



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 108085060 A

(43)申请公布日 2018.05.29

(21)申请号 201810063206.7

(22)申请日 2018.01.22

(71)申请人 常州菲纳斯能源科技有限公司

地址 213000 江苏省常州市金坛区华阳北路128号

(72)发明人 许发有 张晓平 郭本辉 刘玉滨
胡宝其

(74)专利代理机构 北京超凡志成知识产权代理
事务所(普通合伙) 11371

代理人 李佳

(51)Int.Cl.

C10G 67/14(2006.01)

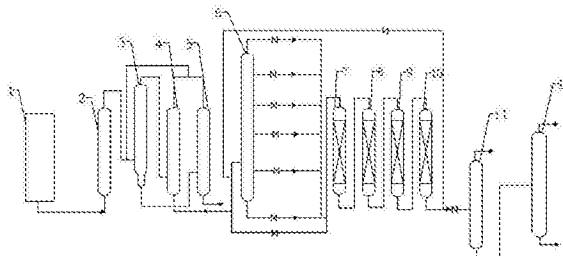
权利要求书2页 说明书14页 附图1页

(54)发明名称

废润滑油加氢精制方法及加氢精制系统

(57)摘要

本发明属于润滑油技术领域,涉及一种废润滑油加氢精制方法及加氢精制系统。本发明的废润滑油加氢精制方法及加氢精制系统,包括以下步骤:(a)废油预处理;(b)闪蒸;(c)丙烷萃取:闪蒸后的废润滑油进入丙烷萃取塔,以丙烷作为萃取剂进行萃取,萃取完成后的塔底物料进入沥青丙烷回收塔,回收丙烷,塔顶物料进入超临界丙烷回收塔,获得中间产物;(d)蒸馏;(e)加氢精制和(f)减压蒸馏。本发明工艺简单,操作灵活,环境友好,能够有效脱除废润滑油中的非理想组分,在提高再生基础油品质的同时提高了再生基础油的收率。



1. 一种废润滑油加氢精制方法,其特征在于,包括以下步骤:

(a) 废油预处理:将废润滑油进行脱水和除杂预处理;

(b) 闪蒸:将预处理后的废润滑油进行闪蒸,脱除痕量水分和轻组分;

(c) 丙烷萃取:闪蒸后的废润滑油进入丙烷萃取塔,以丙烷作为萃取剂进行萃取,萃取完成后的塔底物料进入沥青丙烷回收塔,回收丙烷,塔顶物料进入超临界丙烷回收塔,获得中间产物;

(d) 蒸馏:对所述中间产物进行蒸馏处理,以脱去所述中间产物中的重组分和残炭,获得加氢馏分油;

(e) 加氢精制:所述加氢馏分油经减压后进入由至少三个反应器串联组成的加氢装置中进行加氢精制,获得加氢基础油;

(f) 减压蒸馏:对加氢基础油进行减压蒸馏,并进行馏分切割,获得不同等级的加氢再生油产品。

2. 根据权利要求1所述的废润滑油加氢精制方法,其特征在于,步骤(a)中的废油预处理包括依次进行的过滤、破乳和反冲洗过滤。

3. 根据权利要求2所述的废润滑油加氢精制方法,其特征在于,所述过滤步骤中,采用的滤网目数为60~100目,优选为70~90目,进一步优选为80目;

优选地,所述破乳步骤包括:将过滤后得到的废润滑油加热至80~150℃,加入脱盐水和破乳剂进行洗涤破乳,沉降5~8h后,排出底部水分及机械杂质;

优选地,所述反冲洗过滤步骤包括:沉降后得到的废润滑油进入自动反冲洗过滤器中,在温度为50~130℃下进行反冲洗过滤;

优选地,自动反冲洗过滤器内设有多个滤网,滤网的过滤精度为20~100μm,优选为25~80μm。

4. 根据权利要求1所述的废润滑油加氢精制方法,其特征在于,步骤(b)中的闪蒸温度为100~260℃,真空度为-0.01~-0.09Mpa。

5. 根据权利要求1所述的废润滑油加氢精制方法,其特征在于,步骤(c)中的丙烷萃取条件包括:废润滑油与丙烷的体积比为1:2~6,萃取温度为50~120℃,萃取压力为3.5~4.3Mpa;

优选地,超临界丙烷回收塔的操作条件包括:工作温度为100~150℃,压力为3.9~4.5Mpa。

6. 根据权利要求1所述的废润滑油加氢精制方法,其特征在于,步骤(d)包括:

(d1) 所述中间产物进入减压蒸馏塔,工作温度为300~390℃,真空度为-0.05~-0.098Mpa,根据馏程和粘度将废润滑油分割成多个组分;

(d2) 所述中间产物进入粗蒸塔,工作温度为350~400℃,真空度为-0.01~-0.099Mpa,脱去重组分和残炭,获得加氢馏分油。

7. 根据权利要求1所述的废润滑油加氢精制方法,其特征在于,步骤(e)中的加氢装置包括三个相串联的反应器,依次为装填保护剂和脱金属剂的第一反应器、装填包括Ni-Co-Mo/Al₂O₃加氢催化剂的第二反应器以及装填脱氯剂的第三反应器;

优选地,加氢精制的条件包括:精制温度为300~365℃,压力为4~15Mpa,氢油体积比为80~1500,液体体积空速为0.1~1.5h⁻¹。

8. 根据权利要求1所述的废润滑油加氢精制方法,其特征在于,步骤(e)包括加氢精制和补充精制,所用的装置包括相串联的加氢装置和补充装置,所述加氢装置包括三个相串联的反应器,依次为装填保护剂和脱金属剂的第一反应器、装填包括Ni-Co-Mo/Al₂O₃加氢催化剂的第二反应器以及装填脱氯剂的第三反应器,所述补充装置为与所述第三反应器相串联并装填包括Ni-Co-Mo-Pd/Al₂O₃芳烃精制剂的第四反应器;

优选地,加氢精制的条件包括:精制温度为300~365℃,压力为4~15Mpa,氢油体积比为80~1500,液体体积空速为0.1~1.5h⁻¹;

优选地,补充精制的条件包括:精制温度为275~300℃,压力为4~15Mpa,氢油体积比为80~1500,液体体积空速为0.1~1.5h⁻¹。

9. 根据权利要求1所述的废润滑油加氢精制方法,其特征在于,步骤(f)与步骤(e)之间还包括汽提的步骤,加氢基础油进入汽提塔,在温度为200~300℃条件下,去除加氢反应生成的硫化氢和氨气,获得汽提产物;

优选地,步骤(f)包括:

(f1) 汽提产物进入减压分离塔,工作温度为100~300℃,真空度为-0.05~-0.098Mpa,去除加氢裂解所产生的轻组分;

(f2) 汽提产物进入减压蒸馏塔,工作温度为300~370℃,真空度为-0.05~-0.098Mpa,根据馏程和粘度进行馏分切割,获得不同等级的加氢再生油产品。

10. 一种废润滑油加氢精制系统,其特征在于,依次包括:

预处理装置,以除去废润滑油中的水分和机械杂质;

闪蒸罐,以除去废润滑油中残留的痕量水分和轻组分;

丙烷萃取塔、沥青丙烷回收塔和超临界丙烷回收塔,以除去废润滑油中的添加剂、胶质、沥青质和重金属、回收丙烷以及获得中间产物;

蒸馏塔,以除去中间产物中的重组分和残炭;

加氢装置,以增加润滑油的饱和烃含量并除去其余杂质,获得加氢基础油;

和减压蒸馏塔,以分离出加氢基础油中的基础油馏分,获得加氢再生油产品。

废润滑油加氢精制方法及加氢精制系统

技术领域

[0001] 本发明属于润滑油技术领域,具体涉及一种废润滑油加氢精制方法及加氢精制系统。

背景技术

[0002] 润滑油是石油中提炼出来的具有高附加值的产品,通常由润滑油基础油和润滑油添加剂等组成。润滑油在使用过程中会因物理、化学或人为等因素导致其性质发生裂变或混入杂质等,使其质量变低而成为废润滑油。通过合适的技术工艺将废润滑油再生,转化成可重新利用的再生油,无论从技术、环境保护、资源利用以及经济的角度来看,都具有重要的现实意义。

[0003] 传统的废润滑油再生工艺主要是硫酸-白土法,包括净化、酸洗、白土精制和分馏步骤,净化步骤包括沉降、过滤、聚结、减压闪蒸,主要是脱除水、部分轻质油及机械杂质。该工艺生产的缺点是再生油质量差,回收率低,且二次污染严重。随着润滑油质量规格和标准的不断提高,润滑油中添加剂的种类和用量也在不断加大,增加了回收再生废润滑油工艺的难度;同时随着人们环保的重视,废油再生技术中产生二次污染的技术也将逐渐被淘汰。这些情况都促使更先进的废润滑油再生工艺的出现。

[0004] 废润滑油加氢精制工艺因其具有较高的环保性、经济性以及可操作性,受到越来越多的关注,通过加氢精制技术可以显著改善产品的质量和品质。然而,目前报道的加氢处理废润滑油的方法还存在一些不足之处:(1)不能充分分离废润滑油中的非理想组分,尤其是不能有效去除重金属元素、沥青、胶质等杂质;(2)废润滑油原料的利用率低,对原料依赖性强,适应性差;(3)加氢处理后,润滑油性质有所改善,但色度大,光安定性和热安定性差,产品容易变色并发生沉淀,产品质量不高;(4)低产,未能解决潜在的污染,未能从根本上解决废润滑油再生综合利用的问题,市场适应性欠缺。

[0005] 鉴于此,特提出本发明。

发明内容

[0006] 本发明的第一目的在于提供一种废润滑油加氢精制方法,工艺简单,操作灵活,环境友好,能够有效脱除废润滑油中的非理想组分,尤其是重金属、胶质、沥青质等杂质的脱除效果显著,在提高再生基础油品质的同时提高了再生基础油的收率。

[0007] 本发明的第二目的在于提供一种废润滑油加氢精制系统,通过该系统能够实现对废润滑油的充分再生,装置的运转周期长,催化剂的使用寿命长,在提高产品质量和收率的同时有利于降低生产成本。

[0008] 为实现上述目的,本发明采用的技术方案为:

[0009] 根据本发明的一个方面,本发明提供一种废润滑油加氢精制方法,包括以下步骤:

[0010] (a) 废油预处理:将废润滑油进行脱水和除杂预处理;

[0011] (b) 闪蒸:将预处理后的废润滑油进行闪蒸,脱除痕量水分和轻组分;

[0012] (c) 丙烷萃取:闪蒸后的废润滑油进入丙烷萃取塔,以丙烷作为萃取剂进行萃取,萃取完成后的塔底物料进入沥青丙烷回收塔,回收丙烷,塔顶物料进入超临界丙烷回收塔,获得中间产物;

[0013] (d) 蒸馏:对所述中间产物进行蒸馏处理,以脱去所述中间产物中的重组分和残炭,获得加氢馏分油;

[0014] (e) 加氢精制:所述加氢馏分油经减压后进入由至少三个反应器串联组成的加氢装置中进行加氢精制,获得加氢基础油;

[0015] (f) 减压蒸馏:对加氢基础油进行减压蒸馏,并进行馏分切割,获得不同等级的加氢再生油产品。

[0016] 作为进一步优选技术方案,步骤(a)中的废油预处理包括依次进行的过滤、破乳和反冲洗过滤。

[0017] 作为进一步优选技术方案,所述过滤步骤中,采用的滤网目数为60~100目,优选为70~90目,进一步优选为80目;

[0018] 优选地,所述破乳步骤包括:将过滤后得到的废润滑油加热至80~150℃,加入脱盐水和破乳剂进行洗涤破乳,沉降5~8h后,排出底部水分及机械杂质;

[0019] 优选地,所述反冲洗过滤步骤包括:沉降后得到的废润滑油进入自动反冲洗过滤器中,在温度为50~130℃下进行反冲洗过滤;

[0020] 优选地,自动反冲洗过滤器内设有多个滤网,滤网的过滤精度为20~100μm,优选为25~80μm。

[0021] 作为进一步优选技术方案,步骤(b)中的闪蒸温度为100~260℃,真空度为-0.01~-0.09Mpa。

[0022] 作为进一步优选技术方案,步骤(c)中的丙烷萃取条件包括:废润滑油与丙烷的体积比为1:2~6,萃取温度为50~120℃,萃取压力为3.5~4.3Mpa;

[0023] 优选地,超临界丙烷回收塔的操作条件包括:工作温度为100~150℃,压力为3.9~4.5Mpa。

[0024] 作为进一步优选技术方案,步骤(d)包括:

[0025] (d1) 所述中间产物进入减压蒸馏塔,工作温度为300~390℃,真空度为-0.05~-0.098Mpa,根据馏程和粘度将废润滑油分割成多个组分;

[0026] (d2) 所述中间产物进入粗蒸塔,工作温度为350~400℃,真空度为-0.01~-0.099Mpa,脱去重组分和残炭,获得加氢馏分油。

[0027] 作为进一步优选技术方案,步骤(e)中的加氢装置包括三个相串联的反应器,依次为装填保护剂和脱金属剂的第一反应器、装填包括Ni-Co-Mo/Al₂O₃加氢催化剂的第二反应器以及装填脱氯剂的第三反应器;

[0028] 优选地,加氢精制的条件包括:精制温度为300~365℃,压力为4~15Mpa,氢油体积比为80~1500,液体体积空速为0.1~1.5h⁻¹。

[0029] 作为进一步优选技术方案,步骤(e)包括加氢精制和补充精制,所用的装置包括相串联的加氢装置和补充装置,所述加氢装置包括三个相串联的反应器,依次为装填保护剂和脱金属剂的第一反应器、装填包括Ni-Co-Mo/Al₂O₃加氢催化剂的第二反应器以及装填脱氯剂的第三反应器,所述补充装置为与所述第三反应器相串联并装填包括Ni-Co-Mo-

Pd/Al₂O₃芳烃精制剂的第四反应器；

[0030] 优选地，加氢精制的条件包括：精制温度为300~365℃，压力为4~15Mpa，氢油体积比为80~1500，液体体积空速为0.1~1.5h⁻¹；

[0031] 优选地，补充精制的条件包括：精制温度为275~300℃，压力为4~15Mpa，氢油体积比为80~1500，液体体积空速为0.1~1.5h⁻¹。

[0032] 作为进一步优选技术方案，步骤(f)与步骤(e)之间还包括汽提的步骤，加氢基础油进入汽提塔，在温度为200~300℃条件下，去除加氢反应生成的硫化氢和氨气，获得汽提产物；

[0033] 优选地，步骤(f)包括：

[0034] (f1) 汽提产物进入减压分离塔，工作温度为100~300℃，真空度为-0.05~-0.098Mpa，去除加氢裂解所产生的轻组分；

[0035] (f2) 汽提产物进入减压蒸馏塔，工作温度为300~370℃，真空度为-0.05~-0.098Mpa，根据馏程和粘度进行馏分切割，获得不同等级的加氢再生油产品。

[0036] 根据本发明的另一个方面，本发明提供一种废润滑油加氢精制系统，依次包括：

[0037] 预处理装置，以除去废润滑油中的水分和机械杂质；

[0038] 闪蒸罐，以除去废润滑油中残留的痕量水分和轻组分；

[0039] 丙烷萃取塔、沥青丙烷回收塔和超临界丙烷回收塔，以除去废润滑油中的添加剂、胶质、沥青质和重金属、回收丙烷以及获得中间产物；

[0040] 蒸馏塔，以除去中间产物中的重组分和残炭；

[0041] 加氢装置，以增加润滑油的饱和烃含量并除去其余杂质，获得加氢基础油；

[0042] 和减压蒸馏塔，以分离出加氢基础油中的基础油馏分，获得加氢再生油产品。

[0043] 与现有技术相比，本发明的有益效果在于：

[0044] 1、本发明的废润滑油加氢精制方法，通过预处理、闪蒸、丙烷萃取、蒸馏、加氢精制和减压蒸馏等工艺的有机结合，各种工艺之间配合良好，获得了综合的协调效果，实现对废润滑油的充分再生，在极大提高再生基础油品质的同时还提高了再生基础油的收率。

[0045] 本发明在加氢精制之前设置了丙烷萃取和蒸馏工艺，废润滑油经过丙烷脱除沥青质和胶质后，可脱除废润滑油中90%以上的添加剂和重金属等杂质，实现对废润滑油中重金属、胶质、沥青质、添加剂等杂质的充分脱除，避免上述杂质对后续蒸馏等过程中的设备造成结焦等损害设备的现象，防止系统堵塞，延长了设备运行周期，保证装置的平稳运行，同时提高了回收率和品质。

[0046] 2、本发明的加氢精制方法，再生基础油收率高，一般收率可达到85%以上。

[0047] 3、通过本发明的方法得到的再生基础油品质好，粘度指数可提高至110以上，金属总量可降低至50ppm以上，同时改善了酸值、颜色、光稳定性及氧化安定性等性质。

[0048] 4、本发明的加氢精制方法，流程简单，操作灵活，条件缓和，过程中不会产生废酸渣、废白土等废物，避免了二次污染的引入，环境友好；再生后的产品质量好，收率高，设备使用周期长，运行成本低，很好的平衡了环境保护、资源再生及经济成本的关系。

[0049] 5、本发明的废润滑油加氢精制系统，通过该系统能够实现对废润滑油的充分再生，提高油品质量，并且装置的运转周期长，设备投资少，催化剂的使用寿命长，在提高产品质量和收率的同时有利于降低生产成本，具有极大的工业推广价值。

附图说明

[0050] 为了更清楚地说明本发明具体实施方式或现有技术中的技术方案,下面将对具体实施方式或现有技术描述中所需要使用的附图作简单地介绍,显而易见地,下面描述中的附图是本发明的一些实施方式,对于本领域普通技术人员来讲,在不付出创造性劳动的前提下,还可以根据这些附图获得其他的附图。

[0051] 图1为本发明实施例提供的废润滑油加氢精制系统结构示意图。

[0052] 图标:1—预处理装置;2—闪蒸罐;3—丙烷萃取塔;4—超临界丙烷回收塔;5—沥青丙烷回收塔;6—蒸馏塔;7—第一反应器;8—第二反应器;9—第三反应器;10—第四反应器;11—汽提塔;12—减压塔。

具体实施方式

[0053] 下面将结合实施方式和实施例对本发明的实施方案进行详细描述,但是本领域技术人员将会理解,下列实施方式和实施例仅用于说明本发明,而不应视为限制本发明的范围。基于本发明中的实施例,本领域普通技术人员在没有做出创造性劳动前提下所获得的所有其他实施例,都属于本发明保护的范围。

[0054] 第一方面,在一些实施例中提供一种废润滑油加氢精制方法,包括以下步骤:

[0055] (a) 废油预处理:将废润滑油进行脱水和除杂预处理;

[0056] (b) 闪蒸:将预处理后的废润滑油进行闪蒸,脱除痕量水分和轻组分;

[0057] (c) 丙烷萃取:闪蒸后的废润滑油进入丙烷萃取塔,以丙烷作为萃取剂进行萃取,萃取完成后的塔底物料进入沥青丙烷回收塔,回收丙烷,塔顶物料进入超临界丙烷回收塔,获得中间产物;

[0058] (d) 蒸馏:对所述中间产物进行蒸馏处理,以脱去所述中间产物中的重组分和残炭,获得加氢馏分油;

[0059] (e) 加氢精制:所述加氢馏分油经减压后进入由至少三个反应器串联组成的加氢装置中进行加氢精制,获得加氢基础油;

[0060] (f) 减压蒸馏:对加氢基础油进行减压蒸馏,并进行馏分切割,获得不同等级的加氢再生油产品。

[0061] 本发明首先对废润滑油进行预处理,除去了一些水分、机械杂质和颗粒杂质等;然后进行蒸馏以除去废润滑油中残留的痕量水分和轻组分;闪蒸后的废润滑油进入丙烷萃取塔,以丙烷作为萃取剂进行萃取,可以除去废润滑油中的添加剂、胶质、沥青质和重金属,萃取完成后的塔底物料进入沥青丙烷回收塔,回收丙烷,塔顶物料进入超临界丙烷回收塔,回收丙烷同时获得中间产物,回收后的丙烷可再次进入丙烷萃取塔以重复利用;然后将得到的中间产物进行蒸馏处理,以除去中间产物中的重组分和残炭等杂质,获得加氢馏分油;然后将得到的加氢馏分油进行加氢精制,以增加润滑油的饱和烃含量并除去其余杂质,获得加氢基础油;最后将得到的加氢基础油进行减压蒸馏,并根据不同馏分和粘度进行馏分切割,获得不同等级的加氢再生油产品。

[0062] 这样,通过预处理、闪蒸、丙烷萃取、蒸馏、加氢精制和减压蒸馏等工艺的有机结合,各种工艺之间配合良好,获得了综合的协调效果,实现对废润滑油的充分再生,在极大

提高再生基础油品质的同时还提高了再生基础油的收率；再生基础油的收率一般可达到85%以上；粘度指数可提高至110以上，金属总量可降低至50ppm以上，同时改善了酸值、颜色、光稳定性及氧化安定性等性质。

[0063] 尤为突出的是，本发明在加氢精制之前设置了丙烷萃取和蒸馏工艺，废润滑油经过丙烷脱除沥青质和胶质后，可脱除废润滑油中90%以上的添加剂和重金属等杂质，实现对废润滑油中重金属、胶质、沥青质、添加剂等杂质的充分脱除，避免上述杂质对后续蒸馏等过程中的设备造成结焦等损害设备的现象，防止系统堵塞，延长了设备运行周期，保证装置的平稳运行，同时提高了回收率和品质。

[0064] 上述方法流程简单，操作灵活，条件缓和，环境友好，能耗低，运行成本低，设备使用周期长，很好的平衡了环境保护、资源再生及经济成本的关系，实现对废润滑油的充分再生。

[0065] 在一种优选的实施方式中，步骤(a)中的废油预处理包括依次进行的过滤、破乳和反冲洗过滤。

[0066] 具体地，步骤(a)包括：

[0067] (a1) 过滤：采用滤网目数为60~100目的过滤器进行过滤；

[0068] (a2) 破乳：将过滤后得到的废润滑油加热至80~150℃，加入脱盐水和破乳剂进行洗涤破乳，沉降5~8h后，排出底部水分及机械杂质；

[0069] (a3) 反冲洗过滤：沉降后得到的废润滑油进入自动反冲洗过滤器中，依次经过80μm和25μm的滤网，去除较大颗粒和细小颗粒的杂质，在温度为50~130℃下进行反冲洗过滤。

[0070] 本发明的预处理操作简单，条件缓和，设备投资少，无需复杂的设备，处理效果好，有利于提高生产效率和降低生产成本。

[0071] 在一种优选的实施方式中，步骤(b)包括：将预处理后的废润滑油进行闪蒸，脱除痕量水分和轻组分(100~360℃馏分)，闪蒸温度为100~260℃，真空度为-0.01~-0.09Mpa。

[0072] 在一种优选的实施方式中，步骤(c)包括：闪蒸后的废润滑油进入丙烷萃取塔，以丙烷作为萃取剂进行萃取，其中，废润滑油与丙烷的体积比(油剂比)为1:2~6，萃取温度为50~120℃，萃取压力为3.5~4.3Mpa；

[0073] 萃取完成后的塔底物料进入沥青丙烷回收塔，回收丙烷；

[0074] 塔顶物料进入超临界丙烷回收塔，工作温度为100~150℃，压力为3.9~4.5Mpa，获得中间产物，以及丙烷；

[0075] 这里需要说明的是，沥青丙烷回收塔用于分离沥青和丙烷，其具体操作条件可根据常规的进行操作，超临界丙烷回收塔用于分离中间产物和丙烷，经过沥青丙烷回收塔和超临界丙烷回收塔收集到的丙烷，可直接再输送至丙烷萃取塔中，以重复利用，降低生产成本。

[0076] 本发明中，废润滑油与丙烷的体积比典型但非限制性的为1:2、1:3、1:4、1:5或1:6；萃取温度典型但非限制性的为50℃、55℃、60℃、65℃、70℃、75℃、80℃、85℃、90℃、95℃、100℃、105℃、110℃、115℃或120℃；萃取压力典型但非限制性的为3.5Mpa、3.6Mpa、3.7Mpa、3.8Mpa、3.9Mpa、4.0Mpa、4.1Mpa、4.2Mpa或4.3Mpa。

[0077] 超临界丙烷回收塔的工作温度典型但非限制性的为100℃、105℃、110℃、115℃、

120℃、125℃、130℃、135℃、140℃、145℃、或150℃，压力典型但非限制性的为3.9Mpa、4.0Mpa、4.1Mpa、4.2Mpa、4.3Mpa、4.4Mpa或4.5Mpa。

[0078] 本发明在较温和的条件下采用丙烷萃取剂进行萃取，无需过高的温度和压力(压力在5MPa以下)等苛刻的工艺条件，在适宜的操作条件及与其他工艺相配合的情况下，能够增强萃取效果，有效提升产品品质，而且避免了酸渣和废水等污染物，环境友好，生产周期短，生产效率高。

[0079] 在一种优选的实施方式中，步骤(d)包括：

[0080] (d1)所述中间产物进入减压蒸馏塔，工作温度为300~390℃，真空度为-0.05~-0.098Mpa，根据馏程和粘度将废润滑油分割成多个组分，优选为6个组分；

[0081] (d2)所述中间产物进入粗蒸塔，工作温度为350~400℃，真空度为-0.01~-0.099Mpa，脱去重组分和残炭等杂质，获得加氢馏分油。

[0082] 经过上述预处理、闪蒸、丙烷萃取、蒸馏等操作后，废润滑油中的水分、杂质、胶质、沥青质、重金属及添加剂等已基本被脱除，满足加氢精制对原料的要求，此时可通过加氢精制使废润滑油中的其他非理想组分脱除或饱和，进而达到废润滑油再生的目的。

[0083] 在一种优选的实施方式中，步骤(e)中的加氢装置包括三个相串联的反应器，依次为装填保护剂和脱金属剂的第一反应器、装填包括Ni-Co-Mo/Al₂O₃加氢催化剂的第二反应器以及装填脱氯剂的第三反应器。

[0084] 在一种优选的实施方式中，步骤(e)包括加氢精制和补充精制，所用的装置包括相串联的加氢装置和补充装置，所述加氢装置包括三个相串联的反应器，依次为装填保护剂和脱金属剂的第一反应器、装填包括Ni-Co-Mo/Al₂O₃加氢催化剂的第二反应器以及装填脱氯剂的第三反应器，所述补充装置为与所述第三反应器相串联并装填包括Ni-Co-Mo-Pd/Al₂O₃芳烃精制剂的第四反应器。

[0085] 这里需要说明的是，步骤(e)中可以设置三个反应器或四个反应器，优选设置四个反应器，可以进一步提升油品质量。

[0086] 本发明对于保护剂、脱金属剂和脱氯剂不做特殊的限定，采用本领域常用的即可。例如保护剂可采用大孔的球形Al-Ti-HY为载体，Co-Mo为主要活性组分；脱金属剂可采用介孔的拉西环状Si-Al氧化物为载体，Ni-Mo为主要活性组分。保护剂可以进一步脱除废油中胶质组分，减少胶质的积累，延长催化剂的使用寿命，脱金属剂可以进一步脱除金属、胶质、积炭等，并饱和部分的烯烃和芳烃，减轻后续装置的负担，延长装置的运行周期。脱氯剂可以使废油中的氯化物转化为氯化氢，氮化物转化为氨，可以防止装置的腐蚀、堵塞等，保证装置的平稳运行。

[0087] 本发明的加氢精制剂采用了高活性的Ni-Co-Mo/Al₂O₃催化剂，芳烃精制剂采用了高活性的Ni-Co-Mo-Pd/Al₂O₃催化剂，有助于改善产品质量，提升产品档次。

[0088] 通过加氢精制和补充精制，可以脱除大量硫氮，饱和部分稠环芳烃，原料中大部分三环芳烃和双环芳烃转化成双环和单环芳烃，可以得到凝点低、粘度指数高、安定性良好的再生基础油产品，使得再生得到的基础油产品完全符合润滑油基础油的国家标准。

[0089] 在一种优选的实施方式中，步骤(e)包括：加氢馏分油经减压后依次进入装填保护剂和脱金属剂的第一反应器、装填包括Ni-Co-Mo/Al₂O₃加氢催化剂的第二反应器、装填脱氯剂的第三反应器以及装填包括Ni-Co-Mo-Pd/Al₂O₃芳烃精制剂的第四反应器；

[0090] 其中,加氢精制的条件包括:精制温度为300~365℃,压力为4~15Mpa,氢油体积比为80~1500,液体体积空速为0.1~1.5h⁻¹;

[0091] 补充精制的条件包括:精制温度为275~300℃,压力为4~15Mpa,氢油体积比为80~1500,液体体积空速为0.1~1.5h⁻¹。

[0092] 在一种优选的实施方式中,步骤(f)与步骤(e)之间还包括汽提的步骤,加氢基础油进入汽提塔,在温度为200~300℃条件下,去除加氢反应生成的硫化氢和氨气,获得汽提产物。

[0093] 在一种优选的实施方式中,步骤(f)包括:

[0094] (f1) 汽提产物进入减压分离塔,工作温度为100~300℃,真空度为-0.05~-0.098Mpa,去除加氢裂解所产生的轻组分;

[0095] (f2) 汽提产物进入减压蒸馏塔,工作温度为300~370℃,真空度为-0.05~-0.098Mpa,根据馏程和粘度进行馏分切割,获得不同(粘度)等级的加氢再生油产品。

[0096] 需要说明的是,上述馏分切割的温度范围可以为305±5℃、320±5℃、350±5℃等中的一个温度或几个温度。减压精馏塔的具体工艺参数,如回流比和理论塔板数等,可由本领域技术人员根据物料的进入量的不同等进行常规的调节。

[0097] 综上,本发明的方法采用了合理的工艺路线和条件,有效脱除废润滑油中的各种非理想组分,得到品质优良的再生润滑油基础油,可用于调制各种润滑油产品,并且操作简单,易于实施,环境友好,设备运行周期长,可实现长周期连续运行。

[0098] 第二方面,提供一种废润滑油加氢精制系统,依次包括:

[0099] 预处理装置,以除去废润滑油中的水分和机械杂质;

[0100] 闪蒸罐,以除去废润滑油中残留的痕量水分和轻组分;

[0101] 丙烷萃取塔、沥青丙烷回收塔和超临界丙烷回收塔,以除去废润滑油中的添加剂、胶质、沥青质和重金属、回收丙烷以及获得中间产物;

[0102] 蒸馏塔,以除去中间产物中的重组分和残炭;

[0103] 加氢装置,以增加润滑油的饱和烃含量并除去其余杂质,获得加氢基础油;

[0104] 和减压蒸馏塔,以分离出加氢基础油中的基础油馏分,获得加氢再生油产品。

[0105] 采用上述系统在上述操作条件下进行废润滑油的加氢精制,可实现对废润滑油的充分再生,在提高再生基础油品质的同时提高再生基础油的收率,并且装置的运转周期长,设备投资少,催化剂的使用寿命长,在提高产品质量和收率的同时有利于降低生产成本,具有极大的工业推广价值。

[0106] 可以理解的是,上述废润滑油加氢精制系统主要包括上述装置、设备,并不限于此,还可以包括相关的储罐和配件,其具体连接方式可参照现有技术,本发明对此不做过多限定。

[0107] 下面结合具体实施例和附图,对本发明作进一步说明。

[0108] 实施例1

[0109] 图1显示了废润滑油加氢精制系统结构示意图,如图1所示,所述的废润滑油加氢精制系统,依次包括:

[0110] 预处理装置1,以除去废润滑油中的水分和机械杂质;

[0111] 闪蒸罐2,以除去废润滑油中残留的痕量水分和轻组分;

[0112] 丙烷萃取塔3、沥青丙烷回收塔5和超临界丙烷回收塔4,以除去废润滑油中的添加剂、胶质、沥青质和重金属、回收丙烷以及获得中间产物;

[0113] 蒸馏塔6,以除去中间产物中的重组分和残炭;

[0114] 加氢装置和补充装置,以增加润滑油的饱和烃含量并除去其余杂质,获得加氢基础油;其中,加氢装置和补充装置包括依次相连的第一反应器7、第二反应器8、第三反应器9和第四反应器10;

[0115] 汽提塔11,以去除加氢反应生成的硫化氢和氨气;

[0116] 和减压蒸馏塔12,以分离出加氢基础油中的基础油馏分,获得加氢再生油产品。

[0117] 一种废润滑油加氢精制方法,包括以下步骤:

[0118] (a) 废油预处理:将废润滑油进行脱水和除杂预处理;

[0119] (a1) 过滤:采用滤网目数为80目的过滤器进行过滤;

[0120] (a2) 破乳:将过滤后得到的废润滑油加热至80℃,加入脱盐水和破乳剂进行洗涤破乳,沉降5h后,排出底部水分及机械杂质;

[0121] (a3) 反冲洗过滤:沉降后得到的废润滑油进入自动反冲洗过滤器中,依次经过80 μ m和25 μ m的滤网,去除较大颗粒和细小颗粒的杂质,在温度为50℃下进行反冲洗过滤;

[0122] (b) 闪蒸:将预处理后的废润滑油进行闪蒸,脱除痕量水分和轻组分(100~360℃馏分),闪蒸温度为100℃,真空度为-0.01Mpa;

[0123] (c) 丙烷萃取:闪蒸后的废润滑油进入丙烷萃取塔,以丙烷作为萃取剂进行萃取,其中,油剂比为1:2,萃取温度为50℃,萃取压力为3.5Mpa;

[0124] 萃取完成后的塔底物料进入沥青丙烷回收塔,回收丙烷;塔顶物料进入超临界丙烷回收塔,工作温度为100℃,压力为3.9Mpa,获得中间产物以及丙烷;

[0125] (d) 蒸馏:对中间产物进行蒸馏处理,以脱去重组分和残炭,获得加氢馏分油;

[0126] (d1) 中间产物进入减压蒸馏塔,工作温度为300℃,真空度为-0.05Mpa,根据馏程和粘度将废润滑油分割成6个组分;

[0127] (d2) 中间产物进入粗蒸塔,工作温度为350℃,真空度为-0.01Mpa,脱去重组分和残炭等杂质,获得加氢馏分油;

[0128] (e) 加氢精制:加氢馏分油经减压后依次进入装填保护剂和脱金属剂的第一反应器、装填包括Ni-Co-Mo/Al₂O₃加氢催化剂的第二反应器、装填脱氯剂的第三反应器以及装填包括Ni-Co-Mo-Pd/Al₂O₃芳烃精制剂的第四反应器,获得加氢基础油;

[0129] 其中,加氢精制的条件包括:精制温度为300℃,压力为4Mpa,氢油体积比为80,液体体积空速为0.1h⁻¹;补充精制的条件包括:精制温度为275℃,压力为4Mpa,氢油体积比为80,液体体积空速为0.1h⁻¹;

[0130] (f) 汽提:加氢基础油进入汽提塔,在温度为200℃条件下,去除加氢反应生成的硫化氢和氨气,获得汽提产物;

[0131] (g1) 汽提产物进入减压分离塔,工作温度为100℃,真空度为-0.05Mpa,去除加氢裂解所产生的轻组分;

[0132] (g2) 汽提产物进入减压蒸馏塔,工作温度为300℃,真空度为-0.05Mpa,获得加氢再生油产品。

[0133] 本实施例中所得的再生油产品的收率为85.4%。

[0134] 实施例2

[0135] 一种废润滑油加氢精制方法,包括以下步骤:

[0136] (a) 废油预处理:将废润滑油进行脱水和除杂预处理;

[0137] (a1) 过滤:采用滤网目数为80目的过滤器进行过滤;

[0138] (a2) 破乳:将过滤后得到的废润滑油加热至150℃,加入脱盐水和破乳剂进行洗涤破乳,沉降8h后,排出底部水分及机械杂质;

[0139] (a3) 反冲洗过滤:沉降后得到的废润滑油进入自动反冲洗过滤器中,依次经过80μm和25μm的滤网,去除较大颗粒和细小颗粒的杂质,在温度为130℃下进行反冲洗过滤;

[0140] (b) 闪蒸:将预处理后的废润滑油进行闪蒸,脱除痕量水分和轻组分(100~360℃馏分),闪蒸温度为260℃,真空度为-0.09Mpa;

[0141] (c) 丙烷萃取:闪蒸后的废润滑油进入丙烷萃取塔,以丙烷作为萃取剂进行萃取,其中,油剂比为1:3,萃取温度为120℃,萃取压力为4.3Mpa;

[0142] 萃取完成后的塔底物料进入沥青丙烷回收塔,回收丙烷;塔顶物料进入超临界丙烷回收塔,工作温度为150℃,压力为4.5Mpa,获得中间产物以及丙烷;

[0143] (d) 蒸馏:对中间产物进行蒸馏处理,以脱去重组分和残炭,获得加氢馏分油;

[0144] (d1) 中间产物进入减压蒸馏塔,工作温度为390℃,真空度为-0.098Mpa,根据馏程和粘度将废润滑油分割成6个组分;

[0145] (d2) 中间产物进入粗蒸塔,工作温度为400℃,真空度为-0.099Mpa,脱去重组分和残炭等杂质,获得加氢馏分油;

[0146] (e) 加氢精制:加氢馏分油经减压后依次进入装填保护剂和脱金属剂的第一反应器、装填包括Ni-Co-Mo/Al₂O₃加氢催化剂的第二反应器、装填脱氯剂的第三反应器以及装填包括Ni-Co-Mo-Pd/Al₂O₃芳烃精制剂的第四反应器,获得加氢基础油;

[0147] 其中,加氢精制的条件包括:精制温度为365℃,压力为15Mpa,氢油体积比为1500,液体体积空速为1.5h⁻¹;补充精制的条件包括:精制温度为300℃,压力为15Mpa,氢油体积比为1500,液体体积空速为1.5h⁻¹;

[0148] (f) 汽提:加氢基础油进入汽提塔,在温度为300℃条件下,去除加氢反应生成的硫化氢和氨气,获得汽提产物;

[0149] (g1) 汽提产物进入减压分离塔,工作温度为300℃,真空度为-0.098Mpa,去除加氢裂解所产生的轻组分;

[0150] (g2) 汽提产物进入减压蒸馏塔,工作温度为370℃,真空度为-0.098Mpa,获得加氢再生油产品。

[0151] 本实施例中所得的再生油产品的收率为88.2%。

[0152] 实施例3

[0153] 一种废润滑油加氢精制方法,包括以下步骤:

[0154] (a) 废油预处理:将废润滑油进行脱水和除杂预处理;

[0155] (a1) 过滤:采用滤网目数为80目的过滤器进行过滤;

[0156] (a2) 破乳:将过滤后得到的废润滑油加热至120℃,加入脱盐水和破乳剂进行洗涤破乳,沉降7h后,排出底部水分及机械杂质;

[0157] (a3) 反冲洗过滤:沉降后得到的废润滑油进入自动反冲洗过滤器中,依次经过80μ

m和25 μ m的滤网,去除较大颗粒和细小颗粒的杂质,在温度为100 $^{\circ}$ C下进行反冲洗过滤;

[0158] (b) 闪蒸:将预处理后的废润滑油进行闪蒸,脱除痕量水分和轻组分(100~360 $^{\circ}$ C馏分),闪蒸温度为200 $^{\circ}$ C,真空度为-0.05Mpa;

[0159] (c) 丙烷萃取:闪蒸后的废润滑油进入丙烷萃取塔,以丙烷作为萃取剂进行萃取,其中,油剂比为1:4,萃取温度为95 $^{\circ}$ C,萃取压力为4.0Mpa;

[0160] 萃取完成后的塔底物料进入沥青丙烷回收塔,回收丙烷;塔顶物料进入超临界丙烷回收塔,工作温度为130 $^{\circ}$ C,压力为4.3Mpa,获得中间产物以及丙烷;

[0161] (d) 蒸馏:对中间产物进行蒸馏处理,以脱去重组分和残炭,获得加氢馏分油;

[0162] (d1) 中间产物进入减压蒸馏塔,工作温度为370 $^{\circ}$ C,真空度为-0.08Mpa,根据馏程和粘度将废润滑油分割成6个组分;

[0163] (d2) 中间产物进入粗蒸塔,工作温度为380 $^{\circ}$ C,真空度为-0.08Mpa,脱去重组分和残炭等杂质,获得加氢馏分油;

[0164] (e) 加氢精制:加氢馏分油经减压后依次进入装填保护剂和脱金属剂的第一反应器、装填包括Ni-Co-Mo/Al₂O₃加氢催化剂的第二反应器、装填脱氯剂的第三反应器以及装填包括Ni-Co-Mo-Pd/Al₂O₃芳烃精制剂的第四反应器,获得加氢基础油;

[0165] 其中,加氢精制的条件包括:精制温度为350 $^{\circ}$ C,压力为12Mpa,氢油体积比为1000,液体体积空速为1.2h⁻¹;补充精制的条件包括:精制温度为290 $^{\circ}$ C,压力为12Mpa,氢油体积比为800,液体体积空速为1.1h⁻¹;

[0166] (f) 汽提:加氢基础油进入汽提塔,在温度为280 $^{\circ}$ C条件下,去除加氢反应生成的硫化氢和氨气,获得汽提产物;

[0167] (g1) 汽提产物进入减压分离塔,工作温度为220 $^{\circ}$ C,真空度为-0.06Mpa,去除加氢裂解所产生的轻组分;

[0168] (g2) 汽提产物进入减压蒸馏塔,工作温度为350 $^{\circ}$ C,真空度为-0.06Mpa,获得加氢再生油产品。

[0169] 本实施例中所得的再生油产品的收率为92.6%。

[0170] 实施例4

[0171] 一种废润滑油加氢精制方法,包括以下步骤:

[0172] (a) 废油预处理:将废润滑油进行脱水和除杂预处理;

[0173] (a1) 过滤:采用滤网目数为80目的过滤器进行过滤;

[0174] (a2) 破乳:将过滤后得到的废润滑油加热至100 $^{\circ}$ C,加入脱盐水和破乳剂进行洗涤破乳,沉降6h后,排出底部水分及机械杂质;

[0175] (a3) 反冲洗过滤:沉降后得到的废润滑油进入自动反冲洗过滤器中,依次经过80 μ m和25 μ m的滤网,去除较大颗粒和细小颗粒的杂质,在温度为80 $^{\circ}$ C下进行反冲洗过滤;

[0176] (b) 闪蒸:将预处理后的废润滑油进行闪蒸,脱除痕量水分和轻组分(100~360 $^{\circ}$ C馏分),闪蒸温度为150 $^{\circ}$ C,真空度为-0.04Mpa;

[0177] (c) 丙烷萃取:闪蒸后的废润滑油进入丙烷萃取塔,以丙烷作为萃取剂进行萃取,其中,油剂比为1:5,萃取温度为70 $^{\circ}$ C,萃取压力为3.8Mpa;

[0178] 萃取完成后的塔底物料进入沥青丙烷回收塔,回收丙烷;塔顶物料进入超临界丙烷回收塔,工作温度为110 $^{\circ}$ C,压力为4.1Mpa,获得中间产物以及丙烷;

- [0179] (d) 蒸馏:对中间产物进行蒸馏处理,以脱去重组分和残炭,获得加氢馏分油;
- [0180] (d1) 中间产物进入减压蒸馏塔,工作温度为320℃,真空度为-0.05Mpa,根据馏程和粘度将废润滑油分割成6个组分;
- [0181] (d2) 中间产物进入粗蒸塔,工作温度为360℃,真空度为-0.04Mpa,脱去重组分和残炭等杂质,获得加氢馏分油;
- [0182] (e) 加氢精制:加氢馏分油经减压后依次进入装填保护剂和脱金属剂的第一反应器、装填包括Ni-Co-Mo/Al₂O₃加氢催化剂的第二反应器、装填脱氯剂的第三反应器以及装填包括Ni-Co-Mo-Pd/Al₂O₃芳烃精制剂的第四反应器,获得加氢基础油;
- [0183] 其中,加氢精制的条件包括:精制温度为320℃,压力为6Mpa,氢油体积比为200,液体体积空速为0.5h⁻¹;补充精制的条件包括:精制温度为220℃,压力为6Mpa,氢油体积比为300,液体体积空速为0.5h⁻¹;
- [0184] (f) 汽提:加氢基础油进入汽提塔,在温度为220℃条件下,去除加氢反应生成的硫化氢和氨气,获得汽提产物;
- [0185] (g1) 汽提产物进入减压分离塔,工作温度为220℃,真空度为-0.05Mpa,去除加氢裂解所产生的轻组分;
- [0186] (g2) 汽提产物进入减压蒸馏塔,工作温度为320℃,真空度为-0.05Mpa,获得加氢再生油产品。
- [0187] 本实施例中所得的再生油产品的收率为93.8%。
- [0188] 实施例5
- [0189] 一种废润滑油加氢精制方法,与实施例4的区别仅在于:
- [0190] (c) 丙烷萃取:闪蒸后的废润滑油进入丙烷萃取塔,以丙烷作为萃取剂进行萃取,其中,油剂比为1:6,萃取温度为85℃,萃取压力为3.85Mpa;
- [0191] 萃取完成后的塔底物料进入沥青丙烷回收塔,回收丙烷;塔顶物料进入超临界丙烷回收塔,工作温度为125℃,压力为4.25Mpa,获得中间产物以及丙烷;
- [0192] 本实施例中所得的再生油产品的收率为94.3%。
- [0193] 实施例6
- [0194] 一种废润滑油加氢精制方法,与实施例4的区别仅在于:
- [0195] (e) 加氢精制的条件包括:精制温度为305℃,压力为8.5Mpa,氢油体积比为950,液体体积空速为0.9h⁻¹;补充精制的条件包括:精制温度为235℃,压力为7.5Mpa,氢油体积比为150,液体体积空速为0.7h⁻¹;
- [0196] 本实施例中所得的再生油产品的收率为90.5%。
- [0197] 对比例1
- [0198] 一种废润滑油加氢精制方法,与实施例4的区别仅在于:
- [0199] 将步骤(c)中的丙烷萃取替换为吸附,吸附剂采用氧化铝吸附剂;
- [0200] 本对比例中所得的再生油产品的收率为75.2%;经测试,本对比例得到的再生油的粘度指数为100,酸值为0.022mg/g,金属总量为105ppm。
- [0201] 对比例2
- [0202] 一种废润滑油加氢精制方法,与实施例4的区别仅在于:
- [0203] 省略步骤(c);

[0204] 本对比例中所得的再生油产品的收率为66.4%；经测试，本对比例得到的再生油的粘度指数为98，酸值为0.026mg/g，金属总量为138ppm。

[0205] 对比例3

[0206] 一种废润滑油加氢精制方法，与实施例4的区别仅在于：

[0207] 省略步骤(e)中的第一反应器和第三反应器。

[0208] 本对比例中所得的再生油产品的收率为77.6%；经测试，本对比例得到的再生油的粘度指数为102，酸值为0.032mg/g，金属总量为185ppm。

[0209] 此外，对比例1—3在生产过程中，由于对废润滑油中的重金属、胶质等的脱除不充分，增加了蒸馏、加氢精制等工序的负荷，设备容易结焦，容易造成装置的堵塞，设备运行周期短，催化剂使用寿命较短，降低了装置运行的平稳性，生产效率较低。

[0210] 上述实施例和对比例所用的废润滑油的原料性质如表1所示。

[0211] 表1废润滑油原料性质

| | 检测项目 | 废润滑油 |
|--------|--------------------------------|--------|
| [0212] | 40°C运动粘度 (mm ² /s) | 59.95 |
| | 100°C运动粘度 (mm ² /s) | 7.65 |
| | 倾点 (°C) | -30 |
| | 粘度指数 | 88 |
| | 机械杂质 (wt%) | 1.60 |
| | 灰份 (wt%) | 0.60 |
| | 水份 (wt%) | 1.2 |
| [0213] | 凝点 (°C) | -31 |
| | 密度 (g/cm ³) | 0.879 |
| | w (S) (ppm) | 611.18 |
| | w (N) (ppm) | 727.98 |
| | 残炭 (wt%) | 0.76 |
| | 金属总量 (ppm) | 2977.6 |

[0214] 分别将各实施例所得的再生油产品进行质量指标测试，测试结果如表2所示。

[0215] 表2再生油质量指标

[0216]

| 质量指标 | 实施例 1 | 实施例 2 | 实施例 3 | 实施例 4 | 实施例 5 | 实施例 6 |
|-------------------------------|--------|-------|-------|-------|-------|-------|
| 40℃运动粘度 (mm ² /s) | 21.89 | 48.8 | 34.10 | 28.23 | 34.45 | 27.35 |
| 100℃运动粘度 (mm ² /s) | 4.4 | 7.38 | 5.93 | 5.25 | 5.97 | 5.15 |
| 外观 | 透明 | 透明 | 透明 | 透明 | 透明 | 透明 |
| 色度(赛波特) | +29 | +24 | +29 | +23 | +24 | +21 |
| 粘度指数 | 110 | 113 | 118 | 119 | 118 | 119 |
| 闪点(℃) | 210 | 233 | 214 | 214 | 220 | 214 |
| 倾点(℃) | -10 | -9 | -12 | -10 | -10 | -9 |
| 酸值(mg/g) | 0.0095 | 0.01 | 0.028 | 0.016 | 0.011 | 0.016 |

[0217]

| | | | | | | |
|-------------------------|--------|-------|--------|--------|--------|--------|
| 饱和烃含量 (wt%) | 99.96 | 99.9 | 99.95 | 99.94 | 99.91 | 99.9 |
| 密度 (kg/m ³) | 0.8410 | 0.848 | 0.8499 | 0.8431 | 0.8483 | 0.8414 |
| w(S)(ppm) | 2.3 | 2.1 | 3.17 | 2.3 | 9.3 | 2.07 |
| w(N)(ppm) | 1.5 | 1.9 | 2.31 | 1.8 | 5.1 | 1.69 |
| 蒸发损失 (250℃, 1h)(wt%) | 13 | 10 | 10.2 | 15.5 | 13.6 | 12 |
| 氧化安定性 (min) | 260 | 280 | 280 | 263 | 270 | 260 |
| 金属总量 (ppm) | 18 | 25 | 17.2 | 19.3 | 20.3 | 25.5 |

[0218] 其中,废润滑油原料与所得再生油的测试方法为:按照国家标准GB/T8929—2006测试水份含量,按照国家标准GB/T265测试运动粘度,按照ASTMD156测定赛波特色度,按照

国家标准GB/T1995测试粘度指数,按照国家标准GB/T3536测试开口闪点,按照国家标准GB/T3535测试倾点,按照国家标准GB/T7304测试酸值,按照国家标准GB/T2013测试密度,按照SH/T0193测试润滑油氧化安定性,按照ASTM—D6595—17原子发射光谱法测定金属和杂质的试验方法测定金属含量和杂质含量,饱和烃含量采用气相色谱法测定(实施例与对比例所得再生油的测试方法相同)。

[0219] 由表2可以看出,本发明实施例1—6提供的再生油的品质略有不同,但各再生油的质量指标均能满足润滑油通用基础油标准要求,可用于调制各种润滑油产品,尤其是实施例3得到的再生油产品综合指标最为优异。

[0220] 同时,由以上还可以看出,本发明提供的再生油品质优于对比例1—3所提供的再生基础油的品质,尤其是在粘度指数、金属总量等指标上,具有更优异的效果;同时本发明实施例1—6提供的再生油的收率也明显高于对比例1—3所提供的再生油的收率,通过本发明提供的加氢精制方法,不仅能提升再生油的品质和收率,而且还能提升设备运行的稳定性,避免杂质对设备造成结焦等损害设备的现象,防止系统阻塞,延长设备的运行周期和催化剂的使用寿命,有效提高了生产效率。

[0221] 最后应说明的是:以上各实施例仅用以说明本发明的技术方案,而非对其限制;尽管参照前述各实施例对本发明进行了详细的说明,本领域的普通技术人员应当理解:其依然可以对前述各实施例所记载的技术方案进行修改,或者对其中部分或者全部技术特征进行等同替换;而这些修改或者替换,并不使相应技术方案的本质脱离本发明各实施例技术方案的范围。

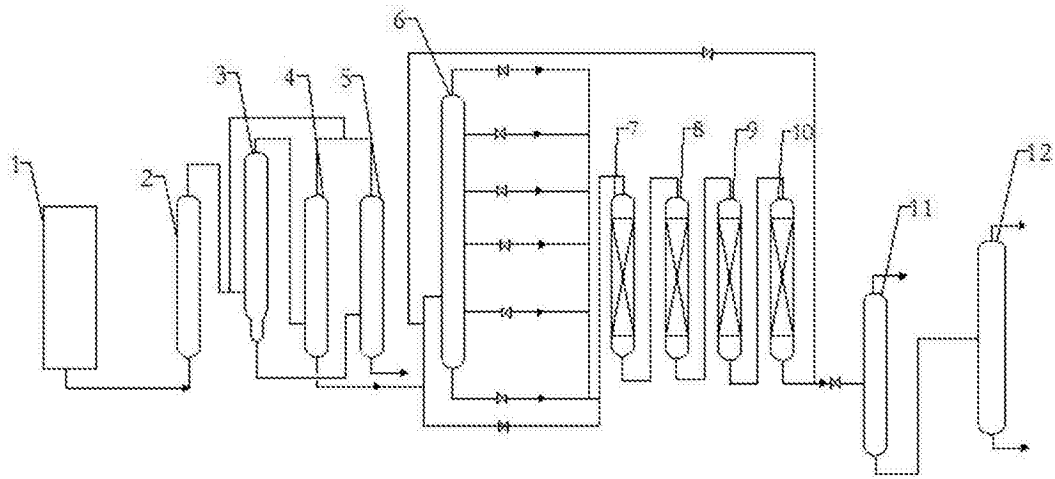


图1