反应,得到预处理的石油馏分;

[0008] (3) 步骤(2)所得的预处理的石油馏分送入催化裂化反应器与催化剂接触,在催化裂化反应条件下进行反应,反应得到的产物油气和待生剂进行分离;

[0009] (4) 步骤(3)所得的待生剂经汽提后送往再生器,在再生反应条件下烧除待生剂上的积炭得到再生剂;

[0010] (5) 步骤(4)所得的再生剂返回步骤(3)的反应器中;

[0011] (6) 步骤(3)所得的产物油气在分馏塔中进行分馏,得到气体、汽油馏分、柴油馏分、蜡油馏分;

[0012] (7) 步骤(1)所得石脑油馏分与步骤(6)所得的汽油馏分混合送往催化重整装置

进行催化重整,得到高辛烷值重整汽油;

[0013] (8) 步骤(1)所得柴油馏分与步骤(6)所得的柴油馏分混合送往加氢精制装置进行加氢精制,得到优质柴油;

[0014] (9) 步骤(6)所得的蜡油馏分分为两部分,一部分循环回步骤(3)中的催化裂化反应器,一部分外甩出反应装置。

[0015] 本发明所述含酸石油酸值 0.5 ~ 20mgKOH/g, 优选大于 1.0 ~ 15mgKOH/g, 含酸石油残炭 4 ~ 40 重量%, 优选 7 ~ 30 重量%。含酸石油还可以是煤炭直接液化馏分油、煤焦油全馏分、木焦油全馏分等的一种或几种, 以及其中的一种或几种与含酸原油的混合。

[0016] 根据本发明所提供的方法, 含酸石油首先送入常减压蒸馏塔, 切割分离出初馏点 ~ 210°C 的石脑油馏分, 210 ~ 360°C 的柴油馏分, 最终得重质组分。

[0017] 所述的常减压蒸馏塔为所公知的装置, 优先选用耐腐蚀的合金材料制造。

[0018] 根据本发明所述的方法, 步骤(1)所得重质组分与来自焦化装置的焦化蜡油混合, 在一定反应条件下接触反应, 得到预处理的石油馏分。

[0019] 步骤(2)中所述的焦化蜡油氮含量 0.08 ~ 4 重量%, 优选 0.1 ~ 3 重量%, 更优选 0.15 ~ 2 重量%。根据海相和陆相生油的观点, 我国原油通常多属于陆相生油, 氮含量高, 因此所述的焦化蜡油优选国产原油经过焦化加工所得到的蜡油馏分。所述焦化蜡油的碱性氮含量 0.03 ~ 2.5 重量%, 优选 0.06 ~ 1.8 重量%。根据本发明的方法, 焦化加工过程无特殊限制, 可以是延迟焦化、流化焦化、灵活焦化。

[0020] 所述步骤(2)中的混合过程可以在步骤(1)所述的重质组分送入加热炉之前与焦化蜡油混合均匀, 也可以是在重质组分经过加热炉加热以后的管线中与焦化蜡油混合, 还可以是在催化裂化反应装置上设置加料口, 将焦化蜡油直接送入反应器内。

[0021] 所述步骤(2)中的焦化蜡油与重质组分的比例为(5 ~ 65):(35 ~ 95)重量%, 优选(10 ~ 50):(50 ~ 90)重量%。

[0022] 所述步骤(2)中的反应过程条件为: 反应温度 70 ~ 500°C, 反应时间 0.1 ~ 120 分钟。优选 90 ~ 450°C, 1 ~ 80 分钟。更优选 120 ~ 430°C, 2 ~ 50 分钟。

[0023] 根据本发明所述的方法, 含酸石油的重质组分与焦化蜡油混合, 在一定反应条件下发生反应, 可以实现石油馏分的部分改质。含酸石油中的 -OH、-COOH、-S=O 等含氧官能团呈现酸性, 与焦化蜡油中的含氮化合物发生较弱的“中和”作用, 降低了含酸石油的酸性, 从而减少了在后续输送和加工过程中对设备的腐蚀。并且, “中和”作用减弱了含氮化合物的碱性, 从而使得焦化蜡油在后续催化裂化催化剂酸性中心的吸附减弱。由于酸性分子与碱性分子的弱化学作用, 形成“盐”类的物质, 分子尺寸变大, 因而在后续催化裂化催化剂上的吸附过程也更加困难, 从而减弱了含氮化合物对酸性催化剂的中毒作用。

[0024] 本发明提供的方法中, 所述步骤(2)所得的预处理石油馏分直接送入催化裂化反应器与催化剂接触, 在催化裂化反应条件下进行反应, 反应得到的产物油气和待生剂进行分离。

[0025] 所述步骤(3)中的催化裂化反应器可以是流化床、固定床、固定流化床、沸腾床、气流床、提升管、下行管反应器, 或者是它们中两种以上组合而成的反应器, 优选的反应器形式为流化床、沸腾床、气流床、提升管。其中, 提升管反应器和下行管反应器可以是等直径的也可以是变直径的。

[0026] 所述步骤(3)中的催化剂由分子筛、基质和粘合剂按照一定的工艺方法制备而成,微反活性在 30 ~ 80 之间(按标准 ASTM D3907-87 测定)。所述的分子筛选自 Y、HY、USY、REUSY、ZSM-5、MCM、SAPO 分子筛的一种或几种,所述的基质可以是无定性硅铝酸盐、活性白土、高岭土的一种或几种,所述的粘合剂选自硅溶胶、铝溶胶的一种或两种。所述催化剂的活性可以根据加工对象和加工目的做灵活地调整。所述催化剂是一种水热稳定性好,具有一定催化裂化活性的球形颗粒。可以通过喷雾干燥、团聚方法制备。

[0027] 所述步骤(3)中的催化裂化反应条件为:反应温度为 350 ~ 700℃,反应时间 0.1 ~ 150 秒,催化剂与原料油的重量比为 4 ~ 20:1,水蒸气与原料油的重量比为 0.02 ~ 0.4:1,反应压力 130 ~ 450kPa。优选的反应条件为:反应温度 400 ~ 650℃,更优选 450 ~ 620℃,反应时间 0.5 ~ 100 秒,催化剂与原料油的重量比为 5 ~ 15:1,水蒸气与原料油的重量比为 0.03 ~ 0.3:1,反应压力 140 ~ 350kPa。

[0028] 本发明所提供的方法,步骤(3)所得的油气产物和待生剂进行分离,油气产物送入分馏塔中进行分馏,得到气体、汽油馏分、柴油馏分、蜡油馏分。待生剂首先进行汽提,脱除吸附的油气后送往再生器,在再生反应条件下烧除待生剂上的积炭得到再生剂,再生剂返回步骤(3)的反应器中。

[0029] 所述的汽提过程可以在催化裂化反应器内完成,也可以单独设置汽提塔,待生剂在汽提塔内与汽提介质接触,脱除待生剂吸附的油气,然后送至再生器。汽提介质可以是水蒸气、氮气、二氧化碳、炼厂干气、液化石油气的一种或几种,优选水蒸气、氮气。

[0030] 所述步骤(4)中的再生反应条件为:反应温度 500 ~ 1000℃,优选 550 ~ 800℃,更优选 600 ~ 750℃,反应时间 2 ~ 1000 秒,优选 5 ~ 800 秒,更优选 10 ~ 600 秒,再生过程的床层压力 130 ~ 450kPa (表压)。

[0031] 所述步骤(4)所得的再生剂返回步骤(3)中的反应器,循环使用,继续与原料油接触反应,将含酸石油馏分转化为轻质液体燃料。

[0032] 所述步骤(6)中的分馏塔包括常压蒸馏塔和减压蒸馏塔。所述分馏塔可以选自板式塔、填料塔。

[0033] 本发明提供的方法中,所述步骤(1)所得石脑油馏分与步骤(6)所得的汽油馏分混合送往催化重整装置进行催化重整,得到高辛烷值重整汽油。

[0034] 所述步骤(7)中的催化重整装置选自间歇操作的固定床反应器、半再生式的固定床反应器、连续再生的移动床反应器。所述的催化重整催化剂由活性组分和载体组成,其中活性组分包括铂、钨,以及铈或锡中的一种,载体包括 β 沸石、L 沸石、无机金属氧化物的一种或几种的组合,无机金属氧化物可以是氧化铝或氧化硅。所述的催化重整反应条件为压力 0.15 ~ 5.5MPa, 380 ~ 620℃,重时空速 0.1 ~ 50,氢气 / 油分子比为 2 ~ 75。

[0035] 本发明提供的方法中,步骤(1)所得柴油馏分与步骤(6)所得的柴油馏分混合送往加氢精制装置进行加氢精制,得到优质柴油。

[0036] 所述步骤(8)中的加氢精制装置为一个固定床反应器或几个固定床反应器的串联或并联。所述的加氢精制催化剂由活性组分和载体组成,其中活性组分选自元素周期表中的第 VIB 族组分和 / 或第 VIII 族组分,优选 W、Mo、Ni、Fe、Co 的一种或几种的组合。载体选自氧化铝、氧化硅、氧化锆、氧化钛、分子筛、活性炭、氧化硼的一种或几种的组合。所述的加氢精制反应条件为氢分压 3.5 ~ 10.0MPa,反应温度 200 ~ 360℃,体积空速为 0.5 ~

10.0h⁻¹,氢油体积比为 150 ~ 1200。

[0037] 本发明提供的方法中,步骤(6)所得的蜡油馏分分为两部分,一部分循环回步骤(3)中的催化裂化反应器,一部分外甩出反应装置。其中,蜡油馏分循环回催化裂化反应器部分与外甩部分的比例为(5 ~ 50):(50 ~ 95)重量%,优选(6 ~ 33):(67 ~ 94)重量%。

[0038] 与现有技术相比,本发明的有益效果主要体现在以下两个方面:

[0039] (1)本发明所提供的方法,通过对含酸石油与含氮焦化蜡油进行混合处理,酸性石油分子与碱性石油分子发生化学作用,不但减缓含酸石油的腐蚀性,而且减缓含氮化合物对催化裂化催化剂的中毒,从而扩大催化裂化装置可加工原料的范围,可加工更多劣质的石油馏分,因此将提升炼厂的经济效益。

[0040] (2)本发明所提供的方法,无需额外增加固定设备投资,直接将含酸石油与含氮焦化蜡油混合接触反应一定时间即可实现,区别于常规加氢精制、溶剂萃取脱氮、注碱脱酸等方法,具有低投资、无腐蚀、清洁环保等优点。

附图说明

[0041] 图1是本发明所提供的加工含酸石油的方法的流程示意图。

具体实施方式

[0042] 如图所示,本发明提供的加工含酸石油的方法流程描述如下:

[0043] (1)含酸石油1在常减压蒸馏塔2中分为石脑油馏分3、柴油馏分4和重质组分5。重质组分5与来自管线6的焦化蜡油(焦化蜡油也可以经由管线8与重质组分混合,和/或经由管线9直接送入催化裂化反应器内)混合后进入换热单元7,混合物料经过换热以后达到一定的温度,体系开始发生“中和”反应,混合物料在经过管线10送入催化裂化反应器的过程也同时进行“中和”反应。

[0044] (2)来自管线11的雾化水与来自管线10的原料油混合后进入催化裂化反应器12内发生催化裂化反应,生成的油气产物与积炭失活的催化剂在反应器12顶部分离,油气产物经管线13送至蒸馏塔24,积炭失活的催化剂14送入汽提塔16。

[0045] (3)汽提介质经过管线15送入汽提塔16内,对催化剂进行汽提,脱除催化剂吸附的油气产物,油气产物经管线17与管线13内的油气产物混合一起送至蒸馏塔24,汽提后得到的催化剂待生剂经管线18送至催化剂再生器21,待生剂与经管线20送入再生器的含氧气体接触反应,烧除待生剂上的焦炭,完成待生剂的再生,烧焦得到的烟气经管线23送至后续烟气处理单元,催化剂再生剂经过管线22由催化裂化反应器12底部送至反应器内循环使用,补充的新鲜催化剂经管线19与再生催化剂22混合,一起送至反应器12。

[0046] (4)送至蒸馏塔24的油气产物经过分馏,切割为气体产物25、汽油馏分26、柴油馏分27、蜡油馏分28。汽油馏分26与步骤(1)中的石脑油馏分3混合后,一起送至催化重整装置,最终得到高辛烷值汽油组分。柴油馏分27与步骤(1)中的柴油馏分4混合后,一起送至加氢精制装置,最终得到高品质柴油馏分。蜡油馏分28一部分循环回催化裂化反应器12,一部分外甩出系统。气体产物25送至后续气体处理系统或者火炬。

[0047] 实施例

[0048] 以油料A(其性质见表1)为原料油,通过实沸点蒸馏装置分别切割出IBP(初馏

点) ~ 210℃的石脑油馏分、210 ~ 360℃的柴油馏分,最终得到重质组分(其性质见表 2)。焦化蜡油取自国内辽河油田的减压渣油为原料经过延迟焦化工艺生产的减压蜡油(其性质见表 1)。将从油料 A 获得的重质组分与从辽河减压渣油获得的焦化蜡油按照重量比 1:1 混合,装入釜式反应器内,以氮气充压至 500kPa (表压),由室温升温至 230℃,在高速剪切搅拌条件下反应 30 分钟,将得到预处理原料油在固定流化床反应器中与商品牌号 DVR-3 的催化裂化催化剂接触发生催化裂化反应,催化裂化工艺条件为:反应温度 500℃,剂油比 5,质量空速 8h^{-1} ,收集催化裂化产物(其组分分布情况见表 3 所示)。将催化裂化产物通过实沸点蒸馏切割出汽油馏分、柴油馏分和蜡油馏分。将催化裂化汽油馏分与由油料 A 获得的石脑油馏分混合,通过固定床反应器与 Pt-Sn-Cl/ γ -Al₂O₃ 重整催化剂接触反应,温度 440℃,1.8MPa,重时空速 10,氢气/油分子比为 20,得到高辛烷值汽油馏分(其性质见表 4 所示)。将催化裂化柴油馏分与由油料 A 获得的柴油馏分混合,通过固定床反应器与 Co-Mo/ γ -Al₂O₃ 加氢精制催化剂接触反应,温度 320℃,4.5MPa,体积空速 4,氢油体积比为 700,得到优质柴油馏分(其性质见表 5 所示)。

[0049] 对比例

[0050] 以油料 A 为原料油,通过实沸点蒸馏装置分别切割出 IBP (初馏点) ~ 210℃的石脑油馏分、210 ~ 360℃的柴油馏分,最终得到重质组分。焦化蜡油取自国内辽河油田的减压渣油为原料经过延迟焦化工艺生产的减压蜡油。将由油料 A 获得的重质组分与从辽河减压渣油获得的焦化蜡油分别在固定流化床反应器中与商品牌号 DVR-3 的催化裂化催化剂接触发生催化裂化反应,催化裂化工艺条件都设定为:反应温度 500℃,剂油比 5,质量空速 8h^{-1} ,得到其各自的催化裂化产物(其组分分布见表 3 所示)。

[0051] 对比发现,含酸石油重组分与焦化蜡油混合料作为催化裂化原料,产物组成有明显改善,汽油、柴油馏分收率大幅度增加,干气、焦炭等非理想组分有明显下降。汽油馏分经催化重整后,其性能指标接近国标 VI93# 汽油的标准。柴油馏分经加氢精制后,其性能指标也基本接近国标 0# 柴油的标准。

[0052] 表 1

[0053]

原料		油料 A	焦化蜡油
密度 (20℃), g/cm ³		0.9024	0.8964
运动粘度 (100℃), mm ² /s		39.23	3.87
残炭, 重量%		5.78	1.34
酸值, mgKOH/g		1.85	0
硫含量, 重量%		0.21	0.83
氮含量, μg/g		854	5400
四组分, 重量%	饱和烃	52.92	60.88
	芳香烃	34.50	33.38
	胶质	12.48	5.74
	沥青质	0.1	0

[0054] 表 2

[0055]

原料(自油料 A)	石脑油馏分	柴油馏分	重质组分
占油料 A 的比例, 重量 %	9.1	25.4	65.5
密度 (20℃), g/cm ³	0.730	0.832	0.9403
运动粘度 (20℃), mm ² /s	--	4.17	1837
残炭, 重量 %	--	--	7.88
酸值, mgKOH/g	0.01	0.23	2.06
硫含量, 重量 %	0.06	1304	0.48
氮含量, μg/g	<5	295	1638
烷烃	--	82.18	50.30
芳香烃, 重量 %	3.02	17.81	32.18
胶质, mg/ (10mL)	2.6	49.7	17.50
沥青质		0	0.02

RON	41		--
十六烷值		57	--
初馏点, °C	58	183	338
终馏点, °C	209	382	--

[0056] 表 3

原料	实施例	对比例 (重质组分)	对比例 (焦化蜡油)	折算值	实施例减 折算值
产物分布, 重量%					
干气	1.68	1.85	1.90	1.88	-0.20
液化气	9.42	11.04	8.34	9.69	-0.27
[0057] 汽油馏分	30.42	20.53	28.64	24.58	+5.84
柴油馏分	24.53	15.73	17.86	16.80	+7.73
蜡油馏分	24.98	35.65	36.19	35.92	-10.94
焦炭	8.97	15.20	7.07	11.14	-2.17
转化率, %	75.02	64.35	63.81	64.08	+10.94
总液体收率, 重量%	89.35	82.95	91.03	86.98	+2.37

[0058] 转化率 = 干气 + 液化气 + 汽油 + 柴油 + 焦炭

[0059] 液体收率 = 100 - 干气 - 焦炭

[0060] 表 4

[0061]

汽油	实施例	国标 IV
RON	92.18	93
硫含量, 重量 %	65.2	≤ 50
实际胶质 /mg/ (10mL)	2.33	≤ 5
苯含量, 重量 %	0.65	≤ 1.0
芳烃含量, 重量 %	31.76	≤ 40

烯烃含量, 重量 %	19.28	≤ 28
氧含量, 重量 %	0.9	≤ 2.7
锰含量, g/L	0.012	≤ 0.008

[0062] 表 5

[0063]

柴油	实施例	0#
密度 (20℃) /g/cm ³	0.840	0.846
运动粘度 (20℃) /mm ² /s	4.05	4.71
凝点 /℃	-5	-1
10% 蒸余物残炭, %	0.023	≤ 0.02
灰分, %	0.0018	≤ 0.0012
硫含量 /μg/g	251	500
冷滤点 /℃	1	2
闪点 (闭口) /℃	62.3	75
酸度 / (mgKOH/100mL)	3.71	5.64
十六烷值	49.6	57.7
实际胶质 /mg/ (10mL)	87	70

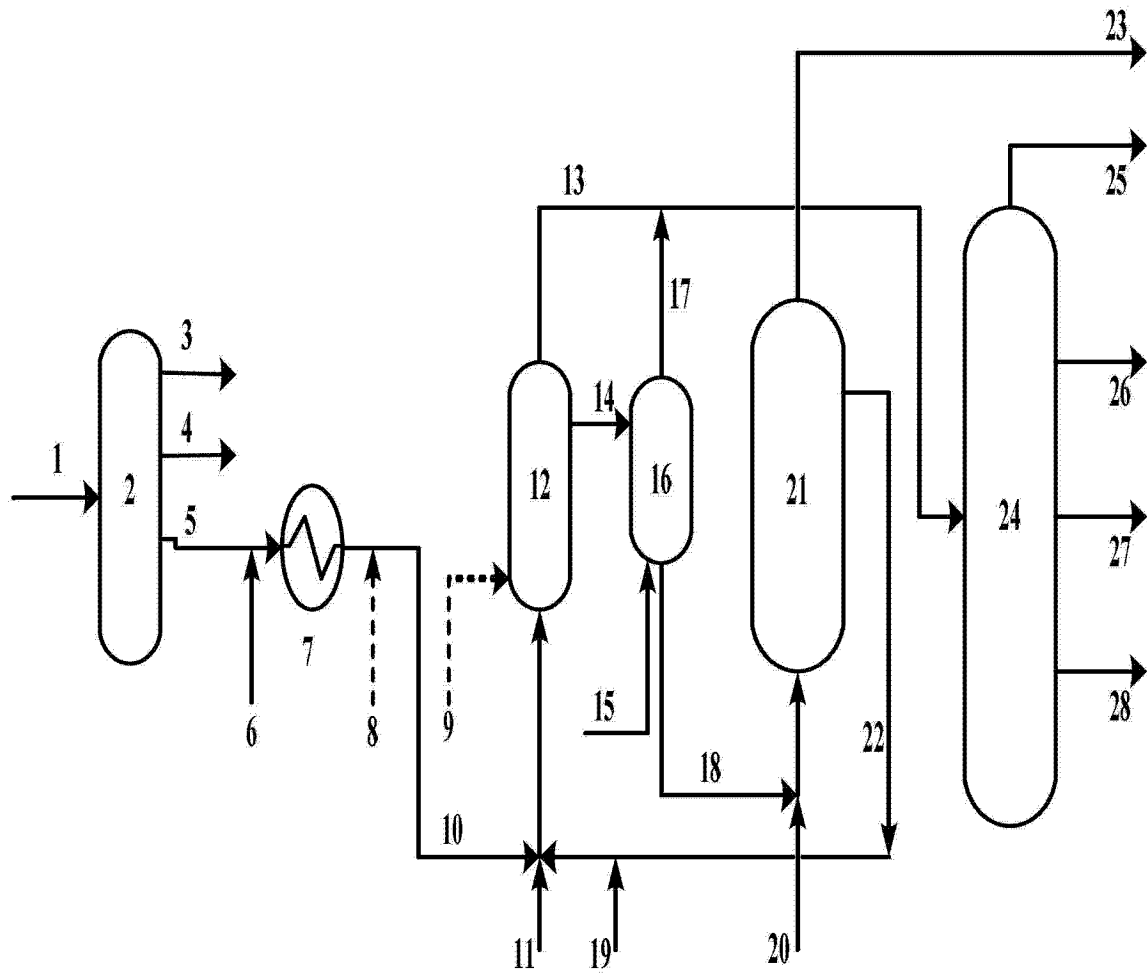


图 1