



(12) 实用新型专利

(10) 授权公告号 CN 201459050 U

(45) 授权公告日 2010. 05. 12

(21) 申请号 200920109737. 1

(22) 申请日 2009. 07. 03

(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)

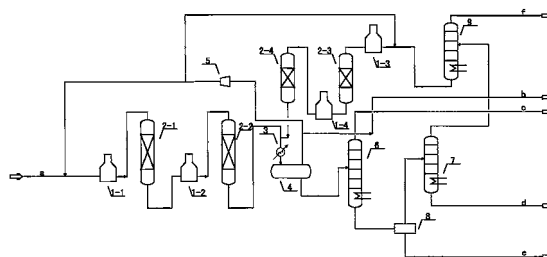
权利要求书 1 页 说明书 7 页 附图 3 页

(54) 实用新型名称

一种生产混合芳烃同时生产煤油的重整系统

(57) 摘要

本实用新型公开了一种石脑油多产芳烃重整系统, 该系统包括加热装置和反应装置; 其特征在于: 所述反应装置与高压分离器相连接; 所述高压分离器与稳定塔系统相连接; 所述稳定塔系统下部通过管线与抽提系统相连接; 所述抽提系统一方面通过管线与抽余油切割系统相连接; 所述抽提系统另一方面通过管线采出混合芳烃; 所述抽余油切割系统下部通过管线采出煤油, 所述抽余油切割系统上部通过管线与蒸发脱水系统相连接; 所述蒸发脱水系统下部通过管线以及加热装置与另一反应装置相连接, 所述抽余油切割系统下部通过管线采出煤油; 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。本实用新型的石脑油多产芳烃重整系统的优点是: 处理能力、液体收率、芳烃产率、氢气产量大大提高。



1. 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器、稳定塔系统、抽提系统以及抽余油切割系统与蒸发脱水系统连接,所述蒸发脱水系统再与第三和 / 或第四反应装置连接。

2. 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;所述高压分离器通过管线与稳定系统相连接,并通过管线以及压缩装置与原料供应系统相连接;所述稳定系统下部通过管线与抽提系统相连接;所述抽提系统一方面通过管线与抽余油切割系统相连接;所述抽提系统另一方面通过管线采出混合芳烃;所述抽余油切割系统下部通过管线采出煤油,所述抽余油切割系统上部通过管线与蒸发脱水系统相连接;所述蒸发脱水系统下部通过管线以及加热装置与另一反应装置相连接;所述另一反应装置的另一端通过管线和冷却装置与所述高压分离器相连接。

3. 根据权利要求 2 所述的石脑油多产芳烃重整系统,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,然后再与所述高压分离器相连接。

4. 根据权利要求 3 所述的石脑油多产芳烃重整系统,其特征在于:所述另一反应装置先通过第四加热装置与第四反应装置相连接,然后与所述高压分离器相连接。

5. 根据权利要求 2 所述的石脑油多产芳烃重整系统,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。

6. 根据权利要求 5 所述的石脑油多产芳烃重整系统,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。

一种生产混合芳烃同时生产煤油的重整系统

技术领域

[0001] 本实用新型涉及一种重整系统,特别涉及一种生产混合芳烃同时生产煤油的重整系统。

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/铼催化剂问世以来,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重整系统就成为该技术领域急需解决的难题。

发明内容

[0007] 本实用新型的目的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重整系统。

[0008] 为实现上述目的,本实用新型采取以下技术方案:

[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(和/或更多反应装置)通过高压分离器、稳定塔系统、抽提系统以及抽余油切割系统与蒸发脱水系统连接,所述蒸发脱水系统再与第三和/或第四反应装置(和/或更多反应装置)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;所述高压分离器通过管线与稳定系统相连接,并通过管线以及压缩装置与原料供应系统相连接;所述稳定系统下部通过管线与抽提系统相连接;所述抽提系统一方面通过管线与抽余油切割系统相连接;所述抽提系统另一方面通过管线采出混合芳烃;所述抽余油切割系统下部通过管线采出煤油,所述抽

余油切割系统上部通过管线与蒸发脱水系统相连接；所述蒸发脱水系统下部通过管线以及加热装置与另一反应装置（第三反应装置）相连接；所述另一反应装置的另一端通过管线和冷却装置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：所述另一反应装置先通过第四个加热装置与第四反应装置（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）相连接，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] 本实用新型中所述抽提系统为专利号为 200310103541.9 和 200310103540.4 中公开的抽提系统，包括溶剂回收、水洗系统、返洗系统等。

[0016] 本实用新型中所述稳定塔系统、抽余油切割系统和蒸发脱水系统为常规的系统，包括塔、空气冷却器、水冷却器、回流罐、回流泵以及塔底泵等。

[0017] 本实用新型中所述加热炉和冷凝装置为常规的装置。

[0018] 本实用新型中所述反应器中的所用催化剂为常规的重整催化剂。

[0019] 有益效果：

[0020] 本实用新型的石脑油多产芳烃重整系统的优点是：与现有的催化重整工艺相比，本实用新型的石脑油多产芳烃重整系统及方法中，在较低反应压力下反应后的产物经过抽提、抽余油切割和蒸发脱水后，生成的精制油与循环氢混合后进入另一反应器进一步反应，使得本实用新型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，同时提供高辛烷值产品。

[0021] 下面通过附图和具体实施方式对本实用新型做进一步说明，但并不意味着对本实用新型保护范围的限制。

附图说明

[0022] 图 1 为本实用新型实施例 1 的流程示意图。

[0023] 图 2 为本实用新型实施例 2 的流程示意图。

[0024] 图 3 为本实用新型实施例 3 的流程示意图。

具体实施方式

[0025] 实施例 1

[0026] 如图 1 所示，为本实用新型实施例 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 (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 (绝压);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 (绝压);经过高压分离后,所得氢气一部分外送 (b),其流量为 0.588吨/小时 ,纯氢流量为 0.436吨/小时 ,氢气产率为 3.49% (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 6 进行处理,所述稳定塔系统 6 的塔顶温度为 100°C ,压力为 0.8MPa (绝压),塔底温度为 220°C ,压力为 0.85MPa (绝压),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 2.260吨/小时 ;塔底所得重整生成油(馏程为 $35\text{--}205^{\circ}\text{C}$)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 (绝压),溶剂比为 3.0 ,返洗比为 0.5 ,所用溶剂为环丁砜;经过抽提后,所得混合芳烃 (e) 采出作为汽油调和产品或直接作为芳烃产品,所得混合芳烃的馏程为 $75\text{--}205^{\circ}\text{C}$,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 9.117吨/小时 ,芳烃产率为 71.48% (重量);经过抽提后,所得抽余油经过抽提系统 8 的顶部进入抽余油切割系统 7 进行切割分离,所述抽余油切割系统 7 的顶部温度为 130°C ,压力为 0.25MPa (绝压),底部温度为 200°C ,压力为 0.28MPa (绝压),回流比 (m/m) 为 20 ;底部采出煤油 (d),所得煤油的馏程为 $160\text{--}192^{\circ}\text{C}$,含硫量痕量(检测不出),非芳烃含量为 97% (m),芳烃含量为 3% (m),十六烷值为 40 , 20°C 密度为 781千克/米^3 ,流量为 0.473吨/小时 ;总液体收率为 77.21% ;顶部采出物经换热冷却后进入蒸发脱水系统 9 进行脱水,所述蒸发脱水系统 9 的顶部温度为 110°C ,压力为 0.6MPa (绝压),底部温度为 210°C ,压力为 0.62MPa (绝压),全回流;顶部采出少量水 (f),其流量为 0.001万吨/小时 ,底部采出精制油作为反应器 2-3 的进料,所得精制油的馏程为 $35\text{--}160^{\circ}\text{C}$,含硫量痕量(检测不出),非芳烃含量为 98.8% (m),芳烃含量为 1.2% (m),辛烷值 (RON) 为 63 , 20°C 密度为 738千克/米^3 ,流量为 4.291吨/小时 ;所得精制油经过加热炉 1-3 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 (绝压);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 (绝压),进料体积空速为 1.0h^{-1} ;所得反应产物与所述反应器 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。

[0027] 其中各个反应器装入催化剂量的比例为:

[0028] 反应器 2-1 : 反应器 2-2 = $1:1.5$;

[0029] 反应器 2-3 : 反应器 2-4 = $1:2$ 。

[0030] 本实用新型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 $0.10\sim 1.00\text{重}\%$, Re 含量为 $0.10\sim 3.00\text{重}\%$, Cl 含量为 $0.50\sim 3.00\text{重}\%$,该催化剂具有高活性、高选择性和低积炭的特点。

[0031] 本实用新型中总液体收率等于混合芳烃和煤油的流量之和除以原料进料量。

[0032] 芳烃产率等于混合芳烃流量乘以芳烃含量再除以原料进料量。

[0033] 氢气产率等于外排氢量乘以氢气纯度再除以原料进料量。

[0034] 反应器 2-1 和 2-2 所用催化剂的物化性质如下表所示：

[0035]

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

[0036] 反应器 2-3 和 2-4 所用催化剂的物化性质如下表所示：

[0037]

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

[0038] 本实用新型所用测定方法为（下同）：

[0039] 1、馏程：GB/T6536-1997 石油产品蒸馏测定法；

[0040] 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）；

[0041] 3、硫醇硫：GB/T1792-1988 馏分燃料油中硫醇硫测定法（电位滴定法）；

[0042] 4、烷烃：SH/T0239-92 薄层填充柱色谱法；

[0043] 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）；

[0044] 6、辛烷值：GB/T5487 汽油辛烷值测定法（研究法）；

[0045] 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）；

[0046] 8、环烷烃：SH/T0239-92 薄层填充柱色谱法；

[0047] 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；

[0048] 10、氮含量：SH/T0704-2001 化学发光法测氮（舟进样）。

[0049] 实施例 2

[0050] 如图 2 所示，为本实用新型实施例 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；其中所述反应器 2-1 由反应器 2-1 上和反应器 2-1 下两个反应器串联组成，所述反应器 2-1 上和反应器 2-1 下的入口温度均为 500℃，入口压力均为 1.3MPa（绝压）；两个反应器之间通过加热炉 1-2 相连接；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（绝压）；经过高压分离后，所得氢气一部分外送（b），其流量为 0.439 吨 / 小时，纯氢流量为 0.396 吨 / 小时，氢气产率为 3.17%（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，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 6 进行处理, 所述稳定塔系统 6 的塔顶温度为 102℃, 压力为 0.95MPa (绝压), 塔底温度为 227.5℃, 压力为 1.00MPa (绝压), 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 1.198 吨 / 小时; 塔底所得重整生成油 (馏程为 35-200℃) 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 (绝压), 溶剂比为 5, 返洗比为 0.7, 所用溶剂为 N-甲酰基吗啉; 经过抽提后, 所得混合芳烃 (e) 采出作为汽油调和产品或直接作为芳烃产品, 所得混合芳烃的馏程为 75-200℃, 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 9.445 吨 / 小时, 芳烃产率为 74.12% (重量); 经过抽提后, 所得抽余油经过抽提系统 8 的顶部进入抽余油切割系统 7 进行切割分离, 所述抽余油切割系统 7 的顶部温度为 125℃, 压力为 0.20MPa (绝压), 底部温度为 195℃, 压力为 0.23MPa (绝压), 回流比 (m/m) 为 40; 底部采出煤油 (d), 所得煤油的馏程为 160-191℃, 含硫量痕量 (检测不出), 非芳烃含量为 97.5% (m), 芳烃含量为 2.5% (m), 十六烷值为 41, 20℃ 密度为 779 千克 / 米³, 流量为 1.418 吨 / 小时; 总液体收率为 86.91%; 顶部采出物经换热冷却后进入蒸发脱水系统 9 进行脱水, 所述蒸发脱水系统 9 的顶部温度为 120℃, 压力为 0.7MPa (绝压), 底部温度为 225℃, 压力为 0.72MPa (绝压), 全回流; 顶部采出少量水 (f), 其流量为 0.001 万吨 / 小时, 底部采出精制油 (作为第二反应器 2-2 的进料), 所得精制油的馏程为 35-160℃, 含硫量痕量 (检测不出), 非芳烃含量为 98.7% (m), 芳烃含量为 1.3% (m), 辛烷值 (RON) 为 63, 20℃ 密度为 740 千克 / 米³, 流量为 4.491 吨 / 小时; 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 由反应器 2-2 上和反应器 2-2 下两个反应器串联组成, 之间通过加热炉 1-4 连接; 所述反应器 2-2 上和反应器 2-2 下的入口温度均为 500℃, 入口压力均为 1.3MPa (绝压), 进料体积空速为 1.5h⁻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。

[0051] 其中各个反应器装入催化剂量的比例为:

[0052] 反应器 2-1 上: 反应器 2-1 下 = 1 : 2;

[0053] 反应器 2-2 上: 反应器 2-2 下 = 1 : 2.5。

[0054] 反应器 2-1 所用催化剂的物化性质如下表所示:

[0055]

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

[0056] 反应器 2-2 所用催化剂的物化性质如下表所示:

[0057]

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

[0058] 实施例 3

[0059] 如图 3 所示,为本实用新型实施例 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 (绝压);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 (绝压);经过高压分离后,所得氢气一部分外送 (b),其流量为 0.366 吨 / 小时,纯氢流量为 0.336 吨 / 小时,氢气产率为 2.69% (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 (绝压),塔底温度为 240℃,压力为 1.10MPa (绝压),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 0.670 吨 / 小时;塔底所得重整生成油 (馏程为 35-196℃) 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 (绝压),溶剂比为 8.0,返洗比为 1.0,所用溶剂为四甘醇;经过抽提后,所得混合芳烃 (e) 采出作为汽油调和产品或直接作为芳烃产品,所得混合芳烃的馏程为 75-196℃,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 9.311 吨 / 小时,芳烃产率为 73.15% (重量);经过抽提先后,所得抽余油经过抽提系统 8 的顶部进入抽余油切割系统 7 进行切割分离,所述抽余油切割系统 7 的顶部温度为 110℃,压力为 0.15MPa (绝压),底部温度为 180℃,压力为 0.18MPa (绝压),回流比 (m/m) 为 60;底部采出煤油 (d),所得煤油的馏程为 160-189℃,含硫量痕量 (检测不出),非芳烃含量为 98% (m),芳烃含量为 2% (m),十六烷值为 42,20℃密度为 776 千克 / 米³,流量为 2.153 吨 / 小时;总液体收率为 91.71%;顶部采出物经换热冷却后进入蒸发脱水系统 9 进行脱水,所述蒸发脱水系统 9 的顶部温度为 130℃,压力为 0.8MPa (绝压),底部温度为 240℃,压力为 0.82MPa (绝压),全回流;顶部采出少量水 (f),其流量为 0.001 万吨 / 小时,底部采出精制油 (作为反应器 2-2 的进料),所得精制油的馏程为 35-160℃,含硫量痕量 (检测不出),非芳烃含量为 1.5% (m),芳烃含量为 98.5% (m),辛烷值 (RON) 为 64,在 20℃密度为 745 千克 / 米³,流量为 3.959 吨 / 小时;所述精制油经过加热炉 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 (绝压),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。

[0060] 其中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。

[0061] 反应器 2-1 所用催化剂的物化性质如下表所示:

[0062]

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

[0063] 反应器 2-2 所用催化剂的物化性质如下表所示：

[0064]

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

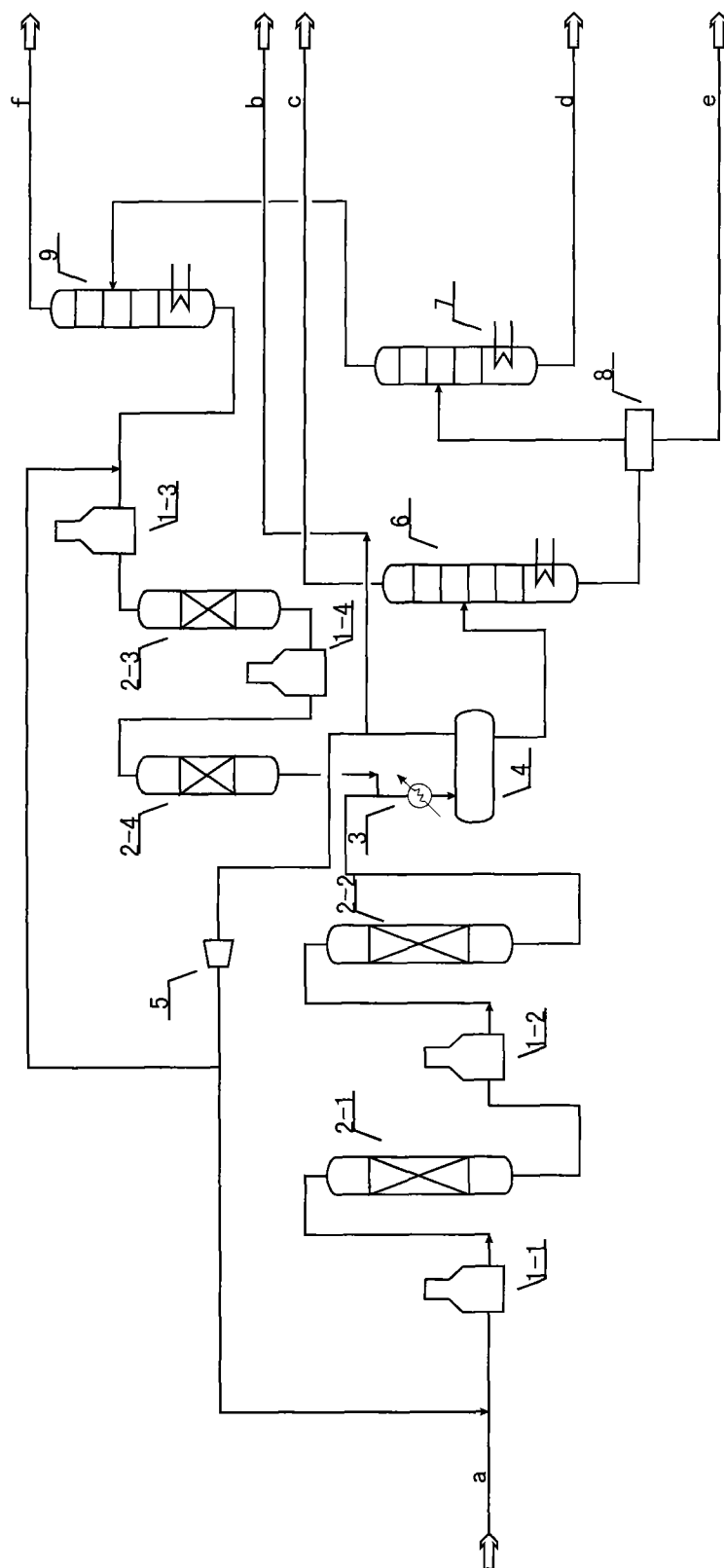


图 1

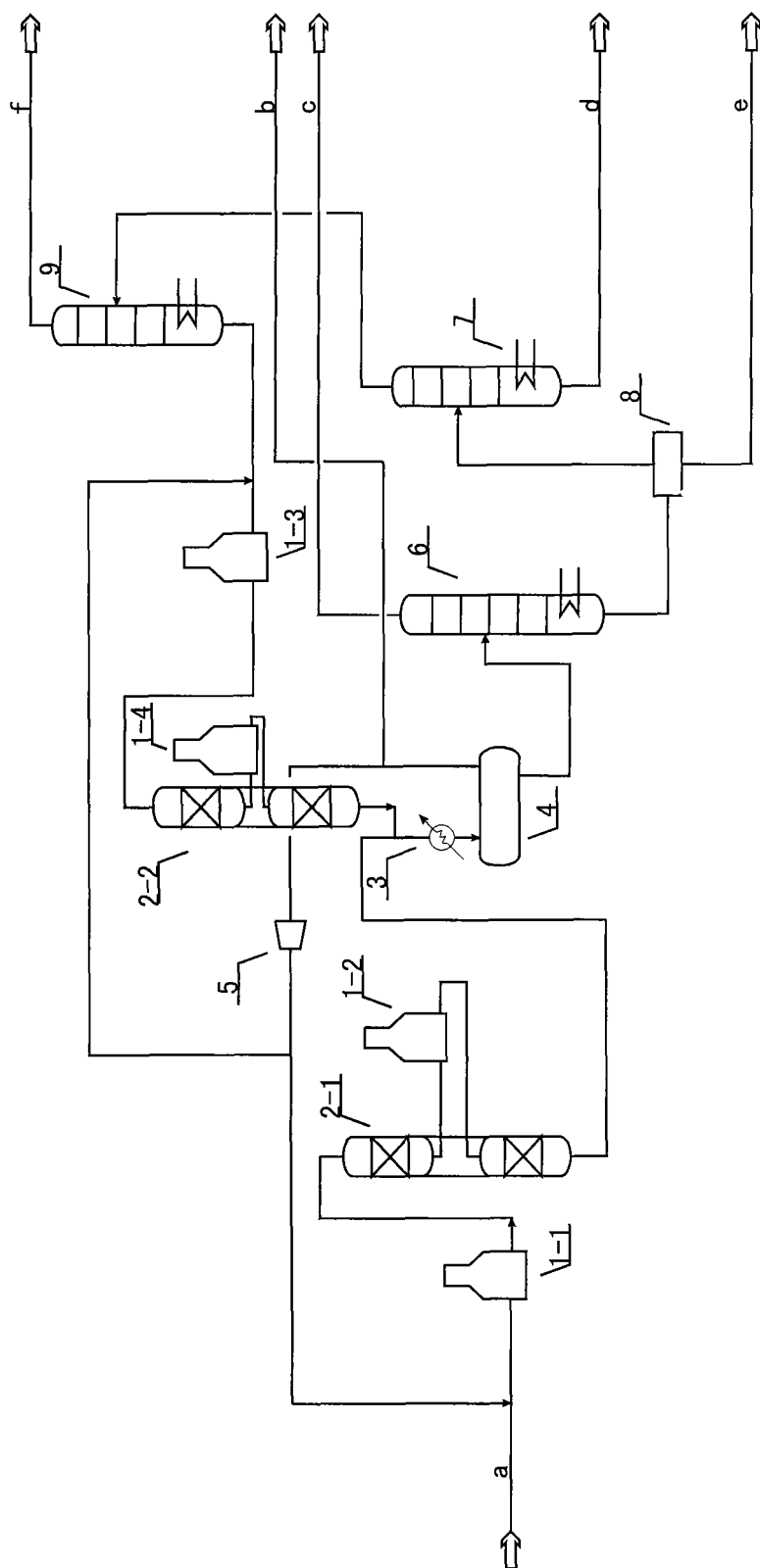


图 2

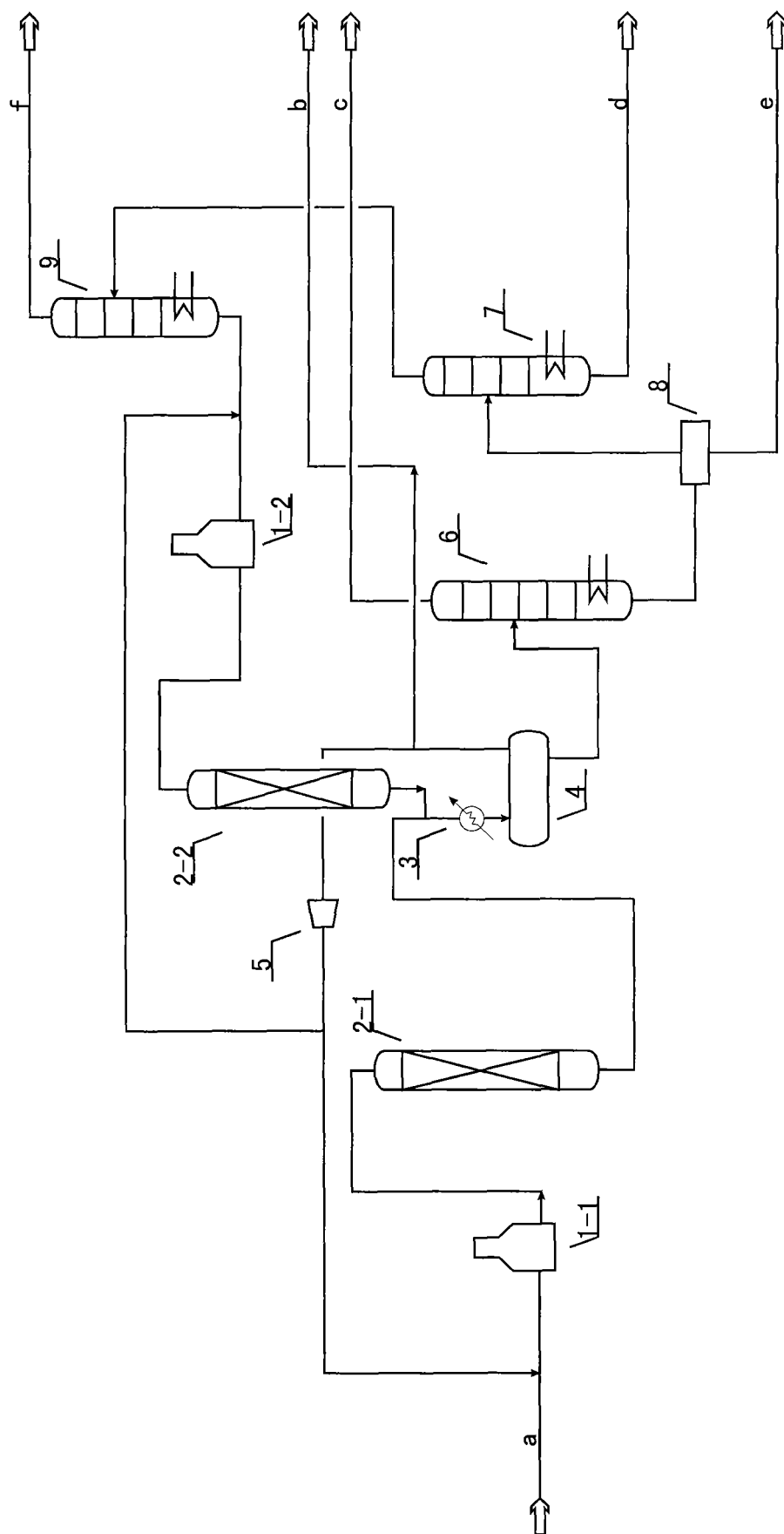


图 3