

催化裂化轻质产物脱硫和分离方法及装置

相关申请的交叉引用

本申请要求 2019 年 10 月 31 日提交的、申请号为 201911049476.3、
5 名称为“催化裂化轻质产品脱硫和分离方法及装置”的专利申请，2019
年 10 月 31 日提交的、申请号为 201911049636.4、名称为“一种催化
裂化轻质产品脱硫和分离方法”的专利申请，2019 年 10 月 31 日提交
的、申请号为 201911049459.X、名称为“催化裂化轻质产品分离和脱
硫方法以及装置”的专利申请，2019 年 10 月 31 日提交的、申请号为
10 201911049466.X、名称为“催化裂化轻质产品脱硫方法和装置”的专
利申请，2019 年 10 月 31 日提交的、申请号为 201911049630.7、名称
为“一种催化裂化轻质产品脱硫方法及装置”的专利申请，以及 2019
年 10 月 31 日提交的、申请号为 201911049610.X、名称为“催化裂化
轻质产品脱硫方法、催化裂化生产低硫轻质油品的方法及装置”的专
15 利申请的优先权，其内容经此引用全文并入本文。

技术领域

本申请属于石油化工领域，涉及一种烃油脱硫方法，更具体地说，
涉及一种催化裂化轻质产物脱硫和分离的方法及装置。

20

背景技术

炼油厂的催化裂化装置是低碳烯烃、液化气和汽油的主要来源，
在现有的催化裂化工艺流程中，催化裂化装置反应产物经过分馏后可
以得到富气、粗汽油、轻柴油、重柴油和油浆等组分。富气经过吸收
25 脱吸塔以及再吸收塔得到干气产品，干气经脱硫后可以作为炼厂燃料
气。粗汽油经吸收稳定塔分离后可以得到液化气和催化裂化稳定汽油，
催化裂化汽油经过脱硫后作为产品出厂，液化气经过脱硫后可以作为
产品出厂，同时也可以作为原料为其它装置提供丙烯和丁烯等高价
值组分。

30 受越来越严格的环保法规以及下游工艺的要求所限，不论是干气、
液化气还是催化裂化汽油都必须经过脱硫处理。目前受脱硫工艺限制，
干气、液化气和催化汽油的脱硫过程分别进行，而且干气和液化气常

用的碱洗脱硫等工艺过程还会再次产生大量废液、废渣等。而且，现行的液化气脱硫工艺还存在脱硫深度不足，导致其硫含量过高，进而限制其进一步应用的问题。

- 5 烃油的吸附脱硫方法是在临氢条件下对轻质烃油进行吸附脱硫的工艺方法，该方法具有脱硫深度高、氢耗低等特点，可以生产硫含量为 30 微克/克以下的燃料油。然而，该工艺用于处理催化裂化轻质产品，存在催化裂化产品液收低，汽油辛烷值损失大的问题。

发明内容

- 10 针对现有技术中存在的问题，本申请的目的之一是提供一种催化裂化轻质产物脱硫和分离的方法以及装置，其可以较高的收率和品质得到脱硫后的干气、液化气和催化裂化稳定汽油。

为了实现上述目的，在一方面，本申请提供了一种催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，包括如下步骤：

- 15 1) 在吸附脱硫反应单元中、在临氢条件下使催化裂化轻质产品与脱硫吸附剂接触进行脱硫，并任选对脱硫产物进行气液分离，得到脱硫后的富气和脱硫后的粗汽油，其中所述催化裂化轻质产品为来自催化裂化分馏塔的塔顶油气，或者为来自催化裂化分馏塔的富气和粗汽油；以及
- 20 2) 将步骤 1) 得到的脱硫后的富气和脱硫后的粗汽油分别送至催化裂化吸收稳定系统进行分离，得到脱硫后的干气、脱硫后的液化气和脱硫后的稳定汽油。

优选地，所述催化裂化吸收稳定系统包括吸收塔、再吸收塔、解吸塔和稳定塔，并且所述步骤 2) 进一步包括：

- 25 2a) 使脱硫后的富气由底部进入吸收塔中，与自吸收塔顶引入的脱硫后的粗汽油逆流接触进行传质，得到塔顶物流和塔底产物；
- 2b) 使吸收塔的塔顶物流由底部进入再吸收塔，与自再吸收塔顶引入的来自催化裂化分馏塔的轻柴油逆流接触进行传质，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到富轻柴油，任选将所得富轻柴油返回催化裂化分馏塔；
- 30 2c) 使吸收塔塔底产物在解吸塔中解吸，得到塔顶气和塔底产物，任选将所得塔顶气返回到吸收塔中；以及

2d) 将解吸塔的塔底产物送往稳定塔, 在稳定塔中分馏得到脱硫后的液化气和脱硫后的稳定汽油。

在另一方面, 本申请提供了一种催化裂化生产低硫轻质油品的方
法, 包括:

5 i) 使催化裂化原料在催化裂化反应条件下与催化裂化催化剂接触反应;

ii) 对步骤 i) 所得的反应产物进行气固分离, 得到反应油气和待生催化剂;

10 iii) 在催化裂化分馏塔中对步骤 ii) 所得的反应油气进行分馏, 得到催化裂化轻质产品、轻柴油、柴油和油浆;

iv) 采用根据本申请的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法对来自催化裂化分馏塔的所述催化裂化轻质产品进行脱硫和分离, 得到脱硫后的干气, 脱硫后的液化气和脱硫后的稳定汽油; 以及

15 v) 任选地, 对步骤 ii) 所得的待生催化剂进行再生, 然后返回提升管反应器中循环使用。

再一方面, 本申请提供了一种催化裂化轻质产品脱硫和分离装置, 包括依次连通的吸附脱硫单元和吸收稳定单元;

所述的吸收稳定单元包括顺序连通的吸收塔、解吸塔、再吸收塔和稳定塔; 并且

20 所述的吸附脱硫单元包括流化床脱硫反应单元、吸附剂再生器和连接在两者之间用于实现压力变换和气氛转换的闭锁料斗, 所述的流化床脱硫反应单元与催化裂化分馏塔连通, 接收来自所述催化裂化分馏塔的催化裂化轻质产品, 所述流化床脱硫反应单元的油气出口与所述吸收稳定单元的吸附塔连通, 或者经由气液分离罐与所述吸收稳定
25 单元的吸附塔连通。

与现有技术相比, 本申请提供的催化裂化轻质产物脱硫和分离方法以及装置具有一个或多个以下的有益效果:

1) 催化裂化轻质产品, 如来自催化裂化分馏塔的塔顶油气或者来自催化裂化分馏塔的富气和粗汽油, 先经过吸附脱硫, 然后再经过吸
30 收稳定, 可以最大化地减少常规方法所导致的汽油收率的损失。

2) 来自催化裂化分馏塔的富气和粗汽油经过吸附脱硫, 富气中的低碳烯烃损失少。在吸附脱硫反应器中, 富气中的氢气作为反应氢气

参与反应，可节省氢气消耗。富气和粗汽油经过吸附脱硫后，再经过吸收稳定系统，得到脱硫后的干气、液化气和稳定汽油，硫含量可以达到 10ppm 以下，甚至 1ppm 以下。

3) 节省了传统炼厂所需的干气、液化气脱硫等装置，并且没有传统脱硫方法可能产生的废液、废渣等问题。

4) 当采用两个脱硫反应器分别处理粗汽油和富气时，可以实现两个脱硫反应器相对独立地操作，并减少了富气脱硫时的烯烃饱和。

5) 在优选实施方式中，第一流化床脱硫反应器中粗汽油与脱硫吸附剂并流向上，反应时间长，保证较难脱除的噻吩类硫化物的完全脱除；第二流化床脱硫反应器中富气与脱硫吸附剂逆流接触吸附脱硫，能够减少富气中烯烃与吸附剂的接触时间，减少低碳烯烃的饱和。

附图说明

附图是用来提供对本申请的进一步理解，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申请，但并不构成对本申请的限制。在附图中：

附图 1A 为根据本申请的第一类实施方式的吸附脱硫单元的优选实施方式的流程示意图。

附图 1B 为根据本申请的第二类实施方式的吸附脱硫单元的优选实施方式的流程示意图。

附图 1C 为根据本申请的第三类实施方式的吸附脱硫单元的优选实施方式的流程示意图。

附图 1D 为根据本申请的第四类实施方式的吸附脱硫单元的优选实施方式的流程示意图。

附图 1Ea 为根据本申请的第五类实施方式的吸附脱硫单元的一种优选实施方式的流程示意图。

附图 1Eb 为根据本申请的第五类实施方式的吸附脱硫单元的另一种优选实施方式的流程示意图。

附图 1F 为根据本申请的第六类实施方式的吸附脱硫单元的优选实施方式的流程示意图。

附图 2 为根据本申请的吸收稳定单元的优选实施方式的流程示意图。

具体实施方式

以下结合附图对本申请的具体实施方式进行详细说明。应当理解的是，此处所描述的具体实施方式仅用于说明和解释本申请，并不用于限制本申请。

在本文中所披露的任何具体数值（包括数值范围的端点）都不限于该数值的精确值，而应当理解为还涵盖了接近该精确值的值，例如在该精确值 $\pm 5\%$ 范围内的所有可能的数值。并且，对于所披露的数值范围而言，在该范围的端点值之间、端点值与范围内的具体点值之间，以及各具体点值之间可以任意组合而得到一个或多个新的数值范围，这些新的数值范围也应被视为在本文中具体公开。

除非另有说明，本文所用的术语具有与本领域技术人员通常所理解的相同的含义，如果术语在本文中有定义，且其定义与本领域的通常理解不同，则以本文的定义为准。

在本申请中，“富气”是指自催化裂化分馏塔得到的气体馏分，其主要包含 C1-C4 烃类组分，以及少量的 C5 烃类组分和极少量的 C6 组分，还可能含有氮气、二氧化碳、一氧化碳、氢气和硫化氢等其它组分。硫含量为 30-50000 微克/克，例如 50 微克/克以上。

在本申请中，“粗汽油”是指自催化裂化分馏塔得到的馏程在 30-210℃ 范围内的馏分，其主要包含 C4-C12 烃类组分。硫含量为 30-50000 微克/克，例如 50 微克/克以上。

在本申请中，“塔顶油气”是指自催化裂化分馏塔塔顶得到的馏程涵盖所述富气和粗汽油的馏分，其主要包含 C1-C12 的烃类组分，还可能含有氮气、二氧化碳、一氧化碳、氢气和硫化氢等其它组分。硫含量为 30-50000 微克/克，例如 50 微克/克以上

根据本申请，反应器或容器的“底部”是指该反应器或容器由下至上 0-10% 高度的位置，“下部”是指由下至上 0-50% 高度的位置，“上部”是指由下至上 50%-100% 高度的位置，“顶部”是指由下至上 90%-100% 高度的位置。

本申请中，除了明确说明的内容之外，未提到的任何事宜或事项均直接适用本领域已知的那些而无需进行任何改变。而且，本文描述的任何实施方式均可以与本文描述的一种或多种其他实施方式自由结

合，由此形成的技术方案或技术思想均视为本发明原始公开或原始记载的一部分，而不应被视为是本文未曾披露或预期过的新内容，除非本领域技术人员认为该结合明显不合理。

在本文中提及的所有专利和非专利文献，包括但不限于教科书和
5 期刊文章等，均通过引用方式全文并入本文。

如上所述，在第一方面，本申请提供了一种催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，包括如下步骤：

1) 在吸附脱硫反应单元中、在临氢条件下使催化裂化轻质产品与脱硫吸附剂接触进行脱硫，并任选对脱硫产物进行气液分离，得到脱
10 硫后的富气和脱硫后的粗汽油，其中所述催化裂化轻质产品为来自催化裂化分馏塔的塔顶油气，或者为来自催化裂化分馏塔的富气和粗汽油；以及

2) 将步骤 1) 得到的脱硫后的富气和脱硫后的粗汽油分别送至催化裂化吸收稳定系统进行分离，得到脱硫后的干气、脱硫后的液化气
15 和脱硫后的稳定汽油。

优选地，所述催化裂化吸收稳定系统包括吸收塔、再吸收塔、解吸塔和稳定塔，并且所述步骤 2) 进一步包括：

2a) 使脱硫后的富气由底部进入吸收塔中，与自吸收塔顶引入的脱硫后的粗汽油逆流接触进行传质，得到塔顶物流和塔底产物；

20 2b) 使吸收塔的塔顶物流由底部进入再吸收塔，与自再吸收塔顶引入的来自催化裂化分馏塔的轻柴油逆流接触进行传质，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到富轻柴油，任选将所得富轻柴油返回催化裂化分馏塔；

2c) 使吸收塔塔底产物在解吸塔中解吸，得到塔顶气和塔底产物，
25 任选将所得塔顶气返回到吸收塔中；以及

2d) 将解吸塔的塔底产物送往稳定塔，在稳定塔中分馏得到脱硫后的液化气和脱硫后的稳定汽油。

进一步优选地，所述的吸收塔的操作条件包括：压力为 0.2-3.0MPa，
优选 0.5-1.6MPa，温度为 20-100℃，优选 30-70℃；所述的解吸塔的操作
30 条件包括：压力为 0.1-3.0MPa，优选 0.5-2.5MPa，温度为 20-250℃，
优选 50-200℃；所述的再吸收塔的操作条件优选包括：压力为
0.1-3.0MPa，优选 0.5-2.5MPa，温度为 20-100℃，优选 30-70℃；以及

所述的稳定塔的操作条件优选包括：压力为 0.1-3.0MPa，优选 0.5-2.5MPa，温度为 20-250℃，优选 50-200℃。

第一类实施方式：

在本申请方法的第一类实施方式中，所述催化裂化轻质产品为来自催化裂化分馏塔的塔顶油气，并且所述步骤 1) 进一步包括：

1a) 将来自催化裂化分馏塔的塔顶油气由底部引入流化床脱硫反应器中，在临氢条件下与由底部进入该反应器的脱硫吸附剂接触进行脱硫反应；

1b) 对所述流化床脱硫反应器上部得到的反应物流进行气固分离，得到反应油气和载硫吸附剂；

1c) 对步骤 1b) 所得的反应油气进行气液分离得到所述脱硫后的富气和所述脱硫后的粗汽油；以及

1d) 将步骤 1b) 所得的载硫吸附剂送入吸附剂再生器用含氧气体进行焙烧再生，再生后的脱硫吸附剂经还原后返回至流化床脱硫反应器。

在某些优选实施方式中，将来自催化裂化分馏塔的塔顶油气引入吸附脱硫反应单元，在临氢条件下与脱硫吸附剂接触脱硫，得到反应油气进入气液分离罐中分离得到脱硫后的富气和脱硫后的粗汽油；脱硫后的富气由底部进入吸收塔中，与吸收塔顶引入的脱硫后的粗汽油接触传质，吸收塔塔顶物流由底部进入再吸收塔，与来自催化裂化分馏塔的轻柴油逆流接触传质，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到的富轻柴油返回催化裂化分馏塔；吸收塔塔底产物经过解吸塔后送往稳定塔，在稳定塔中分馏得到脱硫后液化气和稳定汽油，解吸塔塔顶气返回到吸收塔中。

在进一步优选的实施方式中，催化裂化分馏塔塔顶油气预热到所需温度后，从流化床脱硫反应器底部进入到反应器内，自下而上流动，与反应器中的脱硫吸附剂相接触进行脱硫，反应后的高载硫量待生吸附剂与油气分离后进入流化床再生器中与氧气接触进行再生，再生后的吸附剂经过还原后返回到脱硫反应器内进行循环使用。脱硫后的产品混合物经过气液分离装置得到脱硫后的富气和粗汽油，脱硫后的富气和粗汽油和/或部分稳定汽油进入到吸收塔中，吸收塔塔顶气体产物在再吸收塔中与催化裂化分馏塔来的轻柴油吸收分离后，再吸收塔塔

顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到富轻柴油，富轻柴油返回至催化裂化分馏塔。吸收塔塔底产物经过解吸塔后送往稳定塔，在稳定塔中分馏得到脱硫后液化气和催化裂化稳定汽油，解吸塔塔顶气与脱硫后富气混合后进入到吸收塔中。

- 5 在更进一步优选的实施方式中，将催化裂化分馏塔塔顶油气加热到 100-500℃，将上述加热后的催化裂化分馏塔塔顶油气作为流化床脱硫反应器的烃油原料，将烃油原料，或者烃油原料和供氢体的混合物从流化床反应器底部输送入反应器内，在温度 200-550℃、优选 300-500℃，压力 0.5-5 MPa、优选 1.0-3.5 MPa，重时空速 0.1-100 h⁻¹、优选 1-10
10 h⁻¹，供氢体与汽油原料体积比为 0.01-1000、优选 0.05-500 的反应条件下，使含硫的烃油原料与脱硫吸附剂相接触进行吸附脱硫反应。

优选地，所述的烃油原料与供氢体的混合物通过进料分布盘在反应器内实现均匀分布，与反应器内脱硫吸附剂进行良好接触。所述脱硫吸附剂从流化床脱硫反应器底部输送至流化床反应器中。

- 15 优选地，在所述的流化床脱硫反应器顶部的沉降分离段，设置有气固分离设备，反应油气和脱硫吸附剂进行气固分离，分离得到的载硫后的待生吸附剂（也可称为“载硫催化剂”）经汽提脱除其吸附的烃类后，输送至吸附剂再生器中。再生后的脱硫吸附剂送至吸附剂还原器还原，还原后的脱硫吸附剂从反应器底部输送至流化床脱硫反应
20 器中，实现吸附脱硫反应-吸附剂再生-吸附剂还原-吸附脱硫反应的连续循环进行。

经气固分离得到的反应后的烃油产物经过换热后送往气液分离罐，得到脱硫后的富气和粗汽油。所述的气液分离罐操作压力为 0.2-4.0MPa，优选 0.5-3.0MPa，操作温度为 20-300℃，优选 50-200℃。

- 25 附图 1A 为根据本申请的第一类实施方式的吸附脱硫单元的优选实施方式的流程示意图。如附图 1A 所示，吸附脱硫单元包括依次连通的流化床脱硫反应器 102，反应器接收器 106，用于将反应-再生系统隔离的闭锁料斗 108，再生器进料罐 111、吸附剂再生器 114 和再生器接收器 117，所述的再生器接收器 117 经闭锁料斗 108、管线 119 连通吸
30 附剂还原器 120，所述的吸附剂还原器 120 与所述的流化床脱硫反应器 102 底部连通。

预热后的催化裂化分馏塔塔顶油气与氢气经管线 101 从流化床脱

硫反应器 102 底部进入，与流化床脱硫反应器 102 内的脱硫吸附剂接触进行吸附脱硫反应，负载部分硫后的吸附剂随反应物料向上运动。反应后的反应油气以及吸附剂进入反应器 102 顶部的沉降分离段进行油剂分离，所得的反应油气为脱硫后的富气、脱硫后的粗汽油和氢气的混合物，经管线 104 送至气液分离罐（图中未示出）中，经冷凝气液分离得到脱硫后的富气和脱硫后的粗汽油，送往后续的产品分离、稳定系统进行处理。

待生吸附剂从流化床脱硫反应器 102 上部转剂横管 105 送往反应器接收器 106，在反应器接收器 106 中经汽提后经管线 107 送往闭锁料斗 108，经氮气置换后从高压氢气环境转变为低压非活性气氛，置换气经管线 109 送往燃烧炉烧掉。待生吸附剂通过管线 110 输送至再生器进料罐 111，待生吸附剂经提升气提升，通过管线 112 进入到吸附剂再生器 114 中。含氧气体通过管线 113 从底部进入到吸附剂再生器中，待生吸附剂在吸附剂再生器 114 中与含氧气体接触进行烧硫、烧碳后得到再生吸附剂，含硫烟气在吸附剂再生器顶部与再生吸附剂分离后经管线 115 输送至制硫系统或碱洗脱除 SO_x ，再生吸附剂从吸附剂再生器经管线 116 输送到再生器接收器 117 中，用氮气提升经管线 118 输送至闭锁料斗 108，在闭锁料斗 108 中用氢气汽提置换并升压后转变为高压氢气环境，经管线 119 输送至还原器 120 内进行还原，还原后的再生吸附剂通过管线 121 输送至流化床脱硫反应器 102 中，实现吸附脱硫反应的连续进行。

第二类实施方式：

根据本申请方法的第二类实施方式，所述催化裂化轻质产品为来自催化裂化分馏塔的富气和粗汽油，并且所述步骤 1) 进一步包括：

1a) 将来自催化裂化分馏塔的粗汽油由底部引入流化床脱硫反应器中，在临氢条件下与由底部进入该反应器的脱硫吸附剂接触进行脱硫反应；

1b) 将来自催化裂化分馏塔的富气在由下至上 30%-80%、优选 40%-70% 高度的位置引入到所述流化床脱硫反应器中，与其中的物流混合进行脱硫反应；

1c) 对所述流化床脱硫反应器上部得到的反应物流进行气固分离，得到反应油气和载硫吸附剂；

1d) 对步骤 1c) 所得的反应油气进行气液分离得到所述脱硫后的富气和所述脱硫后的粗汽油, 优选地, 所述气液分离的操作条件包括: 压力为 0.2-4.0MPa, 优选 0.5-3.0MPa, 温度为 20-300℃, 优选 50-200℃; 以及

- 5 1e) 将步骤 1c) 所得的载硫吸附剂送入吸附剂再生器用含氧气体进行焙烧再生, 再生后的脱硫吸附剂经还原后返回至流化床脱硫反应器,

优选地, 所述来自催化裂化分馏塔的富气和粗汽油中的硫含量各自独立地大于 30 微克/克, 特别是大于 50 微克/克。

- 10 在某些优选实施方式中, 来自催化裂化分馏塔的粗汽油由底部引入流化床脱硫反应器中, 在临氢条件下与脱硫吸附剂接触进行脱硫, 同时向上流动, 富气在由下至上 30%-80%高度的位置进入到流化床脱硫反应器中, 与反应物流混合后与脱硫吸附剂接触反应, 在反应器顶部经气固分离得到的反应油气进入气液分离罐中分离得到脱硫后的富
15 气和粗汽油; 载硫吸附剂在吸附剂再生器进行焙烧再生, 再生后的脱硫吸附剂经还原后返回至流化床脱硫反应器中循环使用; 脱硫后的富气由底部进入吸收塔中, 与吸收塔顶引入的脱硫后的粗汽油接触传质, 吸收塔塔顶物流由底部进入再吸收塔, 与来自催化裂化分馏塔轻柴
20 油逆流接触传质, 再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气, 再吸收塔塔底得到的富轻柴油返回催化裂化分馏塔; 吸收塔塔底产物经过解吸塔后送往稳定塔, 在稳定塔中分馏得到脱硫后液化气和稳定汽油, 解吸塔塔顶气返回到吸收塔中。

- 在进一步优选的实施方式中, 来自催化裂化分馏塔的粗汽油预热到所需温度后, 从流化床脱硫反应器底部进入到反应器内, 自下而上
25 流动, 与反应器中的脱硫吸附剂相接触进行脱硫, 所述的富气从中上部进入到流化床脱硫反应器中, 与反应物流混合与脱硫吸附剂接触反应, 在流化床脱硫反应器顶部进行气固分离。分离得到的高载硫量的待生吸附剂进入吸附剂再生器中与氧气接触进行再生, 再生后的吸附剂经过还原后返回到脱硫反应器内进行循环使用。气固分离得到的反
30 应油气经过气液分离装置得到脱硫后的富气和粗汽油, 脱硫后的富气由底部进入吸收塔中, 与吸收塔顶引入的脱硫后的粗汽油接触传质, 吸收塔塔顶气体产物在再吸收塔中与催化裂化分馏塔来的轻柴油吸收

分离后，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到富轻柴油，富轻柴油返回至催化裂化分馏塔。吸收塔塔底产物经过解吸塔后送往稳定塔，在稳定塔中分馏得到脱硫后液化气和催化裂化稳定汽油，解吸塔塔顶气与脱硫后富气混合后进入到吸收塔中。

- 5 在更进一步优选的实施方式中，将来自催化裂化分馏塔的粗汽油加热到 100-500℃，与供氢体一起由底部进入流化床吸附脱硫反应器。将来自催化裂化分馏塔的富气预热到 150-450℃在流化床脱硫反应器由下至上 30%-80%高度的位置进入流化床脱硫反应器。

所述的流化床脱硫反应器优选为密相床反应器，控制富气穿过的
10 吸附剂床层高度为流化床脱硫反应器中吸附剂床层总高度的 10-60%。

所述的流化床脱硫反应器的操作条件优选为：温度为 200-550℃、
优选 300-500℃，压力为 0.5-5 MPa、优选 1.0-3.5MPa，重时空速为 0.1-100
h⁻¹、优选 1-10 h⁻¹，供氢体与汽油原料体积比为 0.01-1000、优选 0.05-500。
在临氢条件下，使含有粗汽油和富气的反应油气与脱硫吸附剂相接触
15 进行吸附脱硫反应。所述脱硫吸附剂与反应油气分离后，载硫后的待
生吸附剂经汽提脱除其吸附的烃类后，输送至吸附剂再生器中。再生
后的脱硫吸附剂送至吸附剂还原器还原，还原后的脱硫吸附剂从反应
器底部输送至流化床脱硫反应器，实现吸附脱硫反应-吸附剂再生-吸附
剂还原-吸附脱硫反应的连续循环进行。

- 20 优选地，在流化床吸附脱硫反应器底部，所述粗汽油与供氢体的
混合物通过进料分布盘在反应器内实现均匀分布，与反应器内脱硫吸
附剂进行良好接触。所述脱硫吸附剂从流化床反应器底部输送至流化
床反应器中。

气固分离后得到的反应油气经过换热后送往气液分离罐，得到脱
25 硫后的富气和粗汽油。所述的气液分离罐操作压力为 0.2~4.0MPa、优
选 0.5~3.0MPa，操作温度为 20~300℃、优选 50~200℃。

附图 1B 为根据本申请的第二类实施方式的吸附脱硫单元的的优选
实施方式的流程示意图。如附图 1B 所示，吸附脱硫单元包括依次连通
的流化床脱硫反应器 202，反应器接收器 206，用于将反应-再生系统隔
30 离的闭锁料斗 208，再生器进料罐 211，吸附剂再生器 214 和再生器接
收器 217，所述的闭锁料斗 208 经管线 219 连通吸附剂还原器 220，所
述的吸附剂还原器 220 与所述的流化床脱硫反应器 202 底部连通。

预热后的粗汽油与氢气经管线 201 从流化床脱硫反应器 202 底部进入，与流化床脱硫反应器 202 内的脱硫吸附剂接触进行脱硫反应，负载部分硫后的吸附剂随反应物料向上运动。预热后的富气经管线 203 由流化床脱硫反应器 202 由下至上 30%-80% 高度的位置进入流化床脱硫反应器，与反应油气和脱硫吸附剂混合后进行脱硫反应、反应后的反应油气以及吸附剂进入流化床脱硫反应器 202 顶部的沉降分离段进行油剂分离，所得的反应油气为脱硫后的富气、脱硫后的粗汽油和氢气的混合物，经管线 204 送至气液分离罐（图中未示出）中，经冷凝气液分离得到的脱硫后的富气和脱硫后的粗汽油，送往后续的产品分离、稳定系统进行处理。

待生吸附剂从流化床脱硫反应器 202 上部转剂横管 205 送往反应器接收器 206，在反应器接收器 206 中经汽提后经管线 207 送往闭锁料斗 208，经氮气置换后从高压氢气环境转变为低压非活性气氛，置换气经管线 209 送往燃烧炉烧掉。待生吸附剂通过管线 210 输送至再生器进料罐 211，待生吸附剂经提升气提升，通过管线 212 进入到吸附剂再生器 214 中。含氧气体通过管线 213 从底部进入到吸附剂再生器中，待生吸附剂在吸附剂再生器 214 中与含氧气体接触进行烧硫、烧碳后得到再生吸附剂，含硫烟气在吸附剂再生器顶部与再生吸附剂分离后经管线 215 输送至制硫系统或碱洗脱除 SO_x ，再生吸附剂从吸附剂再生器经管线 216 输送到再生器接收器 217 中，用氮气提升经管线 218 输送至闭锁料斗 208，在闭锁料斗 208 中用氢气汽提置换并升压后转变为高压氢气环境，经管线 219 输送至还原器 220 内进行还原，还原后的再生吸附剂通过管线 221 输送至流化床脱硫反应器 202 中，实现吸附脱硫反应的连续进行。

第三类实施方式：

根据本申请方法的第三类实施方式，所述催化裂化轻质产品为来自催化裂化分馏塔的富气和粗汽油，并且所述步骤 1) 进一步包括：

1a) 将来自催化裂化分馏塔的粗汽油由底部引入第一流化床脱硫反应器，在临氢条件下与由底部进入该反应器的脱硫吸附剂接触进行脱硫反应；

1b) 对所述第一流化床脱硫反应器上部得到的反应物流进行气固分离，得到脱硫后的粗汽油和载部分硫的脱硫吸附剂，并将该载部分

硫的脱硫吸附剂送入第二流化床脱硫反应器中；

1c) 将来自催化裂化分馏塔的富气由底部引入第二流化床脱硫反应器，与由底部进入该反应器的所述载部分硫的脱硫吸附剂接触进行脱硫反应；

- 5 1d) 对所述第二流化床脱硫反应器上部得到的反应物流进行气固分离，得到脱硫后的富气和载硫吸附剂；以及

1e) 将步骤 1d) 所得的载硫吸附剂送入吸附剂再生器用含氧气体进行焙烧再生，再生后的脱硫吸附剂经还原后返回至第一流化床脱硫反应器。

- 10 在某些优选实施方式中，来自催化裂化分馏塔的粗汽油由底部引入第一流化床脱硫反应器，在临氢条件下与脱硫吸附剂接触脱硫并向上流动；在上部的沉降区气固分离，分离得到的载部分硫的脱硫吸附剂进入第二流化床脱硫反应器中，分离得到的反应油气为脱硫后的粗汽油；来自催化裂化分馏塔的富气由底部引入第二流化床脱硫反应器
15 中，与脱硫吸附剂接触脱硫并向上流动，在上部的沉降区进行气固分离，分离得到的反应油气为脱硫后的富气，分离得到的载硫吸附剂进入吸附剂再生器中与含氧气体反应焙烧再生，再生后的脱硫吸附剂经还原后返回第一流化床脱硫反应器底部；脱硫后的富气和粗汽油分别送至吸收稳定系统进行分离，得到脱硫后的干气、液化气和稳定汽油。

- 20 在更进一步优选的实施方式中，将来自催化裂化分馏塔的粗汽油，或者粗汽油和供氢体的混合物预热到 100℃-500℃、优选 300℃-450℃。将上述加热后的粗汽油作为第一流化床脱硫反应器的原料，从底部进入到第一流化床脱硫反应器内，脱硫吸附剂从底部输送至第一流化床脱硫反应器中，反应原料与脱硫吸附剂相接触进行吸附脱硫反应。反
25 应物流自下而上流动，在第一流化床脱硫反应器上部管径扩大的沉降区内对反应油气和脱硫吸附剂进行气固分离，所述的沉降区内还设有气固分离设备，如旋风分离器或过滤器等。分离得到的反应油气为脱硫后的粗汽油，分离得到的载部分硫的脱硫吸附剂转移到转剂罐中，在转剂罐内，脱硫吸附剂实现系统压力转换，然后进入到第二流化床
30 脱硫反应器中。

载部分硫的脱硫吸附剂进入到第二流化床脱硫反应器中，与从反应器底部进入的预热到所需温度的富气，或者富气和供氢体的混合物

相接触进行脱硫反应，富气中的硫转移到脱硫吸附剂上，在第二流化床脱硫反应器上部管径扩大的沉降区内对反应油气和脱硫吸附剂进行气固分离。分离得到的反应油气为脱硫后的富气，分离得到的高载硫量的脱硫吸附剂进入吸附剂再生器中，与含氧气体接触进行再生，再生后的脱硫吸附剂经过还原后返回到第一流化床脱硫反应器内进行循环使用。

脱硫后的富气由底部进入吸收塔中，脱硫后的粗汽油，或者粗汽油和部分稳定汽油由顶部进入吸收塔中，与富气逆流接触，吸收塔塔顶气体产物在再吸收塔中与催化裂化分馏塔来的轻柴油吸收分离后，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到富轻柴油，富轻柴油返回至催化裂化分馏塔。吸收塔塔底产物经过解吸塔后送往稳定塔，在稳定塔中分馏得到脱硫后液化气和催化裂化稳定汽油，解吸塔塔顶气与脱硫后富气混合后进入到吸收塔中。

优选地，将来自催化裂化分馏塔的粗汽油，或者粗汽油和供氢体的混合物从底部输送入第一流化床脱硫反应器内，所述粗汽油和供氢体的混合物通过进料分布盘在反应器内实现均匀分布，与反应器内脱硫吸附剂进行良好接触。

在更进一步优选的实施方式中，所述的第一流化床脱硫反应器中，在温度 200℃-550℃、优选 300-500℃，压力 0.5-5 MPa、优选 1.0-3.5 MPa，重时空速 0.1-100 h⁻¹、优选 1-10 h⁻¹，供氢体与汽油原料体积比为 0.01-1000、优选 0.05-500 的反应条件下，使含硫的粗汽油与脱硫吸附剂相接触进行吸附脱硫反应，将硫转移到脱硫吸附剂上。

脱硫吸附剂与反应油气分离后，载硫的待生吸附剂进入转剂罐中，转换压力后再转移到第二脱硫再生器中。

将来自催化裂化分馏塔的富气，或者富气和供氢体加热到 100℃-500℃、优选 200℃-450℃。将上述加热后的富气或者富气和供氢体的混合物从第二流化床脱硫反应器底部输送入第二流化床脱硫反应器内，在温度 300℃-550℃、优选 350℃-500℃，绝对压力 0.1-3MPa、优选 0.2-2.5MPa，重时空速 1-100h⁻¹、优选 2-20h⁻¹，供氢体或者氢气与富气原料体积比为 0.01-500、优选 0.05-300 的反应条件下，使含硫富气与从第一反应器过来的载部分硫的吸附剂相接触进行吸附脱硫反应。优选地，所述的第二流化床脱硫反应器的操作压力比第一流化床脱硫

反应器低 0.5-2.0MPa。

所述来自催化裂化分馏塔的富气或者富气和供氢体的混合物通过进料分布盘在第二流化床脱硫反应器内实现均匀分布，与第二流化床脱硫反应器内脱硫吸附剂进行良好接触。

5 所述第二流化床脱硫反应器上部管径扩大的沉降段中，载硫的脱硫吸附剂与反应油气分离后，载硫的待生吸附剂经汽提脱除其吸附的烃类后，提升输送至流化床再生器中。再生后的脱硫吸附剂送至吸附剂还原器还原，还原后的脱硫吸附剂从底部输送至第一流化床脱硫反应器中循环使用，实现吸附脱硫反应-吸附剂再生-吸附剂还原-吸附脱
10 硫反应的连续循环进行。

第一流化床脱硫反应器分离出的反应油气为脱硫后的粗汽油，第二流化床脱硫反应器分离出的反应油气为脱硫后的富气。

附图 1C 为根据本申请的第三种实施方式的吸附脱硫单元的优选实施方式的流程示意图。如附图 1C 所示，吸附脱硫单元包括依次连通的
15 第一流化床脱硫反应器 302，转剂罐 305、第二流化床脱硫反应器 308、反应器接收器 311，用于将反应-再生系统隔离的闭锁料斗 313，再生器进料罐 316、吸附剂再生器 319 和再生器接收器 322，所述的再生器接收器 322 经闭锁料斗 313 连通吸附剂还原器 325，所述的吸附剂还原器 325 经管线 326 与所述的第一流化床脱硫反应器 302 的底部连通，为第
20 一流化床脱硫反应器提供脱硫吸附剂。

预热后的催化裂化分馏塔粗汽油与氢气经管线 301 从第一流化床脱硫反应器 302 底部进入，与第一流化床脱硫反应器 302 内的脱硫吸附剂接触进行脱硫反应，负载部分硫后的吸附剂随反应物料向上运动。反应后的反应油气以及吸附剂进入第一流化床脱硫反应器 302 顶部的
25 沉降分离段进行油剂分离，分离得到的反应油气为脱硫后的粗汽油和氢气混合物，经管线 303 送往后续的产品分离、稳定系统进行处理。分离得到的载部分硫的脱硫吸附剂从第一流化床脱硫反应器经管线 304 到转剂罐 305 中，再经转剂罐 305 经管线 306 转移到第二流化床脱硫反应器 308 的底部，来自催化裂化分馏塔的富气和氢气的混合物经
30 管线 307 由底部引入第二流化床脱硫反应器 308 中，与脱硫吸附剂接触进行吸附脱硫反应，将富气中的硫转移到脱硫吸附剂上，反应混合物在第二流化床脱硫反应器 308 上部的沉降区进行气固分离，分离得

到的脱硫后的富气经管线 309 送往后续的产品分离、稳定系统进行处理。分离得到的载硫吸附剂经第二流化床脱硫反应器 308 上部的转剂横管 310 送往反应器接收器 311, 在反应器接收器 311 中经汽提后经管线 312 送往闭锁料斗 313, 经氮气置换后从高压氢气环境转变为低压非活性气氛, 置换气经管线 314 送往燃烧炉烧掉。载硫吸附剂通过管线 315 输送至再生器进料罐 316, 载硫吸附剂经提升气提升, 通过管线 317 进入到吸附剂再生器 319 中。含氧气体通过管线 318 从底部进入到吸附剂再生器中, 待生吸附剂在吸附剂再生器 319 中与含氧气体接触进行烧硫、烧碳后得到再生吸附剂, 含硫烟气在吸附剂再生器顶部与再生吸附剂分离后经管线 320 输送至制硫系统或碱洗脱除 SO_x, 再生吸附剂从吸附剂再生器经管线 321 输送到再生器接收器 322 中, 用氮气提升经管线 323 输送至闭锁料斗 313, 在闭锁料斗 313 中用氢气汽提置换并升压后转变为高压氢气环境, 经管线 324 输送至吸附剂还原器 325 内进行还原, 还原后的再生吸附剂通过管线 326 输送至第一流化床脱硫反应器 302 中, 实现吸附脱硫反应的连续进行。

第四类实施方式:

根据本申请的第四类实施方式, 所述催化裂化轻质产品为来自催化裂化分馏塔的富气和粗汽油, 并且所述步骤 1) 进一步包括:

1a) 将来自催化裂化分馏塔的粗汽油由底部引入第一流化床脱硫反应器, 在临氢条件下与由底部进入该反应器的脱硫吸附剂接触进行脱硫反应;

1b) 对所述第一流化床脱硫反应器上部得到的反应物流进行气固分离, 得到第一反应油气和载部分硫的脱硫吸附剂, 并将该载部分硫的脱硫吸附剂送入第二流化床脱硫反应器中;

1c) 将来自催化裂化分馏塔的富气由底部引入第二流化床脱硫反应器, 与由底部进入该反应器的所述载部分硫的脱硫吸附剂接触进行脱硫反应;

1d) 对所述第二流化床脱硫反应器上部得到的反应物流进行气固分离, 得到第二反应油气和载硫吸附剂, 并将所述第二反应油气返回第一流化床脱硫反应器中, 优选返回第一流化床脱硫反应器上部;

1e) 对步骤 1b) 所得的第一反应油气进行气液分离得到所述脱硫后的富气和所述脱硫后的粗汽油; 以及

1f) 将步骤 1d) 所得的载硫吸附剂送入吸附剂再生器用含氧气体进行焙烧再生，再生后的脱硫吸附剂经还原后返回至流化床脱硫反应器。

在优选的实施方式中，将来自催化裂化分馏塔的粗汽油和供氢体引入第一流化床脱硫反应器底部，与脱硫吸附剂接触脱硫，并向上流动；在反应器顶部气固分离得到的载部分硫的脱硫吸附剂进入第二流化床脱硫反应器中；来自催化裂化分馏塔的富气和供氢体引入第二流化床脱硫反应器底部，与脱硫吸附剂接触脱硫，反应后与脱硫吸附剂分离的反应油气返回第一流化床脱硫反应器上部；第一流化床脱硫反应器气固分离得到的反应油气经气液分离得到脱硫后的富气和粗汽油。脱硫后的富气由底部进入吸收塔中，与吸收塔顶引入的脱硫后的粗汽油接触传质，吸收塔塔顶物流由底部进入再吸收塔，与来自催化裂化分馏塔的轻柴油逆流接触传质，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到的富轻柴油返回催化裂化分馏塔；吸收塔塔底产物经过解吸塔后送往稳定塔，在稳定塔中分馏得到脱硫后液化气和稳定汽油，解吸塔塔顶气返回到吸收塔中。

在进一步优选的实施方式中，催化裂化分馏塔出来的粗汽油和供氢体的混合物预热到所需温度后，从反应器底部进入到第一流化床脱硫反应器内，自下而上流动，与第一流化床脱硫反应器中的脱硫吸附剂相接触进行脱硫。反应混合物在第一流化床脱硫反应器顶部进行气固分离，载部分硫的脱硫吸附剂进入到第二流化床脱硫反应器中，与从反应器底部进入的预热到所需温度的富气和/或和供氢体的混合物相接触进行脱硫反应，脱硫后的富气从第二流化床脱硫反应器中返回至第一流化床脱硫反应器上部，第二流化床脱硫反应器反应后的待生吸附剂与反应油气分离后经闭锁料斗将高压氢氮置换为低压氧氮后，进入吸附剂再生器中与含氧气体接触进行焙烧再生，再生后的脱硫吸附剂经过还原后返回到第一流化床脱硫反应器底部进行循环使用。

第一流化床脱硫反应器顶部分离得到的反应油气进入气液分离罐，经冷凝冷却分离得到脱硫后的富气和粗汽油，脱硫后的富气由底部引入吸收塔中，和由顶部进入吸收塔的粗汽油和/或部分稳定汽油逆流接触，吸收塔塔顶气体产物进入再吸收塔中与催化裂化分馏塔来的轻柴油吸收分离后，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底

得到富轻柴油，富轻柴油返回至催化裂化分馏塔。吸收塔塔底产物经过解吸塔后送往稳定塔，在稳定塔中分馏得到脱硫后的液化气和脱硫后的稳定汽油，解吸塔塔顶气与脱硫后的富气混合后进入到吸收塔中。

在更进一步优选的实施方式中，将催化裂化分馏塔得到的粗汽油
5 加热到 100-500℃。将上述加热后的粗汽油作为第一流化床脱硫反应器的原料，将粗汽油，优选粗汽油和供氢体的混合物从底部输送入第一流化床脱硫反应器内，所述粗汽油和供氢体的混合物通过进料分布盘在反应器内实现均匀分布，与反应器内脱硫吸附剂进行良好接触。

所述脱硫吸附剂从底部输送至第一流化床脱硫反应器中，所述的
10 第一流化床脱硫反应器优选为密相床反应器。

优选地，在临氢条件下，在温度 200-550℃、优选 300-500℃，压力 0.5-5 MPa、优选 1.0-3.5 MPa，重时空速 0.1-100 h⁻¹、优选 1-10 h⁻¹，供氢体与汽油原料体积比为 0.01-1000、优选 0.05-500 的反应条件下，使含硫的粗汽油与脱硫吸附剂相接触进行吸附脱硫反应。

15 所述的第一流化床脱硫反应器中，脱硫吸附剂与反应油气分离后，载硫后的待生吸附剂转移到第二流化床脱硫反应器中。

将来自催化裂化分馏塔的富气和/或供氢体加热到 100-500℃，所述富气的硫含量在 30 微克/克以上，特别是在 50 微克/克以上。将上述加热后的富气和/或供氢体的混合物从第二流化床反应器底部输送入第二
20 反应器内，在温度 300-550、优选 350-500℃，绝对压力 0.5-5 MPa，优选 1.0-3.5 MPa，重时空速 0.1-100 h⁻¹，优选 2-20 h⁻¹，供氢体或者氢气与富气原料体积比为 0.01-500，优选 0.05-300 的反应条件下，使含硫富气与从第一反应器过来的载部分硫的吸附剂相接触进行吸附脱硫反应。

25 所述富气和/或供氢体的混合物通过进料分布盘在第二流化床脱硫反应器内实现均匀分布，与第二流化床脱硫反应器内脱硫吸附剂进行良好接触。

所述第二流化床脱硫反应器中的载硫的脱硫吸附剂与反应油气分离后，待生吸附剂经汽提脱除其吸附的烃类后，提升输送至吸附剂再生器中。再生后的脱硫吸附剂送至吸附剂还原器还原，还原后的脱硫
30 吸附剂从底部输送至第一流化床脱硫反应器中循环使用，实现吸附脱硫反应-吸附剂再生-吸附剂还原-吸附脱硫反应的连续循环进行。

第一流化床脱硫反应器中分离后的反应油气经过换热后送往气液分离罐，得到脱硫后的富气和粗汽油。所述的气液分离罐的操作压力为 0.2-4.0MPa，优选 0.5-3.0MPa，操作温度为 20-300℃，优选 50-200℃。

5 附图 1D 为根据本申请的第四类实施方式的吸附脱硫单元的优选实施方式的流程示意图。如附图 1D 所示，吸附脱硫单元包括依次连通的第一流化床脱硫反应器 402，第二流化床脱硫反应器 406、反应器接收器 409，用于将反应-再生系统隔离的闭锁料斗 411，再生器进料罐 414，吸附剂再生器 417 和再生器接收器 420，所述的再生器接收器 420
10 经闭锁料斗 411 连通吸附剂还原器 423，所述的吸附剂还原器 423 与所述的第一流化床脱硫反应器 402 的底部连通，为第一流化床脱硫反应器 402 提供脱硫吸附剂。

预热后的催化裂化分馏塔粗汽油与氢气经管线 401 从第一流化床脱硫反应器 402 底部进入，与第一流化床脱硫反应器 402 内的脱硫吸
15 附剂接触进行脱硫反应，负载部分硫后的吸附剂随反应物料向上运动。反应后的反应油气以及吸附剂进入第一流化床脱硫反应器 402 顶部的沉降分离段进行油剂分离，所得的反应油气为脱硫后的富气、脱硫后的粗汽油和氢气的混合物，经管线 403 送至气液分离罐（图中未示出）
20 中，经冷凝气液分离得到的脱硫后的富气和脱硫后的粗汽油，送往后续的产品分离、稳定系统进行处理。载部分硫的脱硫吸附剂从第一流化床脱硫反应器经管线 404 转移到第二流化床脱硫反应器 406 的底部，来自催化裂化分馏塔的富气和氢气的混合物由底部引入第二流化床脱硫反应器 406 中，与脱硫吸附剂接触进行吸附脱硫反应，反应混合物在第二流化床脱硫反应器上部的沉降区进行气固分离，分离得到的载
25 硫吸附剂经第二流化床脱硫反应器上部的转剂横管 408 送往反应器接收器 409，在反应器接收器 409 中经汽提后经管线 410 送往闭锁料斗 411，经氮气置换后从高压氢气环境转变为低压非活性气氛，置换气经管线 412 送往燃烧炉烧掉。载硫吸附剂通过管线 413 输送至再生器进料罐 414，载硫吸附剂经提升气提升，通过管线 415 进入到吸附剂再生
30 器 417 中。含氧气体通过管线 416 从底部进入到吸附剂再生器中，待生吸附剂在吸附剂再生器 417 中与含氧气体接触进行烧硫、烧碳后得到再生吸附剂，含硫烟气在吸附剂再生器顶部与再生吸附剂分离后经

管线 418 输送至制硫系统或碱洗脱除 SO_x ，再生吸附剂剂从吸附剂再生器经管线 419 输送到再生器接收器 420 中，用氮气提升经管线 421 输送至闭锁料斗 411，在闭锁料斗 411 中用氢气汽提置换并升压后转变为高压氢气环境，经管线 422 输送至吸附剂还原器 423 内进行还原，
5 还原后的再生吸附剂通过管线 424 输送至第一流化床脱硫反应器 402 中，实现吸附脱硫反应的连续进行。

第五类实施方式：

根据本申请方法的第五类实施方式，所述催化裂化轻质产品为来自催化裂化分馏塔的富气和粗汽油，并且所述步骤 1) 进一步包括：

10 1a) 将来自催化裂化分馏塔的粗汽油由底部引入第一流化床脱硫反应器，在临氢条件下与由底部进入该反应器的脱硫吸附剂接触进行脱硫反应；

1b) 从所述第一流化床脱硫反应器中下部引出部分脱硫吸附剂到第二流化床脱硫反应器底部，与由底部引入该反应器的来自催化裂化分馏塔的富气接触进行脱硫反应，并将所述第二流化床脱硫反应器上部得到的反应物流返回第一流化床脱硫反应器中，优选返回第一流化床脱硫反应器上部；
15

1c) 对所述第一流化床脱硫反应器上部得到的反应物流进行气固分离，得到反应油气和载硫吸附剂；

20 1d) 对步骤 1c) 所得的反应油气进行气液分离得到所述脱硫后的富气和所述脱硫后的粗汽油；以及

1e) 将步骤 1c) 所得的载硫吸附剂送入吸附剂再生器用含氧气体进行焙烧再生，再生后的脱硫吸附剂经还原后返回至第一流化床脱硫反应器。

25 在一优选的实施方式中，来自催化裂化分馏塔的粗汽油由底部引入第一流化床脱硫反应器，与脱硫吸附剂接触脱硫并向上流动；部分脱硫吸附剂通过滑阀控制进入到第二流化床脱硫反应器中，与预热到所需温度的来自催化裂化分馏塔的富气接触进行脱硫反应，反应后的富气与脱硫吸附剂返回至第一流化床脱硫反应器上部，在第一流化床
30 脱硫反应器上部的沉降区气固分离；分离得到的待生吸附剂与含氧气体在吸附剂再生器中焙烧再生，再生后的脱硫吸附剂经还原后返回第一流化床脱硫反应器底部循环使用；分离得到的反应油气经气液分离

罐分离为脱硫后的富气和粗汽油，分别送至吸收稳定系统进一步分离，得到脱硫后的干气、液化气和稳定汽油。

在另一优选实施方式中，所述的第二流化床脱硫反应器上部设有沉降区和气固分离设备，所述的第二流化床脱硫反应器中的反应油气和脱硫吸附剂经气固分离后，分离得到的脱硫吸附剂返回第一流化床脱硫反应器上部，分离得到的反应油气直接送至吸收稳定系统进一步分离。所述的第一流化床脱硫反应器顶部气固分离得到的反应油气为脱硫后的粗汽油。

在一更进一步优选的实施方式中，将来自催化裂化分馏塔的粗汽油，或者粗汽油和供氢体的混合物预热到 100-500℃、优选 200-450℃。将上述加热后的粗汽油作为第一流化床脱硫反应器的原料，从第一流化床脱硫反应器底部进入到反应器内，脱硫吸附剂从底部输送至第一流化床脱硫反应器中，反应油气与脱硫吸附剂相接触进行吸附脱硫反应。反应物流自下而上流动，在第一流化床脱硫反应器由下至上 20%-60%高度的位置，一部分载部分硫的脱硫吸附剂通过滑阀控制进入到第二流化床脱硫反应器中，与从该反应器底部进入的预热到所需温度的来自催化裂化分馏塔的富气或者富气和供氢体的混合物相接触进行脱硫反应，反应后的富气与脱硫吸附剂返回至第一流化床脱硫反应器上部，在第一流化床脱硫反应器上部管径扩大的沉降区反应油气和脱硫吸附剂进行气固分离，所述的沉降区内还设有气固分离设备，如旋风分离器或过滤器等。分离得到的反应油气送入气液分离罐中分离为脱硫后的粗汽油和富气。分离得到的高载硫量的待生吸附剂进入吸附剂再生器中与氧气接触进行再生，再生后的吸附剂经过还原后返回到第一流化床脱硫反应器内进行循环使用。

在另一进一步优选的实施方式中，在第二流化床脱硫反应器上部管径扩大的沉降区内对反应油气和脱硫吸附剂进行气固分离，所述的沉降区内还设有气固分离设备，如旋风分离器或过滤器等。分离得到的脱硫吸附剂返回第一流化床脱硫反应器上部，分离得到的反应油气为脱硫后的富气，直接送至吸收稳定系统中进一步分离。所述的第一流化床脱硫反应器顶部气固分离得到的反应油气为脱硫后的粗汽油。

在特别优选的实施方式中，将粗汽油，或者粗汽油和供氢体的混合物从底部输送入第一流化床脱硫反应器内，所述粗汽油和供氢体的

混合物通过进料分布盘在反应器内实现均匀分布，与反应器内脱硫吸附剂进行良好接触。在温度 200-550℃、优选 300-500℃，压力 0.5-5 MPa、优选 1.0-3.5 MPa，重时空速 0.1-100h⁻¹、优选 1-10h⁻¹，供氢体与汽油原料体积比为 0.01-1000、优选 0.05-500 的反应条件下，使含硫的粗汽油
5 与脱硫吸附剂相接触进行吸附脱硫反应。

所述的第一流化床脱硫反应器中，部分载部分硫的脱硫吸附剂通过滑阀控制进入到第二流化床脱硫反应器中，与从反应器底部进入的富气或者富气和供氢体的混合物相接触进行脱硫反应。

所述的富气硫含量在 30 微克/克以上，特别是在 50 微克/克以上。
10 将富气或者富气和供氢体的预热温度为 100-500℃、优选 250-450℃。所述富气，或者富气和供氢体的混合物通过进料分布盘在第二流化床脱硫反应器内实现均匀分布，与第二流化床脱硫反应器内脱硫吸附剂进行良好接触。

将上述加热后的富气和/或供氢体的混合物从第二流化床脱硫反应器底部输送入第二流化床脱硫反应器内，在温度 250-550℃、优选 350-500℃，压力 0.5-5 MPa、优选 1.0-3.5 MPa，重时空速 0.1-100 h⁻¹、
15 优选 1-20 h⁻¹，氢油摩尔比为 0.01-1000、优选 0.05-300 的反应条件下，使含硫富气与从第一反应器过来的载部分硫的吸附剂相接触进行吸附脱硫反应。

20 所述第一流化床脱硫反应器中的待生脱硫吸附剂与反应油气分离后，载硫后的待生吸附剂经汽提脱除其吸附的烃类后，提升输送至流化床再生器中。再生后的脱硫吸附剂送至吸附剂还原器还原，还原后的脱硫吸附剂从底部输送至第一流化床脱硫反应器中循环使用，实现吸附脱硫反应-吸附剂再生-吸附剂还原-吸附脱硫反应的连续循环进
25 行。

当第二流化床脱硫反应器中的油气和脱硫吸附剂返回第一流化床脱硫反应器上部，第一流化床脱硫反应器中分离出的反应油气经过换热后送往气液分离罐，得到脱硫后的富气和粗汽油。所述的气液分离罐操作压力为 0.2-4.0MPa、优选 0.5-3.0MPa，操作温度为 20-300℃、
30 优选 50-200℃。

当第二流化床脱硫反应器上部设有管径扩大的沉降段和气固分离设备，所述的第二流化床脱硫反应器内的反应油气和脱硫吸附剂在反

反应器顶部进行气固分离，分离得到的反应油气为脱硫后的富气，分离得到的脱硫吸附剂返回第一流化床脱硫反应器上部。

附图 1Ea 为根据本申请的第五类实施方式的吸附脱硫单元的一种优选实施方式的流程示意图。如附图 1Ea 所示，吸附脱硫单元包括依次连通的第一流化床脱硫反应器 502，反应器接收器 509，用于将反应-再生系统隔离的闭锁料斗 511，再生器进料罐 514 和吸附剂再生器 517，所述的吸附剂再生器 517 依次连通再生器接收器 520，闭锁料斗 511 和吸附剂还原器 523；所述的吸附剂还原器 523 与所述的第一流化床脱硫反应器 502 的底部连通，为该反应器提供脱硫吸附剂。其中第一流化床脱硫反应器 502 的中下部与第二流化床脱硫反应器 506 的底部连通，第二流化床脱硫反应器的顶部与所述的第一流化床脱硫反应器 502 的上部连通。

预热后的催化裂化分馏塔粗汽油与氢气经管线 501 从第一流化床脱硫反应器 502 底部进入，与第一流化床脱硫反应器 502 内的脱硫吸附剂接触进行脱硫反应，负载部分硫后的吸附剂随反应物料向上运动。在第一流化床脱硫反应器 502 由下至上 20%-60% 高度的位置，一部分脱硫吸附剂通过滑阀控制进入到第二流化床脱硫反应器 506 中，与从反应器底部进入的预热到所需温度的富气和/或和供氢体的混合物相接触进行脱硫反应。

反应后的富气与脱硫吸附剂返回至第一流化床脱硫反应器 502 上部，第一流化床脱硫反应器 502 内的反应油气以及吸附剂进入反应器顶部的沉降分离段进行油剂分离，所得的反应油气为脱硫后的富气、脱硫后的粗油气和氢气的混合物，经管线 503 送至气液分离罐（图中未示出）中，经冷凝气液分离得到的脱硫后的富气和脱硫后的粗汽油，送往后续的产品分离、稳定系统进行处理。载硫的脱硫吸附剂从第一流化床脱硫反应器经转剂横管 508 送往反应器接收器 509，在反应器接收器 509 中经汽提后经管线 510 送往闭锁料斗 511，经氮气置换后从高压氢气环境转变为低压非活性气氛，置换气经管线 512 送往燃烧炉烧掉。载硫吸附剂通过管线 513 输送至再生器进料罐 514，载硫吸附剂经提升气提升，通过管线 515 进入到吸附剂再生器 517 中。含氧气体通过管线 516 从底部进入到吸附剂再生器中，待生吸附剂在吸附剂再生器 517 中与含氧气体接触进行烧硫、烧碳后得到再生吸附剂，含硫烟

气在吸附剂再生器顶部与再生吸附剂分离后经管线 518 输送至制硫系统或碱洗脱除 SO_x ，再生吸附剂从吸附剂再生器经管线 519 输送到再生器接收器 520 中，用氮气提升经管线 521 输送至闭锁料斗 511，在闭锁料斗 511 中用氢气汽提置换并升压转变为高压氢气环境，经管线 522 输送至还原器 523 内进行还原，还原后的后再生吸附剂通过管线 524 输送至第一流化床脱硫反应器 502 中，实现吸附脱硫反应的连续进行。

附图 1Eb 为根据本申请的第五类实施方式的吸附脱硫单元的另一种优选实施方式的流程示意图。由附图 1Eb 可见，第二流化床脱硫反应器 506 上部设有管径扩大的沉降段，沉降段内设有气固分离设备，第二流化床脱硫反应器 506 内的反应油气和脱硫吸附剂在其上部进行气固分离，所得的脱硫后的富气经管线 526 送往后续的产品分离、稳定系统进行处理；分离出的脱硫吸附剂返回第一流化床脱硫反应器 502 上部。第一流化床脱硫反应器 502 顶部分离得到的反应油气为脱硫后的粗汽油和氢气的混合物，经管线 503 送往后续的产品分离、稳定系统进行处理。

第六类实施方式：

根据本申请方法的第六类实施方式，所述催化裂化轻质产品为来自催化裂化分馏塔的富气和粗汽油，并且所述步骤 1) 进一步包括：

1a) 将来自催化裂化分馏塔的粗汽油由底部引入第一流化床脱硫反应器，在临氢条件下与由底部进入该反应器的脱硫吸附剂接触进行脱硫反应；

1b) 对所述第一流化床脱硫反应器上部得到的反应物流进行气固分离，得到所述脱硫后的粗汽油和载硫吸附剂，并将所得载硫吸附剂的一部分送入第二流化床脱硫反应器的上部；

1c) 将来自催化裂化分馏塔的富气由底部引入所述第二流化床脱硫反应器，与自该反应器上部引入的所述载硫吸附剂逆流接触进行脱硫反应，在第二流化床脱硫反应器顶部得到所述脱硫后的富气，从第二流化床脱硫反应器底部引出反应后的载硫吸附剂并返回所述第一流化床脱硫反应器中；以及

1e) 将步骤 1b) 所得的载硫吸附剂的剩余部分送入吸附剂再生器用含氧气体进行焙烧再生，再生后的脱硫吸附剂经还原后返回至第一

流化床脱硫反应器。

在优选的实施方式中，来自催化裂化分馏塔的粗汽油由底部引入第一流化床脱硫反应器，在临氢条件下与脱硫吸附剂接触脱硫，同时并流向上流动；反应油气与脱硫吸附剂在第一流化床脱硫反应器上部沉降区气固分离，载硫吸附剂一部分由吸附剂床层顶部经滑阀进入第二流化床脱硫反应器的上部，另一部分载硫吸附剂在吸附剂再生器中焙烧再生，再生后的脱硫吸附剂经还原后返回第一流化床脱硫反应器底部循环使用；来自催化裂化分馏塔的富气从底部进入第二流化床脱硫反应器，与脱硫吸附剂逆流接触进行吸附脱硫反应，反应后脱硫吸附剂从第二流化床脱硫反应器底部返回所述的第一流化床脱硫反应器中；第一流化床脱硫反应器顶部得到脱硫后的粗汽油，第二流化床脱硫反应器顶部得到脱硫后的富气，分别送至吸收稳定单元进一步分离，得到脱硫后的干气、液化气和稳定汽油。

在进一步优选的实施方式中，将催化裂化分馏塔出来的粗汽油和供氢体的混合物预热到 100-500℃、优选 200-450℃。将上述加热后的粗汽油作为第一流化床脱硫反应器的原料，从第一流化床脱硫反应器底部进入到反应器内，脱硫吸附剂从底部输送至第一流化床脱硫反应器中，反应油气与脱硫吸附剂相接触进行吸附脱硫反应，同时反应物流并流向上流动，反应油气与脱硫吸附剂在第一流化床脱硫反应器上部沉降区进行气固分离，分离出的载硫吸附剂的一部分由滑阀控制进入到第二流化床脱硫反应器中，另一部分载硫吸附剂与含氧气体在吸附剂再生器中焙烧再生，再生后的脱硫吸附剂经还原后返回第一流化床脱硫反应器底部循环使用。第一流化床脱硫反应器分离得到的反应油气为脱硫后的粗汽油和氢气的混合物，送至后续的吸收稳定单元进行进一步分离。

在更进一步优选的实施方式中，将粗汽油，或者粗汽油和供氢体的混合物从底部输送入第一流化床脱硫反应器内，所述粗汽油和供氢体的混合物通过进料分布盘在反应器内实现均匀分布，与反应器内脱硫吸附剂进行良好接触。在第一流化床脱硫反应器上部管径扩大的沉降区反应油气和脱硫吸附剂进行气固分离，所述的沉降区内还设有气固分离设备，如旋风分离器或过滤器等。脱硫吸附剂由上部引入第二流化床反应器中，与从反应器底部进入的预热到所需温度的富气或者

富气和供氢体的混合物逆流接触进行脱硫反应，反应油气与脱硫吸附剂在第二流化床脱硫反应器上部的沉降区进行气固分离，所述的沉降区内优选设有气固分离设备，例如过滤器等。分离得到的反应油气为脱硫后的富气，进入吸收稳定系统中进一步分离。

- 5 特别优选地，所述的第一流化床脱硫反应器的由下至上 50%-90% 高度的位置与所述的第二流化床脱硫反应器由下至上 80%-90% 高度的位置连通。

特别优选地，所述的第一流化床脱硫反应器进料气速为 0.25-10m/s，所述的第二流化床脱硫反应器进料气速为 0.05-1.5m/s。

- 10 在特别优选的实施方式中，第一流化床脱硫反应器的操作条件为，温度为 200-550℃、优选 300-500℃，压力 0.5-5 MPa、优选 1.0-3.5 MPa，重时空速 0.1-100 h⁻¹、优选 1-10 h⁻¹。优选在临氢条件下，使含硫的粗汽油与脱硫吸附剂相接触进行吸附脱硫反应，供氢体与汽油原料体积比为 0.01-1000、优选 0.05-500。

- 15 自特别优选的实施方式中，将来自催化裂化分馏塔的富气，或者富气和供氢体的混合物加热到 100-500℃、优选 250-450℃。将上述加热后富气或者富气和供氢体从第二流化床脱硫反应器底部输送入第二流化床脱硫反应器内，在温度 200-550℃、优选 300-500℃，压力 0.5-5 MPa、优选 1.0-3.5 MPa，重时空速 0.1-100 h⁻¹、优选 1-10 h⁻¹，供氢体或者氢气与富气原料体积比为 0.01-1000、优选 0.05-500 的反应条件下，
20 使富气与从上向下流动的载硫的吸附剂逆流接触进行吸附脱硫反应。

所述富气和/或供氢体的混合物通过进料分布盘在第二流化床脱硫反应器内实现均匀分布，与第二流化床脱硫反应器内脱硫吸附剂进行良好接触。

- 25 所述第二流化床脱硫反应器中反应后的载硫吸附剂由底部返回第一流化床脱硫反应器中。所述的第一流化床脱硫反应器上部的载硫吸附剂与反应油气分离后，待生吸附剂经汽提脱除其吸附的烃类后，提升输送至吸附剂再生器中。再生后的脱硫吸附剂送至吸附剂还原器还原，还原后的脱硫吸附剂从底部输送至第一流化床脱硫反应器中循环
30 使用，实现吸附脱硫反应-吸附剂再生-吸附剂还原-吸附脱硫反应的连续循环进行。

所述的第一流化床脱硫反应器顶部得到的反应油气为脱硫后粗汽

油和氢气的混合物，所述的第二流化床脱硫反应器顶部得到脱硫后的富气。

附图 1F 为根据本申请的第六类实施方式的吸附脱硫单元的优选实施方式的流程图。如附图 1F 所示，吸附脱硫单元包括：依次连通的
5 的第一流化床脱硫反应器 602，反应器接收器 605，用于将反应-再生系统隔离的闭锁料斗 613，再生器进料罐 616 和吸附剂再生器 619，所述的吸附剂再生器 619 与再生器接收器 622，闭锁料斗 613 和吸附剂还原器 625 依次连通，所述的吸附剂还原器 625 与所述的第一流化床脱硫反应器 602 底部连通，为该反应器提供脱硫吸附剂；其中第一流化床
10 脱硫反应器 602 的上部与第二流化床脱硫反应器 608 的上部连通，第二流化床脱硫反应器 608 的底部与所述的第一流化床脱硫反应器 602 的底部连通。

预热后的催化裂化分馏塔粗汽油与氢气经管线 601 从第一流化床脱硫反应器 602 底部进入，与第一流化床脱硫反应器 602 内的脱硫吸
15 附剂接触进行脱硫反应，负载部分硫后的吸附剂随反应物料向上运动。在第一流化床脱硫反应器由下至上 50%-90%高度的位置，部分脱硫吸附剂通过滑阀控制由上部进入到第二流化床脱硫反应器中，与从第二流化床脱硫反应器底部进入的预热到所需温度的来自催化裂化分馏塔的富气或者富气和供氢体的混合物相逆流接触，进行吸附脱硫反应。

20 反应后的富气与脱硫吸附剂在第二流化床脱硫反应器顶部的沉降分离段进行油剂分离，分离出脱硫后的富气经管线 609 送至后吸收稳定单元进行处理。分离出的脱硫吸附剂向下流动，在第二流化床脱硫反应器 608 的底部进入所述的第一流化床脱硫反应器 602 的下部，与自吸附剂还原器 625 进入第一流化床脱硫反应器 602 下部的脱硫吸附
25 剂、和来自管线 601 的粗汽油和氢气混合后向上流动。第一流化床脱硫反应器 602 的顶部反应油气和脱硫吸附剂进行气固分离，分离出的反应油气为脱硫后粗汽油和氢气的混合物，经管线 603 送往后续的产品分离、稳定系统。

分离出的载硫吸附剂从第一流化床脱硫反应器 602 经转剂横管 604
30 送往反应器接收器 605，在反应器接收器 605 中经汽提后经管线 612 送往闭锁料斗 613，经氮气置换后从高压氢气环境转变为低压非活性气氛，置换气经管线 614 送往燃烧炉烧掉。载硫吸附剂通过管线 615 输

送至再生器进料罐 616，载硫吸附剂经提升气提升，通过管线 617 进入到吸附剂再生器 619 中。含氧气体通过管线 618 从底部进入到吸附剂再生器中，待生吸附剂在吸附剂再生器 619 中与含氧气体接触进行烧硫、烧碳后得到再生吸附剂，含硫烟气在吸附剂再生器顶部与再生吸附剂分离后经管线 620 输送至制硫系统或碱洗脱除 SO_x，再生吸附剂从吸附剂再生器经管线 621 输送到再生器接收器 622 中，用氮气提升经管线 623 输送至闭锁料斗 613，在闭锁料斗 613 中用氢气汽提置换并升压后转变为高压氢气环境，经管线 624 输送至吸附剂还原器 625 内进行还原，还原后的再生吸附剂通过管线 626 输送至第一流化床脱硫反应器 602 中，实现吸附脱硫反应的连续进行。

在第一至第六类实施方式的优选实施方式中，所述供氢体选自氢气、含氢气体和供氢剂中的一种或两种以上的混合物。氢气是指各种纯度的氢气，含氢气体优选本方法所产干气、催化裂化（FCC）干气、焦化干气、热裂化干气中的一种或两种及以上的混合物，氢体积含量最好在 20%以上，供氢剂选自四氢萘、十氢萘、二氢茚中的一种或一种以上的混合物。

在第一至第六类实施方式的优选实施方式中，所述的吸附剂再生器为流化床反应器，含氧气体由底部进入吸附剂再生器内，待生的载硫吸附剂输送至吸附剂再生器内，在再生温度为 300-800℃、优选 350-600℃，再生压力 0.1-3.0 MPa、优选 0.1-1.0 MPa 的反应条件下，与从再生器下端输入的含氧气体接触，焙烧再生。所述的含氧气体可以是空气或者是空气或氧气与非活性气体，如氮气的混合物。

从吸附剂再生器中引出的再生后的脱硫吸附剂经汽提后脱除其吸附的杂质（如吸附的氧）后，提升输送至吸附剂还原器中。

输送至吸附剂还原器中的再生脱硫吸附剂与还原气体接触，在还原温度为 250-550℃、优选 300-450℃，还原压力 0.2-5.0 MPa、优选 0.5-3.5 MPa 的还原条件下进行还原，还原气体为氢气或富含氢的气体。

在第一至第六类实施方式的优选实施方式中，所述脱硫后的富气降温后由底部进入吸收塔中，所述脱硫后的粗汽油或者粗汽油和一部分稳定汽油经换热后由吸收塔顶引入，与富气逆流接触传质，得到 C2 以上组分（不含 C2）减少的脱硫后富气和 C2 及以下组分减少（C2 以上组分增加）的脱硫后粗汽油。所述的吸收塔操作压力为 0.2-3.0MPa、

优选 0.5-1.6MPa，操作温度为 20-100℃、优选 30-70℃。所述的稳定汽油优选本装置所产脱硫后的稳定汽油。

C2 以上组分减少的脱硫后富气送至再吸收塔中，与来自催化裂化分馏塔的轻柴油馏分接触，得到 C2 以上组分进一步减少的脱硫后干气产品。吸收了 C2 以上组分的富轻柴油馏分返回至催化裂化分馏塔中。所述的再吸收塔操作压力为 0.1-3.0MPa、优选 0.5-2.5MPa，操作温度为 20-100℃、优选 30-70℃。所述的来自催化裂化分馏塔的柴油馏分优选轻柴油。

C2 及以下组分减少的脱硫后粗汽油送至解吸塔，得到 C2 及以下组分进一步减少的脱硫后粗汽油。解吸塔顶气体产品与脱硫后富气混合后返回至吸收塔中。所述的解吸塔操作压力为 0.1-3.0MPa、优选 0.5-2.5MPa，操作温度为 20-250℃、优选 50-200℃。

C2 及以下组分进一步减少的脱硫后粗汽油送至稳定塔中，分馏得到脱硫后的液化气和催化裂化稳定汽油产品。所述的稳定塔操作压力为 0.1-3.0MPa、优选 0.5-2.5MPa，操作温度为 20-250℃、优选 50-200℃。

在第一至第六类实施方式的优选实施方式中，所述的脱硫吸附剂包括各种负载型金属氧化物吸附剂、载有金属促进剂的负载型金属氧化物、各种硫转化剂与硫吸附剂中的一种或者两种以上的混合物。优选地，所述的脱硫吸附剂包括吸附剂载体和负载在所述吸附剂载体上的金属组分，以所述脱硫吸附剂的总重量为基准，所述脱硫吸附剂载体的含量为 70-95 重量%，所述金属组分的含量为 5-30 重量%。所述的吸附剂载体可以为氧化锌，硅石和/或氧化铝的混合物，所述的金属组分可以选自钴、镍、铜、铁、锰、钼、钨、银、锡和钒中的一种或几种。所述脱硫吸附剂为便于流化，最好为微球状，其平均粒径在 20-200 μm 优选 40-100 μm 之间。

附图 2 为根据本申请的吸收稳定单元的优选实施方式的流程示意图。如附图 2 所示，脱硫后的富气经管线 709，脱硫后的粗汽油或者粗汽油和一部分稳定汽油经管线 703 进入到吸收塔 734 中，两者逆流接触进行传质，得到 C2 以上组分（不含 C2）减少的脱硫后的富气和 C2 及以下组分减少（C2 以上组分增加了）的脱硫后的粗汽油。C2 以上组分减少的脱硫后富气经管线 731 进入到再吸收塔 736 中，与经管线 729

引入的来自催化裂化分馏塔的轻柴油进行接触传质，得到 C2 以上组分进一步减少的脱硫后的干气组分，经管线 738 出再吸收塔，吸收了部分 C2 以上组分的富轻柴油由再吸收塔塔底经管线 742 返回到催化裂化分馏塔中。C2 及以下组分减少的脱硫后粗汽油经管线 732 进入到解吸塔 735 中进一步脱除 C2 及以下组分，然后经管线 733 进入到稳定塔 737 中，在稳定塔 737 中分馏得到脱硫后的液化气 740 和脱硫后的催化裂化稳定汽油 741。解吸塔 735 的塔顶气体产品经管线 730 引出与来自管线 709 的脱硫后的富气一起进入到吸收塔 734 中。

在第二方面，本申请提供了一种催化裂化生产低硫轻质油品的方法，包括：

- i) 使催化裂化原料在催化裂化反应条件下与催化裂化催化剂接触反应，所述反应优选在提升管反应器中进行；
- ii) 对步骤 i) 所得的反应产物进行气固分离，得到反应油气和待生催化剂；
- iii) 在催化裂化分馏塔中对步骤 ii) 所得的反应油气进行分馏，得到催化裂化轻质产品、轻柴油、柴油和油浆；
- iv) 采用根据本申请所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法对来自催化裂化分馏塔的所述催化裂化轻质产品进行脱硫和分离，得到脱硫后的干气，脱硫后的液化气和脱硫后的稳定汽油；以及
- v) 任选地，对步骤 ii) 所得的待生催化剂进行再生，然后返回提升管反应器中循环使用。

根据本申请，所述步骤 i)、ii) 和 iii) 可以在常规条件下，采用常规原料、催化剂和设备进行，本申请对此并没有严格的限制，因而在此不再进行详细描述。

在第三方面，本申请提供了一种催化裂化轻质产品脱硫和分离装置，包括依次连通的吸附脱硫单元和吸收稳定单元；

所述的吸收稳定单元包括顺序连通的吸收塔、解吸塔、再吸收塔和稳定塔；并且

所述的吸附脱硫单元包括流化床脱硫反应单元、吸附剂再生器和连接在两者之间的用于实现压力变换和气氛转换的闭锁料斗，所述的流化床脱硫反应单元与催化裂化分馏塔连通，接收来自所述催化裂化分馏塔的催化裂化轻质产品，所述流化床脱硫反应单元的油气出口与

所述吸收稳定单元的吸收塔连通，或者经由气液分离罐与所述吸收稳定单元的吸收塔连通。

在优选的实施方式中，所述的吸附脱硫单元包括：依次连通的流化床脱硫反应单元、反应器接收器、闭锁料斗、再生器进料罐、吸附剂再生器和再生器接收器，所述的再生器接收器经闭锁料斗连通吸附剂还原器，所述的吸附剂还原器与所述的流化床脱硫反应单元连通。

在某些进一步优选的实施方式中，所述流化床脱硫反应单元包括依次连通的第一流化床脱硫反应器、任选的转剂罐和第二流化床脱硫反应器，所述的吸附剂还原器与所述的第一流化床脱硫反应器和/或第二流化床脱硫反应器的底部连通。

在某些进一步优选的实施方式中，所述流化床脱硫反应单元包括第一流化床脱硫反应器和第二流化床脱硫反应器，其中第一流化床脱硫反应器与所述反应器接收器连通，所述的吸附剂还原器与所述的第一流化床脱硫反应器和/或第二流化床脱硫反应器的底部连通，所述的第一流化床脱硫反应器的中下部与所述第二流化床脱硫反应器的底部连通，所述的第二流化床脱硫反应器的上部与所述第一流化床脱硫反应器的上部连通；

更进一步优选地，所述的第一流化床脱硫反应器由下至上 20-60% 高度的位置与所述的第二流化床脱硫反应器的底部连通，所述的第一流化床脱硫反应器由下至上 60-90% 高度的位置与所述的第二流化床脱硫反应器的上部连通，所述的第一流化床脱硫反应器上部沉降段内设有气固分离设备，所述的第二流化床脱硫反应器上部设有或者不设有气固分离设备。

在某些进一步优选的实施方式中，所述流化床脱硫反应单元包括第一流化床脱硫反应器和第二流化床脱硫反应器，其中第一流化床脱硫反应器与所述反应器接收器连通，所述的吸附剂还原器与所述的第一流化床脱硫反应器和/或第二流化床脱硫反应器的底部连通，所述的第一流化床脱硫反应器的上部与第二流化床脱硫反应器的上部连通，所述的第二流化床脱硫反应器的底部与所述第一流化床脱硫反应器的底部连通；

更进一步优选地，所述的第一流化床脱硫反应器的由下至上 50%-90% 高度的位置与所述的第二流化床脱硫反应器由下至上

80%-90%高度的位置连通。

在某些优选的实施方式中，本申请提供了如下的技术方案：

A1、一种催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征在于，将来自催化裂化装置分馏塔的塔顶油气引入吸附脱硫反应单元，在临氢条件下与脱硫吸附剂接触脱硫，得到反应油气进入气液分离罐中分离得到脱硫后的富气和脱硫后的粗汽油；脱硫后的富气由底部进入吸收塔中，与吸收塔顶引入的脱硫后的粗汽油接触吸收，吸收塔塔顶物流由底部进入再吸收塔，与来自催化裂化分馏塔的轻柴油逆流接触吸收，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到的富轻柴油返回催化裂化分馏塔；吸收塔塔底产物经过解吸塔后送往稳定塔，在稳定塔中分馏得到脱硫后液化气和稳定汽油，解吸塔塔顶气返回到吸收塔中。

A2、按照项目 A1 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征在于，催化裂化分馏塔塔顶油气由底部引入流化床脱硫反应器中，与由底部进入反应器的脱硫吸附剂接触进行脱硫反应，同时向上流动，在流化床脱硫反应器上部进行气固分离，分离得到的反应油气进入吸收稳定单元；分离得到的载硫吸附剂进入吸附剂再生器与含氧气体进行焙烧再生，再生后的脱硫吸附剂经还原后返回至流化床脱硫反应器中。

A3、按照项目 A2 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征在于，所述的流化床脱硫反应器的操作温度为 200-550℃，绝对压力为 0.5-5 MPa，油气原料的重时空速为 0.1-100 h⁻¹，氢油摩尔比为 0.01-5。

A4、按照项目 A3 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征在于，所述的流化床脱硫反应器的操作温度为 300-500℃，绝对压力为 1.0-3.5 MPa，油气原料的重时空速为 1-10 h⁻¹，氢油摩尔比为 0.1-1。

A5、按照项目 A2 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，所述的吸附剂再生器的操作条件为：再生温度为 300-800℃，再生压力 0.1-3.0 MPa。

A6、按照项目 A5 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，所述的吸附剂再生器的操作条件为：再生温度为 350-600℃，再生压力 0.1-1.0 MPa。

A7、按照项目 A1 或 A2 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征在于，所述的脱硫吸附剂包括脱硫吸附剂载体和负载在所述吸附剂载体上的金属组分，以所述脱硫吸附剂的总重量为基准，所述脱硫吸附剂载体的含量为 70-95 重量%，所述金属组分的含量为 5-30 重量%。

A8、按照项目 A2 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征在于，所述的气液分离罐的操作条件为：压力为 0.2-4.0MPa，温度为 20-300℃；所述的吸收塔的操作条件为：压力为 0.2-3.0MPa，温度为 20-100℃；所述的解吸塔的操作条件为：压力为 0.1-3.0MPa，温度为 20-250℃；所述的再吸收塔的操作条件：压力为 0.1-3.0MPa，温度为 20-100℃；所述的稳定塔的操作条件为：压力为 0.1-3.0MPa，温度为 20-250℃。

A9、按照项目 A8 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征在于，所述的气液分离罐的操作条件为：压力为 0.5-3.0MPa，温度为 50-200℃；所述的吸收塔的操作条件为：压力为 0.5-1.6MPa，温度为 30-70℃；所述的解吸塔的操作条件为：压力为 0.5-2.5MPa，温度为 50-200℃；所述的再吸收塔的操作条件：压力为 0.5-2.5MPa，温度为 30-70℃；所述的稳定塔的操作条件为：压力为 0.5-2.5MPa，温度为 50-200℃。

A10、按照项目 A1 或 A2 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征在于，所述的催化裂化装置分馏塔塔顶油气含有 C1-C12 的烃类组分，其硫含量为 30-50000 微克/克。

A11、一种催化裂化生产低硫轻质油品的的方法，其特征在于，将催化裂化原料引入提升管反应器中，与催化裂化催化剂接触，在催化裂化反应条件下进行反应，在提升管反应器顶部进行气固分离，得到的反应油气进入催化裂化分馏塔中，经分馏得到塔顶油气、轻柴油、柴油和油浆；分离得到的催化裂化催化剂经再生后返回提升管反应器中循环使用；

将来自催化裂化分馏塔的塔顶油气引入吸附脱硫反应单元和吸收稳定单元，采用项目 A1-A10 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，得到脱硫后的干气，脱硫后的液化气和脱硫后的稳定汽油。

A12、一种催化裂化轻质产品分离和脱硫装置，其特征在于，该装

置包括依次连通的催化裂化分馏塔、吸附脱硫单元和吸收稳定单元；所述的吸附脱硫单元包括流化床脱硫反应器、用于将反应-再生系统隔离的闭锁料斗和吸附剂再生器，所述的流化床脱硫反应器的油气出口连通气液分离罐；所述的吸收稳定单元由顺序连通的吸收塔、解吸塔、再吸收塔和稳定塔组成。

A13、按照项目 A12 所述的催化裂化轻质产品脱硫装置，其特征在于，所述的吸附脱硫单元包括：依次连通的流化床脱硫反应器、反应器接收器、用于将反应-再生系统隔离的闭锁料斗、再生器进料罐、吸附剂再生器和再生器接收器，所述的再生器接收器经闭锁料斗连通吸附剂还原器，所述的吸附剂还原器与所述的流化床脱硫再生器底部连通。

B1、一种催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征在于，包括：

(1) 来自催化裂化分馏塔的粗汽油由底部引入流化床脱硫反应器中，在临氢条件下与脱硫吸附剂接触进行脱硫，同时向上流动，富气在由下至上 30%-80% 高度的位置进入到流化床脱硫反应器中，与反应物流混合后与脱硫吸附剂接触反应，经气固分离得到的反应油气进入气液分离罐中分离得到脱硫后的富气和粗汽油；载硫吸附剂在吸附剂再生器进行焙烧再生，再生后的脱硫吸附剂经还原后返回至流化床脱硫反应器中循环使用；

(2) 脱硫后的富气由底部进入吸收塔中，与吸收塔顶引入的脱硫后的粗汽油接触吸收，吸收塔塔顶物流由底部进入再吸收塔，与来自催化裂化分馏塔的轻柴油逆流接触吸收，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到的富轻柴油返回催化裂化分馏塔；吸收塔塔底产物经过解吸塔后送往稳定塔，在稳定塔中分馏得到脱硫后液化气和稳定汽油，解吸塔塔顶气返回到吸收塔中。

B2、按照项目 B1 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征在于，富气引入流化床脱硫反应器高度的位置由下至上 40%-70% 的范围。

B3、按照项目 B1 或 B2 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征在于，所述的流化床脱硫反应器的操作温度为 200℃-550℃，绝对压力为 0.5-5 MPa，油气原料的重时空速为 0.1-100 h⁻¹，氢油摩尔比为 0.01-5。

B4、按照项目 B3 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征在于，所述的流化床脱硫反应器的操作温度为 300-500℃，绝对压力为 1.0-3.5 MPa，油气原料的重时空速为 1-10 h⁻¹，氢油摩尔比为 0.1-1。

5 B5、按照项目 B1 或 B2 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，所述的载硫吸附剂在吸附剂再生器中与含氧气体反应再生，所述的吸附剂再生器的操作条件为：再生温度为 300-800℃，再生压力为 0.1-3.0 MPa。

10 B6、按照项目 B5 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，所述的吸附剂再生器的操作条件为：再生温度为 350-600℃，再生压力为 0.1-1.0 MPa。

B7、按照项目 B1 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征在于，所述的脱硫吸附剂包括脱硫吸附剂载体和负载在所述吸附剂载体上的金属组分，以所述脱硫吸附剂的总重量为基准，所述脱硫吸附剂载体的含量为 70-95 重量%，所述金属组分的含量为 5-30 重量%。

15 B8、按照项目 B1 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征在于，所述的气液分离罐的操作条件为：操作压力为 0.2-4.0MPa，操作温度为 20-300℃；所述的吸收塔的操作条件为：操作压力为 0.2-3.0MPa，操作温度为 20-100℃；所述的解吸塔的操作条件为：解吸塔操作压力为 0.1-3.0MPa，操作温度为 20-250℃；所述的再吸收塔的操作条件：再吸收塔操作压力为 0.1-3.0MPa，操作温度为 20-100℃；所述的稳定塔的操作条件为：稳定塔操作压力为 0.1-3.0MPa，操作温度为 20-250℃。

25 B9、按照项目 B8 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征在于，所述的气液分离罐的操作条件为：操作压力为 0.5-3.0MPa，操作温度为 50-200℃；所述的吸收塔的操作条件为：操作压力为 0.5-1.6MPa，操作温度为 30-70℃；所述的解吸塔的操作条件为：解吸塔操作压力为 0.5-2.5MPa，操作温度为 50-200℃；所述的再吸收塔的操作条件：再吸收塔操作压力为 0.5-2.5MPa，操作温度为 30-70℃；所述的稳定塔的操作条件为：稳定塔操作压力为 0.5-2.5MPa，操作温度为 50-200℃。

30 B10、按照项目 B1 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征在于，所述的催化裂化装置出来的富气和粗汽油中硫含量大于 30

微克/克，优选大于 50 微克/克。

B11、一种催化裂化生产低硫轻质油品的方法，其特征在于，将催化裂化原料引入提升管反应器中，与催化裂化催化剂接触，在催化裂化反应条件下进行反应，在提升管反应器顶部进行气固分离，得到的反应油气进入催化裂化分馏塔中，经分馏得到富气、粗汽油、轻柴油、柴油和油浆；分离得到的催化裂化催化剂经再生后返回提升管反应器中循环使用；

将催化裂化分馏塔的富气和粗汽油采用项目 B1-B10 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离的方法进行脱硫和分离，得到脱硫后的干气、脱硫后的液化气和脱硫后的稳定汽油。

C1、一种催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，包括：

(1) 来自催化裂化分馏塔的粗汽油由底部引入第一脱硫反应器，在临氢条件下与脱硫吸附剂接触脱硫并向上流动；在上部的沉降区气固分离，分离得到的载部分硫的脱硫吸附剂进入第二脱硫反应器中，分离得到的反应油气为脱硫后的粗汽油；

(2) 来自催化裂化分馏塔的富气由底部引入第二脱硫反应器中，与脱硫吸附剂接触脱硫并向上流动，在上部的沉降区进行气固分离，分离得到的反应油气为脱硫后的富气，分离得到的载硫吸附剂进入吸附剂再生器中与含氧气体反应焙烧再生，再生后的脱硫吸附剂经还原后返回第一脱硫反应器底部；

(3) 脱硫后的富气和粗汽油分别送至吸收稳定系统进行分离，得到脱硫后的干气、液化气和稳定汽油。

C2、按照项目 C1 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，步骤 (3) 中，脱硫后的富气由底部进入吸收塔中，与吸收塔顶引入的脱硫后的粗汽油接触吸收，吸收塔塔顶物流由底部进入再吸收塔，与来自催化裂化分馏塔的轻柴油逆流接触吸收，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到的富轻柴油返回催化裂化分馏塔；吸收塔塔底产物经过解吸塔后送往稳定塔，在稳定塔中分馏得到脱硫后液化气和稳定汽油，解吸塔塔顶气返回到吸收塔中。

C3、按照项目 C1 或 C2 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，所述的第一脱硫反应器的操作温度为 200-550℃，绝对压力为 0.5-5 MPa，油气原料的重时空速为 0.1-100 h⁻¹，氢油摩尔比为

0.01-1000。

C4、按照项目 C3 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，所述的第一脱硫反应器的操作温度为 300-500℃，绝对压力为 1.0-3.5 MPa，油气原料的重时空速为 1-10 h⁻¹，氢油摩尔比为 0.05-500。

5 C5、按照项目 C1 或 C2 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，所述的第二脱硫反应器的操作温度为 300-550℃，绝对压力为 0.1-3 MPa，油气原料的重时空速为 1-100 h⁻¹，氢油摩尔比为 0.01-500。

C6、按照项目 C5 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，所述的第二脱硫反应器的操作温度为 350-500℃，绝对压力为 0.2-2.5 MPa，油气原料的重时空速为 2-20 h⁻¹，氢油摩尔比为 0.05-300；第二
10 脱硫反应器比第一脱硫反应器的操作压力低 0.5-2.0MPa。

C7、按照项目 C1 或 C2 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，所述的吸附剂再生器的操作条件为：再生温度为 300-800℃，再生压力 0.1-3.0 MPa。

15 C8、按照项目 C7 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，所述的吸附剂再生器的操作条件为：再生温度为 350-600℃，再生压力 0.1-1.0 MPa。

C9、按照项目 C1-C8 中任一种所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，所述的脱硫吸附剂包括吸附剂载体和负载在所述吸附剂载体上的金属组分，以所述脱硫吸附剂的总重量为基准，所述脱硫吸
20 附剂载体的含量为 70-95 重量%，所述金属组分的含量为 5-30 重量%，所述的吸附剂载体为氧化锌，硅石和/或氧化铝的混合物，所述的金属组分选自钴、镍、铜、铁、锰、钼、钨、银、锡和钒中的一种或几种。

C10、按照项目 C2 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，所述的吸收塔的操作条件为：压力为 0.2-3.0MPa，温度为 20-100
25 ℃；所述的解吸塔的操作条件为：压力为 0.1-3.0MPa，温度为 20-250℃；所述的再吸收塔的操作条件：压力为 0.1-3.0MPa，温度为 20-100℃；所述的稳定塔的操作条件为：压力为 0.1-3.0MPa，温度为 20-250℃。

C11、按照项目 C10 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，
30 于，所述的吸收塔的操作条件为：压力为 0.5-1.6MPa，温度为 30-70℃；所述的解吸塔的操作条件为：压力为 0.5-2.5MPa，温度为 50-200℃；所述的再吸收塔的操作条件：压力为 0.5-2.5MPa，温度为 30-70℃；所

述的稳定塔的操作条件为：压力为 0.5-2.5MPa，温度为 50-200℃。

C12、一种催化裂化生产低硫轻质油品的方法，其特征在于，将催化裂化原料引入提升管反应器中，与催化裂化催化剂接触，在催化裂化反应条件下进行反应，在提升管反应器顶部进行气固分离，得到的反应油气进入催化裂化分馏塔中，经分馏得到富气、粗汽油、轻柴油、柴油和油浆；分离得到的催化裂化催化剂经再生后返回提升管反应器中循环使用；

将来自催化裂化分馏塔的粗汽油和富气分别引入吸附脱硫反应单元的第一脱硫反应器和第二脱硫反应器，采用项目 C1-C11 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法进行吸附脱硫，以及吸收稳定分离，得到脱硫后的干气，脱硫后液化气和稳定汽油。

C13、一种催化裂化轻质产品分离和脱硫装置，其特征在于，该装置包括依次连通的吸附脱硫单元和吸收稳定单元；所述的吸附脱硫单元包括依次连通的第一脱硫反应器、转剂罐、第二脱硫反应器、反应器接收器、闭锁料斗、再生器进料罐、吸附剂再生器和再生器接收器，所述的再生器接收器经闭锁料斗连通还原器，所述的还原器与所述的第一脱硫反应器底部连通；所述的吸收稳定单元由顺序连通的吸收塔、解吸塔、再吸收塔和稳定塔组成。

D1、一种催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征在于，将来自催化裂化装置分馏塔的粗汽油和供氢体引入第一脱硫反应器底部，与脱硫吸附剂接触脱硫，并向上流动；在反应器顶部气固分离得到的载部分硫的脱硫吸附剂进入第二脱硫反应器中；来自催化裂化分馏塔的富气和供氢体引入第二脱硫反应器底部，与脱硫吸附剂接触脱硫，反应后与脱硫吸附剂分离的反应油气返回第一脱硫反应器中；

第一脱硫反应器气固分离得到的反应油气分离为脱硫后的富气和粗汽油，脱硫后的富气由底部进入吸收塔中，与吸收塔顶引入的脱硫后的粗汽油接触吸收，吸收塔塔顶物流由底部进入再吸收塔，与来自催化裂化分馏塔的轻柴油逆流接触吸收，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到的富轻柴油返回催化裂化分馏塔；吸收塔塔底产物经过解吸塔后送往稳定塔，在稳定塔中分馏得到脱硫后液化气和稳定汽油，解吸塔塔顶气返回到吸收塔中。

D2、按照项目 D1 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其

特征在于，反应油气和脱硫吸附剂的混合物在第二脱硫反应器顶部进行气固分离后，分离得到的载硫吸附剂与含氧气体进行焙烧再生，再生后的脱硫吸附剂经还原后返回至流化床脱硫反应器中。

D3、按照项目 D1 或 D2 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，
5 其特征不在于，所述的第一脱硫反应器的操作温度为 200-550℃，绝对压力为 0.5-5 MPa，油气原料的重时空速为 0.1-100 h⁻¹，氢油摩尔比为 0.01-1000。

D4、按照项目 D3 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征不在于，所述的第一脱硫反应器的操作温度为 300-500℃，绝对压力
10 为 1.0-3.5 MPa，油气原料的重时空速为 1-10 h⁻¹，氢油摩尔比为 0.05-500。

D5、按照项目 D1 或 D2 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征不在于，所述的第二脱硫反应器的操作温度为 300-550℃，绝对压力为 0.5-5 MPa，油气原料的重时空速为 1-100 h⁻¹，氢油摩尔比为
15 0.01-500。

D6、按照项目 D5 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征不在于，所述的第二脱硫反应器的操作温度为 350-500℃，绝对压力为 1.0-3.5 MPa，油气原料的重时空速为 2-20 h⁻¹，氢油摩尔比为 0.05-300。

20 D7、按照项目 D1 或 D2 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，所述的吸附剂再生器的操作条件为：再生温度为 300-800℃，再生压力 0.1-3.0 MPa。

D8、按照项目 D7 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，所述的吸附剂再生器的操作条件为：再生温度为 350-600℃，再生压力
25 0.1-1.0 MPa。

D9、按照项目 D1-D8 中任一种所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征不在于，所述的脱硫吸附剂包括吸附剂载体和负载在所述吸附剂载体上的金属组分，以所述脱硫吸附剂的总重量为基准，所述脱硫吸附剂载体的含量为 70-95 重量%，所述金属组分的含量为 5-30
30 重量%，所述的吸附剂载体为氧化锌，硅石和/或氧化铝的混合物，所述的金属组分选自钴、镍、铜、铁、锰、钼、钨、银、锡和钒中的一种或几种。

D10、按照项目 D1 或 D2 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征在于，所述的吸收塔的操作条件为：压力为 0.2-3.0MPa，温度为 20-100℃；所述的解吸塔的操作条件为：压力为 0.1-3.0MPa，温度为 20-250℃；所述的再吸收塔的操作条件：压力为 0.1-3.0MPa，温度为 20-100℃；所述的稳定塔的操作条件为：压力为 0.1-3.0MPa，温度为 20-250℃。

D11、按照项目 D10 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征在于，所述的吸收塔的操作条件为：压力为 0.5-1.6MPa，温度为 30-70℃；所述的解吸塔的操作条件为：压力为 0.5-2.5MPa，温度为 50-200℃；所述的再吸收塔的操作条件：压力为 0.5-2.5MPa，温度为 30-70℃；所述的稳定塔的操作条件为：压力为 0.5-2.5MPa，温度为 50-200℃。

D12、一种催化裂化生产低硫轻质油品的的方法，其特征在于，将催化裂化原料引入提升管反应器中，与催化裂化催化剂接触，在催化裂化反应条件下进行反应，在提升管反应器顶部进行气固分离，得到的反应油气进入催化裂化分馏塔中，经分馏得到富气、粗汽油、轻柴油、柴油和油浆；分离得到的催化裂化催化剂经再生后返回提升管反应器中循环使用；

将来自催化裂化装置分馏塔的富气和粗汽油分别引入吸附脱硫反应单元的第一脱硫反应器和第二脱硫反应器，采用项目 D1-D11 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法进行吸附脱硫，以及吸收稳定分离，得到脱硫后的干气，脱硫后液化气和稳定汽油。

D13、一种催化裂化轻质产品分离和脱硫装置，其特征在于，该装置包括依次连通的吸附脱硫单元和吸收稳定单元；所述的吸附脱硫单元包括依次连通的第一脱硫反应器、第二脱硫反应器、反应器接收器、闭锁料斗、再生器进料罐、吸附剂再生器、再生器接收器，所述的再生器接收器依次连通闭锁料斗、吸附剂还原器，所述的吸附还原器与所述的第一脱硫反应器的底部连通；所述的吸收稳定单元由顺序连通的吸收塔、解吸塔、再吸收塔和稳定塔组成。

E1、一种催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，包括：

(1) 来自催化裂化分馏塔的粗汽油由底部引入第一脱硫反应器，与脱硫吸附剂接触脱硫并向上流动；部分脱硫吸附剂通过滑阀控制进

入到第二脱硫反应器中，与预热到所需温度的催化裂化富气接触进行脱硫反应，反应后富气与脱硫吸附剂返回至第一脱硫反应器中，在第一脱硫反应器上部的沉降区气固分离；

5 (2) 分离得到的待生脱硫吸附剂与含氧气体在吸附剂再生器中焙烧再生，再生后的脱硫吸附剂经还原后返回第一脱硫反应器底部循环使用；

(3) 分离得到的反应油气经气液分离罐分离为脱硫后的富气和粗汽油，分别送至吸收稳定系统进一步分离，得到脱硫后的干气、液化气和稳定汽油。

10 E2、按照项目 E1 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，所述的第二脱硫反应器上部设有沉降区和气固分离设备，所述的第二脱硫反应器中的反应油气和脱硫吸附剂经气固分离后，分离得到的反应油气直接送至吸收稳定系统进一步分离，脱硫吸附剂返回到所述的第一脱硫反应器中。

15 E3、按照项目 E1 或 E2 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，脱硫后的富气由底部进入吸收塔中，与吸收塔顶引入的脱硫后的粗汽油接触吸收，吸收塔塔顶物流由底部进入再吸收塔，与来自催化裂化分馏塔的轻柴油逆流接触吸收，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到的富轻柴油返回催化裂化分馏塔；吸收塔塔底产物经过解吸塔后送往稳定塔，在稳定塔中分馏得到脱硫后液化气和稳定汽油，解吸塔塔顶气返回到吸收塔中。

20 E4、按照项目 E1 或 E2 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，所述的第一脱硫反应器的操作温度为 200-550℃，绝对压力为 0.5-5 MPa，油气原料的重时空速为 0.1-100 h⁻¹，氢油摩尔比为 0.01-1000。

E5、按照项目 E4 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，所述的第一脱硫反应器的操作温度为 300-500℃，绝对压力为 1.0-3.5 MPa，油气原料的重时空速为 1-10 h⁻¹，氢油摩尔比为 0.05-500。

30 E6、按照项目 E1 或 E2 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，所述的第二脱硫反应器的操作温度为 250-550℃，绝对压力为 0.5-5 MPa，油气原料的重时空速为 0.1-100 h⁻¹，氢油摩尔比为 0.01-1000。

E7、按照项目 E6 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，所述的第二脱硫反应器的操作温度为 350-500℃，绝对压力为 1.0-3.5 MPa，油气原料的重时空速为 1-20 h⁻¹，氢油摩尔比为 0.05-300。

E8、按照项目 E1 或 E2 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，所述
5 的吸附剂再生器的操作条件为：再生温度为 300-800℃，再生压力 0.1-3.0 MPa。

E9、按照项目 E8 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，所述的吸附剂再生器的操作条件为：再生温度为 350-600℃，再生压力 0.1-1.0 MPa。

E10、按照项目 E1-E9 中任一种所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，
10 其特征在于，所述的脱硫吸附剂包括吸附剂载体和负载在所述吸附剂载体上的金属组分，以所述脱硫吸附剂的总重量为基准，所述脱硫吸附剂载体的含量为 70-95 重量%，所述金属组分的含量为 5-30 重量%，所述的吸附剂载体为氧化锌，硅石和/或氧化铝的混合物，所述的金属组分选自钴、镍、铜、铁、锰、钼、钨、银、锡和钒中的一种或几种。

E11、按照项目 E3 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，所述的吸收塔的操作条件为：压力为 0.2-3.0MPa，温度为 20-100℃；所述的解吸塔的操作条件为：压力为 0.1-3.0MPa，温度为 20-250℃；所述的再吸收塔的操作条件：压力为 0.1-3.0MPa，温度为 20-100℃；所述的稳定塔的操作条件为：压力为 0.1-3.0MPa，温度为 20-250
20 ℃。

E12、按照项目 E11 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，所述的吸收塔的操作条件为：压力为 0.5-1.6MPa，温度为 30-70℃；所述的解吸塔的操作条件为：压力为 0.5-2.5MPa，温度为 50-200℃；所述的再吸收塔的操作条件：压力为 0.5-2.5MPa，温度为 30-70℃；所
25 述的稳定塔的操作条件为：压力为 0.5-2.5MPa，温度为 50-200℃。

E13、一种催化裂化生产低硫轻质油品的的方法，其特征在于，将催化裂化原料引入提升管反应器中，与催化裂化催化剂接触，在催化裂化反应条件下进行反应，在提升管反应器顶部进行气固分离，得到的反应油气进入催化裂化分馏塔中，经分馏得到富气、粗汽油、轻柴油、柴油和油浆；分离得到的催化裂化催化剂经再生后返回提升管反应器
30 中循环使用；

将来自催化裂化分馏塔的粗汽油和富气分别引入第一脱硫反应器

和第二脱硫反应器，采用项目 E1-E12 所述的方法进行吸附脱硫，以及吸收稳定分离，得到脱硫后的干气，脱硫后液化气和稳定汽油。

E14、一种催化裂化轻质产品分离和脱硫装置，其特征在于，该装置包括依次连通的吸附脱硫单元和吸收稳定单元；所述的吸附脱硫单元包括依次连通的第一脱硫反应器、反应器接收器、闭锁料斗、再生器进料罐、吸附剂再生器和再生器接收器，所述的再生器接收器经闭锁料斗连通吸附剂还原器，所述的吸附剂还原器与所说的第一脱硫反应器底部连通，所说的第一脱硫反应器的中下部连通第二脱硫反应器，所说的第二脱硫反应器的顶部连通所述第一脱硫反应器的上部；所述的吸收稳定单元由顺序连通的吸收塔、解吸塔、再吸收塔和稳定塔组成。

E15、按照项目 E14 的催化裂化轻质产品分离和脱硫装置，其特征在于，所说的第一脱硫反应器由下至上 20-60% 高度的位置与所说的第二脱硫反应器的底部连通，所说的第一脱硫反应器由下至上 60-90% 高度的位置与所说的第二脱硫反应器的顶部连通，所说的第一脱硫反应器上部沉降段内设有气固分离设备，所说的第二脱硫反应器上部设有或者不设有气固分离设备。

F1、一种催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，包括：

(1) 来自催化裂化分馏塔的粗汽油由底部引入第一脱硫反应器，在临氢条件下与脱硫吸附剂接触脱硫，同时并流向上流动；反应油气与脱硫吸附剂在第一脱硫反应器上部沉降区气固分离，载硫吸附剂一部分由吸附剂床层顶部经滑阀进入第二脱硫反应器的上部，另一部分载硫吸附剂在吸附剂再生器中焙烧再生，再生后的脱硫吸附剂经还原后返回第一脱硫反应器底部循环使用；

(2) 来自催化裂化分馏塔的富气从底部进入第二脱硫反应器，与脱硫吸附剂逆流接触进行吸附脱硫反应，反应后脱硫吸附剂从第二脱硫反应器底部返回所说的第一脱硫反应器中；

(3) 第一脱硫反应器顶部得到的脱硫后的粗汽油，第二脱硫反应器顶部得到脱硫后的富气，分别送至吸收稳定单元进一步分离，得到脱硫后的干气、液化气和稳定汽油。

F2、按照项目 F1 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，脱硫后的富气由底部进入吸收塔中，与吸收塔顶引入的脱硫后的粗汽

油接触吸收，吸收塔塔顶物流由底部进入再吸收塔，与来自催化裂化分馏塔的轻柴油逆流接触吸收，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到的富轻柴油返回催化裂化分馏塔；吸收塔塔底产物经过解吸塔后送往稳定塔，在稳定塔中分馏得到脱硫后液化气和稳定汽油，解吸塔塔顶气返回到吸收塔中。

F3、按照项目 F1 或 F2 所述的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，其特征在于，所述的第一脱硫反应器进料气速为 0.25-10m/s，所述的第二脱硫反应器进料气速为 0.05-1.5m/s；所述的第一脱硫反应器和所述的第二脱硫反应器为流化床反应器。

10 F4、按照项目 F1 或 F2 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，所述的第一脱硫反应器的操作温度为 200-550℃，绝对压力为 0.5-5 MPa，油气原料的重时空速为 0.1-100 h⁻¹，氢油摩尔比为 0.01-1000。

F5、按照项目 F4 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，15 所述的第一脱硫反应器的操作温度为 300-500℃，绝对压力为 1.0-3.5 MPa，油气原料的重时空速为 1-10 h⁻¹，氢油摩尔比为 0.05-500。

F6、按照项目 F1 或 F2 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，所述的第二脱硫反应器的操作温度为 300-550℃，绝对压力为 0.5-5 MPa，油气原料的重时空速为 0.1-100 h⁻¹，氢油摩尔比为 0.01-500。

20 F7、按照项目 F6 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，所述的第二脱硫反应器的操作温度为 350-500℃，绝对压力为 1.0-3.5 MPa，油气原料的重时空速为 1-20 h⁻¹，氢油摩尔比为 0.05-300。

F8、按照项目 F1 或 F2 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，所述的吸附剂再生器的操作条件为：再生温度为 300-800℃，再生压力25 0.1-3.0 MPa。

F9、按照项目 F8 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，所述的吸附剂再生器的操作条件为：再生温度为 350-600℃，再生压力 0.1-1.0 MPa。

F10、按照项目 F1-F9 中任一种所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，所述的脱硫吸附剂包括脱硫吸附剂载体和负载在所述吸附剂载体上的金属组分，以所述脱硫吸附剂的总重量为基准，所述脱硫吸附剂载体的含量为 70-95 重量%，所述金属组分的含量为 5-30 重量%。

F11、按照项目 F2 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，所述的吸收塔的操作条件为：压力为 0.2-3.0MPa，温度为 20-100℃；所述的解吸塔的操作条件为：压力为 0.1-3.0MPa，温度为 20-250℃；所述的再吸收塔的操作条件：压力为 0.1-3.0MPa，温度为 20-100℃；所述的稳定塔的操作条件为：压力为 0.1-3.0MPa，温度为 20-250℃。

F12、按照项目 F11 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法，其特征在于，所述的吸收塔的操作条件为：压力为 0.5-1.6MPa，温度为 30-70℃；所述的解吸塔的操作条件为：压力为 0.5-2.5MPa，温度为 50-200℃；所述的再吸收塔的操作条件：压力为 0.5-2.5MPa，温度为 30-70℃；所述的稳定塔的操作条件为：压力为 0.5-2.5MPa，温度为 50-200℃。

F13、一种催化裂化生产低硫轻质油品的的方法，其特征在于，将催化裂化原料引入提升管反应器中，与催化裂化催化剂接触，在催化裂化反应条件下进行反应，在提升管反应器顶部进行气固分离，得到的反应油气进入催化裂化分馏塔中，经分馏得到富气、粗汽油、轻柴油、柴油和油浆；分离得到的催化裂化催化剂经再生后返回提升管反应器中循环使用；将来自所述的粗汽油和富气分别引入第一脱硫反应器和第二脱硫反应器，采用项目 F1-F12 所述的催化裂化轻质产品脱硫方法进行吸附脱硫，以及吸收稳定分离，得到脱硫后的干气，脱硫后液化气

F14、一种催化裂化轻质产品脱硫装置，其特征在于，该装置包括依次连通的吸附脱硫单元和吸收稳定单元；所述的吸附脱硫单元包括依次连通的第一脱硫反应器、反应器接收器、闭锁料斗、再生器进料罐和吸附剂再生器，所述的吸附剂再生器依次连通再生器接收器、闭锁料斗、吸附剂还原器和第一脱硫反应器底部，所述的第一脱硫反应器的上部连通第二脱硫反应器的上部，所述的第二脱硫反应器的底部连通所述第一脱硫反应器的底部；所述的吸收稳定单元由顺序连通的吸收塔、解吸塔、再吸收塔和稳定塔组成。

F15、按照项目 F14 所述的催化裂化轻质产品脱硫装置，其特征在于，所述的第一脱硫反应器的由下至上 50%-90%高度的位置与所述的第二脱硫反应器由下至上 80%-90%高度的位置连通。

实施例

下面的实施例将对本申请予以进一步说明，但并不因此而限制本申请。实施例中所使用的原料富气和粗汽油取自中国石油化工股份有限公司燕山分公司的催化裂化装置。脱硫吸附剂商业牌号为 FCAS，由
5 中石化南京催化剂分公司生产，以氧化锌、硅石和氧化铝为载体，负载 Ni 作为促进剂，性质列于表 1。

表 1 脱硫吸附剂的性质

元素组成,重量%	
ZnO	58.5
NiO	20.1
Al ₂ O ₃	12.6
SiO ₂	8.8
比表面积, m ² /g	28
孔容, cm ³ /g	0.21

10 各实施例和对比例中，干气和液化气中的硫含量在安捷伦 GC-7890A 气相色谱上采用 GC-SCD 方法进行分析。汽油中硫含量采用日本理学公司生产的 ZSX100X 射线荧光光谱仪进行分析。干气、液化气和汽油的烃类组成采用气相色谱法分析测定。

其中乙烯饱和率、丙烯饱和率、汽油中的烯烃饱和率的计算方法
15 为：以对比例 1 中未经过脱硫处理的干气中乙烯、液化气中丙烯以及汽油中的烯烃质量含量为基准，测定经过吸附脱硫以及吸收稳定分离后的对比例 2 和各实施例中对应的干气中乙烯、液化气中丙烯以及汽油中烯烃的质量分数，将基准数值与脱硫后数值的差值占基准数值的质量百分比作为各自的烯烃饱和率。

20 乙烯饱和率=((对比例 1 中乙烯质量分数-脱硫后乙烯质量分数) / 对比例 1 中乙烯质量分数)*100%;

丙烯饱和率=((对比例 1 中丙烯质量分数-脱硫后丙烯质量分数) / 对比例 1 中丙烯质量分数)*100%;

汽油烯烃饱和率= $(\text{对比例 1 中汽油烯烃质量分数}-\text{脱硫后汽油烯烃质量分数})/\text{对比例 1 中汽油烯烃质量分数})\times 100\%$ 。

对比例 1

- 5 以燕山催化裂化装置为例，催化裂化分馏塔所产的富气和粗汽油，分别进入到催化裂化装置的吸收稳定单元中，富气由底部进入吸收塔中，与吸收塔顶引入的粗汽油接触传质，吸收塔塔顶物流由底部进入再吸收塔，与来自催化裂化分馏塔的轻柴油逆流接触传质，再吸收塔塔顶得到干气，再吸收塔塔底得到的富轻柴油返回催化裂化分馏塔；
- 10 吸收塔塔底产物经过解吸塔后送往稳定塔，在稳定塔中分馏得到液化气 and 稳定汽油，解吸塔塔顶气返回到吸收塔中。

得到的未脱硫的干气、液化气和稳定汽油的性质见表 2。

对比例 2

- 15 以对比例 1 得到的稳定汽油为原料，进入汽油流化床脱硫反应器中与脱硫吸附剂接触进行吸附脱硫反应，反应油气和载硫吸附剂在吸附脱硫反应器顶部进行气固分离，分离得到的反应油气经冷却后得到脱硫后的稳定汽油。分离得到的载硫吸附剂进入吸附剂再生器中，在再生条件下与含氧气体反应焙烧再生，再生后的脱硫吸附剂进入吸附剂还原器中在还原反应条件下与还原性气体反应得到还原的脱硫吸附剂，返回吸附脱硫反应器中循环使用。
- 20

- 采用的脱硫吸附剂为 FCAS，性质见表 1，在反应温度 400℃、反应压力 2.0 MPa、重时空速为 5 h⁻¹，氢油体积比 45 的反应条件下进行吸附脱硫反应，反应结果见表 2。脱硫后的稳定汽油硫含量为 2.6ppm，
- 25 辛烷值损失为 0.8 个单位，精制汽油收率降低了 0.6 个百分点。

表 2 对比例 1-2 的反应结果

项目	对比例 1	对比例 2
干气		
收率, wt%	1.7	-
硫含量, ppm	2126	-
乙烯饱和率, %	基准	-
液化气		
收率, wt%	11.3	-
硫含量, ppm	6351	-
丙烯饱和率, %	基准	-
稳定汽油		
密度(20℃), kg/m ³	731.2	731.5
收率, wt%	45.7	45.1
硫含量, ppm	256	2.6
烯烃饱和率, %	基准	16.08
RON	基准	-0.8

实施例 I-1

在小型固定流化床反应装置上模拟对催化裂化分馏塔的塔顶轻馏
5 分同时进行吸附脱硫的反应效果。

以催化裂化分馏塔的富气和粗汽油的混合物为原料, 先进入吸附
脱硫反应单元进行脱硫, 再进入吸收稳定单元进行分离。采用如附图
1A 所示的吸附脱硫单元的流程, 富气和粗汽油的混合物由底部进入流
化床脱硫反应器中, 采用的脱硫吸附剂为 FCAS, 在反应温度 400℃、
10 反应压力 2.0MPa、重时空速为 5h⁻¹, 氢油体积比 45 的反应条件下反应,
反应完成后得到的油气与脱硫吸附剂分离后进入气液分离罐中降温分
离出脱硫后的富气和脱硫后的粗汽油。吸收稳定单元流程如附图 2 所
示, 气液分离罐分离出的脱硫后的富气由底部进入吸收塔中, 吸收塔
顶压力为 1.405MPa, 塔顶温度为 34.5℃, 塔底温度为 43.3℃; 气液分
15 离罐分离出的脱硫后的粗汽油由上部进入吸收塔中, 与富气逆流接触
传质, 吸收塔塔顶物流由底部进入再吸收塔, 与来自催化裂化分馏塔

的轻柴油逆流接触传质，再吸收塔塔顶压力为 1.370MPa，塔顶温度为 34.3℃，塔底温度为 41.8℃，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到的富轻柴油返回催化裂化分馏塔；吸收塔塔底产物经过解吸塔，进行解吸处理，解吸塔塔顶压力为 1.477MPa，塔顶温度为 76.5℃，塔底温度为 131.9℃，塔底产物送往稳定塔，稳定塔塔顶压力为 0.889MPa，塔顶温度为 57.8℃，塔底温度为 167.6℃，在稳定塔中分馏得到脱硫后液化气和稳定汽油，解吸塔塔顶气返回到吸收塔中。得到的脱硫后的干气、液化气和稳定汽油的性质见表 I-3。

10 实施例 I-2

以催化裂化分馏塔所产富气和粗汽油的混合物为原料，采用与实施例 I-1 相同的反应流程和脱硫吸附剂进行实验，不同的是，流化床脱硫反应器中反应油气和脱硫吸附剂接触在反应温度 430℃、反应压力 1.4 MPa、重时空速为 8 h^{-1} ，氢油体积比 100 的反应条件下反应，反应完成的油气与脱硫吸附剂分离后进入气液分离罐中降温分离出脱硫后的富气和粗汽油。气液分离罐分离出的富气由底部进入吸收塔中，吸收塔塔顶压力为 1.432MPa，塔顶温度为 33.8℃，塔底温度为 45.6℃；气液分离罐分离出的粗汽油由上部进入吸收塔中，与富气逆流接触传质，吸收塔塔顶物流由底部进入再吸收塔，与来自催化裂化分馏塔的轻柴油逆流接触传质，再吸收塔塔顶压力为 1.395MPa，塔顶温度为 35.9℃，塔底温度为 45.1℃，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到的富轻柴油返回催化裂化分馏塔；吸收塔塔底产物经过解吸塔，进行解吸处理，解吸塔塔顶压力为 1.562MPa，塔顶温度为 80.9℃，塔底温度为 143.5℃，塔底产物送往稳定塔，稳定塔塔顶压力为 0.912MPa，塔顶温度为 59.8℃，塔底温度为 172.3℃，在稳定塔中分馏得到脱硫后液化气和稳定汽油，解吸塔塔顶气返回到吸收塔中。得到的脱硫后的干气、液化气和稳定汽油的性质见表 I-3。

表 I-3 对比例 1-2 和实施例 I-1 至 I-2 的反应结果比较

项目	对比例 1	对比例 2	实施例 I-1	实施例 I-2
干气				
收率, wt%	1.7	-	1.8	1.8
硫含量, ppm	2126	-	0.69	0.58
乙烯饱和度, %	基准	-	28.9	30.3
液化气				
收率, wt%	11.3	-	11.3	11.4
硫含量, ppm	6351	-	1.6	1.1
丙烯饱和度, %	基准	-	17.12	17.98
稳定汽油				
密度(20℃), kg/m ³	731.2	731.5	731.1	731.4
收率, wt%	45.7	45.1	45.6	45.5
硫含量, ppm	256	2.6	1.9	1.4
烯烃饱和度, %	基准	16.08	14.93	15.21
RON	基准	-0.8	-0.7	-0.7

由表 I-3 结果可见, 采用本申请提供的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法, 能够同时实现干气和液化气的脱硫, 干气和液化气收率分别上升了 0.1 个百分点, 稳定汽油收率提高了 0.4-0.5 个百分点, 稳定汽油硫含量降低, 辛烷值损失减小。

实施例 II-1

实施例 II-1 说明富气和粗汽油同时进行吸附脱硫的反应效果。以来自催化裂化分馏塔的富气和粗汽油为原料, 先进入吸附脱硫反应单元进行脱硫, 流程如附图 1B 所示, 再进入吸收稳定单元进行分离, 流程如附图 2 所示。来自催化裂化分馏塔的粗汽油由底部进入流化床脱硫反应器中, 采用的脱硫吸附剂为 FCAS, 在反应温度 400℃、反应压力 2.0MPa、重时空速为 5h⁻¹, 氢油体积比 45 的反应条件下反应, 来自催化裂化分馏塔的富气在流化床脱硫反应器由下至上 60%高度的位置处引入流化床脱硫反应器中, 控制富气所经过的脱硫吸附剂床层为反

反应器中吸附剂床层总高度的 20%，含硫富气与反应油气和脱硫吸附剂混合进行吸附脱硫反应，反应完成后得到的油气进入气液分离罐中降温分离出脱硫后的富气和粗汽油。气液分离罐分离出的富气由底部进入吸收塔中，吸收塔塔顶压力为 1.758MPa，塔顶温度为 43.6℃，塔底温度为 52.7℃；气液分离罐分离出的粗汽油由上部进入吸收塔中，与富气逆流接触传质，吸收塔塔顶物流由底部进入再吸收塔，与来自催化裂化分馏塔的轻柴油逆流接触传质，再吸收塔塔顶压力为 1.632MPa，塔顶温度为 42.5℃，塔底温度为 54.1℃，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到的富轻柴油返回催化裂化分馏塔；吸收塔塔底产物经过解吸塔，进行解吸处理，解吸塔塔顶压力为 1.853MPa，塔顶温度为 84.9℃，塔底温度为 156.8℃，塔底产物送往稳定塔，稳定塔塔顶压力为 1.056MPa，塔顶温度为 63.8℃，塔底温度为 174.5℃，在稳定塔中分馏得到脱硫后的液化气和稳定汽油，解吸塔塔顶气返回到吸收塔中。

得到的脱硫后的干气、液化气和汽油的性质见表 II-3。

实施例 II-2

以来自催化裂化分馏塔的富气和粗汽油为原料，采用与实施例 II-1 相同的反应流程进行实验，不同的是，流化床脱硫反应器中反应温度 430℃、反应压力 1.4 MPa、重时空速为 8 h^{-1} ，氢油体积比为 100 的反应条件下反应，富气经预热到 430℃后在流化床脱硫反应器由下至上 40%高度的位置处进入到流化床脱硫反应器内，控制富气所经过的吸附剂床层为反应器中吸附剂床层总高度的 30%。反应完成后得到的油气进入气液分离罐中降温分离出脱硫后的富气和粗汽油。脱硫后的富气由底部进入吸收塔中，吸收塔塔顶压力为 1.772MPa，塔顶温度为 42.3℃，塔底温度为 49.8℃；脱硫后的粗汽油由上部进入吸收塔中，与富气逆流接触传质，吸收塔塔顶物流由底部进入再吸收塔，与来自催化裂化分馏塔的轻柴油逆流接触传质，再吸收塔塔顶压力为 1.598MPa，塔顶温度为 43.5℃，塔底温度为 47.6℃，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到的富轻柴油返回催化裂化分馏塔；吸收塔塔底产物经过解吸塔，进行解吸处理，解吸塔塔顶压力为 1.918MPa，塔顶温度为 85.3℃，塔底温度为 155.2℃，塔底产物送往稳定塔，稳定塔塔顶压

力为 0.919MPa，塔顶温度为 59.5℃，塔底温度为 169.7℃，在稳定塔中分馏得到脱硫后的液化气和稳定汽油，解吸塔塔顶气返回到吸收塔中。
得到的脱硫后的干气、液化气和稳定汽油的性质见表 II-3。

5 表 II-3 对比例 1-2 和实施例 II-1 至 II-2 的反应结果比较

项目	对比例 1	对比例 2	实施例 II-1	实施例 II-2
干气				
收率，%	1.7	-	1.8	1.8
硫含量，ppm	2126	-	0.8	1.5
乙烯饱和度，%	基准	-	18.5	16.1
液化气				
收率，%	11.3	-	11.3	11.4
硫含量，ppm	6351	-	1.3	1.6
丙烯饱和度，%	基准	-	11.2	9.8
稳定汽油				
密度(20℃)，千克/米 ³	731.2	731.5	731.1	731.2
收率，%	45.7	45.1	45.6	45.5
硫含量，ppm	256	2.6	2.1	1.3
烯烃饱和度，%	基准	16.08	14.3	13.2
RON	基准	-0.8	-0.7	-0.7

由表 II-3 结果可见，采用本申请提供的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，能够同时实现干气和液化气的脱硫，干气和液化气收率分别上升了 0.1 个百分点，稳定汽油收率提高了 0.4-0.5 个百分点，稳定汽油硫含量降低，辛烷值损失减小。

实施例 III-1

采用如附图 1C 所示的吸附脱硫单元的流程，第一流化床脱硫反应器为固定流化床反应器，脱硫吸附剂由底部进入第一流化床脱硫反应器，来自催化裂化分馏塔的粗汽油和氢气由底部进入第一流化床脱硫反应器，与脱硫吸附剂接触进行吸附脱硫，在反应温度 400℃、反应压

力 2.2 MPa、重时空速为 5 h^{-1} ，氢油体积比 45 的反应条件下反应。反应完成得到脱硫后的粗汽油和氢气的混合物。第二流化床脱硫反应器为固定流化床反应器，来自第一流化床脱硫反应器的脱硫吸附剂经转剂罐进入第二流化床脱硫反应器的底部，将来自催化裂化分馏塔的富气预热到 400°C 后进入到第二流化床反应器内，反应温度为 400°C ，反应压力为 1.0MPa，重时空速为 10 h^{-1} ，反应完成后得到脱硫的富气。脱硫后的富气由底部进入吸收塔中，脱硫后的粗汽油由上部进入吸收塔中，与富气逆流接触传质，吸收塔顶压力为 1.214MPa，塔顶温度为 30.1°C ，塔底温度为 50.6°C ；吸收塔塔顶物流由底部进入再吸收塔，与来自催化裂化分馏塔的轻柴油逆流接触传质，再吸收塔塔顶压力为 1.158MPa，塔顶温度为 32.3°C ，塔底温度为 48.9°C ，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到的富轻柴油返回催化裂化分馏塔；吸收塔塔底产物经过解吸塔进行处理，解吸塔塔顶压力为 1.582MPa，塔顶温度为 68.4°C ，塔底温度为 159.6°C ，塔底产物后送往稳定塔，稳定塔塔顶压力为 1.025MPa，塔顶温度为 68.9°C ，塔底温度为 178.3°C ，在稳定塔中分馏得到脱硫后的液化气和稳定汽油，解吸塔塔顶气返回到吸收塔中。反应结果见表 III-3。

实施例 III-2

采用与实施例 III-1 相同的反应流程、原料和脱硫吸附剂进行实验，不同的是，第一流化床脱硫反应器在反应温度 440°C 、反应压力 1.4 MPa、重时空速为 8 h^{-1} ，氢油体积比 100 的反应条件下反应，得到脱硫后的粗汽油。第二流化床脱硫反应器的反应条件为：反应温度为 430°C ，反应压力为 0.5MPa，重时空速为 12 h^{-1} ，得到脱硫后的富气。脱硫后的富气由底部进入吸收塔中，脱硫后的粗汽油由上部进入吸收塔中，与富气逆流接触传质，吸收塔顶压力为 1.255MPa，塔顶温度为 40.5°C ，塔底温度为 50.2°C ；吸收塔塔顶物流由底部进入再吸收塔，与来自催化裂化分馏塔的轻柴油逆流接触传质，再吸收塔塔顶压力为 1.189MPa，塔顶温度为 41.8°C ，塔底温度为 48.6°C ，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到的富轻柴油返回催化裂化分馏塔；吸收塔塔底产物经过解吸塔进行处理，解吸塔塔顶压力为 1.251MPa，塔顶温度为 56.2°C ，塔底温度为 118.9°C ，塔底产物后送往稳定塔，稳

定塔塔顶压力为 0.812MPa，塔顶温度为 53.1℃，塔底温度为 159.8℃，在稳定塔中分馏得到脱硫后液化气和稳定汽油，解吸塔塔顶气返回到吸收塔中。反应结果见表 III-3。

5 表 III-3 对比例 1-2 和实施例 III-1 至 III-2 的反应结果比较

组分	项目	对比例 1	对比例 2	实施例 III-1	实施例 III-2
干气	收率，%	1.7	-	1.8	1.8
	硫含量，ppm	2126	-	2.6	1.7
	乙烯饱和度，%	基准	-	7.9	4.5
液化气	收率，%	11.3	-	11.3	11.4
	硫含量，ppm	6351	-	2.9	3.1
	丙烯饱和度，%	基准	-	3.5	1.2
稳定汽油	密度(20℃)，kg/m ³	731.2	731.5	731.1	731.3
	收率，%	45.7	45.1	45.6	45.5
	硫含量，ppm	256	2.6	2.2	1.8
	烯烃饱和度，%	基准	16.08	13.8	9.8
	RON	基准	-0.8	-0.7	-0.5

由表 III-3 可见，本申请提供的催化裂化轻质产品脱硫的方法实现了干气和液化气同时脱硫，液化气收率提高 0.1 个百分点，低碳烯烃饱和度低；稳定汽油收率提高 0.4-0.5 个百分点，稳定汽油烯烃饱和度降低 3-6 个百分点，研究法辛烷值（RON）损失更小。

实施例 IV-1

采用如附图 1D 所示的吸附脱硫单元的流程处理来自催化裂化分馏塔的含硫的富气和粗汽油。来自吸附剂还原器的脱硫吸附剂由底部进入第一流化床脱硫反应器中，含硫的粗汽油为原料由底部引入第一流化床脱硫反应器中，在反应温度 380℃、反应压力 2.0 MPa、重时空速为 5 h⁻¹，氢油体积比 60 的反应条件下反应。含硫的富气由底部进入第二流化床脱硫反应器内，与从第一流化床脱硫反应器输送过来的与粗汽油反应后的脱硫吸附剂相接触进行脱硫反应，反应温度为 420℃，

反应压力为 2.0MPa，重时空速为 5 h^{-1} ，与脱硫吸附剂分离得到脱硫后的富气返回至第一流化床脱硫反应器中，混合后的粗汽油与富气脱硫产物在第一流化床脱硫反应器中进一步与吸附剂分离后，送至吸收稳定单元。吸收稳定单元流程如附图 2 所示，脱硫后的富气由底部进入吸收塔中，吸收塔顶压力为 1.447MPa，塔顶温度为 38.5°C ，塔底温度为 44.6°C ；脱硫后的粗汽油由上部进入吸收塔中，与富气逆流接触传质，吸收塔塔顶物流由底部进入再吸收塔，与来自催化裂化分馏塔的轻柴油逆流接触传质，再吸收塔塔顶压力为 1.394MPa，塔顶温度为 36.8°C ，塔底温度为 45.4°C ，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到的富轻柴油返回催化裂化分馏塔；吸收塔塔底产物经过解吸塔，进行解吸处理，解吸塔塔顶压力为 1.536MPa，塔顶温度为 78.9°C ，塔底温度为 137.5°C ，塔底产物送往稳定塔，稳定塔塔顶压力为 0.872MPa，塔顶温度为 55.3°C ，塔底温度为 160.7°C ，在稳定塔中分馏得到脱硫后液化气和稳定汽油，解吸塔塔顶气返回到吸收塔中。得到的脱硫后的干气、液化气和稳定汽油的性质见表 IV-3。

实施例 IV-2

采用如附图 1D 和附图 2 所示的吸附脱硫单元和吸收稳定单元的流程图，来自吸附剂还原器的脱硫吸附剂由底部进入第一流化床脱硫反应器中，含硫的粗汽油原料由底部引入第一流化床脱硫反应器中，在反应温度 430°C 、反应压力 1.4 MPa、重时空速为 8 h^{-1} ，氢油体积比 100 的反应条件下反应，含硫的富气由底部进入第二流化床脱硫反应器内，与从第一流化床脱硫反应器输送过来的与粗汽油反应后的脱硫吸附剂相接触进行脱硫反应，反应温度为 445°C ，反应压力为 1.4MPa，重时空速为 12 h^{-1} ，与脱硫吸附剂分离得到脱硫后的富气返回至第一流化床脱硫反应器中，混合后的粗汽油与富气脱硫产物在第一流化床脱硫反应器中进一步与吸附剂分离后，送至吸收稳定单元。脱硫后的富气由底部进入吸收塔中，吸收塔顶压力为 1.658MPa，塔顶温度为 45.1°C ，塔底温度为 52.6°C ；脱硫后的粗汽油由上部进入吸收塔中，与富气逆流接触传质，吸收塔塔顶物流由底部进入再吸收塔，与来自催化裂化分馏塔的轻柴油逆流接触传质，再吸收塔塔顶压力为 1.556MPa，塔顶温度为 38.9°C ，塔底温度为 45.7°C ，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，

再吸收塔塔底得到的富轻柴油返回催化裂化分馏塔；吸收塔塔底产物经过解吸塔，进行解吸处理，解吸塔塔顶压力为 1.728MPa，塔顶温度为 80.9℃，塔底温度为 142.5℃，塔底产物送往稳定塔，稳定塔塔顶压力为 0.806MPa，塔顶温度为 55.4℃，塔底温度为 159.7℃，在稳定塔中分馏得到脱硫后液化气和稳定汽油，解吸塔塔顶气返回到吸收塔中。得到的脱硫后的干气、液化气和稳定汽油的性质见表 IV-3。

表 IV-3 对比例 1-2 和实施例 IV-1 至 IV-2 的反应结果对比

组分	项目	对比例 1	对比例 2	实施例 IV-1	实施例 IV-2
干气	收率, %	1.7	-	1.7	1.8
	硫含量, ppm	2126	-	0.7	1.4
	乙烯饱和率, %	基准	-	15.3	13.0
液化气	收率, %	11.3	-	11.3	11.4
	硫含量, ppm	6351	-	1.1	1.7
	丙烯饱和率, %	基准	-	10.1	7.8
稳定汽油	密度(20℃), kg/m ³	731.2	731.5	731.1	731.2
	收率, %	45.7	45.1	45.7	45.5
	硫含量, ppm	256	2.6	1.9	2.0
	烯烃饱和率, %	基准	16.08	14.0	13.5
	RON	基准	-0.8	-0.8	-0.7

由表 IV-3 结果可见，采用本申请提供的催化裂化轻质产品脱硫和分离方法，能够同时实现干气和液化气的脱硫，液化气收率分别上升了 0.1 个百分点，稳定汽油收率提高了 0.4-0.6 个百分点，稳定汽油硫含量降低，汽油中烯烃饱和率降低，辛烷值损失减小。

实施例 V-1

采用如附图 1Ea 所示的吸附脱硫单元的流程，第一、第二流化床脱硫反应器为固定流化床反应装置。脱硫吸附剂由底部进入第一流化床脱硫反应器，来自催化裂化分馏塔的粗汽油和氢气由底部引入第一流化床脱硫反应器中，与脱硫吸附剂接触吸附脱硫，在反应温度 410
5 °C、反应压力 2.3 MPa、重时空速为 5 h^{-1} ，氢油体积比 40 的条件下反应。在第一流化床脱硫反应器由下至上 20%高度的位置引流部分载硫吸附剂进入第二流化床脱硫反应器内，来自催化裂化分馏塔的富气由底部进入第二流化床脱硫反应器内，与脱硫吸附剂接触吸附脱硫，在反应温度为 430°C，反应压力为 2.3MPa，重时空速为 8 h^{-1} 条件下进行
10 脱硫反应。反应后富气与脱硫吸附剂返回至第一流化床脱硫反应器中，进入第一流化床脱硫反应器的位置在由下至上 70%高度处。反应油气与脱硫吸附剂在第一反应器中实现分离。反应后油气在气液分离罐中分离得到脱硫后富气和粗汽油组分，气液分离罐的操作条件为：压力为 1.926MPa，温度为 86°C。

15 吸收稳定单元流程如附图 2 所示，脱硫后的富气由底部进入吸收塔中，吸收塔顶压力为 1.853MPa，塔顶温度为 55.6°C，塔底温度为 68.2°C；脱硫后的粗汽油由上部进入吸收塔中，与富气逆流接触传质，吸收塔塔顶物流由底部进入再吸收塔，与来自催化裂化分馏塔的轻柴油逆流接触传质，再吸收塔塔顶压力为 1.730MPa，塔顶温度为 51.2°C，
20 塔底温度为 62.8°C，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到的富轻柴油返回催化裂化分馏塔；吸收塔塔底产物经过解吸塔，进行解吸处理，解吸塔塔顶压力为 1.890MPa，塔顶温度为 88.5°C，塔底温度为 162.7°C，塔底产物送往稳定塔，稳定塔塔顶压力为 1.251MPa，塔顶温度为 68.7°C，塔底温度为 189.6°C，在稳定塔中分馏得到脱硫后
25 液化气和稳定汽油，解吸塔塔顶气返回到吸收塔中。得到的脱硫后的干气、液化气和稳定汽油的性质见表 V-3。

实施例 V-2

采用与实施例 V-1 相同的脱硫吸附剂和反应流程进行实验，所不同的
30 的是：第一流化床脱硫反应器的操作条件为，在反应温度 430°C、反应压力 1.4 MPa、重时空速为 8 h^{-1} ，氢油体积比 100。在第一流化床脱硫反应器由下至上 50%高度的位置引流部分载硫吸附剂进入第二流化

床脱硫反应器内，第二流化床脱硫反应器内，在反应温度为 430℃，反应压力为 1.4MPa，重时空速为 12 h⁻¹ 条件下进行脱硫反应，反应后富气与脱硫吸附剂返回至第一流化床脱硫反应器，进入第一流化床脱硫反应器的位置在由下至上 90% 高度处。

- 5 吸收塔顶压力为 1.806MPa，塔顶温度为 55.2℃，塔底温度为 67.5℃；再吸收塔塔顶压力为 1.711MPa，塔顶温度为 50.5℃，塔底温度为 62.1℃，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气；解吸塔塔顶压力为 1.838MPa，塔顶温度为 85.1℃，塔底温度为 160.4℃，塔底产物送往稳定塔，稳定塔塔顶压力为 1.202MPa，塔顶温度为 65.3℃，塔底温度为 10 185.2℃，在稳定塔中分馏得到脱硫后液化气和稳定汽油。得到的脱硫后的干气、液化气和稳定汽油的性质见表 V-3。

实施例 V-3

- 采用与实施例 V-1 相同的脱硫吸附剂和反应流程进行实验，所不同的是：吸附脱硫单元如附图 1Eb 所示，且第一流化床脱硫反应器的操作条件为：反应温度 380℃、反应压力 2.5 MPa、重时空速为 7 h⁻¹，氢油体积比 60。在第一流化床脱硫反应器由下至上 60% 高度的位置引流部分载硫吸附剂进入第二流化床脱硫反应器内；第二流化床脱硫反应器的操作条件为，反应温度为 445℃，反应压力为 1.0 MPa，重时空速为 5 h⁻¹。反应后富气与脱硫吸附剂在第二流化床脱硫反应器中分离后，脱硫后富气送往吸收稳定系统，脱硫吸附剂返回至第一流化床脱硫反应器中，进入第一流化床脱硫反应器的位置在由下至上 90% 高度处。脱硫后粗汽油与吸附剂在第一反应器中实现分离。

- 脱硫后的富气由底部进入吸收塔中，吸收塔顶压力为 1.453MPa，25 塔顶温度为 33.6℃，塔底温度为 45.1℃；脱硫后的粗汽油由上部进入吸收塔中，与富气逆流接触传质，吸收塔塔顶物流由底部进入再吸收塔，与来自催化裂化分馏塔的轻柴油逆流接触传质，再吸收塔塔顶压力为 1.389MPa，塔顶温度为 35.6℃，塔底温度为 45.7℃，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到的富轻柴油返回催化裂化分馏塔；吸收塔塔底产物经过解吸塔，进行解吸处理，解吸塔塔顶压力为 1.623MPa，塔顶温度为 63.9℃，塔底温度为 145.4℃，塔底产物送往30 稳定塔，稳定塔塔顶压力为 0.935MPa，塔顶温度为 52.4℃，塔底温度

为 173.1℃，在稳定塔中分馏得到脱硫后液化气和稳定汽油，解吸塔塔顶气返回到吸收塔中。得到的脱硫后的干气、液化气和稳定汽油的性质见表 V-3。

5 实施例 V-4

采用与实施例 V-3 相同的脱硫吸附剂和反应流程进行实验，所不同的是：第一流化床脱硫反应器的操作条件为反应温度 430℃、反应压力 1.4 MPa、重时空速为 8 h⁻¹，氢油体积比 200。在第一流化床脱硫反应器由下至上 30%高度的位置引流部分载硫吸附剂进入第二流化床脱硫反应器内；第二流化床脱硫反应器的操作条件为：反应温度为 380℃，反应压力为 0.5 MPa，重时空速为 1 h⁻¹，反应后富气与脱硫吸附剂在第二流化床脱硫反应器中分离后，脱硫后富气送往吸收稳定系统，脱硫吸附剂返回至第一流化床脱硫反应器中，进入第一流化床脱硫反应器的位置在由下至上 80%处。

15 吸收塔顶压力为 1.286MPa，塔顶温度为 30.5℃，塔底温度为 40.2℃；再吸收塔塔顶压力为 1.175MPa，塔顶温度为 31.8℃，塔底温度为 41.4℃，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气；解吸塔塔顶压力为 1.539MPa，塔顶温度为 58.6℃，塔底温度为 137.8℃，塔底产物送往稳定塔，稳定塔塔顶压力为 0.783MPa，塔顶温度为 45.1℃，塔底温度为 153.3℃，在稳定塔中分馏得到脱硫后液化气和稳定汽油。得到的脱硫后的干气、液化气和稳定汽油的性质见表 V-3。

表 V-3 对比例 1-2 和实施例 V-1 至 V-4 的反应结果比较

组分	项目	对比例 1	对比例 2	实施例 1	实施例 2	实施例 3	实施例 4
干气	收率, %	1.7	-	1.8	1.8	1.8	1.8
	硫含量, ppm	2126	-	0.7	1.4	1.4	1.7
	乙烯饱和率, %	基准	-	15.3	13.0	10.8	6.4
液化气	收率, %	11.3	-	11.3	11.4	11.3	11.4
	硫含量, ppm	6351	-	1.1	1.7	2.1	2.5
	丙烯饱和率, %	基准	-	10.1	7.8	7.6	4.3
稳定汽油	密度 (20 °C), kg/m ³	731.2	731.5	731.2	731.3	731.1	731.4
	收率, %	45.7	45.1	45.6	45.5	45.6	45.5
	硫含量, ppm	256	2.6	2.5	2.2	2.7	2.0
	烯烃饱和率, %	基准	16.08	14.2	13.6	14.0	10.5
	RON	基准	-0.8	-0.7	-0.6	-0.7	-0.5

由表 V-3 可见, 本申请提供的催化裂化轻质产品脱硫的方法实现了干气和液化气同时脱硫, 液化气收率提高 0.1 个百分点, 低碳烯烃饱和率
5 和率低; 稳定汽油收率提高 0.4-0.5 个百分点, 稳定汽油烯烃饱和率降低 1.8-5 个百分点, 研究法辛烷值 (RON) 损失更小。

实施例 VI-1

以来自催化裂化分馏塔的富气和粗汽油为原料, 先进入吸附脱硫
10 反应单元进行脱硫, 再进入吸收稳定单元进行分离。吸附脱硫单元的流程如附图 1F 所示, 吸收稳定单元的流程如附图 2 所示, 第一流化床

脱硫反应器为小型固定流化床反应器，第二流化床脱硫反应器为逆流反应器，采用的脱硫吸附剂为 FCAS。来自还原器的脱硫吸附剂由底部进入第一流化床脱硫反应器中，来自催化裂化分馏塔的粗汽油和氢气由底部进入第一流化床脱硫反应器中与脱硫吸附剂接触吸附脱硫，反应完成后，反应油气与脱硫吸附剂分离得到脱硫后的粗汽油和氢气的混合物；吸附剂床层顶部的脱硫吸附剂一部分进入反应器接收器中，另一部分进入第二流化床脱硫反应器上部。其中，所述的第一流化床脱硫反应器的由下至上 80% 高度的位置与所述的第二流化床脱硫反应器由下至上 90% 高度的位置连通。来自催化裂化分馏塔的富气由底部进入第二流化床脱硫反应器中，与脱硫吸附剂逆流接触吸附脱硫，在第二流化床脱硫反应器上部分离得到脱硫后的富气。第一流化床脱硫反应器的操作条件为：反应温度 400℃、反应压力 1.8MPa、重时空速为 7h^{-1} ，氢油体积比 75，第二流化床脱硫反应器的操作条件为反应温度 430℃、反应压力 2.0MPa、重时空速为 10h^{-1} 。脱硫后的富气由底部进入吸收塔中，吸收塔顶压力为 1.428MPa，塔顶温度为 30.6℃，塔底温度为 45.1℃；脱硫后的粗汽油由上部进入吸收塔中，与富气逆流接触传质，吸收塔塔顶物流由底部进入再吸收塔，与来自催化裂化分馏塔的轻柴油逆流接触传质，再吸收塔塔顶压力为 1.220MPa，塔顶温度为 31.2℃，塔底温度为 56.3℃，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到的富轻柴油返回催化裂化分馏塔；吸收塔塔底产物经过解吸塔，进行解吸处理，解吸塔塔顶压力为 1.621MPa，塔顶温度为 85.1℃，塔底温度为 153.6℃，塔底产物送往稳定塔，稳定塔塔顶压力为 0.901MPa，塔顶温度为 62.1℃，塔底温度为 143.2℃，在稳定塔中分馏得到脱硫后液化气和稳定汽油，解吸塔塔顶气返回到吸收塔中。得到的脱硫后的干气、液化气和稳定汽油的性质见表 VI-3。

实施例 VI-2

采用与实施例 VI-1 相同的反应流程和脱硫吸附剂进行实验，不同的是，第一流化床脱硫反应器在反应温度 430℃、反应压力 1.4 MPa、重时空速为 8h^{-1} ，氢油体积比 100 的反应条件下反应。将来自催化裂化分馏塔的富气预热到 430℃ 后进入到第二流化床脱硫反应器内，在反应温度 445℃，反应压力为 0.5MPa，重时空速为 12h^{-1} 的反应条件下反应，

第一流化床脱硫反应器得到脱硫后的粗汽油和氢气，第二流化床脱硫反应器得到脱硫后的富气。其中，所述的第一流化床脱硫反应器的由下至上 60% 高度的位置与所述的第二流化床脱硫反应器由下至上 80% 高度的位置连通。脱硫后的富气由底部进入吸收塔中，吸收塔顶压力为 1.425MPa，塔顶温度为 31.6℃，塔底温度为 42.1℃；脱硫后的粗汽油由上部进入吸收塔中，与富气逆流接触传质，吸收塔塔顶物流由底部进入再吸收塔，与来自催化裂化分馏塔的轻柴油逆流接触传质，再吸收塔塔顶压力为 1.119MPa，塔顶温度为 33.6℃，塔底温度为 46.5℃，再吸收塔塔顶得到脱硫后的干气，再吸收塔塔底得到的富轻柴油返回催化裂化分馏塔；吸收塔塔底产物经过解吸塔，进行解吸处理，解吸塔塔顶压力为 1.521MPa，塔顶温度为 71.6℃，塔底温度为 138.4℃，塔底产物送往稳定塔，稳定塔塔顶压力为 0.786MPa，塔顶温度为 61.3℃，塔底温度为 140.6℃，在稳定塔中分馏得到脱硫后液化气和稳定汽油，解吸塔塔顶气返回到吸收塔中。得到的脱硫后的干气、液化气和稳定汽油的性质见表 VI-3。

表 VI-3 对比例 1-2 和实施例 VI-1 至 VI-2 的反应结果比较

组分	项目	对比例 1	对比例 2	实施例 VI-1	实施例 VI-2
干气	收率，%	1.7	-	1.8	1.8
	硫含量，ppm	2126	-	2.2	3.6
	乙烯饱和度，%	基准	-	8.9	4.3
液化气	收率，%	11.3	-	11.3	11.4
	硫含量，ppm	6351	-	3.1	3.9
	丙烯饱和度，%	基准	-	5.7	2.1
稳定汽油	密度(20℃)，kg/m ³	731.2	731.5	731.1	731.2
	收率，%	45.7	45.1	45.6	45.5
	硫含量，ppm	256	2.6	2.2	2.5
	烯烃饱和度，%	基准	16.08	14.0	11.4
	RON	基准	-0.8	-0.8	-0.5

由表 VI-3 结果可见，本申请提供的方法同时实现了汽油、干气和

液化气的脱硫，液化气收率提高了 0.1 个百分点，乙烯和丙烯的饱和率较低。稳定汽油收率提高 0.4-0.5 个百分点，汽油中烯烃饱和率降低，辛烷值损失减小。

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

另外需要说明的是，在上述具体实施方式中所描述的各个具体技术特征，在不矛盾的情况下，可以通过任何合适的方式进行组合，为
10 了避免不必要的重复，本申请对各种可能的组合方式不再另行说明。

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