

一种烃油加氢处理方法

技术领域

本发明涉及一种烃油加氢处理方法。

5

背景技术

近年来，随着石油资源的日益匮乏，原油重质化、劣质化趋势日趋严重，由原油蒸馏所得的中间馏分油的 S、N、O 和金属含量也相应增加。然而，世界各国的法律法规对各种燃油中的 S、N、O 和金属含量要求却越来越苛刻。加氢处理是脱除烃油中 S、N、O 及金属杂质，改善中间馏分油质量的常用手段。

10

在传统的滴流床加氢处理工艺中，为了带走反应热、抑制催化剂积炭生焦，需要大量的循环氢及相应的循环系统，一方面使得加氢反应装置的体积较为庞大，另一方面也提高了加氢反应装置的投资成本及操作能耗。

在滴流床反应器中进行加氢处理时，氢气需要从气相进入液相，然后与反应物共同吸附在催化剂的表面，从而在催化剂活性中心的作用下进行反应。氢气的这一传质过程无疑会对加氢处理工艺的反应速率产生不利影响。

15

针对传统的滴流床加氢处理工艺的不足，研究人员开发了液相加氢工艺。

US6428686 公开了一种加氢处理方法，该方法包括：将新鲜原料油与稀释剂以及大量氢气混合，得到的混合物经气液分离装置分离出多余气体之后，进入反应器中与催化剂接触并进行加氢反应。其中，所述稀释剂为对氢气具有相对较高的溶解度的物质（例如：循环的加氢裂化产物或异构化产物），借此提高烃油的氢气携带量，从而消除对于循环氢的需求。

20

CN101280217A 和 CN101787305A 公开的烃油液固两相加氢方法的主要工艺流程均为：将新鲜原料油、循环油以及过饱和氢气混合，将得到的混合物在气液分离装置中进行气液分离后送入加氢反应器中，与催化剂接触以进行反应。

25

尽管上述液相加氢方法均消除了对于循环氢的需求，但是仍然存在以下不足：需要使用稀释剂或循环油来提高氢气在原料油中的携带量，这降低了加氢处理装置的新鲜原料油处理量，对生产效率产生不利影响。

因此，亟需一种无需稀释剂或循环油的烃油液相加氢处理工艺，以简化工艺流程路线，降低投资成本和操作费用，实现高效低耗的工业生产。

30

发明内容

本发明的目的在于克服现有技术的不足，提供一种烃油加氢处理方法，该方法即使不使用稀释剂或循环油，也能够将氢气高度分散且以更快的速度溶解在烃油中。

本发明提供了一种烃油加氢处理方法，该方法包括以下步骤：

- 5 (1) 通过平均孔径为纳米尺寸的孔将氢气注入烃油中，得到含有氢气的烃油；
- (2) 将含有氢气的烃油送入反应器中，在液相加氢处理条件下，与具有加氢催化作用的催化剂接触。

在本发明的一种优选的实施方式中，所述孔的平均孔径为 1-1000nm。更优选地，孔径处于 50-500nm 范围内的孔的数量占总孔数量的比例为 95%以上。

- 10 在本发明的一种优选的实施方式中，将氢气注入处于流动状态的烃油中，所述氢气的流速为 v_1 并以 $\text{g}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}$ 计，所述烃油的流速为 v_2 并以 $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}$ 计， $v_1/v_2=0.000625-0.09$ 。这样能够获得进一步提高的氢气分散溶解效果。

- 在本发明的一种实施方式中，氢气通过一种混合装置被注入所述烃油中，以得到含有氢气的烃油，所述混合装置包括至少一个用于容纳所述烃油的液体通道和至少一个
15 用于容纳所述氢气的气体通道，所述液体通道和所述气体通道之间通过一构件邻接，所述构件的至少部分为有孔区，所述有孔区具有所述平均孔径为纳米尺寸的孔，所述氢气通过所述平均孔径为纳米尺寸的孔被注入所述烃油中。所述有孔区的孔隙率优选为 5-28%。

- 在本发明的方法的一种优选的实施方式中，所述反应器为管式反应器，所述管式
20 反应器的长度与内径的比值优选为 5-50: 1，所述管式反应器的内径优选为 20-1000mm。将氢气在所述混合装置中注入烃油中，并将得到的含有氢气的烃油送入管式反应器中在液相加氢处理条件下，与具有加氢催化作用的催化剂接触，能够在不使用稀释剂或循环油的条件下，以更低的氢气消耗量，获得与现有的加氢处理方法相当甚至更好的加氢处理效果。

- 25 在本发明的一种优选的实施方式中，所述加氢处理为加氢脱烯烃、加氢脱硫、加氢脱氮、加氢脱氧和加氢脱金属中的一种或多种。所述烃油优选为汽油、重整生成油、喷气燃料和柴油中的一种或多种。在该优选的实施方式中，注入的氢气的量优选为氢气在所述烃油中的饱和溶解量的 0.1-4 倍，所述饱和溶解量为在液相加氢处理条件下的饱和溶解量。

附图说明

附图是用来提供对本发明的进一步理解，并且构成说明书的一部分，与下面的具体实施方式一起用于解释本发明，但并不构成对本发明的限制。在附图中：

图 1 为用于说明根据本发明的烃油加氢处理方法使用的混合装置的一种实施方式
5 的结构示意图；

图 2 为用于说明根据本发明的烃油加氢处理方法使用的混合装置的另一种实施方式的结构示意图；

图 3 为用于说明根据本发明的烃油加氢处理方法使用的混合装置的又一种实施方式的结构示意图；

10 图 4 为用于说明根据本发明的烃油加氢处理方法使用的混合装置中的具有有孔区的构件的一种优选的实施方式的横截面示意图；

图 5 为根据本发明的烃油加氢处理方法的一种优选的实施方式；

图 6 用于说明根据本发明的烃油加氢处理方法中多个加氢反应器串联连接的实施方式；

15 图 7 用于说明根据本发明的烃油加氢处理方法中多个加氢反应器并联连接的实施方式；以及

图 8 用于说明图 5 中的部分 I。

图 9 为实验例 1 得到的携氢航空煤油处于稳定状态时（即处于稳定时间内）的照片。

20 图 10 为对比实验例 1 得到的携氢航空煤油处于稳定状态时的照片。

具体实施方式

本发明提供了一种烃油加氢处理方法，该方法包括以下步骤：

- 25 (1) 通过平均孔径为纳米尺寸的孔将氢气注入烃油中，得到含有氢气的烃油；
- (2) 将含有氢气的烃油送入反应器中，在液相加氢处理条件下，与具有加氢催化作用的催化剂接触。

本发明中，所述平均孔径为纳米尺寸的孔的平均孔径一般可以为 1nm 至 1000nm，优选为 30nm 至 1000nm，更优选为 30nm 至 800nm，进一步优选为 50nm 至 500nm。所述平均孔径采用扫描电镜法测定。

30 从进一步提高气体在液体中的分散混合效果，进而使得气体能够更快更均匀地分

散在液体中的角度出发，孔径处于 50-500nm 范围内的孔的数量占总孔数量的比例为 95%以上，例如 96-98%。

可以将氢气注入为静止的烃油中，也可以将氢气注入处于流动状态的烃油中。优选将氢气注入处于流动状态的烃油中，这样能够在输运烃油的同时，将氢气注入烃油中，从而获得进一步提高的生产效率。在将氢气注入处于流动状态的烃油中时，所述氢气的注入速度为 v_1 并以 $g \cdot h^{-1} \cdot m^{-2}$ （表示在单位时间内，通过单位面积上孔的氢气的总量）计，所述烃油的流速为 v_2 并以 $kg \cdot h^{-1} \cdot m^{-2}$ （表示单位时间内通过单位截面的烃油的质量）计， $v_1/v_2=0.000625-0.09$ ，这样能够获得进一步提高的氢气分散溶解效果。优选地， $v_1/v_2=0.005-0.06$ ，这样不仅能够获得好的氢气分散溶解效果，而且能够获得较高的生产效率。

氢气注入烃油的速度一般可以为 $0.0001-2000 kg \cdot h^{-1} \cdot m^{-2}$ 。

可以采用各种方法将氢气通过平均孔径为纳米尺寸的孔注入所述烃油中。

在本发明的一种优选实施方式中，氢气通过一种混合装置被注入所述烃油中，所述混合装置包括至少一个用于容纳所述烃油的液体通道和至少一个用于容纳所述氢气的气体通道，所述液体通道和所述气体通道之间通过一构件邻接，所述构件的至少部分为有孔区，所述有孔区具有所述平均孔径为纳米尺寸的孔，所述氢气通过所述平均孔径为纳米尺寸的孔被注入所述烃油中。

本发明中，术语“液体通道”是指能够容纳烃油的空间；术语“气体通道”是指能够容纳氢气的空间。

所述液体通道和所述气体通道之间的位置关系没有特别限定，只要所述液体通道与所述气体通道之间通过所述构件邻接即可。在一种实施方式中，如图 1 所示，气体通道 2 位于液体通道 1 之内，构件 3 的内壁构成气体通道 2。在另一种实施方式中，如图 2 所示，气体通道 2 位于液体通道 1 的一侧，且液体通道 1 与气体通道 2 通过构件 3 而隔开。在一种优选的实施方式中，如图 3 所示，气体通道 2 围绕在液体通道 1 的外侧，气体通道 2 和液体通道 1 之间通过构件 3 而隔开。

所述构件的至少部分为有孔区，所述有孔区沿所述构件的长度方向延伸。优选地，所述有孔区覆盖整个构件（即，所述液体通道和所述气体通道之间通过具有所述平均孔径为纳米尺寸的孔的构件邻接，所述补充氢气通过所述孔而被注入到所述重整生成油中）。所述有孔区具有所述平均孔径为纳米尺寸的孔，以使氢气通过所述具有平均孔径为纳米尺寸的孔被注入所述烃油中。所述有孔区的孔隙率优选为 5-28%，这样能够将足

量的氢气更好地分散并溶解在烃油中。所述有孔区的孔隙率更优选为 10-25%。所述孔隙率是指有孔区中的孔隙体积占有孔区的总体积的百分数，采用氮气吸附法方法测定。

所述构件可以为各种能够使容纳于所述气体通道内的氢气通过所述平均孔径为纳米尺寸的孔而进入容纳于所述液体通道内的烃油中的构件。在一个实例中，所述构件由
5 多孔材料形成，其中的孔的平均孔径为纳米尺寸。在另一个实例中，所述构件包括基体以及附着在所述基体上的多孔膜，所述基体具有通孔，所述多孔膜可以位于所述基体的与容纳于所述液体通道内的烃油接触的表面上，也可以位于所述基体的与容纳于所述气体通道内的氢气接触的表面上。优选地，所述多孔膜位于所述基体的与容纳于所述液体通道内的烃油接触的表面上。所述多孔膜中的孔的平均孔径为纳米尺寸。所述基体上的
10 通孔的平均孔径没有特别限定，只要能够通过气体即可。优选地，所述基体上的通孔的平均孔径为微米尺寸（即，大于 $1\mu\text{m}$ 至 $1000\mu\text{m}$ ）或纳米尺寸（即， 1nm 至 1000nm ）。

所述构件优选为管道，更优选为膜管（即，将具有通孔的多孔管道作为基体，所述多孔管道的内壁和/或外壁上附着有所述多孔膜）。所述膜管可以为常见的各种无机膜管（例如：无机陶瓷膜管）或有机膜管。

15 在实际操作过程中，在所述构件为管道或膜管时，所述管道或膜管可以与一壳体配合使用。即，将所述管道或膜管置于一壳体中，并使所述管道或膜管的外壁与所述壳体的内壁之间存在空间。所述管道或膜管的内壁形成的空间为用于容纳烃油的所述液体通道，所述管道或膜管的外壁与所述壳体的内壁形成的空间为用于容纳氢气的所述气体通道；或者，所述管道或膜管的内壁形成的空间为用于容纳氢气的所述气体通道，所述
20 管道或膜管的外壁与所述壳体的内壁形成的空间为用于容纳烃油的所述液体通道。优选地，所述管道或膜管的内壁形成的空间为用于容纳烃油的所述液体通道，所述管道或膜管的外壁与所述壳体的内壁形成的空间为用于容纳氢气的所述气体通道。

在所述构件为管道或膜管时，所述管道或膜管可以具有一个所述液体通道，也可以形成多个所述液体通道。从进一步提高根据本发明的方法的效率（即，在相同的时间
25 内将更大量的氢气溶解于烃油中）的角度出发，如图 4（为所述管道的横截面的示意图）所示，所述管道 4 的内壁形成多个（例如 4-20 个）相互平行的液体通道 1。在所述液体通道为多个时，该多个液体通道优选均匀分布。

根据本发明，所述壳体可以为各种具有中空结构和至少一个开口的构件，所述开口与氢气气源或烃油储罐连通，以将氢气或烃油导入由所述壳体的内壁与所述管道的外
30 壁形成的空间（即，所述气体通道或所述液体通道）中。

所述构件可以采用常规方法制备，也可以商购得到，本文不再赘述。

根据本发明的加氢处理方法，所述氢气的注入量可以根据氢气在所述烃油中的饱和和溶解量进行适当的选择。根据本发明的加氢处理方法，注入烃油中的氢气的量可以为在液相加氢处理条件下，氢气在所述烃油中的饱和溶解量的 0.01-4 倍，优选为所述饱和溶解量的 0.5-3 倍。所述饱和溶解量是指在液相加氢处理条件下，溶解于 100 克烃油中的氢气的克数。

可以将氢气一次注入烃油中，也可以将氢气分次注入烃油中。将氢气分次注入烃油的实例包括：当加氢处理分为连续进行的多个阶段且前一阶段得到的加氢产物作为下一阶段加氢处理的进料时，可以在烃油物料进入每一阶段的加氢处理前，将氢气注入烃油物料中。本发明的方法能够将氢气高度分散且以更快的速度溶解于烃油中。因此，本发明的加氢处理方法即使不向烃油中大量注入氢气，也能确保烃油的氢气携带量满足加氢处理的要求。根据本发明，注入烃油中的氢气的总量可以为烃油的化学氢耗量的 0.1-4 倍，优选为烃油的化学氢耗量的 0.2-2 倍，更优选为烃油的化学氢耗量的 0.5-1.5 倍。

可以采用本领域常用的各种方法来确定氢气在烃油中的饱和和溶解量以及烃油的化学氢耗量，本文不再赘述。

根据本发明的加氢处理方法，将氢气注入烃油中时，对于烃油的温度和压力没有特别限定，可以为本领域的常规选择。优选地，烃油的温度和压力为将烃油与具有催化加氢作用的催化剂进行接触时的温度和压力。

根据本发明的加氢处理方法，所述反应器优选为管式反应器。所述管式反应器是指具有较大长径比的反应器，例如：管式反应器的长度与内径的比值可以为 5-50: 1。根据本发明，所述管式反应器的内径可以为常规选择，例如可以为 20-1000mm。与釜式反应器相比，采用管式反应器一方面能够减少反应器的体积，另一方面在通过前文所述的混合装置（特别是在所述构件为管道，如膜管时）将氢气注入烃油中时，直接将所述混合装置设置在反应器的入口管路上即可在烃油输运过程中实现混合氢气，进一步提高了生产效率。

根据本发明的加氢处理方法，在所述加氢处理可以在多个反应器中进行，多个反应器之间可以为串联连接，也可以为并联连接，还可以为串联与并联的组合。所述串联连接是指前一个反应器输出的烃物料为下一个反应器的进料；所述并联连接是指反应器之间没有物料交换。在多个反应器为串联连接时，优选在每个反应器前根据进入该反应器的烃油物流的化学氢耗量，向烃油物流中注入氢气。

根据本发明的加氢处理方法，在采用前文所述的混合装置将氢气注入烃油，以得到含有氢气的烃油，并将含有氢气的烃油送入反应器时，所述混合装置上用于输出含有氢气的烃油的出口 O 的内径为 r_1 ，所述反应器上用于输入含有氢气的烃油的入口 I 的内径为 r_2 ， $r_1/r_2=0.6-1$ 。连接所述出口 O 和所述入口 I 的管的内径为 r_3 ， $r_1/r_3=0.85-1.5$ 。这样含有氢气的烃油在输运过程中更为稳定，从而能够获得更好的加氢效果。

根据本发明的加氢处理方法，所述烃油可以为本领域常用的各种需要进行加氢处理的烃油，例如：所述烃油可以为汽油、重整生成油、喷气燃料和柴油。

根据本发明的加氢处理方法，所述加氢处理可以为本领域常见的各种加氢处理过程，特别优选为加氢精制，例如可以为加氢脱烯烃、加氢脱硫、加氢脱氮、加氢脱氧和加氢脱金属中的一种或多种。

根据本发明的加氢处理方法，所述具有催化加氢作用的催化剂可以为本领域常用的各种具有催化加氢作用的催化剂，所述具有催化加氢作用的催化剂的种类可以根据进行加氢处理的烃油的种类和性质，根据本领域的常规知识进行适当的选择，本文不再赘述。

根据本发明的方法，具有催化加氢作用的催化剂的用量可以为常规用量。具体地，加氢处理在固定床反应器中进行时，烃油的液时体积空速可以为 $0.5-20\text{h}^{-1}$ 。本发明的方法能够将氢气高度分散并溶解在烃油中，并且得到的含有氢气的烃油的稳定性较好，氢气不易从烃油中逸出。因此，本发明的方法，烃油的液时体积空速甚至可以为 $6-20\text{h}^{-1}$ ，在这样的高空速下进行加氢处理，不仅能够获得更高的生产效率，而且仍然能够获得良好的加氢效果。

根据本发明的方法，所述液相加氢处理条件可以为本领域的常规选择。一般地，所述液相加氢处理条件包括：温度可以为 $120-500^\circ\text{C}$ ，优选为 $150-450^\circ\text{C}$ ；以表压计，压力可以为 $1-20\text{MPa}$ ，优选为 $2-15\text{MPa}$ 。另外，可以采用本领域常用的各种方法使得加氢反应器中，液态的烃油作为连续相，本文不再赘述。

图 5 所示是根据本发明的方法的一种优选的实施方式。在该实施方式中，在混合装置 5 中将氢气 7 注入并溶解于烃油 8 中，携氢烃油进入加氢反应器（优选为管式反应器）6 中与具有催化加氢作用的催化剂接触，从而进行加氢反应。根据该实施方式，可以设置多个加氢反应器，多个加氢反应器之间可以为串联连接，也可以为并联连接。在多个加氢反应器串联连接时，沿烃油的流动方向，可以将混合装置设置在第一个加氢反应器的入口端；也可以如图 6 所示，在每个加氢反应器 6 的入口端设置一个混合装置 5。

在多个加氢反应器并联连接时，可以仅设置一个混合装置，将烃油与氢气混合，然后将得到的混合物分别送入并联连接的多个加氢反应器中；也可以如图 7 所示在每个加氢反应器 6 的入口端设置一个混合装置 5。

图 8 用于说明图 5 中的部分 1，显示了混合装置 5 与加氢反应器 6 之间的连接关系。

5 如图 8 所示，所述混合装置 5 包括气体通道 2 与液体通道 1，气体通道 2 与液体通道 1 之间通过构件 3 邻接，其中，构件 3 在整个长度方向上均具有有孔区，有孔区具有平均孔径为纳米尺寸的孔，构件 3 的内壁形成液体通道 1，构件 3 的外壁与壳体 9 的内壁构成气体通道 2，气体通道 2 的两端封闭，壳体 9 上具有与氢气气源连通的开口（未示出）。该混合装置 5 连接在加氢反应器 6 的入口管路上 10。实际操作时，烃油通过液体通道 1
10 而进入加氢反应器 6 中，在烃油通过液体通道 1 时，将气体通道 2 内的氢气通过构件 3 注入烃油中，进而溶解在烃油中；携氢烃油随后进入加氢反应器 6 中在具有催化加氢作用的催化剂的存在下进行加氢反应。

可以采用各种方式将混合装置 5 连接在入口管路 10 上，例如：可以在混合装置 5 的两端各设置一个法兰盘（图 8 示出了其中一个法兰盘 11），各自与相应的入口管路 10
15 上的法兰盘密封连接（如图 8 所示，混合装置一端的法兰盘 11 与入口管路 10 上的法兰盘 12 密封连接）；入口管路 10 的另一端通过法兰盘 13 与加氢反应器 6 的入口端 15 的法兰盘 14 相连。

与现有的烃油液相加氢处理方法相比，根据本发明的烃油加氢处理方法具有以下优势：

20 （1）即使不借助于稀释剂或循环油，也能够使烃油具有较高的氢气携带量，因而根据本发明的烃油加氢处理方法具有更高的生产效率；

（2）氢气能够快速高效分散溶解于烃油中，烃油与氢气的混合物无需进行气液分离，即可直接送入加氢反应器中进行加氢处理；

25 （3）根据本发明的方法得到的含有氢气的烃油的稳定性好，分散溶解在烃油中的氢气的量能够满足加氢处理过程的需求；

（4）本发明的方法能够在不使用稀释剂或循环油的条件下，以更低的氢气消耗量，获得与现有的加氢处理方法相当甚至更好的加氢处理效果。

以下结合实施例和对比例详细说明本发明。

以下实施例和对比例中，采用扫描电镜来测定平均孔径，采用汞压入法方法测定
30 孔径分布，采用氮气吸附法方法测定孔隙率。

以下实施例和对比例中，采用气相色谱法测定柴油中的总硫含量、氮含量，采用 GB 386-64 中规定的方法测定柴油的十六烷值。

以下实施例和对比例中，采用 GB 1792-1988 中规定的方法测定航空煤油中的硫醇硫含量，采用 GB/T 380-1977 中规定的方法测定航空煤油中的总硫含量。

5 以下实施例和对比例中，压力均以表压计。

实验例 1-5 和对比实验例 1-2 中，参照刘燕等公开的（气泡细化过程中气含率的实验研究，过程工程学报，第 9 卷增刊 1：第 97-101 页，2009 年 6 月）体积膨胀法测定平均气含率，即根据通气前后的液面高度差计算出平均气含率。具体测试方法如下所述。

10 在图 5 所示的装置中进行测试，其中，图 5 中的加氢反应器 6 用内径为 34mm、长度为 1500mm 的玻璃管代替，混合装置的液体物料出口（内径为 34mm）与玻璃管的下端通过一法兰盘（内径为 34mm）连接。

测试时，在混合装置 5 中将氢气与烃油混合，然后送入玻璃管中，并测定玻璃管中的液面的高度（计为 H_2 ）；将没有携带氢气的等量同种烃油送入玻璃管中，并测定玻璃管中的液面的高度（计为 H_1 ），通过以下公式计算平均气含率：

15
$$\text{平均气含率 (\%)} = \frac{H_2 - H_1}{H_1} \times 100\%。$$

实验例 1

20 该实验例中，混合装置 5 包括由多孔材料形成的管道（商购自北京中天元环境工程有限责任公司，外径为 25.4mm，管道横截面如图 4 所示，管道上均匀分布有 19 个液体通道，每个液体通道的内径为 3.3mm，管壁上的孔的平均孔径为 50nm，孔径处于 50-55nm 范围内的孔的占总孔的比例为 98%，孔隙率为 20%）和与该管道配合使用的一个壳体（内径为 40mm），管道的外壁与壳体的内壁形成的空间为气体通道。

25 按照表 1 列出的条件将氢气注入航空煤油中，测定平均气含率，结果在表 1 中列出，其中，没有携带氢气的航空煤油在玻璃管中形成的静液柱的高度为 200mm。携氢航空煤油充满玻璃管后，监测以玻璃管中的携氢航空煤油的平均气含率下降 50%所需要的时间，从而确定携氢航空煤油的稳定时间，结果在表 1 中列出。图 9 所示为处于稳定状态（即处于稳定时间内）的携氢航空煤油的照片。

对比实验例 1

采用与实验例 1 相同的方法将氢气注入水中，不同的是，混合装置中，由多孔材料形成的管道的管壁上的通孔的平均孔径为 5μm。得到的平均气含率以及携氢航空煤油的稳定性在表 1 中列出。图 10 所示为处于稳定状态（即处于稳定时间内）的携氢航空煤油的照片。

5

对比实验例 2

采用与实施例 1 相同的方法将氢气注入水中，不同的是，混合装置中的由多孔材料形成的管道用由 Φ3mm 的 O 型瓷环装填形成的厚度为 250mm 的隔层代替。得到的平均气含率以及携氢航空煤油的稳定性在表 1 中列出。

10

实验例 2

采用与实验例 1 相同的方法将氢气注入航空煤油中，不同的是，将氢气注入航空煤油中的条件不同。得到的平均气含率以及携氢航空煤油的稳定性在表 1 中列出。

表 1

编号	烃油类型	v_1 (g·h ⁻¹ ·m ⁻²)	v_1/v_2	氢气的注入量 (g/100g 烃油)	平均气含率 (%)	稳定时间 (s)
实验例 1	航空煤油	1560	0.01	0.04	27.5	150
对比实验例 1	航空煤油	1560	0.01	0.04	5.0	35
对比实验例 2	航空煤油	1560	0.01	0.04	0.85	5
实验例 2	航空煤油	160	0.001	0.04	20	120

15

v_1 : 氢气的注入速度，以 g·h⁻¹·m⁻² 计 v_2 : 烃油的流速，以 kg·h⁻¹·m⁻² 计

从表 1 的结果可以看出，采用本发明的方法将氢气注入烃油中，得到的烃油具有更高的氢气含量；并且，得到的含氢烃油具有更高的稳定性，从而能够为后续的加氢过程提供足量的氢气。

20

从图 9 可以看出，由本发明的方法得到的含氢烃油在稳定状态时呈乳液状，说明氢气均匀地溶解并分散在烃油中。相反，如图 10 所示，将氢气通过平均孔径为 5μm 的孔注入烃油中得到的含氢烃油中存在大量肉眼可见的气泡，这些气泡易于破裂，因而在烃油中的稳定时间短。

实施例 1-9 用于说明根据本发明的烃油加氢处理方法。

实施例 1

采用图 6 所示的方法，将作为原料油的常二线柴油与氢气在第一个混合装置中混合，然后将携氢原料油送入第一个管式固定床反应器（管式固定床反应器的内径为 28mm，管式反应器中设置有 1 个催化剂床层，催化剂装填的高径比为 9）中，在表 2 所示的条件下与具有催化加氢作用的催化剂接触；通过第二个混合装置向第一个加氢反应器中输出的产物中注入氢气后，将得到的携氢混合物通过内径为 28mm 的管道送入第二个管式固定床反应器（管式固定床反应器的内径为 28mm，管式反应器中设置有 1 个催化剂床层，催化剂装填的高径比为 9）中，在表 2 所示的条件下与具有催化加氢作用的催化剂接触。连续运行 1000 小时。原料油和第二个加氢反应器输出的加氢产物的性质在表 2 中示出。

其中，混合装置的液体通道中，温度为 365℃，压力为 4.5MPa；每个混合装置的氢气注入量为：相对于 100 重量份的原料油，注入 0.18 重量份的氢气（100 重量份原料油的化学氢耗量为 0.27 重量份，在表 2 所示的加氢精制条件下，氢气在原料油中的饱和溶解量为 0.18 重量%）；氢气的注入速度为 $62\text{g}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}$ ，氢气的注入速度（以 $\text{g}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}$ 计）与原料油的流速（以 $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}$ 计）的比值为 0.03。

具有催化加氢作用的催化剂为商购自中石化抚顺石油化工研究院的牌号为 FH-UDS 的催化剂。

混合装置包括由多孔材料形成的管道（商购自北京中天元环境工程有限责任公司，外径为 25.4mm，管道横截面如图 4 所示，管道上均匀分布有 19 个液体通道，每个液体通道的内径为 3.3mm，管壁上的孔的平均孔径为 50nm，孔径处于 50-55nm 范围内的孔的占总孔的比例为 98%，孔隙率为 20%）和与该管道配合使用的一个壳体（内径为 40mm），管道的外壁与壳体的内壁形成的空间为气体通道。混合装置上用于输出含有氢气的烃油的出口的内径为 28mm。

对比例 1

采用与实施例 1 相同的方法进行加氢处理，不同的是，不使用混合装置 5，而是通过 $\Phi 3\text{mm}$ 的 O 型瓷环装填形成的隔层代替混氢装置（厚度为 250mm），将氢气通过该隔层注入新鲜原料油和循环油的混合物中（相对于 100 重量份新鲜原料油，循环油的量为 200 重量份，注入的氢气的量为 0.54 重量份），然后将得到的混合物注入加氢反应

器中进行加氢处理。加氢处理的条件以及得到的加氢产物的性质在表 2 中示出。

对比例 2

采用与对比例 1 相同的方法进行加氢处理，不同的是，相对于 100 重量份新鲜原料油，注入的氢气的量为 0.18 重量份。

得到的加氢产物的性质在表 2 中示出。

对比例 3

采用与实施例 1 相同的方法进行加氢处理，不同的是，混合装置中由多孔材料形成的管道的管壁上的通孔的平均孔径为 5μm，孔隙率为 35%，孔径处于 5-5.5μm 范围内的孔的占总孔的比例为 95%（商购自北京中天元环境工程有限责任公司）。得到的加氢产物的性质在表 2 中示出。

表 2

加氢处理条件	反应压力/MPa	4.5				
	反应温度/℃	365				
	烃油的体积空速/h ⁻¹	2.0				
烃油的性质		原料油	实施例 1	对比例 1	对比例 2	对比例 3
	密度（20℃）/g·cm ⁻³	0.8444	0.8321	0.8389	0.8429	0.8403
	馏程（IBP/EBP）/℃	200/320	199/319	204/320	203/320	202/320
	硫含量/μg·g ⁻¹	2650	45	49	524	175
	氮含量/μg·g ⁻¹	466	13	14	229	63
	十六烷值	50	54.1	54.1	51.3	53.0

从表 2 的数据可以看出，采用本发明的方法进行加氢处理得到的产物在具有更低的硫氮含量的同时，仍然具有较高的十六烷值。

尽管对比例 1 的加氢效果与实施例 1 相当，但是，对比例 1 中，每 100 重量份原料油进料需要使用 200 重量份循环油，因此在装置规模相同的条件下，对比例 1 单位时间的处理量仅为实施例 1 的 1/3；对比例 1 中，相对于 100 重量份原料油，氢气的注入量为 0.54 重量份，为实施例 1 的 3 倍。因此，对比例 1 需要在低的处理量和高氢耗量下才能获得与实施例 1 相同的加氢效果。

实施例 2

采用与实施例 1 相同的方法对烃油进行加氢处理，不同的是：

混合装置包括膜管（商购自北京中天元环境工程有限公司，外径为 25.4mm，基体上的通孔的平均孔径为 100μm，多孔膜上的通孔的平均孔径为 250nm，孔径处于 250-260nm 范围内的孔的占总孔的比例为 95%，孔隙率为 25%）和与该管道配合使用的
5 一个壳体（内径为 40mm）；多孔膜位于膜管的外壁上；膜管的横截面如图 4 所示，均匀分布有 7 个液体通道，每个液体通道的内径为 6mm；膜管的外壁与壳体的内壁形成的空间为气体通道；

混合装置的液体通道中，温度为 365℃，压力为 5.5MPa；相对于 100 重量份的原料柴油，注入的氢气的量为 0.20 重量份（100 重量份原料柴油的化学氢耗量为 0.36 重量份，在表 3 所示的加氢精制条件下，氢气在原料柴油中的饱和溶解量为 0.18 重量%），
10 在表 3 示出的条件下，进行加氢处理；氢气的注入速度为 123g·h⁻¹·m⁻²，氢气的注入速度（以 g·h⁻¹·m⁻² 计）与原料柴油的流速（以 kg·h⁻¹·m⁻² 计）的比值为 0.048。

原料柴油和得到的加氢产物的性质在表 3 中示出。

表 3

加氢处理条件	反应压力/MPa	5.5	
	反应温度/℃	365	
	烃油的体积空速/h ⁻¹	3.0	
烃油的性质		原料油	实施例 2
	密度（20℃）/g·cm ⁻³	0.8444	0.8339
	馏程（IBP/EBP）/℃	200/320	200/319
	硫含量/μg·g ⁻¹	2650	40
	氮含量/μg·g ⁻¹	466	6.0
	十六烷值	50	54.0

实施例 3

采用与实施例 1 相同的方法对烃油进行加氢处理，不同的是：

混合装置包括膜管（商购自北京中天元环境工程有限责任公司，外径为 25.4mm，基体上的通孔的平均孔径为 100μm，多孔膜上的通孔的平均孔径为 500nm，孔径处于 500-550nm 范围内的孔的占总孔的比例为 95%，孔隙率为 25%）和与该管道配合使用的
20 一个壳体（内径为 40mm）；多孔膜位于膜管的内壁上，管道的横截面如图 4 所示，均匀分布有 19 个液体通道，每个液体通道的内径为 3.3mm；膜管的外壁与壳体的内壁形成的空间为气体通道；

混合装置的液体通道中，温度为 355℃，压力为 8.0MPa；相对于 100 重量份的原料油，注入的氢气的量为 0.25 重量份（100 重量份原料油的化学氢耗量为 0.36 重量份，在表 4 所示的加氢精制条件下，氢气在原料油中的饱和溶解量为 0.18 重量%）；氢气的注入速度为 120g·h⁻¹·m⁻²，氢气的注入速度（以 g·h⁻¹·m⁻² 计）与原料油的流速（以 kg·h⁻¹·m⁻² 计）的比值为 0.033；

具有加氢催化作用的催化剂为商购自中石化石油化工科学研究院的牌号为 RS-1000 的催化剂；

在表 4 示出的条件下，进行加氢处理。

原料柴油和得到的加氢产物的性质在表 4 中示出。

10 表 4

加氢 处理 条件	反应压力/MPa	8.0	
	反应温度/℃	355	
	烃油的体积空速/h ⁻¹	3.5	
烃油 的性 质		原料柴油	实施例 3
	密度（20℃）/g·cm ⁻³	0.8444	0.8340
	馏程（IBP/EBP）/℃	200/320	204/320
	硫含量/μg·g ⁻¹	2650	9
	氮含量/μg·g ⁻¹	466	8
	十六烷值	50	55

实施例 4

采用图 5 所示的方法，通过混合装置向作为原料油的航空煤油中注入氢气，将携氢航空煤油通过内径为 40mm 的管道送入管式固定床反应器（内径为 65mm，管式固定床反应器中设置有 1 个催化剂床层催化剂装填高径比为 25）中，在表 5 所示的条件下与具有催化加氢作用的催化剂（商购自中石化抚顺石油化工研究院，牌号为 RSS-2）接触。原料航空煤油和得到的加氢产物的性质在表 5 中示出。

其中，混合装置的液体通道中，温度为 260℃，压力为 2.0MPa；相对于 100 重量份的原料油，注入的氢气的量为 0.025 重量份（100 重量份原料油的化学氢耗量为 0.02 重量份，在表 5 所示的加氢精制条件下，氢气在原料油中的饱和溶解量为 0.05 重量%）。氢气的注入速度为 614g·h⁻¹·m⁻²，氢气的注入速度（以 g·h⁻¹·m⁻² 计）与原料油的流速（以 kg·h⁻¹·m⁻² 计）的比值为 0.004。

混合装置包括由多孔材料形成的管道（商购自北京中天元环境工程有限责任公司，

5 外径为 25.4mm，管道横截面如图 4 所示，管道上均匀分布有 19 个液体通道，每个液体通道的内径为 3.3mm，管壁上的通孔的平均孔径为 50nm，孔径处于 50-55nm 范围内的孔的占总孔的比例为 95%，孔隙率为 20%）和与该管道配合使用的一个壳体（内径为 40mm），管道的外壁与壳体的内壁形成的空间为气体通道。混合装置上用输出含有氢气的烃油的出口的内径为 40mm。

对比例 4

10 采用与实施例 4 相同的方法对航空煤油进行加氢精制，不同的是，不使用混合装置 5，而是通过由 Φ3mm 的 O 型瓷环装填形成的厚度为 250mm 的隔层作为混合装置将氢气通入新鲜航空煤油和循环航空煤油的混合物中（相对于 100 重量份新鲜航空煤油，循环航空煤油的量为 200 重量份，注入的氢气的量为 0.075 重量份）然后将得到的携氢混合物在气液分离装置中分离出过量的气体后，注入加氢反应器中进行加氢精制。得到的加氢产物的性质在表 5 中示出。

对比例 5

15 采用与对比例 4 相同的方法对航空煤油进行加氢精制，不同的是，相对于 100 重量份新鲜航空煤油，注入的氢气的量为 0.025 重量份。得到的加氢产物的性质在表 5 中示出。

对比例 6

20 采用与实施例 4 相同的方法对航空煤油进行加氢精制，不同的是，混合装置中由多孔材料形成的管道的管壁上的通孔的平均孔径为 5μm，孔隙率为 35%，孔径处于 5-5.5μm 范围内的孔占总孔的比例为 95%（商购自北京中天元环境工程有限责任公司）。得到的加氢产物的性质在表 5 中示出。

表 5

加氢精制条件	反应压力/MPa	2.0				
	反应温度/℃	260				
	航空煤油的体积空速/h ⁻¹	6.0				
航空煤油的性质		原料油	实施例 4	对比例 4	对比例 5	对比例 6
	密度（20℃）/g·cm ⁻³	0.8063	0.8061	0.8046	0.8059	0.8058
	总硫含量/μg·g ⁻¹	953	97	54	297	251
	硫醇硫含量/μg·g ⁻¹	113	2	6	23	11

从表 5 的数据可以看出，采用本发明的方法进行加氢处理得到的产物的硫醇硫含量更低，同时还具有较高的总硫含量。

并且，对比例 4 中，每 100 重量份原料油进料需要使用 200 重量份循环油，因此在装置规模相同的条件下，单位时间的处理量仅为实施例 4 的 1/3；对比例 4 中，相对于 100 重量份原料油，氢气的注入量为 0.075 重量份，为实施例 4 的 3 倍。因此，对比例 4 的氢耗量高，且处理量低。

实施例 5

采用与实施例 4 相同的方法对航空煤油进行加氢精制，不同的是：

混合装置包括膜管（商购自北京中天元环境工程有限公司，外径为 25.4mm，基体上的通孔的平均孔径为 100μm，多孔膜上的通孔的平均孔径为 250nm，孔径处于 250-260nm 范围内的孔的占总孔的比例为 95%，孔隙率为 25%）和与该管道配合使用的一个壳体（内径为 40mm）；多孔膜位于膜管的外壁上；膜管的横截面如图 4 所示，均匀分布有 7 个液体通道，每个液体通道的内径为 6mm；膜管的外壁与壳体的内壁形成的空间为气体通道；

混合装置的液体通道中，温度为 260℃，压力为 2.0MPa；相对于 100 重量份的原料油，注入的氢气的量为 0.04 重量份（100 重量份原料油的化学氢耗量为 0.02 重量份，在表 6 所示的加氢精制条件下，氢气在原料油中的饱和溶解量为 0.05 重量%）；氢气的注入速度为 1560g·h⁻¹·m⁻²，氢气的注入速度（以 g·h⁻¹·m⁻² 计）与原料油的流速（以 kg·h⁻¹·m⁻² 计）的比值为 0.01；

在表 6 列出的条件下进行加氢精制。

原料油和得到的加氢产物的性质在表 6 中示出。

表 6

加氢精制条件	反应压力/MPa	2.0	
	反应温度/℃	260	
	航空煤油的体积空速/h ⁻¹	8.0	
航空煤油的性质		原料油	实施例 5
	密度（20℃）/g·cm ⁻³	0.8027	0.8026
	总硫含量/μg·g ⁻¹	841	108
	硫醇硫含量/μg·g ⁻¹	108	9

实施例 6

采用与实施例 4 相同的方法对航空煤油进行加氢精制，不同的是：

混合装置包括膜管（商购自北京中天元环境工程有限责任公司，外径为 25.4mm，基体上的通孔的平均孔径为 100μm，多孔膜上的通孔的平均孔径为 500nm，孔径处于 500-550nm 范围内的孔的占总孔的比例为 95%，孔隙率为 25%）和与该管道配合使用的一个壳体（内径为 40mm）；多孔膜位于膜管的内壁上，管道的横截面如图 4 所示，均匀分布有 19 个内径为 3.3mm 的液体通道；膜管的外壁与壳体的内壁形成的空间为气体通道；

混合装置的液体通道中，温度为 280℃，压力为 4MPa；相对于 100 重量份的原料油，注入的氢气的量为 0.05 重量份（100 重量份原料油的化学氢耗量为 0.05 重量份，在表 7 所示的加氢精制条件下，氢气在原料油中的饱和溶解量为 0.05 重量%）；氢气的注入速度为 1960g·h⁻¹·m⁻²，氢气的注入速度（以 g·h⁻¹·m⁻² 计）与原料油的流速（以 kg·h⁻¹·m⁻² 计）的比值为 0.007；

使用的催化剂为商购自中石化抚顺石油化工研究院的牌号为 FH-UDS 的催化剂；在表 7 列出的条件下进行加氢精制。
得到的加氢产物的性质在表 7 中示出。

表 7

加氢精制条件	反应压力/MPa	4.0	
	反应温度/℃	280	
	航空煤油的体积空速/h ⁻¹	12.0	
航空煤油的性质		原料油	实施例 6
	密度（20℃）/g·cm ⁻³	0.8056	0.8034
	总硫含量/μg·g ⁻¹	865	24
	硫醇含量/μg·g ⁻¹	75	1

实施例 7

（1）如图 5 所示，将重整反应器中输出的催化重整混合物注入重整产物气液分离罐中进行气液分离，从分离罐的罐底得到重整生成油。其中，分离罐中的温度为 40℃，压力为 0.7MPa；以得到的重整生成油的总量为基准，该重整生成油含有 0.01 重量%的溶解氢。

（2）通过混合装置向作为原料油的重整生成油中注入补充氢气（100 重量份原料

油的化学氢耗量为 0.03 重量份，在表 8 所示的加氢精制条件下，氢气在原料油中的饱和溶解量为 0.025 重量%。氢气的注入速度为 $2435\text{g}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}$ ，氢气的注入速度（以 $\text{g}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}$ 计）与原料油的流速（以 $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}$ 计）的比值为 0.006。将携氢重整生成油通过内径为 40mm 的管道送入管式固定床反应器（管式反应器的内径为 65mm，长径比为 30；管式反应器中设置有 1 个催化剂床层，催化剂床层的高径比为 25）中，在表 8 所示的条件下与具有催化加氢作用的催化剂接触。得到的加氢产物的芳烃含量以及溴指数在表 9 中示出。

其中，混合装置包括由多孔材料形成的管道（商购自北京中天元环境工程有限公司，外径为 25.4mm，管道的横截面如图 4 所示，均匀分布有 19 个液体通道，每个液体通道的内径为 3.3mm，管壁上的通孔的平均孔径为 50nm，孔径处于 50-55nm 范围内的孔的占总孔的比例为 95%，孔隙率为 20%）和与该管道配合使用的一个壳体（内径为 40mm），管道的外壁与壳体的内壁形成的空间为气体通道；混合装置上用输出含有氢气的烃油的出口的內径为 40mm；

混合装置的液体通道中，温度为 160°C ，压力为 1.8MPa；采用的具有催化加氢作用的催化剂为商购自中石化抚顺石油化工研究院的牌号为 HDO-18 的催化剂。

（3）将得到的加氢产物注入脱轻组分塔中，脱除加氢处理得到的混合物中 C_5 以下组分，得到脱轻组分油在换热器中与重整生成油进行换热之后，注入脱重塔中脱除 C_8 以上组分，在塔顶得到用于芳烃抽提的原料。

实施例 8

采用与实施例 7 相同的方法对重整生成油进行加氢处理，不同的是：

步骤（1）中，气液分离罐中的温度为 40°C ，压力为 0.3MPa，以得到的重整生成油的总量为基准，该重整生成油含有 0.01 重量%的溶解氢；

步骤（2）中，混合装置包括膜管（商购自北京中天元环境工程有限公司，外径为 25.4mm，基体上的通孔的平均孔径为 $100\mu\text{m}$ ，多孔膜上的通孔的平均孔径为 250nm，孔径处于 250-260nm 范围内的孔的占总孔的比例为 95%，孔隙率为 25%）和与该管道配合使用的一个壳体（内径为 40mm）；多孔膜位于膜管的外壁上；膜管的横截面如图 4 所示，均匀分布有 7 个液体通道，每个液体通道的内径为 6mm；膜管的外壁与壳体的内壁形成的空间为气体通道；

混合装置的液体通道中，温度为 150°C ，压力为 1.5MPa；100 重量份原料油的化学

氢耗量为 0.03 重量份，在表 8 所示的加氢精制条件下，氢气在原料油中的饱和溶解量为 0.025 重量%；氢气的注入速度为 $2180\text{g}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}$ ，氢气的注入速度（以 $\text{g}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}$ 计）与原料油的流速（以 $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}$ 计）的比值为 0.007；催化剂为商购自中石化抚顺石油化工研究院的牌号为 HDO-18 的催化剂。

5 得到的加氢产物的芳烃含量以及溴指数在表 9 中示出。

实施例 9

采用与实施例 7 相同的方法对重整生成油进行加氢处理，不同的是：

10 步骤（2）中，混合装置包括膜管（商购自北京中天元环境工程有限责任公司，外径为 25.4mm，基体上的通孔的平均孔径为 $100\mu\text{m}$ ，多孔膜上的通孔的平均孔径为 500nm，孔径处于 500-550nm 范围内的孔的占总孔的比例为 95%，孔隙率为 25%）和与该管道配合使用的一个壳体（内径为 40mm）；多孔膜位于膜管的内壁上，管道的横截面如图 4 所示，均匀分布有 19 个液体通道，每个液体通道的内径为 3.3mm；膜管的外壁与壳体的内壁形成的空间为气体通道。

15 得到的加氢产物的芳烃含量以及溴指数在表 9 中示出。

对比例 7

20 采用与实施例 9 相同的方法对重整生成油进行加氢处理，不同的是，混合装置中，由多孔材料形成的管道的管壁上的通孔的平均孔径为 $5\mu\text{m}$ ，孔径处于 5-5.5 μm 范围内的孔的占总孔的比例为 95%，孔隙率为 35%（商购自北京中天元环境工程有限责任公司），得到的加氢产物的芳烃含量以及溴指数在表 9 中示出。

表 8

工艺条件	实施例 7	实施例 8	实施例 9	对比例 7
反应压力/MPa	1.8	1.5	1.8	1.8
反应温度/℃	160	150	160	160
重整生成油体积空速/ h^{-1}	20	15	10	10
补充氢气的量/重量%	0.015	0.02	0.02	0.02

表 9

烃油性质	原料油	实施例 7	实施例 8	实施例 9	对比例 7
------	-----	-------	-------	-------	-------

密度(20℃)/g · cm ⁻³	0.799	0.799	0.799	0.801	0.803
芳烃含量/重量%	75.01	74.71	74.7	74.67	75.04
溴指数/mgBr/100g	2300	3.5	33	46	112

从表 9 的结果可以看出,采用本发明的方法对重整生成油进行加氢精制,芳烃基本无损失,并且得到的加氢精制油的溴含量低。

- 5 以上详细描述了本发明的优选实施方式,但是,本发明并不限于上述实施方式中的具体细节,在本发明的技术构思范围内,可以对本发明的技术方案进行多种简单变型,这些简单变型均属于本发明的保护范围。

此外,本发明的各种不同的实施方式之间也可以进行任意组合,只要其不违背本发明的思想,其同样应当视为本发明所公开的内容。

权利要求

1、一种烃油加氢处理方法，该方法包括以下步骤：

(1) 通过平均孔径为纳米尺寸的孔将氢气注入烃油中，得到含有氢气的烃油；

5 (2) 将含有氢气的烃油送入反应器中，在液相加氢处理条件下，与具有加氢催化作用的催化剂接触。

2、根据权利要求 1 所述的方法，其中，所述孔的平均孔径为 1-1000nm。

10 3、根据权利要求 2 所述的方法，其中，孔径处于 50-500nm 范围内的孔的数量占总孔数量的比例为 95%以上。

4、根据权利要求 1 所述的方法，其中，将氢气注入处于流动状态的烃油中，所述氢气注入速度为 v_1 并以 $\text{g}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}$ 计，所述烃油的流速为 v_2 并以 $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}$ 计，
15 $v_1/v_2=0.000625-0.09$ 。

5、根据权利要求 1-4 中任意一项所述的方法，其中，氢气通过一种混合装置被注入所述烃油中，以得到含有氢气的烃油，所述混合装置包括至少一个用于容纳所述烃油的液体通道和至少一个用于容纳所述氢气的气体通道，所述液体通道和所述气体通道之间
20 通过一构件邻接，所述构件的至少部分为有孔区，所述有孔区具有所述平均孔径为纳米尺寸的孔，所述氢气通过所述平均孔径为纳米尺寸的孔被注入所述烃油中。

6、根据权利要求 5 所述的方法，其中，所述有孔区的孔隙率为 5-28%。

25 7、根据权利要求 1 所述的方法，其中，所述反应器为固定床反应器，烃油的体积空速为 $0.5-20\text{h}^{-1}$ ；所述液相加氢处理条件包括：温度为 120-500℃；以表压计，压力为 1-20MPa。

8、根据权利要求 1 或 7 所述的方法，其中，所述反应器为管式反应器。

9、根据权利要求 7 所述的方法，其中，所述管式反应器的长度与内径的比值为 5-50:
1。

10、根据权利要求 9 所述的方法，其中，所述管式反应器的内径为 20-1000mm。

5

11、根据权利要求 1 所述的方法，其中，所述加氢处理为加氢脱烯烃、加氢脱硫、加氢脱氮、加氢脱氧和加氢脱金属中的一种或多种。

12、根据权利要求 1 或 11 所述的方法，其中，所述烃油为汽油、重整生成油、喷
10 气燃料和柴油中的一种或多种。

13、根据权利要求 12 所述的方法，其中，注入的氢气的量为氢气在所述烃油中的饱和溶解量的 0.1-4 倍，所述饱和溶解量为在液相加氢处理条件下的饱和溶解量。