



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 102559256 A

(43) 申请公布日 2012. 07. 11

(21) 申请号 201110337562. 1

(22) 申请日 2011. 10. 16

(71) 申请人 何巨堂

地址 471003 河南省洛阳市涧西区南昌路南
段申泰大厦 1503 室

(72) 发明人 何巨堂

(51) Int. Cl.

C10G 67/00 (2006. 01)

权利要求书 7 页 说明书 36 页

(54) 发明名称

一种煤液化油的加氢芳烃部分饱和组合方法

(57) 摘要

本发明涉及一种煤液化油的加氢芳烃部分饱和和组合方法, 有效提高煤液化反应过程用供氢溶剂油的“有效供氢组分”浓度: 分离煤液化油实现双环结构芳烃和多环结构芳烃相对分离或者三环结构芳烃和四环及其以上结构芳烃相对分离获得轻馏分油和重馏分油, 选择轻、重馏分油各自最佳的反应条件(催化剂配方、催化剂空速、反应温度等)进行芳烃加氢部分饱和反应, 然后芳烃加氢饱和反应流出物联合分离, 本发明还具有平稳操作、增强装置操作安全性的效果。

1. 一种煤液化油的加氢芳烃部分饱和组合方法,包括如下步骤:

①在煤液化反应流出物分离回收部分 FSU,分离煤液化反应流出物 F 回收其中的烃类得到一个轻馏分 1F 和一个重馏分 2F,重馏分 2F 的平均常规沸点比轻馏分 1F 的平均常规沸点高;

②在轻馏分 1F 加氢改性功能区 1Z:在 1F 加氢改性反应部分 1R,1F 进行芳烃加氢部分饱和反应转化为加氢改性反应流出物 1P,1R 加氢反应条件为:温度为 $200 \sim 420^{\circ}\text{C}$ 、压力为 $6.0 \sim 20.0\text{MPa}$ 、加氢催化剂 1CAT 体积空速为 $0.05 \sim 10.0\text{hr}^{-1}$ 、氢气/原料油体积比为 $300:1 \sim 3000:1$;1P 中常规沸点高于 165°C 的全馏分的目标组分重量浓度值 1PC 比 1F 中的目标组分重量浓度值 1FC 的比值 $1\text{PC}/1\text{FC} = 1\text{K}$,1K 大于 1.05;所述目标组分指的是部分饱和的双环芳烃和部分饱和的多环芳烃;

③在重馏分 2F 加氢改性功能区 2Z:在 2F 加氢改性反应部分 2R,2F 进行芳烃加氢部分饱和反应转化为加氢改性反应流出物 2P,2R 加氢反应条件为:温度为 $260 \sim 460^{\circ}\text{C}$ 、压力为 $6.0 \sim 20.0\text{MPa}$ 、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 $0.05 \sim 10.0\text{hr}^{-1}$ 、氢气/原料油体积比为 $300:1 \sim 4000:1$;2P 中常规沸点高于 165°C 的全馏分中目标组分重量浓度值 2FC 的比值 $2\text{PC}/2\text{FC} = 2\text{K}$,2K 大于 1.05;

④在联合高压分离过程 HS,1P 和 2P 进入冷高压分离部分 CHPS 分离为冷高压分离气 CHPV 和冷高压分离油 CHPL;至少一部分冷高压分离气 CHPV 返回加氢改性反应部分循环使用;冷高压分离部分 CHPS 操作条件为:温度为 $30 \sim 75^{\circ}\text{C}$ 、压力为 $6.0 \sim 20.0\text{MPa}$;

回收 CHPL 中的至少一部分常规沸点高于 165°C 的烃得到芳烃部分饱和油馏分 1RS0。

2. 根据权利要求 1 所述的方法,其特征在于:

①重馏分 2F 的平均常规沸点比轻馏分 1F 的平均常规沸点高 $50 \sim 250^{\circ}\text{C}$,轻馏分 1F 重量流量 N1 和重馏分 2F 重量流量 N2 之比值 $N1/N2$ 为 $0.1 \sim 10$;

④在联合高压分离过程 HS,1P 和 2P 进入热高压分离部分 HHPS 分离为热高分气 HHPV 和热高分油 HHPL,HHPV 主要由氢气、杂质组分、常规气体烃、常规液体烃组成,HHPL 主要由常规液体烃和溶解氢组成,热高压分离部分 HHPS 操作条件为:温度为 $150 \sim 380^{\circ}\text{C}$ 、压力为 $6.0 \sim 20.0\text{MPa}$;在冷高压分离过程,HHPV 进入冷高压分离部分 CHPS 分离为冷高压分离气 CHPV 和冷高压分离油 CHPL;

回收 CHPL 和 HHPL 中的至少一部分常规沸点高于 165°C 的烃得到芳烃部分饱和油馏分 1RS0。

3. 根据权利要求 1 所述的方法,其特征在于:

①重馏分 2F 的平均常规沸点比轻馏分 1F 的平均常规沸点高 $50 \sim 250^{\circ}\text{C}$,轻馏分 1F 重量流量 N1 和重馏分 2F 重量流量 N2 之比值 $N1/N2$ 为 $0.1 \sim 10$;

②在轻馏分 1F 加氢改性功能区 1Z:在 1P 热高压分离过程,1P 进入热高压分离部分 1HHPS 分离为热高分气 1HHPV 和热高分油 1HHPL,1HHPV 主要由氢气、杂质组分、常规气体烃、常规液体烃组成,1HHPL 主要由常规液体烃和溶解氢组成,热高压分离部分 1HHPS 操作条件为:温度为 $150 \sim 380^{\circ}\text{C}$ 、压力为 $6.0 \sim 20.0\text{MPa}$;

③在重馏分 2F 加氢改性功能区 2Z:在 2P 热高压分离过程,2P 进入热高压分离部分 2HHPS 分离为热高分气 2HHPV 和热高分油 2HHPL,2HHPV 主要由氢气、常规气体烃、常规液体烃、杂质组分组成,2HHPL 主要由常规液体烃和溶解氢组成;热高压分离部分 2HHPS 操作条

件为：温度为 150 ~ 400℃、压力为 6.0 ~ 20.0MPa；

④在联合高压分离过程 HS, 1HHPV 和 2HHPV 进入冷高压分离部分 CHPS 分离为冷高压分离气 CHPV 和冷高压分离油 CHPL；至少一部分冷高压分离气 CHPV 返回 1R；冷高压分离部分 CHPS 操作条件为：温度为 30 ~ 75℃、压力为 6.0 ~ 20.0MPa；

回收 1HHPL、2HHPL 和 CHPL 中的至少一部分常规沸点高于 165℃的烃得到芳烃部分饱和油馏分 1RSO。

4. 根据权利要求 3 所述的方法，其特征在于：

①重馏分 2F 的平均常规沸点比轻馏分 1F 的平均常规沸点高 60 ~ 180℃，轻馏分 1F 重量流量 N1 和重馏分 2F 重量流量 N2 之比值 N1/N2 为 0.2 ~ 8；

② 1R 加氢反应条件为：温度为 240 ~ 420℃、压力为 7.0 ~ 18.0MPa、加氢催化剂 1CAT 体积空速为 0.15 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 2500 : 1；1K 大于 1.10；

热高压分离部分 1HHPS 操作条件为：温度为 150 ~ 320℃、压力为 7.0 ~ 18.0MPa；冷高压分离部分 1LHPS 操作条件为：温度为 40 ~ 55℃、压力为 7.0 ~ 18.0MPa；

③ 2R 加氢反应条件为：温度为 300 ~ 440℃、压力为 7.0 ~ 18.0MPa、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 0.15 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 3000 : 1；2K 大于 1.10；

热高压分离部分 2HHPS 操作条件为：温度为 150 ~ 360℃、压力为 7.0 ~ 18.0MPa；冷高压分离部分 2LHPS 操作条件为：温度为 40 ~ 55℃、压力为 7.0 ~ 18.0MPa。

5. 根据权利要求 1 所述的方法，其特征在于：

①在煤液化反应流出物分离回收部分 FSU，分离煤液化反应流出物 F 回收其中的烃类得到一个主要由常规沸点为 165 ~ 265℃的烃组成的轻馏分 1F 和一个主要由常规沸点为 265 ~ 420℃的烃组成的重馏分 2F；

② 1R 加氢反应条件为：温度为 200 ~ 400℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa、加氢催化剂 1CAT 体积空速为 0.35 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 2500 : 1；1K 大于 1.10；

③ 2R 加氢反应条件为：温度为 260 ~ 420℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 0.15 ~ 4.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 3000 : 1；2K 大于 1.10；

④冷高压分离部分 CHPS 操作条件为：温度为 40 ~ 55℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa。

6. 根据权利要求 2 所述的方法，其特征在于：

①在煤液化反应流出物分离回收部分 FSU，分离煤液化反应流出物 F 回收其中的烃类得到一个主要由常规沸点为 165 ~ 265℃的烃组成的轻馏分 1F 和一个主要由常规沸点为 265 ~ 420℃的烃组成的重馏分 2F；

② 1R 加氢反应条件为：温度为 200 ~ 400℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa、加氢催化剂 1CAT 体积空速为 0.35 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 2500 : 1；1K 大于 1.10；

③ 2R 加氢反应条件为：温度为 260 ~ 420℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 0.15 ~ 4.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 3000 : 1；2K 大于 1.10。

④热高压分离部分 HHPS 操作条件为：温度为 150 ~ 280℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa；冷高压分离部分 CHPS 操作条件为：温度为 40 ~ 55℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa。

7. 根据权利要求 3 所述的方法,其特征在于:

①在煤液化反应流出物分离回收部分 FSU,分离煤液化反应流出物 F 回收其中的烃类得到一个主要由常规沸点为 165 ~ 265℃的烃组成的轻馏分 1F 和一个主要由常规沸点为 265 ~ 420℃的烃组成的重馏分 2F;

② 1R 加氢反应条件为:温度为 200 ~ 400℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa、加氢催化剂 1CAT 体积空速为 0.35 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 2500 : 1;1K 大于 1.10; 热高压分离部分 1HHPS 操作条件为:温度为 150 ~ 280℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa;

③ 2R 加氢反应条件为:温度为 260 ~ 420℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 0.15 ~ 4.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 3000 : 1;2K 大于 1.10。

热高压分离部分 2HHPS 操作条件为:温度为 150 ~ 280℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa;

④冷高压分离部分 CHPS 操作条件为:温度为 40 ~ 55℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa。

8. 根据权利要求 5 或 6 或 7 所述的方法,其特征在于:

② 1R 加氢反应压力为 9.0 ~ 15.0MPa;

③ 2R 加氢反应压力为 9.0 ~ 15.0MPa。

9. 根据权利要求 5 或 6 或 7 所述的方法,其特征在于:

①煤液化反应流出物为褐煤制取液体燃料的热溶催化法煤液化反应流出物, N1/N2 为 0.25 ~ 4。

10. 根据权利要求 2 所述的方法,其特征在于:

①在煤液化反应流出物分离回收部分 FSU,分离煤液化反应流出物 F 回收其中的烃类得到一个主要由常规沸点为 265 ~ 355℃的烃组成的轻馏分 1F 和一个主要由常规沸点为 355 ~ 480℃的烃组成的重馏分 2F;

② 1R 加氢反应条件为:温度为 260 ~ 420℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa、加氢催化剂 1CAT 体积空速为 0.15 ~ 4.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 2500 : 1;1K 大于 1.10;

③ 2R 加氢反应条件为:温度为 300 ~ 440℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 0.10 ~ 2.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 3000 : 1;2K 大于 1.10;

④热高压分离部分 HHPS 操作条件为:温度为 150 ~ 280℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa;冷高压分离部分 CHPS 操作条件为:温度为 40 ~ 55℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa。

11. 根据权利要求 3 所述的方法,其特征在于:

①在煤液化反应流出物分离回收部分 FSU,分离煤液化反应流出物 F 回收其中的烃类得到一个主要由常规沸点为 265 ~ 355℃的烃组成的轻馏分 1F 和一个主要由常规沸点为 355 ~ 480℃的烃组成的重馏分 2F;

② 1R 加氢反应条件为:温度为 200 ~ 400℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa、加氢催化剂 1CAT 体积空速为 0.35 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 2500 : 1;1K 大于 1.10; 热高压分离部分 1HHPS 操作条件为:温度为 150 ~ 280℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa;

③ 2R 加氢反应条件为:温度为 260 ~ 420℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 0.15 ~ 4.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 3000 : 1;2K 大于 1.10。

热高压分离部分 2HHPS 操作条件为 :温度为 150 ~ 280℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa ;

④冷高压分离部分 CHPS 操作条件为 :温度为 40 ~ 55℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa。

12. 根据权利要求 10 或 11 所述的方法,其特征在于 :

② 1R 加氢反应压力为 13.0 ~ 18.0MPa ;

③ 2R 加氢反应压力为 13.0 ~ 18.0MPa。

13. 根据权利要求 12 所述的方法,其特征在于 :

① N1/N2 为 0.25 ~ 4。

14. 根据权利要求 3 或 7 所述的方法,其特征在于 :

④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ :

a、一部分热高分油 1HHPL 用作物料 1MF ;

物料 1MF 主要由常规沸点为 165 ~ 265℃的烃组成,在加氢反应部分 1MR1,物料 1MF 进行芳烃加氢饱和反应转化为加氢反应流出物 1MR1P,1MR1 加氢反应条件为 :温度为 200 ~ 460℃、压力为 4.0 ~ 25.0MPa、1MR1 加氢催化剂体积空速为 0.05 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1 ;

加氢反应流出物 1MR1P 进入高压分离部分 1MHPS,分离为冷高分气 1MHPV 和高分油 1MHPL ;至少一部分 1MHPV 进入加氢反应部分 1MR1 循环使用 ;

在高分油 1MHPL 分离部分,分离高分油 1MHPL 得到窄馏分油品 ;

b、一部分热高分油 2HHPL 用作物料 2MF ;

物料 2MF 主要由常规沸点为 265 ~ 450℃的烃组成,在加氢反应部分 2MR1,物料 2MF 进行芳烃加氢饱和反应转化为加氢反应流出物 2MR1P,2MR1 加氢反应条件为 :温度为 200 ~ 460℃、压力为 7.0 ~ 30.0MPa、2MR1 加氢催化剂体积空速为 0.05 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1 ;

在加氢反应部分 2MR2,加氢反应流出物 2MR1P 进行加氢裂化反应转化为加氢反应流出物 2MR2P,2MR2 加氢反应条件为 :温度为 260 ~ 460℃、压力为 7.0 ~ 30.0MPa、2MR2 加氢催化剂具备气体产率低而柴油收率高的功能、2MR2 加氢催化剂体积空速为 0.05 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1 ;

加氢反应流出物 2MR2P 进入高压分离部分 2MHPS,分离为高分气 2MHPV 和高分油 2MHPL ;至少一部分高分气 2MHPV 进入加氢反应部分 2MR2 ;

在高分油 2MHPL 分离部分,分离高分油 2MHPL 得到窄馏分油品。

15. 根据权利要求 14 所述的方法,其特征在于 :

④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ :

a、1MR1 加氢反应条件为 :温度为 230 ~ 400℃、压力为 6.0 ~ 15.0MPa、1MR1 加氢催化剂体积空速为 0.15 ~ 3.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1 ;1MR1 加氢反应操作压力比 2MR1 加氢反应操作压力低至少 2.5MPa ;

b、2MR1 加氢反应条件为 :温度为 300 ~ 420℃、压力为 7.0 ~ 20.0MPa、2MR1 加氢催化剂体积空速为 0.15 ~ 3.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1 ;

2MR2 加氢反应条件为 :温度为 330 ~ 440℃、压力为 7.0 ~ 20.0MPa、2MR2 加氢催化剂具备气体产率低而柴油收率高的功能、2MR2 加氢催化剂体积空速为 0.50 ~ 3.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1。

16. 根据权利要求 15 所述的方法,其特征在于:

④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

a、1MR1 加氢反应压力为 7.0 ~ 13.0MPa,1MR1 加氢反应操作压力比 2MR1 加氢反应操作压力低至少 3.5MPa;

b、2MR1 加氢反应压力为 12.0 ~ 20.0MPa;

2MR2 加氢反应压力为 12.0 ~ 20.0MPa。

17. 根据权利要求 14 所述的方法,其特征在于:

④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

加氢反应流出物 2MR2P 与加氢反应流出物 1MR1P 混合后进入高压分离部分 1MHPS,分离为冷高分气 1MHPV 和高分油 1MHPL;至少一部分 1MHPV 进入加氢反应部分循环使用。

18. 根据权利要求 17 所述的方法,其特征在于:

④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

a、1MR1 加氢反应条件为:温度为 230 ~ 400℃、压力为 7.0 ~ 20.0MPa、1MR1 加氢催化剂体积空速为 0.15 ~ 3.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1;

b、2MR1 加氢反应条件为:温度为 300 ~ 420℃、压力为 7.0 ~ 20.0MPa、2MR1 加氢催化剂体积空速为 0.15 ~ 3.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1;

在加氢反应部分 2MR2,加氢反应流出物 2MR1P 进行加氢裂化反应转化为加氢反应流出物 2MR2P,2MR2 加氢反应条件为:温度为 330 ~ 440℃、压力为 7.0 ~ 20.0MPa、2MR2 加氢催化剂具备气体产率低而柴油收率高的功能、2MR2 加氢催化剂体积空速为 0.50 ~ 3.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1。

19. 根据权利要求 18 所述的方法,其特征在于:

④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

a、1MR1 加氢反应压力为 10.0 ~ 15.0MPa;

b、2MR1 加氢反应压力为 10.0 ~ 15.0MPa;

2MR2 加氢反应压力为 10.0 ~ 15.0MPa。

20. 根据权利要求 14 所述的方法,其特征在于:

④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

a、在高分油 1MHPL 分离部分,分离高分油 1MHPL 得到主要由常规沸点为 165 ~ 265℃的烃组成的窄馏分油品 1PD,部分 1PD 返回加氢反应部分 1MR1 循环使用。

21. 根据权利要求 14 所述的方法,其特征在于:

④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

b、在高分油 2MHPL 分离部分,分离高分油 2MHPL 得到密度(20℃)高于 900 公斤 / 立方米的窄馏分油品 2PD,部分 2PD 返回加氢反应部分 2MR1 循环使用。

22. 根据权利要求 14 所述的方法,其特征在于:

④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

b、在高分油 2MHPL 分离部分,分离高分油 2MHPL 得到密度(20℃)高于 900 公斤 / 立方米的窄馏分油品 2PD,部分 2PD 返回加氢反应部分 2MR2 循环使用。

23. 根据权利要求 14 所述的方法,其特征在于:

④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

a、一部分冷高分油 CHPL 用作物料 1MF。

24. 根据权利要求 14 所述的方法,其特征在於:

④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

a、一部分冷高分油 CHPL 用作物料 2MF。

25. 根据权利要求 2 或 6 所述的方法,其特征在於:

④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZX:

a、一部分冷高分油 CHPL 用作物料 1XMF;

物料 1XMF 主要由常规沸点为 165 ~ 265°C 的低氮高芳烃高密度轻馏分组成,在加氢反应部分 1XMR1,物料 1XMF 进行芳烃加氢饱和反应转化为加氢反应流出物 1XMR1P,1XMR1 加氢反应条件为:温度为 200 ~ 460°C、压力为 4.0 ~ 25.0MPa、1XMR1 加氢催化剂体积空速为 0.05 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1;

加氢反应流出物 1XMR1P 进入高压分离部分 1XMHPV,分离为冷高分气 1XMHPV 和高分油 1XMHP;至少一部分 1XMHPV 进入加氢反应部分 1XMR1 循环使用;

在高分油 1MHPL 分离部分,分离高分油 1MHPL 得到窄馏分油品;

b、一部分热高分油 HHPL 用作物料 2XMF;

物料 2XMF 主要由常规沸点为 265 ~ 450°C 的低氮高芳烃高密度重馏分组成,在加氢反应部分 2XMR1,物料 2XMF 进行芳烃加氢饱和反应转化为加氢反应流出物 2XMR1P,2XMR1 加氢反应条件为:温度为 200 ~ 460°C、压力为 7.0 ~ 30.0MPa、2XMR1 加氢催化剂体积空速为 0.05 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1;

在加氢反应部分 2XMR2,加氢反应流出物 2MR1P 进行加氢裂化反应转化为加氢反应流出物 2XMR2P,2XMR2 加氢反应条件为:温度为 260 ~ 460°C、压力为 7.0 ~ 30.0MPa、2XMR2 加氢催化剂具备气体产率低而柴油收率高的功能、2XMR2 加氢催化剂体积空速为 0.05 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1;

加氢反应流出物 2XMR2P 进入高压分离部分 2XMHPV,分离为高分气 2XMHPV 和高分油 2XMHP;至少一部分高分气 2XMHPV 进入加氢反应部分 2XMR2;

在高分油 2XMHP 分离部分,分离高分油 2XMHP 得到窄馏分油品。

26. 根据权利要求 25 所述的方法,其特征在於:

④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZX:

b、加氢反应流出物 2XMR2P 进入处理加氢反应流出物 1XMR1P 的高压分离部分 1XMHP。

27. 根据权利要求 14 所述的方法,其特征在於:

④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

a、一部分热高分油 1HHPL 用作物料 1MF;

在加氢反应部分 1MR2,加氢反应流出物 1MR1P 进行双环芳烃或环烷基苯类的加氢开环反应转化为加氢反应流出物 1MR2P,1MR2 加氢反应条件为:温度为 200 ~ 460°C、压力为 4.0 ~ 25.0MPa、1MR2 加氢催化剂具备高选择性双环芳烃加氢开环功能、1MR2 加氢催化剂体积空速为 0.05 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1;

加氢反应流出物 1MR2P 进入高压分离部分 1MHPS。

28. 根据权利要求 27 所述的方法,其特征在於:

④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

a、一部分热高分油 1HHPL 用作物料 1MF；

加氢反应部分 1MR2 操作条件为：加氢反应流出物 1MR1P 完成双环芳烃开环率高于 40% 的高选择性双环芳烃加氢开环反应转化为加氢反应流出物 1MR2P，加氢反应部分 1MR2 加氢反应条件为：温度为 250 ~ 420℃、压力为 6.0 ~ 15.0MPa、1MR2 加氢催化剂具备高选择性双环芳烃加氢开环功能、1MR2 加氢催化剂体积空速为 0.25 ~ 2.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 2000 : 1。

一种煤液化油的加氢芳烃部分饱和和组合方法

技术领域

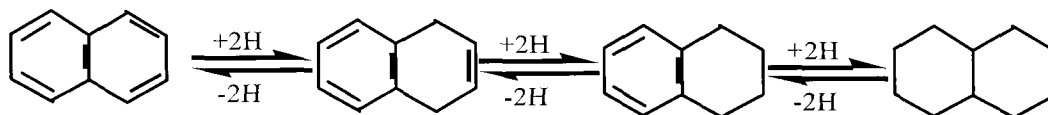
[0001] 本发明涉及一种煤液化油的加氢芳烃部分饱和和组合方法,用于提高加氢饱和油中部分饱和芳烃组分的含量;特别地讲,本发明涉及一种煤液化油制取供氢溶剂油的分类加氢饱和方法:双环结构芳烃和多环结构芳烃相对分离或者三环结构芳烃和四环及其以上结构芳烃相对分离分离的轻馏分油和重馏分油,选择各自最佳的反应条件(催化剂配方、催化剂空速、反应温度等)进行芳烃加氢部分饱和反应,芳烃加氢饱和反应流出物联合分离。

背景技术

[0002] 顾名思义,在煤液化反应过程中,供氢溶剂油的主要功能是供氢,部分饱和的双环或多环芳烃都具有供氢能力,属于有效供氢组分,如四氢萘和 1,4-二氢萘,而十氢萘由于结构稳定,含氢虽然最多,但供氢能力很差。

[0003] 二氢体的供氢速度均大于四氢体,三环芳烃的二氢体和双环芳烃的二氢体相比,其供氢速度有高有低;试验已经证明,多环芳烃虽然无供氢能力,但有传递氢的能力;

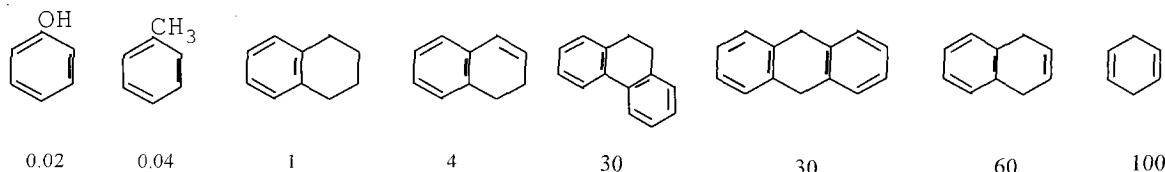
[0004]



[0005] 萘 1,4-二氢萘 四氢萘 十氢萘

[0006] 在 400℃时,下列溶剂的相对供氢速度如下:

[0007]



[0008] 在煤液化反应过程运转正常后,供氢溶剂油通常采用煤液化反应过程自产的煤液化油(通常为常规沸程高于 165℃的馏分油)的加氢改性油,煤液化油加氢改性过程的主要目标是生产煤液化反应过程用溶剂油,其主要目的是提高油品中“有效供氢组分”的含量,比如提高环烷基苯类、二环烷基苯类组分的含量,基于煤液化油含有大量双环结构芳烃、三环结构芳烃和四环及其以上结构芳烃这一事实,煤液化油加氢改性过程是一个芳烃加氢不完全饱和过程或者说是一个芳烃加氢适度饱和过程。

[0009] 本发明所述煤加氢直接液化过程,指的是在溶剂油存在下通过煤加氢使煤液化的方法,根据溶剂油和催化剂的不同、热解方式和加氢方式的不同以及工艺条件的不同,可以分为以下几种工艺:

[0010] ①溶解热解液化法:利用重质溶剂对煤热解抽提可制得低灰分的抽提物(日本称膨润炭);利用轻质溶剂在超临界条件下抽提可得到以重质油为主的油类。此法不用氢气,前一种工艺产率虽高但产品仍为固体,后一种工艺如超临界抽提(萃取)法(SCE)抽提率

不太高；

[0011] ②溶剂加氢抽提液化法：如有溶剂精炼煤法 I 和 II (SRC-I 和 SRC-II)，供氢溶剂法 EDS、日本新能源开发机构液化法 (NEDOL) 等，使用氢气，但压力不太高，溶剂油有明显的作用；

[0012] ③高压催化加氢法：如德国的新老液化工工艺 (IG 和 NewIG) 和美国的氢煤法 (H-Coal) 等都属于这一类；

[0013] ④煤和渣油联合加工法 (CO • processing)：以渣油为溶剂油与煤一起一次通过反应器，不用循环油。渣油同时发生加氢裂解转化为轻质油。美国、加拿大、德国和前苏联等各有不同的工艺；

[0014] ⑤地下液化法：将溶剂注入地下煤层，使煤解聚和溶解，加上流体的冲击力使煤崩散，未完全溶解的煤则悬浮于溶剂中，用泵将溶液抽出并分离加工；

[0015] ⑥专利 CN100547055C 载明的一种用褐煤制取液体燃料的热溶催化法。

[0016] 无论何种煤直接液化过程，其目标均是获得油品，追求的功能均是“煤转油”，必须存在的化学变化是“煤加氢”，目前此类技术的共同特征是使用溶剂油和催化剂，溶剂油的常规沸程一般为 200 ~ 450℃、多数为 200 ~ 400℃，溶剂油多数为蒸馏油，所含芳烃多数为 2 ~ 4 个环结构的芳烃。

[0017] 本发明所述煤液化反应过程，指的是以煤炭和可能存在的分子氢气为原料，以特定的油品（通常为煤液化油的加氢改性油）为供氢溶剂油，在一定的操作条件（如操作温度、操作压力、溶剂油 / 煤重量比、氢气 / 溶剂油体积比和合适加氢催化剂）下，煤炭直接发生碳碳键热裂化、加氢液化的反应过程。

[0018] 本发明所述煤液化油，指的是所述煤液化反应过程产生的油品，它存在于煤加氢液化反应流出物中，是基于供氢溶剂油、反应消耗煤炭和反应转移氢的综合反应产物中的烃油产物。

[0019] 专利 CN100547055C 载明的一种用褐煤制取液体燃料的热溶催化法属于褐煤中压加氢直接液化过程，包括煤液化反应过程和煤液化油加氢改性过程共两个过程。为了提高煤炭直接液化的转化率和实现煤炭原料进入煤液化反应器，煤炭进入煤液化反应器前通常制成煤粉，与具备良好供氢能力的溶剂油配成油煤浆，油煤浆经加压、加热后进入煤液化反应器。

[0020] 典型的褐煤制取液体燃料的热溶催化法的液化油、液化轻油的性质见表 1。神华上海湾煤制油过程的煤直接液化油轻油、煤直接液化油重油的性质见表 2。

[0021] 表 1 褐煤煤制油过程油品性质

	油品代号	A	B
分析项目 编号	油品来源	煤液化油	煤液化轻油
1	外观, 颜色	黑色	黑色
2	闪点, °C	闭口, 119	<14
3	凝点, °C	-30	-30
4	酸值 mgKOH/100ml	24.28	
5	BMCI	108.5	82.7
6	十六烷指数	17.9	16.15
7	粘度 (20°C) : mm ² /S	8.86	2.698
8	10%残炭, %		0.1
9	水份, % (m/m)	0.4	0.08
10	灰分, % (m/m)	0.006	<0.001
11	密度 (20°C), g/ml	1.0189	0.9348
12	折光率 (20°C)		
13	溴值, gBr/100g		
14	馏程, ASTM-D86, °C		
[0022]	14.1 初馏点	80	82
	14.2 10%	162	156
	14.3 20%	203	188
	14.4 30%	234	207
	14.5 40%	256	219
	14.6 50%	285	233
	14.7 60%	292	246
	14.8 70%	299	251
	14.9 80%	308	271
	14.10 90%	317	291
	14.11 95%	325	307
	14.12 干点	99%, 345	98%, 329
15	元素分析		
15.1	碳, % (m/m)		87.74
15.2	氢, % (m/m)		9.96
15.3	氢/碳摩尔比		1.36
15.4	氮, Ppm (m/m)	1028	1214
15.5	硫, Ppm (m/m)	140	424
15.6	氧, % (m/m)		
15.7	氯, Ppm (m/m)		

[0023]

	油品代号	A	B
分析项目 编号	油品来源	煤液化油	煤液化轻油
16	族组成分析		
16.1	链烷烃, m%	1.2	1.5
16.2	环烷烃, m%	15.0	26.8
16.3	芳香烃, m%	83.1	71.6
16.4	胶质, m%	0.7	0.1
16.5	沥青质, m%		
17	烃组成, m%		
17.1	链烷烃	1.2	1.5
17.2	一环烷烃	7.1	19.3
17.3	二环烷烃	3.2	5.2
17.4	三环烷烃	4.7	2.3
17.5	总环烷烃	15	26.8
17.6	总饱和烃	16.2	28.3
17.7	烷基苯	2.2	8.6
17.8	茛满或四氢萘	5.8	17.5
17.9	茛类	9.8	6.3
17.10	总单环芳烃	17.8	32.4
17.11	萘	1.7	6.5
17.12	萘类	11.3	10
17.13	茛类	25.1	12.8
17.14	茛烯类	17.1	5.5
17.15	总双环芳烃	55.2	34.8
17.16	三环芳烃	10.1	4.4
17.17	总芳烃	83.1	71.6
17.18	胶质	0.7	0.1
17.19	总重量	100.0	100.0
18	金属, Ppm (m/m)		
18.1	Ni		
18.2	V		
18.3	Fe		
18.4	Na		

[0024] 表 2 神华上湾煤制油过程油品性质

[0025]

	油品代号	R	S
分析项目编号	油品来源	煤液化轻油	煤液化重油
1	外观, 颜色		
2	闪点, °C		
3	凝点, °C		
4	酸值 mgKOH/g		
5	BMCI		
6	十六烷指数		
7	粘度(20°C): mm ² /S		
8	10%残炭, %		
9	水份, %(m/m)		
10	灰分, %(m/m)		
11	密度(20°C), g/ml	0.9156	0.9962
12	折光率(20°C)	1.5114	
13	溴值, gBr/100g	22.2	21.3
14	馏程, ASTM-D86, °C		
14.1	初馏点	117	212
14.2	10%	165	260
14.3	20%		
14.4	30%	214	
14.5	40%		
14.6	50%	239	325
14.7	60%		
14.8	70%	263	
14.9	80%		
14.10	90%	300	414
14.11	95%	325	450
14.12	干点	349	
15	元素含量分析		
15.1	碳, %(m/m)		
15.2	氢, %(m/m)	10.55	9.40
15.3	氢/碳摩尔比		
15.4	氮, PPm(m/m)	2246	2900
15.5	硫, PPm(m/m)	650	180
15.6	氧, %(m/m)	1.81	1.29

	油品代号	R	S
分析项目 编号	油品来源	煤液化轻油	煤液化重油
15.7	氯, PPm(m/m)	2.8	3.20
15.8	碱氮, PPm(m/m)		1890
16	族组成分析		
16.1	链烷烃, m%		8.1
16.2	环烷烃, m%		8.5
16.3	芳香烃, m%		83.4
16.4	胶质, m%		14.4
16.5	沥青质, m%		
17	烃组成, m%		
17.1	链烷烃		8.1
17.2	一环烷烃		
17.3	二环烷烃		
17.4	三环烷烃		
17.5	总环烷烃		8.5
17.6	总饱和烃		16.6
17.7	烷基苯		
17.8	茚满或四氢萘		
17.9	茚类		
17.10	总单环芳烃		
17.11	萘		
17.12	萘类		
17.13	茈类		
17.14	茈烯类		
17.15	总双环芳烃		
17.16	三环芳烃		
	多环芳烃		56.4
17.17	总芳烃		83.4
17.18	胶质		14.4
17.19	总重量		
17.20	环烷基苯		12.8
17.21	二环烷基苯		12.2
18	金属, PPm(m/m)		
18.1	Ni		
18.2	V		
18.3	Fe		
18.4	Na		

[0026]

[0027] 表 3 典型芳烃组分及其对比氢化物沸点、凝点和密度汇总表

[0028]

组分编号	组分名称	环数	碳数	常规沸点 ℃	熔点 ℃	芳烃 密度 (20℃) kg/ m ³	饱和烃 密度 (20 ℃) kg/ m ³
1	苯	1	6	80.10	5.533	879	
2	环己烷	1	6	80.74	6.57		778.6
3	异丙基苯	1	9	152.35	-96.05	878.6 (0℃)	
4	丙基环己烷	1	9	156.75	-94.45		
5	丙基苯	1	9	159.22	-99.56	862	
6	邻甲基乙苯	1	9	165.15	-80.85		
7	碳九正烷烃 (参照物)	0	9	150.77	-53.53		717.6
8	碳十正烷烃 (参照物)	0	10	174.12	-29.67		729.9
9	茚满 (二氢化茚)	2	9	177	-51.5	957 (15℃)	
10	丁基环己烷	1	10	180.95	-74.75		
11	茚	2	9	181.5	-2	991.5	
12	丁基苯	1	10	183.27	88.0	864.6 (15.6℃)	
13	邻位二乙基苯	1	10	183.4	-31.24	879.5	
14	反十氢萘	2	10	187.3	-30.35		870
15	顺十氢萘	2	10	195.8	-43.05		896.8
16	四氢萘	2	10	207.2	-31.5	971	
17	二氢萘	2	10	211.5	25	997	
18	萘	2	10	217.9	80.2	1145	
19	二环己烷	2	12	239.05	3.65	886.2	
20	全氢茚	3	13	253			920 (25℃)
21	联苯	2	12	255.2	69.2	1175 (24.5℃)	
22	茈	3	12	278	96	1024.2 (99℃)	
23	芴	3	13	297.9	115	1181	
24	苯并茚满	3	13	298.9	0.7	1066	
25	茈烯	3	12	299		1187	
26	六氢化蒽	3	14	290	63		
27	1, 2, 3, 4-四氢蒽	3	14	323	105		
28	9, 10-二氢蒽	3	14	313	108.5	0.897 (11)	
29	蒽	3	14	340	218.5	1251	
30	菲	3	14	340	100.5	1179 (25℃)	
31	5, 12 二氢丁省	4	18	约 400	206.5		
32	2, 3-苯并芴	4	17	约 407	208.5		
33	丁省	4	18	约 450	339		

[0029] 表 3 列出了表 1 中出现的部分芳烃组分及其对比氢化物沸点和密度数据,用于对比说明典型芳烃组分的沸点、凝点和密度,同时用于说明典型芳烃组分与对比氢化物沸点、凝点和密度的变化,以表 1 所列性质为代表的的褐煤制取液体燃料的热溶催化法液化油属

于高芳烃高密度烃油,通常是包含常规沸程为 165 ~ 450℃ 烃组分的富含芳烃的高密度油品,就其沸程而言多数情况下同时含有石脑油馏份、柴油馏份、重馏份多种馏分中的二种或三种,通常包含 20 ~ 65% 的常规沸程为 265 ~ 450℃ 的重馏分 2F (即多环结构芳烃含量高的重馏分) 和 20 ~ 65% 的常规沸程为 165 ~ 265℃ 的轻馏分 1F (即双环结构芳烃含量高而多环结构芳烃含量低的轻馏分)。上述重馏分 2F 和轻馏分 1F 的性质 (比如双环芳烃含量、多环芳烃含量、氮含量、密度、沸点、氢含量、粘度、残碳含量、金属含量、氧含量、硫含量、十六烷值) 差别很大,当双环芳烃与多环芳烃同时进行加氢饱和和生产供氢溶剂油时,由于组分分子结构的差异,最佳的反应历程、反应压力及温度范围、催化剂配置、氢耗、运行周期、分馏方式和产品质量差别很大。对于小规模煤液化油制取溶剂油的过程,采用常规的联合加工方案 (不同沸程馏份混合在一起进行加工),可以简化流程、减少工程投资。但对于规模化加工煤液化油制取柴油组分的情况,当某一油品性质近似于表 1 所列性质的油品时,基于常规沸程为 265 ~ 450℃ 的重馏分 2F 和常规沸程为 165 ~ 265℃ 的轻馏分 1F 相比平均分子的大小和形状差别很大,对三环芳烃实现合适深度的芳烃饱和的加氢条件,则必然对双环芳烃形成过度加氢饱和使环烷基苯转化为双环环烷烃,降低有效供氢组分含量且增大氢耗;对二环芳烃实现合适深度的芳烃饱和的加氢条件,则对三环芳烃而言饱和程度不足不能转化为二环烷基苯,不能有效提高有效供氢组分含量;联合加工存在着如下缺点:

[0030] ①由于环数不同的芳烃的加氢饱和过程的最合适的芳烃加氢饱和催化剂配方必然不同,联合加工无法选择轻、重馏分各自最佳的催化剂,能够实现重馏分 2F 合适深度的芳烃加氢饱和催化剂,通常必然对较少碳数的轻馏分 1F 形成芳烃过度加氢饱和,增大氢耗、降低“有效供氢组分”含量,增了选择最佳催化剂的难度;

[0031] ②相同压力下轻、重馏分的芳烃加氢饱和过程的最合适的反应温度必然不同,联合加工无法选择轻、重馏分各自性能的操作温度,如实现重馏分 2F 合适深度的芳烃加氢饱和,通常必然对较少碳数的轻馏分 1F 形成芳烃过度加氢饱和,增大氢耗、降低“有效供氢组分”含量;

[0032] ③由于采用相同的芳烃加氢饱和催化剂时轻、重馏分各自芳烃加氢饱和过程的最合适的时间长度必然不同,联合加工时无法同时实现轻、重馏分各自最佳的反应时间,能够实现重馏分 2F 合适反应深度的反应时间,通常必然对较少碳数的轻馏分 1F 形成芳烃过度加氢饱和,增大氢耗、降低“有效供氢组分”含量;

[0033] ④某种条件下,已经存在相对分离的重馏分 2F 和轻馏分 1F 时,联合加工事实上完成了重馏分 2F 和轻馏分 1F 的混合过程,降低了组分的浓度值,牺牲了已经形成的相对分离度,将增加分离能耗;

[0034] ⑤轻馏分 1F 在较低温度 (如 320 ~ 380℃) 和较低压力 (如 6.0 ~ 10.0 MPa) 下即可进行加氢反应,重馏分 2F 在较高温度 (如 360 ~ 420℃) 和较高压力 (如 10.0 ~ 18.0 MPa) 下才能完成加氢反应,因此联合加工时,存在如下生产操作安全危险:

[0035] a、为了使原料按预期转化,必须依据重馏分 2F 性质匹配催化剂和反应条件,即采用较高温度、较高压力条件以及较高活性的催化剂,而在此条件下,轻馏分 1F 反应速率过快,反应热迅速积聚,导致反应器床层温升难以控制,甚至超温;

[0036] b、为了缓解上述情况,需要被迫降低反应温度,以控制床层温升;当温度降低后,

轻馏分的反应得到缓解,但是一部分重馏分的反应会被终止,在温度降低后,粘度增大,流动性变差,阻碍轻馏分及氢气的流动,而重组分长时间停留在高温环境中不能参与加氢反应,就会缩合、结焦,堵塞催化剂孔道,如此形成恶性循环,导致催化剂床层压降迅速上升;

[0037] c、当催化剂床层出现严重超温时,被迫启动紧急泄压,其目的是迅速降低反应系统压力,终止或大幅度减缓加氢反应;对于加氢精制催化剂床层,重馏分 2F 一般在压力低于 9.0 ~ 10.0MPa 时即可达到大幅度抑制加氢反应速度的目的,而轻馏分 1F 的加氢反应在压力低于 6.0MPa 时才会受到大幅度抑制;当启动快速泄压(比如降压速度为第一分钟 15 巴/分钟)系统时,压力从 13.5MPa 降至 9.0MPa 约 3 ~ 4 分钟时间,即 3 ~ 4 分钟以后,重馏分 2F 的反应被基本终止,但是此时轻馏分 1F 的反应仍在进行,床层温度持续升高,泄压启动约 7 分钟以后系统压力降至 6.0MPa 以下,抑制轻馏分 1F 反应的压力条件才能达到;但是轻馏分 1F 约 7 分钟的持续反应所放出热量,因为紧急泄压时氢气流动不畅,反应热不能被及时携带出去,在催化剂床层已经完成热量积聚,一旦使得加氢精制催化剂床层温度升至 460℃ 以上,加氢精制催化剂已经具备相当活性的加氢热裂化功能,随即发生的是:催化剂床层飞温(温度可升至 800℃ 以上)过程,导致反应器本体受损,催化剂金属形态劣化;一句话联合加工存在事故泄压飞温风险;

[0038] ⑥国家规定煤液化装置的产油能力最小规模为 100 万吨/年,因此煤液化油加氢改性工业装置规模巨大,按褐煤催化热溶工艺煤液化率 30m%、溶剂/煤质量比为 2 : 1 计算,煤液化油加氢改性工业装置规模为 767 万吨/年(溶剂油与液化过程外排油总量);按神化工艺煤液化率 60m%、溶剂/煤质量比为 2 : 1 计算,煤液化油加氢改性工业装置规模为 433 万吨/年(溶剂油与液化过程外排油总量);上述条件下,建设两套装置与建设一套装置相比具有一定投资竞争力;比如处理煤液化油轻馏分的装置可以采用合理的较低的操作压力、优化催化剂配置、降低空速、降低操作温度;

[0039] ⑦联合加工时,所得加氢改性油必须经过分离过程才能得到加氢改性油的轻馏分和重馏分,才能进行加氢改性油的分类加氢转化,将增加相应的分离过程,产生大量分离能耗。

[0040] 对于制取煤液化溶剂油的过程,当加工以表 1 所列性质为代表的富含双环结构芳烃和富含多环结构芳烃的煤加氢直接液化油时,表 3 所列沸点数据暗示:参考茚满常规沸点(177℃)和茈常规沸点(278℃),以 165℃和 265℃为分界点,大约常规沸点为 165 ~ 265℃的馏分将基本不含三环结构的芳烃即大多数芳烃的最多环结构数为 2,多环结构的芳烃绝大多数集中存在于常规沸点高于 265℃的馏分中。因此可以提出以下操作原则:将常规沸点高于 265℃的馏分定义为多环结构芳烃馏分即重馏分 2F,将常规沸点位 165 ~ 265℃的馏分定义为双环结构芳烃馏分即轻馏分 1F,然后选择各自最佳的反应条件进行芳烃加氢饱和反应。

[0041] 对于制取煤液化溶剂油的过程,当加工以表 2 所列主要由常规沸点为 265 ~ 450℃的馏分组成的煤加氢直接液化油时,表 3 所列沸点数据暗示:参考茈常规沸点(278℃)和蒽(或菲)常规沸点(340℃),以 265℃和 355℃为分界点,将其分馏为主要由常规沸点为 265 ~ 355℃的馏分组成的轻馏分和主要由常规沸点为 355 ~ 450℃的馏分组成的重馏分,轻馏分与重馏分相比,轻馏分中三环结构的芳烃浓度相对高而四环结构芳烃浓度相对低,重馏分中三环结构的芳烃浓度相对低而四环结构芳烃浓度相对高。因此可以提出以下操作

原则：将常规沸点为 355 ~ 450℃的馏分定义为重馏分 2F，将常规沸点为 265 ~ 355℃的馏分定义为轻馏分 1F，然后选择各自最佳的反应条件进行芳烃加氢饱和反应。

[0042] 基于以上分析，可以提出以下“分类加氢饱和”工艺原理：双环结构芳烃和多环结构芳烃相对分离或者三环结构芳烃和四环及其以上结构芳烃相对分离分离的轻馏分油和重馏分油，选择各自最佳的反应条件（催化剂配方、催化剂空速、反应温度等）进行芳烃加氢部分饱和反应，可以有效提高加氢饱和油中部分饱和芳烃组分的含量，可以提高操作平稳性、增强装置操作安全性；然后芳烃加氢饱和反应流出物联合分离，可以降低装置投资。

[0043] 因此，本发明提出一种适合于煤液化油轻馏分和重馏分制取供氢溶剂油的加氢饱和和组合方法，按照“分类加氢”的工艺流程原则，加氢反应过程选择差异化操作条件（催化剂、催化剂空速和操作温度），避免轻馏分 1F 过度饱和、提高有效供氢组分含量、降低氢气耗量，芳烃加氢饱和反应流出物联合分离，降低工程投资。

[0044] 已知的煤液化油的稳定加氢方法有：CN1141362C 专利一种煤液化油的稳定加氢方法、CN1600837A 公开专利申请一种煤液化油逆流稳定加氢方法、CN100378201C 专利一种煤液化油加氢稳定的方法、CN100378204C 专利一种最大量转化煤液化油的组合工艺方法、CN1224677C 专利一种由煤液化油生产优质柴油的组合工艺方法、CN1162516C 专利一种从煤液化油最大量生产优质柴油或喷气燃料的方法等，关于煤液化油制取供氢溶剂油的分类加氢饱和方法，未见报道。

[0045] 本发明所述不同沸程高芳烃油的加氢饱和和组合方法，未见报道。

[0046] 因此，本发明的第一目的在于提供一种煤液化油的加氢芳烃部分饱和和组合方法。

[0047] 本发明的第二目的在于提供一种褐煤制取液体燃料的热溶催化法液化油的不同沸程馏分的加氢饱和和组合方法。

[0048] 本发明的第三目的在于提供一种主要由常规沸点为 265 ~ 480℃的烃组成的液化油的的加氢饱和和组合方法。

[0049] 煤液化反应过程的最终目标是生产外供的油品，通常煤液化油加氢改性过程产生的加氢改性油分为两部分：一部分用作煤液化反应过程用供氢溶剂油，一部分用作煤液化制油过程外排油。通常，煤液化反应过程产生的至少一部分煤液化轻油用作煤制油过程外排油 A，其余的煤液化油用作煤液化油加氢改性过程原料油生产煤液化反应过程用供氢溶剂油和外排油 B，此时存在 A 和 B 两路外排油，A 和 B 两路外排油的最终去向通常均是经过加氢转化过程生产优质油品比如柴油馏分、石脑油馏分。

[0050] 对于煤液化加氢溶剂油加氢改质制取柴油馏分的过程，当加工以表 1 或表 2 所列性质为代表的煤加氢直接液化油的加氢改性油时，萘或萘系物或茚或茚系物的理想改质途径是完成第一个芳环的饱和、然后对该饱和环开环，这是一个氢耗低、密度降低幅度大的可行方案；茈或茈系物或茈或茈系物或蒽或蒽系物的理想改质途径是完成两个芳环的饱和（通常是外侧的两个芳环）然后对该氢化物进行加氢裂化开环，这是合理的过程，但是在现有技术条件下必须处理好大幅度降低密度同时尽可能减少石脑油和气体的产率这一矛盾，作为工业生产，应尽可能选择柴油收率高的加氢裂化催化剂和操作条件，尽可能降低低碳数副产品产量。按照本发明，芳烃饱和反应流出物通常采用热高分流程，即形成了相对分离的热高分油（高沸点组分含量高）和冷高分油（低沸点组分含量高），控制热高分温度，可以控制相对分离度。这一分析说明，按照“分类加氢提质”的工艺原则进行加氢溶剂油加氢

提质制取柴油馏分的过程具有如下优点：

[0051] ①基于本发明液化油加氢改性反应流出物高压分离过程形成的轻、重组分“相对分离的高分油”，对轻组分高分油进行条件 1 加氢提质，对重组分高分油进行条件 2 加氢提质，实现加氢改性油的分类加氢提质，避免轻馏份过度裂化、提高柴油收率、降低氢气耗量，提高过程综合经济性能；当条件 1 和条件 2 的操作压力接近时，两个加氢过程的加氢反应流出物可以设置联合回收分离过程，节省投资；

[0052] ②按照“分类加氢提质”的工艺流程原则，加氢提质反应过程可以选择差异化反应压力降低工程投资，当加氢提质反应原料油的数量较大必须建设双系列或多系列加氢装置时，本发明还具有降低装置投资、平稳操作、增强装置操作安全性的效果。

[0053] 因此，本发明的第四目的在于提供一种煤液化油的加氢饱和及其加氢饱和油加氢提质的组合方法。

[0054] 本发明的第五目的在于提供一种褐煤制取液体燃料的热溶催化法生产的不同沸程的液化油制取供氢溶剂油及其加氢饱和油加氢提质制取柴油馏分的组合方法。

发明内容

[0055] 本发明一种煤液化油的加氢芳烃部分饱和组合方法，包括如下步骤：

[0056] ①在煤液化反应流出物分离回收部分 FSU，分离煤液化反应流出物 F 回收其中的烃类得到一个轻馏分 1F 和一个重馏分 2F，重馏分 2F 的平均常规沸点比轻馏分 1F 的平均常规沸点高；

[0057] ②在轻馏分 1F 加氢改性功能区 1Z：在 1F 加氢改性反应部分 1R，1F 进行芳烃加氢部分饱和反应转化为加氢改性反应流出物 1P，1R 加氢反应条件为：温度为 $200 \sim 420^{\circ}\text{C}$ 、压力为 $6.0 \sim 20.0\text{MPa}$ 、加氢催化剂 1CAT 体积空速为 $0.05 \sim 10.0\text{hr}^{-1}$ 、氢气 / 原料油体积比为 $300 : 1 \sim 3000 : 1$ ；1P 中常规沸点高于 165°C 的全馏分的目标组分重量浓度值 1PC 比 1F 中的目标组分重量浓度值 1FC 的比值 $1\text{PC}/1\text{FC} = 1\text{K}$ ，1K 大于 1.05；所述目标组分指的是部分饱和的双环芳烃和部分饱和的多环芳烃；

[0058] ③在重馏分 2F 加氢改性功能区 2Z：在 2F 加氢改性反应部分 2R，2F 进行芳烃加氢部分饱和反应转化为加氢改性反应流出物 2P，2R 加氢反应条件为：温度为 $260 \sim 460^{\circ}\text{C}$ 、压力为 $6.0 \sim 20.0\text{MPa}$ 、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 $0.05 \sim 10.0\text{hr}^{-1}$ 、氢气 / 原料油体积比为 $300 : 1 \sim 4000 : 1$ ；2P 中常规沸点高于 165°C 的全馏分中目标组分重量浓度值 2PC 的比值 $2\text{PC}/2\text{FC} = 2\text{K}$ ，2K 大于 1.05；

[0059] ④在联合高压分离过程 HS，1P 和 2P 进入冷高压分离部分 CHPS 分离为冷高压分离气 CHPV 和冷高压分离油 CHPL；至少一部分冷高压分离气 CHPV 返回加氢改性反应部分循环使用；冷高压分离部分 CHPS 操作条件为：温度为 $30 \sim 75^{\circ}\text{C}$ 、压力为 $6.0 \sim 20.0\text{MPa}$ ；

[0060] 回收 CHPL 中的至少一部分常规沸点高于 165°C 的烃得到芳烃部分饱和油馏分 1RS0。

[0061] 联合高压分离过程 HS 设置热高压分离部分 HHPS 时，本发明特征还在于：

[0062] ①重馏分 2F 的平均常规沸点比轻馏分 1F 的平均常规沸点高 $50 \sim 250^{\circ}\text{C}$ ，轻馏分 1F 重量流量 N_1 和重馏分 2F 重量流量 N_2 之比值 N_1/N_2 为 $0.1 \sim 10$ ；

[0063] ④在联合高压分离过程 HS，1P 和 2P 进入热高压分离部分 HHPS 分离为热高分气

HHPV 和热高分油 HHPL, HHPV 主要由氢气、杂质组分、常规气体烃、常规液体烃组成, HHPL 主要由常规液体烃和溶解氢组成, 热高压分离部分 HHPS 操作条件为: 温度为 150 ~ 380℃、压力为 6.0 ~ 20.0MPa; 在冷高压分离过程, HHPV 进入冷高压分离部分 CHPS 分离为冷高压分离气 CHPV 和冷高压分离油 CHPL;

[0064] 回收 CHPL 和 HHPL 中的至少一部分常规沸点高于 165℃的烃得到芳烃部分饱和油馏分 1RSO。

[0065] 1P 和 2P 分别设置热高压分离部分时, 本发明特征还在于:

[0066] ①重馏分 2F 的平均常规沸点比轻馏分 1F 的平均常规沸点高 50 ~ 250℃, 轻馏分 1F 重量流量 N1 和重馏分 2F 重量流量 N2 之比值 N1/N2 为 0.1 ~ 10;

[0067] ②在轻馏分 1F 加氢改性功能区 1Z: 在 1P 热高压分离过程, 1P 进入热高压分离部分 1HHPS 分离为热高分气 1HHPV 和热高分油 1HHPL, 1HHPV 主要由氢气、杂质组分、常规气体烃、常规液体烃组成, 1HHPL 主要由常规液体烃和溶解氢组成, 热高压分离部分 1HHPS 操作条件为: 温度为 150 ~ 380℃、压力为 6.0 ~ 20.0MPa;

[0068] ③在重馏分 2F 加氢改性功能区 2Z: 在 2P 热高压分离过程, 2P 进入热高压分离部分 2HHPS 分离为热高分气 2HHPV 和热高分油 2HHPL, 2HHPV 主要由氢气、常规气体烃、常规液体烃、杂质组分组成, 2HHPL 主要由常规液体烃和溶解氢组成; 热高压分离部分 2HHPS 操作条件为: 温度为 150 ~ 400℃、压力为 6.0 ~ 20.0MPa;

[0069] ④在联合高压分离过程 HS, 1HHPV 和 2HHPV 进入冷高压分离部分 CHPS 分离为冷高压分离气 CHPV 和冷高压分离油 CHPL; 至少一部分冷高压分离气 CHPV 返回 1R; 冷高压分离部分 CHPS 操作条件为: 温度为 30 ~ 75℃、压力为 6.0 ~ 20.0MPa;

[0070] 回收 1HHPL、2HHPL 和 CHPL 中的至少一部分常规沸点高于 165℃的烃得到芳烃部分饱和油馏分 1RSO。

[0071] 1P 和 2P 分别设置热高压分离部分时, 本发明优选操作条件为:

[0072] ①重馏分 2F 的平均常规沸点比轻馏分 1F 的平均常规沸点高 60 ~ 180℃, 轻馏分 1F 重量流量 N1 和重馏分 2F 重量流量 N2 之比值 N1/N2 为 0.2 ~ 8;

[0073] ② 1R 加氢反应条件为: 温度为 240 ~ 420℃、压力为 7.0 ~ 18.0MPa、加氢催化剂 1CAT 体积空速为 0.15 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 2500 : 1; 1K 大于 1.10;

[0074] 热高压分离部分 1HHPS 操作条件为: 温度为 150 ~ 320℃、压力为 7.0 ~ 18.0MPa; 冷高压分离部分 1LHPS 操作条件为: 温度为 40 ~ 55℃、压力为 7.0 ~ 18.0MPa;

[0075] ③ 2R 加氢反应条件为: 温度为 300 ~ 440℃、压力为 7.0 ~ 18.0MPa、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 0.15 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 3000 : 1; 2K 大于 1.10;

[0076] 热高压分离部分 2HHPS 操作条件为: 温度为 150 ~ 360℃、压力为 7.0 ~ 18.0MPa; 冷高压分离部分 2LHPS 操作条件为: 温度为 40 ~ 55℃、压力为 7.0 ~ 18.0MPa。

[0077] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时, 本发明优选操作条件为:

[0078] ①在煤液化反应流出物分离回收部分 FSU, 分离煤液化反应流出物 F 回收其中的烃类得到一个主要由常规沸点为 165 ~ 265℃的烃组成的轻馏分 1F 和一个主要由常规沸点为 265 ~ 420℃的烃组成的重馏分 2F;

[0079] ② 1R 加氢反应条件为 : 温度为 200 ~ 400℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa、加氢催化剂 1CAT 体积空速为 0.35 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 2500 : 1 ; 1K 大于 1.10 ;

[0080] ③ 2R 加氢反应条件为 : 温度为 260 ~ 420℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 0.15 ~ 4.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 3000 : 1 ; 2K 大于 1.10 ;

[0081] ④冷高压分离部分 CHPS 操作条件为 : 温度为 40 ~ 55℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa。

[0082] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时, 联合高压分离过程 HS 设置热高压分离部分 HHPs, 此时本发明优选操作条件为 :

[0083] ①在煤液化反应流出物分离回收部分 FSU, 分离煤液化反应流出物 F 回收其中的烃类得到一个主要由常规沸点为 165 ~ 265℃的烃组成的轻馏分 1F 和一个主要由常规沸点为 265 ~ 420℃的烃组成的重馏分 2F ;

[0084] ② 1R 加氢反应条件为 : 温度为 200 ~ 400℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa、加氢催化剂 1CAT 体积空速为 0.35 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 2500 : 1 ; 1K 大于 1.10 ;

[0085] ③ 2R 加氢反应条件为 : 温度为 260 ~ 420℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 0.15 ~ 4.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 3000 : 1 ; 2K 大于 1.10。

[0086] ④热高压分离部分 HHPs 操作条件为 : 温度为 150 ~ 280℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa ; 冷高压分离部分 CHPS 操作条件为 : 温度为 40 ~ 55℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa。

[0087] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时, 1P 和 2P 分别设置热高压分离部分, 此时本发明优选操作条件为 :

[0088] ①在煤液化反应流出物分离回收部分 FSU, 分离煤液化反应流出物 F 回收其中的烃类得到一个主要由常规沸点为 165 ~ 265℃的烃组成的轻馏分 1F 和一个主要由常规沸点为 265 ~ 420℃的烃组成的重馏分 2F ;

[0089] ② 1R 加氢反应条件为 : 温度为 200 ~ 400℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa、加氢催化剂 1CAT 体积空速为 0.35 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 2500 : 1 ; 1K 大于 1.10 ;

[0090] 热高压分离部分 1HHPs 操作条件为 : 温度为 150 ~ 280℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa ;

[0091] ③ 2R 加氢反应条件为 : 温度为 260 ~ 420℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 0.15 ~ 4.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 3000 : 1 ; 2K 大于 1.10。

[0092] 热高压分离部分 2HHPs 操作条件为 : 温度为 150 ~ 280℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa ;

[0093] ④冷高压分离部分 CHPS 操作条件为 : 温度为 40 ~ 55℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa。

[0094] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时, 此时本发明加氢反应的优选操作压力条件为 :

[0095] ② 1R 加氢反应压力为 9.0 ~ 15.0MPa ;

[0096] ③ 2R 加氢反应压力为 9.0 ~ 15.0MPa。

[0097] 本发明特别适合于处理褐煤制取液体燃料的热溶催化法煤液化反应流出物中的

烃类,通常 N1/N2 为 0.25 ~ 4。

[0098] 轻馏分 1F 富含三环芳烃、重馏分 2F 富含四环芳烃时,联合高压分离过程 HS 设置热高压分离部分 HHPS,此时本发明优选操作条件为:

[0099] ①在煤液化反应流出物分离回收部分 FSU,分离煤液化反应流出物 F 回收其中的烃类得到一个主要由常规沸点为 265 ~ 355℃的烃组成的轻馏分 1F 和一个主要由常规沸点为 355 ~ 480℃的烃组成的重馏分 2F;

[0100] ② 1R 加氢反应条件为:温度为 260 ~ 420℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa、加氢催化剂 1CAT 体积空速为 0.15 ~ 4.0hr⁻¹、氢气/原料油体积比为 500 : 1 ~ 2500 : 1;1K 大于 1.10;

[0101] ③ 2R 加氢反应条件为:温度为 300 ~ 440℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 0.10 ~ 2.0hr⁻¹、氢气/原料油体积比为 500 : 1 ~ 3000 : 1;2K 大于 1.10;

[0102] ④热高压分离部分 HHPS 操作条件为:温度为 150 ~ 280℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa;冷高压分离部分 CHPS 操作条件为:温度为 40 ~ 55℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa。

[0103] 轻馏分 1F 富含三环芳烃、重馏分 2F 富含四环芳烃时,1P 和 2P 分别设置热高压分离部分时,本发明操作条件为:

[0104] ①在煤液化反应流出物分离回收部分 FSU,分离煤液化反应流出物 F 回收其中的烃类得到一个主要由常规沸点为 265 ~ 355℃的烃组成的轻馏分 1F 和一个主要由常规沸点为 355 ~ 480℃的烃组成的重馏分 2F;

[0105] ② 1R 加氢反应条件为:温度为 200 ~ 400℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa、加氢催化剂 1CAT 体积空速为 0.35 ~ 5.0hr⁻¹、氢气/原料油体积比为 500 : 1 ~ 2500 : 1;1K 大于 1.10;

[0106] 热高压分离部分 1HHPS 操作条件为:温度为 150 ~ 280℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa;

[0107] ③ 2R 加氢反应条件为:温度为 260 ~ 420℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 0.15 ~ 4.0hr⁻¹、氢气/原料油体积比为 500 : 1 ~ 3000 : 1;2K 大于 1.10。

[0108] 热高压分离部分 2HHPS 操作条件为:温度为 150 ~ 280℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa;

[0109] ④冷高压分离部分 CHPS 操作条件为:温度为 40 ~ 55℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa。

[0110] 轻馏分 1F 富含三环芳烃、重馏分 2F 富含四环芳烃时,此时本发明优选操作压力条件为:

[0111] ② 1R 加氢反应压力为 13.0 ~ 18.0MPa;

[0112] ③ 2R 加氢反应压力为 13.0 ~ 18.0MPa。

[0113] 轻馏分 1F 富含三环芳烃、重馏分 2F 富含四环芳烃时,如 N1/N2 为 0.25 ~ 4,本发明效果更佳。

[0114] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时,本发明设置的芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ 操作条件为:

[0115] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

- [0116] a、一部分热高分油 1HHPL 用作物料 1MF；
- [0117] 物料 1MF 主要由常规沸点为 165 ~ 265℃的烃组成，在加氢反应部分 1MR1，物料 1MF 进行芳烃加氢饱和反应转化为加氢反应流出物 1MR1P，1MR1 加氢反应条件为：温度为 200 ~ 460℃、压力为 4.0 ~ 25.0MPa、1MR1 加氢催化剂体积空速为 0.05 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1；
- [0118] 加氢反应流出物 1MR1P 进入高压分离部分 1MHPS，分离为冷高分气 1MHPV 和高分油 1MHPL；至少一部分 1MHPV 进入加氢反应部分 1MR1 循环使用；
- [0119] 在高分油 1MHPL 分离部分，分离高分油 1MHPL 得到窄馏分油品；
- [0120] b、一部分热高分油 2HHPL 用作物料 2MF；
- [0121] 物料 2MF 主要由常规沸点为 265 ~ 450℃的烃组成，在加氢反应部分 2MR1，物料 2MF 进行芳烃加氢饱和反应转化为加氢反应流出物 2MR1P，2MR1 加氢反应条件为：温度为 200 ~ 460℃、压力为 7.0 ~ 30.0MPa、2MR1 加氢催化剂体积空速为 0.05 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1；
- [0122] 在加氢反应部分 2MR2，加氢反应流出物 2MR1P 进行加氢裂化反应转化为加氢反应流出物 2MR2P，2MR2 加氢反应条件为：温度为 260 ~ 460℃、压力为 7.0 ~ 30.0MPa、2MR2 加氢催化剂具备气体产率低而柴油收率高的功能、2MR2 加氢催化剂体积空速为 0.05 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1；
- [0123] 加氢反应流出物 2MR2P 进入高压分离部分 2MHPS，分离为高分气 2MHPV 和高分油 2MHPL；至少一部分高分气 2MHPV 进入加氢反应部分 2MR2；
- [0124] 在高分油 2MHPL 分离部分，分离高分油 2MHPL 得到窄馏分油品。
- [0125] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时，本发明设置的芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ，1MR1 和 2MR1 操作压力最好差异化，此时本发明操作条件通常为：
- [0126] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ：
- [0127] a、1MR1 加氢反应条件为：温度为 230 ~ 400℃、压力为 6.0 ~ 15.0MPa、1MR1 加氢催化剂体积空速为 0.15 ~ 3.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1；1MR1 加氢反应操作压力比 2MR1 加氢反应操作压力低至少 2.5MPa；
- [0128] b、2MR1 加氢反应条件为：温度为 300 ~ 420℃、压力为 7.0 ~ 20.0MPa、2MR1 加氢催化剂体积空速为 0.15 ~ 3.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1；
- [0129] 2MR2 加氢反应条件为：温度为 330 ~ 440℃、压力为 7.0 ~ 20.0MPa、2MR2 加氢催化剂具备气体产率低而柴油收率高的功能、2MR2 加氢催化剂体积空速为 0.50 ~ 3.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1。
- [0130] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时，本发明设置的芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ，1MR1 和 2MR1 操作压力最好差异化，此时本发明操作条件一般为：
- [0131] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ：
- [0132] a、1MR1 加氢反应压力为 7.0 ~ 13.0MPa，1MR1 加氢反应操作压力比 2MR1 加氢反应操作压力低至少 3.5MPa；
- [0133] b、2MR1 加氢反应压力为 12.0 ~ 20.0MPa；
- [0134] 2MR2 加氢反应压力为 12.0 ~ 20.0MPa。
- [0135] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时，本发明设置的芳烃饱和油加

氢提质功能区 UZ, 1MR1P 和 2MR2P 可以联合分离, 此时:

[0136] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

[0137] 加氢反应流出物 2MR2P 与加氢反应流出物 1MR1P 混合后进入高压分离部分 1MHPS, 分离为冷高分气 1MHPV 和高分油 1MHPL; 至少一部分 1MHPV 进入加氢反应部分循环使用。

[0138] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时, 本发明设置的芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ, 1MR1P 和 2MR2P 联合分离, 此时本发明操作条件较佳者为:

[0139] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

[0140] a、1MR1 加氢反应条件为: 温度为 230 ~ 400°C、压力为 7.0 ~ 20.0MPa、1MR1 加氢催化剂体积空速为 0.15 ~ 3.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1;

[0141] b、2MR1 加氢反应条件为: 温度为 300 ~ 420°C、压力为 7.0 ~ 20.0MPa、2MR1 加氢催化剂体积空速为 0.15 ~ 3.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1;

[0142] 在加氢反应部分 2MR2, 加氢反应流出物 2MR1P 进行加氢裂化反应转化为加氢反应流出物 2MR2P, 2MR2 加氢反应条件为: 温度为 330 ~ 440°C、压力为 7.0 ~ 20.0MPa、2MR2 加氢催化剂具备气体产率低而柴油收率高的功能、2MR2 加氢催化剂体积空速为 0.50 ~ 3.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1。

[0143] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时, 本发明设置的芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ, 1MR1P 和 2MR2P 联合分离, 此时本发明反应操作压力条件优选者为:

[0144] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

[0145] a、1MR1 加氢反应压力为 10.0 ~ 15.0MPa;

[0146] b、2MR1 加氢反应压力为 10.0 ~ 15.0MPa;

[0147] 2MR2 加氢反应压力为 10.0 ~ 15.0MPa。

[0148] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时, 本发明设置的芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ, 为了降低 1MR1 进料中芳烃含量, 此时本发明的循环流程可以是:

[0149] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

[0150] a、在高分油 1MHPL 分离部分, 分离高分油 1MHPL 得到主要由常规沸点为 165 ~ 265°C 的烃组成的窄馏分油品 1PD, 部分 1PD 返回加氢反应部分 1MR1 循环使用。

[0151] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时, 本发明设置的芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ, 为了降低 2MR1 进料中芳烃含量, 此时本发明的循环流程可以是:

[0152] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

[0153] b、在高分油 2MHPL 分离部分, 分离高分油 2MHPL 得到密度 (20°C) 高于 900 公斤 / 立方米的窄馏分油品 2PD, 部分 2PD 返回加氢反应部分 2MR1 循环使用。

[0154] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时, 本发明设置的芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ, 为了循环裂化 2PD, 此时本发明的循环流程可以是:

[0155] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

[0156] b、在高分油 2MHPL 分离部分, 分离高分油 2MHPL 得到密度 (20°C) 高于 900 公斤 / 立方米的窄馏分油品 2PD, 部分 2PD 返回加氢反应部分 2MR2 循环使用。

[0157] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时, 本发明设置的芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ, 为了加工多环芳烃含量低的冷高分油 CHPL, 此时本发明的流程可以是:

[0158] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

- [0159] a、一部分冷高分油 CHPL 用作物料 1MF。
- [0160] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时,本发明设置的芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ,为了加工多环芳烃含量高的冷高分油 CHPL,此时本发明的流程可以是:
- [0161] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:
- [0162] a、一部分冷高分油 CHPL 用作物料 2MF。
- [0163] 联合高压分离过程 HS 设置热高压分离部分 HHPS 时,本发明可以对热高分油 HHPL 和冷高分油 CHPL 分别进行加氢提质,此时本发明特征在于:
- [0164] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZX:
- [0165] a、一部分冷高分油 CHPL 用作物料 1XMF;
- [0166] 物料 1XMF 主要由常规沸点为 165 ~ 265℃ 的低氮高芳烃高密度轻馏分组成,在加氢反应部分 1XMR1,物料 1XMF 进行芳烃加氢饱和反应转化为加氢反应流出物 1XMR1P,1XMR1 加氢反应条件为:温度为 200 ~ 460℃、压力为 4.0 ~ 25.0MPa、1XMR1 加氢催化剂体积空速为 0.05 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1;
- [0167] 加氢反应流出物 1XMR1P 进入高压分离部分 1XMHPS,分离为冷高分气 1XMHPV 和高分油 1XMHPL;至少一部分 1XMHPV 进入加氢反应部分 1XMR1 循环使用;
- [0168] 在高分油 1MHPL 分离部分,分离高分油 1MHPL 得到窄馏分油品;
- [0169] b、一部分热高分油 HHPL 用作物料 2XMF;
- [0170] 物料 2XMF 主要由常规沸点为 265 ~ 450℃ 的低氮高芳烃高密度重馏分组成,在加氢反应部分 2XMR1,物料 2XMF 进行芳烃加氢饱和反应转化为加氢反应流出物 2XMR1P,2XMR1 加氢反应条件为:温度为 200 ~ 460℃、压力为 7.0 ~ 30.0MPa、2MR1 加氢催化剂体积空速为 0.05 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1;
- [0171] 在加氢反应部分 2XMR2,加氢反应流出物 2MR1P 进行加氢裂化反应转化为加氢反应流出物 2XMR2P,2XMR2 加氢反应条件为:温度为 260 ~ 460℃、压力为 7.0 ~ 30.0MPa、2XMR2 加氢催化剂具备气体产率低而柴油收率高的功能、2MR2 加氢催化剂体积空速为 0.05 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1;
- [0172] 加氢反应流出物 2XMR2P 进入高压分离部分 2XMHPS,分离为高分气 2XMHPV 和高分油 2XMHPL;至少一部分高分气 2XMHPV 进入加氢反应部分 2XMR2;
- [0173] 在高分油 2XMHPL 分离部分,分离高分油 2XMHPL 得到窄馏分油品。
- [0174] 联合高压分离过程 HS 设置热高压分离部分 HHPS,对热高分油 HHPL 和冷高分油 CHPL 分别进行加氢提质然后加氢提质反应流出物联合分离时,本发明:
- [0175] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZX:
- [0176] b、加氢反应流出物 2XMR2P 进入处理加氢反应流出物 1XMR1P 的高压分离部分 1XMHPS。

具体实施方式

- [0177] 以下详细描述本发明。
- [0178] 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。
- [0179] 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。

[0180] 本发明所述的杂质组分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。

[0181] 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。

[0182] 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 m%。

[0183] 本发明所述石脑油馏份指的是常规沸点一般为 60 ~ 190℃、通常为 60 ~ 180℃的烃类。

[0184] 本发明所述柴油馏份指的是常规沸点一般为 160 ~ 390℃、通常为 180 ~ 370℃的烃类。

[0185] 本发明所述宽馏分高芳烃油,主要由常规沸点为 165 ~ 480℃的烃组成,其中常规沸点为 165 ~ 480℃的烃的重量含量:一般大于 65%、通常大于 75%、特别地大于 85%,其氮含量一般低于 4000PPm、通常低于 2500PPm、特别地低于 1500PPm,密度(20℃)一般高于 940 公斤/立方米、通常高于 960 公斤/立方、特别地高于 980 公斤/立方米,芳烃含量一般高于 40%、通常高于 55%、特别地高于 70%。本发明所述宽馏分高芳烃油的性质数据范围,仅仅是用来表达其加氢特性,而不是用来限定其物性或来源。本发明所述宽馏分高芳烃油的最主要性质是:既含有大量双环结构芳烃同时又含有大量多环结构芳烃、或者即含有大量三环结构芳烃同时又含有大量四环结构芳烃。

[0186] 本发明所述轻馏分 1F 和重馏分 2F 的性质数据范围,仅仅是用来表达其相对的芳烃加氢饱和特性,而不是用来限定其物性或来源。

[0187] 本发明所述重馏分 2F 是相对于本发明所述轻馏分 1F 而言的,当宽馏分高芳烃油 F 为主要由常规沸点为 165 ~ 420℃的烃组成的煤液化油比如褐煤制取液体燃料的热溶催化法得到的液化油时,可以是如下情况:当轻馏分 1F 含有大量双环结构芳烃同时含有少量三环结构芳烃时,重馏分 2F 含有大量三环结构芳烃同时含有少量双环结构芳烃。此时,本发明所述轻馏分 1F,指的是常规沸点为 165 ~ 265℃的烃组成,其氮含量一般低于一般低于 2500PPm、通常低于 2000PPm、特别地低于 1500PPm,密度(20℃)一般高于 940 公斤/立方米、通常高于 960 公斤/立方米、特别地高于 980 公斤/立方米,芳烃含量一般高于高于 40%、通常高于 55%、特别地高于 70%,所述轻馏分 1F 也有超出上述范围数据的情况。此时,本发明所述重馏分 2F,其常规沸点为 265 ~ 420℃,其氮含量一般低于 5000PPm、通常低于 3000PPm、特别地低于 2000PPm,密度(20℃)一般高于 950 公斤/立方米、通常高于 970 公斤/立方、特别地高于 990 公斤/立方米,芳烃含量一般高于 40%、通常高于 55%、特别地高于 70%,所述重馏分 2F 也有超出上述范围数据的情况。此时,轻馏分 1F 重量流量 N1 和重馏分 2F 重量流量 N2 之比值 N1/N2:通常为 0.1 ~ 10、一般为 0.2 ~ 8。

[0188] 本发明所述重馏分 2F 是相对于本发明所述轻馏分 1F 而言的,当宽馏分高芳烃油 F 为主要由常规沸点为 265 ~ 480℃的烃组成的煤液化油时,可以是如下情况:当轻馏分 1F 含有大量三环结构芳烃同时含有少量四环结构芳烃时,重馏分 2F 含有大量四环结构芳烃同时含有少量三环结构芳烃。此时,本发明所述轻馏分 1F,指的是常规沸点为 265 ~ 355℃的烃组成,其氮含量一般低于一般低于 3500PPm、通常低于 2500PPm、特别地低于 1500PPm,密度(20℃)一般高于 950 公斤/立方米、通常高于 970 公斤/立方米、特别地高于 990 公

斤/立方米,芳烃含量一般高于高于40%、通常高于55%、特别地高于70%,所述轻馏分1F也有超出上述范围数据的情况。此时,本发明所述重馏分2F,其常规沸点为265~450℃,其氮含量一般低于6000PPm、通常低于4000PPm、特别地低于2500PPm,密度(20℃)一般高于960公斤/立方米、通常高于980公斤/立方、特别地高于1000公斤/立方米,芳烃含量一般高于40%、通常高于55%、特别地高于70%,所述重馏分2F也有超出上述范围数据的情况。此时,轻馏分1F重量流量N1和重馏分2F重量流量N2之比值N1/N2:通常为0.1~10、一般为0.2~8。

[0189] 本发明所述宽馏分高芳烃油,可以是煤液化油或它们的混合油,由于来源不同以及来源过程工艺条件均在一定范围内变化,所述本发明所述煤液化油的性质也在一定范围内变化。

[0190] 无论是何种煤直接液化过程,它产生的煤液化油,只要其组成具备本发明所述原料组成特点,均可以使用本发明方法进行加工。

[0191] 按照本发明,所述宽馏分高芳烃油通常为煤液化油,由于煤液化油通常含有固体颗粒,因此进入生产供氢溶剂油的加氢反应过程之前,通常经过过滤脱除固体颗粒的过程。

[0192] 以下描述本发明的特征部分。

[0193] 本发明一种煤液化油的加氢芳烃部分饱和组合方法,包括如下步骤:

[0194] ①在煤液化反应流出物分离回收部分FSU,分离煤液化反应流出物F回收其中的烃类得到一个轻馏分1F和一个重馏分2F,重馏分2F的平均常规沸点比轻馏分1F的平均常规沸点高;

[0195] ②在轻馏分1F加氢改性功能区1Z:在1F加氢改性反应部分1R,1F进行芳烃加氢部分饱和反应转化为加氢改性反应流出物1P,1R加氢反应条件为:温度为200~420℃、压力为6.0~20.0MPa、加氢催化剂1CAT体积空速为0.05~10.0hr⁻¹、氢气/原料油体积比为300:1~3000:1;1P中常规沸点高于165℃的全馏分的目标组分重量浓度值1PC比1F中的目标组分重量浓度值1FC的比值1PC/1FC=1K,1K大于1.05;所述目标组分指的是部分饱和的双环芳烃和部分饱和的多环芳烃;

[0196] ③在重馏分2F加氢改性功能区2Z:在2F加氢改性反应部分2R,2F进行芳烃加氢部分饱和反应转化为加氢改性反应流出物2P,2R加氢反应条件为:温度为260~460℃、压力为6.0~20.0MPa、2F加氢催化剂2CAT体积空速为0.05~10.0hr⁻¹、氢气/原料油体积比为300:1~4000:1;2P中常规沸点高于165℃的全馏分中目标组分重量浓度值2PC的比值2PC/2FC=2K,2K大于1.05;

[0197] ④在联合高压分离过程HS,1P和2P进入冷高压分离部分CHPS分离为冷高压分离气CHPV和冷高压分离油CHPL;至少一部分冷高压分离气CHPV返回加氢改性反应部分循环使用;冷高压分离部分CHPS操作条件为:温度为30~75℃、压力为6.0~20.0MPa;

[0198] 回收CHPL中的至少一部分常规沸点高于165℃的烃得到芳烃部分饱和油馏分1RS0。

[0199] 联合高压分离过程HS设置热高压分离部分HHPS时,本发明特征还在于:

[0200] ①重馏分2F的平均常规沸点比轻馏分1F的平均常规沸点高50~250℃,轻馏分1F重量流量N1和重馏分2F重量流量N2之比值N1/N2为0.1~10;

[0201] ④在联合高压分离过程HS,1P和2P进入热高压分离部分HHPS分离为热高分气

HHPV 和热高分油 HHPL, HHPV 主要由氢气、杂质组分、常规气体烃、常规液体烃组成, HHPL 主要由常规液体烃和溶解氢组成, 热高压分离部分 HHPS 操作条件为: 温度为 150 ~ 380℃、压力为 6.0 ~ 20.0MPa; 在冷高压分离过程, HHPV 进入冷高压分离部分 CHPS 分离为冷高压分离气 CHPV 和冷高压分离油 CHPL;

[0202] 回收 CHPL 和 HHPL 中的至少一部分常规沸点高于 165℃的烃得到芳烃部分饱和油馏分 1RSO。

[0203] 1P 和 2P 分别设置热高压分离部分时, 本发明特征还在于:

[0204] ①重馏分 2F 的平均常规沸点比轻馏分 1F 的平均常规沸点高 50 ~ 250℃, 轻馏分 1F 重量流量 N1 和重馏分 2F 重量流量 N2 之比值 N1/N2 为 0.1 ~ 10;

[0205] ②在轻馏分 1F 加氢改性功能区 1Z: 在 1P 热高压分离过程, 1P 进入热高压分离部分 1HHPS 分离为热高分气 1HHPV 和热高分油 1HHPL, 1HHPV 主要由氢气、杂质组分、常规气体烃、常规液体烃组成, 1HHPL 主要由常规液体烃和溶解氢组成, 热高压分离部分 1HHPS 操作条件为: 温度为 150 ~ 380℃、压力为 6.0 ~ 20.0MPa;

[0206] ③在重馏分 2F 加氢改性功能区 2Z: 在 2P 热高压分离过程, 2P 进入热高压分离部分 2HHPS 分离为热高分气 2HHPV 和热高分油 2HHPL, 2HHPV 主要由氢气、常规气体烃、常规液体烃、杂质组分组成, 2HHPL 主要由常规液体烃和溶解氢组成; 热高压分离部分 2HHPS 操作条件为: 温度为 150 ~ 400℃、压力为 6.0 ~ 20.0MPa;

[0207] ④在联合高压分离过程 HS, 1HHPV 和 2HHPV 进入冷高压分离部分 CHPS 分离为冷高压分离气 CHPV 和冷高压分离油 CHPL; 至少一部分冷高压分离气 CHPV 返回 1R; 冷高压分离部分 CHPS 操作条件为: 温度为 30 ~ 75℃、压力为 6.0 ~ 20.0MPa;

[0208] 回收 1HHPL、2HHPL 和 CHPL 中的至少一部分常规沸点高于 165℃的烃得到芳烃部分饱和油馏分 1RSO。

[0209] 1P 和 2P 分别设置热高压分离部分时, 本发明优选操作条件为:

[0210] ①重馏分 2F 的平均常规沸点比轻馏分 1F 的平均常规沸点高 60 ~ 180℃, 轻馏分 1F 重量流量 N1 和重馏分 2F 重量流量 N2 之比值 N1/N2 为 0.2 ~ 8;

[0211] ② 1R 加氢反应条件为: 温度为 240 ~ 420℃、压力为 7.0 ~ 18.0MPa、加氢催化剂 1CAT 体积空速为 0.15 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 2500 : 1; 1K 大于 1.10;

[0212] 热高压分离部分 1HHPS 操作条件为: 温度为 150 ~ 320℃、压力为 7.0 ~ 18.0MPa; 冷高压分离部分 1LHPS 操作条件为: 温度为 40 ~ 55℃、压力为 7.0 ~ 18.0MPa;

[0213] ③ 2R 加氢反应条件为: 温度为 300 ~ 440℃、压力为 7.0 ~ 18.0MPa、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 0.15 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 3000 : 1; 2K 大于 1.10;

[0214] 热高压分离部分 2HHPS 操作条件为: 温度为 150 ~ 360℃、压力为 7.0 ~ 18.0MPa; 冷高压分离部分 2LHPS 操作条件为: 温度为 40 ~ 55℃、压力为 7.0 ~ 18.0MPa。

[0215] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时, 本发明优选操作条件为:

[0216] ①在煤液化反应流出物分离回收部分 FSU, 分离煤液化反应流出物 F 回收其中的烃类得到一个主要由常规沸点为 165 ~ 265℃的烃组成的轻馏分 1F 和一个主要由常规沸点为 265 ~ 420℃的烃组成的重馏分 2F;

[0217] ② 1R 加氢反应条件为 : 温度为 200 ~ 400℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa、加氢催化剂 1CAT 体积空速为 0.35 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 2500 : 1 ; 1K 大于 1.10 ;

[0218] ③ 2R 加氢反应条件为 : 温度为 260 ~ 420℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 0.15 ~ 4.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 3000 : 1 ; 2K 大于 1.10 ;

[0219] ④冷高压分离部分 CHPS 操作条件为 : 温度为 40 ~ 55℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa。

[0220] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时, 联合高压分离过程 HS 设置热高压分离部分 HHPs, 此时本发明优选操作条件为 :

[0221] ①在煤液化反应流出物分离回收部分 FSU, 分离煤液化反应流出物 F 回收其中的烃类得到一个主要由常规沸点为 165 ~ 265℃的烃组成的轻馏分 1F 和一个主要由常规沸点为 265 ~ 420℃的烃组成的重馏分 2F ;

[0222] ② 1R 加氢反应条件为 : 温度为 200 ~ 400℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa、加氢催化剂 1CAT 体积空速为 0.35 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 2500 : 1 ; 1K 大于 1.10 ;

[0223] ③ 2R 加氢反应条件为 : 温度为 260 ~ 420℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 0.15 ~ 4.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 3000 : 1 ; 2K 大于 1.10。

[0224] ④热高压分离部分 HHPs 操作条件为 : 温度为 150 ~ 280℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa ; 冷高压分离部分 CHPS 操作条件为 : 温度为 40 ~ 55℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa。

[0225] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时, 1P 和 2P 分别设置热高压分离部分, 此时本发明优选操作条件为 :

[0226] ①在煤液化反应流出物分离回收部分 FSU, 分离煤液化反应流出物 F 回收其中的烃类得到一个主要由常规沸点为 165 ~ 265℃的烃组成的轻馏分 1F 和一个主要由常规沸点为 265 ~ 420℃的烃组成的重馏分 2F ;

[0227] ② 1R 加氢反应条件为 : 温度为 200 ~ 400℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa、加氢催化剂 1CAT 体积空速为 0.35 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 2500 : 1 ; 1K 大于 1.10 ;

[0228] 热高压分离部分 1HHPs 操作条件为 : 温度为 150 ~ 280℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa ;

[0229] ③ 2R 加氢反应条件为 : 温度为 260 ~ 420℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 0.15 ~ 4.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 3000 : 1 ; 2K 大于 1.10。

[0230] 热高压分离部分 2HHPs 操作条件为 : 温度为 150 ~ 280℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa ;

[0231] ④冷高压分离部分 CHPS 操作条件为 : 温度为 40 ~ 55℃、压力为 7.0 ~ 15.0MPa。

[0232] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时, 此时本发明加氢反应的优选操作压力条件为 :

[0233] ② 1R 加氢反应压力为 9.0 ~ 15.0MPa ;

[0234] ③ 2R 加氢反应压力为 9.0 ~ 15.0MPa。

[0235] 本发明特别适合于处理褐煤制取液体燃料的热溶催化法煤液化反应流出物中的

烃类,通常 N1/N2 为 0.25 ~ 4。

[0236] 轻馏分 1F 富含三环芳烃、重馏分 2F 富含四环芳烃时,联合高压分离过程 HS 设置热高压分离部分 HHPS,此时本发明优选操作条件为:

[0237] ①在煤液化反应流出物分离回收部分 FSU,分离煤液化反应流出物 F 回收其中的烃类得到一个主要由常规沸点为 265 ~ 355℃的烃组成的轻馏分 1F 和一个主要由常规沸点为 355 ~ 480℃的烃组成的重馏分 2F;

[0238] ② 1R 加氢反应条件为:温度为 260 ~ 420℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa、加氢催化剂 1CAT 体积空速为 0.15 ~ 4.0hr⁻¹、氢气/原料油体积比为 500 : 1 ~ 2500 : 1;1K 大于 1.10;

[0239] ③ 2R 加氢反应条件为:温度为 300 ~ 440℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 0.10 ~ 2.0hr⁻¹、氢气/原料油体积比为 500 : 1 ~ 3000 : 1;2K 大于 1.10;

[0240] ④热高压分离部分 HHPS 操作条件为:温度为 150 ~ 280℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa;冷高压分离部分 CHPS 操作条件为:温度为 40 ~ 55℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa。

[0241] 轻馏分 1F 富含三环芳烃、重馏分 2F 富含四环芳烃时,1P 和 2P 分别设置热高压分离部分时,本发明操作条件为:

[0242] ①在煤液化反应流出物分离回收部分 FSU,分离煤液化反应流出物 F 回收其中的烃类得到一个主要由常规沸点为 265 ~ 355℃的烃组成的轻馏分 1F 和一个主要由常规沸点为 355 ~ 480℃的烃组成的重馏分 2F;

[0243] ② 1R 加氢反应条件为:温度为 200 ~ 400℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa、加氢催化剂 1CAT 体积空速为 0.35 ~ 5.0hr⁻¹、氢气/原料油体积比为 500 : 1 ~ 2500 : 1;1K 大于 1.10;

[0244] 热高压分离部分 1HHPS 操作条件为:温度为 150 ~ 280℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa;

[0245] ③ 2R 加氢反应条件为:温度为 260 ~ 420℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 0.15 ~ 4.0hr⁻¹、氢气/原料油体积比为 500 : 1 ~ 3000 : 1;2K 大于 1.10。

[0246] 热高压分离部分 2HHPS 操作条件为:温度为 150 ~ 280℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa;

[0247] ④冷高压分离部分 CHPS 操作条件为:温度为 40 ~ 55℃、压力为 10.0 ~ 18.0MPa。

[0248] 轻馏分 1F 富含三环芳烃、重馏分 2F 富含四环芳烃时,此时本发明优选操作压力条件为:

[0249] ② 1R 加氢反应压力为 13.0 ~ 18.0MPa;

[0250] ③ 2R 加氢反应压力为 13.0 ~ 18.0MPa。

[0251] 轻馏分 1F 富含三环芳烃、重馏分 2F 富含四环芳烃时,如 N1/N2 为 0.25 ~ 4,本发明效果更佳。

[0252] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时,本发明设置的芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ 操作条件为:

[0253] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

- [0254] a、一部分热高分油 1HHPL 用作物料 1MF；
- [0255] 物料 1MF 主要由常规沸点为 165 ~ 265℃的烃组成，在加氢反应部分 1MR1，物料 1MF 进行芳烃加氢饱和反应转化为加氢反应流出物 1MR1P，1MR1 加氢反应条件为：温度为 200 ~ 460℃、压力为 4.0 ~ 25.0MPa、1MR1 加氢催化剂体积空速为 0.05 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1；
- [0256] 加氢反应流出物 1MR1P 进入高压分离部分 1MHPS，分离为冷高分气 1MHPV 和高分油 1MHPL；至少一部分 1MHPV 进入加氢反应部分 1MR1 循环使用；
- [0257] 在高分油 1MHPL 分离部分，分离高分油 1MHPL 得到窄馏分油品；
- [0258] b、一部分热高分油 2HHPL 用作物料 2MF；
- [0259] 物料 2MF 主要由常规沸点为 265 ~ 450℃的烃组成，在加氢反应部分 2MR1，物料 2MF 进行芳烃加氢饱和反应转化为加氢反应流出物 2MR1P，2MR1 加氢反应条件为：温度为 200 ~ 460℃、压力为 7.0 ~ 30.0MPa、2MR1 加氢催化剂体积空速为 0.05 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1；
- [0260] 在加氢反应部分 2MR2，加氢反应流出物 2MR1P 进行加氢裂化反应转化为加氢反应流出物 2MR2P，2MR2 加氢反应条件为：温度为 260 ~ 460℃、压力为 7.0 ~ 30.0MPa、2MR2 加氢催化剂具备气体产率低而柴油收率高的功能、2MR2 加氢催化剂体积空速为 0.05 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1；
- [0261] 加氢反应流出物 2MR2P 进入高压分离部分 2MHPS，分离为高分气 2MHPV 和高分油 2MHPL；至少一部分高分气 2MHPV 进入加氢反应部分 2MR2；
- [0262] 在高分油 2MHPL 分离部分，分离高分油 2MHPL 得到窄馏分油品。
- [0263] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时，本发明设置的芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ，1MR1 和 2MR1 操作压力最好差异化，此时本发明操作条件通常为：
- [0264] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ：
- [0265] a、1MR1 加氢反应条件为：温度为 230 ~ 400℃、压力为 6.0 ~ 15.0MPa、1MR1 加氢催化剂体积空速为 0.15 ~ 3.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1；1MR1 加氢反应操作压力比 2MR1 加氢反应操作压力低至少 2.5MPa；
- [0266] b、2MR1 加氢反应条件为：温度为 300 ~ 420℃、压力为 7.0 ~ 20.0MPa、2MR1 加氢催化剂体积空速为 0.15 ~ 3.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1；
- [0267] 2MR2 加氢反应条件为：温度为 330 ~ 440℃、压力为 7.0 ~ 20.0MPa、2MR2 加氢催化剂具备气体产率低而柴油收率高的功能、2MR2 加氢催化剂体积空速为 0.50 ~ 3.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1。
- [0268] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时，本发明设置的芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ，1MR1 和 2MR1 操作压力最好差异化，此时本发明操作条件一般为：
- [0269] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ：
- [0270] a、1MR1 加氢反应压力为 7.0 ~ 13.0MPa，1MR1 加氢反应操作压力比 2MR1 加氢反应操作压力低至少 3.5MPa；
- [0271] b、2MR1 加氢反应压力为 12.0 ~ 20.0MPa；
- [0272] 2MR2 加氢反应压力为 12.0 ~ 20.0MPa。
- [0273] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时，本发明设置的芳烃饱和油加

氢提质功能区 UZ, 1MR1P 和 2MR2P 可以联合分离, 此时:

[0274] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

[0275] 加氢反应流出物 2MR2P 与加氢反应流出物 1MR1P 混合后进入高压分离部分 1MHPS, 分离为冷高分气 1MHPV 和高分油 1MHPL; 至少一部分 1MHPV 进入加氢反应部分循环使用。

[0276] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时, 本发明设置的芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ, 1MR1P 和 2MR2P 联合分离, 此时本发明操作条件较佳者为:

[0277] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

[0278] a、1MR1 加氢反应条件为: 温度为 230 ~ 400°C、压力为 7.0 ~ 20.0MPa、1MR1 加氢催化剂体积空速为 0.15 ~ 3.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1;

[0279] b、2MR1 加氢反应条件为: 温度为 300 ~ 420°C、压力为 7.0 ~ 20.0MPa、2MR1 加氢催化剂体积空速为 0.15 ~ 3.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1;

[0280] 在加氢反应部分 2MR2, 加氢反应流出物 2MR1P 进行加氢裂化反应转化为加氢反应流出物 2MR2P, 2MR2 加氢反应条件为: 温度为 330 ~ 440°C、压力为 7.0 ~ 20.0MPa、2MR2 加氢催化剂具备气体产率低而柴油收率高的功能、2MR2 加氢催化剂体积空速为 0.50 ~ 3.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1。

[0281] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时, 本发明设置的芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ, 1MR1P 和 2MR2P 联合分离, 此时本发明反应操作压力条件优选者为:

[0282] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

[0283] a、1MR1 加氢反应压力为 10.0 ~ 15.0MPa;

[0284] b、2MR1 加氢反应压力为 10.0 ~ 15.0MPa;

[0285] 2MR2 加氢反应压力为 10.0 ~ 15.0MPa。

[0286] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时, 本发明设置的芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ, 为了降低 1MR1 进料中芳烃含量, 此时本发明的循环流程可以是:

[0287] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

[0288] a、在高分油 1MHPL 分离部分, 分离高分油 1MHPL 得到主要由常规沸点为 165 ~ 265°C 的烃组成的窄馏分油品 1PD, 部分 1PD 返回加氢反应部分 1MR1 循环使用。

[0289] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时, 本发明设置的芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ, 为了降低 2MR1 进料中芳烃含量, 此时本发明的循环流程可以是:

[0290] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

[0291] b、在高分油 2MHPL 分离部分, 分离高分油 2MHPL 得到密度 (20°C) 高于 900 公斤 / 立方米的窄馏分油品 2PD, 部分 2PD 返回加氢反应部分 2MR1 循环使用。

[0292] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时, 本发明设置的芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ, 为了循环裂化 2PD, 此时本发明的循环流程可以是:

[0293] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

[0294] b、在高分油 2MHPL 分离部分, 分离高分油 2MHPL 得到密度 (20°C) 高于 900 公斤 / 立方米的窄馏分油品 2PD, 部分 2PD 返回加氢反应部分 2MR2 循环使用。

[0295] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时, 本发明设置的芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ, 为了加工多环芳烃含量低的冷高分油 CHPL, 此时本发明的流程可以是:

[0296] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:

- [0297] a、一部分冷高分油 CHPL 用作物料 1MF。
- [0298] 轻馏分 1F 富含双环芳烃、重馏分 2F 富含多环芳烃时,本发明设置的芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ,为了加工多环芳烃含量高的冷高分油 CHPL,此时本发明的流程可以是:
- [0299] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ:
- [0300] a、一部分冷高分油 CHPL 用作物料 2MF。
- [0301] 联合高压分离过程 HS 设置热高压分离部分 HHPS 时,本发明可以对热高分油 HHPL 和冷高分油 CHPL 分别进行加氢提质,此时本发明特征在于:
- [0302] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZX:
- [0303] a、一部分冷高分油 CHPL 用作物料 1XMF;
- [0304] 物料 1XMF 主要由常规沸点为 165 ~ 265℃ 的低氮高芳烃高密度轻馏分组成,在加氢反应部分 1XMR1,物料 1XMF 进行芳烃加氢饱和反应转化为加氢反应流出物 1XMR1P,1XMR1 加氢反应条件为:温度为 200 ~ 460℃、压力为 4.0 ~ 25.0MPa、1XMR1 加氢催化剂体积空速为 0.05 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1;
- [0305] 加氢反应流出物 1XMR1P 进入高压分离部分 1XMHPS,分离为冷高分气 1XMHPV 和高分油 1XMHPL;至少一部分 1XMHPV 进入加氢反应部分 1XMR1 循环使用;
- [0306] 在高分油 1MHPL 分离部分,分离高分油 1MHPL 得到窄馏分油品;
- [0307] b、一部分热高分油 HHPL 用作物料 2XMF;
- [0308] 物料 2XMF 主要由常规沸点为 265 ~ 450℃ 的低氮高芳烃高密度重馏分组成,在加氢反应部分 2XMR1,物料 2XMF 进行芳烃加氢饱和反应转化为加氢反应流出物 2XMR1P,2XMR1 加氢反应条件为:温度为 200 ~ 460℃、压力为 7.0 ~ 30.0MPa、2MR1 加氢催化剂体积空速为 0.05 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1;
- [0309] 在加氢反应部分 2XMR2,加氢反应流出物 2MR1P 进行加氢裂化反应转化为加氢反应流出物 2XMR2P,2XMR2 加氢反应条件为:温度为 260 ~ 460℃、压力为 7.0 ~ 30.0MPa、2XMR2 加氢催化剂具备气体产率低而柴油收率高的功能、2MR2 加氢催化剂体积空速为 0.05 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 4000 : 1;
- [0310] 加氢反应流出物 2XMR2P 进入高压分离部分 2XMHPS,分离为高分气 2XMHPV 和高分油 2XMHPL;至少一部分高分气 2XMHPV 进入加氢反应部分 2XMR2;
- [0311] 在高分油 2XMHPL 分离部分,分离高分油 2XMHPL 得到窄馏分油品。
- [0312] 联合高压分离过程 HS 设置热高压分离部分 HHPS,对热高分油 HHPL 和冷高分油 CHPL 分别进行加氢提质然后加氢提质反应流出物联合分离时,本发明:
- [0313] ④在芳烃饱和油加氢提质功能区 UZX:
- [0314] b、加氢反应流出物 2XMR2P 进入处理加氢反应流出物 1XMR1P 的高压分离部分 1XMHPS。
- [0315] 以下详细描述本发明的各步骤。
- [0316] 以下详细描述本发明的 1F 加氢改性反应部分 1R。
- [0317] 在加氢改性反应部分 1R,在加氢催化剂 1CAT 存在条件下,所述轻馏分 1F 完成芳烃加氢部分饱和反应,生成一个由氢气、杂质组份、常规气体烃、常规液体烃组成的加氢改性反应流出物 1P。
- [0318] 本发明所述的轻馏分 1F 芳烃加氢部分饱和反应,指的是在氢气和合适的加氢催

化剂 1CAT (芳烃加氢部分饱和催化剂) 存在条件下轻馏分 1F 发生的耗氢的反应过程, 其最低的反应深度应具备最低限度的工业意义: 即对轻馏分 1F 完成预期芳烃加氢部分饱和, 该加氢反应深度应根据轻馏分 1F 中芳烃组分结构和预期的芳烃部分饱和程度来确定, 加氢改性反应流出物 1P 中的常规沸点为 165 ~ 480°C 的烃馏分中目标组分重量浓度值比 1F 中的目标组分重量浓度值的比值大于 1.05、期望越高越好, 所述目标组分指的是部分饱和的双环芳烃和部分饱和的多环芳烃。

[0319] 所述的加氢改性反应部分 1R, 因轻馏分 1F 性质 (金属含量、氧含量含量、烯烃含量、硫含量、氮含量、芳烃含量、馏程、比重) 的不同和加氢反应 (加氢脱氧、加氢脱硫、加氢脱氮、加氢饱和) 深度的不同, 其操作条件的变化范围很宽, 应根据具体的过程条件确定。

[0320] 所述加氢改性反应部分 1R, 使用的加氢催化剂 1CAT 可以是一种或两种或多种加氢精制催化剂的串联组合和混装。加氢催化剂 1CAT, 可以是针对具体原料的专用催化剂, 也可以是合适的石油炼制重柴油型或蜡油型的加氢精制过程使用的具有加氢脱金属或加氢脱氧或加氢脱硫或加氢脱氮或加氢饱和等功能的加氢精制催化剂及其组合。

[0321] 所述加氢改性反应部分 1R, 使用的加氢催化剂 1CAT, 至少包含芳烃加氢饱和催化剂, 通常还包含加氢脱金属催化剂 (流程位置位于芳烃加氢饱和催化剂床层之前)。

[0322] 根据需要可以将任一种补充硫加入加氢改性反应部分 1R, 以保证反应部分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等。

[0323] 以下详细描述本发明的 2F 加氢改性反应部分 2R。

[0324] 在加氢改性反应部分 2R, 在加氢催化剂 2CAT 存在条件下, 所述重馏分 2F 完成芳烃加氢部分饱和反应, 生成一个由氢气、杂质组份、常规气体烃、常规液体烃组成的加氢改性反应流出物 2P。

[0325] 本发明所述的重馏分 2F 芳烃加氢部分饱和反应, 指的是在氢气和合适的加氢催化剂 2CAT (芳烃加氢部分饱和催化剂) 存在条件下重馏分 2F 发生的耗氢的反应过程, 其最低的反应深度应具备最低限度的工业意义: 即对重馏分 2F 完成预期芳烃加氢部分饱和, 该加氢反应深度应根据重馏分 2F 中芳烃组分结构和预期的芳烃部分饱和程度来确定, 加氢改性反应流出物 2P 中的常规沸点为 165 ~ 480°C 的烃馏分中目标组分重量浓度值比 2F 中的目标组分重量浓度值的比值大于 1.05、期望越高越好, 所述目标组分指的是部分饱和的双环芳烃和部分饱和的多环芳烃。

[0326] 所述的加氢改性反应部分 2R, 因重馏分 2F 性质 (金属含量、氧含量含量、烯烃含量、硫含量、氮含量、芳烃含量、馏程、比重) 的不同和加氢反应 (加氢脱氧、加氢脱硫、加氢脱氮、加氢饱和) 深度的不同, 其操作条件的变化范围很宽, 应根据具体的过程条件确定。

[0327] 所述加氢改性反应部分 2R, 使用的加氢催化剂 2CAT 可以是一种或两种或多种加氢精制催化剂的串联组合和混装。加氢催化剂 2CAT, 可以是针对具体原料的专用催化剂, 也可以是合适的石油炼制重柴油型或蜡油型的加氢精制过程使用的具有加氢脱金属或加氢脱氧或加氢脱硫或加氢脱氮或加氢饱和等功能的加氢精制催化剂及其组合。

[0328] 所述加氢改性反应部分 2R, 使用的加氢催化剂 2CAT, 至少包含芳烃加氢饱和催化

剂,通常还包含加氢脱金属催化剂(流程位置位于芳烃加氢饱和催化剂床层之前)。

[0329] 根据需要可以将任一种补充硫加入加氢改性反应部分 2R,以保证反应部分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等。

[0330] 本发明应用于煤液化油生产供氢溶剂油的方法的优点在于:

[0331] ①对不同沸程的馏份,选择各自合适的加氢催化剂,可提高“有效供氢组分”的含量、平稳操作、避免过度氢耗、节省分离耗能;

[0332] ②对不同沸程的馏份,选择各自合适的加氢反应温度,可提高“有效供氢组分”的含量、平稳操作、避免过度氢耗、节省分离耗能;

[0333] ③对不同沸程的馏份,选择各自合适的加氢反应条件停留时间,可提高“有效供氢组分”的含量、平稳操作、避免过度氢耗、节省分离耗能;

[0334] ④加氢反应流出物可以联合分离、简化流程;

[0335] ⑤采用本发明的装置操作平稳;

[0336] ⑥采用本发明的装置紧急停工过程安全;

[0337] ⑦本发明适合于新建装置或已有装置改造,尤其适合于大规模加工装置。

[0338] 以下详细描述本发明的芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ。

[0339] 本发明处理主要由常规沸点为 165 ~ 420℃ 的烃组成的煤液化油时,可以设置的芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ 构成组合工艺。

[0340] 在加氢反应部分 1MR1,在 1MR1 加氢催化剂存在条件下,所述物料 1MF 完成加氢反应,生成一个由氢气、杂质组份、常规气体烃、常规液体烃组成的加氢反应流出物 1MR1P。

[0341] 本发明所述所述物料 1MF 完成的加氢反应,通常指的是在氢气和合适的催化剂存在条件下物料 1MF 发生的耗氢的加氢精制反应,其最低的反应深度应具备最低限度的工业意义:即对物料 1MF 完成预期的加氢精制,该加氢反应深度应根据物料 1MF 性质和加氢目标要求确定,该过程所得加氢生成油的氮含量(平均值)低于 50PPm、宜低于 30PPm、最好低于 15PPm,该过程中轻馏分 1F 的芳烃加氢饱和转化率通常高于 40%,所得加氢生成油的芳烃含量(平均值)低于 45%、宜低于 35%、最好低于 25%,该过程所得加氢柴油的十六烷值(平均值)一般高于 26、通常高于 28;该过程所得加氢石脑油的氮含量(平均值)低于 10PPm、宜低于 4PPm、最好低于 2PPm,以适合于做石脑油催化重整原料调和组分。

[0342] 所述的物料 1MF 完成的加氢反应,因物料 1MF 性质(金属含量、氧含量、硫含量、氮含量、芳烃含量、馏程、比重)的不同和改加氢反应(加氢脱氧、加氢脱硫、加氢脱氮、加氢饱和)深度的不同,其操作条件的变化范围很宽,应根据具体的过程条件确定。

[0343] 所述的物料 1MF 完成的加氢反应,使用的 1MR1 加氢催化剂可以是一种或两种或多种催化剂的串联组合和混装。第三加氢催化剂,可以是针对具体原料的专用加氢精制催化剂。也可以是合适的石油炼制柴油加氢精制过程使用的加氢脱金属或加氢脱氧或加氢脱硫或加氢脱氮或加氢饱和等功能的加氢精制催化剂及其组合。

[0344] 所述加氢反应部分 1MR1,根据需要可以将任一种补充硫加入反应部分,以保证反应部分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转化为硫化氢的二硫化碳或二甲基二硫等。

[0345] 以下详细描述本发明加氢反应部分 1MR1 的后续加氢反应部分 1MR2。

[0346] 当存在加氢反应部分 1MR2 时,一般该过程中加氢反应流出物 1MR1P 中烃馏份完成双环结构烃加氢开环反应,其最低的反应深度应具备最低限度的工业意义:该过程所得加氢石脑油的氮含量(平均值)低于 4PPm、宜低于 2PPm、最好低于 1PPm,以适合于做石脑油催化重整原料调和组分;该过程所得加氢柴油的十六烷值(平均值)一般高于 30、通常高于 32、较佳者高于 35;该过程中双环结构芳烃加氢裂化反应的转化率一般高于 40%、通常高于 50%、较佳者高于 60%。

[0347] 当存在加氢反应部分 1MR2 时,加氢反应部分 1MR1 和后续加氢反应部分 1MR2,应该作为一个完整的工序看待,此时,加氢反应部分 1MR1 可以看做是加氢反应部分 1MR2 的预加氢过程。

[0348] 以下详细描述本发明的 1MR2 的加氢催化剂。

[0349] 1MR2 的加氢催化剂,最好具备双环芳烃或双环环烷烃选择性加氢开环功能,可以是任意一种合适的柴油选择性加氢开环催化剂,可以是典型的石油基高双环芳烃含量催化柴油用选择性加氢开环脱芳催化剂,这些技术有中国石油化工股份有限公司抚顺石油化工研究院的 MCI 技术、中国石油化工股份有限公司北京石油化工科学研究院的 RICH 技术等,记载这类技术的文献见表 4。第四加氢反应部分烃油原料中柴油组分的裂解物柴油收率:一般大于 85%、通常大于 90%、最好大于 95%。

[0350] 按照本发明,1MR2 的加氢催化剂可以是任何一种合适的加氢裂化催化剂,比如可以是与 2MR2 的加氢催化剂相同的催化剂但是其操作温度、液时空速相差较大:通常 1MR2 加氢催化剂液时空速较高比如高 30%以上、操作温度较低比如低 15 ~ 30℃。

[0351] 表 4 记载芳烃选择性加氢开环催化剂的出版物

[0352]

序号	出版物名称	检索用图书编码	作者	出版社
①	加氢精制 149 页至 167 页	ISBN 编码: 978-7-80229-026-6; 中国版本图书馆 CIP 数据核字: (2006) 第 032955 号	方向晨	中国石化 出版社

[0353] 本发明使用加氢反应部分 1MR2 时,在加氢反应部分 1MR2,加氢反应流出物 1MR1P 进行双环芳烃或环烷基苯类的加氢开环反应转化为加氢反应流出物 1MR2P,1MR2 加氢反应条件为:温度为 200 ~ 460℃、压力为 4.0 ~ 25.0MPa、1MR2 加氢催化剂具备高选择性双环芳烃加氢开环功能、1MR2 加氢催化剂体积空速为 0.05 ~ 5.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为

500 : 1 ~ 4000 : 1 ;加氢反应流出物 1MR2P 进入高压分离部分 1MHPS。

[0354] 本发明加氢反应部分 1MR2 操作条件通常为 :加氢反应流出物 1MR1P 完成双环芳烃开环率高于 40% 的高选择性双环芳烃加氢开环反应转化为加氢反应流出物 1MR2P,加氢反应部分 1MR2 加氢反应条件为 :温度为 250 ~ 420℃、压力为 6.0 ~ 15.0MPa、1MR2 加氢催化剂具备高选择性双环芳烃加氢开环功能、1MR2 加氢催化剂体积空速为 0.25 ~ 2.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 2000 : 1。

[0355] 本发明所述的加氢反应部分 2MR1,通常指的是在氢气和合适的 2MR1 加氢催化剂 (加氢精制催化剂) 存在条件下物料 2MF 发生的耗氢的反应过程,其最低的反应深度应具备最低限度的工业意义 :即对物料 2MF 完成预期的加氢精制,该加氢反应深度应根据物料 2MF 性质和后续加氢反应过程 2MR2 对原料要求确定,该加氢反应过程所得加氢生成油的氮含量 (平均值) 通常低于 50PPm、宜低于 30PPm、最好低于 15PPm,该过程中物料 1MF 的芳烃加氢饱和反应转化率通常高于 40%,所得加氢生成油的芳烃含量 (平均值) 低于 45%、宜低于 35%、最好低于 25%,以适合于做加氢裂化过程 2MR2 原料油。

[0356] 所述的在加氢反应部分 2MR1,因物料 2MF 性质 (金属含量、氧含量含量、烯烃含量、硫含量、氮含量、芳烃含量、馏程、比重) 的不同和该加氢反应 (加氢脱氧、加氢脱硫、加氢脱氮、加氢饱和) 深度的不同,其操作条件的变化范围很宽,应根据具体的过程条件确定。

[0357] 所述在加氢反应部分 2MR1,使用的 2MR1 加氢催化剂可以是一种或两种或多种加氢精制催化剂的串联组合和混装。1MR1 加氢催化剂,可以是针对具体原料的专用催化剂,也可以是合适的石油炼制重柴油型或蜡油型的加氢精制过程使用的具有加氢脱金属或加氢脱氧或加氢脱硫或加氢脱氮或加氢饱和等功能的加氢精制催化剂及其组合。

[0358] 根据需要可以将任一种补充硫加入在加氢反应部分 2MR1,以保证反应部分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等。

[0359] 加氢反应部分 2MR1 和加氢反应部分 2MR2,应该作为一个完整的工序看待,加氢反应部分 2MR1 可以看做是加氢反应部分 2MR2 的预加氢过程。

[0360] 以下详细描述本发明的加氢反应部分 2MR2。

[0361] 本发明所述的加氢反应部分 2MR2,通常指的是在氢气和合适的 2MR2 的加氢催化剂 (加氢裂化催化剂) 存在条件下加氢反应流出物 2MR1P 中馏份发生的耗氢的反应过程,其最低的裂化反应深度应具备最低限度的工业意义 :即完成预期的加氢裂化,该过程所得加氢石脑油的氮含量 (平均值) 低于 10PPm、宜低于 4PPm、最好低于 2PPm,以适合于做石脑油催化重整原料调和组分 ;该过程所得加氢柴油的十六烷值 (平均值) 一般高于 30、通常高于 35、较佳者高于 40。该过程中加氢反应流出物 2MR1P 中馏份的加氢裂化裂化率视具体情况而定,第二加氢反应流出物中的全部柴油的密度 (20℃) 比重馏分 2F 的密度 (20℃) 降低 30 ~ 100kg/ 立方米。

[0362] 在加氢反应部分 2MR2,在加氢裂化催化剂存在条件下,加氢反应流出物 2MR1P 中的至少一部分馏份和氢气完成加氢裂化反应,生成一个由氢气、杂质组份、常规气体烃、常规液体烃组成加氢反应流出物 2MR2P。

[0363] 所述加氢反应部分 2MR2, 因其原料性质(氮含量、芳烃含量、密度)的不同和预期的加氢裂化反应深度的不同, 其操作条件的变化范围很宽, 应根据具体的过程条件确定。

[0364] 加氢反应部分 2MR2 使用的加氢裂化催化剂可以是一种或两种或多种催化剂的串联组合和混装。加氢裂化催化剂可以是针对具体原料的催化剂, 也可以是合适的石油炼制过程劣质柴油和 / 或蜡油 / 或重油的加氢裂化过程使用的加氢裂化催化剂(包括缓和裂化催化剂)及其组合。

[0365] 加氢反应部分 2MR2, 可以选用不掺合分子筛的无定形(硅铝)加氢裂化催化剂或少量掺合分子筛的无定形(硅铝)加氢裂化催化剂, 以尽可能增强对原料中有机氮化物的适应能力, 提高柴油组分产率。第二加氢反应部分也可以使用加氢裂化催化剂和后部加氢精制催化剂进行级配, 后部加氢精制催化剂用于将裂化过程产生的硫醇转化为硫化氢等目的。

[0366] 加氢反应部分 2MR2 的加氢裂化反应一词, 指的是在氢气和合适的催化剂存在条件下, 加氢裂化原料油发生的耗氢的反应过程(通常包含裂化反应), 其最低的反应深度应具备最低限度的工业意义: 比如生产预期性质的柴油馏份, 应根据加氢裂化反应部分原料油性质、预期柴油馏份性质和加氢裂化催化剂性能确定: 以期提高柴油馏份十六烷值、降低柴油馏份密度至预期目标, 同时兼顾液体收率, 该过程裂化转化率一般为 15 ~ 70%、通常为 25 ~ 55%。

[0367] 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。

[0368] 加氢反应流出物的高压分离过程均包含冷高压分离器, 当加氢反应流出物中烃油密度大(与水密度接近)或粘度大或与水乳化难于分离时, 还设置热高压分离器, 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组成的热高分油液体, 热高分气进入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。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原料性质, 或对该循环油进行循环加氢。

[0369] 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°C (该温度应高于该加氢反应流出物气相中硫氢化氨结晶温度), 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硫化氢、氨的冷高分水。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, 防止形成硫氢化氨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 0.5 ~ 1.2MPa。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。

[0370] 新氢进入加氢部分以补充加氢部分消耗的氢气,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。

[0371] 本发明煤液化油生产供氢溶剂油与柴油组分的组合方法的优点在于:

[0372] ①对不同沸程的加氢饱和油(冷高分油和热高分油),选择各自合适的加氢催化剂或操作温度或停留时间,可提高柴油产量、平稳操作、避免过度氢耗、节省分离耗能;

[0373] ②对不同沸程的馏份,选择各自合适的加氢反应压力,可以降低工程投资;

[0374] ③高压状态或高温、高压状态的加氢饱和油直接进入加氢改质反应过程,降低加压能耗;

[0375] ④高温、高压状态的加氢饱和油直接进入加氢改质反应过程,降低热能损失;

[0376] ⑤高压状态或高温、高压状态的加氢饱和油直接进入加氢改质反应过程,形成了高压联合,简化了流程,显著节省工程投资;

[0377] ⑥高压状态或高温、高压状态的加氢饱和油直接进入加氢改质反应过程,减少了步骤,缩短了该过程的停留时间,减少了芳烃的缩合、结焦。

[0378] 实施例一

[0379] 某褐煤制取液体燃料的热溶催化法产液化油的加氢改性过程采用本发明,宽馏分高芳烃油 F 为表 1 所列油品 A,其主要目标是生产优质供氢溶剂油。

[0380] 对照例一:采用常规的煤液化油加氢工艺,油品 A 中轻馏分 1F 和重馏分 2F 的加氢芳烃部分饱和反应过程在同一过程完成,加氢反应条件为:温度为 330 ~ 400℃、压力为 8.5 ~ 12.0MPa,无法实现各自最佳的反应条件,产品芳烃部分饱和油馏分中目标组分重量浓度值较低。

[0381] 实施例一,采用本发明,各步骤操作条件如下:

[0382] ①宽馏分高芳烃油 F 为表 1 所列油品 A,主要由常规沸点为 165 ~ 360℃ 的烃组成,其常规沸点低于 265℃ 的组分占 43%,常规沸点 164 ~ 265℃ 的组分占 33%,常规沸点 265 ~ 380℃ 的组分占 57%,采用本发明,对其完成减压蒸馏分离(同时完成脱水),设置分馏塔塔底重沸炉(也可以设分馏塔进料加热炉),分馏塔塔顶压力为 ~ 0.05MPa(绝压),分馏塔下段为提馏段,分馏塔上段为精馏段,全部油品 A 分离为塔顶回流罐排出的塔顶油(常规沸点低于 265℃)和塔底排出的塔底油(常规沸点 265 ~ 380℃)。塔顶油作为轻馏分 1F,塔底油作为重馏分 2F;轻馏分 1F 重量流量 N1 和重馏分 2F 重量流量 N2 之比值 N1/N2 为 0.75;

[0383] ② 1R 加氢反应条件为:温度为 260 ~ 380℃、压力为 8.5 ~ 12.0MPa、加氢催化剂

1CAT 体积空速为 $0.45 \sim 2.0 \text{hr}^{-1}$ 、氢气 / 原料油体积比为 $800 : 1 \sim 1500 : 1$;

[0384] ③ 2R 加氢反应条件为 : 温度为 $330 \sim 400^\circ\text{C}$ 、压力为 $8.5 \sim 12.0 \text{MPa}$ 、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 $0.35 \sim 1.5 \text{hr}^{-1}$ 、氢气 / 原料油体积比为 $1000 : 1 \sim 2000 : 1$;

[0385] ④ 在联合高压分离过程 HS, 1P 和 2P 进入热高压分离部分 HHPS 分离为热高分气 HHPV 和热高分油 HHPL, HHPV 主要由氢气、杂质组分、常规气体烃、常规液体烃组成, HHPL 主要由常规液体烃和溶解氢组成, 热高压分离部分 HHPS 操作条件为 : 温度为 $180 \sim 280^\circ\text{C}$ 、压力为 $8.2 \sim 11.7 \text{MPa}$; 在冷高压分离过程, HHPV 进入冷高压分离部分 CHPS 分离为冷高压分离气 CHPV 和冷高压分离油 CHPL; 至少一部分冷高压分离气 CHPV 返回加氢改性反应部分循环使用; 冷高压分离部分 CHPS 操作条件为 : 温度为 $45 \sim 55^\circ\text{C}$ 、压力为 $8.0 \sim 11.5 \text{MPa}$;

[0386] 回收 CHPL 和 HHPL 中的常规沸点为 $165 \sim 480^\circ\text{C}$ 的烃得到芳烃部分饱和油馏分 1RSO。

[0387] 本发明使轻馏分 1F 和重馏分 2F 的加氢芳烃部分饱和反应过程在不同的过程完成, 实现各自最佳的反应条件, 产品芳烃部分饱和油馏分中目标组分重量浓度值较对照例一的产品芳烃部分饱和油馏分中目标组分重量浓度值高出 $5 \sim 7\%$ 以上。

[0388] 如实施例一轻馏分 1F 和重馏分 2F 的加氢芳烃部分饱和反应过程选用各自最佳的催化剂和反应操作条件, 产品芳烃部分饱和油馏分中目标组分重量浓度值较对照例一的产品芳烃部分饱和油馏分中目标组分重量浓度值提高幅度更高。

[0389] 表 5 对照例一、实施例一在加氢反应部分 1R 和 2R 用催化剂组成

[0390]

催化剂类别	脱金属剂	加氢脱氧	加氢精制
化学组成, m%			
WO ₃		5~7	10~14
MoO ₃	6.0~8.0	3~4	3~5
NiO	1.5~2.5	1.5~2.5	1.5~3.5
载体		$\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$	$\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$

[0391] 实施例二

[0392] 对照例二 : 采用常规的煤液化油加氢工艺, 油品 A 总加工量 800吨/时 , 为了克服设备大型化困难、降低造价, 按照双系列装置设置, 油品 A 中轻馏分 1F 和重馏分 2F 的加氢芳烃部分饱和反应过程在相同过程完成, 加氢反应条件为 : 温度为 $330 \sim 400^\circ\text{C}$ 、压力为 $8.5 \sim 12.0 \text{MPa}$, 无法实现各自最佳的反应条件, 产品芳烃部分饱和油馏分中目标组分重量浓度值较低。

[0393] 实施例二, 基于实施例一, 油品 A 总加工量 800吨/时 , 1F 加氢改性反应部分 1R 加工原料 344吨/时 , 2F 加氢改性反应部分 2R 加工原料 456吨/时 , 与对照例二相比, 同样是双系列, 实现各自最佳的反应条件, 产品芳烃部分饱和油馏分中目标组分重量浓度值较对照例一的产品芳烃部分饱和油馏分中目标组分重量浓度值高出 $5 \sim 7\%$ 以上。

[0394] 实施例三

[0395] 煤高压加氢直接液化油的加氢改性过程采用本发明, 宽馏分高芳烃油 F 为表 2 所列油品 S, 其主要目标是生产优质供氢溶剂油。

[0396] 对照例三：采用常规的煤液化油加氢工艺，油品 A 中轻馏分 1F 和重馏分 2F 的加氢芳烃部分饱和反应过程在同一过程完成，加氢反应条件为：温度为 330 ~ 400℃、压力为 13.5 ~ 16.0MPa，无法实现各自最佳的反应条件，产品芳烃部分饱和油馏分中目标组分重量浓度值较低。

[0397] 实施例三，采用本发明，各步骤操作条件如下：

[0398] ①宽馏分高芳烃油 F 为表 2 所列油品 S，主要由常规沸点为 200 ~ 480℃的烃组成，其常规沸点低于 265℃的组分占 10%，常规沸点 265 ~ 355℃的组分占 53%，常规沸点 355 ~ 480℃的组分占 37%，采用本发明，对其完成减压蒸馏分离（同时完成脱水），设置分馏塔塔底重沸炉（也可以设分馏塔进料加热炉），分馏塔塔顶压力为 ~ 0.05MPa（绝压），分馏塔下段为提馏段，分馏塔上段为精馏段，全部油品 A 分离为塔顶回流罐排出的塔顶油（常规沸点低于 355℃）和塔底排出的塔底油（常规沸点 355 ~ 480℃）。塔顶油作为轻馏分 1F，塔底油作为重馏分 2F；轻馏分 1F 重量流量 N1 和重馏分 2F 重量流量 N2 之比值 N1/N2 为 1.7；

[0399] ② 1R 加氢反应条件为：温度为 260 ~ 420℃、压力为 13.5 ~ 16.0MPa、加氢催化剂 1CAT 体积空速为 0.35 ~ 1.5hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 2500 : 1；

[0400] ③ 2R 加氢反应条件为：温度为 300 ~ 440℃、压力为 13.5 ~ 16.0MPa、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 0.35 ~ 1.2hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 500 : 1 ~ 3000 : 1；

[0401] 表 6 在加氢反应部分 1R 和 2R 用催化剂组成

[0402]

催化剂类别	脱金属剂	加氢脱氧	加氢精制
化学组成, m%			
WO ₃		5~7	16~22
MoO ₃	6.0~8.0	3~4	7~10
NiO	1.5~2.5	1.5~2.5	3.5~6.5
载体		γ-Al ₂ O ₃	γ-Al ₂ O ₃

[0403] 本发明使轻馏分 1F 和重馏分 2F 的加氢芳烃部分饱和反应过程在不同的过程完成，实现各自最佳的反应条件，产品芳烃部分饱和油馏分中目标组分重量浓度值较对照例一的产品芳烃部分饱和油馏分中目标组分重量浓度值高出 4 ~ 6% 以上。

[0404] 实施例四

[0405] 采用本发明，各步骤操作条件如下：

[0406] ①宽馏分高芳烃油 F 为表 1 所列油品 A，主要由常规沸点为 165 ~ 360℃的烃组成，其常规沸点低于 265℃的组分占 43%，常规沸点 164 ~ 265℃的组分占 33%，常规沸点 265 ~ 380℃的组分占 57%，采用本发明，对其完成减压蒸馏分离（同时完成脱水），设置分馏塔塔底重沸炉（也可以设分馏塔进料加热炉），分馏塔塔顶压力为 ~ 0.05MPa（绝压），分馏塔下段为提馏段，分馏塔上段为精馏段，全部油品 A 分离为塔顶回流罐排出的塔顶油（常规沸点低于 265℃）和塔底排出的塔底油（常规沸点 265 ~ 380℃）。塔顶油作为轻馏分 1F，塔底油作为重馏分 2F；轻馏分 1F 重量流量 N1 和重馏分 2F 重量流量 N2 之比值 N1/N2 为 0.75；

[0407] ② 1R 加氢反应条件为 : 温度为 260 ~ 380℃、压力为 8.5 ~ 12.0MPa、加氢催化剂 1CAT 体积空速为 0.45 ~ 2.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 800 : 1 ~ 1500 : 1 ;

[0408] 在 1P 热高压分离过程, 1P 进入热高压分离部分 1HHPS 分离为热高分气 1HHPV 和热高分油 1HHPL, 1HHPV 主要由氢气、杂质组分、常规气体烃、常规液体烃组成, 1HHPL 主要由常规液体烃和溶解氢组成, 热高压分离部分 1HHPS 操作条件为 : 温度为 180 ~ 280℃、压力为 8.5 ~ 12.0MPa ;

[0409] ③ 2R 加氢反应条件为 : 温度为 330 ~ 400℃、压力为 8.5 ~ 12.0MPa、2F 加氢催化剂 2CAT 体积空速为 0.35 ~ 1.5hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 1000 : 1 ~ 2000 : 1 ;

[0410] 在 2P 热高压分离过程, 2P 进入热高压分离部分 2HHPS 分离为热高分气 2HHPV 和热高分油 2HHPL, 2HHPV 主要由氢气、常规气体烃、常规液体烃、杂质组分组成, 2HHPL 主要由常规液体烃和溶解氢组成 ; 热高压分离部分 2HHPS 操作条件为 : 温度为 180 ~ 280℃、压力为 8.5 ~ 12.0MPa ;

[0411] ④ 在联合高压分离过程 HS, 1HHPV 和 2HHPV 进入冷高压分离部分 CHPS 分离为冷高压分离气 CHPV 和冷高压分离油 CHPL ; 至少一部分冷高压分离气 CHPV 返回加氢改性反应部分循环使用 ; 冷高压分离部分 CHPS 操作条件为 : 温度为 45 ~ 55℃、压力为 8.0 ~ 11.5MPa ;

[0412] 回收 CHPL、1HHPL 和 2HHPL 中的常规沸点为 165 ~ 480℃ 的烃得到芳烃部分饱和油馏分 1RSO。设置芳烃饱和油加氢提质功能区 UZ ;

[0413] a、9.7% 的热高分油 1HHPL 和 9.7% 的 CHPL 用作物料 1MF ;

[0414] 物料 1MF 主要由常规沸点为 165 ~ 265℃ 的低氮高芳烃高密度轻馏分组成, 1MR1 加氢反应条件为 : 温度为 230 ~ 400℃、压力为 8.0 ~ 11.0MPa、1MR1 加氢催化剂体积空速为 0.55 ~ 1.0hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 1000 : 1 ~ 2000 : 1 ; 1MR1 加氢反应操作压力比 2MR1 加氢反应操作压力低至少 4.5MPa ;

[0415] 加氢反应部分 1MR2 操作条件为 : 温度为 280 ~ 400℃、压力为 8.0 ~ 11.0MPa、1MR2 加氢催化剂具备高选择性双环芳烃加氢开环功能、1MR2 加氢催化剂体积空速为 1.0 ~ 1.5hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 1000 : 1 ~ 2000 : 1 ;

[0416] 在高分油 1MHPL 分离部分, 分离高分油 1MHPL 得到主要由常规沸点为 165 ~ 265℃ 的烃组成的窄馏分油品 1PD, 20% 的 1PD 可以返回加氢反应部分 1MR1 循环使用。

[0417] b、9.7% 的热高分油 2HHPL 用作物料 2MF ;

[0418] 物料 2MF 主要由常规沸点为 265 ~ 450℃ 的低氮高芳烃高密度重馏分组成, 2MR1 加氢反应条件为 : 温度为 300 ~ 420℃、压力为 13.0 ~ 16.0MPa、2MR1 加氢催化剂体积空速为 0.45 ~ 0.8hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 1500 : 1 ~ 2000 : 1 ;

[0419] 2MR2 加氢反应条件为 : 温度为 330 ~ 440℃、压力为 13.0 ~ 16.0MPa、2MR2 加氢催化剂具备气体产率低而柴油收率高的功能、2MR2 加氢催化剂体积空速为 0.60 ~ 1.2hr⁻¹、氢气 / 原料油体积比为 1500 : 1 ~ 2000 : 1 ;

[0420] 在高分油 2MHPL 分离部分, 分离高分油 2MHPL 得到密度 (20℃) 高于 900 公斤 / 立方米的窄馏分油品 2PD, 30% 的 2PD 可以返回加氢反应部分 2MR1 或 2MR2 循环使用。

[0421] 使用的加氢催化剂组成见表 7 ~ 表 10, 本发明技术方案实现了生产目的 : 加氢提质石脑油馏份的氮含量 (平均值) 低于 2PPm (本实施例控制为 1PPm 以下)、全部加氢提质柴油馏份的十六烷值 (平均值) 为 33 ~ 38 (本实施例控制为 33 以上)。

[0422] 表 7 在加氢反应部分 1MR1 用催化剂组成

[0423]

催化剂类别	脱金属剂	加氢脱氧	加氢精制
化学组成, m%			
WO ₃		5~7	14~18
MoO ₃	6.0~8.0	3~4	6~7
NiO	1.5~2.5	1.5~2.5	3.5~5.5
载体		γ-Al ₂ O ₃	γ-Al ₂ O ₃
助剂, wt%			P ₂ O ₅ : 3~4.5

[0424] 表 8 在加氢反应部分 1MR2 用催化剂组成

[0425]

催化剂类别	高选择性双环芳烃、双环环烷烃加氢开环功能, 如专利 CN105415C 记载的柴油加氢转化催化剂
-------	--

[0426] 表 9 在加氢反应部分 2MR1 用催化剂组成

[0427]

催化剂类别	脱金属剂	加氢脱氧	加氢精制
化学组成, m%			
WO ₃		5~7	17~21
MoO ₃	6.0~8.0	3~4	8~10
NiO	1.5~2.5	1.5~2.5	3.5~5.5
分子筛			
载体		γ-Al ₂ O ₃	γ-Al ₂ O ₃
助剂, wt%			P ₂ O ₅ : 3~4.5

[0428] 表 10 在加氢反应部分 2MR2 用催化剂组成

[0429]

催化剂	加氢裂化	后加氢精制
形状	圆柱	三叶草
金属含量		
MoO ₃	-	24.0~25.0
WO ₃	23.0~26.0	-
NiO	6.2~7.3	3.3~4.2

[0430] 表 11 加氢提质产品油品性质

[0431]

油品名称	加氢产品石脑油 ($<165^{\circ}\text{C}$)	加氢产品轻柴油 ($165\sim 265^{\circ}\text{C}$)	加氢产品重柴油 ($265\sim 340^{\circ}\text{C}$)
密度 (20°C), g/cm^3	0.75~0.76	0.865~0.871	0.896~0.902
S, Ppm	小于 20	小于 30	小于 50
N, Ppm	小于 1.5	小于 10	小于 20
沸程, $^{\circ}\text{C}$			
IBP/10%	58/84	164/--	260/--
30%/50%	--/99	--/223	--/281
70%/90%	--/129	--/--	--/--
95%/FBP	--/166	--/264	--/340

[0432] 实施例五

[0433] 在煤液化装置煤液化反应流出物的分离部分,得到实施例一中的轻馏分 1F 和重馏分 2F,1F 和 2F 的加氢过程同实施例一。

[0434] 本例用于说明获得轻馏分 1F 和重馏分 2F 的方式不受限制。

[0435] 尽管本文仅列举五个实施例,但足以表明本发明的效果。