



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 106190283 B

(45)授权公告日 2018.09.21

(21)申请号 201610542919.2

审查员 李健

(22)申请日 2016.07.04

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 106190283 A

(43)申请公布日 2016.12.07

(73)专利权人 何巨堂

地址 471003 河南省洛阳市高新开发区南
昌路南段申泰大厦1502室

(72)发明人 何巨堂

(51)Int.Cl.

C10G 65/12(2006.01)

(56)对比文件

CN 101724453 A,2010.06.09,说明书第5-
25段,图1.

权利要求书24页 说明书61页

(54)发明名称

设置加氢芳烃浅度饱和反应过程的劣质烃
加氢热裂化方法

(57)摘要

设置加氢芳烃浅度饱和反应过程的劣质烃
加氢热裂化方法,在劣质烃HDS如金属、多环芳
烃、胶质、沥青质含量高的煤焦油重油的加氢芳
烃浅度饱和反应过程R10,基于多环芳烃中间芳
环 π 键的超离域能大于外侧芳环 π 键的超离域
能的规律,在液相反应为主的条件下进行多环芳
烃的加氢芳烃浅度饱和反应使其中间芳环被饱
和,HDS进行脱残炭反应的同时制造出位于多环
结构芳烃的中间位置的离解能低的亚甲基桥键,
为加氢热裂化反应过程R20提供富含宜裂解键的
热裂化料,也利于提高六元环烃系物的产率;R10
低氢油比操作可提高反应空间液相反应效率,
R10和R20之间可设立加热器,R10使用供氢烃物
流联合加工效果更佳。

1. 设置加氢芳烃浅度饱和反应过程的劣质烃加氢热裂化方法,其特征在于包含以下步骤:

(1) 在第一加氢反应过程R10,在存在氢气、液相烃同时可能存在固体颗粒的物料条件下,高芳碳率劣质烃HDS进行包含加氢芳烃浅度饱和反应的第一加氢反应R10R得到第一加氢反应产物BASE-R10P;

劣质烃HDS,是包含常规沸点高于450℃的烃组分HD的高芳碳烃料;

劣质烃HDS,包含常规液态烃原料HDSL,可能包含固体颗粒原料HDSS;

第一加氢反应R10R,包含至少一部分液态烃原料HDSL中烃组分HD的加氢精制反应R10-HD-HTR,加氢精制反应R10-HD-HTR至少包含多环芳烃的部分加氢饱和反应R10-HD-HDAR,可能包含其它不饱和烃的加氢饱和反应和或含杂质烃的加氢氢解反应;

在第一加氢反应过程R10,HDS发生至少一部分加氢脱残炭反应,第一加氢反应产物BASE-R10P中烃类的残炭值低于劣质烃HDS的残炭值;

第一加氢反应R10R,在液相反应为主的条件下进行,至少一部分烃组分HD发生的多环芳烃的部分加氢饱和反应R10-HD-HDAR使至少一部分烃组分HD的芳碳率降低转化为烃组分HDH,使至少一部分多环芳烃组分HDA的芳环被饱和形成亚甲基桥键,第一加氢反应产物BASE-R10P中烃类的芳碳率低于劣质烃HDS的芳碳率;

第一加氢反应R10R,使用上流式加氢反应器R10E,可能使用加氢催化剂R10C;第一加氢反应过程R10使用加氢催化剂R10C时,使用的上流式加氢反应器R10E的反应空间有催化剂进入、催化剂排出;

可能有部分第一加氢反应产物BASE-R10P沉积或停留或循环于加氢反应器R10E内部空间;

第一加氢反应产物BASE-R10P,为含有氢气、常规液体烃同时可能含有固体颗粒的物料;

基于第一加氢反应产物BASE-R10的物料用作第一加氢反应流出物R10P;

R10P用于排出BASE-R10P,为含有氢气、常规液体烃同时可能含有固体颗粒的物料;

R10P,以1路或2路或多路物料R10PX的形式出现,不同R10PX物流的组成和相态相同或不同;

基于R10P的含有R10P中烃油的物流R10P-X0-TOR20进入第二加氢反应过程R20;

(2) 在第二加氢反应过程R20,在存在氢气、液相烃同时可能存在固体颗粒的混相物料条件下,物流R10P-X0-TOR20进行包含加氢热裂化反应的第二加氢反应R20R得到第二加氢反应产物BASE-R20P;

物流R10P-X0-TOR20,包含常规沸点高于450℃的烃组分HDH的高芳碳烃料;

物流R10P-X0-TOR20,包含常规液态烃原料R10P-X0-TOR20L,可能包含固体颗粒原料R10P-X0-TOR20S;

第二加氢反应R20R,包含至少一部分常规液态烃原料R10P-X0-TOR20L中烃组分HDH的加氢热裂化反应,可能包含至少一部分常规液态烃原料R10P-X0-TOR20L中烃组分HDH的加氢精制反应;第二加氢反应R20R的加氢精制反应包含不饱和烃的加氢饱和反应和或含杂质烃的加氢氢解反应;

第二加氢反应过程R20,使用上流式加氢反应器R20E,可能使用加氢催化剂R20C;第二

加氢反应过程R20使用加氢催化剂R20C时,使用的上流式加氢反应器R20E的反应空间有催化剂进入、催化剂排出;

可能有部分第二加氢反应产物BASE-R20P沉积或停留或循环于加氢反应器R20E内部空间;

第二加氢反应产物BASE-R20P,为含有氢气、杂质组分、常规气体烃、常规液体烃同时可能含有固体颗粒的至少包含气相和液相的混相物料;

基于第二加氢反应产物BASE-R20P的物料用作第二加氢反应流出物R20P;

第二加氢反应流出物R20P用于排出第二加氢反应产物BASE-R20P,为含有氢气、杂质组分、常规气体烃、常规液体烃同时可能含有固体颗粒的至少包含气相和液相的混相物料;

第二加氢反应流出物R20P,以1路或2路或多路物料R20PX的形式出现,不同R20PX物流的组成和相态相同或不同;

(3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气SRV和主要由常规液态烃组成的可能含有固体颗粒的液体物流SRL,至少一部分富氢气SRV返回加氢反应过程循环使用。

2. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,在存在氢气、液相烃同时可能存在固体颗粒的至少存在气液两相的混相物料条件下,劣质烃HDS进行以加氢芳烃浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R得到第一加氢反应产物BASE-R10P;

第一加氢反应R10R,在液相反应为主的条件下进行,至少一部分烃组分HD发生的多环芳烃的部分加氢饱和反应R10-HD-HDAR使至少一部分烃组分HD的芳碳率降低转化为烃组分HDH,使至少一部分多环芳烃组分HDA的中间芳环被饱和形成亚甲基桥键,第一加氢反应产物BASE-R10P中烃类的芳碳率低于劣质烃HDS的芳碳率;

第一加氢反应产物BASE-R10P,为含有氢气、杂质组分、常规气体烃、常规液体烃同时可能含有固体颗粒的至少包含气相和液相的混相物料;

基于第一加氢反应产物BASE-R10的物料用作第一加氢反应流出物R10P;

R10P用于排出BASE-R10P,为含有氢气、杂质组分、常规气体烃、常规液体烃同时可能含有固体颗粒的至少包含气相和液相的混相物料;

所述劣质烃HDS进行以加氢芳烃浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R,指的是:第一加氢反应R10R总氢耗R10HT减去加氢脱氧反应氢耗R10HDO为剩余的脱氧外氢耗R10HK,脱氧外氢耗R10HK以加氢芳烃浅度饱和反应的氢耗R10HDA为主,即 $R10HDA/R10HK > 0.5$;

R10P作为物流R10P-X0-TOR20进入第二加氢反应过程R20。

3. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS选自下列物料中的一种或几种:

① 低温煤焦油或其馏分油或其热加工过程所得油品,热加工过程是焦化过程或催化裂化过程或催化裂解过程;

② 中温煤焦油或其馏分油或其热加工过程所得油品;

③ 高温煤焦油或其馏分油或其热加工过程所得油品;

④ 煤加氢直接液化制油过程所得油品,煤加氢直接液化制油过程包括使用供氢溶剂油的煤加氢直接液化制油过程、油煤共炼过程、煤临氢热溶液化过程;

- ⑤石油基重油或其馏分油或其热加工过程所得油品；
- ⑥页岩油或其馏分油或其热加工过程所得油品；
- ⑦石油砂基重油或其馏分油或其热加工过程所得油品；
- ⑧其它胶质重量含量高于15%和或沥青质重量含量高于5.0%的烃油。

4. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

- (1) 劣质烃HDS来自煤焦油,主要由常规沸点高于450℃烃组分HD组成;

在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS进行以加氢芳烃浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R,劣质烃HDS的单位重量氢耗量为0.05~3.0%。

5. 根据权利要求4所述方法,其特征在于:

- (1) 在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS的单位重量氢耗量为0.25~2.5%。

6. 根据权利要求4所述方法,其特征在于:

- (1) 在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS的单位重量氢耗量为0.5~1.5%。

7. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS来自煤焦油,使用的加氢催化剂R10C,是一种复合型煤焦油加氢催化剂,包含高活性组分与低活性组分;所述高活性组分金属与低活性组分金属的重量比为1:10至10:1;所述高活性组分为钼的水溶性盐类化合物或其混合物;所述低活性组分为氧化铁矿石或硫化铁矿石,其中矿石中铁含量不低于40wt%,催化剂R10C水含量低于2wt%;R10C粒子直径为1~100μm的粉状颗粒。

8. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS来自煤焦油,使用的加氢催化剂R10C,至少包含Mo元素,Mo在第一加氢反应过程R10的主体工作形态为MoS₂中,加氢催化剂R10C为1~100μm的粉状颗粒。

9. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于各步骤的操作条件为:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油,第一加氢反应过程R10的操作条件为:温度为300~480℃、压力为6.0~30.0MPa、氢气/原料油体积比为0.01:1~4000:1、加氢催化剂R10C加入重量为HDS重量的0.001~8.0%、体积空速为0.1~10.0hr⁻¹;劣质烃HDS重量化学氢耗量为0.05~3.0%。

10. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于各步骤的操作条件为:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油,第一加氢反应过程R10的操作条件为:温度为350~460℃、压力为12.0~22.0MPa、氢气/原料油体积比为50:1~600:1、加氢催化剂R10C加入重量为HDS重量的0.01~5.0%、体积空速为0.2~2.0hr⁻¹;劣质烃HDS重量化学氢耗量为0.50~1.5%。

11. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于各步骤的操作条件为:

(1) 在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS来自煤焦油,劣质烃HDS进行以加氢芳烃浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R,第一加氢反应过程R10的平均反应温度较第二加氢反应过程R20的平均反应温度低15~100℃。

12. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油,其胶质沥青质含量为10~90%、残炭为0.01~25%、金属含量为2~2000PPm;

在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS进行以加氢芳烃浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R,胶质沥青质加氢脱除率大于3%、残炭加氢脱除率大于3%。

13. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油,其胶质沥青质含量为30~80%、残炭为5~20%、金属含量为50~700PPm;

在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS进行以加氢芳烃浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R,胶质沥青质加氢脱除率大于5%、残炭加氢脱除率大于5%。

14. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油,其胶质沥青质含量为30~80%、残炭为5~20%、金属含量为50~700PPm;

在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS进行以加氢芳烃浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R,胶质沥青质加氢脱除率大于10%、残炭加氢脱除率大于10%。

15. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油,其胶质沥青质含量为30~80%、残炭为5~20%、金属含量为50~700PPm;

在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS进行以加氢芳烃浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R,胶质沥青质加氢脱除率大于15%、残炭加氢脱除率大于15%。

16. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于各步骤的操作条件为:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油,第一加氢反应过程R10的氢气/原料油体积比低于400:1。

17. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于各步骤的操作条件为:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油,第一加氢反应过程R10的氢气/原料油体积比低于200:1。

18. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于各步骤的操作条件为:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油,第一加氢反应过程R10的氢气/原料油体积比低于50:1。

19. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于各步骤的操作条件为:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油,向第一加氢反应过程R10的反应空间采用2次或多次添加的方法补充氢气。

20. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于各步骤的操作条件为:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油,第一加氢反应过程R10的反应空间的液相体积积分率高于0.5。

21. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于各步骤的操作条件为:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油,第一加氢反应过程R10的反应空间的液相体积积分率高于0.7。

22. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于各步骤的操作条件为:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油,第一加氢反应过程R10的反应空间的液相体积积分为0.90~1.0。

23. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,将第一加氢反应过程R10的终端产物或中间产物视为反应产物R10MP,设置热高压分离过程R10MP-THPS;

在热高压分离过程R10MP-THPS,分离反应产物R10MP得到含有溶解氢气、常规沸点高于

350℃的常规液态烃的热高分液体R10MP-THPS-L和净产物物流R10MP-THPS-PP, R10MP-THPS-L中可能含有固体粒子;净产物物流R10MP-THPS-PP进入下游相邻加氢反应区;

基于热高分液体R10MP-THPS-L的包含烃类液体的物流R10MP-THPS-LR返回上游加氢反应区R10Z作为循环液相使用;

定义R10MP-THPS-LR的重量流率与上游加氢反应区R10Z及可能存在的R10Z的上游全部加氢反应区的劣质烃HDS原料的总重量流率之比为循环比KR100,循环比KR100为0.05~30。

24. 根据权利要求23所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,循环比KR100为0.5~10。

25. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,使用加氢催化剂R10C时,使用的任一台上流式加氢反应器R10E的结构形式选自下列中的1种,当第一加氢反应过程R10使用的上流式加氢反应器R10E为2台或多台时,上流式加氢反应器R10E的结构形式相同或不同:

①悬浮床;

②沸腾床;

③移动床。

26. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,存在的固体颗粒选自下列中的一种或2种或多种:

①煤加氢直接液化过程所得半焦颗粒;

②催化剂颗粒;

③铁锈颗粒;

④无机物颗粒;

⑤煤焦化过程产生的进入煤焦油中的固体颗粒;

⑥来自烃类热缩合过程的产物固体颗粒;

⑦来自页岩的固体颗粒;

⑧来自油砂的固体颗粒;

⑨其它存在于第一加氢反应产物BASE-R10P中的颗粒。

27. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于:

(1) 第一加氢反应过程R10的反应空间,分为2个或多个串联操作的子加氢反应区;

劣质烃HDS分为两路或多路分路原料,第一路劣质烃HDS1进入第一子加氢反应区R101,第二路劣质烃HDS2不经过R101直接进入第二子加氢反应区R102;

串联布置的上游子加氢反应区的反应流出物进入下游相邻子加氢反应区,最后一个子加氢反应区的反应流出物作为第一加氢反应流出物R10P使用。

28. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于:

(1) 第一加氢反应过程R10的反应空间,分为2个串联操作的子加氢反应区:第一子加氢反应区R101、第二子加氢反应区R102;

劣质烃HDS分为两路,第一路劣质烃HDS1进入第一子加氢反应区R101,第二路劣质烃HDS2直接进入第二子加氢反应区R102;

串联布置的上游子加氢反应区的反应流出物进入下游相邻子加氢反应区,第一子加氢反应区反应流出物R101P进入第二子加氢反应区R102,第二子加氢反应区反应流出物R102P

即最后一个子加氢反应区的反应流出物作为第一加氢反应流出物R10P使用；

第一路劣质烃HDS1占全部劣质烃HDS的比例为0.10~0.90。

29. 根据权利要求28所述的方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,第一路劣质烃HDS1占全部劣质烃HDS的比例为0.30~0.70。

30. 根据权利要求28所述的方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,第一路劣质烃HDS1占全部劣质烃HDS的比例为0.40~0.60。

31. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于各步骤的操作条件为:

(1) 第一加氢反应过程R10的反应空间,分为3个串联操作的子加氢反应区:第一子加氢反应区R101、第二子加氢反应区R102、第三子加氢反应区R103;

劣质烃HDS分为三路,第一路劣质烃HDS1进入第一子加氢反应区R101,第二路劣质烃HDS2直接进入第二子加氢反应区R102,第三路劣质烃HDS3直接进入第三子加氢反应区R103;

串联布置的上游子加氢反应区的反应流出物进入下游相邻子加氢反应区,第一子加氢反应区反应流出物R101P进入第二子加氢反应区R102,第二子加氢反应区反应流出物R102P进入第三子加氢反应区R103,第三子加氢反应区反应流出物R103P即最后一个子加氢反应区的反应流出物作为第二加氢反应流出物R10P使用;

第一路劣质烃HDS1占全部劣质烃HDS的比例为0.10~0.75,第二路劣质烃HDS2占全部劣质烃HDS的比例为0.10~0.75。

32. 根据权利要求31所述的方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,第一路劣质烃HDS1占全部劣质烃HDS的比例为0.15~0.5,第二路劣质烃HDS2占全部劣质烃HDS的比例为0.15~0.5。

33. 根据权利要求31所述的方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,第一路劣质烃HDS1占全部劣质烃F1的比例为0.25~0.45,第二路劣质烃HDS2占全部劣质烃F1的比例为0.25~0.45。

34. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于各步骤的操作条件为:

(1) 在第一加氢反应过程R10,第一加氢反应过程R10的反应空间,分为3个串联操作的子加氢反应区:第一子加氢反应区R101、第二子加氢反应区R102、第三子加氢反应区R103、第四子加氢反应区R104;

劣质烃HDS分为四路,第一路劣质烃HDS1进入通过第一子加氢反应区R101,第二路劣质烃HDS2直接进入第二子加氢反应区R102,第三路劣质烃HDS3直接进入第三子加氢反应区R103,第四路劣质烃HDS4直接进入第四子加氢反应区R104;

串联布置的上游子加氢反应区的反应流出物进入下游相邻子加氢反应区,第一子加氢反应区反应流出物R101P进入第二子加氢反应区R102,第二子加氢反应区反应流出物R102P进入第三子加氢反应区R103,第三子加氢反应区反应流出物R103P进入第四子加氢反应区R104,第四子加氢反应区反应流出物R104P即最后一个子加氢反应区的反应流出物作为第二加氢反应流出物R10P使用;

第一路劣质烃HDS1占全部劣质烃HDS的比例为0.05~0.50,第二路劣质烃HDS2占全部

劣质烃HDS的比例为0.05~0.50,第三路劣质烃HDS3占全部劣质烃HDS的比例为0.05~0.50。

35. 根据权利要求34所述的方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,第一路劣质烃HDS1占全部劣质烃HDS的比例为0.15~0.40,第二路劣质烃HDS2占全部劣质烃HDS的比例为0.15~0.40,第三路劣质烃HDS3占全部劣质烃HDS的比例为0.15~0.40。

36. 根据权利要求34所述的方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,第一路劣质烃HDS1占全部劣质烃HDS的比例为0.20~0.30,第二路劣质烃HDS2占全部劣质烃HDS的比例为0.20~0.30,第三路劣质烃HDS3占全部劣质烃HDS的比例为0.20~0.30。

37. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,第一台反应器R101E的反应空间分为至少2个串联操作的子反应空间R101E1、R101E2;

劣质烃HDS分为两路或多路分路原料HDS1、HDS2等,第一路劣质烃HDS1进入第一子反应空间R101E1,第二路劣质烃HDS2直接进入第二子反应空间R101E2,存在的其余分路劣质烃直接进入后续对应子加氢反应区。

38. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,使用的第一台反应器R101E的反应空间分为至少2个串联操作的子反应空间;

劣质烃HDS分为两路或多路分路原料HDS1、HDS2等,第一路劣质烃HDS1通过第一台反应器R101E的底部入口进入第一子反应空间R101E1,第二路劣质烃HDS2通过布置在第一台反应器R101E内的流体分布器进入第二子反应空间R101E2,存在的其余分路劣质烃通过布置在第一台反应器R101E内的流体分布器进入后续对应子反应区空间。

39. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,使用的加氢反应器R10E为1~3台。

40. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,使用的加氢反应器R10E为1~2台。

41. 根据权利要求1至40中任一项所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,含有供氢烃SH的供氢烃物流SHS-TOR10进入第一加氢反应过程R10与劣质烃HDS的HD组分或其加氢转化物接触;

所述供氢烃SH指的是常规沸点高于330℃的部分饱和的双环芳烃和或部分饱和的多环芳烃;物流SHS-TOR10中供氢烃SH重量与物流SHS-TOR10中常规液态烃组分总重量之比,高出劣质烃HDS中供氢烃SH重量与劣质烃HDS中常规液态烃组分总重量之比至少3重量%;物流SHS-TOR10中常规液态烃组分氢元素平均重量含量高出劣质烃HDS的氢元素重量含量至少1.5重量%。

42. 根据权利要求41所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,物流SHS-TOR10中供氢烃SH重量占常规液态烃组分总重量比例高于10重量%;

定义供氢烃物流SHS-TOR10的重量流量SHS-TOR10W与劣质烃HDS中常规沸点高于450℃

的烃组分HD的重量流量HDW之比为KSH,即 $KSH = SHS-TOR10W/HDW$,KSH为0.1~10.0。

43. 根据权利要求42所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,物流SHS-TOR10中供氢烃SH重量占常规液态烃组分总重量比例高于15重量%;

KSH为0.5~5.0。

44. 根据权利要求42所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,物流SHS-TOR10中供氢烃SH重量占常规液态烃组分总重量比例高于20重量%;

KSH为1.0~3.0。

45. 根据权利要求41所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,存在2个或多个串联操作的子加氢反应区时,供氢烃物流SHS-TOR10全部进入第一子加氢反应区R101。

46. 根据权利要求42所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,存在2个或多个串联操作的子加氢反应区时,供氢烃物流SHS-TOR10的30~60%作为第一路供氢烃物流SHS-TOR101进入第一子加氢反应区R101,剩余的供氢烃物流SHS-TOR10X进入其它子加氢反应区。

47. 根据权利要求41所述方法,其特征在于:

供氢烃物流SHS-TOR10来自加工供氢烃前身物物流SHS-TOR10BF的以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1的加氢反应流出物HPU1P;物流SHS-TOR10中供氢烃SH重量占常规液态烃组分总重量比例高于6重量%;

定义供氢烃物流SHS-TOR10的重量流量SHS-TOR10W与劣质烃HDS中常规沸点高于450℃的烃组分HD的重量流量HDW之比为KSH,即 $KSH = SHS-TOR10W/HDW$,KSH=0.1~10。

48. 根据权利要求47所述的方法,其特征在于:

劣质烃HDS为来自煤焦油的主要由常规沸点高于450℃的烃组分HD组成的物流;

供氢烃物流SHS-TOR10中供氢烃SH重量占常规液态烃组分总重量比例高于10重量%;

KSH=0.2~5;

供氢烃前身物物流SHS-TOR10BF选自下列物流中的一种或几种:

① 主要由常规沸点为350~450℃的低温煤焦油馏分组成的物流;

② 主要由常规沸点为350~450℃的中温煤焦油馏分组成的物流;

③ 主要由常规沸点为230~450℃的高温煤焦油馏分组成的物流;

④ 主要由包含常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的低温煤焦油馏分组成的物流;

⑤ 主要由包含常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的中温煤焦油馏分组成的物流;

⑥ 主要由脱酚后的常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的低温煤焦油馏分组成的物流;

⑦ 主要由脱酚后的常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的中温煤焦油馏分组成的物流。

49. 根据权利要求48所述的方法,其特征在于:

在以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1,来自煤焦油的主要由常规沸点为350~450℃的烃MF组成的物流MFS进行制供氢烃加氢反应HPU1R,至少一部分烃组分MF完成加氢改性反应得到加氢反应流出物HPU1P,基于加氢反应流出物HPU1P得到的供氢烃物流SHS-TOR10选自下列物流的一个或几个:

①反应流出物HPU1P用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

②反应流出物HPU1P进入热高压分离过程HPU1-HS分离为热高分油HPU1-HSO和热高分气HPU1-HSV,至少一部分热高分油HPU1-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

③反应流出物HPU1P进入热高压分离过程HPU1-HS分离为热高分油HPU1-HSO和热高分气HPU1-HSV,至少一部分热高分油HPU1-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10进入加氢反应区HPU21,至少一部分热高分油HPU1-HSO降压、脱气后所得液体HPU1-HSOA与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

④反应流出物HPU1P进入冷高压分离过程HPU1-CS分离为冷高分油HPU1-CSO和冷高分气HPU1-CSV,至少一部分冷高分油HPU1-CSO用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

⑤分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1PO和富氢气体;在加氢生成油HPU1PO分馏部分,分离加氢生成油HPU1PO得到富含供氢烃组分的物流,至少一部分富含供氢烃组分的物流用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

⑥分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1PO和富氢气体;在加氢生成油HPU1PO分馏部分,分离加氢生成油HPU1PO得到富含供氢烃组分的物流,至少一部分主要由常规沸点为350~450℃的富含供氢烃组分组成的物流用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10。

50. 根据权利要求48所述的方法,其特征在于:

在以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1,来自煤焦油的含有常规沸点为60~450℃烃LMF的物流LMFS完成深度加氢精制反应HPU1R转化为加氢反应流出物HPU1P,常规沸点为60~350℃的烃转化为石脑油和柴油组分,常规沸点为350~450℃的烃转化为富含供氢烃SH的加氢尾油,基于加氢反应流出物HPU1P得到的供氢烃物流SHS-TOR10选自下列物流的一个或几个:

①反应流出物HPU1P进入热高压分离过程HPU1-HS分离为热高分油HPU1-HSO和热高分气HPU1-HSV,至少一部分热高分油HPU1-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

②以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1的中间反应流出物HPU1MP进入热高压分离过程HPU1M-HS分离为热高分油HPU1M-HSO和热高分气HPU1MP-HSV,至少一部分热高分油HPU1M-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10进入加氢反应区HPU21,至少一部分热高分油HPU1M-HSO降压脱气后所得脱气油HPU1M-HSOA与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

③分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1PO和富氢气体;在加氢生成油HPU1PO分

馏部分,分离加氢生成油HPU1P0得到富含供氢烃组分的物流,至少一部分富含供氢烃组分的物流用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

④分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1P0和富氢气体;在加氢生成油HPU1P0馏分,分离加氢生成油HPU1P0得到富含供氢烃组分的物流,至少一部分主要由常规沸点为350~450℃的富含供氢烃组分组成的物流用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10。

51. 根据权利要求47所述的方法,其特征在于:

在以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1,以最大限度制取供氢烃为目标。

52. 根据权利要求41所述方法,其特征在于:

供氢烃物流SHS-TOR10,是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为300~490℃烃组分的馏分油。

53. 根据权利要求41所述方法,其特征在于:

供氢烃物流SHS-TOR10,是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为330~450℃烃组分的馏分油。

54. 根据权利要求47所述方法,其特征在于:

供氢烃前身物物流SHS-TOR10BF,是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为300~490℃烃组分的馏分油。

55. 根据权利要求47所述方法,其特征在于:

供氢烃前身物物流SHS-TOR10BF,是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为330~450℃烃组分的馏分油。

56. 根据权利要求47所述方法,其特征在于:

供氢烃前身物物流SHS-TOR10BF主要由常规沸点为350~450℃的煤焦油馏分组成;

以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1的操作条件为:温度为250~460℃、压力为6.0~30.0MPa、氢气/原料油体积比为300:1~3000:1、加氢催化剂HPU3-CAT体积空速为0.05~5.0hr⁻¹;劣质烃HDS重量化学氢耗量为0.5~4.5%重量。

57. 根据权利要求1至6中任一项所述方法,其特征在于:

(2) 在第二加氢反应过程R20,使用的加氢催化剂R20C,是一种复合型煤焦油加氢催化剂,包含高活性组分与低活性组分;所述高活性组分金属与低活性组分金属的重量比为1:1000至1:10;所述高活性组分为钼、镍、钴或钨金属的水溶性盐类化合物或其混合物;所述低活性组分为氧化铁矿石或硫化铁矿石,其中矿石中铁含量不低于40wt%,催化剂水含量低于2wt%,粒子直径为1~100μm的粉状颗粒。

58. 根据权利要求1至6中任一项所述方法,其特征在于:

(2) 在第二加氢反应过程R20,第二加氢反应R20R,包含至少一部分液态烃原料HDSL中烃组分HD的加氢精制反应,包含至少一部分液态烃原料HDSL中烃组分HD的加氢热裂化反应;

第二加氢反应过程R20,使用的加氢催化剂R10C至少包含Mo元素,Mo在第二加氢反应过程R20的主体工作形态为MoS₂。

59. 根据权利要求1至6中任一项所述方法,其特征在于:

(2) 在第二加氢反应过程R20, 第二加氢反应R20R, 使用的加氢催化剂R20C至少包含半焦固体颗粒。

60. 根据权利要求1至6中任一项所述方法, 其特征在于:

(4) 在加氢提质反应过程R60, 在氢气和加氢提质催化剂R60C存在条件下, 至少一部分液体物流SRL或基于物流SRL的脱除固体颗粒的物流SRLX, 进行加氢提质反应R60R得到加氢提质反应产物R60P, 加氢提质反应R60R的效果是脱除杂质或降低烃油密度或降低烃油沸点或提高十六烷值;

深度加氢改质反应R60R包含下列反应的一种或几种:

- ①芳烃深度加氢饱和反应;
- ②烃类深度加氢脱氮反应;
- ③环烷烃加氢开环反应;
- ④烃类加氢裂化反应;
- ⑤烃类加氢异构化反应。

61. 根据权利要求60所述方法, 其特征在于:

(4) 加氢提质反应过程R60的操作条件为: 温度为250~440℃、压力为4.0~30.0MPa、加氢提质催化剂R60C体积空速为0.02~10.0hr⁻¹、氢气/原料油体积比为300:1~4000:1; 加氢提质催化剂R60C为1种催化剂或2种催化剂组合使用或多种催化剂组合使用。

62. 根据权利要求1所述方法, 其特征在于:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油, 其胶质沥青质含量为10~90%、残炭为0.01~25%、金属含量为2~2000PPm;

(2) 第二加氢反应过程R20, 有机氧加氢脱除率大于40%、胶质沥青质加氢脱除率大于40%、残炭加氢脱除率大于35%、金属加氢脱除率大于60%。

63. 根据权利要求1所述方法, 其特征在于:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油, 其胶质沥青质含量为40~80%、残炭为5~20%、金属含量为50~700PPm;

(2) 第二加氢反应过程R20, 有机氧加氢脱除率大于60%、胶质沥青质加氢脱除率大于60%、残炭加氢脱除率大于70%、金属加氢脱除率大于80%。

64. 根据权利要求1所述方法, 其特征在于:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油, 其胶质沥青质含量为10~90%、残炭为0.01~25%、金属含量为2~2000PPm;

(2) 第二加氢反应过程R20, 烃组分HD的加氢裂化转化率大于25%。

65. 根据权利要求1所述方法, 其特征在于:

(1) (2) 劣质烃HDS来自煤焦油, 其胶质沥青质含量为40~80%、残炭为5~20%、金属含量为50~700PPm;

(2) 第二加氢反应过程R20, 烃组分HD的加氢裂化转化率大于45%。

66. 根据权利要求1所述方法, 其特征在于:

(2) 在第二加氢反应过程R20, 将第二加氢反应过程R20的终端产物或中间产物视为反应产物R20MP, 设置热高压分离过程R20MP-THPS;

在热高压分离过程R20MP-THPS, 分离反应流出物R10MP得到含有溶解氢气、常规沸点高

于350℃的常规液态烃的热高分液体R20MP-THPS-L和净产物物流R20MP-THPS-PP, R20MP-THPS-L中可能含有固体粒子;净产物物流R20MP-THPS-PP进入下游相邻加氢反应区;

基于热高分液体R20MP-THPS-L的包含烃类液体的物流R20MP-THPS-LR返回属于第二加氢反应过程R20的上游加氢反应区R20Z作为循环液相使用;

定义R20MP-THPS-LR的重量流率与上游加氢反应区R20Z及R20Z上游全部加氢反应区的劣质烃HDS原料的总重量流率之比为循环比KR200,循环比KR200为0.05~30。

67. 根据权利要求66所述方法,其特征在于:

(2) 在第二加氢反应过程R20,在子加氢反应区设置热高压分离过程R20MP-THPS;循环比KR200为2~10。

68. 根据权利要求66所述方法,其特征在于:

(2) 在第二加氢反应过程R20,在子加氢反应区设置热高压分离过程R20MP-THPS;

热高压分离过程RTHPS,设置在加氢反应器的上部空间,以液体收集器、导液管道、循环泵、送液管道组成的系统使R20MP-THPS-LR注入上游加氢反应空间R20Z中。

69. 根据权利要求66所述方法,其特征在于:

(2) 在第二加氢反应过程R20,在子加氢反应区设置热高压分离过程R20MP-THPS;

热高压分离过程R20MP-THPS,在独立的热高压分离器R20MP-THPS-E中完成;

在热高压分离器R20MP-THPS-E中,分离反应流出物R10MP得到含有溶解氢气、常规沸点高于350℃的常规液态烃的热高分液体R20MP-THPS-L和净产物物流R20MP-THPS-PP, R20MP-THPS-L中可能含有固体粒子;净产物物流R20MP-THPS-PP进入下游相邻子加氢反应区。

70. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(3) 在回收过程分SR,设置热高压分离过程THPS;

在热高压分离过程THPS,分离第二加氢反应流出物R20P得到含有氢气、杂质加氢产物、常规气体烃和常规沸点低于350℃的常规液态烃的热高分气体THPS-V和含有溶解氢气、常规沸点高于350℃的常规液态烃的热高分液体THPS-L, THPS-L中可能含有固体粒子。

71. 根据权利要求70所述方法,其特征在于:

(3) 在回收过程分SR,设置热高压分离过程THPS;

热高压分离过程THPS的操作条件为:温度为250~460℃、压力为4.0~30.0MPa。

72. 根据权利要求70所述方法,其特征在于:

(3) 在回收过程分SR,设置热高压分离过程THPS;

热高压分离过程THPS的操作条件为:温度为350~440℃、压力为10.0~25.0MPa。

73. 根据权利要求70所述方法,其特征在于:

(3) 在回收过程分SR,设置热高压分离过程THPS;

在热高分液体R10P-SL分流部分,基于热高分液体THPS-L的包含烃类液体的物流THPS-LR返回第二加氢反应过程R20;定义THPS-LR中常规沸点大于450℃烃组分的重量流率与劣质烃原料HDS中HD组分的重量流率之比为循环比K999,循环比K999为0.05~10。

74. 根据权利要求73所述方法,其特征在于:

(3) 在回收过程分SR,循环比K999为0.5~2。

75. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(3) 在回收过程分SR,设置冷高压分离过程LHPS、冷低压分离过程LLPS、冷低分油循环

洗涤甲烷过程；

在冷高压分离过程LHPS,基于第二加氢反应流出物R20P的包含第二加氢反应流出物R20P中大部分氢气组分的物流R10P-H100被分离为在体积上主要由氢气组成的富氢气气体LHPS-V和主要由常规液态烃组成的液体物流LHPS-L;富氢气气体LHPS-V用作SRV使用;

在冷低压分离过程LLPS,液体物流LHPS-L降压后分离为富含常规气体烃的冷低分气LLPS-V和和主要由常规液态烃组成的液体物流LLPS-L;

第一部分液体物流LLPS-L用作吸收油LLPS-LA,与基于第二加氢反应流出物R20P的包含第二加氢反应流出物R20P中大部分氢气组分的物流R10P-H100混合后进入冷高压分离过程LHPS;剩余部分液体物流LLPS-L用作冷低分油产物LLPS-LP。

76. 根据权利要求75所述方法,其特征在于:

(3) 在回收过程分SR,设置冷高压分离过程LHPS、冷低压分离过程LLPS、冷低分油循环洗涤甲烷过程;

冷高压分离过程LHPS的操作条件为:温度为20~70℃、压力为6.0~30.0MPa;

冷低压分离过程LLPS的操作条件为:温度为20~70℃、压力为0.01~3.0MPa;

定义吸收油LLPS-LA的重量流率与冷低分油产物LLPS-LP重量流率之比为吸收油循环比K300,K300为0.05~10。

77. 根据权利要求76所述方法,其特征在于:

(3) 在回收过程分SR,设置冷高压分离过程LHPS、冷低压分离过程LLPS、冷低分油循环洗涤甲烷过程;

冷高压分离过程LHPS的操作条件为:温度为20~50℃、压力为8.0~25.0MPa;、

冷低压分离过程LLPS的操作条件为:温度为20~50℃、压力为0.2~1.0MPa;

K300为0.5~4。

78. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(2) 在第二加氢反应过程R20,使用加氢催化剂R20C时,上流式加氢反应器R20E的结构形式选自下列中的1种或几种:

①悬浮床;

②沸腾床;

③移动床。

79. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(2) 在第二加氢反应过程R20,存在的固体颗粒选自下列中的一种或几种:

①煤加氢直接液化过程所得半焦颗粒;

②催化剂颗粒;

③铁锈颗粒;

④无机物颗粒;

⑤煤焦化过程产生的进入煤焦油中的固体颗粒;

⑥来自烃类热缩合过程的产物固体颗粒;

⑦来自页岩的固体颗粒;

⑧来自油砂的固体颗粒;

⑨其它存在于第二加氢反应产物BASE-R20P中的颗粒。

80. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于各步骤的操作条件为:

(1) 在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS来自煤焦油;

(2) 在第二加氢反应过程R20,第二加氢反应过程R20的操作条件为:温度为300~480℃、压力为6.0~30.0MPa、氢气/原料油体积比为300:1~4000:1、加氢催化剂R10C加入重量为HDS重量的0.001~8.0%、体积空速为0.1~10.0hr⁻¹;劣质烃HDS重量化学氢耗量为0.5~5.0%。

81. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于:

(2) 第二加氢反应过程R20的反应空间,分为2个或多个串联操作的子加氢反应区;

物流R10P-X0-TOR20分为两路或多路分路原料,第一路物流R10P-X0-TOR201进入第一子加氢反应区R201,第二路物流R10P-X0-TOR202不经过R201直接进入第二子加氢反应区R202;

串联布置的上游子加氢反应区的反应流出物进入下游相邻子加氢反应区,最后一个子加氢反应区的反应流出物作为第二加氢反应流出物R20P使用。

82. 根据权利要求81所述的方法,其特征在于:

(2) 在第二加氢反应过程R20,物流R10P-X0-TOR20分为二路,第一路物流R10P-X0-TOR201进入第一子加氢反应区R201,第二路物流R10P-X0-TOR202直接进入第二子加氢反应区R202;

第一路物流R10P-X0-TOR201占全部物流R10P-X0-TOR20的比例为0.40~0.60。

83. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于各步骤的操作条件为:

(2) 在第二加氢反应过程R20,物流R10P-X0-TOR20分为三路,第一路物流R10P-X0-TOR201进入第一子加氢反应区R201,第二路物流R10P-X0-TOR202直接进入第二子加氢反应区R202,第三路物流R10P-X0-TOR203直接进入第三子加氢反应区R203;

串联布置的上游子加氢反应区的反应流出物进入下游相邻子加氢反应区,第一子加氢反应区反应流出物R201P进入第二子加氢反应区R202,第二子加氢反应区反应流出物R202P进入第三子加氢反应区R203,第三子加氢反应区反应流出物R203P即最后一个子加氢反应区的反应流出物作为第二加氢反应流出物R20P使用;

第一路物流R10P-X0-TOR201占全部物流R10P-X0-TOR20的比例为0.1~0.75,第二路物流R10P-X0-TOR202占全部物流R10P-X0-TOR20的比例为0.1~0.75。

84. 根据权利要求83所述的方法,其特征在于:

①在第二加氢反应过程R20中,第一路物流R10P-X0-TOR201占全部物流R10P-X0-TOR20的比例为0.15~0.50,第二路物流R10P-X0-TOR202占全部物流R10P-X0-TOR20的比例为0.15~0.50。

85. 根据权利要求83所述的方法,其特征在于:

①在第二加氢反应过程R20中,第一路物流R10P-X0-TOR201占全部物流R10P-X0-TOR20的比例为0.25~0.45,第二路物流R10P-X0-TOR202占全部物流R10P-X0-TOR20的比例为0.25~0.45。

86. 根据权利要求1所述的方法,其特征在于各步骤的操作条件为:

(2) 在第二加氢反应过程R20,物流R10P-X0-TOR20分为四路,第一路物流R10P-X0-TOR201进入第一子加氢反应区R201,第二路物流R10P-X0-TOR202直接进入第二子加氢反应

区R202,第三路物流R10P-XO-TOR203直接进入第三子加氢反应区R203,第四路物流R10P-XO-TOR204直接进入第四子加氢反应区R204;

串联布置的上游子加氢反应区的反应流出物进入下游相邻子加氢反应区,第一子加氢反应区反应流出物R201P进入第二子加氢反应区R202,第二子加氢反应区反应流出物R202P进入第三子加氢反应区R203,第三子加氢反应区反应流出物R203P进入第四子加氢反应区R204,第四子加氢反应区反应流出物R204P即最后一个子加氢反应区的反应流出物作为第二加氢反应流出物R20P使用;

第一路物流R10P-XO-TOR201占全部物流R10P-XO-TOR20的比例为0.05~0.5,第二路物流R10P-XO-TOR202占全部物流R10P-XO-TOR20的比例为0.05~0.5,第三路物流R10P-XO-TOR203占全部物流R10P-XO-TOR20的比例为0.05~0.5。

87. 根据权利要求86所述的方法,其特征在于:

(2) 在第二加氢反应过程R20,第一路物流R10P-XO-TOR201占全部物流R10P-XO-TOR20的比例为0.15~0.4,第二路物流R10P-XO-TOR202占全部物流R10P-XO-TOR20的比例为0.15~0.4,第三路物流R10P-XO-TOR203占全部物流R10P-XO-TOR20的比例为0.15~0.4。

88. 根据权利要求86所述的方法,其特征在于:

(2) 在第二加氢反应过程R20,第一路物流R10P-XO-TOR201占全部物流R10P-XO-TOR20的比例为0.20~0.30,第二路物流R10P-XO-TOR202占全部物流R10P-XO-TOR20的比例为0.20~0.30,第三路物流R10P-XO-TOR203占全部物流R10P-XO-TOR20的比例为0.20~0.30。

89. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(3) 在回收过程SR,富氢气SRV的H₂体积浓度大于75%。

90. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(3) 在回收过程SR,富氢气SRV的H₂体积浓度大于85%。

91. 根据权利要求1至6中任一项所述方法,其特征在于:

(2) 在第二加氢反应过程R20,含有供氢烃SH的供氢烃物流SHS-TOR20进入第二加氢反应过程R20与R10P-XO-TOR20或其加氢转化物接触;

所述供氢烃SH指的是常规沸点高于330℃的部分饱和的双环芳烃和或部分饱和的多环芳烃;物流SHS-TOR20中供氢烃SH重量与物流SHS-TOR20中常规液态烃组分总重量之比,高出物流R10P-XO-TOR20中供氢烃SH重量与物流R10P-XO-TOR20中常规液态烃组分总重量之比至少3重量%;物流SHS-TOR20中常规液态烃组分氢元素平均重量含量高出物流R10P-XO-TOR20的常规液态烃的氢元素重量含量至少1.5重量%。

92. 根据权利要求91所述方法,其特征在于:

(2) 物流SHS-TOR20中供氢烃SH重量占常规液态烃组分总重量比例高于10重量%;

定义供氢烃物流SHS-TOR20的重量流量SHS-TOR20W与物流R10P-XO-TOR20中常规沸点高于450℃的烃组分HD的重量流量R10P-XO-TOR20-HDW之比为KSH200,即 $KSH200 = SHS-TOR20W/R10P-XO-TOR20-HDW$,KSH200为0.1~10.0。

93. 根据权利要求92所述方法,其特征在于:

(2) 物流SHS-TOR20中供氢烃SH重量占常规液态烃组分总重量比例高于15重量%;KSH200为0.5~5.0。

94. 根据权利要求92所述方法,其特征在于:

(2) 物流SHS-TOR20中供氢烃SH重量占常规液态烃组分总重量比例高于20重量%；
KSH200为1.0~3.0。

95. 根据权利要求91所述方法,其特征在于:

(2) 第二加氢反应过程R20分为至少2个串联操作的子加氢反应区,供氢烃物流SHS-TOR20全部进入第一子加氢反应区R201。

96. 根据权利要求92所述方法,其特征在于:

(2) 第二加氢反应过程R20分为至少2个串联操作的子加氢反应区,供氢烃物流SHS-TOR20的30~60%作为第一路供氢烃物流SHS-TOR201进入第一子加氢反应区R201,剩余的供氢烃物流SHS-TOR20X进入其它子加氢反应区。

97. 根据权利要求91所述方法,其特征在于:

供氢烃物流SHS-TOR20来自加工供氢烃前身物流SHS-TOR20BF的以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1的加氢反应流出物HPU1P;供氢烃物流SHS-TOR20中供氢烃SH重量占常规液态烃组分总重量比例高于6重量%;

定义供氢烃物流SHS-TOR20的重量流量SHS-TOR20W与物流R10P-XO-TOR20中常规沸点高于450℃的烃组分HD的重量流量R10P-XO-TOR20-HDW之比为KSH200,即 $KSH200 = SHS-TOR20W / R10P-XO-TOR20-HDW$, $KSH200 = 0.1 \sim 10$ 。

98. 根据权利要求97所述的方法,其特征在于:

劣质烃HDS为来自煤焦油的主要由常规沸点高于450℃的烃组分HD组成的物流;

供氢烃物流SHS-TOR20中供氢烃SH重量占常规液态烃组分总重量比例高于10重量%;

$KSH200 = 0.2 \sim 5$;

供氢烃前身物流SHS-TOR20BF选自下列物流中的一种或几种:

① 主要由常规沸点为350~450℃的低温煤焦油馏分组成的物流;

② 主要由常规沸点为350~450℃的中温煤焦油馏分组成的物流;

③ 主要由常规沸点为230~450℃的高温煤焦油馏分组成的物流;

④ 主要由包含常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的低温煤焦油馏分组成的物流;

⑤ 主要由包含常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的中温煤焦油馏分组成的物流;

⑥ 主要由脱酚后的常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的低温煤焦油馏分组成的物流;

⑦ 主要由脱酚后的常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的中温煤焦油馏分组成的物流。

99. 根据权利要求98所述的方法,其特征在于:

在以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1,来自煤焦油的主要由常规沸点为350~450℃的烃MF组成的物流MFS进行制供氢烃加氢反应HPU1R,至少一部分烃组分MF完成加氢改性反应得到加氢反应流出物HPU1P,基于加氢反应流出物HPU1P得到的供氢烃物流SHS-TOR20选自下列物流的一个或几个:

① 反应流出物HPU1P用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20;

②反应流出物HPU1P进入热高压分离过程HPU1-HS分离为热高分油HPU1-HSO和热高分气HPU1-HSV,至少一部分热高分油HPU1-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20;

③反应流出物HPU1P进入热高压分离过程HPU1-HS分离为热高分油HPU1-HSO和热高分气HPU1-HSV,至少一部分热高分油HPU1-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-TOR20进入第二加氢反应过程R20,至少一部分热高分油HPU1-HSO降压、脱气后所得液体HPU1-HSOA与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20;

④反应流出物HPU1P进入冷高压分离过程HPU1-CS分离为冷高分油HPU1-CSO和冷高分气HPU1-CSV,至少一部分冷高分油HPU1-CSO用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20;

⑤分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1P0和富氢气体;在加氢生成油HPU1P0分馏部分,分离加氢生成油HPU1P0得到富含供氢烃组分的物流,至少一部分富含供氢烃组分的物流用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20;

⑥分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1P0和富氢气体;在加氢生成油HPU1P0分馏部分,分离加氢生成油HPU1P0得到富含供氢烃组分的物流,至少一部分主要由常规沸点为350~450℃的富含供氢烃组分组成的物流用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20。

100. 根据权利要求98所述的方法,其特征在于:

在以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1,来自煤焦油的含有常规沸点为60~450℃烃LMF的物流LMFS完成深度加氢精制反应HPU1R转化为加氢反应流出物HPU1P,常规沸点为60~350℃的烃转化为石脑油和柴油组分,常规沸点为350~450℃的烃转化为富含供氢烃SH的加氢尾油,基于加氢反应流出物HPU1P得到的供氢烃物流SHS-TOR20选自下列物流的一个或几个:

①反应流出物HPU1P进入热高压分离过程HPU1-HS分离为热高分油HPU1-HSO和热高分气HPU1-HSV,至少一部分热高分油HPU1-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20;

②以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1的中间反应流出物HPU1MP进入热高压分离过程HPU1M-HS分离为热高分油HPU1M-HSO和热高分气HPU1MP-HSV,至少一部分热高分油HPU1M-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-TOR10进入加氢反应区HPU21,至少一部分热高分油HPU1M-HSO降压脱气后所得脱气油HPU1M-HSOA与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20;

③分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1P0和富氢气体;在加氢生成油HPU1P0分馏部分,分离加氢生成油HPU1P0得到富含供氢烃组分的物流,至少一部分富含供氢烃组分的物流用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20;

④分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1P0和富氢气体;在加氢生成油HPU1P0分馏部分,分离加氢生成油HPU1P0得到富含供氢烃组分的物流,至少一部分主要由常规沸点为350~450℃的富含供氢烃组分组成的物流用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-

TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20。

101. 根据权利要求97所述的方法,其特征在于:

在以供氢烃物流SHS-TOR20制备为目标的加氢反应区HPU1,以最大限度制取供氢烃为目标。

102. 根据权利要求91所述方法,其特征在于:

供氢烃物流SHS-TOR20,是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为300~490℃烃组分的馏分油。

103. 根据权利要求91所述方法,其特征在于:

供氢烃物流SHS-TOR20,是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为330~450℃烃组分的馏分油。

104. 根据权利要求97所述方法,其特征在于:

供氢烃前身物物流SHS-TOR20BF,是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为300~490℃烃组分的馏分油。

105. 根据权利要求97所述方法,其特征在于:

供氢烃前身物物流SHS-TOR20BF,是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为330~450℃烃组分的馏分油。

106. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,使用的氢气物流为新氢物流。

107. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(2) 在第二加氢反应过程R20,物流R10P-X0-TOR20分为N路分路原料物流R10P-X0-TOR201、物流R10P-X0-TOR202、...、物流R10P-X0-TOR20N,其中 $N \geq 2$;

在第二加氢反应过程R20,使用的上流式反应器R20E的台数为M, $M \geq N+1$;

分路劣质烃R10P-X0-TOR20X进入第X台上流式反应器R20XE;

自第N台上流式反应器R20NE的内部空间获得主要由液相组成的物流R20NE-SL,至少一部分物流R20NE-SL循环返回选自R201E至R20NE范围内的任意反应器的反应空间;

自第M台上流式反应器R1ME的内部空间获得主要由液相组成的物流R20ME-SL,至少一部分物流R20ME-SL循环返回至反应器R20NE后的任意一台反应器的反应空间。

108. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS来自煤焦油;

(2) 第二加氢反应过程R20的操作条件为:温度为300~500℃、压力为6.0~30.0MPa、氢气/原料油体积比为300:1~4000:1、加氢催化剂R20C加入重量为HDS重量的0.001~8.0%、体积空速为0.1~10.0hr⁻¹。

109. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS来自煤焦油;

(2) 第二加氢反应过程R20的操作条件为:温度为350~460℃、压力为10.0~25.0MPa、氢气/原料油体积比为300:1~2000:1、加氢催化剂R10C加入重量为HDS重量的0.01~5.0%、体积空速为0.2~5.0hr⁻¹。

110. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS来自煤焦油;

(2) 第二加氢反应过程R20的操作条件为:温度为380~460℃、压力为17.0~23.0MPa、氢气/原料油体积比为500:1~1200:1、加氢催化剂R10C加入重量为HDS重量的0.3~3.0%、体积空速为0.3~2.0hr⁻¹。

111. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油,其胶质沥青质含量为10~90%、残炭为0.01~25%、金属含量为2~2000PPm;

在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS进行以加氢芳烃浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R,胶质沥青质加氢脱除率大于3%、残炭加氢脱除率大于3%;

(2) 在第二加氢反应过程R20,第二加氢反应流出物R20P中常规液态烃的氢元素重量含量高于9.0%;

在第二加氢反应过程R20,劣质烃HDS重量化学氢耗量高于1.5%;

在第二加氢反应过程R20,劣质烃HDS的脱残炭率大于50%;

在第二加氢反应过程R20,劣质烃HDS的加氢裂化转化率大于25%。

112. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油,其胶质沥青质含量为40~80%、残炭为5~20%、金属含量为50~700PPm;

在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS进行以加氢芳烃浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R,胶质沥青质加氢脱除率大于5%、残炭加氢脱除率大于5%;

(2) 在第二加氢反应过程R20,劣质烃HDS来自煤焦油,第二加氢反应流出物R20P中常规液态烃的氢元素重量含量高于10.0%;

在第二加氢反应过程R20,劣质烃HDS重量化学氢耗量高于2.5%;

在第二加氢反应过程R20,劣质烃HDS的脱残炭率大于70%;

在第二加氢反应过程R20,劣质烃HDS的加氢裂化转化率大于40%。

113. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(2) 第二加氢反应过程R20使用的加氢反应器R20X为1~5台。

114. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(2) 第二加氢反应过程R20使用的加氢反应器R20X为2~4台。

115. 根据权利要求97所述方法,其特征在于:

(2) 供氢烃前身物物流SHS-TOR20-BF主要由常规沸点为350~450℃的煤焦油馏分组成;

以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1的操作条件为:温度为250~460℃、压力为6.0~30.0MPa、氢气/原料油体积比为300:1~3000:1、加氢催化剂HPU3-CAT体积空速为0.05~5.0hr⁻¹;劣质烃HDS重量化学氢耗量为0.5~4.5%重量。

116. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(3) 在回收部分SR,至少一部分富氢气气体SRV作为待提纯氢气SRV-C进入氢气提纯单元GH100分离为提纯氢气SRV-CH和提纯尾气SRV-CC,至少一部分提纯氢气SRV-CH返回加氢反应过程循环使用。

117. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 劣质烃HDS含有机氧;

(3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气SRV和主要由常规液态烃组成的液体物流SRL,至少第一部分富氢气SRV返回第二加氢反应过程R20作为反应过程用循环氢气SRV-T0-R10循环使用,至少第二部分富氢气SRV与基于第二加氢反应流出物R20P的含有第二加氢反应流出物R20P中大部分氢气、大部分水蒸气的物流R10P-HH混合后作为降低水蒸气分压的循环氢气SRV-200循环使用;

循环氢气SRV-T0-R1,最终循环进入到富氢气SRV中;

循环氢气SRV-R200,最终循环进入到富氢气SRV中。

118. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油F00;

在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~360℃的烃组成的轻馏分FOL和主要由常规沸点大于360℃的烃组成的包含常规沸点高于450℃的烃HD的重馏分FOMH,至少一部分重馏分FOMH用作劣质烃HDS;至少一部分轻馏分FOL进入预加氢过程RFOL转化为加氢反应流出物RFOL-P,加氢反应流出物RFOL-P或其生成油或其生成油馏分油,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20。

119. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油F00;

在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~360℃的烃组成的轻馏分FOL和主要由常规沸点大于360℃的烃组成的包含常规沸点高于450℃的烃HD的重馏分FOMH,至少一部分重馏分FOMH用作劣质烃HDS;

至少一部分轻馏分FOL进入预加氢过程RFOL转化为加氢反应流出物RFOL-P;

加氢反应流出物RFOL-P进入热高压分离过程RFOL-P-THPS分离为热高分气RFOL-P-THPS-V和热高分油RFOL-P-THPS-L;

基于热高分油RFOL-P-THPS-L的物流RFOL-P-THPS-LX,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20;

(3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气SRV和主要由常规液态烃组成的液体物流SRL,至少一部分富氢气SRV返回加氢反应过程循环使用;

至少一部分热高分气RFOL-P-THPS-V的回收过程与至少一部分第二加氢反应流出物R20P的回收过程SR共用。

120. 根据权利要求7所述方法,其特征在于:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油F00;

在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~360℃的烃组成的轻馏分FOL和主要由常规沸点大于360℃的烃组成的包含常规沸点高于450℃的烃HD的重馏分FOMH,至少一部分重馏分FOMH用作劣质烃HDS;

至少一部分轻馏分FOL进入预加氢过程RFOL转化为加氢反应流出物RFOL-P;

加氢反应流出物RFOL-P进入热高压分离过程RFOL-P-THPS分离为热高分气RFOL-P-THPS-V和热高分油RFOL-P-THPS-L;

基于热高分油RFOL-P-THPS-L的物流RFOL-P-THPS-LX,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20;

(3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气SRV和主要由常规液态烃组成的液体物流SRL,至少一部分富氢气SRV返回加氢反应过程循环使用;

(4) 在加氢提质反应过程R60,在氢气和加氢提质催化剂R60C存在条件下,至少一部分液体物流SRL进行加氢提质反应R60R得到加氢提质反应产物R60P,加氢提质反应R60R的效果是脱除杂质或降低烃油密度或降低烃油沸点;

至少一部分热高分气RFOL-P-THPS-V的加氢改质反应过程与至少一部分加氢提质反应过程R60共用。

121. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油F00;

在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~450℃的烃组成的轻馏分FOLM和主要由常规沸点大于450℃的烃组成的重馏分FOD,至少一部分重馏分FOD用作劣质烃HDS;至少一部分轻馏分FOLM进入预加氢过程RFOLM转化为加氢反应流出物RFOLM-P,加氢反应流出物RFOLM-P或其生成油或其生成油馏分油,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20。

122. 根据权利要求7所述方法,其特征在于:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油F00;

在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~450℃的烃组成的轻馏分FOLM和主要由常规沸点大于450℃的烃组成的重馏分FOD,至少一部分重馏分FOD用作劣质烃HDS;

至少一部分轻馏分FOLM进入预加氢过程RFOLM转化为加氢反应流出物RFOLM-P;

加氢反应流出物RFOLM-P进入热高压分离过程RFOLM-P-THPS分离为热高分气RFOLM-P-THPS-V和热高分油RFOLM-P-THPS-L;

基于热高分油RFOLM-P-THPS-L的物流RFOLM-P-THPS-LX,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20;

(3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气SRV和主要由常规液态烃组成的液体物流SRL,至少一部分富氢气SRV返回加氢反应过程循环使用;

至少一部分热高分气RFOLM-P-THPS-V的回收过程与至少一部分第二加氢反应流出物R20P的回收过程SR共用。

123. 根据权利要求7所述方法,其特征在于:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油F00;

在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~450℃的烃组成的轻馏分FOLM和主要由常规沸点大于450℃的烃组成的重馏分FOD,至少一部分重馏分FOD用作劣质烃HDS;

至少一部分轻馏分FOLM进入预加氢过程RFOLM转化为加氢反应流出物RFOLM-P;

加氢反应流出物RFOLM-P进入热高压分离过程RFOLM-P-THPS分离为热高分气RFOLM-P-THPS-V和热高分油RFOLM-P-THPS-L;

基于热高分油RFOLM-P-THPS-L的物流RFOLM-P-THPS-LX,进入第一加氢反应过程R10或

第二加氢反应过程R20;

(3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气SRV和主要由常规液态烃组成的液体物流SRL,至少一部分富氢气SRV返回加氢反应过程循环使用;

(4) 在加氢提质反应过程R60,在氢气和加氢提质催化剂R60C存在条件下,至少一部分液体物流SRL进行加氢提质反应R60R得到加氢提质反应产物R60P,加氢提质反应R60R的效果是脱除杂质或降低烃油密度或降低烃油沸点;

至少一部分热高分气RFOLM-P-THPS-V的加氢改质反应过程与至少一部分加氢提质反应过程R60共用。

124. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油F00;

在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~360℃的烃组成的轻馏分FOL、主要由常规沸点为360~450℃的烃组成的中低温煤焦油中馏分FOM和主要由常规沸点大于450℃的烃组成的重馏分FOD,至少一部分重馏分FOD用作劣质烃HDS;至少一部分中馏分FOM进入预加氢过程RFOM转化为加氢反应流出物RFOM-P,加氢反应流出物RFOM-P或其生成油或其生成油馏分油,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20。

125. 根据权利要求7所述方法,其特征在于:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油F00;

在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~360℃的烃组成的轻馏分FOL、主要由常规沸点为360~450℃的烃组成的中低温煤焦油中馏分FOM和主要由常规沸点大于450℃的烃组成的重馏分FOD,至少一部分重馏分FOD用作劣质烃HDS;

至少一部分中馏分FOM进入预加氢过程RFOM转化为加氢反应流出物RFOM-P;

加氢反应流出物RFOM-P进入热高压分离过程RFOM-P-THPS分离为热高分气RFOM-P-THPS-V和热高分油RFOM-P-THPS-L;

基于热高分油RFOM-P-THPS-L的物流RFOM-P-THPS-LX,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20;

(3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气SRV和主要由常规液态烃组成的液体物流SRL,至少一部分富氢气SRV返回加氢反应过程循环使用;

至少一部分热高分气RFOM-P-THPS-V的回收过程与至少一部分第二加氢反应流出物R20P的回收过程SR共用。

126. 根据权利要求7所述方法,其特征在于:

(1) 劣质烃HDS来自煤焦油F00;

在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~360℃的烃组成的轻馏分FOL、主要由常规沸点为360~450℃的烃组成的中低温煤焦油中馏分FOM和主要由常规沸点大于450℃的烃组成的重馏分FOD,至少一部分重馏分FOD用作劣质烃HDS;

至少一部分中馏分FOM进入预加氢过程RFOM转化为加氢反应流出物RFOM-P;

加氢反应流出物RFOM-P进入热高压分离过程RFOM-P-THPS分离为热高分气RFOM-P-THPS-V和热高分油RFOM-P-THPS-L;

基于热高分油RFOM-P-THPS-L的物流RFOM-P-THPS-LX,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20;

(3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气SRV和主要由常规液态烃组成的液体物流SRL,至少一部分富氢气SRV返回加氢反应过程循环使用;

(4) 在加氢提质反应过程R60,在氢气和加氢提质催化剂R60C存在条件下,至少一部分液体物流SRL进行加氢提质反应R60R得到加氢提质反应产物R60P,加氢提质反应R60R的效果是脱除杂质或降低烃油密度或降低烃油沸点;

至少一部分热高分气RFOM-P-THPS-V的加氢改质反应过程与至少一部分加氢提质反应过程R60共用。

127. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气SRV和主要由常规液态烃组成的可能含有固体颗粒的液体物流SRL;

分离液体物流SRL得到含有常规沸点大于350℃的烃组分的热裂化重油物流R20P-HO,至少一部分热裂化重油物流R20P-HO作为循环油R20P-HO-TOR10去第一加氢反应过程R10。

128. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气SRV和主要由常规液态烃组成的可能含有固体颗粒的液体物流SRL;

分离液体物流得到主要由常规沸点为350~530℃的烃组分组成的热裂化重油物流R20P-HO,至少一部分热裂化重油物流R20P-HO作为循环油R20P-HO-TOR10去第一加氢反应过程R10。

129. 根据权利要求118所述方法,其特征在于:

(3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气SRV和主要由常规液态烃组成的可能含有固体颗粒的液体物流SRL;

分离液体物流得到主要由常规沸点为350~530℃的烃组分组成的热裂化重油物流R20P-HO和主要由常规沸点大于530℃的烃组分组成的热裂化渣油,至少一部分热裂化重油物流R20P-HO作为循环油R20P-HO-TOR10去第一加氢反应过程R10。

130. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,基于R10P的含有R10P中烃油的物流R10P-XO-TOR20经过加热炉升温后进入第二加氢反应过程R20。

131. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气SRV和主要由常规液态烃组成的可能含有固体颗粒的液体物流SRL;

分离液体物流得到含有常规沸点大于350℃的烃组分的热裂化重油物流R20P-HO,至少一部分热裂化重油物流R20P-HO作为循环油R20P-HO-TOR20去第二加氢反应过程R20。

132. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气SRV和主要由常规液态烃组成的可能含有固体颗粒的液体物流SRL;

分离液体物流得到主要由常规沸点大于350℃的烃组分组成的热裂化重油物流R20P-

H0,至少一部分热裂化重油物流R20P-H0作为循环油R20P-H0-TOR20去第二加氢反应过程R20。

133. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气体SRV和主要由常规液态烃组成的可能含有固体颗粒的液体物流SRL;

分离液体物流得到主要由常规沸点为350~530℃的烃组分组成的热裂化重油物流R20P-H0和主要由常规沸点大于530℃的烃组分组成的热裂化渣油,至少一部分热裂化重油物流R20P-H0作为循环油R20P-H0-TOR20去第二加氢反应过程R20。

134. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,使用悬浮床加氢反应器,使用的加氢催化剂R10C,随第一加氢反应过程R10进料一起进入第一加氢反应过程R10。

135. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,使用悬浮床加氢反应器,使用的加氢催化剂R10C,随第一加氢反应过程R10进料一起进入第一加氢反应过程R10;

(2) 在第二加氢反应过程R20,不再添加新的催化剂,此时加氢催化剂R20C为来自第一加氢反应过程R10的加氢催化剂R10C。

136. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,使用悬浮床加氢反应器,使用的加氢催化剂R10C,随第一加氢反应过程R10进料一起进入第一加氢反应过程R10;

(2) 在第二加氢反应过程R20,使用悬浮床加氢反应器,使用的加氢催化剂R20C,添加不同于加氢催化剂R10C的加氢热裂化反应催化剂R20C-2,此时加氢催化剂R20C包含加氢热裂化反应催化剂R20C-2和来自第一加氢反应过程R10的加氢催化剂R10C。

137. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,使用悬浮床加氢反应器,使用的加氢催化剂R10C,随第一加氢反应过程R10进料一起进入第一加氢反应过程R10,第一加氢反应过程R10不存在第二加氢反应过程R20使用的加氢热裂化反应催化剂R20C-2;

(2) 在第二加氢反应过程R20,使用悬浮床加氢反应器,使用的加氢催化剂R20C,添加不同于加氢催化剂R10C的加氢热裂化反应催化剂R20C-2,此时加氢催化剂R20C包含加氢热裂化反应催化剂R20C-2和来自第一加氢反应过程R10的加氢催化剂R10C。

138. 根据权利要求1所述方法,其特征在于:

(1) 在第一加氢反应过程R10,使用悬浮床加氢反应器,使用的加氢催化剂R10C,随第一加氢反应过程R10进料一起进入第一加氢反应过程R10;第一加氢反应过程R10存在的第二加氢反应过程R20使用的加氢热裂化反应催化剂R20C-2,是随着分离第二加氢反应流出物R20P所得的烃油循环物流进入第一加氢反应过程R10的;

(2) 在第二加氢反应过程R20,使用悬浮床加氢反应器,使用的加氢催化剂R20C,添加不同于加氢催化剂R10C的加氢热裂化反应催化剂R20C-2,此时加氢催化剂R20C包含加氢热裂化反应催化剂R20C-2和来自第一加氢反应过程R10的加氢催化剂R10C。

设置加氢芳烃浅度饱和反应过程的劣质烃加氢热裂化方法

技术领域

[0001] 本发明涉及设置加氢芳烃浅度饱和反应过程的劣质烃加氢热裂化方法,在劣质烃HDS如金属、多环芳烃、胶质、沥青质含量高的煤焦油重油的加氢芳烃浅度饱和反应过程R10,基于多环芳烃中间芳环 π 键的超离域能大于外侧芳环 π 键的超离域能的规律,在液相反应为主的条件下进行多环芳烃的加氢芳烃浅度饱和反应使其中间芳环被饱和,HDS进行脱残炭反应的同时制造出位于多环结构芳烃的中间位置的离解能低的亚甲基桥键,为加氢热裂化反应过程R20提供富含宜裂解键的热裂化料,也利于提高六元环烃系物的产率;R10低氢油比操作可提高反应空间液相反应效率,R10和R20之间可设立加热器,R10使用供氢烃物流联合加工效果更佳。

背景技术

[0002] 本发明所述煤焦油重油HDS,指的是来自煤焦油的常规沸点高于450℃的馏分如煤沥青,通常富含金属、多环芳烃、胶质和沥青质。

[0003] 本发明所述煤焦油重油HDS的加氢轻质化过程,指的是煤焦油重油加氢转化生产常规沸点低于450℃馏分的过程,该过程通常包含加氢热裂化反应,适宜的反应器形式是上流式膨胀床加氢反应器如悬浮床加氢反应器或沸腾床加氢反应器或移动床反应器。

[0004] 本发明所述煤焦油重油HDS,也是煤焦油悬浮床加氢热裂化反应过程R20的目标反应组分;R20伴随反应的理想溶剂油是常规沸点为330~450℃的烃组分BSAA,在R20基本处于液相状态故可以充当溶剂油或稀释油组分;R20伴随反应的常规沸点低于330℃的烃组分,在R20多数处于气相状态故充当溶剂油或稀释油组分的效率太低,反而产生不利影响如降低氢气分压、因富氧而产生水蒸气、发生过度的热裂化造气反应并产生高芳碳率芳烃、降低液体产品收率、增加氢耗、增加反应温升。

[0005] 本发明涉及煤焦油的加氢反应过程,特别涉及使用常规沸点为330~450℃的供氢溶剂油的常规沸点高于450℃的煤焦油重馏分HDS的使用悬浮床的加氢热裂化过程R20。

[0006] 关于中低温煤焦油的不同馏分段的分子结构、分子大小、胶质沥青质在芳烃油中的溶解能力,CN104927914A包含使用供氢烃的低氢油比预加氢过程的高芳烃加氢方法的说明书第10段至第14段已经有所描述。实际上,煤焦油中的胶质、沥青质组分,本身就是常温下(30~80℃)分散存在于其它轻质芳烃溶剂中的溶质,二者共同构成相对均一的溶液,很明显,溶剂量越大,溶质的分散度越大,胶质、沥青质组分的热运动碰撞几率越低。

[0007] 密度高的劣质煤焦油重馏分HDS中富含的多环芳烃属于芳碳率高的环结构中缺乏亚甲基桥的多环结构芳烃KEYC,密度高的劣质煤焦油重馏分HDS中富含的胶状沥青状组分属于芳碳率高的环结构中缺乏亚甲基桥的多环结构芳烃KEYCX的复合体或缔合物,本发明关心的问题是:在减少或不增加胶状沥青状组分的热缩合成为无法回收转化为轻质油的热缩合物如液相焦或固体焦炭的转化率的前提下,如何提高难以热裂化的芳碳率高的芳烃KEYC、KEYCX的复合体或缔合物在悬浮床加氢热裂化反应过程R20中的热裂化轻质化转化率,当然也会涉及如何提高自R20的产物R20P所得进入反应过程R20的循环油中胶状沥青状

组分的转化率。

[0008] 下面描述劣质煤焦油重馏分HDS在悬浮床加氢热裂化反应过程R20中的主要反应。

[0009] 在煤焦油重馏分HDS的使用悬浮床的加氢热裂化反应过程R20中,最主要的目标反应是胶状沥青状组分的多环芳烃的加氢热裂化反应,如果不含本发明所述加氢芳烃浅度饱和反应过程R10,该加氢热裂化反应过程R20的目标加氢热裂化反应即正反应至少包含下述两个串联步骤:

[0010] ①1个包含低离解能桥键的大分子发生热裂化反应,生成至少2个分子量较小的裂解物自由基;该步骤消耗能量且存在裂解能门槛,速度较慢;

[0011] 期望的状沥青状组分的多环芳烃的加氢热裂化反应的断键位置,是在多环芳烃的中间环上,这样产生低环数结构烃类产物;

[0012] ②裂解物自由基快速发生加氢稳定反应,生成较稳定的分子。

[0013] 如果目标反应物中的低离解能桥键的含量太低,则目标反应物的目标加氢热裂化反应很难进行即目标反应物的目标加氢热裂化反应转化率很低,或者需要大幅度提高反应温度,这样热反应中的副反应将快速增加,总体副反应趋势是增加负反应:

[0014] ①增加第一负反应--目标反应物的非目标热反应即深度热缩合反应,如芳烃脱氢深度热缩合反应,即增加难以回收转化为轻质油的热缩合物如重胶质、重沥青质的产率,增加无法回收转化为轻质油的热缩合物如液相焦或固体焦炭的产率;这将大幅度恶化热裂化反应过程的液相组成,使其粘度大幅度增加,溶解氢气、传递氢气、供氢能力大幅度降低,稠环芳烃、胶质、沥青质的碰撞缩合几率大幅度增加,提高液相的热缩合结焦反应速度,增加反应器器壁、热高分器器壁结焦的速度,威胁装置长周期运转;过高的热裂化温度会加剧上述恶果;

[0015] 基于第一负反应,由于悬浮床热裂化反应过程通常使用大量的液体产物循环油,长期的循环操作结果,自然地将导致稠环芳烃、胶质、沥青质在反应器空间的积累性沉积,高度恶化液相组成即恶化液相反应条件;

[0016] ②增加第二负反应--非目标反应物如烃组分BSAA的浅度热缩合反应如芳烃浅度热缩合反应,即增加多环芳烃的浅度缩合物稠环芳烃BSAAD的产率,虽然这些浅度缩合物稠环芳烃BSAAD的大部分在一定加氢和或热裂化条件下仍能转变为轻质油,这也增加了BSAAD的二次加氢和二次裂化任务量,无论是返回R20的循环加氢热裂化、还是后续的加氢和裂化步骤;另一方面,至少一部分稠环芳烃BSAAD将逐步转化为胶质、沥青质,即在反应过程又增加产生了部分目标反应组分,加剧悬浮床热裂化反应过程的液相性质的恶化;

[0017] 第二负反应为第一负反应制造原料,是第一负反应的帮凶;

[0018] ③增加第三负反应--非目标反应物如长侧链芳烃BSLL的热裂化断侧链反应即增加气体产率、增加短侧链芳烃浓度,削弱芳核基团之间的因长链形成的空间位阻效应,增加短侧链芳烃的热缩反应几率;

[0019] 第三负反应为第二负反应制造原料,是第二负反应的帮凶。

[0020] 实际上,为了避免热反应的副反应大量发生,维持热裂化目标产品即常规沸点为60~350℃的热裂化烃产物的高收率,操作温度不能过高,比如应低于焦化温度495~525℃一定距离,这样通常导致热裂化操作温度较低即导致热裂化反应速度较低;为了抑制热缩合反应、抑制二次裂解反应,加氢热裂化反应过程R20通常在高氢分压下操作并使用加氢催

化剂,裂解物自由基加氢饱和反应通常快于热裂化反应速度,因此,目标反应物加氢热裂化反应的控制步骤通常是热裂化反应。由于标反应物HDS的热裂化反应速度与目标反应物中低离解能桥键的含量成正比,因此,可以说,目标反应物中低离解能桥键的含量直接地强烈地影响着热裂化反应速度;而提高热裂化反应速度,意味着降低热裂化时间,结果是降低热缩合反应量或降低热缩合反应深度,这将直接降低产物R20P中所含热缩合物的含量和热缩合物的稠环度,降低自产物R20P所得进入反应过程R20的循环油中的胶状沥青状组分的转化负荷、转化率和循环比。

[0021] 下面描述劣质煤焦油重馏分HDS在悬浮床加氢热裂化反应过程R20中,常规沸点为330~450℃的烃组分的伴随反应组分BSAA的主要反应。

[0022] 在煤焦油重馏分HDS的使用悬浮床的加氢热裂化反应过程R20中,最主要的伴随反应是伴随反应组分BSAA的目标加氢热裂化反应即正反应,如果不含本发明所述预加氢反应过程R10,该加氢热裂化反应过程R20至少包含下述两个串联步骤:

[0023] ①1个包含低离解能桥键的大分子发生热裂化反应,生成至少2个分子量较小的裂解物自由基;

[0024] ②裂解物自由基快速发生加氢饱和反应,生成较稳定的分子。

[0025] 很明显,伴随反应组分BSAA加氢热裂化反应的控制步骤是目标反应物的热裂化反应,而伴随反应组分BSAA的热裂化反应速度与目标反应物中低离解能桥键的含量成正比,如果伴随反应组分BSAA中的低离解能桥键的含量太低,则伴随反应组分BSAA的目标加氢热裂化反应很难进行即伴随反应组分BSAA的加氢热裂化反应转化率很低,或者需要大幅度提高反应温度,这样热反应中的副反应将快速增加,总体副反应趋势是增加负反应:

[0026] ①增加非目标热缩合反应如芳烃热缩合反应,即增产稠环度更高的缩合芳环,或将部分饱和的3环、4环芳烃脱氢成为环炭全部为芳炭的芳烃即增产芳烃的芳炭率,这些组分与其前身物芳烃相比氢含量均下降,对于其目标热裂化轻质化反应而言,热缩和反应属于远离目标的逆向反应,热缩合物的热裂化轻质化反应:步骤更多、消耗的能量更多;

[0027] ②增加非目标热裂化反应如芳烃侧链断裂反应即增加气体产率。

[0028] 同时存在伴随反应组分BSAA中的供氢烃的供氢反应:在夺氢剂(比如芳碳率100%的多环芳烃)的存在下,组分BSAA中的供氢烃释放活性氢后提高芳碳率。

[0029] 很明显,在悬浮床加氢热裂化反应过程R10中,劣质煤焦油重馏分HDS和伴随反应组分BSAA,无论是正向反应即目标热裂化轻质化反应的反应条件、还是逆向反应即热缩合反应和造气反应的反应条件,均具有一致性。因此,本文描述的对于煤焦油重馏分HDS有某种影响的操作条件,实际上对伴随反应组分BSAA也有相近或相似的影响。

[0030] 与富含亚甲基桥键的密度低的煤焦油重馏分相比,对于富含芳碳率高的缺乏亚甲基桥键的胶状沥青状组分的煤焦油重馏分HDS而言,使用悬浮床加氢热裂化过程R20,必然产生上述“目标热裂化反应速度小、热裂化反应时间长、热缩合反应多”的反应选择性差的结果,这样的结果对于工业技术的正常期望结果而言,可以说极不理想甚至是失败的。其根源在于煤焦油重馏分HDS中的多环芳烃、胶状沥青状组分是芳碳率高的缺乏亚甲基桥键的烃组分。

[0031] 基于以上分析可以看出,鉴于密度高的劣质煤焦油重馏分HDS是富含芳碳率高的环结构中缺乏亚甲基桥的多环芳烃、胶状沥青状组分的高浓度液相,其目标反应物的目标

热裂化轻质化反应以液相反应为主,其富反应热缩合反应也是以液相反应为主,正反应与负反应表现为同一液相同一组分的方向相反的竞争反应,因此液相溶液的环境中提供的正反应与负反应条件的竞争性,对反应方向起着决定作用,是决定加氢热裂化反应过程R20工业装置操作成败的关键;在加氢热裂化反应过程R20,尽管操作氢压、操作温度、催化剂、氢油体积比、空速工艺参数的对“正反应与负反应条件的竞争性”均有影响,但是相比之下,液相中烃组组分的相对关系或者说液相烃组成,是成对正反应与负反应的竞争结果影响最强烈的直接因素;由于劣质煤焦油重馏分HDS中多环芳烃、胶状沥青状组分含量太高已经成为实际液相的主体组分,彼此之间相互影响互为溶剂,因此“为了改变正反应与负反应选择性反应而改变液相溶剂烃组成”,其实已经等同于“为了改变正反应与负反应选择性反应而改变原料油烃组成”,这已经不是加氢热裂化反应过程R20的任务,而是要求增加一个先导反应过程——加氢芳烃浅度饱和反应过程,其任务是“HDS先进行先导性加氢轻质化反应(或者说加氢精制性加氢轻质化反应),在脱残炭反应的同时制造出位于多环结构芳烃的中间位置的离解能低的亚甲基桥键,为加氢热裂化反应过程R20提供富含宜裂解键的热裂化料”,最终构成以下较为合理的反应链条:“多环芳烃类烃组分→先导性加氢轻质化反应(加氢芳烃浅度饱和反应)→热裂化反应→裂解物自由基加氢稳定反应”

[0032] 上述分析表明,对于富含芳碳率高的缺乏亚甲基桥键的胶状沥青状组分的煤焦油重馏分HDS而言,在悬浮床加氢热裂化过程R20中,为了提高目标物热裂化轻质化反应速度、抑制热反应中的副反应,最好在以热裂化反应为主的加氢热裂化反应过程R20之前,将煤焦油重馏分HDS的分子结构进行调整,必须在抑制热反应中的副反应的条件比如采用较低的反应温度、加氢饱和功能较强的催化剂、较多的供氢烃,在胶状沥青状组分的多环芳烃结构中制造易于发生热裂化反应的低离解能桥键如亚甲基桥等,也就是说需要安排一个条件适宜的加氢芳烃浅度饱和反应过程R10。

[0033] 基于上述分析,本发明提出设置加氢芳烃浅度饱和反应过程的劣质烃加氢热裂化方法,其基本构想是:在劣质烃HDS如金属、多环芳烃、胶质、沥青质含量高的煤焦油重油的加氢芳烃浅度饱和反应过程R10,基于多环芳烃中间芳环 π 键的超离域能大于外侧芳环 π 键的超离域能的规律,在液相反应为主的条件下进行多环芳烃的加氢芳烃浅度饱和反应使其中间芳环被饱和,HDS进行脱残炭反应的同时制造出位于多环结构芳烃的中间位置的离解能低的亚甲基桥键,为加氢热裂化反应过程R20提供富含宜裂解键的裂化料,也利于提高六元环烃系物的产率;R10低氢油比操作可提高反应空间液相反应效率,R10和R20之间可设立加热器,R10使用供氢烃物流联合加工效果更佳。

[0034] 设置加氢芳烃浅度饱和反应过程R10,为加氢裂化反应过程R20准备目标裂解键更多的裂解原料烃,这是现有的煤焦油悬浮床加氢热裂化工艺中没有提及的技术命题,当然这要求加氢芳烃浅度饱和反应过程R10操作温度较低和或使用具备适宜加氢饱和功能的加氢催化剂和或使用大量供氢烃和或采用更低的氢油体积比,相应的工艺措施或效果是:

[0035] ①降低操作温度或使反应过程温差缩小是容易实现的,可能需要采用液体产物大循环比操作方案;

[0036] ②使用加氢饱和功能适宜强的加氢催化剂,如微米级的微晶辉钼矿(MoS_2)或其它高效复合型催化剂;

[0037] ③使用大量供氢烃,是容易实现的,利用煤焦油中的常规沸点为330~450℃的烃

组分BSAA即可制备得到;HDS还可以采用分路供料方式;

[0038] ④采用低的氢油体积比,是容易实现的,在保证反应氢气分压的前提下,降低氢油体积比,可以延长反应器反应空间的液相停留时间,增加HDS的加氢脱残炭反应深度。

[0039] 关于加氢饱和功能适宜强的加氢催化剂,记载这类技术的一个文献见:①出版物名称:《加氢处理工艺与工程》,66页至68页;②检索用图书编码:ISBN编码:7-80164-665-7;中国版本图书馆CIP数据核字:(2004)第128349号;③主编:李大东;④出版社:中国石化出版社。意大利ENI公司开发的渣油悬浮床加氢技术EST使用的微米级的微晶辉钼矿(MoS_2),就是一种促进加氢反应而不促进裂化反应的加氢活性很高的加氢催化剂,能快速饱和热裂化产生的C-C和C-杂原子自由基,具有一定的芳烃加氢饱和催化能力,能有效抑制芳香簇团的缩合反应即抑制生焦反应。实验证明,这种Mo催化剂的加氢性能相对于过渡金属Ni、V、Co、Fe等都更好一些。EST技术处理多种劣质原油和超重原油的减压渣油的试验表明,在400~425℃和16.0MPa的反应条件下进行缓和加氢裂化,>1000PPm含量的微晶辉钼矿催化剂添加量能抑制生焦并促进脱金属、脱残炭等加氢改质反应,转化率>99%,脱金属率>99%,脱残炭率>95%,排出的沥青质不到原料了渣油的1%。

[0040] 如果氢含量为6.8~7.5%的煤焦油重馏分HDS直接进入悬浮床加氢热裂化过程R20,总耗氢量按照3.0~3.5%计算,其总体放热量大、总体温升值大,在反应进料氢油体积比为1000的条件下,全部反应热可以导致其净原料温升达到120~160℃,由于悬浮床加氢热裂化过程R20为了形成温差小的近视等温床的反应条件,R20反应区入口温度与出口温度差值不可能太大比如通常为20~60℃,这样仅仅依靠反应净产物带出的反应热数量所占总反应热的比例较小,剩余的大部分反应热(可加热净原料温升达到100~140℃)只能靠低温态原料油和或低温态原料氢气来转移或吸收携带,尽管可以实现反应热能量回收,但是,一旦低温态原料油中断,悬浮床加氢热裂化过程R20的第一反应器的入口温度将瞬间跃升比如提高25~40℃,将导致反应段内反应热的叠加,会诱发飞温,其危害极大。而设置加氢芳烃浅度饱和反应过程R10,则可以显著降低煤焦油重馏分HDS的起始反应的温度值TS,这有利于降低“起始反应的温度值TS-煤焦油重馏分HDS的预热终端温度= ΔT_1 ”温度差,这样可以大幅度提高R10的安全性,同时因为加氢芳烃浅度饱和反应过程R10这一低温反应段的存在为后续悬浮床加氢热裂化过程R20调整操作参数或处理事故赢得时间,这样可以大幅度提高装置的安全性或可操作性,这是本发明的第二个优点即可提高工艺安全性。

[0041] 本发明的第三个优点是,可提胶状沥青状组分的轻质化转化率,加氢芳烃浅度饱和反应过程R10在抑制热裂化反应的条件下,发生的加氢饱和反应会使胶质沥青质发生了明显的加氢脱残炭反应,减少了胶质沥青质在悬浮床加氢热裂化过程R20转化为预期轻质产品的反应步骤,因此可以提高胶质沥青质的单程加氢热裂化轻质化转化率。

[0042] 本发明的第四个优点是,可以形成清晰的“反应级或反应段”概念,根据反应过程的主导反应目标的不同或根据反应过程反应温度的涨落区间,设置反应过程的分级概念或分段概念,进而建立分段反应液相产物循环概念,其优点在于:

[0043] ①灵活调节或控制短停留时间(低循环反应次数)液相产物的收率,间接确定单程转化率,防止不合理的单级反应效应,增强操作过程的热力学、水力学稳定性;

[0044] ②增强分段控制操作条件如反应温度、氢油比、循环油比、液相停留时间、循环反应次数等的调节灵活性,增加反应器直径的选择弹性。

[0045] 本发明的第五个优点是,基于清晰的“反应级或反应段”概念,根据反应过程的主导反应目标的不同或根据反应过程反应温度的涨落区间,设置反应级间温度调控手段,从而明显区别于现有的多台悬浮床反应器和或沸腾床反应器间不设置加热器如加热炉的流程形式,本发明在多数条件下,在加氢芳烃浅度饱和反应过程R10和为加氢裂化热反应过程R20之间需要设置加热器如加热炉,以实现反应级间温度差的灵活调整和或充当开工加热炉。

[0046] 本发明所述方法未见报道。

[0047] 一种使用悬浮床加氢反应器的煤焦油重油加氢轻质化方法,是将全部煤焦油组分(包括常规沸点低于370℃的馏分和常规沸点高于370℃的馏分)作为加氢裂化的原料,采用悬浮床或鼓泡床加氢裂化反应器进行加氢裂化反应过程,该方法把常规沸点低于330℃的烃组分引入加氢裂化反应过程,其工艺缺陷十分有害,也没有设置加氢芳烃浅度饱和反应过程。

[0048] 中国专利ZL201010217358.1记载了一种使用悬浮床加氢反应器的煤焦油重油加氢轻质化方法,包括煤焦油原料预处理及蒸馏分离、煤焦油重质馏分悬浮床加氢裂化和轻质馏分油常规提质加工过程。ZL201010217358.1的工艺特点是把煤焦油中大于370℃的馏分作为加氢裂化的原料,采用悬浮床或鼓泡床加氢裂化反应器进行加氢裂化反应过程R1,反应生成物大于370℃的重质油(沥青)的大部分(大约80%)直接循环回炼再裂化,小部分(大约20%)进行固液分离,分离固体催化剂后循环回炼再裂化,目的是把煤焦油中大分子沥青尽可能多的裂化成小分子轻质油产品,分出的催化剂外甩,外甩的目的是除去在裂化过程中生成的少量高分子聚合物和已经失活的催化剂。该技术由于把几乎全部的重沥青回炼裂化成了小分子产品,轻油收率要显著提高,最高油收率在93%以上。该方法没有设置加氢芳烃浅度饱和反应过程。

[0049] 中国专利ZL201210022921.9提出一种使用供氢烃的低氢含量重油的加氢轻质化方法,对于煤焦油中大于330℃的全部馏分,常规沸点高于450℃的煤焦油重油直接进入膨胀床(如悬浮床或沸腾床)加氢热裂化反应区HPU21,同时将常规沸点为330~450℃的煤焦油馏份作为供氢溶剂油的前身物质经过加氢改性反应区HPU1生产主要由常规沸点为330~450℃的烃组分组成的供氢烃物流SHS,然后将SHS引入加氢热裂化反应区HPU21,很明显,可显著提高SHS流过反应区中“供氢烃重量/新鲜原料F10X重量”之比值KL,因此具有降低缩合结焦速度、提高煤焦油重油加氢转化过程液体产品收率、提高产品质量、降低反应温升、增强装置操作平稳性和安全性的显著效果。该方法没有设置加氢芳烃浅度饱和反应过程。

[0050] 中国专利ZL200810166719.7记载了一种不同沸程煤焦油馏份的联合加氢转化方法,含有常规沸点低于390℃的煤焦油轻馏份的第一烃馏份在第一加氢精制反应部分完成转化,第一加氢精制反应流出物与含有常规沸点高于370℃的煤焦油重馏份的第二烃馏份在第二加氢精制反应部分完成转化,分离第二加氢精制反应流出物并回收产品。中国专利ZL200810166719.7对沸程不同的煤焦油馏份,进行联合加氢转化,形成更适宜的加氢精制反应温度分布,具有提高产品质量、平稳操作、延长操作周期等优点,特别适合于中、高温煤焦油宽馏份的小规模的分类联合加氢转化。该方法,没有明确涉及煤焦油重油F10进入膨胀床(如悬浮床或沸腾床)加氢热裂化反应过程,也没有设置加氢芳烃浅度饱和反应过程。

[0051] CN105623724A公开了一种高芳烃产低碳数单六元环烃的加氢热裂化方法,可用中

低温煤焦油经济地多产C6~C10的环己烷系烃或苯系烃,经催化重整、芳烃抽提后得到苯类烃。对于煤焦油加氢热裂化反应过程R10而言,该工艺回收第一加氢反应流出物R10P得到包含第一加氢生成油的物流,通常常规沸点高于350℃的第一加氢生成油烃,返回第一加氢反应过程R10与第一加氢催化剂R10C接触,至少一部分常规沸点为260~350℃的第一加氢生成油烃,返回第一加氢反应过程R10与第一加氢催化剂R10C接触,第一加氢反应流出物R10P中的常规沸点特别高的易热缩合烃组分不再返回第一加氢反应过程R10。该方法,也没有设置加氢芳烃浅度饱和反应过程。

[0052] 本发明方法,适合于新建装置,也可用于已有装置改造。

[0053] 因此,本发明的目的在于提出设置加氢芳烃浅度饱和反应过程的劣质烃加氢热裂化方法。

发明内容

[0054] 本发明设置加氢芳烃浅度饱和反应过程的劣质烃加氢热裂化方法,其特征在于包含以下步骤:

[0055] (1)在第一加氢反应过程R10,在存在氢气、液相烃同时可能存在固体颗粒的物料条件下,高芳碳率劣质烃HDS进行包含加氢芳烃浅度饱和反应的第一加氢反应R10R得到第一加氢反应产物BASE-R10P;

[0056] 劣质烃HDS,是包含常规沸点高于450℃的烃组分HD的高芳碳烃料;

[0057] 劣质烃HDS,包含常规液态烃原料HDSL,可能包含固体颗粒原料HDSS;

[0058] 第一加氢反应R10R,包含至少一部分液态烃原料HDSL中烃组分HD的加氢精制反应R10-HD-HTR,加氢精制反应R10-HD-HTR至少包含多环芳烃的部分加氢饱和反应R10-HD-HDAR,可能包含其它不饱和烃的加氢饱和反应和或含杂质烃的加氢氢解反应;

[0059] 在第一加氢反应过程R10,HDS发生至少一部分加氢脱残炭反应,第一加氢反应产物BASE-R10P中烃类的残炭值低于劣质烃HDS的残炭值;

[0060] 第一加氢反应R10R,在液相反应为主的条件下进行,至少一部分烃组分HD发生的多环芳烃的部分加氢饱和反应R10-HD-HDAR使至少一部分烃组分HD的芳碳率降低转化为烃组分HDH,使至少一部分多环芳烃组分HDA的芳环被饱和形成亚甲基桥键,第一加氢反应产物BASE-R10P中烃类的芳碳率低于劣质烃HDS的芳碳率;

[0061] 第一加氢反应R10R,使用上流式加氢反应器R10E,可能使用加氢催化剂R10C;第一加氢反应过程R10使用加氢催化剂R10C时,使用的上流式加氢反应器R10E的反应空间有催化剂进入、催化剂排出;

[0062] 可能有部分第一加氢反应产物BASE-R10P沉积或停留或循环于加氢反应器R10E内部空间;

[0063] 第一加氢反应产物BASE-R10P,为含有氢气、常规液体烃同时可能含有固体颗粒的物料;

[0064] 基于第一加氢反应产物BASE-R10的物料用作第一加氢反应流出物R10P;

[0065] R10P用于排出BASE-R10P,为含有氢气、常规液体烃同时可能含有固体颗粒的物料;

[0066] R10P,以1路或2路或多路物料R10PX的形式出现,不同R10PX物流的组成和相态相

同或不同；

[0067] 基于R10P的含有R10P中烃油的物流R10P-XO-TOR20进入第二加氢反应过程R20；

[0068] (2) 在第二加氢反应过程R20, 在存在氢气、液相烃同时可能存在固体颗粒的混相物料条件下, 物流R10P-XO-TOR20进行包含加氢热裂化反应的加氢反应R20R得到第二加氢反应产物BASE-R20P；

[0069] 物流R10P-XO-TOR20, 包含常规沸点高于450℃的烃组分HDH的高芳碳烃料；

[0070] 物流R10P-XO-TOR20, 包含常规液态烃原料R10P-XO-TOR20L, 可能包含固体颗粒原料R10P-XO-TOR20S；

[0071] 第二加氢反应R20R, 包含至少一部分常规液态烃原料R10P-XO-TOR20L中烃组分HDH的加氢热裂化反应, 可能包含至少一部分常规液态烃原料R10P-XO-TOR20L中烃组分HDH的加氢精制反应；第二加氢反应R20R的加氢精制反应包含不饱和烃的加氢饱和反应和或含杂质烃的加氢氢解反应；

[0072] 第二加氢反应过程R20, 使用上流式加氢反应器R20E, 可能使用加氢催化剂R20C；第二加氢反应过程R20使用加氢催化剂R20C时, 使用的上流式加氢反应器R20E的反应空间有催化剂进入、催化剂排出；

[0073] 可能有部分第二加氢反应产物BASE-R20P沉积或停留或循环于加氢反应器R20E内部空间；

[0074] 第二加氢反应产物BASE-R20P, 为含有氢气、杂质组分、常规气体烃、常规液体烃同时可能含有固体颗粒的至少包含气相和液相的混相物料；

[0075] 基于第二加氢反应产物BASE-R20P的物料用作第二加氢反应流出物R20P；

[0076] 第二加氢反应流出物R20P用于排出第二加氢反应产物BASE-R20P, 为含有氢气、杂质组分、常规气体烃、常规液体烃同时可能含有固体颗粒的至少包含气相和液相的混相物料；

[0077] 第二加氢反应流出物R20P, 以1路或2路或多路物料R20PX的形式出现, 不同R20PX物流的组成和相态相同或不同；

[0078] (3) 在回收过程SR, 回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气SRV和主要由常规液态烃组成的可能含有固体颗粒的液体物流SRL, 至少一部分富氢气SRV返回加氢反应过程循环使用。

[0079] 本发明, 第一加氢反应过程R10, 最好第一加氢反应R10R以加氢芳烃浅度饱和反应为主, 其特征在于：

[0080] (1) 在第一加氢反应过程R10, 在存在氢气、液相烃同时可能存在固体颗粒的至少存在气液两相的混相物料条件下, 劣质烃HDS进行以加氢芳烃浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R得到第一加氢反应产物BASE-R10P；

[0081] 第一加氢反应R10R, 在液相反应为主的条件下进行, 至少一部分烃组分HD发生的多环芳烃的部分加氢饱和反应R10-HD-HDAR使至少一部分烃组分HD的芳碳率降低转化为烃组分HDH, 使至少一部分多环芳烃组分HDA的中间芳环被饱和形成亚甲基桥键, 第一加氢反应产物BASE-R10P中烃类的芳碳率低于劣质烃HDS的芳碳率；

[0082] 第一加氢反应产物BASE-R10P, 为含有氢气、杂质组分、常规气体烃、常规液体烃同时可能含有固体颗粒的至少包含气相和液相的混相物料；

[0083] 基于第一加氢反应产物BASE-R10的物料用作第一加氢反应流出物R10P;

[0084] R10P用于排出BASE-R10P,为含有氢气、杂质组分、常规气体烃、常规液体烃同时可能含有固体颗粒的至少包含气相和液相的混相物料;

[0085] 所述劣质烃HDS进行以加氢芳烃浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R,指的是:第一加氢反应R10R总氢耗R10HT减去加氢脱氧反应氢耗R10HDO为剩余的脱氧外氢耗R10HK,脱氧外氢耗R10HK以加氢芳烃浅度饱和反应的氢耗R10HDA为主,即 $R10HDA/R10HK > 0.5$;

[0086] R10P作为物流R10P-X0-TOR20进入第二加氢反应过程R20。

[0087] 本发明,通常,劣质烃HDS选自下列物料中的一种或几种:

[0088] ①低温煤焦油或其馏分油或其热加工过程所得油品,热加工过程是焦化过程或催化裂化过程或催化裂解过程;

[0089] ②中温煤焦油或其馏分油或其热加工过程所得油品;

[0090] ③高温煤焦油或其馏分油或其热加工过程所得油品;

[0091] ④煤加氢直接液化制油过程所得油品,煤加氢直接液化制油过程包括使用供氢溶剂油的煤加氢直接液化制油过程、油煤共炼过程、煤临氢热溶液化过程;

[0092] ⑤石油基重油或其馏分油或其热加工过程所得油品;

[0093] ⑥页岩油或其馏分油或其热加工过程所得油品;

[0094] ⑦石油砂基重油或其馏分油或其热加工过程所得油品;

[0095] ⑧其它胶质重量含量高于15%和或沥青质重量含量高于5.0%的炔油。

[0096] 本发明,劣质烃HDS来自煤焦油时,通常主要由常规沸点高于450℃烃组分HD组成;

[0097] 在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS进行以加氢芳烃浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R,劣质烃HDS的单位重量氢耗量:通常为0.05~3.0%、一般为0.25~2.5%、宜为0.5~1.5%。

[0098] 本发明,在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS来自煤焦油,使用的加氢催化剂R10C,可以是一种复合型煤焦油加氢催化剂,包含高活性组分与低活性组分;所述高活性组分金属与低活性组分金属的重量比为1:10至10:1;所述高活性组分为钼的水溶性盐类化合物或其混合物;所述低活性组分为氧化铁矿石或硫化铁矿石,其中矿石中铁含量不低于40wt%,催化剂R10C水含量低于2wt%;R10C粒子直径为1~100 μm 的粉状颗粒。

[0099] 本发明,在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS来自煤焦油,使用的加氢催化剂R10C,可以至少包含Mo元素,Mo在第一加氢反应过程R10的主体工作形态为 MoS_2 中,加氢催化剂R10C为1~100 μm 的粉状颗粒。

[0100] 本发明,劣质烃HDS来自煤焦油时,第一加氢反应过程R10的操作条件通常为:温度为300~480℃、压力为6.0~30.0MPa、氢气/原料油体积比为0.01:1~4000:1、加氢催化剂R10C加入重量为HDS重量的0.001~8.0%、体积空速为0.1~10.0 hr^{-1} ;劣质烃HDS重量化学氢耗量为0.05~3.0%。

[0101] 本发明,劣质烃HDS来自煤焦油时,第一加氢反应过程R10的操作条件一般为:温度为350~460℃、压力为12.0~22.0MPa、氢气/原料油体积比为50:1~600:1、加氢催化剂R10C加入重量为HDS重量的0.01~5.0%、体积空速为0.2~2.0 hr^{-1} ;劣质烃HDS重量化学氢耗量为0.50~1.5%。

[0102] 本发明,在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS来自煤焦油时,劣质烃HDS进行以加

氢芳烃浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R,第一加氢反应过程R10的平均反应温度较第二加氢反应过程R20的平均反应温度通常低15~100℃。

[0103] 本发明,劣质烃HDS来自煤焦油时,通常其胶质沥青质含量为10~90%、残炭为0.01~25%、金属含量为2~2000PPm;

[0104] 在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS进行以加氢芳烃浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R,胶质沥青质加氢脱除率大于3%、残炭加氢脱除率大于3%。

[0105] 本发明,劣质烃HDS来自煤焦油时,一般其胶质沥青质含量为30~80%、残炭为5~20%、金属含量为50~700PPm;

[0106] 在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS进行以加氢芳烃浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R,胶质沥青质加氢脱除率:通常大于5%、一般大于10%、较佳者大于15%,残炭加氢脱除率:通常大于5%、一般大于10%、较佳者大于15%。

[0107] 本发明,劣质烃HDS来自煤焦油时,第一加氢反应过程R10的氢气/原料油体积比:通常低于400:1、一般低于200:1、可以低于50:1,可以向第一加氢反应过程R10的反应空间采用2次或多次添加的方法补充氢气。

[0108] 本发明,劣质烃HDS来自煤焦油时,第一加氢反应过程R10的反应空间的液相体积分数:通常高于0.5、一般高于0.7、可以为0.90~1.0。

[0109] 本发明,在第一加氢反应过程R10,可以设置热高压分离过程R10MP-THPS,其特征在于:

[0110] 在第一加氢反应过程R10,将第一加氢反应过程R10的终端产物或中间产物视为反应产物R10MP,设置热高压分离过程R10MP-THPS;

[0111] 在热高压分离过程R10MP-THPS,分离反应产物R10MP得到含有溶解氢气、常规沸点高于350℃的常规液态烃的热高分液体R10MP-THPS-L和净产物物流R10MP-THPS-PP,R10MP-THPS-L中可能含有固体粒子;净产物物流R10MP-THPS-PP进入下游相邻加氢反应区;

[0112] 基于热高分液体R10MP-THPS-L的包含烃类液体的物流R10MP-THPS-LR返回上游加氢反应区R10Z作为循环液相使用;

[0113] 定义R10MP-THPS-LR的重量流率与上游加氢反应区R10Z及可能存在的R10Z的上游全部加氢反应区的劣质烃HDS原料的总重量流率之比为循环比KR100,循环比KR100:通常为0.05~30、一般为0.5~10。

[0114] 本发明,在第一加氢反应过程R10,使用加氢催化剂R10C时,使用的任一台上流式加氢反应器R10E的结构形式可以选自下列中的1种,当第一加氢反应过程R10使用的上流式加氢反应器R10E为2台或多台时,上流式加氢反应器R10E的结构形式相同或不同:

[0115] ①悬浮床;

[0116] ②沸腾床;

[0117] ③移动床。

[0118] 本发明,在第一加氢反应过程R10,存在的固体颗粒可以选自下列中的一种或2种或多种:

[0119] ①煤加氢直接液化过程所得半焦颗粒;

[0120] ②催化剂颗粒;

[0121] ③铁锈颗粒;

- [0122] ④无机物颗粒；
- [0123] ⑤煤焦化过程产生的进入煤焦油中的固体颗粒；
- [0124] ⑥来自烃类热缩合过程的产物固体颗粒；
- [0125] ⑦来自页岩的固体颗粒；
- [0126] ⑧来自油砂的固体颗粒；
- [0127] ⑨其它存在于第一加氢反应产物BASE-R10P中的颗粒。
- [0128] 本发明,劣质烃HDS分为两路或多路分路原料时,其特征在于:
- [0129] ①第一加氢反应过程R10的反应空间,分为2个或多个串联操作的子加氢反应区:第一子加氢反应区R101、第二子加氢反应区R102等;
- [0130] 劣质烃HDS分为两路或多路分路原料,第一路劣质烃HDS1进入第一子加氢反应区R101,第二路劣质烃HDS2不经过R101直接进入第二子加氢反应区R102;
- [0131] 串联布置的上游子加氢反应区的反应流出物进入下游相邻子加氢反应区,最后一个子加氢反应区的反应流出物作为第一加氢反应流出物R10P使用。
- [0132] 本发明,劣质烃HDS分为两路分路原料时,其特征在于:
- [0133] ①第一加氢反应过程R10的反应空间,分为2个串联操作的子加氢反应区:第一子加氢反应区R101、第二子加氢反应区R102;
- [0134] 劣质烃HDS分为两路,第一路劣质烃HDS1进入第一子加氢反应区R101,第二路劣质烃HDS2直接进入第二子加氢反应区R102;
- [0135] 串联布置的上游子加氢反应区的反应流出物进入下游相邻子加氢反应区,第一子加氢反应区反应流出物R101P进入第二子加氢反应区R102,第二子加氢反应区反应流出物R102P即最后一个子加氢反应区的反应流出物作为第一加氢反应流出物R10P使用;
- [0136] 第一路劣质烃HDS1占全部劣质烃HDS的比例:通常为0.10~0.90、一般为0.30~0.70、宜为0.40~0.60。
- [0137] 本发明,劣质烃HDS分为三路分路原料时,其特征在于:
- [0138] ①第一加氢反应过程R10的反应空间,分为3个串联操作的子加氢反应区:第一子加氢反应区R101、第二子加氢反应区R102、第三子加氢反应区R103;
- [0139] 劣质烃HDS分为三路,第一路劣质烃HDS1进入第一子加氢反应区R101,第二路劣质烃HDS2直接进入第二子加氢反应区R102,第三路劣质烃HDS3直接进入第三子加氢反应区R103;
- [0140] 串联布置的上游子加氢反应区的反应流出物进入下游相邻子加氢反应区,第一子加氢反应区反应流出物R101P进入第二子加氢反应区R102,第二子加氢反应区反应流出物R102P进入第三子加氢反应区R103,第三子加氢反应区反应流出物R103P即最后一个子加氢反应区的反应流出物作为第二加氢反应流出物R10P使用;
- [0141] 第一路劣质烃HDS1占全部劣质烃HDS的比例:通常为0.10~0.75、一般为0.15~0.5、宜为0.25~0.45,第二路劣质烃HDS2占全部劣质烃HDS的比例:通常为0.10~0.75、一般为0.15~0.5、宜为0.25~0.45。
- [0142] 本发明,劣质烃HDS分为四路分路原料时,其特征在于:
- [0143] ①第一加氢反应过程R10的反应空间,分为3个串联操作的子加氢反应区:第一子加氢反应区R101、第二子加氢反应区R102、第三子加氢反应区R103、第四子加氢反应区

R104;

[0144] 劣质烃HDS分为四路,第一路劣质烃HDS1进入通过第一子加氢反应区R101,第二路劣质烃HDS2直接进入第二子加氢反应区R102,第三路劣质烃HDS3直接进入第三子加氢反应区R103,第四路劣质烃HDS4直接进入第四子加氢反应区R104;

[0145] 串联布置的上游子加氢反应区的反应流出物进入下游相邻子加氢反应区,第一子加氢反应区反应流出物R101P进入第二子加氢反应区R102,第二子加氢反应区反应流出物R102P进入第三子加氢反应区R103,第三子加氢反应区反应流出物R103P进入第四子加氢反应区R104,第四子加氢反应区反应流出物R104P即最后一个子加氢反应区的反应流出物作为第二加氢反应流出物R10P使用;

[0146] 第一路劣质烃HDS1占全部劣质烃HDS的比例:通常为0.05~0.50、一般为0.15~0.40、宜为0.20~0.30,第二路劣质烃HDS2占全部劣质烃HDS的比例:通常为0.05~0.50、一般为0.15~0.40、宜为0.20~0.30,第三路劣质烃HDS3占全部劣质烃HDS的比例:通常为0.05~0.50、一般为0.15~0.40、宜为0.20~0.30。

[0147] 本发明,在第一以加氢反应过程R10,第一台反应器R101E的反应空间可以分为至少2个串联操作的子反应空间R101E1、R101E2;

[0148] 劣质烃HDS分为两路或多路分路原料HDS1、HDS2等,第一路劣质烃HDS1进入第一子反应空间R101E1,第二路劣质烃HDS2直接进入第二子反应空间R101E2,存在的其余分路劣质烃直接进入后续对应子加氢反应区。

[0149] 本发明,第一加氢反应过程R10,使用的第一台反应器R101E的反应空间分为至少2个串联操作的子反应空间R101E1、R101E2;

[0150] 劣质烃HDS分为两路或多路分路原料HDS1、HDS2等,第一路劣质烃HDS1通过第一台反应器R101E的底部入口进入第一子反应空间R101E1,第二路劣质烃HDS2通过布置在第一台反应器R101E内的流体分布器进入第二子反应空间R101E2,存在的其余分路劣质烃通过布置在第一台反应器R101E内的流体分布器进入后续对应子反应区空间。

[0151] 本发明,在第一以加氢反应过程R10,使用的加氢反应器R10E,通常为1~3台、一般为1~2台。

[0152] 本发明,在第一加氢反应过程R10,含有供氢烃SH的供氢烃物流SHS-TOR10可以进入第一加氢反应过程R10与劣质烃HDS的HD组分或其加氢转化物接触;

[0153] 所述供氢烃SH指的是常规沸点高于330℃的部分饱和的双环芳烃和或部分饱和的多环芳烃;物流SHS-TOR10中供氢烃SH重量与物流SHS-TOR10中常规液态烃组分总重量之比,高出劣质烃HDS中供氢烃SH重量与劣质烃HDS中常规液态烃组分总重量之比至少3重量%;物流SHS-TOR10中常规液态烃组分氢元素平均重量含量高出劣质烃HDS的氢元素重量含量至少1.5重量%。

[0154] 本发明,物流SHS-TOR10中供氢烃SH重量占常规液态烃组分总重量比例:通常高于10重量%、一般高于15重量%、最好高于20重量%;

[0155] 定义供氢烃物流SHS-TOR10的重量流量SHS-TOR10W与劣质烃HDS中常规沸点高于450℃的烃组分HD的重量流量HDW之比为KSH,即 $KSH = SHS-TOR10W/HDW$,KSH:通常为0.1~10.0、一般为0.5~5.0、宜为1.0~3.0。

[0156] 本发明,第一以加氢反应过程R10,存在2个或多个串联操作的子加氢反应区时,供

氢烃物流SHS-TOR10可以全部进入第一子加氢反应区R101。

[0157] 本发明,在第一以加氢反应过程R10,存在2个或多个串联操作的子加氢反应区时,供氢烃物流SHS-TOR10的30~60%可以作为第一路供氢烃物流SHS-TOR101进入第一子加氢反应区R101,剩余的供氢烃物流SHS-TOR10X进入其它子加氢反应区。

[0158] 本发明,供氢烃物流SHS-TOR10,可以来自加工供氢烃前身物物流SHS-TOR10BF的以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1的加氢反应流出物HPU1P;物流SHS-TOR10中供氢烃SH重量占常规液态烃组分总重量比例高于6重量%; $KSH=0.1\sim 10$ 。

[0159] 本发明,加工煤焦油重油时可用煤焦油轻馏分为供氢烃前身物物流SHS-TOR10BF,其特征在于:

[0160] 劣质烃HDS为来自煤焦油的主要由常规沸点高于450℃的烃组分HD组成的物流;

[0161] 供氢烃物流SHS-TOR10中供氢烃SH重量占常规液态烃组分总重量比例高于10重量%;

[0162] $KSH=0.2\sim 5$;

[0163] 供氢烃前身物物流SHS-TOR10BF选自下列物流中的一种或几种:

[0164] ①主要由常规沸点为350~450℃的低温煤焦油馏分组成的物流;

[0165] ②主要由常规沸点为350~450℃的中温煤焦油馏分组成的物流;

[0166] ③主要由常规沸点为230~450℃的高温煤焦油馏分组成的物流;

[0167] ④主要由包含常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的低温煤焦油馏分组成的物流;

[0168] ⑤主要由包含常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的中温煤焦油馏分组成的物流;

[0169] ⑥主要由脱酚后的常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的低温煤焦油馏分组成的物流;

[0170] ⑦主要由脱酚后的常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的中温煤焦油馏分组成的物流。

[0171] 本发明,加工煤焦油重油且以煤焦油轻馏分MF为供氢烃前身物物流SHS-TOR10BF时,其特征在于:

[0172] 在以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1,来自煤焦油的主要由常规沸点为350~450℃的烃MF组成的物流MFS进行制供氢烃加氢反应HPU1R,至少一部分烃组分MF完成加氢改性反应得到加氢反应流出物HPU1P,基于加氢反应流出物HPU1P得到的供氢烃物流SHS-TOR10选自下列物流的一个或几个:

[0173] ①反应流出物HPU1P用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

[0174] ②反应流出物HPU1P进入热高压分离过程HPU1-HS分离为热高分油HPU1-HSO和热高分气HPU1-HSV,至少一部分热高分油HPU1-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

[0175] ③反应流出物HPU1P进入热高压分离过程HPU1-HS分离为热高分油HPU1-HSO和热高分气HPU1-HSV,至少一部分热高分油HPU1-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10进入加氢反应区HPU21,至少一部分热高分油HPU1-HSO降压、脱气后所得液体

HPU1-HSOA与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

[0176] ④反应流出物HPU1P进入冷高压分离过程HPU1-CS分离为冷高分油HPU1-CSO和冷高分气HPU1-CSV,至少一部分冷高分油HPU1-CSO用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

[0177] ⑤分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1P0和富氢气体;在加氢生成油HPU1P0分馏部分,分离加氢生成油HPU1P0得到富含供氢烃组分的物流,至少一部分富含供氢烃组分的物流用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

[0178] ⑥分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1P0和富氢气体;在加氢生成油HPU1P0分馏部分,分离加氢生成油HPU1P0得到富含供氢烃组分的物流,至少一部分主要由常规沸点为350~450℃的富含供氢烃组分组成的物流用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10。

[0179] 本发明,加工煤焦油重油且以煤焦油轻馏分LMF为供氢烃前身物物流SHS-TOR10BF时,其特征在于:

[0180] 在以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1,来自煤焦油的含有常规沸点为60~450℃烃LMF的物流LMFS完成深度加氢精制反应HPU1R转化为加氢反应流出物HPU1P,常规沸点为60~350℃的烃转化为石脑油和柴油组分,常规沸点为350~450℃的烃转化为富含供氢烃SH的加氢尾油,基于加氢反应流出物HPU1P得到的供氢烃物流SHS-TOR10选自下列物流的一个或几个:

[0181] ①反应流出物HPU1P进入热高压分离过程HPU1-HS分离为热高分油HPU1-HSO和热高分气HPU1-HSV,至少一部分热高分油HPU1-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

[0182] ②以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1的中间反应流出物HPU1MP进入热高压分离过程HPU1M-HS分离为热高分油HPU1M-HSO和热高分气HPU1MP-HSV,至少一部分热高分油HPU1M-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10进入加氢反应区HPU21,至少一部分热高分油HPU1M-HSO降压脱气后所得脱气油HPU1M-HSOA与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

[0183] ③分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1P0和富氢气体;在加氢生成油HPU1P0分馏部分,分离加氢生成油HPU1P0得到富含供氢烃组分的物流,至少一部分富含供氢烃组分的物流用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

[0184] ④分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1P0和富氢气体;在加氢生成油HPU1P0分馏部分,分离加氢生成油HPU1P0得到富含供氢烃组分的物流,至少一部分主要由常规沸点为350~450℃的富含供氢烃组分组成的物流用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10。

[0185] 本发明,在以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1,以最大限度制取供氢烃为目标。

[0186] 供氢烃物流SHS-TOR10,可以是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为300~490℃烃组分的馏分油。

[0187] 供氢烃物流SHS-TOR10,可以是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为330~450℃烃组分的馏分油。

[0188] 供氢烃前身物物流SHS-TOR10BF,可以是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为300~490℃烃组分的馏分油。

[0189] 供氢烃前身物物流SHS-TOR10BF,可以是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为330~450℃烃组分的馏分油。

[0190] 本发明,供氢烃前身物物流SHS-TOR10BF,可以主要由常规沸点为350~450℃的煤焦油馏分组成;此时,以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1的操作条件为:温度为250~460℃、压力为6.0~30.0MPa、氢气/原料油体积比为300:1~3000:1、加氢催化剂HPU3-CAT体积空速为0.05~5.0hr⁻¹;劣质烃HDS重量化学氢耗量为0.5~4.5%重量。

[0191] 本发明,在第二加氢反应过程R20,使用的加氢催化剂R20C,可以是一种复合型煤焦油加氢催化剂,包含高活性组分与低活性组分;所述高活性组分金属与低活性组分金属的重量比为1:1000至1:10;所述高活性组分为钼、镍、钴或钨金属的水溶性盐类化合物或其混合物;所述低活性组分为氧化铁矿石或硫化铁矿石,其中矿石中铁含量不低于40wt%,催化剂水含量低于2wt%,粒子直径为1~100μm的粉状颗粒。

[0192] 本发明,在第二加氢反应过程R20,第二加氢反应R20R,包含至少一部分液态烃原料HDSL中烃组分HD的加氢精制反应,包含至少一部分液态烃原料HDSL中烃组分HD的加氢热裂化反应;

[0193] 第二加氢反应过程R20,使用的加氢催化剂R10C,可以至少包含Mo元素,Mo在第二加氢反应过程R20的主体工作形态为MoS₂。

[0194] 本发明,在第二加氢反应过程R20,第二加氢反应R20R,使用的加氢催化剂R20C可以至少包含半焦固体颗粒。

[0195] 本发明,可以设置加氢提质反应过程R60,在氢气和加氢提质催化剂R60C存在条件下,至少一部分液体物流SRL或基于物流SRL的脱除固体颗粒的物流SRLX,进行加氢提质反应R60R得到加氢提质反应产物R60P,加氢提质反应R60R的效果是脱除杂质或降低烃油密度或降低烃油沸点或提高十六烷值;

[0196] 深度加氢改质反应R60R包含下列反应的一种或几种:

[0197] ①芳烃深度加氢饱和反应;

[0198] ②烃类深度加氢脱氮反应;

[0199] ③环烷烃加氢开环反应;

[0200] ④烃类加氢裂化反应;

[0201] ⑤烃类加氢异构化反应。

[0202] 本发明,通常,所述加氢提质反应过程R60的操作条件为:温度为250~440℃、压力为4.0~30.0MPa、加氢提质催化剂R60C体积空速为0.02~10.0hr⁻¹、氢气/原料油体积比为300:1~4000:1;加氢提质催化剂R60C为1种催化剂或2种催化剂组合使用或多种催化剂组合使用。

[0203] 本发明,劣质烃HDS来自煤焦油时,各步骤操作条件通常为:

[0204] (1)劣质烃HDS来自煤焦油,其胶质沥青质含量为10~90%、残炭为0.01~25%、金属含量为2~2000PPm;

[0205] (2) 第二加氢反应过程R20,有机氧加氢脱除率大于40%、胶质沥青质加氢脱除率大于40%、残炭加氢脱除率大于35%,金属加氢脱除率大于60%。

[0206] 本发明,劣质烃HDS来自煤焦油时,各步骤操作条件一般为:

[0207] (2) 劣质烃HDS来自煤焦油,其胶质沥青质含量为40~80%、残炭为5~20%、金属含量为50~700PPm;

[0208] 第二加氢反应过程R20,有机氧加氢脱除率大于60%、胶质沥青质加氢脱除率大于60%、残炭加氢脱除率大于70%,金属加氢脱除率大于80%。

[0209] 本发明,劣质烃HDS来自煤焦油时,各步骤操作条件通常为:

[0210] (1) 劣质烃HDS来自煤焦油,其胶质沥青质含量为10~90%、残炭为0.01~25%、金属含量为2~2000PPm;

[0211] (2) 第二加氢反应过程R20,烃组分HD的加氢裂化转化率大于25%。

[0212] 本发明,劣质烃HDS来自煤焦油时,各步骤操作条件一般为:

[0213] (2) 劣质烃HDS来自煤焦油,其胶质沥青质含量为40~80%、残炭为5~20%、金属含量为50~700PPm;

[0214] 第二加氢反应过程R20,烃组分HD的加氢裂化转化率大于45%。

[0215] 本发明,在第二加氢反应过程R20,将第二加氢反应过程R20的终端产物或中间产物视为反应产物R20MP,可以设置热高压分离过程R20MP-THPS;

[0216] 在热高压分离过程R20MP-THPS,分离反应流出物R10MP得到含有溶解氢气、常规沸点高于350℃的常规液态烃的热高分液体R20MP-THPS-L和净产物物流R20MP-THPS-PP, R20MP-THPS-L中可能含有固体粒子;净产物物流R20MP-THPS-PP进入下游相邻加氢反应区;

[0217] 基于热高分液体R20MP-THPS-L的包含烃类液体的物流R20MP-THPS-LR返回属于第二加氢反应过程R20的上游加氢反应区R20Z作为循环液相使用;

[0218] 定义R20MP-THPS-LR的重量流率与上游加氢反应区R20Z及R20Z上游全部加氢反应区的劣质烃HDS原料的总重量流率之比为循环比KR200,循环比KR200:通常为0.05~30、一般为2~10。

[0219] 设置热高压分离过程R20MP-THPS的第一种方式是:

[0220] (2) 在第二加氢反应过程R20,在子加氢反应区设置热高压分离过程R20MP-THPS;

[0221] 热高压分离过程RTHPS,设置在加氢反应器的上部空间,以液体收集器、导液管道、循环泵、送液管道组成的系统使R20MP-THPS-LR注入上游加氢反应空间R20Z中。

[0222] 设置热高压分离过程R20MP-THPS的第二种方式是:

[0223] (2) 在第二加氢反应过程R20,在子加氢反应区设置热高压分离过程R20MP-THPS;

[0224] 热高压分离过程R20MP-THPS,在独立的热高压分离器R20MP-THPS-E中完成;

[0225] 在热高压分离器R20MP-THPS-E中,分离反应流出物R10MP得到含有溶解氢气、常规沸点高于350℃的常规液态烃的热高分液体R20MP-THPS-L和净产物物流R20MP-THPS-PP, R20MP-THPS-L中可能含有固体粒子;净产物物流R20MP-THPS-PP进入下游相邻子加氢反应区。

[0226] 本发明,在回收过程分SR,可以设置热高压分离过程THPS:

[0227] 在热高压分离过程THPS,分离第二加氢反应流出物R20P得到含有氢气、杂质加氢产物、常规气体烃和常规沸点低于350℃的常规液态烃的热高分气体THPS-V和含有溶解氢

气、常规沸点高于350℃的常规液态烃的热高分液体THPS-L, THPS-L中可能含有固体粒子;

[0228] 热高压分离过程THPS的操作条件通常为:温度为250~460℃、压力为4.0~30.0MPa;

[0229] 热高压分离过程THPS的操作条件一般为:温度为350~440℃、压力为10.0~25.0MPa;

[0230] 在热高分液体R10P-SL分流部分,基于热高分液体THPS-L的包含烃类液体的物流THPS-LR返回第二加氢反应过程R20;定义THPS-LR中常规沸点大于450℃烃组分的重量流率与劣质烃原料HDS中HD组分的重量流率之比为循环比K999,循环比K999:通常为0.05~10、一般为0.5~2。

[0231] 本发明,在回收过程分SR,可以设置冷高压分离过程LHPS、冷低压分离过程LLPS、冷低分油循环洗涤甲烷过程:

[0232] 在冷高压分离过程LHPS,基于第二加氢反应流出物R20P的包含第二加氢反应流出物R20P中大部分氢气组分的物流R10P-H100被分离为在体积上主要由氢气组成的富氢气气体LHPS-V和主要由常规液态烃组成的液体物流LHPS-L;富氢气气体LHPS-V用作SRV使用;

[0233] 在冷低压分离过程LLPS,液体物流LHPS-L降压后分离为富含常规气体烃的冷低分气LLPS-V和和主要由常规液态烃组成的液体物流LLPS-L;

[0234] 第一部分液体物流LLPS-L用作吸收油LLPS-LA,与基于第二加氢反应流出物R20P的包含第二加氢反应流出物R20P中大部分氢气组分的物流R10P-H100混合后进入冷高压分离过程LHPS;剩余部分液体物流LLPS-L用作冷低分油产物LLPS-LP;

[0235] 通常,冷高压分离过程LHPS的操作条件为:温度为20~70℃、压力为6.0~30.0MPa;

[0236] 通常,冷低压分离过程LLPS的操作条件为:温度为20~70℃、压力为0.01~3.0MPa;

[0237] 一般,冷高压分离过程LHPS的操作条件为:温度为20~50℃、压力为8.0~25.0MPa;、

[0238] 一般,冷低压分离过程LLPS的操作条件为:温度为20~50℃、压力为0.2~1.0MPa;

[0239] 定义吸收油LLPS-LA的重量流率与冷低分油产物LLPS-LP重量流率之比为吸收油循环比K300,K300通常为0.05~10、一般为0.5~4。

[0240] 在第二加氢反应过程R20,使用加氢催化剂R20C时,上流式加氢反应器R20E的结构形式,可以选自下列中的1种或几种:

[0241] ①悬浮床;

[0242] ②沸腾床;

[0243] ③移动床。

[0244] 在第二加氢反应过程R20,存在的固体颗粒,可以选自下列中的一种或几种:

[0245] ①煤加氢直接液化过程所得半焦颗粒;

[0246] ②催化剂颗粒;

[0247] ③铁锈颗粒;

[0248] ④无机物颗粒;

[0249] ⑤煤焦化过程产生的进入煤焦油中的固体颗粒;

[0250] ⑥来自烃类热缩合过程的产物固体颗粒；

[0251] ⑦来自页岩的固体颗粒；

[0252] ⑧来自油砂的固体颗粒；

[0253] ⑨其它存在于第二加氢反应产物BASE-R20P中的颗粒。

[0254] 本发明,劣质烃HDS来自煤焦油时,第二加氢反应过程R20的操作条件为:

[0255] (1)在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS来自煤焦油;

[0256] (2)在第二加氢反应过程R20,第二加氢反应过程R20的操作条件为:温度为300~480℃、压力为6.0~30.0MPa、氢气/原料油体积比为300:1~4000:1、加氢催化剂R10C加入重量为HDS重量的0.001~8.0%、体积空速为0.1~10.0hr⁻¹;劣质烃HDS重量化学氢耗量为0.5~5.0%。

[0257] 本发明,第二加氢反应过程R20的反应空间,可以分为2个或多个串联操作的子加氢反应区:第一子加氢反应区R201、第二子加氢反应区R202等;

[0258] 物流R10P-XO-TOR20分为两路或多路分路原料,第一路物流R10P-XO-TOR201进入第一子加氢反应区R201,第二路物流R10P-XO-TOR202不经过R201直接进入第二子加氢反应区R202;

[0259] 串联布置的上游子加氢反应区的反应流出物进入下游相邻子加氢反应区,最后一个子加氢反应区的反应流出物作为第二加氢反应流出物R20P使用。

[0260] 本发明,在第二加氢反应过程R20,物流R10P-XO-TOR20可以分为二路,第一路物流R10P-XO-TOR201进入第一子加氢反应区R201,第二路物流R10P-XO-TOR202直接进入第二子加氢反应区R202;

[0261] 第一路物流R10P-XO-TOR201占全部物流R10P-XO-TOR20的比例为0.40~0.60。

[0262] 本发明,在第二加氢反应过程R20,物流R10P-XO-TOR20可以分为三路,第一路物流R10P-XO-TOR201进入第一子加氢反应区R201,第二路物流R10P-XO-TOR202直接进入第二子加氢反应区R202,第三路物流R10P-XO-TOR203直接进入第三子加氢反应区R203;

[0263] 串联布置的上游子加氢反应区的反应流出物进入下游相邻子加氢反应区,第一子加氢反应区反应流出物R201P进入第二子加氢反应区R202,第二子加氢反应区反应流出物R202P进入第三子加氢反应区R203,第三子加氢反应区反应流出物R203P即最后一个子加氢反应区的反应流出物作为第二加氢反应流出物R20P使用;

[0264] 第一路物流R10P-XO-TOR201占全部物流R10P-XO-TOR20的比例:通常为0.1~0.75、一般为0.15~0.50、宜为0.25~0.45,第二路物流R10P-XO-TOR202占全部物流R10P-XO-TOR20的比例:通常为0.1~0.75、一般为0.15~0.50、宜为0.25~0.45。

[0265] 本发明,在第二加氢反应过程R20,物流R10P-XO-TOR20可以分为四路,第一路物流R10P-XO-TOR201进入第一子加氢反应区R201,第二路物流R10P-XO-TOR202直接进入第二子加氢反应区R202,第三路物流R10P-XO-TOR203直接进入第三子加氢反应区R203,第四路物流R10P-XO-TOR204直接进入第四子加氢反应区R204;

[0266] 串联布置的上游子加氢反应区的反应流出物进入下游相邻子加氢反应区,第一子加氢反应区反应流出物R201P进入第二子加氢反应区R202,第二子加氢反应区反应流出物R202P进入第三子加氢反应区R203,第三子加氢反应区反应流出物R203P进入第四子加氢反应区R204,第四子加氢反应区反应流出物R204P即最后一个子加氢反应区的反应流出物作

为第二加氢反应流出物R20P使用；

[0267] 第一路物流R10P-XO-TOR201占全部物流R10P-XO-TOR20的比例：通常为0.05~0.5、一般为0.15~0.4、宜为0.20~0.30，第二路物流R10P-XO-TOR202占全部物流R10P-XO-TOR20的比例：通常为0.05~0.5、一般为0.15~0.4、宜为0.20~0.30，第三路物流R10P-XO-TOR203占全部物流R10P-XO-TOR20的比例：通常为0.05~0.5、一般为0.15~0.4、宜为0.20~0.30。

[0268] 本发明，在回收过程SR，富氢气气体SRV的H₂体积浓度：通常大于75%、一般大于85%。

[0269] 本发明，在第二加氢反应过程R20，含有供氢烃SH的供氢烃物流SHS-TOR20，可以进入第二加氢反应过程R20与R10P-XO-TOR20或其加氢转化物接触；

[0270] 所述供氢烃SH指的是常规沸点高于330℃的部分饱和的双环芳烃和或部分饱和的多环芳烃；物流SHS-TOR20中供氢烃SH重量与物流SHS-TOR20中常规液态烃组分总重量之比值，高出物流R10P-XO-TOR20中供氢烃SH重量与物流R10P-XO-TOR20中常规液态烃组分总重量之比值至少3重量%；物流SHS-TOR20中常规液态烃组分氢元素平均重量含量高出物流R10P-XO-TOR20的常规液态烃的氢元素重量含量至少1.5重量%。

[0271] 本发明，物流SHS-TOR20中供氢烃SH重量占常规液态烃组分总重量比例：通常高于10重量%、一般高于15重量%、较佳者高于20重量%；

[0272] 定义供氢烃物流SHS-TOR20的重量流量SHS-TOR20W与物流R10P-XO-TOR20中常规沸点高于450℃的烃组分HD的重量流量R10P-XO-TOR20-HDW之比为KSH200，即 $KSH200 = SHS-TOR20W / R10P-XO-TOR20-HDW$ ，KSH200：通常为0.1~10.0、一般为0.5~5.0、宜为1.0~3.0。

[0273] 本发明，第二加氢反应过程R20可以分为至少2个串联操作的子加氢反应区，供氢烃物流SHS-TOR20全部进入第一子加氢反应区R201。

[0274] 本发明，第二加氢反应过程R20可以分为至少2个串联操作的子加氢反应区，供氢烃物流SHS-TOR20的30~60%作为第一路供氢烃物流SHS-TOR201进入第一子加氢反应区R201，剩余的供氢烃物流SHS-TOR20X进入其它子加氢反应区。

[0275] 本发明，供氢烃物流SHS-TOR20，可以来自加工供氢烃前身物物流SHS-TOR20BF的以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1的加氢反应流出物HPU1P；供氢烃物流SHS-TOR20中供氢烃SH重量占常规液态烃组分总重量比例高于6重量%； $KSH200 = 0.1 \sim 10$ 。

[0276] 本发明，加工煤焦油重油时可以煤焦油轻馏分为供氢烃前身物物流SHS-TOR20BF，其特征在于：

[0277] 劣质烃HDS为来自煤焦油的主要由常规沸点高于450℃的烃组分HD组成的物流；

[0278] 供氢烃物流SHS-TOR20中供氢烃SH重量占常规液态烃组分总重量比例高于10重量%；

[0279] $K = 0.2 \sim 5$ ；

[0280] 供氢烃前身物物流SHS-TOR20BF选自下列物流中的一种或几种：

[0281] ①主要由常规沸点为350~450℃的低温煤焦油馏分组成的物流；

[0282] ②主要由常规沸点为350~450℃的中温煤焦油馏分组成的物流；

[0283] ③主要由常规沸点为230~450℃的高温煤焦油馏分组成的物流；

[0284] ④主要由包含常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的低温

煤焦油馏分组成的物流；

[0285] ⑤主要由包含常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的中温煤焦油馏分组成的物流；

[0286] ⑥主要由脱酚后的常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的低温煤焦油馏分组成的物流；

[0287] ⑦主要由脱酚后的常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的中温煤焦油馏分组成的物流。

[0288] 本发明，加工煤焦油重油且以煤焦油轻馏分MF为供氢烃前身物物流SHS-TOR20BF时，其特征在于：

[0289] 在以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1，来自煤焦油的主要由常规沸点为350~450℃的烃MF组成的物流MFS进行制供氢烃加氢反应HPU1R，至少一部分烃组分MF完成加氢改性反应得到加氢反应流出物HPU1P，基于加氢反应流出物HPU1P得到的供氢烃物流SHS-TOR20选自下列物流的一个或几个：

[0290] ①反应流出物HPU1P用作供氢烃物流SHS-TOR20，供氢烃物流SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20；

[0291] ②反应流出物HPU1P进入热高压分离过程HPU1-HS分离为热高分油HPU1-HSO和热高分气HPU1-HSV，至少一部分热高分油HPU1-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR20，供氢烃物流SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20；

[0292] ③反应流出物HPU1P进入热高压分离过程HPU1-HS分离为热高分油HPU1-HSO和热高分气HPU1-HSV，至少一部分热高分油HPU1-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR20，供氢烃物流SHS-TOR20进入第二加氢反应过程R20，至少一部分热高分油HPU1-HSO降压、脱气后所得液体HPU1-HSOA与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20；

[0293] ④反应流出物HPU1P进入冷高压分离过程HPU1-CS分离为冷高分油HPU1-CSO和冷高分气HPU1-CSV，至少一部分冷高分油HPU1-CSO用作供氢烃物流SHS-TOR20，供氢烃物流SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20；

[0294] ⑤分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1PO和富氢气体；在加氢生成油HPU1PO分馏部分，分离加氢生成油HPU1PO得到富含供氢烃组分的物流，至少一部分富含供氢烃组分的物流用作供氢烃物流SHS-TOR20，供氢烃物流SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20；

[0295] ⑥分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1PO和富氢气体；在加氢生成油HPU1PO分馏部分，分离加氢生成油HPU1PO得到富含供氢烃组分的物流，至少一部分主要由常规沸点为350~450℃的富含供氢烃组分组成的物流用作供氢烃物流SHS-TOR20，供氢烃物流SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20。

[0296] 本发明，加工煤焦油重油且以煤焦油轻馏分LMF为供氢烃前身物物流SHS-TOR20BF时，其特征在于：

[0297] 在以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1，来自煤焦油的含有常规沸点为60~450℃烃LMF的物流LMFS完成深度加氢精制反应HPU1R转化为加氢反应流出物HPU1P，常规沸点为60~350℃的烃转化为石脑油和柴油组分，常规沸点为350~450℃的烃转化为富含供氢烃SH的加氢尾油，基于加氢反应流出物HPU1P得到的供氢烃物流SHS-TOR20选自下列物流

的一个或几个：

[0298] ①反应流出物HPU1P进入热高压分离过程HPU1-HS分离为热高分油HPU1-HSO和热高分气HPU1-HSV,至少一部分热高分油HPU1-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20;

[0299] ②以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1的中间反应流出物HPU1MP进入热高压分离过程HPU1M-HS分离为热高分油HPU1M-HSO和热高分气HPU1MP-HSV,至少一部分热高分油HPU1M-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-TOR10进入加氢反应区HPU21,至少一部分热高分油HPU1M-HSO降压脱气后所得脱气油HPU1M-HSOA与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20;

[0300] ③分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1P0和富氢气体;在加氢生成油HPU1P0分馏部分,分离加氢生成油HPU1P0得到富含供氢烃组分的物流,至少一部分富含供氢烃组分的物流用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20;

[0301] ④分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1P0和富氢气体;在加氢生成油HPU1P0分馏部分,分离加氢生成油HPU1P0得到富含供氢烃组分的物流,至少一部分主要由常规沸点为350~450℃的富含供氢烃组分组成的物流用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20。

[0302] 本发明,在以供氢烃物流SHS-TOR20制备为目标的加氢反应区HPU1,以最大限度制取供氢烃为目标。

[0303] 本发明,供氢烃物流SHS-TOR20,可以是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为300~490℃烃组分的馏分油。

[0304] 本发明,供氢烃物流SHS-TOR20,可以是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为330~450℃烃组分的馏分油。

[0305] 本发明,供氢烃前身物物流SHS-TOR20BF,可以是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为300~490℃烃组分的馏分油。

[0306] 本发明,供氢烃前身物物流SHS-TOR20BF,可以是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为330~450℃烃组分的馏分油。

[0307] 本发明,在第二加氢反应过程R20,物流R10P-XO-TOR20可以分为N路分路原料物流R10P-XO-TOR201、物流R10P-XO-TOR202、...、物流R10P-XO-TOR20N,其中 $N \geq 2$;

[0308] 在第二加氢反应过程R20,使用的上流式反应器R20E的台数为M, $M \geq N+1$;

[0309] 分路劣质烃R10P-XO-TOR20X进入第X台上流式反应器R20XE;

[0310] 自第N台上流式反应器R20NE的内部空间获得主要由液相组成的物流R20NE-SL,至少一部分物流R20NE-SL循环返回选自R201E至R20NE范围内的任意反应器的反应空间;

[0311] 自第M台上流式反应器R1ME的内部空间获得主要由液相组成的物流R20ME-SL,至少一部分物流R20ME-SL循环返回至反应器R20NE后的任意一台反应器的反应空间。

[0312] 本发明,在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS来自煤焦油时,第二加氢反应过程R20的操作条件通常为:温度为300~500℃、压力为6.0~30.0MPa、氢气/原料油体积比为300:1~4000:1、加氢催化剂R20C加入重量为HDS重量的0.001~8.0%、体积空速为0.1~10.0hr⁻¹;

[0313] 第二加氢反应过程R20的操作条件一般为：温度为350~460℃、压力为10.0~25.0MPa、氢气/原料油体积比为300:1~2000:1、加氢催化剂R10C加入重量为HDS重量的0.01~5.0%、体积空速为0.2~5.0hr⁻¹；

[0314] 第二加氢反应过程R20的操作条件宜为：温度为380~460℃、压力为17.0~23.0MPa、氢气/原料油体积比为500:1~1200:1、加氢催化剂R10C加入重量为HDS重量的0.3~3.0%、体积空速为0.3~2.0hr⁻¹。

[0315] 本发明，劣质烃HDS来自煤焦油时，详细操作目标通常为：

[0316] (1) 劣质烃HDS来自煤焦油，其胶质沥青质含量为10~90%、残炭为0.01~25%、金属含量为2~2000PPm；

[0317] 在第一加氢反应过程R10，劣质烃HDS进行以加氢芳烃浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R，胶质沥青质加氢脱除率大于3%、残炭加氢脱除率大于3%；

[0318] (2) 在第二加氢反应过程R20，第二加氢反应流出物R20P中常规液态烃的氢元素重量含量高于9.0%；

[0319] 在第二加氢反应过程R20，劣质烃HDS重量化学氢耗量高于1.5%；

[0320] 在第二加氢反应过程R20，劣质烃HDS的脱残炭率大于50%；

[0321] 在第二加氢反应过程R20，劣质烃HDS的加氢裂化转化率大于25%。

[0322] 本发明，劣质烃HDS来自煤焦油时，详细操作目标一般为：

[0323] (1) 劣质烃HDS来自煤焦油，其胶质沥青质含量为40~80%、残炭为5~20%、金属含量为50~700PPm；

[0324] 在第一加氢反应过程R10，劣质烃HDS进行以加氢芳烃浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R，胶质沥青质加氢脱除率大于5%、残炭加氢脱除率大于5%；

[0325] (2) 在第二加氢反应过程R20，劣质烃HDS来自煤焦油，第二加氢反应流出物R20P中常规液态烃的氢元素重量含量高于10.0%；

[0326] 在第二加氢反应过程R20，劣质烃HDS重量化学氢耗量高于2.5%；

[0327] 在第二加氢反应过程R20，劣质烃HDS的脱残炭率大于70%；

[0328] 在第二加氢反应过程R20，劣质烃HDS的加氢裂化转化率大于40%。

[0329] 本发明，第二加氢反应过程R20使用的加氢反应器R20X：通常为1~5台、一般为2~4台。

[0330] 本发明，供氢烃前身物物流SHS-TOR20-BF主要由常规沸点为350~450℃的煤焦油馏分组成时，以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1的操作条件为：温度为250~460℃、压力为6.0~30.0MPa、氢气/原料油体积比为300:1~3000:1、加氢催化剂HPU3-CAT体积空速为0.05~5.0hr⁻¹；劣质烃HDS重量化学氢耗量为0.5~4.5%重量。

[0331] 本发明，在回收部分SR，可以使至少一部分富氢气气体SRV作为待提纯氢气SRV-C进入氢气提纯单元GH100分离为提纯氢气SRV-CH和提纯尾气SRV-CC，至少一部分提纯氢气SRV-CH返回加氢反应过程循环使用。

[0332] 本发明，劣质烃HDS含有机氧时，在回收过程SR，可以回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的液体物流SRL，至少第一部分富氢气气体SRV返回第二加氢反应过程R20作为反应过程用循环氢气SRV-T0-R10循环使用，至少第二部分富氢气气体SRV与基于第二加氢反应流出物R20P的含

有第二加氢反应流出物R20P中大部分氢气、大部分水蒸气的物流R10P-HH混合后作为降低水蒸气分压的循环氢气SRV-200循环使用；

[0333] 循环氢气SRV-T0-R1,最终循环进入到富氢气气体SRV中；

[0334] 循环氢气SRV-R200,最终循环进入到富氢气气体SRV中。

[0335] 基于本发明,煤焦油F00的第一种原则加工方案的第1种具体流程是：

[0336] (1) 劣质烃HDS来自煤焦油F00；

[0337] 在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~360℃的烃组成的轻馏分FOL和主要由常规沸点大于360℃的烃组成的包含常规沸点高于450℃的烃HD的重馏分FOMH,至少一部分重馏分FOMH用作劣质烃HDS；至少一部分轻馏分FOL进入预加氢过程RFOL转化为加氢反应流出物RFOL-P,加氢反应流出物RFOL-P或其生成油或其生成油馏分油,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20。

[0338] 基于本发明,煤焦油F00的第一种原则加工方案的第2种具体流程是：

[0339] (1) 劣质烃HDS来自煤焦油F00；

[0340] 在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~360℃的烃组成的轻馏分FOL和主要由常规沸点大于360℃的烃组成的包含常规沸点高于450℃的烃HD的重馏分FOMH,至少一部分重馏分FOMH用作劣质烃HDS；

[0341] 至少一部分轻馏分FOL进入预加氢过程RFOL转化为加氢反应流出物RFOL-P；

[0342] 加氢反应流出物RFOL-P进入热高压分离过程RFOL-P-THPS分离为热高分气RFOL-P-THPS-V和热高分油RFOL-P-THPS-L；

[0343] 基于热高分油RFOL-P-THPS-L的物流RFOL-P-THPS-LX,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20；

[0344] (3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的液体物流SRL,至少一部分富氢气气体SRV返回加氢反应过程循环使用；

[0345] 至少一部分热高分气RFOL-P-THPS-V的回收过程与至少一部分第二加氢反应流出物R20P的回收过程SR共用。

[0346] 基于本发明,煤焦油F00的第一种原则加工方案的第3种具体流程是：

[0347] (1) 劣质烃HDS来自煤焦油F00；

[0348] 在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~360℃的烃组成的轻馏分FOL和主要由常规沸点大于360℃的烃组成的包含常规沸点高于450℃的烃HD的重馏分FOMH,至少一部分重馏分FOMH用作劣质烃HDS；

[0349] 至少一部分轻馏分FOL进入预加氢过程RFOL转化为加氢反应流出物RFOL-P；

[0350] 加氢反应流出物RFOL-P进入热高压分离过程RFOL-P-THPS分离为热高分气RFOL-P-THPS-V和热高分油RFOL-P-THPS-L；

[0351] 基于热高分油RFOL-P-THPS-L的物流RFOL-P-THPS-LX,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20；

[0352] (3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的液体物流SRL,至少一部分富氢气气体SRV返回加氢反应过程循环使用；

[0353] (4) 在加氢提质反应过程R60,在氢气和加氢提质催化剂R60C存在条件下,至少一部分液体物流SRL进行加氢提质反应R60R得到加氢提质反应产物R60P,加氢提质反应R60R的效果是脱除杂质或降低烃油密度或降低烃油沸点;

[0354] 至少一部分热高分气RFOL-P-THPS-V的加氢改质反应过程与至少一部分加氢提质反应过程R60共用。

[0355] 基于本发明,煤焦油F00的第二种原则加工方案的第1种具体流程是:

[0356] (1) 劣质烃HDS来自煤焦油F00;

[0357] 在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~450℃的烃组成的轻馏分FOLM和主要由常规沸点大于450℃的烃组成的重馏分FOD,至少一部分重馏分FOD用作劣质烃HDS;至少一部分轻馏分FOLM进入预加氢过程RFOLM转化为加氢反应流出物RFOLM-P,加氢反应流出物RFOLM-P或其生成油或其生成油馏分油,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20。

[0358] 基于本发明,煤焦油F00的第二种原则加工方案的第2种具体流程是:

[0359] (1) 劣质烃HDS来自煤焦油F00;

[0360] 在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~450℃的烃组成的轻馏分FOLM和主要由常规沸点大于450℃的烃组成的重馏分FOD,至少一部分重馏分FOD用作劣质烃HDS;

[0361] 至少一部分轻馏分FOLM进入预加氢过程RFOLM转化为加氢反应流出物RFOLM-P;

[0362] 加氢反应流出物RFOLM-P进入热高压分离过程RFOLM-P-THPS分离为热高分气RFOLM-P-THPS-V和热高分油RFOLM-P-THPS-L;

[0363] 基于热高分油RFOLM-P-THPS-L的物流RFOLM-P-THPS-LX,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20;

[0364] (3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的液体物流SRL,至少一部分富氢气气体SRV返回加氢反应过程循环使用;

[0365] 至少一部分热高分气RFOLM-P-THPS-V的回收过程与至少一部分第二加氢反应流出物R20P的回收过程SR共用。

[0366] 基于本发明,煤焦油F00的第二种原则加工方案的第3种具体流程是:

[0367] (1) 劣质烃HDS来自煤焦油F00;

[0368] 在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~450℃的烃组成的轻馏分FOLM和主要由常规沸点大于450℃的烃组成的重馏分FOD,至少一部分重馏分FOD用作劣质烃HDS;

[0369] 至少一部分轻馏分FOLM进入预加氢过程RFOLM转化为加氢反应流出物RFOLM-P;

[0370] 加氢反应流出物RFOLM-P进入热高压分离过程RFOLM-P-THPS分离为热高分气RFOLM-P-THPS-V和热高分油RFOLM-P-THPS-L;

[0371] 基于热高分油RFOLM-P-THPS-L的物流RFOLM-P-THPS-LX,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20;

[0372] (3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的液体物流SRL,至少一部分富氢气气体SRV返回

加氢反应过程循环使用；

[0373] (4) 在加氢提质反应过程R60, 在氢气和加氢提质催化剂R60C存在条件下, 至少一部分液体物流SRL进行加氢提质反应R60R得到加氢提质反应产物R60P, 加氢提质反应R60R的效果是脱除杂质或降低烃油密度或降低烃油沸点；

[0374] 至少一部分热高分气RFOLM-P-THPS-V的加氢改质反应过程与至少一部分加氢提质反应过程R60共用。

[0375] 基于本发明, 煤焦油F00的第三种原则加工方案的第1种具体流程是：

[0376] (1) 劣质烃HDS来自煤焦油F00；

[0377] 在煤焦油F00分离部分FRAC, 煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~360℃的烃组成的轻馏分FOL、主要由常规沸点为360~450℃的烃组成的中低温煤焦油中馏分FOM和主要由常规沸点大于450℃的烃组成的重馏分FOD, 至少一部分重馏分FOD用作劣质烃HDS；至少一部分中馏分FOM进入预加氢过程RFOM转化为加氢反应流出物RFOM-P, 加氢反应流出物RFOM-P或其生成油或其生成油馏分油, 进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20。

[0378] 基于本发明, 煤焦油F00的第三种原则加工方案的第2种具体流程是：

[0379] (1) 劣质烃HDS来自煤焦油F00；

[0380] 在煤焦油F00分离部分FRAC, 煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~360℃的烃组成的轻馏分FOL、主要由常规沸点为360~450℃的烃组成的中低温煤焦油中馏分FOM和主要由常规沸点大于450℃的烃组成的重馏分FOD, 至少一部分重馏分FOD用作劣质烃HDS；

[0381] 至少一部分中馏分FOM进入预加氢过程RFOM转化为加氢反应流出物RFOM-P；

[0382] 加氢反应流出物RFOM-P进入热高压分离过程RFOM-P-THPS分离为热高分气RFOM-P-THPS-V和热高分油RFOM-P-THPS-L；

[0383] 基于热高分油RFOM-P-THPS-L的物流RFOM-P-THPS-LX, 进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20；

[0384] (3) 在回收过程SR, 回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的液体物流SRL, 至少一部分富氢气气体SRV返回加氢反应过程循环使用；

[0385] 至少一部分热高分气RFOM-P-THPS-V的回收过程与至少一部分第二加氢反应流出物R20P的回收过程SR共用。

[0386] 基于本发明, 煤焦油F00的第三种原则加工方案的第3种具体流程是：

[0387] (1) 劣质烃HDS来自煤焦油F00；

[0388] 在煤焦油F00分离部分FRAC, 煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~360℃的烃组成的轻馏分FOL、主要由常规沸点为360~450℃的烃组成的中低温煤焦油中馏分FOM和主要由常规沸点大于450℃的烃组成的重馏分FOD, 至少一部分重馏分FOD用作劣质烃HDS；

[0389] 至少一部分中馏分FOM进入预加氢过程RFOM转化为加氢反应流出物RFOM-P；

[0390] 加氢反应流出物RFOM-P进入热高压分离过程RFOM-P-THPS分离为热高分气RFOM-P-THPS-V和热高分油RFOM-P-THPS-L；

[0391] 基于热高分油RFOM-P-THPS-L的物流RFOM-P-THPS-LX, 进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20；

[0392] (3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的液体物流SRL,至少一部分富氢气气体SRV返回加氢反应过程循环使用;

[0393] (4) 在加氢提质反应过程R60,在氢气和加氢提质催化剂R60C存在条件下,至少一部分液体物流SRL进行加氢提质反应R60R得到加氢提质反应产物R60P,加氢提质反应R60R的效果是脱除杂质或降低烃油密度或降低烃油沸点;

[0394] 至少一部分热高分气RFOM-P-THPS-V的加氢改质反应过程与至少一部分加氢提质反应过程R60共用。

[0395] 本发明,建立第一加氢反应过程R10循环油的第1种方法是:

[0396] (3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的可能含有固体颗粒的液体物流SRL;

[0397] 分离液体物流SRL得到含有常规沸点大于350℃的烃组分的热裂化重油物流R20P-H0,至少一部分热裂化重油物流R20P-H0作为循环油R20P-H0-TOR10去第一加氢反应过程R10。

[0398] 本发明,建立第一加氢反应过程R10循环油的第2种方法是:

[0399] (3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的可能含有固体颗粒的液体物流SRL;

[0400] 分离液体物流得到主要由常规沸点为350~530℃的烃组分组成的热裂化重油物流R20P-H0,至少一部分热裂化重油物流R20P-H0作为循环油R20P-H0-TOR10去第一加氢反应过程R10。

[0401] 本发明,建立第一加氢反应过程R10循环油的第3种方法是:

[0402] (3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的可能含有固体颗粒的液体物流SRL;

[0403] 分离液体物流得到主要由常规沸点为350~530℃的烃组分组成的热裂化重油物流R20P-H0和主要由常规沸点大于530℃的烃组分组成的热裂化渣油,至少一部分热裂化重油物流R20P-H0作为循环油R20P-H0-TOR10去第一加氢反应过程R10。

[0404] 本发明,建立第二加氢反应过程R20循环油的第1种方法是:

[0405] (3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的可能含有固体颗粒的液体物流SRL;

[0406] 分离液体物流得到含有常规沸点大于350℃的烃组分的热裂化重油物流R20P-H0,至少一部分热裂化重油物流R20P-H0作为循环油R20P-H0-TOR20去第二加氢反应过程R20。

[0407] 本发明,建立第二加氢反应过程R20循环油的第2种方法是:

[0408] (3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的可能含有固体颗粒的液体物流SRL;

[0409] 分离液体物流得到主要由常规沸点大于350℃的烃组分组成的热裂化重油物流R20P-H0,至少一部分热裂化重油物流R20P-H0作为循环油R20P-H0-TOR20去第二加氢反应过程R20。

[0410] 本发明,建立第二加氢反应过程R20循环油的第3种方法是:

[0411] (3) 在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的

富氢气SRV和主要由常规液态烃组成的可能含有固体颗粒的液体物流SRL;

[0412] 分离液体物流得到主要由常规沸点为350~530℃的烃组分组成的热裂化重油物流R20P-HO和主要由常规沸点大于530℃的烃组分组成的热裂化渣油,至少一部分热裂化重油物流R20P-HO作为循环油R20P-HO-TOR20去第二加氢反应过程R20。

[0413] 本发明,在第一加氢反应过程R10,使用悬浮床加氢反应器时,使用的加氢催化剂R10C,通常随第一加氢反应过程R10进料一起进入第一加氢反应过程R10。

[0414] 本发明,在第一加氢反应过程R10,使用悬浮床加氢反应器,使用的加氢催化剂R10C,通常随第一加氢反应过程R10进料一起进入第一加氢反应过程R10;

[0415] 在第二加氢反应过程R20,可以不再添加新的催化剂,此时加氢催化剂R20C为来自第一加氢反应过程R10的加氢催化剂R10C。

[0416] 本发明,在第一加氢反应过程R10,使用悬浮床加氢反应器,使用的加氢催化剂R10C,通常随第一加氢反应过程R10进料一起进入第一加氢反应过程R10;

[0417] 在第二加氢反应过程R20,使用悬浮床加氢反应器,使用的加氢催化剂R20C,可以添加不同于加氢催化剂R10C的加氢热裂化反应催化剂R20C-2,此时加氢催化剂R20C包含加氢热裂化反应催化剂R20C-2和来自第一加氢反应过程R10的加氢催化剂R10C。

[0418] 本发明,在第一加氢反应过程R10,使用悬浮床加氢反应器,使用的加氢催化剂R10C,通常随第一加氢反应过程R10进料一起进入第一加氢反应过程R10,第一加氢反应过程R10可以不存在第二加氢反应过程R20使用的加氢热裂化反应催化剂R20C-2;

[0419] 在第二加氢反应过程R20,使用悬浮床加氢反应器,使用的加氢催化剂R20C,可以添加不同于加氢催化剂R10C的加氢热裂化反应催化剂R20C-2,此时加氢催化剂R20C包含加氢热裂化反应催化剂R20C-2和来自第一加氢反应过程R10的加氢催化剂R10C。

[0420] 本发明,在第一加氢反应过程R10,使用悬浮床加氢反应器,使用的加氢催化剂R10C,通常随第一加氢反应过程R10进料一起进入第一加氢反应过程R10;第一加氢反应过程R10存在的第二加氢反应过程R20使用的加氢热裂化反应催化剂R20C-2,可以是随着分离第二加氢反应流出物R20P所得的烃油循环物流进入第一加氢反应过程R10的;

[0421] 在第二加氢反应过程R20,使用悬浮床加氢反应器,使用的加氢催化剂R20C,可以添加不同于加氢催化剂R10C的加氢热裂化反应催化剂R20C-2,此时加氢催化剂R20C包含加氢热裂化反应催化剂R20C-2和来自第一加氢反应过程R10的加氢催化剂R10C。

[0422] 本发明,在第一加氢反应过程R10,使用的氢气物流最好为新氢物流。

[0423] 本发明,在第一加氢反应过程R10,基于R10P的含有R10P中烃油的物流R10P-XO-TOR20,可以经过加热炉升温后进入第二加氢反应过程R20。

具体实施方式

[0424] 本发明所述的常规沸点指的是物质在一个大气压力下的汽、液平衡温度。

[0425] 本发明所述的常规气体烃,指的是常规条件下呈气态的烃类,包括甲烷、乙烷、丙烷、丁烷。

[0426] 本发明所述的常规液体烃指的是常规条件下呈液态的烃类,包括戊烷及其沸点更高的烃类。

[0427] 本发明所述高芳烃,指的是含有三环和或多环芳烃的芳烃浓度高的油品如中低温

煤焦油。

[0428] 本发明所述三环结构芳烃指的是含有三个环结构且其中至少一个环属于芳环的烃类,如茚、氧茚、硫杂茚、呋唑、二苯并吡啶、葱、菲及其带侧链组分或其部分加氢饱和产物。

[0429] 本发明所述多环结构芳烃指的是含有四个或更多环结构且其中至少一个环属于芳环的烃类。

[0430] 本发明所述多环芳烃指的是含有四个或更多相邻芳环结构基团的烃类,在热裂化反应过程通常有发生热缩合的倾向。

[0431] 本发明所述的杂质元素指的是原料油中非氢、非碳、非金属元素如氧、硫、氮、氯等。

[0432] 本发明所述的杂质加氢产物指的是原料油中非氢、非碳元素的加氢产物,包括水、硫化氢、氨、氯化氢等。

[0433] 本发明所述的比重,除非特别说明,指的是常压、15.6℃条件下液体密度与常压、15.6℃条件下水密度的比值。

[0434] 本发明所述的组分的组成或浓度或含量值,除非特别说明,均为重量基准值,重量百分率表示为重量%。

[0435] 本发明所述的烃物流或烃组分的化学氢耗量,除非特别说明,均为重量化学氢耗量与烃物流或烃组分的重量的比值,即重量基准值化学氢耗量。

[0436] 本发明所述单六元环烃,可以是环己烷系烃也可以是苯系烃,通常为C₆~C₁₀烃。

[0437] 本发明所述石脑油馏份指的是常规沸点一般为60~180℃、通常为60~165℃的烃类。

[0438] 本发明所述柴油馏份指的是常规沸点一般为160~370℃、通常为180~360℃的烃类。

[0439] 本发明所述轻柴油馏份指的是常规沸点一般为155~280℃、通常为165~270℃的烃类。

[0440] 本发明所述重柴油馏份指的是常规沸点一般为250~370℃、通常为260~360℃的烃类。

[0441] 以下详细描述煤焦油及其加氢改质过程。

[0442] 本发明所述煤焦油,指的是来自煤热解或煤干馏或煤造气过程的热解步骤等过程的煤焦油或其馏分,可以是煤造气的副产物低温煤焦油或其馏分,也可以是煤炼焦煤热解过程(包括低温炼焦、中温炼焦、高温炼焦过程)副产物煤焦油或其馏分,可以是上述煤焦油的混合油,可以是上述煤焦油经轻质烃溶剂抽提所获得的抽提油比如脱沥青煤焦油或其馏分油。

[0443] 高温炼焦属于煤高温热解过程,热解过程的最终温度一般大于900℃,通常在1000~1400℃之间。所述高温煤焦油指的是煤高温热解制取焦炭和/或城市煤气过程生产的副产物粗焦油。高温煤焦油在初级蒸馏过程,通常生产以下产品:轻油(拔顶焦油)、酚油、萘油、轻质洗油、重质洗油、轻质葱油、重质葱油、沥青等产品,酚油可进一步分离为粗酚和脱酚油,萘油可进一步分离为粗萘和脱萘油。本发明所述高温煤焦油轻馏分指的是:葱油、洗油、萘油、脱萘油、酚油、脱酚油、轻油及其混合油。

[0444] 由于原煤性质和炼焦或造气工艺条件均在一定范围内变化,煤焦油的性质也在一定范围内变化。煤焦油初级蒸馏过程的工艺条件和产品要求也在一定范围内变化,故煤焦油轻馏分的性质也在一定范围内变化。煤焦油轻馏分的性质,比重通常为0.92~1.25,常规沸点一般为60~500℃通常为120~460℃,通常金属含量为5~80PPm、硫含量为0.4~0.8%、氮含量为0.6~1.4%、氧含量为0.4~9.0%,通常水含量为0.2~5.0%,残炭含量通常为0.5~13%。

[0445] 本发明所述中低温煤焦油,指的是来自煤热解或煤造气或其它过程的煤焦油产品,可以是来自低温炼焦过程(干馏温度低于700℃)的低温煤焦油或中温炼焦过程的中温煤焦油(干馏温度介于700~950℃)或它们的混合油,通常含有煤焦油重油组分。由于原煤性质和炼焦或造气工艺条件均在一定范围内变化,中低温煤焦油的性质也在一定范围内变化。本发明所述中低温煤焦油的性质比重通常为0.89~1.15,通常金属含量为5~200PPm、硫含量为0.1~0.7%、氮含量为0.6~1.6%。本发明所述中低温煤焦油,有时无机水含量为0.2~5.0%,有时有机氧含量通常为2.5~18%、特别地为3.5~10%、更特别地为5~10%。

[0446] 表1是典型中温煤焦油中不同沸程馏分芳环数分布统计表。

[0447] 本发明所述中温煤焦油,通常是包含常规沸程为120~450℃烃组分和常规沸点高于450℃烃组分的混合物,通常包含10~20%的常规沸程为120~260℃的轻馏分FD1(含双环芳烃馏分)、通常包含30~40%的常规沸程为260~370℃的中馏分FD2(含双环、三环芳烃馏分)、包含20~35%的常规沸程为370~450℃的重馏分FD3(含双环至四环芳烃馏分)和8~20%的常规沸程高于450℃的渣油馏分FD4(即煤沥青馏分)。

[0448] 本发明所述中低温煤焦油轻质馏份油,指的是常规沸点一般为60~480℃、通常为60~450℃的煤焦油馏份油,通常可以采用固定床加氢技术进行加氢改质。

[0449] 本发明所述中低温煤焦油重质馏份油,指的是常规沸点通常高于370℃、一般高于400℃的中低温煤焦油馏分,它们的加氢热裂化过程,指的是发生至少一部分加氢裂化反应生产分子量低于裂化原料分子量的过程,该过程通常包含并行的加氢脱金属、加氢精制、加氢热裂化反应,适宜的反应器形式是上流式膨胀床如悬浮床反应器或沸腾床反应器。

[0450] 表1 典型中温煤焦油中不同沸程馏分芳环数分布统计表

[0451]

编号	名称	主要芳烃环数	常规沸程, °C
1	轻馏分 FD1	1 环、2 环	120~260
1.1	第一轻馏分 FD11	1 环	≤170
1.2	第二轻馏分 FD12	1 环、二 环	170~260
2	中馏分 FD2	2 环、3 环	260~370
3	重馏分 FD3	3 环、4 环	370~450
4	渣油 FD4	稠环芳烃, 稠环芳烃缔合物、胶质、沥青质	≥450
5	有机金属、超细灰		
“1~5”合计	全馏分煤焦油		

[0452] 渣油馏分FD4通常难以采用常规固定床技术实现长周期、高收率加氢轻质化故采用上流式膨胀床如悬浮床或沸腾床加氢技术转化之,为了防止胶质沥青质团聚引发不必要的结焦反应,通常必须使用与煤渣油馏分有良好互溶能力的溶剂烃类对其溶解分散形成胶质沥青质的稀溶液,溶剂烃类可以是常规沸程为370~450℃的重馏分FD3,也可以是重馏分FD3和渣油馏分FD4的加氢芳烃部分饱和的转化物,也可以是中馏分FD2的加氢芳烃部分饱和的转化物。中馏分FD2的加氢芳烃部分饱和的转化物属于优良的供氢溶剂,富含供氢烃。

[0453] 本发明所述高芳碳率劣质烃HDS,可以是1种宽馏分高芳烃,也可以是2种或多种不同沸程的高芳烃;本发明所述第一加氢反应过程R10进行的加氢反应过程,可以加工1种劣质烃HDS,也可以加工2种或多种不同沸程的劣质烃HDS;本发明所述第一加氢反应过程R10加工2种或多种不同沸程的高芳烃时,可以是2路或多路进料,不同路的原料流过的催化剂床层或反应空间可以相同或不同,可以是并联加氢关系,也可以是先、后分别进入多反应区的串联加氢过程的关系,当然也可以是先并联前加氢、然后前加氢产物汇合后再联合加氢的关系,也可以是其它更加复杂的组合关系。

[0454] 按照本发明,所述煤焦油进行加氢处理之前或进行分馏之前,通常经过过滤除固体颗粒的过程。

[0455] 本发明所述中低温煤焦油,通常含有酚类化合物,在进入加氢过程之前,可以提取其中的酚类化合物比如低级酚。

[0456] 烃原料HDS加氢改质过程UHP的工艺流程范围,通常开始于烃原料HDS的加氢芳烃浅度饱和反应过程、加氢热裂化反应过程、结束于得到加氢改质石脑油和或轻质柴油产品的流程范围,典型的加氢改质过程UHP包括第一加氢反应过程R10、第二加氢反应过程R20、第二加氢反应流出物R20P的分离过程、加氢提质反应过程R60、加氢提质生成油的分馏过程、加氢热裂化尾油的循环裂化过程、加氢提质尾油的循环裂化过程。

[0457] 本发明所述循环裂化尾油,通常指的是针对具体原料油的加氢热裂化生成油、加氢提质生成油中的不适合作为石脑油或轻质柴油组分的高沸点烃,通常主要由常规沸点高于300℃或330℃或360℃的烃组分组成。

[0458] 通常中低温煤焦油轻馏分比如常规沸点低于350℃的馏分的烯烃含量高、酚含量高、胶质含量高并含有较多在缓和条件下易反应的组分,因此,所述的煤焦油轻馏分的预加氢过程,通常使用加氢保护剂、烯烃加氢饱和剂、加氢脱氧剂、加氢脱残炭剂、加氢脱硫剂等的单剂或双剂或多剂的串联组合或混装组合,通常使用下流式固定床加氢反应器。

[0459] 煤焦油轻馏分的深度加氢改质过程,或分离第二加氢反应流出物R20P所得物流SRLX,进行的加氢提质反应R60R得到加氢提质反应产物R60P,通常使用加氢脱硫剂、加氢脱氮剂、芳烃加氢饱和剂以及环烷烃加氢开环催化剂、加氢异构化催化剂、加氢裂化催化剂等的单剂或双剂或多剂的串联组合或混装组合,通常使用下流式固定床加氢反应器。

[0460] 以下详细描述本发明的特征部分。

[0461] 本发明设置加氢芳烃浅度饱和反应过程的劣质烃加氢热裂化方法,其特征在于包含以下步骤:

[0462] (1)在第一加氢反应过程R10,在存在氢气、液相烃同时可能存在固体颗粒的物料条件下,高芳碳率劣质烃HDS进行包含加氢芳烃浅度饱和反应的第一加氢反应R10R得到第一加氢反应产物BASE-R10P;

- [0463] 劣质烃HDS,是包含常规沸点高于450℃的烃组分HD的高芳碳烃料;
- [0464] 劣质烃HDS,包含常规液态烃原料HDSL,可能包含固体颗粒原料HDSS;
- [0465] 第一加氢反应R10R,包含至少一部分液态烃原料HDSL中烃组分HD的加氢精制反应R10-HD-HTR,加氢精制反应R10-HD-HTR至少包含多环芳烃的部分加氢饱和反应R10-HD-HDAR,可能包含其它不饱和烃的加氢饱和反应和或含杂质烃的加氢氢解反应;
- [0466] 在第一加氢反应过程R10,HDS发生至少一部分加氢脱残炭反应,第一加氢反应产物BASE-R10P中烃类的残炭值低于劣质烃HDS的残炭值;
- [0467] 第一加氢反应R10R,在液相反应为主的条件下进行,至少一部分烃组分HD发生的多环芳烃的部分加氢饱和反应R10-HD-HDAR使至少一部分烃组分HD的芳碳率降低转化为烃组分HDH,使至少一部分多环芳烃组分HDA的芳环被饱和形成亚甲基桥键,第一加氢反应产物BASE-R10P中烃类的芳碳率低于劣质烃HDS的芳碳率;
- [0468] 第一加氢反应R10R,使用上流式加氢反应器R10E,可能使用加氢催化剂R10C;第一加氢反应过程R10使用加氢催化剂R10C时,使用的上流式加氢反应器R10E的反应空间有催化剂进入、催化剂排出;
- [0469] 可能有部分第一加氢反应产物BASE-R10P沉积或停留或循环于加氢反应器R10E内部空间;
- [0470] 第一加氢反应产物BASE-R10P,为含有氢气、常规液体烃同时可能含有固体颗粒的物料;
- [0471] 基于第一加氢反应产物BASE-R10的物料用作第一加氢反应流出物R10P;
- [0472] R10P用于排出BASE-R10P,为含有氢气、常规液体烃同时可能含有固体颗粒的物料;
- [0473] R10P,以1路或2路或多路物料R10PX的形式出现,不同R10PX物流的组成和相态相同或不同;
- [0474] 基于R10P的含有R10P中烃油的物流R10P-XO-TOR20进入第二加氢反应过程R20;
- [0475] (2)在第二加氢反应过程R20,在存在氢气、液相烃同时可能存在固体颗粒的混相物料条件下,物流R10P-XO-TOR20进行包含加氢热裂化反应的加氢反应R20R得到第二加氢反应产物BASE-R20P;
- [0476] 物流R10P-XO-TOR20,包含常规沸点高于450℃的烃组分HDH的高芳碳烃料;
- [0477] 物流R10P-XO-TOR20,包含常规液态烃原料R10P-XO-TOR20L,可能包含固体颗粒原料R10P-XO-TOR20S;
- [0478] 第二加氢反应R20R,包含至少一部分常规液态烃原料R10P-XO-TOR20L中烃组分HDH的加氢热裂化反应,可能包含至少一部分常规液态烃原料R10P-XO-TOR20L中烃组分HDH的加氢精制反应;第二加氢反应R20R的加氢精制反应包含不饱和烃的加氢饱和反应和或含杂质烃的加氢氢解反应;
- [0479] 第二加氢反应过程R20,使用上流式加氢反应器R20E,可能使用加氢催化剂R20C;第二加氢反应过程R20使用加氢催化剂R20C时,使用的上流式加氢反应器R20E的反应空间有催化剂进入、催化剂排出;
- [0480] 可能有部分第二加氢反应产物BASE-R20P沉积或停留或循环于加氢反应器R20E内部空间;

[0481] 第二加氢反应产物BASE-R20P,为含有氢气、杂质组分、常规气体烃、常规液体烃同时可能含有固体颗粒的至少包含气相和液相的混相物料;

[0482] 基于第二加氢反应产物BASE-R20P的物料用作第二加氢反应流出物R20P;

[0483] 第二加氢反应流出物R20P用于排出第二加氢反应产物BASE-R20P,为含有氢气、杂质组分、常规气体烃、常规液体烃同时可能含有固体颗粒的至少包含气相和液相的混相物料;

[0484] 第二加氢反应流出物R20P,以1路或2路或多路物料R20PX的形式出现,不同R20PX物流的组成和相态相同或不同;

[0485] (3)在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的可能含有固体颗粒的液体物流SRL,至少一部分富氢气气体SRV返回加氢反应过程循环使用。

[0486] 本发明,第一加氢反应过程R10,最好第一加氢反应R10R以加氢芳烃浅度饱和反应为主,其特征在于:

[0487] (1)在第一加氢反应过程R10,在存在氢气、液相烃同时可能存在固体颗粒的至少存在气液两相的混相物料条件下,劣质烃HDS进行以加氢芳烃浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R得到第一加氢反应产物BASE-R10P;

[0488] 第一加氢反应R10R,在液相反应为主的条件下进行,至少一部分烃组分HD发生的多环芳烃的部分加氢饱和反应R10-HD-HDAR使至少一部分烃组分HD的芳碳率降低转化为烃组分HDH,使至少一部分多环芳烃组分HDA的中间芳环被饱和形成亚甲基桥键,第一加氢反应产物BASE-R10P中烃类的芳碳率低于劣质烃HDS的芳碳率;

[0489] 第一加氢反应产物BASE-R10P,为含有氢气、杂质组分、常规气体烃、常规液体烃同时可能含有固体颗粒的至少包含气相和液相的混相物料;

[0490] 基于第一加氢反应产物BASE-R10的物料用作第一加氢反应流出物R10P;

[0491] R10P用于排出BASE-R10P,为含有氢气、杂质组分、常规气体烃、常规液体烃同时可能含有固体颗粒的至少包含气相和液相的混相物料;

[0492] 所述劣质烃HDS进行以加氢芳烃浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R,指的是:第一加氢反应R10R总氢耗R10HT减去加氢脱氧反应氢耗R10HDO为剩余的脱氧外氢耗R10HK,脱氧外氢耗R10HK以加氢芳烃浅度饱和反应的氢耗R10HDA为主,即 $R10HDA/R10HK > 0.5$;

[0493] R10P作为物流R10P-X0-TOR20进入第二加氢反应过程R20。

[0494] 本发明,通常,劣质烃HDS选自下列物料中的一种或几种:

[0495] ①低温煤焦油或其馏分油或其热加工过程所得油品,热加工过程是焦化过程或催化裂化过程或催化裂解过程;

[0496] ②中温煤焦油或其馏分油或其热加工过程所得油品;

[0497] ③高温煤焦油或其馏分油或其热加工过程所得油品;

[0498] ④煤加氢直接液化制油过程所得油品,煤加氢直接液化制油过程包括使用供氢溶剂油的煤加氢直接液化制油过程、油煤共炼过程、煤临氢热溶液化过程;

[0499] ⑤石油基重油或其馏分油或其热加工过程所得油品;

[0500] ⑥页岩油或其馏分油或其热加工过程所得油品;

[0501] ⑦石油砂基重油或其馏分油或其热加工过程所得油品;

[0502] ⑧其它胶质重量含量高于15%和或沥青质重量含量高于5.0%的炔油。

[0503] 本发明,劣质炔HDS来自煤焦油时,通常主要由常规沸点高于450℃炔组分HD组成;

[0504] 在第一加氢反应过程R10,劣质炔HDS进行以加氢芳炔浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R,劣质炔HDS的单位重量氢耗量:通常为0.05~3.0%、一般为0.25~2.5%、宜为0.5~1.5%。

[0505] 本发明,在第一加氢反应过程R10,劣质炔HDS来自煤焦油,使用的加氢催化剂R10C,可以是一种复合型煤焦油加氢催化剂,包含高活性组分与低活性组分;所述高活性组分金属与低活性组分金属的重量比为1:10至10:1;所述高活性组分为钼的水溶性盐类化合物或其混合物;所述低活性组分为氧化铁矿石或硫化铁矿石,其中矿石中铁含量不低于40wt%,催化剂R10C水含量低于2wt%;R10C粒子直径为1~100 μm 的粉状颗粒。

[0506] 本发明,在第一加氢反应过程R10,劣质炔HDS来自煤焦油,使用的加氢催化剂R10C,可以至少包含Mo元素,Mo在第一加氢反应过程R10的主体工作形态为MoS₂中,加氢催化剂R10C为1~100 μm 的粉状颗粒。

[0507] 本发明,劣质炔HDS来自煤焦油时,第一加氢反应过程R10的操作条件通常为:温度为300~480℃、压力为6.0~30.0MPa、氢气/原料油体积比为0.01:1~4000:1、加氢催化剂R10C加入重量为HDS重量的0.001~8.0%、体积空速为0.1~10.0hr⁻¹;劣质炔HDS重量化学氢耗量为0.05~3.0%。

[0508] 本发明,劣质炔HDS来自煤焦油时,第一加氢反应过程R10的操作条件一般为:温度为350~460℃、压力为12.0~22.0MPa、氢气/原料油体积比为50:1~600:1、加氢催化剂R10C加入重量为HDS重量的0.01~5.0%、体积空速为0.2~2.0hr⁻¹;劣质炔HDS重量化学氢耗量为0.50~1.5%。

[0509] 本发明,在第一加氢反应过程R10,劣质炔HDS来自煤焦油时,劣质炔HDS进行以加氢芳炔浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R,第一加氢反应过程R10的平均反应温度较第二加氢反应过程R20的平均反应温度通常低15~100℃。

[0510] 本发明,劣质炔HDS来自煤焦油时,通常其胶质沥青质含量为10~90%、残炭为0.01~25%、金属含量为2~2000PPm;

[0511] 在第一加氢反应过程R10,劣质炔HDS进行以加氢芳炔浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R,胶质沥青质加氢脱除率大于3%、残炭加氢脱除率大于3%。

[0512] 本发明,劣质炔HDS来自煤焦油时,一般其胶质沥青质含量为30~80%、残炭为5~20%、金属含量为50~700PPm;

[0513] 在第一加氢反应过程R10,劣质炔HDS进行以加氢芳炔浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R,胶质沥青质加氢脱除率:通常大于5%、一般大于10%、较佳者大于15%,残炭加氢脱除率:通常大于5%、一般大于10%、较佳者大于15%。

[0514] 本发明,劣质炔HDS来自煤焦油时,第一加氢反应过程R10的氢气/原料油体积比:通常低于400:1、一般低于200:1、可以低于50:1,可以向第一加氢反应过程R10的反应空间采用2次或多次添加的方法补充氢气。

[0515] 本发明,劣质炔HDS来自煤焦油时,第一加氢反应过程R10的反应空间的液相体积分率:通常高于0.5、一般高于0.7、可以为0.90~1.0。

[0516] 本发明,在第一加氢反应过程R10,可以设置热高压分离过程R10MP-THPS,其特征

在于：

[0517] 在第一加氢反应过程R10,将第一加氢反应过程R10的终端产物或中间产物视为反应产物R10MP,设置热高压分离过程R10MP-THPS;

[0518] 在热高压分离过程R10MP-THPS,分离反应产物R10MP得到含有溶解氢气、常规沸点高于350℃的常规液态烃的热高分液体R10MP-THPS-L和净产物物流R10MP-THPS-PP,R10MP-THPS-L中可能含有固体粒子;净产物物流R10MP-THPS-PP进入下游相邻加氢反应区;

[0519] 基于热高分液体R10MP-THPS-L的包含烃类液体的物流R10MP-THPS-LR返回上游加氢反应区R10Z作为循环液相使用;

[0520] 定义R10MP-THPS-LR的重量流率与上游加氢反应区R10Z及可能存在的R10Z的上游全部加氢反应区的劣质烃HDS原料的总重量流率之比为循环比KR100,循环比KR100:通常为0.05~30、一般为0.5~10。

[0521] 本发明,在第一加氢反应过程R10,使用加氢催化剂R10C时,使用的任一台上流式加氢反应器R10E的结构形式可以选自下列中的1种,当第一加氢反应过程R10使用的上流式加氢反应器R10E为2台或多台时,上流式加氢反应器R10E的结构形式相同或不同:

[0522] ①悬浮床;

[0523] ②沸腾床;

[0524] ③移动床。

[0525] 本发明,在第一加氢反应过程R10,存在的固体颗粒可以选自下列中的一种或2种或多种:

[0526] ①煤加氢直接液化过程所得半焦颗粒;

[0527] ②催化剂颗粒;

[0528] ③铁锈颗粒;

[0529] ④无机物颗粒;

[0530] ⑤煤焦化过程产生的进入煤焦油中的固体颗粒;

[0531] ⑥来自烃类热缩合过程的产物固体颗粒;

[0532] ⑦来自页岩的固体颗粒;

[0533] ⑧来自油砂的固体颗粒;

[0534] ⑨其它存在于第一加氢反应产物BASE-R10P中的颗粒。

[0535] 本发明,劣质烃HDS劣质烃HDS分为两路或多路分路原料时,其特征在于:

[0536] ①第一加氢反应过程R10的反应空间,分为2个或多个串联操作的子加氢反应区:第一子加氢反应区R101、第二子加氢反应区R102等;

[0537] 劣质烃HDS分为两路或多路分路原料,第一路劣质烃HDS1进入第一子加氢反应区R101,第二路劣质烃HDS2不经过R101直接进入第二子加氢反应区R102;

[0538] 串联布置的上游子加氢反应区的反应流出物进入下游相邻子加氢反应区,最后一个子加氢反应区的反应流出物作为第一加氢反应流出物R10P使用。

[0539] 本发明,劣质烃HDS劣质烃HDS分为两路分路原料时,其特征在于:

[0540] ①第一加氢反应过程R10的反应空间,分为2个串联操作的子加氢反应区:第一子加氢反应区R101、第二子加氢反应区R102;

[0541] 劣质烃HDS分为两路,第一路劣质烃HDS1进入第一子加氢反应区R101,第二路劣质

烃HDS2直接进入第二子加氢反应区R102;

[0542] 串联布置的上游子加氢反应区的反应流出物进入下游相邻子加氢反应区,第一子加氢反应区反应流出物R101P进入第二子加氢反应区R102,第二子加氢反应区反应流出物R102P即最后一个子加氢反应区的反应流出物作为第一加氢反应流出物R10P使用;

[0543] 第一路劣质烃HDS1占全部劣质烃HDS的比例:通常为0.10~0.90、一般为0.30~0.70、宜为0.40~0.60。

[0544] 本发明,劣质烃HDS分为三路分路原料时,其特征在于:

[0545] ①第一加氢反应过程R10的反应空间,分为3个串联操作的子加氢反应区:第一子加氢反应区R101、第二子加氢反应区R102、第三子加氢反应区R103;

[0546] 劣质烃HDS分为三路,第一路劣质烃HDS1进入第一子加氢反应区R101,第二路劣质烃HDS2直接进入第二子加氢反应区R102,第三路劣质烃HDS3直接进入第三子加氢反应区R103;

[0547] 串联布置的上游子加氢反应区的反应流出物进入下游相邻子加氢反应区,第一子加氢反应区反应流出物R101P进入第二子加氢反应区R102,第二子加氢反应区反应流出物R102P进入第三子加氢反应区R103,第三子加氢反应区反应流出物R103P即最后一个子加氢反应区的反应流出物作为第二加氢反应流出物R10P使用;

[0548] 第一路劣质烃HDS1占全部劣质烃HDS的比例:通常为0.10~0.75、一般为0.15~0.5、宜为0.25~0.45,第二路劣质烃HDS2占全部劣质烃HDS的比例:通常为0.10~0.75、一般为0.15~0.5、宜为0.25~0.45。

[0549] 本发明,劣质烃HDS分为四路分路原料时,其特征在于:

[0550] ①第一加氢反应过程R10的反应空间,分为3个串联操作的子加氢反应区:第一子加氢反应区R101、第二子加氢反应区R102、第三子加氢反应区R103、第四子加氢反应区R104;

[0551] 劣质烃HDS分为四路,第一路劣质烃HDS1进入通过第一子加氢反应区R101,第二路劣质烃HDS2直接进入第二子加氢反应区R102,第三路劣质烃HDS3直接进入第三子加氢反应区R103,第四路劣质烃HDS4直接进入第四子加氢反应区R104;

[0552] 串联布置的上游子加氢反应区的反应流出物进入下游相邻子加氢反应区,第一子加氢反应区反应流出物R101P进入第二子加氢反应区R102,第二子加氢反应区反应流出物R102P进入第三子加氢反应区R103,第三子加氢反应区反应流出物R103P进入第四子加氢反应区R104,第四子加氢反应区反应流出物R104P即最后一个子加氢反应区的反应流出物作为第二加氢反应流出物R10P使用;

[0553] 第一路劣质烃HDS1占全部劣质烃HDS的比例:通常为0.05~0.50、一般为0.15~0.40、宜为0.20~0.30,第二路劣质烃HDS2占全部劣质烃HDS的比例:通常为0.05~0.50、一般为0.15~0.40、宜为0.20~0.30,第三路劣质烃HDS3占全部劣质烃HDS的比例:通常为0.05~0.50、一般为0.15~0.40、宜为0.20~0.30。

[0554] 本发明,在第一以加氢反应过程R10,第一台反应器R101E的反应空间可以分为至少2个串联操作的子反应空间R101E1、R101E2;

[0555] 劣质烃HDS分为两路或多路分路原料HDS1、HDS2等,第一路劣质烃HDS1进入第一子反应空间R101E1,第二路劣质烃HDS2直接进入第二子反应空间R101E2,存在的其余分路劣

质烃直接进入后续对应子加氢反应区。

[0556] 本发明,第一加氢反应过程R10,使用的第一台反应器R101E的反应空间分为至少2个串联操作的子反应空间R101E1、R101E2;

[0557] 劣质烃HDS分为两路或多路分路原料HDS1、HDS2等,第一路劣质烃HDS1通过第一台反应器R101E的底部入口进入第一子反应空间R101E1,第二路劣质烃HDS2通过布置在第一台反应器R101E内的流体分布器进入第二子反应空间R101E2,存在的其余分路劣质烃通过布置在第一台反应器R101E内的流体分布器进入后续对应子反应区空间。

[0558] 本发明,在第一以加氢反应过程R10,使用的加氢反应器R10E,通常为1~3台、一般为1~2台。

[0559] 本发明,在第一加氢反应过程R10,含有供氢烃SH的供氢烃物流SHS-TOR10可以进入第一加氢反应过程R10与劣质烃HDS的HD组分或其加氢转化物接触;

[0560] 所述供氢烃SH指的是常规沸点高于330℃的部分饱和的双环芳烃和或部分饱和的多环芳烃;物流SHS-TOR10中供氢烃SH重量与物流SHS-TOR10中常规液态烃组分总重量之比值,高出劣质烃HDS中供氢烃SH重量与劣质烃HDS中常规液态烃组分总重量之比值至少3重量%;物流SHS-TOR10中常规液态烃组分氢元素平均重量含量高出劣质烃HDS的氢元素重量含量至少1.5重量%。

[0561] 本发明,物流SHS-TOR10中供氢烃SH重量占常规液态烃组分总重量比例:通常高于10重量%、一般高于15重量%、最好高于20重量%;

[0562] 定义供氢烃物流SHS-TOR10的重量流量SHS-TOR10W与劣质烃HDS中常规沸点高于450℃的烃组分HD的重量流量HDW之比为KSH,即 $KSH = SHS-TOR10W/HDW$,KSH:通常为0.1~10.0,、一般为0.5~5.0、宜为1.0~3.0。

[0563] 本发明,第一以加氢反应过程R10,存在2个或多个串联操作的子加氢反应区时,供氢烃物流SHS-TOR10可以全部进入第一子加氢反应区R101。

[0564] 本发明,在第一以加氢反应过程R10,存在2个或多个串联操作的子加氢反应区时,供氢烃物流SHS-TOR10的30~60%可以作为第一路供氢烃物流SHS-TOR101进入第一子加氢反应区R101,剩余的供氢烃物流SHS-TOR10X进入其它子加氢反应区。

[0565] 本发明,供氢烃物流SHS-TOR10,可以来自加工供氢烃前身物物流SHS-TOR10BF的以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1的加氢反应流出物HPU1P;物流SHS-TOR10中供氢烃SH重量占常规液态烃组分总重量比例高于6重量%; $KSH = 0.1 \sim 10$ 。

[0566] 本发明,加工煤焦油重油时可用煤焦油轻馏分为供氢烃前身物物流SHS-TOR10BF,其特征在于:

[0567] 劣质烃HDS为来自煤焦油的主要由常规沸点高于450℃的烃组分HD组成的物流;

[0568] 供氢烃物流SHS-TOR10中供氢烃SH重量占常规液态烃组分总重量比例高于10重量%;

[0569] $KSH = 0.2 \sim 5$;

[0570] 供氢烃前身物物流SHS-TOR10BF选自下列物流中的一种或几种:

[0571] ①主要由常规沸点为350~450℃的低温煤焦油馏分组成的物流;

[0572] ②主要由常规沸点为350~450℃的中温煤焦油馏分组成的物流;

[0573] ③主要由常规沸点为230~450℃的高温煤焦油馏分组成的物流;

[0574] ④主要由包含常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的低温煤焦油馏分组成的物流;

[0575] ⑤主要由包含常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的中温煤焦油馏分组成的物流;

[0576] ⑥主要由脱酚后的常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的低温煤焦油馏分组成的物流;

[0577] ⑦主要由脱酚后的常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的中温煤焦油馏分组成的物流。

[0578] 本发明,加工煤焦油重油且以煤焦油轻馏分MF为供氢烃前身物物流SHS-TOR10BF时,其特征在于:

[0579] 在以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1,来自煤焦油的主要由常规沸点为350~450℃的烃MF组成的物流MFS进行制供氢烃加氢反应HPU1R,至少一部分烃组分MF完成加氢改性反应得到加氢反应流出物HPU1P,基于加氢反应流出物HPU1P得到的供氢烃物流SHS-TOR10选自下列物流的一个或几个:

[0580] ①反应流出物HPU1P用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

[0581] ②反应流出物HPU1P进入热高压分离过程HPU1-HS分离为热高分油HPU1-HSO和热高分气HPU1-HSV,至少一部分热高分油HPU1-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

[0582] ③反应流出物HPU1P进入热高压分离过程HPU1-HS分离为热高分油HPU1-HSO和热高分气HPU1-HSV,至少一部分热高分油HPU1-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10进入加氢反应区HPU21,至少一部分热高分油HPU1-HSO降压、脱气后所得液体HPU1-HSOA与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

[0583] ④反应流出物HPU1P进入冷高压分离过程HPU1-CS分离为冷高分油HPU1-CSO和冷高分气HPU1-CSV,至少一部分冷高分油HPU1-CSO用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

[0584] ⑤分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1P0和富氢气体;在加氢生成油HPU1P0分馏部分,分离加氢生成油HPU1P0得到富含供氢烃组分的物流,至少一部分富含供氢烃组分的物流用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

[0585] ⑥分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1P0和富氢气体;在加氢生成油HPU1P0分馏部分,分离加氢生成油HPU1P0得到富含供氢烃组分的物流,至少一部分主要由常规沸点为350~450℃的富含供氢烃组分组成的物流用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10。

[0586] 本发明,加工煤焦油重油且以煤焦油轻馏分LMF为供氢烃前身物物流SHS-TOR10BF时,其特征在于:

[0587] 在以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1,来自煤焦油的含有常规沸点为60~450℃烃LMF的物流LMFS完成深度加氢精制反应HPU1R转化为加氢反应流出物HPU1P,常规沸点为60~350℃的烃转化为石脑油和柴油组分,常规沸点为350~450℃的烃转化为富含供

氢烃SH的加氢尾油,基于加氢反应流出物HPU1P得到的供氢烃物流SHS-TOR10选自下列物流的一个或几个:

[0588] ①反应流出物HPU1P进入热高压分离过程HPU1-HS分离为热高分油HPU1-HSO和热高分气HPU1-HSV,至少一部分热高分油HPU1-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

[0589] ②以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1的中间反应流出物HPU1MP进入热高压分离过程HPU1M-HS分离为热高分油HPU1M-HSO和热高分气HPU1MP-HSV,至少一部分热高分油HPU1M-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10进入加氢反应区HPU21,至少一部分热高分油HPU1M-HSO降压脱气后所得脱气油HPU1M-HSOA与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

[0590] ③分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1P0和富氢气体;在加氢生成油HPU1P0分馏部分,分离加氢生成油HPU1P0得到富含供氢烃组分的物流,至少一部分富含供氢烃组分的物流用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10;

[0591] ④分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1P0和富氢气体;在加氢生成油HPU1P0分馏部分,分离加氢生成油HPU1P0得到富含供氢烃组分的物流,至少一部分主要由常规沸点为350~450℃的富含供氢烃组分组成的物流用作供氢烃物流SHS-TOR10,供氢烃物流SHS-TOR10与物流HDS混合后进入第一加氢反应过程R10。

[0592] 本发明,在以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1,以最大限度制取供氢烃为目标。

[0593] 供氢烃物流SHS-TOR10,可以是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为300~490℃烃组分的馏分油。

[0594] 供氢烃物流SHS-TOR10,可以是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为330~450℃烃组分的馏分油。

[0595] 供氢烃前身物物流SHS-TOR10BF,可以是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为300~490℃烃组分的馏分油。

[0596] 供氢烃前身物物流SHS-TOR10BF,可以是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为330~450℃烃组分的馏分油。

[0597] 本发明,供氢烃前身物物流SHS-TOR10BF,可以主要由常规沸点为350~450℃的煤焦油馏分组成;此时,以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1的操作条件为:温度为250~460℃、压力为6.0~30.0MPa、氢气/原料油体积比为300:1~3000:1、加氢催化剂HPU3-CAT体积空速为0.05~5.0hr⁻¹;劣质烃HDS重量化学氢耗量为0.5~4.5%重量。

[0598] 本发明,在第二加氢反应过程R20,使用的加氢催化剂R20C,可以是一种复合型煤焦油加氢催化剂,包含高活性组分与低活性组分;所述高活性组分金属与低活性组分金属的重量比为1:1000至1:10;所述高活性组分为钼、镍、钴或钨金属的水溶性盐类化合物或其混合物;所述低活性组分为氧化铁矿石或硫化铁矿石,其中矿石中铁含量不低于40wt%,催化剂水含量低于2wt%,粒子直径为1~100μm的粉状颗粒。

[0599] 本发明,在第二加氢反应过程R20,第二加氢反应R20R,包含至少一部分液态烃原料HDSL中烃组分HD的加氢精制反应,包含至少一部分液态烃原料HDSL中烃组分HD的加氢热

裂化反应；

[0600] 第二加氢反应过程R20,使用的加氢催化剂R10C,可以至少包含Mo元素,Mo在第二加氢反应过程R20的主体工作形态为 MoS_2 。

[0601] 本发明,在第二加氢反应过程R20,第二加氢反应R20R,使用的加氢催化剂R20C可以至少包含半焦固体颗粒。

[0602] 本发明,可以设置加氢提质反应过程R60,在氢气和加氢提质催化剂R60C存在条件下,至少一部分液体物流SRL或基于物流SRL的脱除固体颗粒的物流SRLX,进行加氢提质反应R60R得到加氢提质反应产物R60P,加氢提质反应R60R的效果是脱除杂质或降低烃油密度或降低烃油沸点或提高十六烷值；

[0603] 深度加氢改质反应R60R包含下列反应的一种或几种：

[0604] ①芳烃深度加氢饱和反应；

[0605] ②烃类深度加氢脱氮反应；

[0606] ③环烷烃加氢开环反应；

[0607] ④烃类加氢裂化反应；

[0608] ⑤烃类加氢异构化反应。

[0609] 本发明,通常,所述加氢提质反应过程R60的操作条件为:温度为 $250\sim 440^\circ\text{C}$ 、压力为 $4.0\sim 30.0\text{MPa}$ 、加氢提质催化剂R60C体积空速为 $0.02\sim 10.0\text{hr}^{-1}$ 、氢气/原料油体积比为 $300:1\sim 4000:1$ ；加氢提质催化剂R60C为1种催化剂或2种催化剂组合使用或多种催化剂组合使用。

[0610] 本发明,劣质烃HDS来自煤焦油时,各步骤操作条件通常为：

[0611] (1)劣质烃HDS来自煤焦油,其胶质沥青质含量为 $10\sim 90\%$ 、残炭为 $0.01\sim 25\%$ 、金属含量为 $2\sim 2000\text{PPm}$ ；

[0612] (2)第二加氢反应过程R20,有机氧加氢脱除率大于 40% 、胶质沥青质加氢脱除率大于 40% 、残炭加氢脱除率大于 35% 、金属加氢脱除率大于 60% 。

[0613] 本发明,劣质烃HDS来自煤焦油时,各步骤操作条件一般为：

[0614] (2)劣质烃HDS来自煤焦油,其胶质沥青质含量为 $40\sim 80\%$ 、残炭为 $5\sim 20\%$ 、金属含量为 $50\sim 700\text{PPm}$ ；

[0615] 第二加氢反应过程R20,有机氧加氢脱除率大于 60% 、胶质沥青质加氢脱除率大于 60% 、残炭加氢脱除率大于 70% 、金属加氢脱除率大于 80% 。

[0616] 本发明,劣质烃HDS来自煤焦油时,各步骤操作条件通常为：

[0617] (1)劣质烃HDS来自煤焦油,其胶质沥青质含量为 $10\sim 90\%$ 、残炭为 $0.01\sim 25\%$ 、金属含量为 $2\sim 2000\text{PPm}$ ；

[0618] (2)第二加氢反应过程R20,烃组分HD的加氢裂化转化率大于 25% 。

[0619] 本发明,劣质烃HDS来自煤焦油时,各步骤操作条件一般为：

[0620] (2)劣质烃HDS来自煤焦油,其胶质沥青质含量为 $40\sim 80\%$ 、残炭为 $5\sim 20\%$ 、金属含量为 $50\sim 700\text{PPm}$ ；

[0621] 第二加氢反应过程R20,烃组分HD的加氢裂化转化率大于 45% 。

[0622] 本发明,在第二加氢反应过程R20,将第二加氢反应过程R20的终端产物或中间产物视为反应产物R20MP,可以设置热高压分离过程R20MP-THPS；

[0623] 在热高压分离过程R20MP-THPS,分离反应流出物R10MP得到含有溶解氢气、常规沸点高于350℃的常规液态烃的热高分液体R20MP-THPS-L和净产物物流R20MP-THPS-PP, R20MP-THPS-L中可能含有固体粒子;净产物物流R20MP-THPS-PP进入下游相邻加氢反应区;

[0624] 基于热高分液体R20MP-THPS-L的包含烃类液体的物流R20MP-THPS-LR返回属于第二加氢反应过程R20的上游加氢反应区R20Z作为循环液相使用;

[0625] 定义R20MP-THPS-LR的重量流率与上游加氢反应区R20Z及R20Z上游全部加氢反应区的劣质烃HDS原料的总重量流率之比为循环比KR200,循环比KR200:通常为0.05~30、一般为2~10。

[0626] 设置热高压分离过程R20MP-THPS的第一种方式是:

[0627] (2)在第二加氢反应过程R20,在子加氢反应区设置热高压分离过程R20MP-THPS;

[0628] 热高压分离过程RTHPS,设置在加氢反应器的上部空间,以液体收集器、导液管道、循环泵、送液管道组成的系统使R20MP-THPS-LR注入上游加氢反应空间R20Z中。

[0629] 设置热高压分离过程R20MP-THPS的第二种方式是:

[0630] (2)在第二加氢反应过程R20,在子加氢反应区设置热高压分离过程R20MP-THPS;

[0631] 热高压分离过程R20MP-THPS,在独立的热高压分离器R20MP-THPS-E中完成;

[0632] 在热高压分离器R20MP-THPS-E中,分离反应流出物R10MP得到含有溶解氢气、常规沸点高于350℃的常规液态烃的热高分液体R20MP-THPS-L和净产物物流R20MP-THPS-PP, R20MP-THPS-L中可能含有固体粒子;净产物物流R20MP-THPS-PP进入下游相邻子加氢反应区。

[0633] 本发明,在回收过程分SR,可以设置热高压分离过程THPS:

[0634] 在热高压分离过程THPS,分离第二加氢反应流出物R20P得到含有氢气、杂质加氢产物、常规气体烃和常规沸点低于350℃的常规液态烃的热高分气体THPS-V和含有溶解氢气、常规沸点高于350℃的常规液态烃的热高分液体THPS-L,THPS-L中可能含有固体粒子;

[0635] 热高压分离过程THPS的操作条件通常为:温度为250~460℃、压力为4.0~30.0MPa;

[0636] 热高压分离过程THPS的操作条件一般为:温度为350~440℃、压力为10.0~25.0MPa;

[0637] 在热高分液体R10P-SL分流部分,基于热高分液体THPS-L的包含烃类液体的物流THPS-LR返回第二加氢反应过程R20;定义THPS-LR中常规沸点大于450℃烃组分的重量流率与劣质烃原料HDS中HD组分的重量流率之比为循环比K999,循环比K999:通常为0.05~10、一般为0.5~2。

[0638] 本发明,在回收过程分SR,可以设置冷高压分离过程LHPS、冷低压分离过程LLPS、冷低分油循环洗涤甲烷过程:

[0639] 在冷高压分离过程LHPS,基于第二加氢反应流出物R20P的包含第二加氢反应流出物R20P中大部分氢气组分的物流R10P-H100被分离为在体积上主要由氢气组成的富氢气气体LHPS-V和主要由常规液态烃组成的液体物流LHPS-L;富氢气气体LHPS-V用作SRV使用;

[0640] 在冷低压分离过程LLPS,液体物流LHPS-L降压后分离为富含常规气体烃的冷低分气LLPS-V和和主要由常规液态烃组成的液体物流LLPS-L;

[0641] 第一部分液体物流LLPS-L用作吸收油LLPS-LA,与基于第二加氢反应流出物R20P

的包含第二加氢反应流出物R20P中大部分氢气组分的物流R10P-H100混合后进入冷高压分离过程LHPS;剩余部分液体物流LLPS-L用作冷低分油产物LLPS-LP;

[0642] 通常,冷高压分离过程LHPS的操作条件为:温度为20~70℃、压力为6.0~30.0MPa;

[0643] 通常,冷低压分离过程LLPS的操作条件为:温度为20~70℃、压力为0.01~3.0MPa;

[0644] 一般,冷高压分离过程LHPS的操作条件为:温度为20~50℃、压力为8.0~25.0MPa;

[0645] 一般,冷低压分离过程LLPS的操作条件为:温度为20~50℃、压力为0.2~1.0MPa;

[0646] 定义吸收油LLPS-LA的重量流率与冷低分油产物LLPS-LP重量流率之比为吸收油循环比K300,K300通常为0.05~10、一般为0.5~4。

[0647] 在第二加氢反应过程R20,使用加氢催化剂R20C时,上流式加氢反应器R20E的结构形式,可以选自下列中的1种或几种:

[0648] ①悬浮床;

[0649] ②沸腾床;

[0650] ③移动床。

[0651] 在第二加氢反应过程R20,存在的固体颗粒,可以选自下列中的一种或几种:

[0652] ①煤加氢直接液化过程所得半焦颗粒;

[0653] ②催化剂颗粒;

[0654] ③铁锈颗粒;

[0655] ④无机物颗粒;

[0656] ⑤煤焦化过程产生的进入煤焦油中的固体颗粒;

[0657] ⑥来自烃类热缩合过程的产物固体颗粒;

[0658] ⑦来自页岩的固体颗粒;

[0659] ⑧来自油砂的固体颗粒;

[0660] ⑨其它存在于第二加氢反应产物BASE-R20P中的颗粒。

[0661] 本发明,劣质烃HDS来自煤焦油时,第二加氢反应过程R20的操作条件为:

[0662] (1)在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS来自煤焦油;

[0663] (2)在第二加氢反应过程R20,第二加氢反应过程R20的操作条件为:温度为300~480℃、压力为6.0~30.0MPa、氢气/原料油体积比为300:1~4000:1、加氢催化剂R10C加入重量为HDS重量的0.001~8.0%、体积空速为0.1~10.0hr⁻¹;劣质烃HDS重量化学氢耗量为0.5~5.0%。

[0664] 本发明,第二加氢反应过程R20的反应空间,可以分为2个或多个串联操作的子加氢反应区:第一子加氢反应区R201、第二子加氢反应区R202等;

[0665] 物流R10P-X0-TOR20分为两路或多路分路原料,第一路物流R10P-X0-TOR201进入第一子加氢反应区R201,第二路物流R10P-X0-TOR202不经过R201直接进入第二子加氢反应区R202;

[0666] 串联布置的上游子加氢反应区的反应流出物进入下游相邻子加氢反应区,最后一个子加氢反应区的反应流出物作为第二加氢反应流出物R20P使用。

[0667] 本发明,在第二加氢反应过程R20,物流R10P-XO-TOR20可以分为二路,第一路物流R10P-XO-TOR201进入第一子加氢反应区R201,第二路物流R10P-XO-TOR202直接进入第二子加氢反应区R202;

[0668] 第一路物流R10P-XO-TOR201占全部物流R10P-XO-TOR20的比例为0.40~0.60。

[0669] 本发明,在第二加氢反应过程R20,物流R10P-XO-TOR20可以分为三路,第一路物流R10P-XO-TOR201进入第一子加氢反应区R201,第二路物流R10P-XO-TOR202直接进入第二子加氢反应区R202,第三路物流R10P-XO-TOR203直接进入第三子加氢反应区R203;

[0670] 串联布置的上游子加氢反应区的反应流出物进入下游相邻子加氢反应区,第一子加氢反应区反应流出物R201P进入第二子加氢反应区R202,第二子加氢反应区反应流出物R202P进入第三子加氢反应区R203,第三子加氢反应区反应流出物R203P即最后一个子加氢反应区的反应流出物作为第二加氢反应流出物R20P使用;

[0671] 第一路物流R10P-XO-TOR201占全部物流R10P-XO-TOR20的比例:通常为0.1~0.75、一般为0.15~0.50、宜为0.25~0.45,第二路物流R10P-XO-TOR202占全部物流R10P-XO-TOR20的比例:通常为0.1~0.75、一般为0.15~0.50、宜为0.25~0.45。

[0672] 本发明,在第二加氢反应过程R20,物流R10P-XO-TOR20可以分为四路,第一路物流R10P-XO-TOR201进入第一子加氢反应区R201,第二路物流R10P-XO-TOR202直接进入第二子加氢反应区R202,第三路物流R10P-XO-TOR203直接进入第三子加氢反应区R203,第四路物流R10P-XO-TOR204直接进入第四子加氢反应区R204;

[0673] 串联布置的上游子加氢反应区的反应流出物进入下游相邻子加氢反应区,第一子加氢反应区反应流出物R201P进入第二子加氢反应区R202,第二子加氢反应区反应流出物R202P进入第三子加氢反应区R203,第三子加氢反应区反应流出物R203P进入第四子加氢反应区R204,第四子加氢反应区反应流出物R204P即最后一个子加氢反应区的反应流出物作为第二加氢反应流出物R20P使用;

[0674] 第一路物流R10P-XO-TOR201占全部物流R10P-XO-TOR20的比例:通常为0.05~0.5、一般为0.15~0.4、宜为0.20~0.30,第二路物流R10P-XO-TOR202占全部物流R10P-XO-TOR20的比例:通常为0.05~0.5、一般为0.15~0.4、宜为0.20~0.30,第三路物流R10P-XO-TOR203占全部物流R10P-XO-TOR20的比例:通常为0.05~0.5、一般为0.15~0.4、宜为0.20~0.30。

[0675] 本发明,在回收过程SR,富氢气气体SRV的H₂体积浓度:通常大于75%、一般大于85%。

[0676] 本发明,在第二加氢反应过程R20,含有供氢烃SH的供氢烃物流SHS-TOR20,可以进入第二加氢反应过程R20与R10P-XO-TOR20或其加氢转化物接触;

[0677] 所述供氢烃SH指的是常规沸点高于330℃的部分饱和的双环芳烃和或部分饱和的多环芳烃;物流SHS-TOR20中供氢烃SH重量与物流SHS-TOR20中常规液态烃组分总重量之比值,高出物流R10P-XO-TOR20中供氢烃SH重量与物流R10P-XO-TOR20中常规液态烃组分总重量之比值至少3重量%;物流SHS-TOR20中常规液态烃组分氢元素平均重量含量高出物流R10P-XO-TOR20的常规液态烃的氢元素重量含量至少1.5重量%。

[0678] 本发明,物流SHS-TOR20中供氢烃SH重量占常规液态烃组分总重量比例:通常高于10重量%、一般高于15重量%、较佳者高于20重量%;

[0679] 定义供氢烃物流SHS-TOR20的重量流量SHS-TOR20W与物流R10P-XO-TOR20中常规沸点高于450℃的烃组分HD的重量流量R10P-XO-TOR20-HDW之比为KSH200,即 $KSH200 = SHS-TOR20W / R10P-XO-TOR20-HDW$,KSH200:通常为0.1~10.0、一般为0.5~5.0、宜为1.0~3.0。

[0680] 本发明,第二加氢反应过程R20可以分为至少2个串联操作的子加氢反应区,供氢烃物流SHS-TOR20全部进入第一子加氢反应区R201。

[0681] 本发明,第二加氢反应过程R20可以分为至少2个串联操作的子加氢反应区,供氢烃物流SHS-TOR20的30~60%作为第一路供氢烃物流SHS-TOR201进入第一子加氢反应区R201,剩余的供氢烃物流SHS-TOR20X进入其它子加氢反应区。

[0682] 本发明,供氢烃物流SHS-TOR20,可以来自加工供氢烃前身物物流SHS-TOR20BF的以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1的加氢反应流出物HPU1P;供氢烃物流SHS-TOR20中供氢烃SH重量占常规液态烃组分总重量比例高于6重量%; $KSH200 = 0.1 \sim 10$ 。

[0683] 本发明,加工煤焦油重油时可以煤焦油轻馏分为供氢烃前身物物流SHS-TOR20BF,其特征在于:

[0684] 劣质烃HDS为来自煤焦油的主要由常规沸点高于450℃的烃组分HD组成的物流;

[0685] 供氢烃物流SHS-TOR20中供氢烃SH重量占常规液态烃组分总重量比例高于10重量%;

[0686] $K = 0.2 \sim 5$;

[0687] 供氢烃前身物物流SHS-TOR20BF选自下列物流中的一种或几种:

[0688] ①主要由常规沸点为350~450℃的低温煤焦油馏分组成的物流;

[0689] ②主要由常规沸点为350~450℃的中温煤焦油馏分组成的物流;

[0690] ③主要由常规沸点为230~450℃的高温煤焦油馏分组成的物流;

[0691] ④主要由包含常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的低温煤焦油馏分组成的物流;

[0692] ⑤主要由包含常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的中温煤焦油馏分组成的物流;

[0693] ⑥主要由脱酚后的常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的低温煤焦油馏分组成的物流;

[0694] ⑦主要由脱酚后的常规沸点为120~350℃馏分和常规沸点为350~450℃馏分的中温煤焦油馏分组成的物流。

[0695] 本发明,加工煤焦油重油且以煤焦油轻馏分MF为供氢烃前身物物流SHS-TOR20BF时,其特征在于:

[0696] 在以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1,来自煤焦油的主要由常规沸点为350~450℃的烃MF组成的物流MFS进行制供氢烃加氢反应HPU1R,至少一部分烃组分MF完成加氢改性反应得到加氢反应流出物HPU1P,基于加氢反应流出物HPU1P得到的供氢烃物流SHS-TOR20选自下列物流的一个或几个:

[0697] ①反应流出物HPU1P用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20;

[0698] ②反应流出物HPU1P进入热高压分离过程HPU1-HS分离为热高分油HPU1-HSO和热高分气HPU1-HSV,至少一部分热高分油HPU1-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流

SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20;

[0699] ③反应流出物HPU1P进入热高压分离过程HPU1-HS分离为热高分油HPU1-HSO和热高分气HPU1-HSV,至少一部分热高分油HPU1-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-TOR20进入第二加氢反应过程R20,至少一部分热高分油HPU1-HSO降压、脱气后所得液体HPU1-HSOA与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20;

[0700] ④反应流出物HPU1P进入冷高压分离过程HPU1-CS分离为冷高分油HPU1-CSO和冷高分气HPU1-CSV,至少一部分冷高分油HPU1-CSO用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20;

[0701] ⑤分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1P0和富氢气体;在加氢生成油HPU1P0分馏部分,分离加氢生成油HPU1P0得到富含供氢烃组分的物流,至少一部分富含供氢烃组分的物流用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20;

[0702] ⑥分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1P0和富氢气体;在加氢生成油HPU1P0分馏部分,分离加氢生成油HPU1P0得到富含供氢烃组分的物流,至少一部分主要由常规沸点为350~450℃的富含供氢烃组分组成的物流用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20。

[0703] 本发明,加工煤焦油重油且以煤焦油轻馏分LMF为供氢烃前身物物流SHS-TOR20BF时,其特征在于:

[0704] 在以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1,来自煤焦油的含有常规沸点为60~450℃烃LMF的物流LMFS完成深度加氢精制反应HPU1R转化为加氢反应流出物HPU1P,常规沸点为60~350℃的烃转化为石脑油和柴油组分,常规沸点为350~450℃的烃转化为富含供氢烃SH的加氢尾油,基于加氢反应流出物HPU1P得到的供氢烃物流SHS-TOR20选自下列物流的一个或几个:

[0705] ①反应流出物HPU1P进入热高压分离过程HPU1-HS分离为热高分油HPU1-HSO和热高分气HPU1-HSV,至少一部分热高分油HPU1-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20;

[0706] ②以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1的中间反应流出物HPU1MP进入热高压分离过程HPU1M-HS分离为热高分油HPU1M-HSO和热高分气HPU1MP-HSV,至少一部分热高分油HPU1M-HSO用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-TOR10进入加氢反应区HPU21,至少一部分热高分油HPU1M-HSO降压脱气后所得脱气油HPU1M-HSOA与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20;

[0707] ③分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1P0和富氢气体;在加氢生成油HPU1P0分馏部分,分离加氢生成油HPU1P0得到富含供氢烃组分的物流,至少一部分富含供氢烃组分的物流用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20;

[0708] ④分离反应流出物HPU1P得到加氢生成油HPU1P0和富氢气体;在加氢生成油HPU1P0分馏部分,分离加氢生成油HPU1P0得到富含供氢烃组分的物流,至少一部分主要由常规沸点为350~450℃的富含供氢烃组分组成的物流用作供氢烃物流SHS-TOR20,供氢烃物流SHS-TOR20与物流HDS混合后进入第二加氢反应过程R20。

[0709] 本发明,在以供氢烃物流SHS-TOR20制备为目标的加氢反应区HPU1,以最大限度制取供氢烃为目标。

[0710] 本发明,供氢烃物流SHS-TOR20,可以是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为300~490℃烃组分的馏分油。

[0711] 本发明,供氢烃物流SHS-TOR20,可以是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为330~450℃烃组分的馏分油。

[0712] 本发明,供氢烃前身物物流SHS-TOR20BF,可以是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为300~490℃烃组分的馏分油。

[0713] 本发明,供氢烃前身物物流SHS-TOR20BF,可以是来自分离第二加氢反应流出物R20P得到的含有常规沸点为330~450℃烃组分的馏分油。

[0714] 本发明,在第二加氢反应过程R20,物流R10P-XO-TOR20可以分为N路分路原料物流R10P-XO-TOR201、物流R10P-XO-TOR202、...、物流R10P-XO-TOR20N,其中 $N \geq 2$;

[0715] 在第二加氢反应过程R20,使用的上流式反应器R20E的台数为M, $M \geq N+1$;

[0716] 分路劣质烃R10P-XO-TOR20X进入第X台上流式反应器R20XE;

[0717] 自第N台上流式反应器R20NE的内部空间获得主要由液相组成的物流R20NE-SL,至少一部分物流R20NE-SL循环返回选自R201E至R20NE范围内的任意反应器的反应空间;

[0718] 自第M台上流式反应器R10ME的内部空间获得主要由液相组成的物流R20ME-SL,至少一部分物流R20ME-SL循环返回至反应器R20NE后的任意一台反应器的反应空间。

[0719] 本发明,在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS来自煤焦油时,第二加氢反应过程R20的操作条件通常为:温度为300~500℃、压力为6.0~30.0MPa、氢气/原料油体积比为300:1~4000:1、加氢催化剂R20C加入重量为HDS重量的0.001~8.0%、体积空速为0.1~10.0 hr^{-1} ;

[0720] 第二加氢反应过程R20的操作条件一般为:温度为350~460℃、压力为10.0~25.0MPa、氢气/原料油体积比为300:1~2000:1、加氢催化剂R10C加入重量为HDS重量的0.01~5.0%、体积空速为0.2~5.0 hr^{-1} ;

[0721] 第二加氢反应过程R20的操作条件宜为:温度为380~460℃、压力为17.0~23.0MPa、氢气/原料油体积比为500:1~1200:1、加氢催化剂R10C加入重量为HDS重量的0.3~3.0%、体积空速为0.3~2.0 hr^{-1} 。

[0722] 本发明,劣质烃HDS来自煤焦油时,详细操作目标通常为:

[0723] (1) 劣质烃HDS来自煤焦油,其胶质沥青质含量为10~90%、残炭为0.01~25%、金属含量为2~2000PPm;

[0724] 在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS进行以加氢芳烃浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R,胶质沥青质加氢脱除率大于3%、残炭加氢脱除率大于3%;

[0725] (2) 在第二加氢反应过程R20,第二加氢反应流出物R20P中常规液态烃的氢元素重量含量高于9.0%;

[0726] 在第二加氢反应过程R20,劣质烃HDS重量化学氢耗量高于1.5%;

[0727] 在第二加氢反应过程R20,劣质烃HDS的脱残炭率大于50%;

[0728] 在第二加氢反应过程R20,劣质烃HDS的加氢裂化转化率大于25%。

[0729] 本发明,劣质烃HDS来自煤焦油时,详细操作目标一般为:

[0730] (1) 劣质烃HDS来自煤焦油,其胶质沥青质含量为40~80%、残炭为5~20%、金属含量为50~700PPm;

[0731] 在第一加氢反应过程R10,劣质烃HDS进行以加氢芳烃浅度饱和反应为主的第一加氢反应R10R,胶质沥青质加氢脱除率大于5%、残炭加氢脱除率大于5%;

[0732] (2) 在第二加氢反应过程R20,劣质烃HDS来自煤焦油,第二加氢反应流出物R20P中常规液态烃的氢元素重量含量高于10.0%;

[0733] 在第二加氢反应过程R20,劣质烃HDS重量化学氢耗量高于2.5%;

[0734] 在第二加氢反应过程R20,劣质烃HDS的脱残炭率大于70%;

[0735] 在第二加氢反应过程R20,劣质烃HDS的加氢裂化转化率大于40%。

[0736] 本发明,第二加氢反应过程R20使用的加氢反应器R20X:通常为1~5台、一般为2~4台。

[0737] 本发明,供氢烃前身物物流SHS-TOR20-BF主要由常规沸点为350~450℃的煤焦油馏分组成时,以供氢烃制备为目标的加氢反应区HPU1的操作条件为:温度为250~460℃、压力为6.0~30.0MPa、氢气/原料油体积比为300:1~3000:1、加氢催化剂HPU3-CAT体积空速为0.05~5.0hr⁻¹;劣质烃HDS重量化学氢耗量为0.5~4.5%重量。

[0738] 本发明,在回收部分SR,可以使至少一部分富氢气气体SRV作为待提纯氢气SRV-C进入氢气提纯单元GH100分离为提纯氢气SRV-CH和提纯尾气SRV-CC,至少一部分提纯氢气SRV-CH返回加氢反应过程循环使用。

[0739] 本发明,劣质烃HDS含有机氧时,在回收过程SR,可以回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的液体物流SRL,至少第一部分富氢气气体SRV返回第二加氢反应过程R20作为反应过程用循环氢气SRV-TO-R10循环使用,至少第二部分富氢气气体SRV与基于第二加氢反应流出物R20P的含有第二加氢反应流出物R20P中大部分氢气、大部分水蒸气的物流R10P-HH混合后作为降低水蒸气分压的循环氢气SRV-200循环使用;

[0740] 循环氢气SRV-TO-R1,最终循环进入到富氢气气体SRV中;

[0741] 循环氢气SRV-R200,最终循环进入到富氢气气体SRV中。

[0742] 基于本发明,煤焦油F00的第一种原则加工方案的第1种具体流程是:

[0743] (1) 劣质烃HDS来自煤焦油F00;

[0744] 在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~360℃的烃组成的轻馏分FOL和主要由常规沸点大于360℃的烃组成的包含常规沸点高于450℃的烃HD的重馏分FOMH,至少一部分重馏分FOMH用作劣质烃HDS;至少一部分轻馏分FOL进入预加氢过程RFOL转化为加氢反应流出物RFOL-P,加氢反应流出物RFOL-P或其生成油或其生成油馏分油,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20。

[0745] 基于本发明,煤焦油F00的第一种原则加工方案的第2种具体流程是:

[0746] (1) 劣质烃HDS来自煤焦油F00;

[0747] 在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~360℃的烃组成的轻馏分FOL和主要由常规沸点大于360℃的烃组成的包含常规沸点高于450℃的烃HD的重馏分FOMH,至少一部分重馏分FOMH用作劣质烃HDS;

[0748] 至少一部分轻馏分FOL进入预加氢过程RFOL转化为加氢反应流出物RFOL-P;

[0749] 加氢反应流出物RFOL-P进入热高压分离过程RFOL-P-THPS分离为热高分气RFOL-P-THPS-V和热高分油RFOL-P-THPS-L;

[0750] 基于热高分油RFOL-P-THPS-L的物流RFOL-P-THPS-LX,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20;

[0751] (3)在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的液体物流SRL,至少一部分富氢气气体SRV返回加氢反应过程循环使用;

[0752] 至少一部分热高分气RFOL-P-THPS-V的回收过程与至少一部分第二加氢反应流出物R20P的回收过程SR共用。

[0753] 基于本发明,煤焦油F00的第一种原则加工方案的第3种具体流程是:

[0754] (1)劣质烃HDS来自煤焦油F00;

[0755] 在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~360℃的烃组成的轻馏分FOL和主要由常规沸点大于360℃的烃组成的包含常规沸点高于450℃的烃HD的重馏分FOMH,至少一部分重馏分FOMH用作劣质烃HDS;

[0756] 至少一部分轻馏分FOL进入预加氢过程RFOL转化为加氢反应流出物RFOL-P;

[0757] 加氢反应流出物RFOL-P进入热高压分离过程RFOL-P-THPS分离为热高分气RFOL-P-THPS-V和热高分油RFOL-P-THPS-L;

[0758] 基于热高分油RFOL-P-THPS-L的物流RFOL-P-THPS-LX,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20;

[0759] (3)在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的液体物流SRL,至少一部分富氢气气体SRV返回加氢反应过程循环使用;

[0760] (4)在加氢提质反应过程R60,在氢气和加氢提质催化剂R60C存在条件下,至少一部分液体物流SRL进行加氢提质反应R60R得到加氢提质反应产物R60P,加氢提质反应R60R的效果是脱除杂质或降低烃油密度或降低烃油沸点;

[0761] 至少一部分热高分气RFOL-P-THPS-V的加氢改质反应过程与至少一部分加氢提质反应过程R60共用。

[0762] 基于本发明,煤焦油F00的第二种原则加工方案的第1种具体流程是:

[0763] (1)劣质烃HDS来自煤焦油F00;

[0764] 在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~450℃的烃组成的轻馏分FOLM和主要由常规沸点大于450℃的烃组成的重馏分FOD,至少一部分重馏分FOD用作劣质烃HDS;至少一部分轻馏分FOLM进入预加氢过程RFOLM转化为加氢反应流出物RFOLM-P,加氢反应流出物RFOLM-P或其生成油或其生成油馏分油,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20。

[0765] 基于本发明,煤焦油F00的第二种原则加工方案的第2种具体流程是:

[0766] (1)劣质烃HDS来自煤焦油F00;

[0767] 在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~450℃的烃组成的轻馏分FOLM和主要由常规沸点大于450℃的烃组成的重馏分FOD,至少一部分重馏分FOD用作劣质烃HDS;

- [0768] 至少一部分轻馏分FOLM进入预加氢过程RFOLM转化为加氢反应流出物RFOLM-P;
- [0769] 加氢反应流出物RFOLM-P进入热高压分离过程RFOLM-P-THPS分离为热高分气RFOLM-P-THPS-V和热高分油RFOLM-P-THPS-L;
- [0770] 基于热高分油RFOLM-P-THPS-L的物流RFOLM-P-THPS-LX,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20;
- [0771] (3)在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的液体物流SRL,至少一部分富氢气气体SRV返回加氢反应过程循环使用;
- [0772] 至少一部分热高分气RFOLM-P-THPS-V的回收过程与至少一部分第二加氢反应流出物R20P的回收过程SR共用。
- [0773] 基于本发明,煤焦油F00的第二种原则加工方案的第3种具体流程是:
- [0774] (1)劣质烃HDS来自煤焦油F00;
- [0775] 在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~450℃的烃组成的轻馏分FOLM和主要由常规沸点大于450℃的烃组成的重馏分FOD,至少一部分重馏分FOD用作劣质烃HDS;
- [0776] 至少一部分轻馏分FOLM进入预加氢过程RFOLM转化为加氢反应流出物RFOLM-P;
- [0777] 加氢反应流出物RFOLM-P进入热高压分离过程RFOLM-P-THPS分离为热高分气RFOLM-P-THPS-V和热高分油RFOLM-P-THPS-L;
- [0778] 基于热高分油RFOLM-P-THPS-L的物流RFOLM-P-THPS-LX,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20;
- [0779] (3)在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的液体物流SRL,至少一部分富氢气气体SRV返回加氢反应过程循环使用;
- [0780] (4)在加氢提质反应过程R60,在氢气和加氢提质催化剂R60C存在条件下,至少一部分液体物流SRL进行加氢提质反应R60R得到加氢提质反应产物R60P,加氢提质反应R60R的效果是脱除杂质或降低烃油密度或降低烃油沸点;
- [0781] 至少一部分热高分气RFOLM-P-THPS-V的加氢改质反应过程与至少一部分加氢提质反应过程R60共用。
- [0782] 基于本发明,煤焦油F00的第三种原则加工方案的第1种具体流程是:
- [0783] (1)劣质烃HDS来自煤焦油F00;
- [0784] 在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~360℃的烃组成的轻馏分FOL、主要由常规沸点为360~450℃的烃组成的中低温煤焦油中馏分FOM和主要由常规沸点大于450℃的烃组成的重馏分FOD,至少一部分重馏分FOD用作劣质烃HDS;至少一部分中馏分FOM进入预加氢过程RFOM转化为加氢反应流出物RFOM-P,加氢反应流出物RFOM-P或其生成油或其生成油馏分油,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20。
- [0785] 基于本发明,煤焦油F00的第三种原则加工方案的第2种具体流程是:
- [0786] (1)劣质烃HDS来自煤焦油F00;
- [0787] 在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~360℃的烃

组成的轻馏分FOL、主要由常规沸点为360~450℃的烃组成的中低温煤焦油中馏分FOM和主要由常规沸点大于450℃的烃组成的重馏分FOD,至少一部分重馏分FOD用作劣质烃HDS;

[0788] 至少一部分中馏分FOM进入预加氢过程RFOM转化为加氢反应流出物RFOM-P;

[0789] 加氢反应流出物RFOM-P进入热高压分离过程RFOM-P-THPS分离为热高分气RFOM-P-THPS-V和热高分油RFOM-P-THPS-L;

[0790] 基于热高分油RFOM-P-THPS-L的物流RFOM-P-THPS-LX,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20;

[0791] (3)在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的液体物流SRL,至少一部分富氢气气体SRV返回加氢反应过程循环使用;

[0792] 至少一部分热高分气RFOM-P-THPS-V的回收过程与至少一部分第二加氢反应流出物R20P的回收过程SR共用。

[0793] 基于本发明,煤焦油F00的第三种原则加工方案的第3种具体流程是:

[0794] (1)劣质烃HDS来自煤焦油F00;

[0795] 在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~360℃的烃组成的轻馏分FOL、主要由常规沸点为360~450℃的烃组成的中低温煤焦油中馏分FOM和主要由常规沸点大于450℃的烃组成的重馏分FOD,至少一部分重馏分FOD用作劣质烃HDS;

[0796] 至少一部分中馏分FOM进入预加氢过程RFOM转化为加氢反应流出物RFOM-P;

[0797] 加氢反应流出物RFOM-P进入热高压分离过程RFOM-P-THPS分离为热高分气RFOM-P-THPS-V和热高分油RFOM-P-THPS-L;

[0798] 基于热高分油RFOM-P-THPS-L的物流RFOM-P-THPS-LX,进入第一加氢反应过程R10或第二加氢反应过程R20;

[0799] (3)在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的液体物流SRL,至少一部分富氢气气体SRV返回加氢反应过程循环使用;

[0800] (4)在加氢提质反应过程R60,在氢气和加氢提质催化剂R60C存在条件下,至少一部分液体物流SRL进行加氢提质反应R60R得到加氢提质反应产物R60P,加氢提质反应R60R的效果是脱除杂质或降低烃油密度或降低烃油沸点;

[0801] 至少一部分热高分气RFOM-P-THPS-V的加氢改质反应过程与至少一部分加氢提质反应过程R60共用。

[0802] 本发明,建立第一加氢反应过程R10循环油的第1种方法是:

[0803] (3)在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的可能含有固体颗粒的液体物流SRL;

[0804] 分离液体物流SRL得到含有常规沸点大于350℃的烃组分的热裂化重油物流R20P-HO,至少一部分热裂化重油物流R20P-HO作为循环油R20P-HO-TOR10去第一加氢反应过程R10。

[0805] 本发明,建立第一加氢反应过程R10循环油的第2种方法是:

[0806] (3)在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的可能含有固体颗粒的液体物流SRL;

[0807] 分离液体物流得到主要由常规沸点为350~530℃的烃组分组成的热裂化重油物流R20P-H0,至少一部分热裂化重油物流R20P-H0作为循环油R20P-H0-TOR10去第一加氢反应过程R10。

[0808] 本发明,建立第一加氢反应过程R10循环油的第3种方法是:

[0809] (3)在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的可能含有固体颗粒的液体物流SRL;

[0810] 分离液体物流得到主要由常规沸点为350~530℃的烃组分组成的热裂化重油物流R20P-H0和主要由常规沸点大于530℃的烃组分组成的热裂化渣油,至少一部分热裂化重油物流R20P-H0作为循环油R20P-H0-TOR10去第一加氢反应过程R10。

[0811] 本发明,建立第二加氢反应过程R20循环油的第1种方法是:

[0812] (3)在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的可能含有固体颗粒的液体物流SRL;

[0813] 分离液体物流得到含有常规沸点大于350℃的烃组分的热裂化重油物流R20P-H0,至少一部分热裂化重油物流R20P-H0作为循环油R20P-H0-TOR20去第二加氢反应过程R20。

[0814] 本发明,建立第二加氢反应过程R20循环油的第2种方法是:

[0815] (3)在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的可能含有固体颗粒的液体物流SRL;

[0816] 分离液体物流得到主要由常规沸点大于350℃的烃组分组成的热裂化重油物流R20P-H0,至少一部分热裂化重油物流R20P-H0作为循环油R20P-H0-TOR20去第二加氢反应过程R20。

[0817] 本发明,建立第二加氢反应过程R20循环油的第3种方法是:

[0818] (3)在回收过程SR,回收第二加氢反应流出物R20P得到体积上主要由氢气组成的富氢气气体SRV和主要由常规液态烃组成的可能含有固体颗粒的液体物流SRL;

[0819] 分离液体物流得到主要由常规沸点为350~530℃的烃组分组成的热裂化重油物流R20P-H0和主要由常规沸点大于530℃的烃组分组成的热裂化渣油,至少一部分热裂化重油物流R20P-H0作为循环油R20P-H0-TOR20去第二加氢反应过程R20。

[0820] 本发明,在第一加氢反应过程R10,使用悬浮床加氢反应器时,使用的加氢催化剂R10C,通常随第一加氢反应过程R10进料一起进入第一加氢反应过程R10。

[0821] 本发明,在第一加氢反应过程R10,使用悬浮床加氢反应器,使用的加氢催化剂R10C,通常随第一加氢反应过程R10进料一起进入第一加氢反应过程R10;

[0822] 在第二加氢反应过程R20,可以不再添加新的催化剂,此时加氢催化剂R20C为来自第一加氢反应过程R10的加氢催化剂R10C。

[0823] 本发明,在第一加氢反应过程R10,使用悬浮床加氢反应器,使用的加氢催化剂R10C,通常随第一加氢反应过程R10进料一起进入第一加氢反应过程R10;

[0824] 在第二加氢反应过程R20,使用悬浮床加氢反应器,使用的加氢催化剂R20C,可以添加不同于加氢催化剂R10C的加氢热裂化反应催化剂R20C-2,此时加氢催化剂R20C包含加氢热裂化反应催化剂R20C-2和来自第一加氢反应过程R10的加氢催化剂R10C。

[0825] 本发明,在第一加氢反应过程R10,使用悬浮床加氢反应器,使用的加氢催化剂R10C,通常随第一加氢反应过程R10进料一起进入第一加氢反应过程R10,第一加氢反应过

程R10可以不存在第二加氢反应过程R20使用的加氢热裂化反应催化剂R20C-2;

[0826] 在第二加氢反应过程R20,使用悬浮床加氢反应器,使用的加氢催化剂R20C,可以添加不同于加氢催化剂R10C的加氢热裂化反应催化剂R20C-2,此时加氢催化剂R20C包含加氢热裂化反应催化剂R20C-2和来自第一加氢反应过程R10的加氢催化剂R10C。

[0827] 本发明,在第一加氢反应过程R10,使用悬浮床加氢反应器,使用的加氢催化剂R10C,通常随第一加氢反应过程R10进料一起进入第一加氢反应过程R10;第一加氢反应过程R10存在的第二加氢反应过程R20使用的加氢热裂化反应催化剂R20C-2,可以是随着分离第二加氢反应流出物R20P所得的烃油循环物流进入第一加氢反应过程R10的;

[0828] 在第二加氢反应过程R20,使用悬浮床加氢反应器,使用的加氢催化剂R20C,可以添加不同于加氢催化剂R10C的加氢热裂化反应催化剂R20C-2,此时加氢催化剂R20C包含加氢热裂化反应催化剂R20C-2和来自第一加氢反应过程R10的加氢催化剂R10C。

[0829] 本发明,在第一加氢反应过程R10,使用的氢气物流最好为新氢物流。

[0830] 本发明,在第一加氢反应过程R10,基于R10P的含有R10P中烃油的物流R10P-X0-TOR20,可以经过加热炉升温后进入第二加氢反应过程R20。

[0831] 根据需要,可以将任一种补充硫加入预加氢过程R1和或深度加氢改质过程R2,以保证反应过程必须的最低硫化氢浓度比如500PPm(v)或1000PPm(v),以保证催化剂必须的硫化氢分压不低于最低的必须值。所述的补充硫可以是含硫化氢或可以转化为硫化氢的对加氢转化过程无不良作用的物料,比如含硫化氢的气体或油品,或与高温氢气接触后生成硫化氢的二硫化碳或二甲基二硫或硫磺等。当预加氢过程R1的稀释油以含硫化氢的加氢反应流出物形式提供时,如果其中的硫化氢数量满足预加氢过程R1的需要,可以不再使用补硫剂。

[0832] 以下详细描述本发明的加氢反应流出物的高压分离过程的一般原则。

[0833] 加氢反应流出物的高压分离过程通常包含冷高压分离器,当加氢反应流出物中烃油密度大(比如与水密度接近)或粘度大或与水乳化难于分离时,还需要设置操作温度通常为150~450℃的热高压分离器,此时加氢反应流出物进入热高压分离器分离为一个在体积上主要由氢气组成的热高分气气体和一个主要由常规液体烃以及可能存在的固体组成的热高分油液体,热高分气进入操作温度通常为20~80℃的冷高压分离器分离为冷高分油和冷高分气,由于大量高沸点组分进入热高分油液体中,实现了以下目标:冷高分油密度变小或粘度变小或与水易于分离。加氢反应流出物的高压分离过程设置热高压分离器,还具备减少热量损失的优点,因为热高分油液体可以避免热高分气经历的使用空冷器或水冷器的冷却降温过程。同时,可以将部分热高分油液体返回上游的加氢反应过程循环使用,以改善接收该循环油的加氢反应过程的总体原料性质,或对该循环油进行循环加氢。加氢反应流出物或热高分气进入冷高压分离部分之前,通常先降低温度(一般是与反应部分进料换热)至约220~100℃(该温度应高于该加氢反应流出物气相中硫化氢结晶温度),然后通常向其中注入洗涤水形成注水后加氢反应流出物,洗涤水用于吸收氨及可能产生的其它杂质如氯化氢等,而吸收氨后的水溶液必然吸收硫化氢。在冷高压分离部分,所述注水后加氢反应流出物分离为:一个在体积上主要由氢气组成的冷高分气、一个主要由常规液体烃和溶解氢组成的冷高分油、一个主要由水组成的并溶解有氨、硫化氢的冷高分水。所述冷高分水,其中氨的含量一般为0.5~15%(w),最好为1~8%(w)。注洗涤水的一个目的是吸收加氢反

应流出物中的氨和硫化氢,防止形成硫化氢或多硫氨结晶堵塞换热器通道,增加系统压力降。所述洗涤水的注入量,应根据下述原则确定:一方面,洗涤水注入加氢反应流出物后分为汽相水和液相水,液相水量必须大于零,最好为洗涤水总量的30%或更多;再一方面,洗涤水用于吸收加氢反应流出物中的氨,防止高分气的氨浓度太高,降低催化剂活性,通常高分气的氨体积浓度越低越好,一般不大于200PPm(v),最好不大于50PPm(v)。所述的冷高压分离器操作压力为加氢反应部分压力减去实际压力降,冷高压分离部分操作压力与加氢反应压力的差值,不宜过低或过高,一般为0.35~3.2MPa、通常为0.5~1.5MPa。所述的冷高分气的氢气体积浓度值,不宜过低(导致装置操作压力上升),一般应不低于70%(v)、宜不低于80%(v)、最好不低于85%(v)。如前所述至少一部分、通常为85~100%的冷高分气返回在加氢反应部分循环使用,以提供加氢反应部分必须的氢气量和氢浓度;为了提高装置投资效率,必须保证循环氢浓度不低于前述的低限值,为此,根据具体的原料性质、反应条件、产品分布,可以排除一部分所述冷高分气以排除反应产生的甲烷、乙烷。对于排放的冷高分气,可以采用常规的膜分离工艺或变压吸附工艺或油洗工艺实现氢气和非氢气体组分分离,并将回收的氢气用作新氢。

[0834] 新氢进入加氢部分以补充加氢反应过程消耗的氢气,新氢氢浓度越高越好,一般不宜低于95%(v),最好不低于99%(v)。可将全部新氢引入任一加氢反应部分。

[0835] 与不设置加氢芳烃浅度饱和反应过程R10即第一加氢反应过程R10的劣质烃加氢热裂化方法相比,本发明的优点在于:

[0836] ①设置加氢芳烃浅度饱和反应过程R10,基于多环芳烃中间芳环 π 键的超离域能大于外侧芳环 π 键的超离域能的规律,在液相反应为主的条件下进行多环芳烃的加氢芳烃浅度饱和反应使其中间芳环被饱和,HDS进行脱残炭反应的同时制造出位于多环结构芳烃的中间位置的离解能低的亚甲基桥键,为加氢热裂化反应过程R20提供富含宜裂解键的裂化料,可提高目标物热裂化轻质化反应速度、缩短热裂化时间,抑制热反应中的副反应,利于提高六元环烃系物的产率;

[0837] ②设置加氢芳烃浅度饱和反应过程R10,利于充分发挥加氢饱和功能适宜强的加氢催化剂如微米级的微晶辉钼矿(MoS_2)或其它高效复合型催化剂的加氢功能;加氢芳烃浅度饱和反应过程存在的催化剂R10C的种类和液相浓度可以不同于加氢热裂化反应过程存在的催化剂R20C的种类和液相浓度;

[0838] ③设置加氢芳烃浅度饱和反应过程R10,利于降低“起始反应的温度值TS-煤焦油重馏分HDS的预热终端温度= $\Delta T1$ ”温度差,利于提高工艺安全性;

[0839] ④设置加氢芳烃浅度饱和反应过程R10,可提高原料油和循环油中沥青质轻质化转化率,降低原料油和循环油中沥青质热缩合转化率;可显著降低R10反应器、R20反应器的内壁壁面结焦量,可显著降低R20P的热高压分离器的壁面的结焦量,可显著降低R10反应器、R20反应器内部液相中胶状沥青状物质的浓度和芳烃稠环度,可显著增加R10反应器、R20反应器内部液相组成的均匀度,可显著降低R10反应器、R20反应器内部液相粘度,可显著提高R10反应器、R20反应器内部液相的溶氢气速度、传递氢气速度和供氢速度;

[0840] ⑤设置加氢芳烃浅度饱和反应过程R10,可以形成清晰的“反应级或反应段”概念即“加氢饱和反应段、加氢热裂化段”,根据反应过程的主导反应目标的不同或根据反应过程反应温度的涨落区间,进而建立分段反应液相产物循环概念;

[0841] ⑥设置加氢芳烃浅度饱和反应过程R10,基于清晰的“反应级或反应段”概念,根据反应过程的主导反应目标的不同或根据反应过程反应温度的涨落区间,设置反应级间温度调控手段,从而明显区别于现有的多台悬浮床反应器和或沸腾床反应器间不设置加热器如加热炉的流程形式,本发明在多数条件下,在加氢芳烃浅度饱和反应过程R10和为加氢裂化热反应过程R20之间需要设置加热器如加热炉,以实现反应级间温度差的灵活调整和或充当开工加热炉;

[0842] ⑦设置加氢芳烃浅度饱和反应过程,基于清晰的“反应级或反应段”概念,根据反应过程的主导反应目标的不同或根据反应过程氢气消耗速度的不同,在保证反应氢气分压条件下,分段控制或调解轻油体积比或反应空间液相分率,加氢芳烃浅度饱和反应过程R10可以采用较低的氢油体积比或较高的液气体积比,提高反应器空间效率,增加原料油的加氢芳烃浅度饱和反应液相反应时间;同时为加氢热裂化反应过程留下更多的氢气(数量和起始温度)用于调节R20的反应温度;

[0843] ⑧加氢芳烃浅度饱和反应过程R10,HDS可以分路进料方式,有效降低反应过程R10的总加氢反应的苛刻度;

[0844] ⑨使用大量供氢烃,充分利用煤焦油中的常规沸点为330~450℃的烃组分BSAA的加氢改质生成油,有效提高R10的KSH比值,可以有效增加烃组分HD的分散度、获得活性氢速度、降低烃组分HD缩合结焦速度,利于提高沥青质轻质化转化率;

[0845] ⑩第一加氢反应过程R10,可以加工更加劣质的煤焦油重油或煤焦油;为生产劣质、重质煤焦油的煤转化工艺如高焦油收率的煤干馏工艺,开辟了有效的煤焦油加工道路,即可与生产劣质、重质煤焦油的煤转化工艺如煤干馏工艺,组合成为煤加工基础工艺;

[0846] (11)可以应用于新建装置或已有装置改造。

[0847] 对照例一

[0848] 采用中国专利ZL201010217358.1一种非均相催化剂的煤焦油悬浮床加氢方法为本发明对照例一,选用的煤焦油原料的性质见表2,煤焦油原料的实沸点切割结果见表3。

[0849] 该煤焦油,经过常规方法脱水、除机械杂质预处理后,经蒸馏过程分离为IBP~355℃的馏分FOL、355~435℃的馏分FOM和大于435℃重馏分FOD,大于355℃的“包含馏分FOM和馏分FOD”的混合馏分FOMD,作为悬浮床加氢反应器的原料油进行加氢裂化轻质化反应。

[0850] 所用催化剂为一种钼铁复合型悬浮床加氢催化剂,所用催化剂包括高活性金属组分钼与低活性金属组分铁,其中高活性组分金属钼与低活性组分金属铁的重量比为1:500,催化剂水含量低于0.5wt%,粒子直径为1~100 μm 粉状颗粒。该催化剂是将铁含量为58wt%赤铁矿(主要成份为Fe₂O₃)粉碎成小于100 μm 的粉状颗粒,然后将10%的钼酸铵水溶液均匀地喷淋在颗粒上,喷淋量大约为钼:铁重量比等于1:500,经100℃下烘干1小时,得到含水量小于0.5wt%的粉状颗粒催化剂。

[0851] 表4为对照例一加氢热裂化反应过程工艺条件。

[0852] 本例的悬浮床加氢工艺过程为:首先将脱除了催化剂的循环油和/或煤焦油大于355℃重馏分油的一小部分与催化剂粒度小于100 μm 的粉状颗粒钼铁复合型悬浮床加氢催化剂(且金属钼:铁重量比为1:500)及硫化剂二甲基二硫醚一起在80℃的搅拌条件下充分混合均匀制得催化剂油浆,控制催化剂油浆的固体浓度在25wt%左右。然后催化剂油浆与其余大部分煤焦油大于355℃重馏分油原料及悬浮床加氢反应生成物经常压塔分馏后的含

有催化剂的循环油(即约五分之四的常底重油)混和,经原料泵升压、混氢升温后进入悬浮床加氢反应器进行加氢裂化反应,工艺条件如表4所示,催化剂的加入量以控制活性组分的金属与煤焦油原料重量之比为0.9:100,悬浮床反应器反应流出物经过高温分离器、低温分离器后得到液固相高低分油混物流和富氢气体二部分。富氢气体用作循环氢。液固相高低分油混物流经常压塔分馏后,塔顶得到小于355℃轻馏分油,塔底得到含有催化剂的常底重油,其中大部分(大约五分之四)常底重油作为循环油直接循环到悬浮床加氢反应器内进一步进行加氢轻质化反应;其余小部分(大约五分之一)的常底重油采用过滤的方法进行固液分离,分离后得到催化剂残渣和悬浮床加氢重馏分油,这部分重馏分油或者直接和悬浮床的反应原料混合或者作为催化剂油浆制备的部分溶剂,循环进入悬浮床加氢反应器内进一步进行加氢轻质化反应,脱出的催化剂外甩或再生。

[0853] 表5为对照例一加氢热裂化反应过程所得部分产物产率分布。

[0854] 采用本例悬浮床加氢工艺处理煤焦油的方法,可使轻质油(煤焦油拔出的常规沸点低于355℃的轻馏分和常规沸点低于355℃的加氢热裂化生成油)产率达到91.1wt%。试验得到的轻质油可采用现有的加工技术进行提质加工生产燃料油和化工原料。

[0855] 表2 对照例一煤焦油原料的性质

项目	数值
瓶密度 (20℃), kg·m ⁻³	1.0658
馏程, °C (模拟蒸馏)	
IBP/10%/30%/50%	164/237/314/374
70%/80%/85%/89.2	435/486/542/750
硫, μg·g ⁻¹	1800
氮, μg·g ⁻¹	6101
C, %	81.36
H, %	8.21
凝点, °C	30
残炭, %	9.77
水分, %	4.1
沉淀物, %	0.48
闪点 (闭口), °C	126
重金属, μg·g ⁻¹	
Fe/ Na/Ni/Mg	108.70/5.74/1.39/56.32
Ca/V/K/Pb	362.4/0.17/16.25/11.43
Co/Cu/Mn/Zn/Mo	0.77/0.21/4.24/6.84/0.02
质谱组成, %	
胶质	33.5
链烷烃	11.5
环烷烃	5.2
单环/双环/三环/四环	2.7/0.7/1.3/0.5
芳烃	49.8
单环/双环/三环/四环/五环	13.8/16.4/8.3/5.0/0.6
总噻吩/未鉴定	4.4/1.3

[0856] [0857] 表3 对照例一煤焦油原料的实沸点切割结果

[0858]

组分	重量收率, %对含水焦油
水	3.07
馏分F0L, 170℃~355℃馏分	41.30
馏分F0M, 355℃~435℃馏分	23.72
馏分F0D, >435℃馏分	31.91
总计	100

[0859] 表4 对照例一加氢热裂化反应过程工艺条件

[0860]

项目	数据
反应温度, °C	450
反应氢分压, MPa	17~18
空速, h ⁻¹	1.0
氢油比, v/v	900
催化剂(包括再生催化剂)加入量(铁+钼)/原料油重量比	0.9/100
常底重油直接循环量/去减压塔脱固量	4/1
硫化剂二甲基硫醚/原料油	2/100

[0861] 表5 对照例一加氢热裂化反应过程所得部分产物产率分布

[0862]

序号	产物	重量收率, % (对含水焦油)
1	轻质油产率总计, wt%	91.14
1.1	直接蒸馏轻油收率, 170~355°C馏分, wt%	41.30
1.2	加氢热裂化反应过程轻质油收率约89.6%, 加氢热裂化生成油的<355°C轻质油产率, wt%	49.84
1.2.1	热裂化汽油产率, wt%	15.95
1.2.2	热裂化柴油产率, wt%	33.89
2	加氢热裂化反应生成油分馏过程外甩渣油, wt%	2.95

[0863] 基于上述数据,建设煤焦油加工量为50吨/时的煤焦油加氢转化装置,设置2台等体积悬浮床反应器R201E、R202E,每台反应器的空速为2.0h⁻¹,总空速为1.0h⁻¹。

[0864] 反应器R201E的平均操作温度为445°C、R202E的平均操作温度为455°C

[0865] 实施例一

[0866] 基于对照例一,增加劣质烃HDS加氢芳烃浅度饱和反应过程即第一加氢反应过程R10。

[0867] 按照本发明,将混合馏分FOMD作为劣质烃HDS使用,劣质烃HDS进入加氢热裂化反应过程即第二加氢反应过程R20之前,首先通过第一加氢反应过程R10完成加氢芳烃浅度饱和反应,在液相反应为主的强化加氢反应功能的条件下进行多环芳烃的加氢芳烃浅度饱和反应R10R,使部分多环芳烃的中间芳环被饱和,HDS进行脱残炭反应的同时制造出位于多环结构芳烃的中间位置的离解能低的亚甲基桥键;表6为实施例一的第一加氢反应过程R10的操作条件和操作结果,其中,金属钼的增加是通过使用第二催化剂微晶辉钼矿(MoS₂)矿粉形式实现的,微晶辉钼矿(MoS₂)矿粉为15~75μm的粉状颗粒。

[0868] 基于对照例一,实施例一增加了第一加氢反应过程R10,第一加氢反应过程R10使用1台悬浮床预加氢裂化反应器R101E,反应器R101E的空速为对劣质烃HDS1为2.0h⁻¹,这样3台串联操作的悬浮床加氢反应器R101E、R201E、R203E的总空速为:总劣质烃HDS为0.667h⁻¹。

[0869] 表6 实施例一的第一加氢反应过程R10操作条件和操作结果

[0870]

项目	数据
反应器R10E	1台,悬浮床
平均反应温度,℃	410~420
反应氢分压,MPa	17.3~18.3
空速,h ⁻¹	2.0
氢油比,v/v	300
第一催化剂(包括再生催化剂)加入量(铁+钼)/原料油重量比	0.9/100
第一催化剂中金属钼:铁重量比为	1:500
第一催化剂粒径范围,微米	1~100
第二催化剂(包括再生催化剂)加入量,催化剂/原料油重量比	0.2/100
第二催化剂粒径范围,微米	15~75
常底重油直接循环量/去减压塔脱固量	4/1
硫化剂二甲基硫醚/原料油	2/100
劣质烃HDS重量化学氢耗量,重量%	0.55~0.65
胶质沥青质加氢脱除率,重量%	8~10
残炭加氢脱除率,重量%	9~12

[0871] 可以看出,第一加氢反应过程R10的氢油比是第二加氢反应过程R20的1/3,很明显利于提高R10反应空间的液相体积分率,利于延长液相反应操作时间;

[0872] 可以看出,第一加氢反应过程R10的反应温度较第二加氢反应过程R20降低了30~40℃,很明显利于降低多环芳烃的热缩合反应;

[0873] 可以看出,对比对照例一,本实施例第一加氢反应过程R10的催化剂中增加了第二催化剂微晶辉钼矿(MoS₂)矿粉,并且其粒度分布也有利于提高其在反应器空间的平衡存留量或过流量或持固量,以增强第一加氢反应过程R10的催化剂加氢能力;

[0874] 表7为实施例一的加氢热裂化反应过程R20的工艺条件,可以看出:

[0875] ①平均反应温度,降低了3~5℃,利于减少热缩合反应和造气反应;

[0876] ②因为第一加氢反应过程R10使用的催化剂的缘故,使用了第二加氢催化剂。

[0877] 表8为实施例一的加氢热裂化反应过程R20所得部分产物产率分布;

[0878] 可以看出:

[0879] ①第一加氢反应过程R10、加氢热裂化反应过程R20的总体反应结果,轻质油产率增加了0.25~0.35wt%;

[0880] ②加氢热裂化反应生成油分馏过程外甩渣油,减少了0.35~0.40wt%。

[0881] 表7 实施例一的加氢热裂化反应过程R20的工艺条件

[0882]

项目	数据
平均反应温度,℃	445~447
反应氢分压,MPa	17~18
空速,h ⁻¹	1.0

氢油比, v/v	900
第一催化剂(包括再生催化剂)加入量(铁+钼)/原料油重量比	0.9/100
第一催化剂中金属钼:铁重量比为	1:500
第一催化剂粒径范围, 微米	1~100
第二催化剂(包括再生催化剂)加入量, 催化剂/原料油重量比	0.2/100
第二催化剂粒径范围, 微米	15~75
常底重油直接循环量/去减压塔脱固量	4/1
硫化剂二甲基硫醚/原料油	2/100

[0883] 表8 实施例一的加氢热裂化反应过程R20所得部分产物产率分布

[0884]

序号	产物	重量收率, % (对含水焦油)
1	轻质油产率总计, wt%	91.14+ (0.25~0.35)
1.1	直接蒸馏轻油收率, 170~355℃馏分, wt%	41.30
1.2	加氢热裂化反应过程轻质油收率, 加氢热裂化生成油的<355℃轻质油产率, wt%	49.84+ (0.25~0.35)
1.2.1	热裂化汽油产率, wt%	15.85- (0.10~0.13)
1.2.2	热裂化柴油产率, wt%	33.89+ (0.35~0.48)
2	加氢热裂化反应生成油分馏过程外甩渣油, wt%	2.95- (0.35~0.40)

[0885] 实施例二

[0886] 采用中国专利ZL201210022921.9一种使用供氢烃的低氢含量重油的加氢轻质化方法,对实施例一进行改进。

[0887] 在煤焦油F00分离部分FRAC,煤焦油F00分离为主要由常规沸点为60~355℃的烃组成的轻馏分FOL、主要由常规沸点为355~435℃的烃组成的中低温煤焦油中馏分FOM和主要由常规沸点大于435℃的烃组成的重馏分FOD,重馏分FOD用作劣质烃HDS;轻馏分FOL和中馏分FOM进入预加氢过程RFOLM转化为加氢反应流出物RFOLM-P,加氢反应流出物RFOLM-P进入热高压分离过程RFOLM-P-THPS分离为热高分气RFOLM-P-THPS-V和RFOLM-P-THPS-L热高分油,热高分油RFOLM-P-THPS-L重量流量为重馏分FOD重量流量的0.74倍

[0888] 预加氢过程RFOLM的操作条件为:温度为270~410℃、压力为18.0MPa、氢气/原料油体积比为800:1~2000:1、加氢精制催化剂HPU3-CAT体积空速为0.55~0.70hr⁻¹;化学纯氢耗量为2.65~3.15%,使中馏分FOM中的双环、三环芳烃发生部分加氢饱和反应。

[0889] 与实施例一相比,3台悬浮床加氢反应器R101E、R201E、R202E的设备规格和结构不变,第一加氢反应过程R10、第二加氢反应过程R20构成的总体加氢过程,对“重馏分FOD+热高分油RFOLM-P-THPS-L”的总空速为0.667h⁻¹。

[0890] 本实施例,与实施例一相比,常规沸点为355~435℃的烃组成的中低温煤焦油中馏分FOM不是直接进入第一加氢反应过程R10,而是通过采用固定床加氢精制反应器的预加氢过程RFOLM转化为加氢反应流出物RFOLM-P并分离为热高分油RFOLM-P-THPS-L后进入第

一加氢反应过程R10;

[0891] 表9为实施例二的第一加氢反应过程R10操作条件和操作结果;

[0892] 表10为实施例二的加氢热裂化反应过程R20的工艺条件;

[0893] 表11为实施例二的加氢热裂化反应过程R20所得部分产物产率分布。

[0894] 可以看出,本实施例的效果在于:

[0895] ①第一、第二悬浮床加氢裂化反应器的新鲜焦油原料的数量降低了约42.6%,即常规沸点为355~435℃的烃组成的中低温煤焦油中馏分FOM被其预加氢过程RFOLM的加氢产物所充当的供氢烃物流SHS包含的加氢生成油所取代,3台悬浮床反应器的总氢耗和总反应放热量可以降低至少30%;

[0896] ②可显著降低3台悬浮床反应器的总温升及降低平均反应温度、提高操作平稳性,利于减少热裂解造气反应、减少热缩合生焦反应;

[0897] 第一加氢反应过程R10,在劣质烃HDS重量化学氢耗量基本不变的条件下,劣质烃HDS胶质沥青质加氢脱除率提高了2.5~3.0%,劣质烃HDS残炭加氢脱除率提高了3.0~3.5%;

[0898] ③与实施一相比,部分悬浮床加氢反应任务被固定床加氢反应过程所取代,且固定床加氢反应过程位于使用悬浮床加氢反应器的第一加氢反应过程R10的上游,利于第一加氢反应过程R10的预热,可方便地实现分步提高劣质烃HDS投料量的开工过程,可方便地实现分步减少劣质烃HDS投料量的停工过程;

[0899] ④与实施一相比,形成了固定床加氢反应产物作为溶剂冲洗重馏分FOD悬浮床加氢热裂化反应过程热缩合物的在线不间断清洗流程,利于延长重馏分FOD悬浮床加氢热裂化反应过程连续运转周期。

[0900] ⑤与实施一相比,第一加氢反应过程R10的氢油比降低了33%即降低至200,很明显利于进一步提高R10反应空间的液相体积分率,利于延长液相反应操作时间;

[0901] ⑥与实施一相比,第二加氢反应过程R20的反应温度降低了9~10℃,很明显利于降低多环芳烃的热缩合反应;

[0902] ⑦与实施一相比,第二加氢反应过程R20的氢油比降低了16.67%即降低至750,很明显利于进一步提高R20反应空间的液相体积分率,利于延长液相反应操作时间;

[0903] ⑧与实施一相比,第一加氢反应过程R10、加氢热裂化反应过程R20的总体反应结果,轻质油产率进一步增加,表现为“预加氢过程RFOLM+第一加氢反应过程R10+加氢热裂化反应过程R20”总计的常规气体烃产率降低了1.1~1.35wt%;

[0904] ⑨与实施一相比,加氢热裂化反应生成油分馏过程外甩渣油,减少了0.40~0.45wt%。

[0905] 更为重要的是,显著改善了加氢热裂化反应过程R20的操作性能,主要体现在:

[0906] ①大幅度降低了热裂化反应温度、大幅度降低了热裂化反应总温升,大幅度提高了装置操作的宜操控性、平稳性、安全性;

[0907] ②大幅度减少了胶质、沥青质的热缩合生焦反应,外甩渣油产率降低了约15%,相应降低了加氢热裂化反应流出物R20P的热高压分离器底部的结焦概率,利于延长装置的连续运行周期;

[0908] ③大幅度减少了胶质、沥青质的热缩合生焦反应,显著降低了加氢热裂化反应过

程R20的液体产物循环油中的胶质、沥青质的浓度和稠环度,降低了加氢热裂化反应流出物R20P反应器器壁的结焦概率,利于稳定生产和延长装置的连续运行周期。

[0909] 表9 实施例二的第一加氢反应过程R10操作条件和操作结果

[0910]

项目	数据
反应器R10E	1台,悬浮床
平均反应温度,℃	410~420
反应氢分压,MPa	17.3~18.3
空速, h^{-1}	2.0
氢油比,v/v	200
第一催化剂(包括再生催化剂)加入量(铁+钼)/原料油重量比	0.9/100
第一催化剂中金属钼:铁重量比为	1:500
第一催化剂粒径范围,微米	1~100
第二催化剂(包括再生催化剂)加入量,催化剂/原料油重量比	0.2/100
第二催化剂粒径范围,微米	15~75
常底重油直接循环量/去减压塔脱固量	4/1
硫化剂二甲基硫醚/原料油	2/100
劣质烃HDS重量化学氢耗量,重量%	0.55~0.65
劣质烃HDS胶质沥青质加氢脱除率,%	11.0~12.5
劣质烃HDS残炭加氢脱除率,%	12.5~15.0

[0911] 表10 实施例二的加氢热裂化反应过程R20的工艺条件

[0912]

项目	数据
平均反应温度,℃	435~438
反应氢分压,MPa	17~18
空速, h^{-1}	1.0
氢油比,v/v	750
第一催化剂(包括再生催化剂)加入量(铁+钼)/原料油重量比	0.9/100
第一催化剂中金属钼:铁重量比为	1:500
第一催化剂粒径范围,微米	1~100
第二催化剂(包括再生催化剂)加入量,催化剂/原料油重量比	0.2/100
第二催化剂粒径范围,微米	15~75
常底重油直接循环量/去减压塔脱固量	4/1
硫化剂二甲基硫醚/原料油	2/100

[0913] 表11 实施例二的加氢热裂化反应过程R20所得部分产物产率分布

[0914]

序号	产物	重量收率, % (对含水焦油)
1	轻质油产率总计, wt%	91.14+ (0.25~0.35) + (0.35~0.45)
1.1	直接蒸馏轻油收率, 170~355℃馏分, wt%	41.30
1.2	加氢热裂化反应过程轻质油收率, 加氢热裂化生成油的<355℃轻质油产率, wt%	49.84+ (0.25~0.35) + (0.35~0.45)
1.2.1	热裂化汽油产率, wt%	15.85- (0.10~0.13) - (0.10~0.15)
1.2.2	热裂化柴油产率, wt%	33.89+ (0.35~0.48) + (0.45~0.60)
2	加氢热裂化反应生成油分馏过程外甩渣油, wt%	2.95- (0.35~0.40) - (0.40~0.45)

[0915] 实施例三

[0916] 基于实施例二,组合应用中国专利申请CN105623724A公开的一种高芳烃产低碳数单六元环烃的加氢热裂化方法,对实施例二形成第二种产品方案。与实施例二相比,将第二加氢反应流出物R20P中的常规沸点为290~355℃的烃组分作为裂化循环油返回第一加氢反应过程R10而不是作为加氢提质反应过程R60原料使用,效果在于:

[0917] ①对第一加氢反应过程R10,增加了供氢烃总量,可进一步提高“供氢烃重量/煤焦油重油HDS重量”比值KSH;

[0918] ②利用加氢热裂化反应过程的“选择性裂化功能”,最大限度多产碳数为6~10的环己烷系烃或苯系烃。