

## 权 利 要 求

1、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  
5 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

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  
10 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。

2、根据权利要求 1 所述的方法，其中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：

15 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  
20 柴油返回催化裂化分馏塔；

2c) 使吸收塔的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；

25 所述的吸收塔的操作条件优选包括：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℃；

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  
30 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℃。

3、按照权利要求 1 或 2 所述的方法，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，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  
5 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，优选地，所述气液分离的操作条件包括：  
10 压力为 0.2-4.0MPa，优选 0.5-3.0MPa，温度为 20-300℃，优选 50-200℃；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，

15 优选地，所述催化裂化装置分馏塔的塔顶油气含有 C1-C12 的烃类组分，其硫含量为 30-50000 微克/克。

4、按照权利要求 1 或 2 所述的方法，其中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  
20 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；  
25

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：  
30 压力为 0.2-4.0MPa，优选 0.5-3.0MPa，温度为 20-300℃，优选 50-200℃；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。

5 5、按照权利要求 3 或 4 所述的方法，其中所述的流化床脱硫反应器的操作条件包括：

温度为 200-550℃，优选 300-500℃；绝对压力为 0.5-5 MPa，优选 1.0-3.5 MPa；油气原料的重时空速为 0.1-100 h<sup>-1</sup>，优选 1-10 h<sup>-1</sup>；以及氢油摩尔比为 0.01-5，优选 0.1-1。

6、按照权利要求 1 或 2 所述的方法，其中所述催化裂化轻质产品  
10 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  
15 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；

20 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。

25 7、按照权利要求 6 所述的方法，其中：

所述的第一流化床脱硫反应器的操作条件包括：温度为 200-550℃，优选 300-500℃；绝对压力为 0.5-5 MPa，优选 1.0-3.5 MPa；油气原料的重时空速为 0.1-100 h<sup>-1</sup>，优选 1-10 h<sup>-1</sup>；并且氢油摩尔比为 0.01-1000，优选 0.05-500；

30 所述的第二流化床脱硫反应器的操作条件包括：温度为 300-550℃，优选 350-500℃；绝对压力为 0.1-3 MPa，优选 0.2-2.5 MPa；油气原料的重时空速为 1-100 h<sup>-1</sup>，优选 2-20 h<sup>-1</sup>；并且氢油摩尔比为 0.01-500，

优选 0.05-300; 以及

所述第二流化床脱硫反应器比第一流化床脱硫反应器的操作压力低 0.5-2.0MPa。

8、按照权利要求 1 或 2 所述的方法, 其中所述催化裂化轻质产品  
5 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  
10 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  
15 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;

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

20 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。

9、按照权利要求 8 所述的方法, 其中:

所述的第一流化床脱硫反应器的操作条件包括: 温度为 200-550  
25 °C, 优选 300-500°C, 绝对压力为 0.5-5 MPa, 优选 1.0-3.5 MPa, 油气原料的重时空速为 0.1-100 h<sup>-1</sup>, 优选 1-10 h<sup>-1</sup>, 氢油摩尔比为 0.01-1000, 优选 0.05-500; 以及

所述的第二流化床脱硫反应器的操作条件包括: 温度为 300-550  
°C, 优选 350-500°C, 绝对压力为 0.5-5 MPa, 优选 1.0-3.5 MPa, 油气  
30 原料的重时空速为 1-100 h<sup>-1</sup>, 优选 2-20 h<sup>-1</sup>, 氢油摩尔比为 0.01-500, 优选 0.05-300。

10、按照权利要求 1 或 2 所述的方法, 其中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：

5 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

10 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；

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

15 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。

11、按照权利要求 10 所述的方法，其中：

20 所述的第一流化床脱硫反应器的操作条件包括：温度为 200-550℃，优选 300-500℃，绝对压力为 0.5-5 MPa，优选 1.0-3.5 MPa，油气原料的重时空速为 0.1-100 h<sup>-1</sup>，优选 1-10 h<sup>-1</sup>，氢油摩尔比为 0.01-1000，优选 0.05-500；

25 所述的第二流化床脱硫反应器的操作条件包括：温度为 250-550℃，优选 350-500℃，绝对压力为 0.5-5 MPa，优选 1.0-3.5 MPa，油气原料的重时空速为 0.1-100 h<sup>-1</sup>，优选 1-20 h<sup>-1</sup>，氢油摩尔比为 0.01-1000，优选 0.05-300。

12、按照权利要求 1 或 2 所述的方法，其中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：

30 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。

13、按照权利要求 12 所述的方法，其中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。

14、按照权利要求 12 或 13 所述的方法，其中：

15 所述的第一流化床脱硫反应器的操作条件包括：温度为 200-550℃，优选 300-500℃，绝对压力为 0.5-5 MPa，优选 1.0-3.5 MPa，油气原料的重时空速为 0.1-100 h<sup>-1</sup>，优选 1-10 h<sup>-1</sup>，氢油摩尔比为 0.01-1000，优选 0.05-500；

20 所述的第二流化床脱硫反应器的操作条件包括：温度为 300-550℃，优选 350-500℃，绝对压力为 0.5-5 MPa，优选 1.0-3.5 MPa，油气原料的重时空速为 0.1-100 h<sup>-1</sup>，优选 1-20 h<sup>-1</sup>，氢油摩尔比为 0.01-500，优选 0.05-300。

15、按照权利要求 3-14 中任一项所述的方法，其中所述的吸附剂再生器的操作条件包括：

25 再生温度为 300-800℃，优选 350-600℃，再生压力为 0.1-3.0 MPa，优选 0.1-1.0 MPa。

16、按照在先权利要求中任一项所述的方法，其中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%，所述的吸附剂载体选自氧化锌、硅石、氧化铝或其混合物，所述的金属组分选自钴、镍、铜、铁、锰、钼、钨、银、锡、钒或其组合。

17、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；

5 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) 采用权利要求 1-16 中任一项所述的方法对来自催化裂化分馏塔  
10 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。

18、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；

15 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  
20 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。

19、按照权利要求 18 所述的装置，其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  
25 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。

20、按照权利要求 19 所述的装置，其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  
30 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。

21、按照权利要求 19 所述的装置，其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；

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。

22、按照权利要求 19 所述的装置，其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；

20 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。