



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 104099171 A

(43) 申请公布日 2014. 10. 15

(21) 申请号 201410377034. 2

(22) 申请日 2014. 08. 01

(71) 申请人 四川省中明环境治理有限公司

地址 620036 四川省眉山市东坡区复盛乡中塘村七组

申请人 中国石油大学(华东)

(72) 发明人 柳云骐 韩海 陈小军 王玉龙

马海灵 何中明

(74) 专利代理机构 东营双桥专利代理有限责任

公司 37107

代理人 侯玉山

(51) Int. Cl.

C10M 175/00(2006. 01)

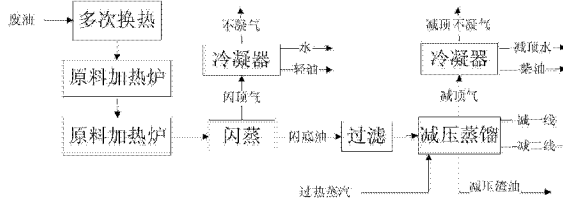
权利要求书1页 说明书9页 附图1页

(54) 发明名称

一种用于废润滑油再生的连续蒸馏工艺

(57) 摘要

本发明公开发布了一种废润滑油再生连续蒸馏工艺,其过程包括废油与蒸馏的切割馏分的换热过程、减粘热处理单元和闪蒸—减压蒸馏单元。通过减粘热处理可以有效的破除废油中的清净分散添加剂,使废油中得金属等悬浮杂质能够更容易沉积下来,同时也使一部分金属盐添加剂和腐蚀性有机酸分解或变质。使用闪蒸—减压蒸馏,可以有效的将轻组分和基础油馏分拔出。另外,优化的换热系统有效地降低了连续蒸馏的能耗,通过该发明的工艺废油的总体拔出率高于85%,技术经济性好,低杂质含量(特别是金属含量低),蒸馏产物可以直接作为后续的加氢精制的优质原料。



1. 一种用于废润滑油再生的连续蒸馏工艺,其特征在于,包括减粘热处理、闪蒸以及减压蒸馏步骤,具体如下

a、减粘裂化预处理:废润滑油经过与热交换系统换热后温度升至 200-280℃,再经过进料加热炉升温后,进入减粘热处理反应器,减粘热处理操作条件为:反应温度 320-380℃,体积空速为 0.5-1.5 h⁻¹;

b、闪蒸:减粘热处理后的废油进入闪蒸塔闪蒸脱除废水和部分轻油组分,闪蒸塔底部流出的闪底油,闪蒸塔的操作条件为:闪蒸塔进料温度为 320-400℃,塔顶操作压力为 0.5-1.5MPa;所述闪蒸塔塔顶所得轻油组分干点为 200-400℃、闪底油流出温度为 340-380℃;

c、减压蒸馏:将闪底油进行过滤分离,过滤分离后的废油输入减压蒸馏塔,减压蒸馏塔塔顶压强为 10-50mmHg,温度为 50-150℃;减压蒸馏塔使用温度为 200-400℃、压强为 0.1-2Mpa 的过热水蒸气进行汽提,将废油切割为轻基础油、重基础油和残底油;所述的减压蒸馏塔上设有减一线侧线和减二线侧线两个减压侧线,二者用于分别抽出冷凝得到轻基础油和重基础油,其中所得轻基础油的馏程为 350~500℃,所得重基础油馏程为 400~550℃;

所述步骤 a 中的热交换系统为分别连接在减一线侧线、减二线侧线以及残底油流出管线上的热交换器,具体热交换过程为:所述的废润滑油先与减一线侧线抽出的轻基础油换热,然后与减二线侧线抽出的重基础油进行热交换,最后与减压蒸馏塔塔底流出的残底油进行热交换。

2. 根据权利要求 1 所述的废润滑油再生的连续蒸馏工艺,其特征在于,所述的减一线侧线和减二线侧线上分别设有分支连接中段循环回流管线,且中段循环回流管线另一端分别引至相应减压侧线上方并与减压蒸馏塔连接。

3. 根据权利要求 1 所述的废润滑油再生的连续蒸馏工艺,其特征在于,所述步骤 a 中减粘热处理操作条件为:反应温度 350-380℃,体积空速为 0.5-1.5 h⁻¹。

4. 根据权利要求 1 所述的废润滑油再生的连续蒸馏工艺,其特征在于,所述步骤 b 中闪蒸塔的操作条件为:闪蒸塔进料温度为 350-380℃,塔顶压力为 0.5-1.0MPa,塔内塔板为 0-6 块。

5. 根据权利要求 1 或 4 所述的废润滑油再生的连续蒸馏工艺,其特征在于,所述步骤 b 中闪蒸塔塔顶冷凝温度为 70℃。

6. 根据权利要求 1 所述的废润滑油再生的连续蒸馏工艺,其特征在于,所述步骤 c 中减压蒸馏的拔出温度达到 530℃以上。

7. 根据权利要求 1 所述的废润滑油再生的连续蒸馏工艺,其特征在于,所述步骤 c 中减压蒸馏塔使用温度为 250-400℃、压强为 0.4-0.6Mpa 的过热水蒸气。

8. 根据权利要求 1 或 6 所述的废润滑油再生的连续蒸馏工艺,其特征在于,所述步骤 c 中减压蒸馏塔汽提段的塔板数为 2-6 块。

9. 根据权利要求 1-4 任一所述的废润滑油再生的连续蒸馏工艺,其特征在于,所述步骤 c 中的过滤分离方法为选择多级旋液分离、离心分离、真空过滤和板框压滤过滤分离手段中一种或几种的组合。

一种用于废润滑油再生的连续蒸馏工艺

技术领域

[0001] 本发明属于炼油化工、环境保护和能源技术领域,涉及到一种废润滑油的无污染再利用的方法,以及废油作为炼油原料生产润滑油基础油的炼油工艺。

背景技术

[0002] 在废油再生中,蒸馏作为重要的单元过程,既可用于废油净化中的脱水,又可以用于再炼制中的轻脱油,以及将废润滑油分割成几个基础油馏分,还能将废油中的沥青质,胶质,添加剂,金属盐等留在蒸馏残渣中,而与基础油分离。

[0003] 润滑油中存在大量的固体粒子,如磨损下来的金属微粒,燃烧生成炭粒、机械杂质与分散于废油中清洁分散剂,功能添加剂等非常有效地保持着这些固体微粒的分布状态,以亚微米的尺寸分散在废油中,蒸馏时的热过程作用破坏了洁净分散剂,功能添加剂之后,悬浮的固体杂质沉积在塔板、填料和炉管上,塞通道影响操作。另外润滑油中的一些腐蚀性氧化过程生产的有机酸(盐)的存在。也会给设备带来腐蚀和沉积堵塞影响操作。因此,废油的连续蒸馏过程之前,需要进行预处理。

[0004] 中国专利,公开号 CN1108299A 阐述了一种废润滑油的回收方法,此方法将废润滑油与加热产品油一 1:2 ~ 1:3 的体积比混合后用间接热交换的方式加热到 204 ~ 538℃,维持 10 ~ 120 分钟的停留时间,然后在 260 ~ 399℃ 蒸馏温度和 50 ~ 150mmHg 的蒸馏压力下进行蒸馏,得到低二硫化物含量和低沥青质的馏分烃油。

[0005] 中国专利公开号 CN102732369A 公开了一种废润滑油再生的工艺方法,包括沉淀、蒸馏、酸洗、白土吸附及过滤工序,其特征在于,在所述的酸洗前按每 100 重量份的废润滑油中加入 2 ~ 4 重量份的 120# 溶剂油进行稀释,之后使用 1 ~ 3 重量份的 93% ~ 98% 的浓硫酸在 20 ~ 30℃ 进行酸洗,将 3 ~ 5 重量份的白土抽真空减压吸入蒸馏釜中,同时通入 120 ~ 140℃ 的水蒸气进行减压蒸馏。该工艺使精制温度降低到合适的范围,降低了硫酸和白土的使用量,降低生产成本。

[0006] 中国专利公开号 CN102952622A 提供了一种废油循环再生纯物理净化方法,包括了以下步骤:将废油吸入反应釜中加热至 80℃ 并搅拌,开启离心泵使废油在反应釜循环,采用低温蒸馏、真空分离方法将油里面的所有水和轻馏分脱除;将废油加热至 100 ~ 120℃,放入吸附料并搅拌;再升温到 130 ~ 160℃ 放入助滤及保护油质材料并搅拌,然后滤除;最后采用渗透的方法使油液渗透到 3 微米的滤袋将油液输出。能有效恢复油品的各种性能及理化指标。

[0007] 中国专利公开号 CN1162007A 公开了一种废油再生为中兴油和光亮油的工艺及装置,其工艺流程为:将废油、白土、汽三相混输,在管式炉循环精制蒸馏塔中加热到 300℃,闪蒸出水分,轻柴油;然后带土油转入第二座管式炉循环精制蒸馏塔,油、土、汽三相在剧烈的紊流状态下加热精制到 400℃;最后换热降温到 130℃,得到中性油和光亮油。

[0008] 中国专利公开号 CN101570714A 《混合碱制蒸馏再生废机油》使用的是化学处理—蒸馏工艺。使用浓度 30% 以上混合碱在常温或 100℃ 以下以 0.5% ~ 10% 得的比例加入废

油中处理 20 分钟后升温脱水,然后再减压蒸馏中切割出两个或更多的润滑油馏分。

[0009] 中国专利公开号 CN1086252A 发明了一种再精炼废油的方法,其中废油先用碱性试剂进行预处理,然后经第一预闪蒸处理以去除其中含有的水和大部分挥发性馏分,最后进行分流处理和提纯处理以去除高聚物和重金属,在单个的填充型塔中进行上述处理,以获得一种或多种再精炼油馏分。借助于旋风分离器,从塔的底部分离出高聚物和重金属,以及很重很黏的油馏分。然后将再精炼油进行脱色处理,用作生产润滑油的基础油。

[0010] 中国专利公开号 CN103589499A 为一种废润滑油分子处理后的再生工艺。其先将润滑油经过板框过滤机中进行过滤后到处理液絮凝,加热到 120 ~ 170℃,在加热过程中,温度每升高 20℃,加入五分之一的有机絮凝剂(环氧乙烷、丙烯、与乙二胺共聚物等),直至有机絮凝剂加完,然后进入有精馏塔进行精馏,精馏出的润滑油再次进行多级分子蒸馏,蒸馏后得到基础油,分子蒸馏至少为三级,第一季的温度控制为 130 ~ 150℃,剩余级数的温度控制为 100 ~ 120℃。中国专利公开号 CN10326608A 提供了一种润滑油再生方法,主要是先将废润滑油放入沉降罐进行简单分离;取上层含油混合物,加入调和罐在 120 ~ 170℃进行絮凝,絮凝压力 0.8 ~ 1.2MPa,时间为 0.8 ~ 1.2h;絮凝后进行常压塔,闪蒸塔,减压塔进行蒸馏,再进入精馏塔进行精馏,最后使用白土补充精制生成质量良好的再生基础油。

[0011] 中国专利公开号 CN102786985 提供了一种废润滑油资源化利用的方法,此方法将废润滑油蒸馏,得到小于 500℃馏分和大于 500℃馏分,小于 500℃馏分在硫化物催化剂上加氢精制反应,再经蒸馏得到汽油、柴油和基础油馏分。而大于 500℃馏分经反应蒸馏后再加氢精制几个步骤,其加氢催化剂为负载型 NiMo、NiW、CoMo 等硫化物催化剂。

[0012] 以上专利分别采用了酸洗、分子蒸馏、溶剂精制,白土精制,有机絮凝,沉降过滤、吸附精制、常减压蒸馏和加氢精制等过程对废润滑油进行再生处理。其中,单纯的沉降、离心分离、过滤和吸附等物理手段能够在一定程度上脱除废油中的固体悬浮杂质,但是无法破除废油中的各种添加剂,对废润滑油的性质恢复效果不明显,特别是再生产品中的金属含量没有明显降低。采用水洗的方法也可以在一定程度上除去油氧化产生的水溶性酸,且能絮凝下来一些悬浮的碳颗粒,但单独的水洗只有有限的提纯作用。采用硫酸、白土精制的再生手段,能够大幅度改善油品的性质,国内废油再生行业广泛使用,但是产生的酸渣、SO₂等难以处置的副产物,对环境有相当严重的污染,且白土精制中的带土蒸馏由于白土的催化裂化作用使油品产生明显的裂解,导致产品油粘度明显下降,氧化安定性差。采用溶剂精制的再生工艺,溶剂回收较为困难,能耗高,且由于废润滑油中存在清净分散剂及其他的表面活性剂,容易乳化导致两相分相困难。分子蒸馏作为一种新型的蒸馏技术,因其高真空度、蒸馏温度低,拔出率高而在废油再生中得到了较为广泛的研究和使用,但是目前单套分子蒸馏设备处理量偏低不适合大规模建厂。加氢是天然润滑油加工中的重要工艺过程,在废油再生中也得到广泛的应用。它是无污染再生工艺流程中广为采用的精制手段,所得基础油性质好,脱色程度高,是优质的润滑油基础油。但是为保护加氢精制催化剂,作为加氢原料的废油,要求金属含量低。因此,上游工序中如何有效的破坏废油中的添加剂,脱除废油的中杂质和金属变得极为重要。

[0013] 需要特别说明的是,与发明专利 CN201310393537.4(本申请人的另一件专利)相比,本专利更加详细的阐述了废润滑油预处理的连续蒸馏的工艺过程。另外,在过程设计方面将减粘单元和常减压蒸馏过程进行了联合,对工艺的有效性,投资的技术经济性和连续

操作的可行性等得到进一步的改进。

发明内容

[0014] 由于上述专利中还存在过程复杂、掺入其他金属或无机离子等问题,且未能彻底解决堵塞和腐蚀性等问题,针对现有的工艺技术的不足。本发明提出了一种简易的混合热处理及连续蒸馏的废油再生蒸馏过程,采用此过程能够有效的解决结垢结焦问题,获取可用于后续加氢精制的优质原料。

[0015] 本发明的技术方案包括减粘热处理、闪蒸以及减压蒸馏步骤,具体如下

[0016] a、减粘裂化预处理:废润滑油经过与热交换系统换热后温度升至 200-280℃,再经过进料加热炉升温后,进入减粘热处理反应器,减粘热处理操作条件为:反应温度 320-380℃,体积空速为 0.2-1.5h⁻¹;

[0017] b、闪蒸:减粘热处理后的废油进入闪蒸塔闪蒸脱除废水和部分轻油组分,闪蒸塔底部流出的闪底油,闪蒸塔的操作条件为:闪蒸塔进料温度为 320-400℃,塔顶操作压力为 0.5-1.5MPa;所述闪蒸塔塔顶所得轻油组分干点为 200-400℃、闪底油流出温度为 340-380℃;

[0018] c、减压蒸馏:将闪底油进行过滤分离,过滤分离后的废油输入减压蒸馏塔,减压蒸馏塔塔顶压强为 10-50mmHg,温度为 50-150℃;减压蒸馏塔使用温度为 200-400℃、压强为 0.1-2MPa 的过热水蒸气进行汽提,将废油切割为轻基础油、重基础油和残底油;所述的减压蒸馏塔上设有减一线侧线和减二线侧线两个减压侧线,二者用于分别抽出冷凝得到轻基础油和重基础油,其中所得轻基础油的馏程为 350 ~ 500℃,所得重基础油馏程为 400 ~ 550℃;

[0019] 所述步骤 a 中的热交换系统为分别连接在减一线侧线、减二线侧线以及残底油流出管线上的热交换器,具体热交换过程为:所述的废润滑油先与减一线侧线抽出的轻基础油换热,然后与减二线侧线抽出的重基础油进行热交换,最后与减压蒸馏塔塔底流出的残底油进行热交换。

[0020] 上述方案可进一步做以下优选:

[0021] 所述的减一线侧线和减二线侧线上分别设有分支连接中段循环回流管线,且中段循环回流管线另一端分别引至相应减压侧线上方并与减压蒸馏塔连接。采用中段回流抽出和侧线抽出结合在一起,使塔板效率受循环回流的影响小些,以减少由于回流而加设的塔板数,有利于降低精馏段的总压降。

[0022] 所述步骤 a 中减粘热处理操作条件为:反应温度优选为 350-380℃,体积空速优选为 1-1.5h⁻¹。

[0023] 所述步骤 b 中闪蒸塔的操作条件为:闪蒸塔进料温度优选为 350-380℃,塔顶压力优选为 0.5-1.0MPa,塔内塔板优选为 0-6 块。

[0024] 所述步骤 b 中闪蒸塔塔顶冷凝温度优选为 70℃。

[0025] 所述步骤 c 中减压蒸馏的拔出温度达到 530℃以上。

[0026] 所述步骤 c 中减压蒸馏塔优选使用温度为 250-400℃、压强为 0.4-0.6Mpa 的过热水蒸气。

[0027] 所述步骤 c 中减压蒸馏塔汽提段的塔板数优选为 2-6 块。

[0028] 所述步骤 c 中的过滤分离方法为选择多级旋液分离、离心分离、真空过滤和板框压滤过滤分离手段中一种或几种的组合

[0029] 本发明公开发布了一种废润滑油再生连续蒸馏工艺,其过程包括废油与蒸馏的切割馏分的换热过程、减粘热处理单元和闪蒸—减压蒸馏单元。通过减粘热处理可以有效的破除废油中的清净分散添加剂,使废油中得金属等悬浮杂质能够更容易沉积下来,同时也使一部分金属盐添加剂和腐蚀性有机酸分解或变质。使用闪蒸—减压蒸馏,可以有效的将轻组分和基础油馏分拔出。另外,优化的换热系统有效地降低了连续蒸馏的能耗,通过该发明的工艺废油的总体拔出率高于 85%,技术经济性好,低杂质含量(特别是金属含量低),蒸馏产物可以直接作为后续有加氢精制的优质原料。

附图说明

[0030] 图 1 是本发明的工艺流程框图;

[0031] 图 2 是本发明的设备以及工艺路线图;

具体实施方式

[0032] 如图 1、图 2 所示,本发明公开了一种废润滑油的连续蒸馏工艺,下面我们将结合具体实例来进一步详细说明本发明的工艺流程。

[0033] 实施例 1:如图 2 所示,从罐区来的常温 40℃ 左右的润滑油 1 先与减一线侧线抽出馏分在原料油—轻基础油换热器 e 中进行换热,再与减二线侧线的原料油—重基础油换热器 f 进行换热,最后与减压塔塔底的原料油—减压渣油换热器 g 进行热交换得到物流 2,其温度为 240℃。

[0034] 物流 2 进入进料加热炉 a 加热后得到 380℃ 物流 3,物流 3 进入减粘反应塔 b,其操作条件为:温度 380℃,停留时间 1h。

[0035] 减粘热处理后的废油 4 温度为 377℃,其直接进入闪蒸塔 c,在 1MPa 的操作压力下进行闪蒸。塔顶为冷凝后沉降分离为废水和轻质油 5 以及不凝气 6(闪蒸塔塔顶冷凝温度为 70℃)。其中水为 375kg/h,轻质油为 2377kg/h(轻油组分干点为 200-400℃),不凝气为 147. kg/h。塔底流出物流 7 为温度 377℃、流量为 9986kg/h 的闪底油。

[0036] 闪底油 7 先经过第一旋液分离器 h 和第二旋液分离器 i 进行两级旋液分离出固体杂质和少量的黏重油后,直接进入减压蒸馏塔 d 进行减压蒸馏,减压蒸馏塔塔顶压强为 10-50mmHg,温度为 50-150℃。减压蒸馏塔 d 使用蒸汽 13 进行汽提,汽提所用过热蒸汽温度为 250℃,压力 0.4Mpa。减压蒸馏塔设有两个侧线,减一线侧线抽出油品冷凝后一部分从塔顶进行回流,一部分作为产品轻基础油馏分 9(馏程范围为 350 ~ 500℃)。减二线侧线抽出油品冷凝后一部分进行中段循环回流入减压蒸馏塔,一部分作为产品重基础油馏分 10(馏程为 400 ~ 550℃)。从减压塔底部流出减压渣油 11(即前文所述的残底油)。减压塔塔顶汽冷凝后分离为减顶不凝气 8,减顶轻油 12 为 309kg/h。通过减压蒸馏后,得到基础油性质见下表 1,从表中可以看出,本工艺能够有效地降低润滑油中的金属含量(<10ppm),适合于进一步加氢精制生产优质的润滑油基础油。废油的总拔出率为 87%,具有较好的技术经济性。

[0037] 实施例 2:将罐区来的常温 40℃ 左右的废润滑油 1 先与减一线侧线抽出馏分在原

料油—轻基础油换热器 e 中进行换热,再与减二线侧线的原料油—重基础油换热器 f 进行换热,最后与减压塔塔底的原料油—减压渣油换热器 g 进行热交换得到物流 2,其温度为 280℃。

[0038] 物流 2 进入进料加热炉 a 加热后得到 320℃物流 3,物流 3 进入减粘反应塔 b,其操作条件为:温度 320℃,停留时间 1.5h。

[0039] 减粘热处理后的废油 4 温度为 318℃,其直接进入闪蒸塔 c,在 1MPa 的操作压力下进行闪蒸。塔顶为冷凝后沉降分离为废水和轻质油。塔底流出物流 7 为温度 318℃的闪底油。

[0040] 闪底油 7 先经过第一旋液分离器 h 和第二旋液分离器 i 进行两级旋液分离出固体杂质和少量的黏重油后,直接进入减压蒸馏塔 d 进行减压蒸馏,减压蒸馏塔塔顶压强为 10mmHg,温度为 70℃。减压蒸馏塔 d 使用蒸汽 13 进行汽提,汽提所用过热蒸汽温度为 400℃,压力 0.4Mpa。减压蒸馏塔设有两个侧线,减一线侧线抽出油品冷凝后一部分从塔顶进行回流,一部分作为产品轻基础油馏分 9(馏程范围为 350 ~ 450℃)。减二线侧线抽出油品冷凝后一部分进行中段循环回流入减压蒸馏塔,一部分作为产品重基础油馏分 10(馏程为 450 ~ 550℃)。从减压塔底部流出减压渣油 11(即前文所述的残底油),废油的拔出率为 85%。

[0041] 实施例 3:将罐区来的常温的废润滑油 1 先与减一线侧线抽出馏分在原料油—轻基础油换热器 e 中进行换热,再与减二线侧线的原料油—重基础油换热器 f 进行换热,最后与减压塔塔底的原料油—减压渣油换热器 g 进行热交换得到物流 2,其温度为 260℃。

[0042] 物流 2 进入进料加热炉 a 加热后得到 350℃物流 3,物流 3 进入减粘反应塔 b,其操作条件为:温度 350℃,停留时间 1h。

[0043] 减粘热处理后的废油 4 温度为 346℃,其直接进入闪蒸塔 c,在 1MPa 的操作压力下进行闪蒸。塔顶为冷凝后沉降分离为废水和轻质油。塔底流出物流 7 为温度 346℃的闪底油。

[0044] 闪底油 7 先经过第一旋液分离器 h 和第二旋液分离器 i 进行两级旋液分离出固体杂质和少量的黏重油后,直接进入减压蒸馏塔 d 进行减压蒸馏,减压蒸馏塔塔顶压强为 10mmHg,温度为 70℃。减压蒸馏塔 d 使用蒸汽 13 进行汽提,汽提所用中压蒸汽温度为 300℃,压力 0.5Mpa。减压蒸馏塔设有两个侧线,减一线侧线抽出油品冷凝后一部分从塔顶进行回流,一部分作为产品轻基础油馏分 9(馏程范围为 350 ~ 500℃)。减二线侧线抽出油品冷凝后一部分进行中段循环回流入减压蒸馏塔,一部分作为产品重基础油馏分 10(馏程为 450 ~ 550℃)。从减压塔底部流出减压渣油 11(即前文所述的残底油),废油的总体拔出率为 88%。

[0045] 实施例 4:将废油分别在 320℃、350℃、375℃、410℃下进入减粘热处理反应器,停留一个小时左右。取样进行颗粒度分析,分析结果如表 2 所示。表 2 向我们展示了废油在不同温度下热处理后颗粒度的粒度变化规律。热处理温度越高,废油中金属等悬浮杂质颗粒越大,因此容易通过过滤、蒸馏等方法除去。但热处理温度 >380℃会造成废润滑油的严重裂化而降低基础油馏分收率,以及易发生结焦堵塞管道与装置。因此宜选择 300 ~ 380℃温度对废油进行减粘热处理。

[0046] 表 1 实施例 1 中润滑油原料及其典型产品性质。

[0047]

项目	废油样品	轻基础油	重基础油
收率, %	-	36%	28.4%
颜色	黑色	棕色	棕色
密度 kg/m ³	0.875	0.847	0.877
水分, %	1.85	痕迹	痕迹
黏度, mm ² /s	40℃	38.9230	68.5817
	100℃	7.3666	6.9655
粘度指数	158	98	100
残炭, m%	1.48	-	-
甲苯不溶物(沉降后), m%	0.48	痕迹	痕迹
S, mg/L	2386.9	896.5	1249.31
N, mg/L	813.32	173.77	245.71
Cl, mg/L	614.7	23.103	8.79
Zn	333	0.73	-
Ca	150.8	1.62	1.37
Fe	64.9	2.99	1.26
Mg	42.5	0.52	0.3
Cu	15.9	0.22	0.22
金属总和, ppm	607.1	6.08	3.15

[0048] 表 2 实施例 2 中润滑油原料及其典型产品性质。

[0049]

项目	废油样品	轻基础油	重基础油
收率, %	-	34.5%	28.2%
颜色	黑色	棕色	棕色
密度 kg/m ³	0.875	0.855	0.871
水分, %	1.85	痕迹	痕迹
黏度, mm ² /s	40°C	38.9230	70.221
	100°C	7.3666	8.901
粘度指数	158	94	99
残炭, m%	1.48	-	-
甲苯不溶物(沉降后), m%	0.48	痕迹	痕迹
S, mg/L	2386.9	855.6	1210.42
N, mg/L	813.32	183.47	255.81
Cl, mg/L	614.7	27.135	9.54
Zn	333	1.43	1.52
Ca	150.8	1.41	1.27
Fe	64.9	4	3.52
Mg	42.5	1.53	0.53
Cu	15.9	0.32	0.22
金属总和, ppm	607.1	8.69	7.06

[0050] 表3 实施例3 中润滑油原料及其典型产品性质。

[0051]

项目	废油样品	轻基础油	重基础油
收率, %	-	35.5%	30.7%
颜色	黑色	棕色	棕色
密度 kg/m ³	0.875	0.846	0.879
水分, %	1.85	痕迹	痕迹
黏度, mm ² /s	40℃	38.9230	64.254
	100℃	7.3666	8.201
粘度指数	158	106	94
残炭, m%	1.48	-	-
甲苯不溶物(沉降后), m%	0.48	痕迹	痕迹
S, mg/L	2386.9	899.4	1339.32
N, mg/L	813.32	170.57	225.47
Cl, mg/L	614.7	24.123	9.97
Zn	333	0.85	0.58
Ca	150.8	1.95	1.44
Fe	64.9	3.14	1.30
Mg	42.5	0.76	0.45
Cu	15.9	0.36	0.36
金属总和, ppm	607.1	7.06	4.13

[0052] 表 4 实施例 4 中不同热处理温度下废油中粒度变化规律

[0053]

	不同热处理温度下各尺寸占比，%			
颗粒尺寸， mm ²	320℃	350℃	375℃	410℃
0~0.005	77	20	-	-
0.005~0.015	17	70	-	-
0.015~0.025	-	-	-	27
0.025~0.038	-	-	75	-
0.038~0.075	-	-	22	5
0.088~0.100	-	-	-	5
0.188~0.275	-	-	-	24

[0054] 以上实施例仅仅是本发明的典型实施例，在本发明的保护范围内，选择其他的原料及配比、控制参数，均能够达到上述实施例相同的实验效果，在此就不一一举例。

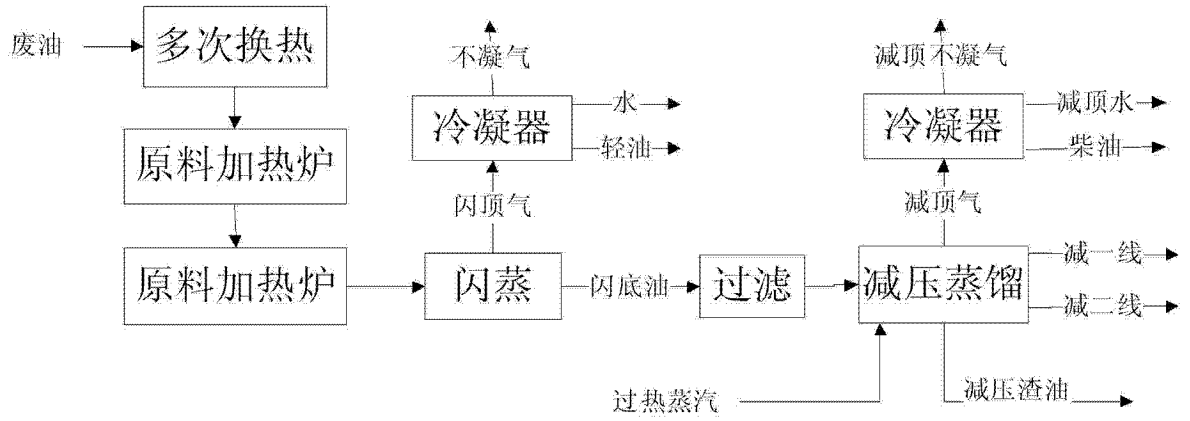


图 1

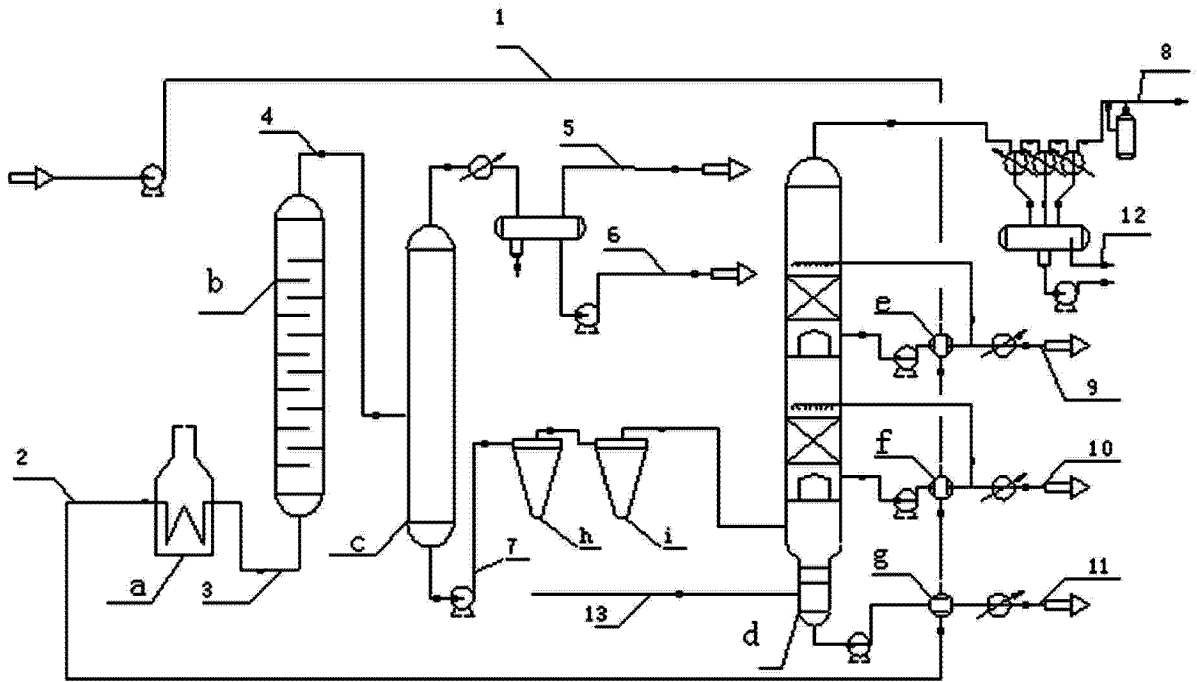


图 2