



[12] 发明专利申请公开说明书

[21] 申请号 96196515.0

[43]公开日 1998年9月23日

[11] 公开号 CN 1193991A

[22]申请日 96.7.12

[30]优先权

[32]95.8.28 [33]US[31]08 / 519,736

[86]国际申请 PCT / US96 / 11645 96.7.12

[87]国际公布 WO97 / 08272 英 97.3.6

[85]进入国家阶段日期 98.2.25

[71]申请人 化学研究及许可证公司

地址 美国德克萨斯州

[72]发明人 丹尼斯·赫恩 托马斯·P·希基

[74]专利代理机构 中原信达知识产权代理有限责任公
司

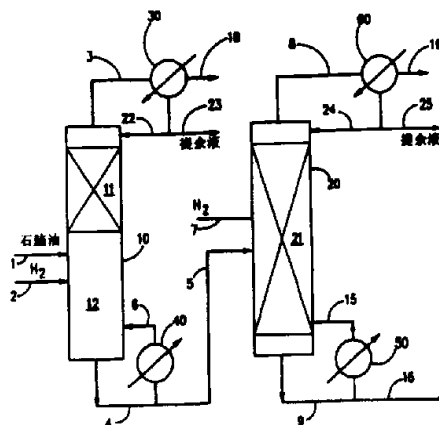
代理人 王达佐

权利要求书 2 页 说明书 10 页 附图页数 1 页

[54]发明名称 汽油脱硫方法

[57]摘要

在烯烃和辛烷损失最小的情况下进行催化裂解的石脑油脱硫作用。将石脑油加入到用作脱戊烷塔或脱己烷塔的第一蒸馏塔反应器(10)中,使含有大部分烯烃和硫醇的轻物质煮沸进入第一蒸馏反应区(11),在此硫醇与二烯烃反应形成硫化物,所述硫化物与高沸点硫化物一起从塔底馏出物中排出。塔底馏出物在第二蒸馏塔反应器(20)中进行加氢脱硫作用,在此将硫化物转化为 H₂S 并除去,而含有大部分烯烃的轻馏分则不用在第二反应器中经受苛刻的加氢反应条件。



权 利 要 求 书

1. 从石脑油沸程烃物流中除去硫的方法，所述方法包含的步骤有：

5 (a)将含有烯烃，二烯烃，硫醇及噻吩的石脑油沸程烃物流与有效量的氢气加入到第一蒸馏塔反应器中，进入加料区；

10 (b)沸腾含有硫醇，二烯烃和大部分所述烯烃的所述石脑油沸程烃物流馏分向上进入第一蒸馏反应区，所述反应区含有第Ⅷ族金属加氢催化剂，以使部分所述硫醇与部分二烯烃进行反应形成硫化物和具有低硫醇含量的塔顶馏出物产品，所述催化剂制备成某种形态使其能在反应条件下用作催化蒸馏结构；

(c)将所述硫化物，噻吩以及重硫醇与高沸点馏分一起作为塔底馏出物，从所述第一蒸馏塔反应器中除去；

15 (d)将所述塔底馏出物和氢气加入到具有第二蒸馏反应区的第二蒸馏塔反应器中，所述反应区含有加氢脱硫催化剂，以使部分所述硫化物，噻吩及重硫醇与所述氢气反应生成 H_2S ，所述催化剂制备成某形态使其在反应条件下用作催化蒸馏结构；

(e)从所述第二蒸馏塔反应器的塔顶馏出物中以气体形式除去 H_2S ；以及

20 (f)从所述第二蒸馏塔反应器中回收石脑油产品。

2. 按照权利要求 1 的方法，其中所述的第一蒸馏塔反应器是脱戊烷塔，并且所述塔顶馏出物包含 C_5 和轻馏分。

25 3. 按照权利要求 1 的方法，其中所述的第一蒸馏塔反应器是脱己烷塔，并且所述塔顶馏出物中含有 C_6 和轻馏分。

4. 按照权利要求 1 的方法，其中将来自两个蒸馏塔反应器的所有液体产品进行混合以得到汽油调配组份。

30 5. 按照权利要求 1 的方法，其中所述塔底馏出物中所含的烯烃的第一部分加氢为烷烃，并且所述塔底馏出物中的烯烃的第二部分被异构化以从第二蒸馏塔反应器中产生含有仅轻微降低的辛烷数的石脑油产品。

35



6. 按照权利要求 1 的方法，其中所述的加氢脱硫催化剂包含载于氧化铝基上的两种金属氧化物，所述金属氧化物选自钼、钴、镍、钨及其混合物。

5 7. 按照权利要求 1 的方法，其中所述的第一蒸馏塔反应器中的总压力范围为 0 至 250 磅/平方英寸(表压)，并且在所述第二蒸馏塔反应器中的总压力范围为 25 至少于 300 磅/平方英寸(表压)。

10 8. 按照权利要求 7 的方法，其中在所述第二蒸馏塔反应器中的氢分压为 0.1 至 150 磅/平方英寸之间。

15 9. 按照权利要求 1 的方法，其中所述的第一蒸馏反应区内的温度的范围为 130 至 270°F，并且在第二蒸馏反应区内的温度范围为 400 至 750°F。

20 10. 按照权利要求 1 的方法，所述方法进一步包含从所述第二蒸馏塔反应器中排出塔顶馏出物流以及从所述塔顶馏出物流中汽提出 H₂S。

25 11. 按照权利要求 1 的方法，其中对于第二蒸馏反应器的每磅加料进入第二蒸馏塔反应器的氢气流速范围为 1 至 10 标准立方英尺。

30 12. 按照权利要求 1 的方法，其中所述第一被载催化剂包含氧化钨。

35 13. 按照权利要求 1 的方法，其中所述第一被载催化剂包含硫化镍。

说明书

汽油脱硫方法

5 本发明领域

本发明涉及从石油馏出物流中除去有机硫化化合物的方法。特别地，本发明涉及通过将硫醇和 H_2S 与二烯烃在物流中进行反应生成硫化物，将硫醇， H_2S 和其它硫化化合物从石脑油物流中除去的方法，所述硫化物与其它硫化化合物一起从第一反应蒸馏塔移至第二反应蒸馏塔中，在此硫化物进行破坏氢化作用。

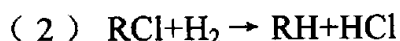
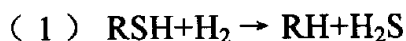
相关信息

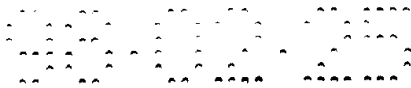
石油馏出物流含有多种有机化学组份。通常，所述物流通过决定其组成的沸程定义。物流的处理也对其组成产生影响。例如，从催化裂解或热裂解过程中产生的产物含有高浓度的烯属以及饱和（烷烃）物质以及聚合不饱和物质（二烯烃）。此外，这些组份还具有其化合物的任何各种异构体。

由于其来自催化裂解，含烯烃化合物的裂解石脑油具有较高的辛烷值。在有些情况下，该部分与相当量的辛烷一起可占精炼池中的汽油的半量之多。

目前在美国催化裂解的石脑油（汽油沸程物质）形成了汽油产物池中的主要部分并且它提供了大部分的硫。为了遵守产品规格或者为了保证遵守环境规定，要求除去硫杂质，一般通过加氢处理。

除去硫化化合物的最常用的方法是加氢气脱硫(HDS)，其中石油馏出物通过固体颗粒催化剂，所述催化剂包含载于氧化铝基上的加氢金属。另外进料中含有大量的氢气。下面的方程式描述了典型的 HDS 单元中的反应：





对于 HDS 反应典型的反应条件是：

温度, °F	600-780
压力(表压), 磅/平方英寸	600-3000
H ₂ 循环速率, SCF/bbl	1500-3000
新鲜 H ₂ 补充, SCF/bbl	700-1000

5

氢气处理完全后, 产品可以进行分馏或简单地进行闪蒸以除去硫化氢, 并且收集已脱硫的石脑油。

10

除了提供高辛烷混合组份外, 裂解石脑油也常常在其它过程例如醚化作用中用作烯烃的来源。对石脑油部分进行加氢处理以除去硫的条件也会部分饱和烯烃化合物, 从而减少辛烷并且导致烯烃源的损失。

15

人们已经提出了各种建议以在脱硫的同时保留住所需要的烯烃。由于裂解石脑油中的烯烃主要存在于低沸点部分, 而含杂质的硫则易于集中在高沸点部分, 因此最常用的解决方法是在加氢处理前先进行预分馏。

20

主要的轻的或低沸点硫化物是硫醇而重的或高沸点化合物是噻吩以及其它杂环化合物。仅用分馏的分离不能除去硫醇。但是, 过去硫醇可以很容易地用氧化方法例如梅洛克斯(Merox)硫醇氧化法除去。一种组合的氧化除去硫醇, 接着再对重组份进行分馏和加氢处理的方法公开于美国专利 5,320,742。在氧化去除硫醇的过程中硫醇被转化成相应的二硫化物。

25

本发明的一个优点是在不损失大量的烯烃的情况下将硫从物流的轻烯烃部分移至物流的较重部分。通过加氢脱硫作用将较重部分中的所有硫转化成 H₂S, 然后很容易地从烃中蒸馏除去。

30

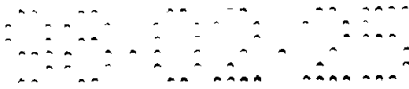
本发明概述

简言之, 本发明是从石脑油沸程烃物流中除去硫的方法, 包含的步骤有:

35

(a)将含有烯烃, 二烯烃, 硫醇及噻吩的石脑油沸程烃物流以及有效量的氢气加入第一蒸馏塔反应器中, 进入加料区;

(b)沸腾含有硫醇, 二烯烃和所述烯烃的主要部分的所述石脑油沸



程烃物流馏分向上进入第一蒸馏反应区，所述反应区含第Ⅷ族金属加氢催化剂，将所述催化剂制备成某种形态以使其在反应条件下用作催化蒸馏结构，以使部分所述硫醇与部分二烯烃进行反应形成硫化物和具有降低的硫醇含量的塔顶馏出液产品；

5 (c)与高沸点组份一起作为塔底馏出物从所述的第一蒸馏塔反应器中除去所述硫化物，噻吩以及较重的硫醇；

(d)将所述塔底馏出物和氢气加入具有第二蒸馏反应区的第二蒸馏塔反应器中，所述反应区含有加氢脱硫催化剂，所述催化剂制备成某形态以使其在反应条件下用作催化蒸馏结构，以使部分所述硫化物，噻吩和较重硫醇与所述氢气反应以生成 H_2S ；

10 (e)从所述第二蒸馏塔反应器的塔顶馏出物中以气体形式除去所述的 H_2S ；以及

(f)从所述第二蒸馏塔反应器中回收石脑油产品。

15 第一反应器中的 H_2S 可以与硫醇相同的方式在相同的条件下与二烯烃反应形成硫化物。

附图简述

附图是本发明的优选实施方案的示意图。

20

优选实施方案的详细描述

一般裂解的石脑油也含有不需要的二烯烃，这些二烯烃在贮存中不稳定。

25

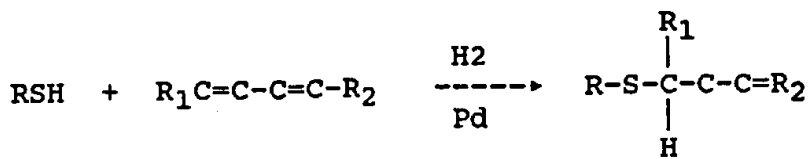
本发明方法在第一蒸馏塔中的优选操作的塔顶压力范围为 0 至 250 磅/平方英寸(表压)，所述蒸馏反应区中的温度范围为 100 至 300°F，优选为 130 至 270°F。

30

物料和氢气优选分开加入蒸馏塔反应器中，或者它们也可以在加料前先进行混合。混合物料加到催化床以下或者加到床的较低端。单独加氢气时则加入到催化床以下，并且烃物流加入到床以下。所选择的压力保证催化床温度在 100°F 和 300°F 之间。

35

在这些条件下，第一反应塔中的二烯烃与其中的硫醇和 H_2S 进行反应以形成硫化物，所述硫化物可从含有大部分烯烃的低沸点部分中分离出来。描述该反应的方程式是：



5

其中 R, R₁ 和 R₂ 独立选自氢和含 1 至 20 个碳原子的烃基。

10

这可与消耗氢气的第二反应塔中的 HDS 反应进行比较。在本发明中, 仅在除去硫醇和/或硫化氢 (H₂S) 的过程中消耗的氢气是保持催化剂在还原的“氢化物”状态所必需的。如果同时发生二烯类的加氢作用, 那么氢气在那些反应中也有消耗。

15

然后对含有硫化物反应产物和噻吩和杂环硫化物的高沸点组份进行加氢处理, 压力范围一般为 25 至小于约 300 磅/平方英寸, 温度范围为 400°F 至 700°F, 以将有机硫化物转化为 H₂S, 所述 H₂S 用蒸馏作用除去。通过现有技术中已知的常规方法可将 H₂S 转化为元素硫。

20

在第一实施方案中将全沸程的裂解石脑油加入脱戊烷塔中, 所述脱戊烷塔分馏出石脑油中的 C₅ 和轻沸点组份。另外脱戊烷塔还含有一床适宜的催化剂, 所述催化剂用作蒸馏结构并且促使石脑油中的二烯烃与硫醇反应以形成硫化物, 所述硫化物比 C₅ 和较轻组份的沸点高。将硫化物与也含有噻吩和其它杂环硫化物的 C₆+塔底馏出物一起除去。含有需要的烯烃的较轻的 C₅ 馏分作为塔顶馏出物除去, 并且 C₅ 馏分中基本不含硫化物。另外二烯烃还与石脑油加料中含有的 H₂S 进行反应形成硫化物, 所述硫化物可进一步使 C₅ 馏分脱硫。

25

30

将 C₆+馏分加入第二蒸馏塔反应器中。此中, 将氢气加入以使有机硫化物与氢气反应形成 H₂S, H₂S 可由蒸馏除去。使用反应器内部具有液体冷凝的蒸馏塔反应器与以前使用的标准的加氢处理相比, 氢气的分压更低。

另外, 所使用的催化剂还可促进 C₆ 馏分中所含的烯烃的异构化作用, 这部分补偿了由于烯烃饱和作用引起的辛烷的损失。

35

在第二实施方案中, 第一蒸馏塔反应器是脱己烷塔, 而不是脱戊烷塔。塔顶馏出物将含有更多的石脑油和烯烃。塔底馏出物中将仍然含有

硫化物，噻吩和其它杂环有机硫化合物。当塔顶馏出物流用作生产叔戊甲基醚（TAME）或烷基化作用的原料时，优选使用第一实施方案。

5 该过程的加料包含在汽油沸程内沸腾的含硫石油馏分。此类加料包括具有沸程为约 C₅ 至 330°F 的轻石脑油和具有沸程为 C₅ 至 420°F 的全程石脑油。对于来自催化裂解产品的石脑油沸程物质，由于它们含有烯烃和不需要的硫化合物，通常可使用该方法。直馏石脑油含有非常少的烯烃物质，并且除非原料源是“酸的(sour)”，含有非常少的硫。

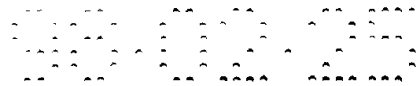
10 催化裂解馏分的硫含量将取决于裂解器加料的硫含量以及选择用作该方法加料的馏分的沸程。较轻的馏分比高沸点馏分具有较低的硫含量。石脑油的前端含有大部分的高辛烷烯烃但含有相对少量的硫。前端的硫组份主要是硫醇，并且其中典型的化合物有：甲基硫醇（沸点 43°F），乙基硫醇（沸点 99°F），正丙基硫醇（沸点 154°F），异丙基硫醇（沸点 135-140°F），异丁基硫醇（沸点 190°F），叔丁基硫醇（沸点 147°F），正丁基硫醇(沸点 208°F)，仲丁基硫醇（沸点 203°F），异戊基硫醇（沸点 250°F），正戊基硫醇（沸点 259°F），α-甲基丁基硫醇（沸点 234°F），α-乙基丙基硫醇（沸点 293°F），正己基硫醇（沸点 304°F），2-巯基己烷(沸点 284°F)，以及 3-巯基己烷(沸点 135°F)。

20 C₅ 沸程馏分中的典型二烯烃包括：异戊二烯（2-甲基-1,3-丁二烯），顺式和反式戊间二烯（顺式和反式 1,3-戊二烯），以及微量的丁二烯。

25 重馏分中发现的典型硫化合物包括重硫醇，噻吩硫化物以及二硫化物。

30 可用于本发明所使用的反应中的催化剂包括第Ⅷ族金属。通常这些金属为沉积在氧化铝载体的氧化物。在第一塔中，催化剂为加氢催化剂。二烯烃与硫化合物的反应优先于氢气与烯烃键的反应。优选的催化剂是钨和/或镍或双重床，如在此引入作为参考的申请日为 1995 年 7 月 10 日，待审的美国专利申请系列号 08/500,101 所描述的，因为在该塔中为了保留住烯烃进行了硫的去除。虽然所述金属通常沉积为氧化物，其它的形式也可以使用。人们认为镍在加氢作用中是以硫化物的形式存在。

35



在第二塔中，目的是破坏硫化物以产生出含 H_2S 的烃物流，所述 H_2S 易于从重组份中分离。不考虑烯烃以及对该塔中的硫化物和其它硫化物进行破坏加氢作用的必要性，含有两种金属氧化物的加氢脱硫作用的催化剂载于氧化铝基上，所述金属氧化物优选使用钼，钴，镍，钨及其混合物。更优选地，经镍，钼，钨及其混合物改性的钴是更优选的催化剂。

催化剂可以进行装载。载体通常是小直径的挤出物或小珠体。然后必须将催化剂制备成催化蒸馏结构的形式。催化蒸馏结构必须能用作催化剂以及物质转移介质。催化剂应该在塔内进行适当的装载和间隔以用作催化剂蒸馏结构。在优选的实施方案中，催化剂装在编织的丝网结构中，如在此引入作为参考的美国专利号 5,266,546 所公开。可用作该目的其它催化蒸馏结构如在此同样引入作为参考的美国专利 4,731, 229, 5,073,236 以及 5,431,890 中所公开。

对于二烯烃与硫醇反应的适宜的催化剂是 0.4%重量比的钯载于 7 至 14 目的 Al_2O_3 (氧化铝)小珠上，所述小珠由联合催化剂公司 (United Catalysts Inc.)提供，标号为 G-68C。制造商所提供的该催化剂的典型的物理和化学性能如下：

表 I

标号	G-68C
形状	小珠
公称尺寸	7 × 14 目
钯重量百分比	0.4(0.37-0.43)
载体	高纯度氧化铝

可用于硫醇-二烯烃反应的另一种催化剂是 58%重量比的镍载于 8 至 14 目氧化铝小珠上，所述小珠由 Calcicat 提供，标号为 E-475-SR。由制造商提供的催化剂的物理和化学性能如下：



表 II

标号	E-475-SR
形状	小珠
公称尺寸	8 × 14 目
镍重量百分比	54
载体	氧化铝

5 向反应器加氢的速率必须足以维持反应进行, 低于此速率将导致塔的液淀, 该量被理解为“有效量的氢气”, 该术语在本文中使⤵用。通常第一塔中加料中氢气与二烯烃及乙炔的摩尔比至少为 1.0 : 1.0, 并且优选为 2.0 : 1.0。在第二反应塔中优选使用更大量的氢气以将所有的硫化合物转化为 H₂S。基于加入第二塔反应器的物料中的硫, H₂ : S 的摩尔比的范围为 10 至 1000 : 1。

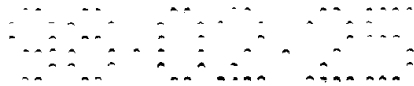
10 催化剂也催化含于轻裂解石脑油中的多烯烃的选择加氢作用, 并且在较低程度上也催化部分单烯烃的异构化作用。通常不同化合物的反应速率由快到慢排序:

- 15
- (1) 二烯烃与硫醇的反应
 - (2) 二烯烃的加氢作用
 - (3) 单烯烃的异构化作用
 - (4) 单烯烃的加氢作用

20 适于加氢脱硫反应的催化剂包括钴-钼, 镍-钼以及镍-钨。这些金属通常以载于中性基例如氧化铝, 氧化硅-氧化铝等上面的氧化物形式存在。通过将金属暴露于含硫化合物的物流中, 在使用中或使用前将金属还原为硫化物。典型的加氢脱硫催化剂的性能见下面表 III 中。

表 III

制造商	标准	标准
标号	C-448	C-411SM3
形状	三叶形(Trilobe)压出物	
公称尺寸	1.2mm	1.2mm
金属, 重量百分比		
钴	2-5%	-
钼	5-20%	21.5%
镍	-	3.5%
载体	氧化铝	氧化铝



本方法的典型的进料是来自液体催化裂解单元的全程石脑油。该石脑油的性能示于下面的表IV中：

5

表IV

ASTM 沸程, °F	80-420
总硫量, wppm	1000-3000
硫醇式硫, wppm	10-200
二烯烃, 重量百分比	0.3-1.0
辛烷, RON/MON	87/84

10

在第一蒸馏塔反应器中, 压力保持在约 0 至 250 磅/平方英寸(表压), 蒸馏反应区中相应的温度为 130 至 270°F 之间。氢气分压为 0.1 至 70 磅/平方英寸, 优选使用 0.1 至 10 磅/平方英寸(表压), 氢气分压在 0.5 至 50 磅/平方英寸的范围内时效果最佳。

15

令人惊奇的是, 在第二塔中需要范围为 25 至小于 300 磅/平方英寸(表压)的低的总压, 而氢气的分压可以为 150 磅/平方英寸直至 0.1 磅/平方英寸, 优选为 15 至 50 磅/平方英寸。在蒸馏反应区的温度为 400 至 750°F。对于第二蒸馏塔反应器, 氢气的加料范围为每磅进料 1 至 10 标准立方英尺 (SCF)。第二塔中公称液体每小时空间速率(每单位体积催化剂的液体加料体积)的范围为 2-5。

20

现在参照附图的示意流程图来说明本发明的一个实施方案。石脑油通过管线 1 加入塔反应器中, 而用于二烯烃/硫醇反应的有效量的氢气则通过管线 2 加入。蒸馏塔反应器 10 在顶部包含蒸馏反应区 11, 该区含有用于二烯烃/硫醇反应的被载的钯催化剂。如所希望的, 塔 10 运行后将 C₅ 及更轻的或 C₆ 及更轻的作为塔顶馏出物。在这任一种情况下, 含有可改进烯烃及硫醇的大部分辛烷的较轻馏分被沸腾进入蒸馏反应区 11。在蒸馏反应区 11, 几乎所有的硫醇与二烯烃进行反应形成高沸点硫化物。第一蒸馏塔反应器的下部分用作汽提段以将 C₆+ 和 C₇+ 物质从轻组份中分离出。在蒸馏反应区 11 形成的二烯烃也从轻馏分中分离出来。含有硫化物和重噻吩类化合物的 C₆+ 和 C₇+ 物质作为塔底馏出物通过管线 4 排出蒸馏塔反应器 10。为了热平衡, 提供了再沸器 40 和再沸器回流 6。基本上不含硫的 C₅ 或 C₆ 以及轻馏分作为塔顶馏出物通过管线 3 排出, 并且在塔顶冷凝器 30 中进行冷凝。产品从管线 18 排出至汽

30

油调配或根据需要进行进一步的加工。为了更好地进行反应和分离，配备了回流器 22。残余产物经管线 23 排出。

5 将来自第一蒸馏塔反应器 10 的塔底馏出物通过管线 5 加入第二蒸馏塔反应器 20 中，并且加氢脱硫作用所需的氢气则由管线 7 加入。第二蒸馏塔反应器 20 包含含有用于加氢脱硫作用的钴/钼催化剂的第二蒸馏反应区 21。在第二蒸馏反应区 21 中，有机硫化物（硫化物及噻吩）与氢气进行反应形成 H_2S ， H_2S 与塔顶馏出物一起由管线 8 排出，并且通过冷凝石脑油很容易将 H_2S 与塔顶石脑油产品分离。如果必需的话，10 可以将塔顶产品经过 H_2S 汽提塔。另外，可使用回流器 24 以便更好地进行反应及从管线 25 排出的提余液的分离。

将塔底馏出物从管线 9 排出，并且如塔顶馏出物将其中所含的硫基本上进行还原，塔顶及塔底馏出物都可用作汽油调配组份。产品从管线 15 16 排出，并且为了热平衡给塔 20 增加了再沸器 50。用蒸馏塔反应器进行加氢脱硫作用的好处之一是有些重烯烃化合物发生了异构化作用，而该作用几乎补偿了由于单烯烃的饱和作用而引起的辛烷的损失。

20 实施例

20 将具有以上所描述特性的全程 FCC 石脑油加入直径 3 英寸的蒸馏反应器中，所述反应器在上部 20 英尺内装有作为催化蒸馏结构的被载的钨催化剂，以及在钨催化剂下面 10 英尺的被载镍催化剂，两者都以申请日为 1995 年 7 月 10 日，系列号为 08/500,101 的美国专利申请所公开的方法进行制备。该塔作为脱戊烷塔进行操作，从塔顶排出 C_5 及轻物料。将来自第一塔的塔底馏出物加入到第二塔中，第二塔中具有作为蒸馏结构的 30 英尺的钴/钼催化剂。运行该塔在 $350^\circ F$ 排出塔顶馏分并将残留物作为塔底馏出物。反应条件及结果示于表 V 中。

30

表 V

运行号	4057C5H2	1027HDS
在线小时数	166	308
第一塔		
加料速率 1bs/小时	347	
总硫, wppm	999	
乙硫醇, wppm	11	

塔顶馏出物,16bs/小时	39.3
总硫, wppm	40
硫醇, wppm	0
塔底馏出物, 1bs/小时	307.7
总硫, wppm	1150
催化剂温度, °F	
顶部	260
底部	280
压力(表压), 磅/平方英寸	100
氢气, SCFH	19
H ₂ 分压(表压), 磅/平方英寸	3.8

第二塔

加料速率, 1bs/小时	20
总硫, wppm	1300
塔顶馏出物, 1bs/小时	16
总硫, wppm	122
塔底馏出物, 1bs/小时	4
总硫, wppm	35
催化剂温度, °F	
顶部	552
底部	69
压力(表压), 磅/平方英寸	200
氢气, SCFH	120
H ₂ 分压(表压), 磅/平方英寸	75.5
硫转化率, %	92

说明书附图

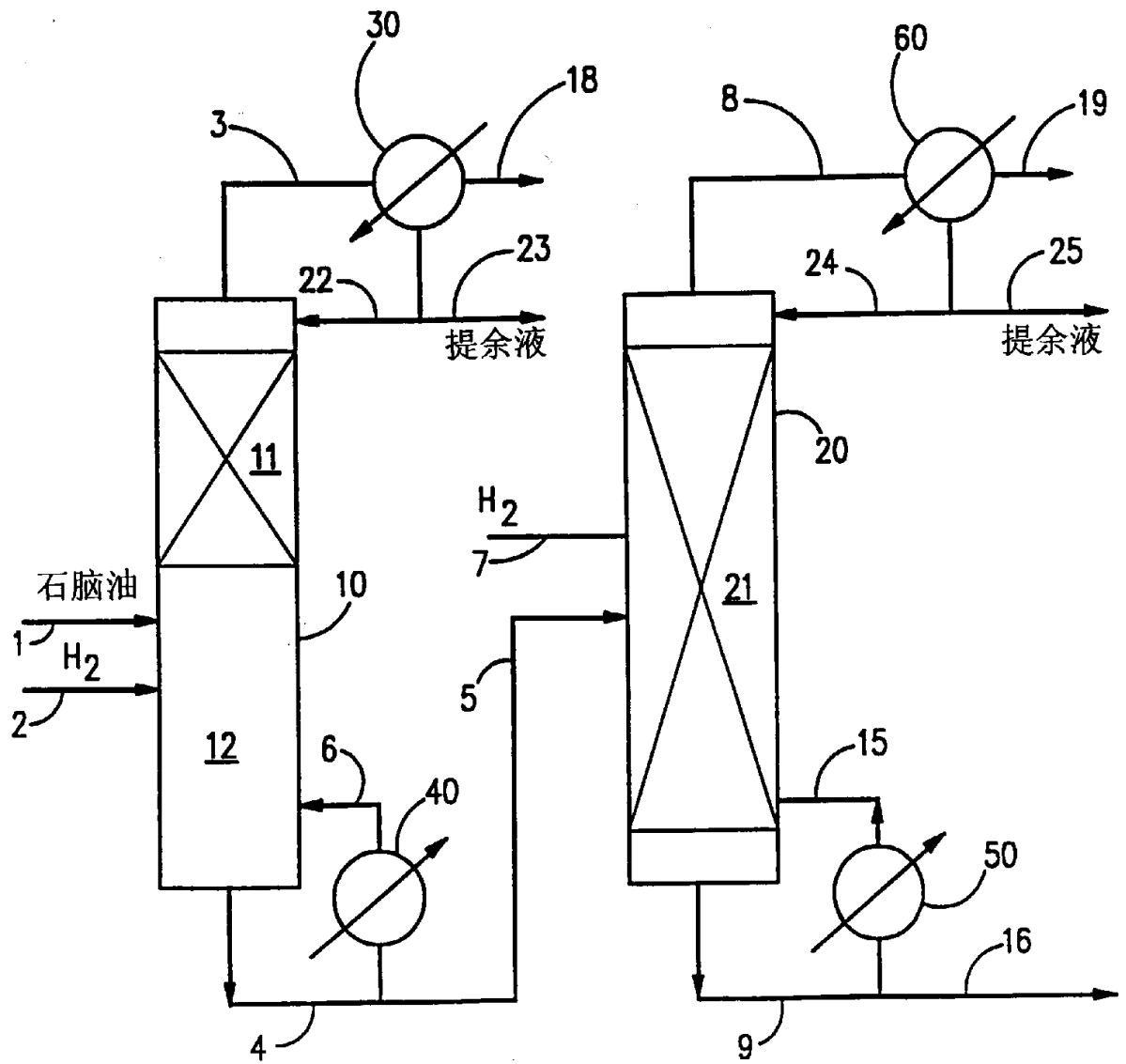


图 1