



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 102102038 B

(45) 授权公告日 2013. 12. 11

(21) 申请号 200910243464. 4

US 4975178 A, 1990. 12. 04, 全文.

(22) 申请日 2009. 12. 22

审查员 周淑歌

(73) 专利权人 北京金伟晖工程技术有限公司
地址 100083 北京市海淀区学清路 38 号金
码大厦 B 座 1805 室

(72) 发明人 丁冉峰

(51) Int. Cl.

C10G 61/10 (2006. 01)

C07C 15/04 (2006. 01)

(56) 对比文件

CN 201241102 Y, 2009. 05. 20, 说明书第 2 页
第 2 行至第 3 页第 16 行, 实施例 1、图 1 和图 2.

CN 101597519 A, 2009. 12. 09, 说明书第 2 页
第 2 行至第 3 页第 2 段, 实施例 1, 图 1 和图 2.

US 3640818 A, 1972. 02. 08, 全文.

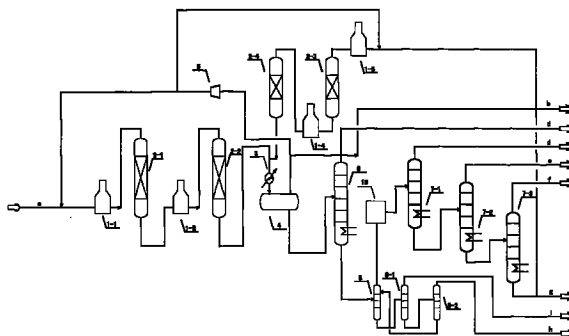
权利要求书 1 页 说明书 8 页 附图 3 页

(54) 发明名称

一种石脑油多产芳烃和溶剂油的重整方法

(57) 摘要

本发明公开了一种石脑油多产芳烃和溶剂油的重整方法, 其步骤如下: 石脑油原料加热后, 进入反应装置; 产物冷却后进行高压分离; 所得重整产物进入稳定塔处理; 塔底所得的重整生成油进入抽提系统; 所得抽出油进入第一回收塔; 底部采出物进入第二回收塔; 底部采出物返回抽提系统; 抽提后, 所得抽余油进入水洗系统; 水洗后, 产品进入第一切割塔; 所述抽余油第一切割塔上部采出食品级溶剂油; 底部与第二切割塔相连接; 上部采出 120# 溶剂油; 同时底部采出 200# 溶剂油。本发明的采出芳烃及其溶剂油的重整方法的优点是: 处理能力、液体收率、芳烃产率、各种溶剂油、氢气产量大大提高。



1. 一种石脑油多产芳烃的重整方法,其步骤如下:馏程为 80 — 185℃的石脑油原料经过加热装置加热后,进入反应装置进行反应;所述反应装置的入口温度为 470 — 530℃,入口绝对压力为 1.0-1.6MPa,进料体积空速为 3.0-5.0h⁻¹;所得反应产物经过换热冷却后进入高压分离器进行高压分离,所述高压分离器的操作温度为 35 — 45℃,操作绝对压力为 1.2 — 1.4MPa;经过高压分离后,所得氢气一部分外送,一部分经过压缩装置返回至原料管线和另一反应装置,所述经过压缩装置返回的氢气或者在加热炉前进入原料管线,或者可在加热炉后进入管线;经过所述高压分离器处理所得重整产物进入稳定塔系统进行处理,所述稳定塔系统中的稳定塔的塔顶温度为 100 — 120℃,绝对压力为 0.8 — 1.05MPa,塔底温度为 220 — 240℃,绝对压力为 0.85 — 1.10MPa,回流比为 0.90 — 1.15;塔顶采出干气、液化气和少量水;塔底所得馏程为 35-196℃的重整生成油进入抽提系统进行处理,所述抽提系统的操作温度为 100-150℃,操作绝对压力为 0.6-1.0MPa,溶剂比为 3.0-8.0,返洗比为 0.5-1.0,所用溶剂为环丁砜、N-甲酰基吗啉或四甘醇;经过抽提系统抽提后,所得抽出油进入第一回收塔,所述第一回收塔的塔顶温度为 85-90℃,绝对压力为 0.1-0.2MPa,塔底温度为 175℃,绝对压力为 0.15-0.25MPa;顶部采出苯,底部采出物进入第二回收塔,所述第二回收塔的操作温度为 110-155℃,操作绝对压力为 0.02-0.05MPa;顶部采出混合芳烃作为汽油调和产品或直接作为芳烃产品,底部采出物返回进入抽提系统;经过抽提系统抽提后,所得抽余油进入水洗系统;所述水洗系统中的水洗塔的操作温度为 30-50℃,操作绝对压力为 0.45-0.55MPa,油水比为 0.1-0.5;经过水洗系统后,所得产品进入抽余油第一切割塔进行切割;所述抽余油第一切割塔的塔顶温度为 86-106℃,绝对压力为 0.16-0.24MPa,塔底温度为 188-208℃,绝对压力为 0.2-0.28MPa,回流比为 20-60;所述抽余油第一切割塔上部采出食品级 6# 溶剂油;所述抽余油第一切割塔底部通过管线与抽余油第二切割塔相连接;所述抽余油第二切割塔的塔顶温度为 87-107℃,绝对压力为 0.12-0.2MPa,塔底温度为 191-211℃,绝对压力为 0.16-0.24MPa,回流比为 20-60;所述抽余油第二切割塔上部采出工业级 6# 溶剂油;所述抽余油第三切割塔的塔顶温度为 105-125℃,绝对压力为 0.11-0.19MPa,塔底温度为 214-234℃,绝对压力为 0.15-0.23MPa,回流比为 20-60;所述抽余油第三切割塔上部采出 120# 溶剂油;底部采出重抽余油经过加热装置加热后,进入另一反应装置进行反应,同时底部采出 200# 溶剂油;所述另一反应装置的入口温度为 470 — 530℃,入口绝对压力为 1.0-1.6MPa,进料体积空速为 1.0-2.0h⁻¹;所得反应产物经换热冷却后进入高压分离器。

2. 根据权利要求 1 所述的石脑油多产芳烃的重整方法,其特征在于:所述反应装置包括第一反应装置和第二反应装置,所述第一反应装置的反应产物先经过第二个加热装置加热后,进入第二反应装置反应,所得反应产物经过冷却后再进入高压分离器。

3. 根据权利要求 1 所述的石脑油多产芳烃的重整方法,其特征在于:所述另一反应装置包括第三反应装置和第四反应装置,所述第三反应装置的反应产物先通过第四加热装置加热后,进入第四反应装置反应,所得反应产物经换热冷却后进入高压分离器。

一种石脑油多产芳烃和溶剂油的重整方法

技术领域

[0001] 本发明涉及一种催化重整方法,特别涉及一种石脑油多产芳烃和溶剂油的重整方法。

背景技术

[0002] 随着汽车工业的快速发展及石油化学工业对芳烃需求的增长,特别是国家对环境保护的日益严格要求,催化重整汽油以其高辛烷值、低烯烃和痕量硫而成为新标准汽油中理想的调和组分之一。催化重整副产物的大量氢气又为提高油品质量,发展加氢工业提供大量廉价氢源。因此,催化重整作为生产高辛烷值汽油及芳烃的重要炼油工艺,在炼油、化工工业中发挥着越来越重要的作用。

[0003] 催化重整装置按催化剂再生方式,目前主要可分为半再生式重整和连续重整两类。两类催化重整装置因具有各自不同的特点,被各炼厂按其不同的原料加工要求而选择。

[0004] 半再生式重整由于装置投资小,操作灵活,操作费用低,适于不同的生产规模等特点,仍占用重要地位。

[0005] 自铂/钨催化剂问世以来,半再生式重整催化剂的研究和应用得到了充分的发展,已到达相当高的水平。半再生重整装置大多面临扩大处理能力的压力,扩能改造当然是解决问题的途径,但对于负荷增加不大的装置,如果能通过提高催化剂活性,增大进料空速,从而提高装置处理量,则是最有利的方法。另一方面,重整原料来源呈现多样化趋势,低芳烃潜含量的石脑油及焦化汽油等二次加工油在重整原料中所占比例加大,重整原料的劣质化趋势越来越明显。原料的劣质化对催化剂活性提出了更高的要求。

[0006] 因此提供一种能够提高处理能力,并且提高液体收率、芳烃产量、辛烷值以及氢气产量的石脑油多产芳烃及其各种溶剂重整系统及其方法就成为该技术领域急需解决的难题。

发明内容

[0007] 本发明的目的之一是提供一种能够提高处理能力,并且提高液体收率、芳烃产量以及氢气产率同时提供高辛烷值产品的石脑油多产芳烃及各种溶剂重整系统。

[0008] 为实现上述目的,本发明采取以下技术方案:

[0009] 一种石脑油多产芳烃重整系统,包括加热装置,与之相连的反应装置;其特征在于:所述反应装置分为两部分,第一和/或第二反应装置通过高压分离装置、稳定塔系统、抽提系统与水洗系统及回收系统连接、所述水洗系统与抽余油系统连接,所述抽余油切割系统再与第三和/或第四反应装置连接。

[0010] 一种石脑油多产芳烃重整系统,包括加热装置,与之相连的反应装置;其特征在于:所述反应装置底部通过管线与高压分离器相连接;所述高压分离器一方面通过管线与稳定塔系统相连接,另一方面通过管线以及压缩装置与反应装置及另一反应装置相连接;所述稳定塔系统下部通过管线与抽提系统相连接;所述抽提系统底部通过管线与第一回收

塔相连接,所述第一回收塔上部采出苯,底部通过管线与第二回收塔相连接;所述的第二回收塔上部采出混合芳烃,底部通过管线与所述抽提系统相连接;所述抽提系统顶部通过管线与水洗系统连接;所述水洗系统通过管线与抽余油第一切割塔相连接;所述抽余油第一切割塔上部采出食品级 6# 溶剂油;所述抽余油第一切割塔底部通过管线与抽余油第二切割塔相连接;所述抽余油第二切割塔上部采出工业级 6# 溶剂油;所述抽余油第二切割塔底部通过管线与抽余油第三切割塔相连接;所述抽余油第三切割塔上部采出 120# 溶剂油;所述抽余油第三切割塔下部通过管线和加热装置与另一反应装置相连接,同时采出 200# 溶剂油;所述另一反应装置的另一端通过管线与所述高压分离器相连接。

[0011] 一种优选技术方案,其特征在于:所述反应装置先通过第二个加热装置与第二反应装置相连接(第二反应装置后可通过加热装置再与更多的反应装置相连),然后再与所述高压分离器相连接。

[0012] 一种优选技术方案,其特征在于:所述另一反应装置通过第四个加热装置与第四反应装置相连接(第四反应装置后可通过加热装置再与更多的反应装置相连),然后再与所述高压分离器相连接。。

[0013] 一种优选技术方案,其特征在于:所述反应装置为上下串联的两个反应器,其间通过加热装置相连接。

[0014] 一种优选技术方案,其特征在于:所述另一反应装置为上下串联的两个反应器,其间通过加热装置相连接。

[0015] 本发明的另一目的是提供提高处理能力,并且提高液体收率、芳烃产量以及氢气产率同时提供高辛烷值产品的石脑油多产芳烃及其溶剂油的重整方法。

[0016] 一种石脑油多产芳烃重整方法,其步骤如下:馏程为 80-185℃ 的石脑油原料经过加热装置加热后,进入反应装置进行反应;所述反应装置的入口温度为 470-530℃,入口压力为 1.6-1.9MPa;出口温度为 410-460℃,出口压力为 1.5-1.8MPa;所得反应产物经过冷却后进入高压分离器进行高压分离,所述高压分离器的操作温度为 35-45℃,操作压力为 1.2-1.4MPa;经过高压分离后,所得氢气一部分外送,一部分经过压缩装置返回至原料管线和另一反应装置,所述经过压缩装置返回的氢气或者在加热炉前进入原料管线,或者在加热炉后进入原料管线;经过所述高压分离器处理后所得重整产物进入稳定塔系统进行处理,所述稳定塔系统中的稳定塔的塔顶温度为 100-120℃,压力为 0.8-1.05MPa,塔底温度为 220-240℃,压力为 1.5-3.5MPa,回流比为 0.90-1.15;塔顶采出干气、液化气和少量水;塔底所得馏程为 35-195℃ 的重整生成油进入抽提系统进行处理,所述抽提系统中的抽提塔的操作温度为 100-150℃,操作压力为 0.6-1.0MPa,溶剂比为 3.0-8.0,返洗比为 0.5-1.0,所用溶剂为环丁砜、N-甲酰基吗啉或四甘醇中的一种或几种任意比例的混合;经过抽提系统抽提后,所得抽出油进入第一回收塔,所述第一回收塔的塔顶温度为 85-90℃,压力为 0.1-0.2MPa(A),塔底温度为 175℃,压力为 0.15-0.25MPa(A);顶部采出苯,底部采出物进入第二回收塔,所述第二回收塔的操作温度为 110-155℃,操作压力为 0.02-0.05MPa(A);顶部采出混合芳烃作为汽油调和产品或直接作为芳烃产品,底部采出物返回进入抽提系统;经过抽提系统,所得抽余油经过顶部进入水系系统;所述水洗系统操作压力为 0.45 ~ 0.55MPa,操作温度为 30 ~ 50℃,油水比为 0.1 ~ 0.5;所得水洗产品进入抽余油第一切割塔进行切割;所述抽余油第一切割塔的塔顶温度为 86-106℃,压力为 0.16-0.24MPa,塔底

温度为 188–208℃, 压力为 0.2–0.28MPa, 回流比为 20–60; 所述抽余油第一切割塔上部采出食品级 6# 溶剂油; 所述抽余油第一切割塔底部通过管线与抽余油第二切割塔相连接; 所述抽余油第二切割塔的塔顶温度为 87–107℃, 压力为 0.12–0.2MPa, 塔底温度为 191–211℃, 压力为 0.16–0.24MPa, 回流比为 20–60; 所述抽余油第二切割塔上部采出工业级 6# 溶剂油; 所述抽余油第三切割塔的塔顶温度为 105–125℃, 压力为 0.11–0.19MPa, 塔底温度为 214–234℃, 压力为 0.15–0.23MPa, 回流比为 20–60; 所述抽余油第三切割塔上部采出 120# 溶剂油; 所述抽余油第三切割塔底部采出重抽余油经过加热装置加热后, 进入另一反应装置进行反应, 同时塔底采出 200# 溶剂油; 所述另一反应装置的入口温度为 470–530℃, 入口压力为 1.0–1.6MPa, 进料体积空速为 1.0–2.0h⁻¹; 所得反应产物经换热冷却后进入高压分离器。

[0017] 一种优选技术方案, 其特征在于: 所述反应装置的反应产物再经过第二个加热装置加热后, 进入第二反应装置反应 (或在第二反应装置后再接上更多的加热装置和对应的反应装置), 所得反应产物经过换热冷却后进入高压分离装置。

[0018] 一种优选技术方案, 其特征在于: 所述另一反应装置的反应产物先经过第四个加热装置加热后, 进入第四反应装置反应 (或在第四反应装置后再接上更多的加热装置和对应的反应装置), 所得反应产物经过换热冷却后再进入高压分离器。

[0019] 本发明中所述稳定塔系统和抽余油切割系统为常规的系统, 包括塔、空气冷却器、水冷却器、回流罐、回流泵以及塔底泵等。

[0020] 本发明中所述加热炉和冷凝装置为常规的装置。

[0021] 本发明中所述反应器中的所用催化剂为常规的重整催化剂。

[0022] 有益效果:

[0023] 本发明的石脑油多产芳烃及其各种溶剂重整系统及其方法的优点是: 与现有的催化重整工艺相比, 本发明的石脑油多产芳烃及其各种溶剂重整系统及方法中, 反应后的产物经过抽提和抽余油切割后, 生成的各种溶剂油与循环氢混合后进入另一反应器进一步反应, 使得本发明的系统的处理能力提高, 液体收率、芳烃产量以及氢气产率大大提高, 同时提供高辛烷值和各种溶剂油的产品。

[0024] 下面通过附图和具体实施方式对本发明做进一步说明, 但并不意味着对本发明保护范围的限制。

附图说明

[0025] 图 1 为本发明实施例 1 的流程示意图。

[0026] 图 2 为本发明实施例 2 的流程示意图。

[0027] 图 3 为本发明实施例 3 的流程示意图。

具体实施方式

[0028] 实施例 1

[0029] 如图 1 所示, 为本发明实施例 1 的流程示意图。将馏程为 80–185℃, 含硫量为 0.5ppm, 含氮量 0.5ppm, 金属含量为 5ppb, 含水量 5ppm, 烷烃含量为 70% (m), 环烷烃含量为 28% (m), 芳烃含量为 2% (m), 辛烷值 (RON) 为 42, 20℃密度为 732 千克 / 米³, 流量为

12.5 吨 / 小时的石蜡基精制石脑油原料 (a) 先经过换热, 再经过加热炉 1-1 加热后, 进入反应器 2-1 进行反应, 进料体积空速为 3.0h^{-1} ; 所述反应器 2-1 的入口温度为 530°C , 入口压力为 1.0MPa (A, 绝压); 所得反应产物经过加热炉 1-2 加热后, 进入反应器 2-2 进行反应, 所述反应器 2-2 的入口温度为 530°C , 入口压力为 1.0MPa (A); 反应产物经换热及冷凝器 3 冷却后进入高压分离器 4 进行高压分离, 所述高压分离器 4 的操作温度为 35°C , 操作压力为 1.2MPa (A); 经过高压分离后, 所得氢气一部分外送 (b), 其流量为 0.613 吨 / 小时, 氢气产率为 3.64% (重量); 其它的氢气经过压缩机 5 返回至加热炉 1-1 和加热炉 1-3, 其中返回至加热炉 1-1 前的氢油体积比为 $800 : 1$, 进入加热炉 1-3 前的氢油体积比为 $1200 : 1$ (在进入加热炉前先进行换热); 经过高压分离器 4 所得重整产物进入稳定塔系统中的稳定塔 6 进行处理, 所述稳定塔系统中的稳定塔 6 的塔顶温度为 100°C , 压力为 0.8MPa (A), 塔底温度为 220°C , 压力为 0.85MPa (A), 回流比 (m/m) 为 0.90 ; 塔顶采出干气、液化气和少量水 (c), 其流量为 2.401 吨 / 小时; 塔底所得重整生成油 (馏程为 $35\text{--}196^{\circ}\text{C}$) 进入抽提系统 8 进行处理, 所述抽提系统 8 的操作温度为 100°C , 操作压力为 0.6MPa (A), 溶剂比为 3.0 , 返洗比为 0.5 , 所用溶剂为环丁砜; 经过抽提系统 8 抽提后, 所得抽出油进入第一回收塔 9-1, 所述第一回收塔 9-1 的塔顶温度为 85°C , 压力为 0.1MPa (A), 塔底温度为 175°C , 压力为 0.15MPa (A); 顶部采出苯 (i), 所得苯的纯度为 99.99% , 冰点为 5.45°C , 20°C 密度为 879 千克 / 米³, 流量为 0.274 吨 / 小时; 底部采出物进入第二回收塔 9-2, 所述第二回收塔的操作温度为 110°C , 操作压力为 0.02MPa (A); 顶部采出混合芳烃 (h), 所得混合芳烃可作为汽油调和产品或直接作为芳烃产品, 其馏程为 $80\text{--}196^{\circ}\text{C}$, 含硫量痕量 (检测不出), 非芳烃含量为 2.0% (m), 芳烃含量为 98.0% (m), 辛烷值 (RON) 为 129 , 20°C 密度为 861 千克 / 米³, 流量为 8.780 吨 / 小时, 芳烃产率为 71.03% (重量); 经过抽提系统 8 抽提后, 所得抽余油经过顶部进入水洗系统 10; 所述水洗系统 10 操作压力为 0.45MPa , 操作温度为 30°C , 油水比为 0.1 ; 所得水洗产品进入抽余油第一切割塔 7-1 进行切割; 所述抽余油第一切割塔 7-1 的塔顶温度为 86°C , 压力为 0.16MPa , 塔底温度为 188°C , 压力为 0.2MPa , 回流比为 20 ; 所述抽余油第一切割塔 7-1 上部采出食品级 6# 溶剂油 (d) 馏程为 $60\text{--}75^{\circ}\text{C}$, 芳烃含量不到 0.1% , 含硫量痕量 (检测不出), 20°C 密度为 665 千克 / 米³, 流量为 0.091 吨 / 小时; 所述抽余油第一切割塔 7-1 底部通过管线与抽余油第二切割塔 7-2 相连接; 所述抽余油第二切割塔 7-2 的塔顶温度为 87°C , 压力为 0.12MPa , 塔底温度为 191°C , 压力为 0.16MPa , 回流比为 20 ; 所述抽余油第二切割塔 7-2 上部采出工业级 6# 溶剂油 (e) 馏程为 $60\text{--}90^{\circ}\text{C}$, 芳烃含量不到 1% , 含硫量痕量 (检测不出), 20°C 密度为 668 千克 / 米³, 流量为 0.168 吨 / 小时; 所述抽余油第二切割塔 7-2 底部通过管线与抽余油第三切割塔 7-3 相连接; 所述抽余油第三切割塔 7-3 的塔顶温度为 105°C , 压力为 0.11MPa , 塔底温度为 214°C , 压力为 0.15MPa , 回流比为 20 ; 所述抽余油第三切割塔 7-3 上部采出 120# 溶剂油 (f) 馏程为 $60\text{--}120^{\circ}\text{C}$, 芳烃含量不到 3% , 20°C 密度为 710 千克 / 米³, 流量为 0.104 吨 / 小时; 所述抽余油第三切割塔 7-3 底部采出精制油 (作为反应器 2-3 的进料), 一部分作为馏程为 $140\text{--}200^{\circ}\text{C}$ 的 200# 溶剂油 (g), 芳烃含量低于 15% (m), 20°C 密度为 778 千克 / 米³, 流量为 0.069 吨 / 小时, 总液收率为 75.89% , 其余精制油经过加热后进入反应器 2-3 进行反应, 所述反应器 2-3 的入口温度为 530°C , 入口压力为 1.0MPa (A); 所得反应产物经加热炉 1-4 加热后进入反应器 2-4 反应, 所述反应器 2-4 的入口温度为 530°C , 入口压力为 1.0MPa (A), 进料体积空速为 1.0h^{-1} ; 所得反

应产物与上述反应器 2-2 的反应产物混合后经过换热及冷凝器 3 冷却后进入高压分离器 4。

[0030] 其中各个反应器装入催化剂量的比例为反应器 2-1 : 反应器 2-2 = 1 : 1.5 ; 反应器 2-3 : 反应器 2-4 = 1 : 2。

[0031] 本发明所用重整催化剂是一种 Pt、Re 重整催化剂,其载体为采用铝溶胶热油老化法制成的 GM 单水铝石和 Ziegler 合成副产物 SB 单水铝石按一定比例混合,经成型、焙烧制得的有两个集中孔峰的复合 γ - 三氧化二铝。催化剂上 Pt 含量为 0.10 ~ 1.00 重%,Re 含量为 0.10 ~ 3.00 重%,Cl 含量为 0.50 ~ 3.00 重%,该催化剂具有高活性、高选择性和低积炭的特点。

[0032] 本发明中总液体收率等于苯、混合芳烃、食品级 6# 溶剂油、工业级 6# 溶剂油、120# 溶剂油以及 200# 溶剂油的流量之和除以原料进料量。

[0033] 芳烃产率等于苯与混合芳烃流量之和乘以芳烃含量再除以原料进料量。

[0034] 氢气产率等于外排氢量乘以氢气纯度再除以原料进料量。

[0035] 反应器 2-1 和 2-2 所用催化剂的物化性质如下表所示 :

[0036]

比表面积 m ² /g	强度 N/cm	孔容 ml/g	堆比重 g/ml	Pt m%	Re m%
192	183	0.52	0.75	0.25	0.25

[0037] 反应器 2-3 和 2-4 所用催化剂的物化性质如下表所示 :

[0038]

比表面积 m ² /g	强度 N/cm	孔容 ml/g	堆比重 g/ml	Pt m%	Re m%
196	187	0.54	0.74	0.26	0.45

[0039] 本发明所用测定方法为 (下同) :

[0040] 1、馏程 :GB/T6536-1997 石油产品蒸馏测定法 ;

[0041] 2、硫含量 :SH/T0689-2000 轻质烃及发动机燃料和其他油品的总硫含量测定法 (紫外荧光法) ;

[0042] 3、硫醇硫 :GB/T1792-1988 馏分燃料油中硫醇硫测定法 (电位滴定法) ;

[0043] 4、烷烃 :SH/T0239-92 薄层填充柱色谱法 ;

[0044] 5、芳烃 :GB/T11132-2002 液体石油产品烃类测定法 (荧光指示剂吸附法) ;

[0045] 6、辛烷值 :GB/T5487 汽油辛烷值测定法 (研究法) ;

[0046] 7、密度 :GB/T1884-2000 原油和液体石油产品密度实验室测定法 (密度计法) ;

[0047] 8、环烷烃 :SH/T0239-92 薄层填充柱色谱法 ;

[0048] 9、油中金属 :ASTM D 5708-2005 感应耦合等离子体 (ICP) 原子发射光谱法测定原油和残留燃油中的镍、钒和铁的标准试验方法 ;

[0049] 10、氮含量 :SH/T0704-2001 化学发光法测氮 (舟进样)。

[0050] 实施例 2

[0051] 如图 2 所示,为本发明实施例 2 的流程示意图。将馏程为 80-185℃,含硫量为

0.54ppm, 含氮量 0.5ppm, 金属含量为 5ppb, 含水量 5ppm, 烷烃含量为 60% (m), 环烷烃含量为 34% (m), 芳烃含量为 6% (m), 辛烷值 (RON) 为 50, 20℃密度为 738 千克 / 米³, 流量为 12.5 吨 / 小时的中间基精制石脑油原料 (a) 先经过换热, 再经过加热炉 1-1 加热后, 进入反应器 2-1 进行反应; 进料体积空速为 4.0h⁻¹, 所述反应器 2-1 为反应器 2-1 上和反应器 2-1 下两个反应器串联组成, 两个反应器之间设有加热炉 1-2; 所述反应器 2-1 的入口温度均为 500℃, 入口压力均为 1.3MPa(A); 经过反应器 2-1 反应后所得产物经换热及冷凝器 3 冷却后进入高压分离器 4 进行高压分离, 所述高压分离器 4 的操作温度为 40℃, 操作压力为 1.3MPa(A); 经过高压分离后, 所得氢气一部分外送 (b), 其流量为 0.474 吨 / 小时, 氢气产率为 3.42% (重量); 其它的氢气经过压缩机 5 返回至加热炉 1-1 和加热器 1-3 后, 其中返回至加热炉 1-1 后的氢油体积比为 800 : 1, 进入加热炉 1-3 后的氢油体积比为 1200 : 1 (在进入反应装置前先进行换热); 经过高压分离器 4 所得重整产物进入稳定塔系统中的稳定塔 6 进行处理, 所述稳定塔系统中的稳定塔 6 的塔顶温度为 102℃, 压力为 0.95MPa(A), 塔底温度为 227.5℃, 压力为 1.0MPa(A), 回流比 (m/m) 为 0.99; 塔顶采出干气、液化气和少量水 (c), 其流量为 1.448 吨 / 小时; 塔底所得重整生成油 (馏程为 35-194℃) 进入抽提系统 8 进行处理, 所述抽提系统 8 的操作温度为 120℃, 操作压力为 0.8MPa(A), 溶剂比为 5, 返洗比为 0.7, 所用溶剂为 N-甲酰基吗啉; 经过抽提系统 8 抽提后, 所得抽出油进入第一回收塔 9-1, 所述第一回收塔的塔顶温度为 87℃, 压力为 0.15MPa(A), 塔底温度为 175℃, 压力为 0.2MPa(A); 顶部采出苯 (i), 所得苯的纯度为 99.99%, 冰点为 5.45℃, 20℃密度为 879 千克 / 米³, 流量为 0.454 吨 / 小时; 底部采出物进入第二回收塔 9-2, 所述第二回收塔的操作温度为 130℃, 操作压力为 0.035MPa(A); 顶部采出混合芳烃 (h), 所得混合芳烃可作为汽油调和产品或直接作为芳烃产品, 其馏程为 80-194℃, 含硫量痕量 (检测不出), 非芳烃含量为 1.9% (m), 芳烃含量为 98.1% (m), 辛烷值 (RON) 为 131, 20℃密度为 862 千克 / 米³, 流量为 9.650 吨 / 小时, 芳烃产率为 79.37% (重量); 底部采出物返回进入抽提系统 8; 经过抽提系统 8 抽提后, 所得抽余油经过顶部进入水洗系统 10 进行处理; 所述水洗系统 10 的操作压力为 0.5MPa, 操作温度为 40℃, 油水比为 0.3; 经过水洗系统 10 水洗后, 所得产品进入抽余油第一切割塔 7-1 进行切割; 所述抽余油第一切割塔 7-1 的塔顶温度为 96℃, 压力为 0.20MPa, 塔底温度为 198℃, 压力为 0.24MPa, 回流比为 40; 所述抽余油第一切割塔 7-1 上部采出食品级 6# 溶剂油 (d) 馏程为 60-75℃, 芳烃含量不到 0.1%, 含硫量痕量 (检测不出), 20℃密度为 665 千克 / 米³, 流量为 0.109 吨 / 小时; 所述抽余油第一切割塔 7-1 底部通过管线与抽余油第二切割塔 7-2 相连接; 所述抽余油第二切割塔 7-2 的塔顶温度为 97℃, 压力为 0.14MPa, 塔底温度为 201℃, 压力为 0.2MPa, 回流比为 40; 所述抽余油第二切割塔 7-2 上部采出工业级 6# 溶剂油 (e) 馏程为 60-90℃, 芳烃含量不到 1%, 含硫量痕量 (检测不出), 20℃密度为 670 千克 / 米³, 流量为 0.180 吨 / 小时; 所述抽余油第二切割塔 7-2 底部通过管线与抽余油第三切割塔 7-3 相连接; 所述抽余油第三切割塔 7-3 的塔顶温度为 115℃, 压力为 0.15MPa, 塔底温度为 224℃, 压力为 0.19MPa, 回流比为 40; 所述抽余油第三切割塔 7-3 上部采出 120# 溶剂油 (f) 馏程为 60-120℃, 芳烃含量不到 3%, 20℃密度为 712 千克 / 米³, 流量为 0.123 吨 / 小时; 所述抽余油第三切割塔 7-3 底部采出精制油 (作为反应器 2-3 的进料), 一部分作为馏程为 140-200℃的 200# 溶剂油 (g), 芳烃含量低于 15% (m), 20℃密度为 779 千克 / 米³, 流量为 0.062 吨 / 小时, 总液收率

为 84.62%；其余所得精制油经过加热炉 1-3 加热后进入反应器 2-2 进行反应，所述反应器 2-2 的入口温度均为 500℃，入口压力均为 1.3MPa(A)，进料体积空速为 1.5h⁻¹；所述反应器 2-2 由反应器 2-2 上和反应器 2-2 下两个反应器串联组成，之间设有加热炉 1-4；其中各个反应器装入催化剂量比例为反应器 2-2 上：反应器 2-2 下 = 1 : 2.5；所得反应产物经过换热及冷凝器 3 冷却后进入高压分离器 4。

[0052] 各个反应器装入催化剂量比例为反应器 2-1 上：反应器 2-1 下 = 1 : 2。

[0053] 反应器 2-1 所用催化剂的物化性质如下表所示：

[0054]

比表面积 m ² /g	强度 N/cm	孔容 ml/g	堆比重 g/ml	Pt m%	Re m%
192	183	0.52	0.75	0.25	0.25

[0055] 反应器 2-2 所用催化剂的物化性质如下表所示：

[0056]

比表面积 m ² /g	强度 N/cm	孔容 ml/g	堆比重 g/ml	Pt m%	Re m%
196	187	0.54	0.74	0.26	0.45

[0057] 实施例 3

[0058] 如图 3 所示，为本发明实施例 3 的流程示意图。将馏程为 80-185℃，含硫量为 0.45ppm，含氮量 0.5ppm，金属含量为 5ppb，含水量 5ppm，烷烃含量为 47% (m)，环烷烃含量为 42% (m)，芳烃含量为 11% (m)，辛烷值 (RON) 为 61，20℃密度为 742 千克 / 米³，流量为 12.5 吨 / 小时的环烷基精制石脑油 (a) 先经过换热，再经过加热炉 1-1 加热后，进入反应器 2-1 进行反应；进料体积空速为 5.0h⁻¹；所述反应器 2-1 的入口温度为 470℃，入口压力为 1.6MPa(A)；所得反应产物经换热及冷凝器 3 冷却后进入高压分离器 4 进行高压分离，所述高压分离器 4 的操作温度为 45℃，操作压力为 1.4MPa(A)；经过高压分离后，所得氢气一部分外送 (b)，其流量为 0.419 吨 / 小时，纯氢流量为 0.382 吨 / 小时，氢气产率为 3.06% (重量)；其它的氢气经过压缩机 5 返回至加热炉 1-1 和加热炉 1-2，其中返回至加热炉 1-1 前的氢油体积比为 800 : 1，进入加热炉 1-2 前的氢油体积比为 1200 : 1 (在进入加热炉前先进行换热)；经过高压分离器 4 所得重整产物进入稳定塔系统 6 进行处理，所述稳定塔系统 6 的塔顶温度为 120℃，压力为 1.05MPa(A)，塔底温度为 240℃，压力为 1.10MPa(A)，回流比 (m/m) 为 1.15；塔顶采出干气、液化气和少量水 (c)，其流量为 1.565 吨 / 小时；塔底所得重整生成油 (馏程为 35-192℃) 进入抽提系统 8 进行处理，所述抽提系统 8 的操作温度为 150℃，操作压力为 1.0MPa(A)，溶剂比为 8.0，返洗比为 1.0，所用溶剂为四甘醇；经过抽提系统 8 抽提后，所得抽出油进入第一回收塔 9-1，所述第一回收塔的塔顶温度为 90℃，压力为 0.2MPa(A)，塔底温度为 175℃，压力为 0.25MPa(A)；顶部采出苯 (f)，所得苯的纯度为 99.99%，冰点为 5.45℃，20℃密度为 879 千克 / 米³，流量为 0.335 吨 / 小时；底部采出物进入第二回收塔 9-2，所述第二回收塔的操作温度为 155℃，操作压力为 0.05MPa(A)；顶部采出混合芳烃 (e)，所得混合芳烃可作为汽油调和产品或直接作为芳烃产品，其馏程为

80-192℃,含硫量痕量(检测不出),非芳烃含量为1.8%(m),芳烃含量为98.2%(m),辛烷值(RON)为134,20℃密度为865千克/米³,流量为9.903吨/小时,芳烃产率为80.48%(重量);底部采出物返回进入抽提系统8;经过抽提系统8抽提后,所得抽余油经过顶部进入水洗系统10进行处理;所述水洗系统10操作压力为0.55MPa,操作温度为50℃,油水比为0.5;经过水洗系统水洗后,所得产品进入抽余油第一切割塔7-1进行切割;所述抽余油第一切割塔7-1的塔顶温度为106℃,压力为0.24MPa,塔底温度为208℃,压力为0.28MPa,回流比为60;所述抽余油第一切割塔7-1上部采出食品级6#溶剂油(d)馏程为60-75℃,芳烃含量不到0.1%,含硫量痕量(检测不出),20℃密度为666千克/米³,流量为0.067吨/小时;所述抽余油第一切割塔7-1底部通过管线与抽余油第二切割塔7-2相连接;所述抽余油第二切割塔7-2的塔顶温度为107℃,压力为0.20MPa,塔底温度为211℃,压力为0.24MPa,回流比为60;所述抽余油第二切割塔7-2上部采出工业级6#溶剂油(e)馏程为60-90℃,芳烃含量不到1%,含硫量痕量(检测不出),20℃密度为671千克/米³,流量为0.106吨/小时;所述抽余油第二切割塔7-2底部通过管线与抽余油第三切割塔7-3相连接;所述抽余油第三切割塔7-3的塔顶温度为125℃,压力为0.19MPa,塔底温度为234℃,压力为0.23MPa,回流比为60;所述抽余油第三切割塔7-3上部采出120#溶剂油(f)馏程为60-120℃,芳烃含量不到3%,20℃密度为714千克/米³,流量为0.072吨/小时;所述抽余油第三切割塔7-3底部采出精制油(作为反应器2-3的进料),一部分作为馏程为140-200℃的200#溶剂油(g),芳烃含量低于15%(m),20℃密度为780千克/米³,流量为0.033吨/小时,总液收率为84.13%;所述其余精制油经过加热炉1-2加热后进入反应器2-2进行反应,所述反应器2-2的入口温度为470℃,入口压力为1.6MPa(A),进料体积空速为2.0h⁻¹;所得反应产物经过换热及冷凝器3冷却后进入高压分离器4。

[0059] 各个反应器装入催化剂量比例为反应器2-1:反应器2-2=1:2;

[0060] 反应器2-1所用催化剂的物化性质如下表所示:

[0061]

比表面积 m ² /g	强度 N/cm	孔容 ml/g	堆比重 g/ml	Pt m%	Re m%
192	183	0.52	0.75	0.25	0.25

[0062] 反应器2-2所用催化剂的物化性质如下表所示:

[0063]

比表面积 m ² /g	强度 N/cm	孔容 ml/g	堆比重 g/ml	Pt m%	Re m%
196	187	0.54	0.74	0.26	0.45

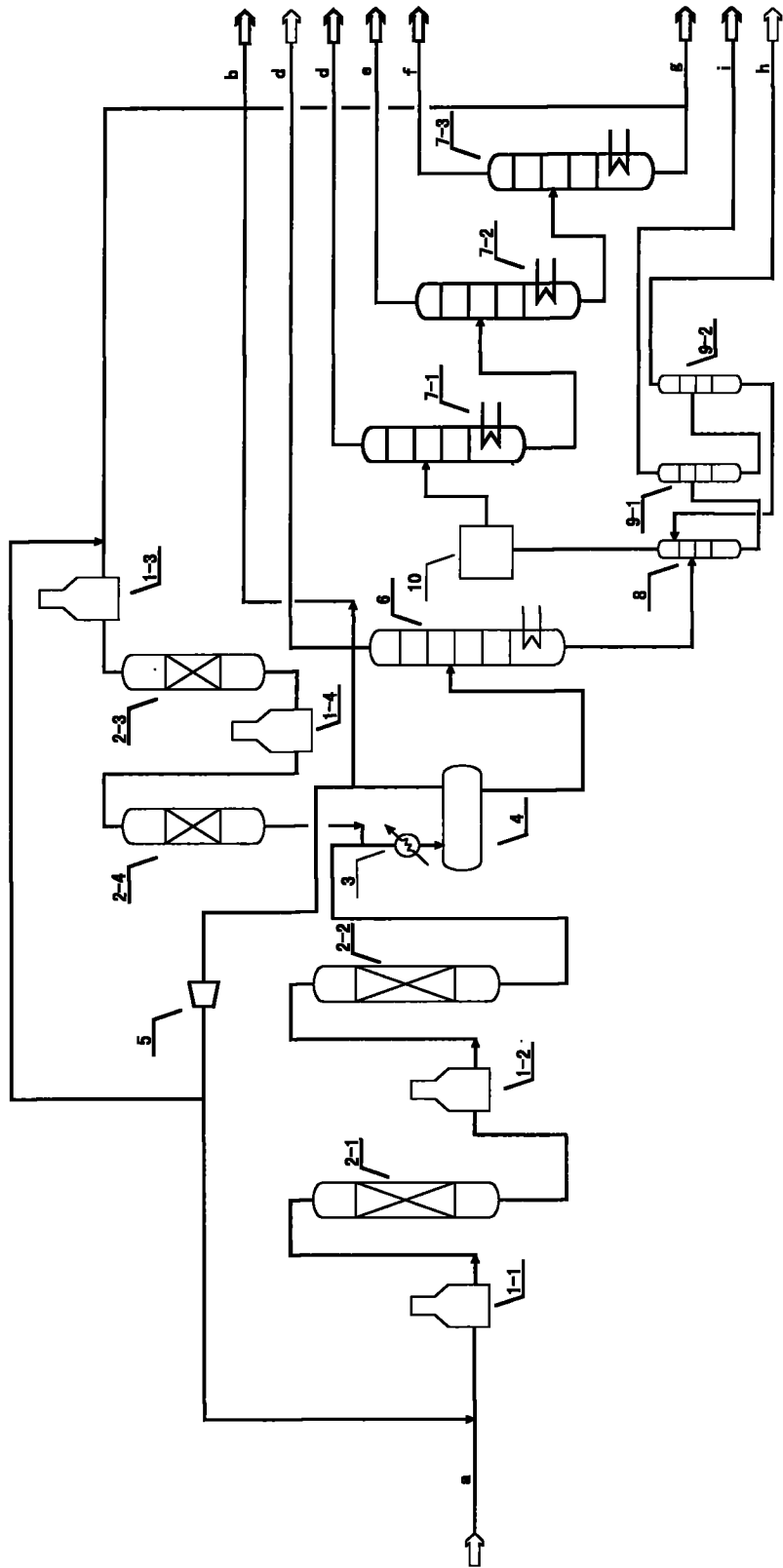


图 1

