



(12) 实用新型专利

(10) 授权公告号 CN 204400920 U

(45) 授权公告日 2015. 06. 17

(21) 申请号 201420870393. 7

(22) 申请日 2014. 12. 31

(73) 专利权人 上海戊正信息技术有限公司
地址 201715 上海市青浦区练塘镇练新路 7 号 E-101 室

(72) 发明人 王保明 李玉江 徐长青 王东辉 俞永萍

(74) 专利代理机构 上海光华专利事务所 31219
代理人 梁海莲

(51) Int. Cl.
C10G 65/12(2006. 01)

(ESM) 同样的发明创造已同日申请发明专利

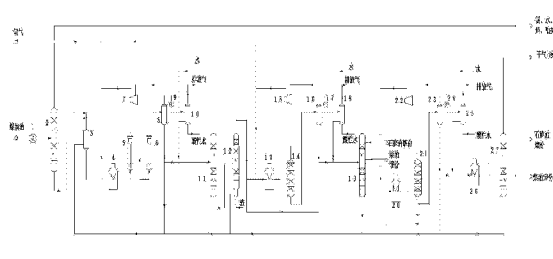
权利要求书4页 说明书18页 附图1页

(54) 实用新型名称

一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺系统

(57) 摘要

本实用新型涉及一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺系统,包括依次连接的第一加氢分离系统、第二加氢分离系统和加氢裂化分离系统;煤焦油原料经第一加氢分离系统分离出水、氨、酚类和轻质烃类,并经催化加氢将煤焦油组分中苯环打开、碳链长度降低、氢碳比提高;第一加氢分离系统加氢产物进入第二加氢分离系统,蒸馏分离除渣,并经进一步加氢精制,脱除硫、氮以及重金属;第二加氢分离系统的加氢产物进入加氢裂化分离系统,加氢裂化反应和蒸馏分离,得到石脑油馏分和柴油馏分产品;利用该工艺,煤焦油原料不进行预分馏脱沥青等,基本做到煤焦油全馏分加氢处理,主要得到石脑油和柴油馏分等,正常无尾油排放。



1. 一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺系统,其特征在于,包括原料系统、第一加氢分离系统、第二加氢分离系统和加氢裂化分离系统;

所述原料系统包括煤焦油原料管道、氢气原料管道、脱盐水管道的、第一蒸馏塔(2)以及煤焦油混合器(12);所述第一蒸馏塔(2)设有中部进料口、顶部出口和底部出口;所述煤焦油混合器(3)设有煤焦油进料口、催化剂进料口、循环进料口和混合原料出口;

所述第一加氢分离系统包括第一加氢反应器、第一气液分离器(8)、第二气液分离器(10)、第二蒸馏塔(11)和第三蒸馏塔(12);所述第一加氢反应器设有底部进口和顶部出口;所述第一气液分离器(8)设有进料口、气相出口和液相出口;所述第一气液分离器(8)的液相出口设有分支出口A和分支出口B;所述第二气液分离器(10)设有进料口、气相出口、下部液相出口和底部酸性废水排出口;所述第二气液分离器(10)的气相出口设有排放气出口和循环气出口;所述第二蒸馏塔(11)设有中部进料口、顶部出口和底部出口;所述第三蒸馏塔(12)设有中部进料口、顶部出口、下部出口和底部废渣排出口;

所述第二加氢分离系统包括第二加氢反应器(14)、第三气液分离器(16)、第四气液分离器(18)和第四蒸馏塔(19);所述第二加氢反应器(14)设有顶部进口和底部出口;所述第三气液分离器(16)设有进料口、气相出口和液相出口;所述第三气液分离器(16)的液相出口设有分支出口C、分支出口D和分支出口E;所述第四气液分离器(18)设有进料口、气相出口、下部液相出口和底部酸性废水排出口;所述第四气液分离器(18)的气相出口设有排放气出口和循环气出口;所述第四蒸馏塔(19)设有中部进料口、顶部出口、石脑油侧线采出口、柴油侧线采出口、下部出口和底部出口;

所述加氢裂化分离系统包括加氢裂化反应器(21)、第五气液分离器(23)、第六气液分离器(25)和第五蒸馏塔(27);所述加氢裂化反应器(21)设有顶部进口和底部出口;所述第五气液分离器(23)设有进料口、气相出口和液相出口;所述第五气液分离器(23)的液相出口设有分支出口F、分支出口G和分支出口H;所述第六气液分离器(25)设有进料口、气相出口、下部液相出口和底部酸性废水排出口;所述第六气液分离器(25)的气相出口设有排放气出口和循环气出口;所述第五蒸馏塔(27)设有中部进料口、顶部出口、石脑油侧线采出口、柴油侧线采出口和底部出口;所述第五蒸馏塔(27)的底部出口设有分支出口I和分支出口J;

所述第一蒸馏塔(2)的中部进料口与煤焦油原料管道经管线连接;所述第一蒸馏塔(2)的顶部出口与回收分离系统经管线连接,底部出口与所述煤焦油混合器(3)的煤焦油进料口经管线连接;所述煤焦油混合器(3)的混合原料出口与所述第一加氢反应器的底部进口经管线连接;

所述第一加氢反应器的底部进口还与所述氢气原料管道经管线连接;所述第一加氢反应器的顶部出口与所述第一气液分离器(8)的进料口经管线连接;所述第一气液分离器(8)的气相出口与所述第二气液分离器(10)的进料口经管线连接;所述第二气液分离器(10)的进料口还与所述脱盐水管道的经管线连接;所述第一气液分离器(8)的分支出口A与所述煤焦油混合器(3)的循环进料口经管线连接,分支出口B与所述第二蒸馏塔(11)的中部进料口经管线连接;所述第二气液分离器(10)的排放气出口与尾气回收系统经管线连接,循环气出口与所述第一加氢反应器的底部进口经管线连接,下部液相出口与所述第二蒸馏塔(11)的中部进料口经管线连接,底部酸性废水排出口与废水回收系统经管线连接;

所述第二蒸馏塔 (11) 的顶部出口与干气液化气回收系统经管线连接,底部出口与所述第三蒸馏塔 (12) 的中部进料口经管线连接;所述第三蒸馏塔 (12) 的下部出口与所述煤焦油混合器 (3) 的循环进料口经管线连接;所述第三蒸馏塔 (12) 的顶部出口与所述第二加氢反应器 (14) 的顶部进口经管线连接;

所述第二加氢反应器 (14) 的顶部进口还与所述氢气原料管道经管线连接;所述第二加氢反应器 (14) 的底部出口与所述第三气液分离器 (16) 的进料口经管线连接;所述第三气液分离器 (16) 的气相出口与所述第四气液分离器 (18) 的进料口经管线连接,分支出口 C 与所述第二加氢反应器 (14) 的顶部进口经管线连接,分支出口 D 与所述煤焦油混合器 (3) 的循环进料口经管线连接,分支出口 E 与所述第四蒸馏塔 (19) 的中部进料口经管线连接;所述第四气液分离器 (18) 的进料口还与所述脱盐水管道的经管线连接;所述第四气液分离器 (18) 的排放气出口与尾气回收系统经管线连接,循环气出口与所述第二加氢反应器 (14) 的顶部进口经管线连接,下部液相出口与所述第四蒸馏塔 (19) 的中部进料口经管线连接,底部酸性废水排出口与废水回收系统经管线连接;所述第四蒸馏塔 (19) 的顶部出口与干气液化气回收系统经管线连接,底部出口与所述煤焦油混合器 (3) 的循环进料口经管线连接,下部出口与所述加氢裂化反应器 (21) 的顶部进口经管线连接;

所述加氢裂化反应器 (21) 的顶部进口还与所述氢气原料管道经管线连接;所述加氢裂化反应器 (21) 的底部出口与所述第五气液分离器 (23) 的进料口经管线连接;所述第五气液分离器 (23) 的气相出口与所述第六气液分离器 (25) 的进料口经管线连接、分支出口 F 与所述加氢裂化反应器 (21) 的顶部进口经管线连接、分支出口 G 与所述煤焦油混合器 (3) 的循环进料口经管线连接,分支出口 H 与所述第五蒸馏塔 (27) 的中部进料口经管线连接;所述第六气液分离器 (25) 的进料口还与所述脱盐水管道的经管线连接;所述第六气液分离器 (25) 的排放气出口与尾气回收系统经管线连接,循环气出口与所述加氢裂化反应器 (21) 的顶部进口经管线连接,下部液相出口与所述第五蒸馏塔 (27) 的中部进料口经管线连接,底部酸性废水排出口与废水回收系统经管线连接;所述第五蒸馏塔 (27) 的顶部出口与干气液化气回收系统经管线连接,分支出口 I 与所述加氢裂化反应器 (21) 的顶部进口经管线连接,分支出口 J 与所述煤焦油混合器 (3) 的循环进料口径管线连接。

2. 如权利要求 1 所述的一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺系统,其特征在于,所述第一蒸馏塔 (2) 的中部进料口上连接有换热器 I (1);换热器 I (1) 设有进料口和出料口;换热器 I (1) 的进料口与所述煤焦油原料管道经管线连接,出料口与所述第一蒸馏塔 (2) 的中部进料口经管线连接。

3. 如权利要求 1 所述一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺系统,其特征在于,所述第一加氢反应器包括串联的加氢反应器 I (5) 和加氢反应器 II (6);加氢反应器 I (5) 设有底部进口和顶部出口;加氢反应器 II (6) 设有底部进口和顶部出口;所述加氢反应器 I (5) 的顶部出口与所述加氢反应器 II (6) 的底部进口经管线连接。

4. 如权利要求 3 所述一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺系统,其特征在于,所述加氢反应器 I 和加氢反应器 II 之间设有用于催化剂循环的循环泵;所述循环泵的进口与加氢反应器 II 通过管线连接,所述循环泵的出口与所述加氢反应器 I 通过管线连接;所述加氢反应器 I 和加氢反应器 II 各自分别设有加氢催化剂补充口和失效催化剂卸出口。

5. 如权利要求 2 所述一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺系统,其特征在于,

所述第一加氢反应器的底部进口上连接有第一加热炉(4);所述第一加热炉(4)设有进料口和出料口;所述第一加热炉(4)的进料口与氢气原料管道、所述煤焦油混合器(3)的混合原料出口以及所述第二气液分离器(10)的循环气出口经管线连接;所述第一加热炉(4)的出料口与所述第一加氢反应器的底部进口经管线连接。

6.如权利要求5所述一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺系统,其特征在于,所述第一气液分离器(8)的气相出口连接有换热器II(9);所述换热器II(9)设有进料口和出料口;所述换热器II(9)的进料口与所述第一气液分离器(8)的气相出口经管线连接,出料口与所述第二气液分离器(10)的进料口经管线连接。

7.如权利要求6所述一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺系统,其特征在于,所述第二气液分离器(10)的循环气出口连接有压缩机I(7);所述压缩机I(7)设有进料口和出料口;所述压缩机I(7)的进料口与所述第二气液分离器(10)的循环气出口经管线连接,出料口与所述第一加热炉(4)的进料口经管线连接。

8.如权利要求7所述一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺系统,其特征在于,所述第二加氢反应器(14)的顶部进口连接有第二加热炉(13);所述第二加热炉(13)设有进料口和出料口;所述第二加热炉(13)的进料口与氢气原料管道、所述第三蒸馏塔(12)的顶部出口、所述第四气液分离器(18)的循环气出口、所述第三气液分离器(16)的分支出口C经管线连接,所述第二加热炉(13)的出料口与所述第二加氢反应器(14)的顶部进口经管线连接。

9.如权利要求8所述一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺系统,其特征在于,所述第三气液分离器(16)的气相出口连接有换热器III(17);所述换热器III(17)设有进料口和出料口;所述换热器III(17)的进料口与所述第三气液分离器(16)的气相出口经管线连接,出料口与所述第四气液分离器(18)的进料口经管线连接。

10.如权利要求9所述一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺系统,其特征在于,所述第四气液分离器(18)的循环气出口连接有压缩机II(15);所述压缩机II(15)设有进料口和出料口;所述压缩机II(15)的进料口与所述第四气液分离器(18)的循环气出口经管线连接,出料口与所述第二加热炉(13)的进料口经管线连接。

11.如权利要求10所述一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺系统,其特征在于,所述加氢裂化反应器(21)的顶部进口连接有第三加热炉(20);所述第三加热炉(20)设有进料口和出料口;所述第三加热炉(20)的进料口与所述氢气原料管道、所述第四蒸馏塔(19)的下部出口、所述第六蒸馏塔的循环气出口、所述第五气液分离器(23)的分支出口F、所述第五蒸馏塔(27)的分支出口I经管线连接;所述第三加热炉(20)的出料口与所述加氢裂化反应器(21)的顶部进口经管线连接。

12.如权利要求11所述一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺系统,其特征在于,所述第五气液分离器(23)的气相出口连接有换热器IV(24);所述换热器IV(24)设有进料口和出料口;所述换热器IV(24)的进料口与所述第五气液分离器(23)的气相出口经管线连接,出料口与所述第六气液分离器(25)的进料口经管线连接。

13.如权利要求12所述一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺系统,其特征在于,所述第六气液分离器(25)的循环气出口连接有压缩机III(22);所述压缩机III(22)设有进料口和出料口;所述压缩机III(22)的进料口与所述第六气液分离器(25)的循环气出

口经管线连接,出料口与所述第三加热炉(20)的进料口经管线连接。

14. 如权利要求 13 所述一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺系统,其特征在于,所述第五蒸馏塔(27)的中部进料口连接有第四加热炉(26);所述第四加热炉(26)设有进料口和出料口;所述第四加热炉(26)的进料口与所述第五气液分离器(23)的分支出口 H 以及所述第六气液分离器(25)的下部液相出口经管线连接;所述第四加热炉(26)的出料口与所述第五蒸馏塔(27)的中部进料口经管线连接。

15. 如权利要求 3 所述一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺系统,其特征在于,所述加氢反应器 I(5)和加氢反应器 II(6)选自悬浮床反应器、沸腾床反应器和移动床反应器。

16. 如权利要求 1 所述一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺系统,其特征在于,所述第二加氢反应器(14)为轴向绝热式固定床反应器、径向绝热式固定床反应器、列管式固定床反应器或滴流床反应器。

17. 如权利要求 1 所述一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺系统,其特征在于,所述加氢裂化反应器(21)为悬浮床反应器、轴向绝热式固定床反应器、径向绝热式固定床反应器、列管式固定床反应器、沸腾床反应器、移动床反应器或滴流床反应器。

一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺系统

技术领域

[0001] 本实用新型涉及一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺系统,属于煤化工领域。

背景技术

[0002] 我国是煤炭相对丰富,天然气和石油短缺,石油依赖进口的国家,煤炭在我国能源结构中占主导地位。随着我国对环保要求的提高,煤炭清洁使用分级利用越来越受到重视,浙江大学能源所开发出煤炭的提质多联产流化床干馏炉系统,有效的解决了低质煤炭的综合利用,并能提供清洁原料进行发电,同时产生大量的煤焦油,这部分煤焦油含有一定量灰分,目前煤焦油加氢处理方法难以全部处理;如专利 CN93107496.7 方法,先要除去煤焦油中杂质灰分,再去加氢;专利 CN103146424 煤焦油加氢要先进行煤焦油的脱渣处理;专利 CN102041053A 所处理的煤焦油需先分离固体杂质后作为加氢原料去加氢;专利 CN101962971A 为一种煤焦油重馏份悬浮床加氢裂化方法,其产生一部分尾油外排。综合以上煤焦油加工处理方法系统都不能做到煤焦油加氢的全处理。煤炭炼焦过程中产生各种低中高温煤焦油以及炼油过程 FCC 产生的外甩油在进一步加工过程中存在加工不完全等缺点。

实用新型内容

[0003] 本实用新型的目的在于一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺系统,对煤焦油原料不进行脱渣脱杂处理,直接进入反应系统进行加氢,而且做到煤焦油加氢的全处理,得到石脑油和柴油馏分,无其它尾油排放。

[0004] 本实用新型是通过以下技术方案实现的:

[0005] 一种煤焦油加氢制取燃料油工艺系统,包括原料系统、第一加氢分离系统、第二加氢分离系统和加氢裂化分离系统;

[0006] 所述原料系统包括煤焦油原料管道、氢气原料管道、脱盐水管、第一蒸馏塔和煤焦油混合器;所述第一蒸馏塔设有中部进料口、顶部出口和底部出口;所述煤焦油混合器设有煤焦油进料口、催化剂进料口、循环进料口和混合原料出口;

[0007] 所述第一加氢分离系统包括第一加氢反应器、第一气液分离器、第二气液分离器、第二蒸馏塔和第三蒸馏塔;所述第一加氢反应器设有底部进口和顶部出口;所述第一气液分离器设有进料口、气相出口和液相出口;所述第一气液分离器的液相出口设有分支出口 A 和分支出口 B;所述第二气液分离器设有进料口、气相出口、下部液相出口和底部酸性废水排出口;所述第二气液分离器的气相出口设有排放气出口和循环气出口;所述第二蒸馏塔设有中部进料口、顶部出口和底部出口;所述第三蒸馏塔设有中部进料口、顶部出口、下部出口和底部废渣排出口;

[0008] 所述第二加氢分离系统包括第二加氢反应器、第三气液分离器、第四气液分离器和第四蒸馏塔;所述第二加氢反应器设有顶部进口和底部出口;所述第三气液分离器设有

进料口、气相出口和液相出口；所述第三气液分离器的液相出口设有分支出口 C、分支出口 D 和分支出口 E；所述第四气液分离器设有进料口、气相出口、下部液相出口和底部酸性废水排出口；所述第二气液分离器的气相出口设有排放气出口和循环气出口；所述第四蒸馏塔设有中部进料口、顶部出口、石脑油侧线采出口、柴油侧线采出口、下部出口和底部出口；

[0009] 所述加氢裂化分离系统包括加氢裂化反应器、第五气液分离器、第六气液分离器和第五蒸馏塔；所述加氢裂化反应器设有顶部进口和底部出口；所述第五气液分离器设有进料口、气相出口和液相出口；所述第五气液分离器的液相出口设有分支出口 F、分支出口 G 和分支出口 H；所述第六气液分离器设有进料口、气相出口、下部液相出口和底部酸性废水排出口；所述第六气液分离器的气相出口设有排放气出口和循环气出口；所述第五蒸馏塔设有中部进料口、顶部出口、石脑油侧线采出口、柴油侧线采出口和底部出口；所述第五蒸馏塔的底部出口设有分支出口 I 和分支出口 J；

[0010] 所述第一蒸馏塔的中部进料口与煤焦油原料管道经管线连接；所述第一蒸馏塔的顶部出口与回收分离系统经管线连接，底部出口与所述煤焦油混合器的煤焦油进料口经管线连接；所述煤焦油混合器的混合原料出口与所述第一加氢反应器的底部进口经管线连接；

[0011] 所述第一加氢反应器的底部进口还与所述氢气原料管道经管线连接；所述第一加氢反应器的顶部出口与所述第一气液分离器的进料口经管线连接；所述第一气液分离器的气相出口与所述第二气液分离器的进料口经管线连接；所述第二气液分离器的进料口还与所述脱盐水管道的经管线连接；所述第一气液分离器的分支出口 A 与所述煤焦油混合器的循环进料口经管线连接，分支出口 B 与所述第二蒸馏塔的中部进料口经管线连接；所述第二气液分离器的排放气出口与尾气回收系统经管线连接，循环气出口与所述第一加氢反应器的底部进口经管线连接，下部液相出口与所述第二蒸馏塔的中部进料口经管线连接，底部酸性废水排出口与废水回收系统经管线连接；所述第二蒸馏塔的顶部出口与干气液化气生成系统经管线连接，底部出口与所述第三蒸馏塔的中部进料口经管线连接；所述第三蒸馏塔的下部出口与所述煤焦油混合器的循环进料口经管线连接；所述第三蒸馏塔的顶部出口与所述第二加氢反应器的顶部进口经管线连接；

[0012] 所述第二加氢反应器的顶部进口还与所述氢气原料管道经管线连接；所述第二加氢反应器的底部出口与所述第三气液分离器的进料口经管线连接；所述第三气液分离器的气相出口与所述第四气液分离器的进料口经管线连接，分支出口 C 与所述第二加氢反应器的顶部进口经管线连接，分支出口 D 与所述煤焦油混合器的循环进料口经管线连接，分支出口 E 与所述第四蒸馏塔的中部进料口经管线连接；所述第四气液分离器的进料口还与所述脱盐水管道的经管线连接；所述第四气液分离器的排放气出口与尾气回收系统经管线连接，循环气出口与所述第二加氢反应器的顶部进口经管线连接，下部液相出口与所述第四蒸馏塔的中部进料口经管线连接，底部酸性废水排出口与废水回收系统经管线连接；所述第四蒸馏塔的顶部出口与干气液化气生成系统经管线连接，底部出口与所述煤焦油混合器的循环进料口经管线连接，下部出口与所述加氢裂化反应器的顶部进口经管线连接；

[0013] 所述加氢裂化反应器的顶部进口还与所述氢气原料管道经管线连接；所述加氢裂化反应器的底部出口与所述第五气液分离器的进料口经管线连接；所述第五气液分离器的

气相出口与所述第六气液分离器的进料口经管线连接、分支出口 F 与所述加氢裂化反应器的顶部进口经管线连接、分支出口 G 与所述煤焦油混合器的循环进料口经管线连接,分支出口 H 与所述第五蒸馏塔的中部进料口经管线连接;所述第六气液分离器的进料口还与所述脱盐水管道经管线连接;所述第六气液分离器的排放气出口与尾气回收系统经管线连接,循环气出口与所述加氢裂化反应器的顶部进口经管线连接,下部液相出口与所述第五蒸馏塔的中部进料口经管线连接,底部酸性废水排出口与废水回收系统经管线连接;所述第五蒸馏塔的顶部出口与干气液化气生成系统经管线连接,分支出口 I 与所述加氢裂化反应器的顶部进口经管线连接,分支出口 J 与所述煤焦油混合器的循环进料口径管线连接。

[0014] 其中,

[0015] 优选的,所述第一蒸馏塔的中部进料口上连接有换热器 I;换热器 I 设有进料口和出料口;换热器 I 的进料口与所述煤焦油原料管道经管线连接,出料口与所述第一蒸馏塔的中部进料口经管线连接。

[0016] 优选的,所述第一加氢反应器选自悬浮床反应器、沸腾床反应器和移动床反应器;为热壁结构反应器或者冷壁结构反应器。

[0017] 优选的,所述第一加氢反应器设有加氢催化剂补充口和失效催化剂卸出口。

[0018] 优选的,所述第一加氢反应器包括串联的加氢反应器 I 和加氢反应器 II;加氢反应器 I 设有底部进口和顶部出口;加氢反应器 II 设有底部进口和顶部出口;所述加氢反应器 I 的顶部出口与所述加氢反应器 II 的底部进口经管线连接。

[0019] 优选的,所述加氢反应器 I 和加氢反应器 II 之间设有用于催化剂循环的循环泵;所述循环泵的进口与加氢反应器 II 通过管线连接,所述循环泵的出口与所述加氢反应器 I 通过管线连接。

[0020] 优选的,所述加氢反应器 I 和加氢反应器 II 各自分别设有加氢催化剂补充口和失效催化剂卸出口。

[0021] 优选的,所述加氢反应器 I 和加氢反应器 II 选自悬浮床反应器、沸腾床反应器和移动床反应器;可以是热壁结构反应器或者是冷壁结构反应器。

[0022] 优选的,所述加氢反应器 I 为一台反应器或一台以上反应器经串联或并联的组合。

[0023] 优选的,所述加氢反应器 II 为一台反应器或一台以上反应器经串联或并联的组合。

[0024] 优选的,所述第一加氢反应器的底部进口上连接有第一加热炉;所述第一加热炉设有进料口和出料口;所述第一加热炉的进料口与氢气原料管道、所述煤焦油混合器的混合原料出口以及所述第二气液分离器的循环气出口经管线连接;所述第一加热炉的出料口与所述第一加氢反应器的底部进口经管线连接。

[0025] 优选的,所述第一气液分离器的气相出口连接有换热器 II;所述换热器 II 设有进料口和出料口;所述换热器 II 的进料口与所述第一气液分离器的气相出口经管线连接,出料口与所述第二气液分离器的进料口经管线连接。

[0026] 优选的,所述第二气液分离器的循环气出口连接有压缩机 I;所述压缩机 I 设有进料口和出料口;所述压缩机 I 的进料口与所述第二气液分离器的循环气出口经管线连接,出料口与所述第一加热炉的进料口经管线连接。

[0027] 优选的,所述第二加氢反应器是轴向绝热式固定床反应器、径向绝热式固定床反应器、列管式固定床反应器或滴流床反应器。

[0028] 优选的,所述第二加氢反应器一台反应器或一台以上反应器经串联或并联的组合;更优选为多台串联或并联的组合。

[0029] 优选的,所述第二加氢反应器的顶部进口连接有第二加热炉;所述第二加热炉设有进料口和出料口;所述第二加热炉的进料口与氢气原料管道、所述第三蒸馏塔的顶部出口、所述第四气液分离器的循环气出口、所述第三气液分离器的分支出口 C 经管线连接,所述第二加热炉的出料口与所述第二加氢反应器的顶部进口经管线连接。

[0030] 优选的,所述第三气液分离器的气相出口连接有换热器 III;所述换热器 III 设有进料口和出料口;所述换热器 III 的进料口与所述第三气液分离器的气相出口经管线连接,出料口与所述第四气液分离器的进料口经管线连接。

[0031] 优选的,所述第四气液分离器的循环气出口连接有压缩机 II;所述压缩机 II 设有进料口和出料口;所述压缩机 II 的进料口与所述第四气液分离器的循环气出口经管线连接,出料口与所述第二加热炉的进料口经管线连接。

[0032] 优选的,所述加氢裂化反应器是悬浮床反应器、轴向绝热式固定床反应器、径向绝热式固定床反应器、列管式固定床反应器、沸腾床反应器、移动床反应器或滴流床反应器,该反应器是热壁结构反应器或者是冷壁结构反应器。

[0033] 优选的,所述加氢裂化反应器为一台反应器或一台以上反应器经串联或并联的组合。

[0034] 优选的,所述加氢裂化反应器的顶部进口连接有第三加热炉;所述第三加热炉设有进料口和出料口;所述第三加热炉的进料口与所述氢气原料管道、所述第四蒸馏塔的下部出口、所述第六蒸馏塔的循环气出口、所述第五气液分离器的分支出口 F、所述第五蒸馏塔的分支出口 I 经管线连接;所述第三加热炉的出料口与所述加氢裂化反应器的顶部进口经管线连接。

[0035] 优选的,所述第五气液分离器的气相出口连接有换热器 IV;所述换热器 IV 设有进料口和出料口;所述换热器 IV 的进料口与所述第五气液分离器的气相出口经管线连接,出料口与所述第六气液分离器的进料口经管线连接。

[0036] 优选的,所述第六气液分离器的循环气出口连接有压缩机 III;所述压缩机 III 设有进料口和出料口;所述压缩机 III 的进料口与所述第六气液分离器的循环气出口经管线连接,出料口与所述第三加热炉的进料口经管线连接。

[0037] 优选的,所述第五蒸馏塔的中部进料口连接有第四加热炉;所述第四加热炉设有进料口和出料口;所述第四加热炉的进料口与所述第五气液分离器的分支出口 H 以及所述第六气液分离器的下部液相出口经管线连接;所述第四加热炉的出料口与所述第五蒸馏塔的中部进料口经管线连接。

[0038] 一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的工艺,首先将煤焦油原料蒸馏去除水、氨、酚类和轻质烃类,其余重组分与催化剂混合后进入第一加氢反应器,在此过程煤焦油组分粘度降低、密度降低、氢碳比提高;第一加氢反应器加氢产物经气液分离去除酸性废水并排放部分废气,其余组分经蒸馏除渣后进入第二加氢反应器,在此过程进行加氢精制,脱除大部分硫、氮、氧以及重金属;第二加氢反应器加氢产物经气液分离去除酸性废水并排放部分

废气后,再经蒸馏得到部分石脑油馏分和柴油馏分等,其余组分进入加氢裂化反应反应器,进一步降低密度、提高氢碳比;加氢裂化反应器反应产物经气液分离去除酸性废水并排放部分废气后,再经蒸馏得到另一部分的石脑油馏分和柴油馏分等。

[0039] 进一步的,所述一种煤焦油直接加氢反应制取燃料或工业油品的工艺,包括以下步骤:

[0040] (1) 煤焦油原料进入第一蒸馏塔,塔顶排出的水、氨、酚类和轻质烃类去回收分离系统,底部出口物料去煤焦油混合器与第一加氢反应器的补充催化剂进行混合;

[0041] (2) 煤焦油混合器出口混合物料与氢气混合后进入第一加氢反应器进行催化加氢反应,在此过程煤焦油组分的粘度降低、密度降低、氢碳比提高;

[0042] (3) 第一加氢反应器加氢产物进入第一气液分离器;第一气液分离器分离的气相物料经换热后加水混合,然后进入第二气液分离器;第一气液分离器分离的液相物料部分至所述煤焦油混合器,其余至第二蒸馏塔进行蒸馏除渣;第二气液分离器分离的气相物料部分排放至尾气回收系统,其余循环至所述第一加氢反应器;第二气液分离器底部排出酸性废水去废水回收系统,下部出口物料去第二蒸馏塔进行蒸馏除渣;

[0043] (4) 第二蒸馏塔顶部出口物料去干气液化气生成系统,底部出口物料去第三蒸馏塔;第三蒸馏塔底部出口排出含油灰分和催化剂粉末的混合渣浆,下部出口物料至所述煤焦油混合器,顶部出口物料与氢气混合后进入第二加氢反应器进行加氢精制,脱除大部分硫、氮、氧以及重金属;

[0044] (5) 第二加氢反应器加氢产物进入第三气液分离器,第三气液分离器分离的气相物料经换热后加水混合,然后进入第四气液分离器;第三气液分离器分离的液相物料部分至所述煤焦油混合器,部分返至所述第二加氢反应器,其余至第四蒸馏塔;第四气液分离器分离的气相物料部分外排至尾气回收系统,其余循环至第二加氢反应器;第四气液分离器底部排出酸性废水去废水回收系统,下部出口物料去第四蒸馏塔;

[0045] (6) 第四蒸馏塔顶部采出物料去干气液化气生成系统,侧线分别采出石脑油馏分和柴油馏分,下部采出的物料与氢气混合后至加氢裂化反应器,底部出口物料循环至所述煤焦油混合器;

[0046] (7) 自加氢裂化反应器来的加氢裂化物料进入第五气液分离器;第五气液分离器分离的气相物料经换热后加水混合,然后进入第六气液分离器;第五气液分离器分离的液相物料部分返至所述煤焦油混合器,部分返至加氢裂化反应器,其余至第五蒸馏塔;第六气液分离器分离的气相物料部分外排,其余循环至加氢裂化反应器;第六气液分离器底部排出酸性废水去废水回收系统,下部出口物料去第五蒸馏塔;

[0047] (8) 第五蒸馏塔顶部采出物料去干气液化气生成系统,侧线分别采出石脑油馏分和柴油馏分,底部采出物料部分返至加氢裂化反应器,其余返至煤焦油混合器;

[0048] 其中,

[0049] 所述煤焦油原料的固体颗粒物含量控制在 0 ~ 60wt%;其中固形物可以通过预处理去除,也可以不预处理,直接进料。

[0050] 特别的,所述工艺中煤焦油原料中固体颗粒物(主要为灰分)未经脱除,直接进料。煤焦油原料所携带的灰分可以作为催化剂的补充,循环使用。

[0051] 优选的,所述第一加氢反应器的加氢催化剂包括主催化剂和助催化剂;所述主催

化剂的成分为硅铝型催化剂和钴钼金属改性硅铝型催化剂中的一种或两种的组合；所述助催化剂的成分为沸石分子筛、铁钴镍金属改性分子筛、煤碳颗粒物、废脱硫催化剂、废加氢催化剂、水处理铁系絮凝剂和高岭土中的一种或多种的组合。

[0052] 更优选的，所述主催化剂选自 WZJY101、WZJY102、WZJY103 和 WZJY104；所述助催化剂选自 WZJY301、WZJY302、WZJY303、WZJY304 和煤碳颗粒物。上述牌号主催化剂和催化助剂均为上海戊正信息技术有限公司市售的工业产品。

[0053] 优选的，所述主催化剂与助催化剂的质量之比为 0.01 ~ 10 : 0.01 ~ 30，更优选为 0.1 ~ 3 : 0.05 ~ 1。

[0054] 所述煤炭颗粒物为调节煤焦油氢碳比而加入的固体颗粒物。

[0055] 优选的，所述煤焦油原料是低温煤焦油、中温煤焦油、高温煤焦油、浙江大学热能工程研究所流化床干馏炉系统产生的煤焦油、FCC 外甩油、稠油、油母页岩油、沥青等中的一种或是多种的混合油原料，且不限于上述煤焦油种类的油原料；优选为浙江大学流化床干馏炉系统产生的煤焦油和油母页岩油。

[0056] 优选的，步骤 (1) 中，所述煤焦油原料预热后再进入所述第一蒸馏塔。

[0057] 优选的，步骤 (1) 中，所述煤焦油原料经换热器 I 加热至 100 ~ 300℃ 进入第一蒸馏塔；

[0058] 更优选的为 150 ~ 250℃。

[0059] 优选的，所述第一蒸馏塔的操作压力为 0.0 ~ 0.10MPa，更优选的为 0.02 ~ 0.05MPa，塔顶温度 50 ~ 180℃，更优选的 100 ~ 130℃；塔底温度 200 ~ 360℃，更优选的 250 ~ 300℃。

[0060] 优选的，所述第一加氢反应器的进料经第一加热炉加热后再进料。

[0061] 优选的，所述第一加氢反应器选自悬浮床反应器、沸腾床反应器和移动床反应器；可以是热壁结构反应器或者是冷壁结构反应器。

[0062] 优选的，工艺运行过程中，定时从所述第一加氢反应器中卸除失效加氢催化剂。

[0063] 优选的，所述第一加氢反应器包括串联连接的加氢反应器 I 和加氢反应器 II，加氢反应器 I 的加氢产物进入加氢反应器 II，加氢反应器 II 的加氢产物进入第一气液分离器。

[0064] 优选的，所述加氢反应器 I 和加氢反应器 II 之间进行加氢催化剂的内循环，并定时从加氢反应器 I 和加氢反应器 II 中卸出失效的加氢催化剂。

[0065] 优选的，所述加氢反应器 I 和加氢反应器 II 选自悬浮床反应器、沸腾床反应器和移动床反应器；为热壁结构反应器或者是冷壁结构反应器。

[0066] 更优选的，所述加氢反应器 I 和加氢反应器 II 为悬浮床反应器，为冷壁结构反应器。

[0067] 优选的，所述加氢反应器 I 为一台反应器或一台以上反应器经串联或并联的组合。

[0068] 优选的，所述加氢反应器 II 为一台反应器或一台以上反应器经串联或并联的组合。

[0069] 优选的，所述加氢反应器 I 的反应压力是 5 ~ 30MPa，优选 15 ~ 25MPa，反应温度是 200 ~ 700℃，优选 350 ~ 480℃，原料油 / 氢气体积比是 1:500 ~ 1:6000，优选 1:1000 ~

1:2500。

[0070] 优选的,所述加氢反应器 II 的反应压力是 5 ~ 30MPa,优选 15 ~ 25MPa,反应温度是 200 ~ 700℃,优选 350 ~ 480℃,原料油 / 氢气体积比是 1:500 ~ 1:6000,优选 1:1000 ~ 1:2500。

[0071] 优选的,所述第一气液分离器的操作压力为分离压力为 5 ~ 30MPa,更优选为 12 ~ 22MPa;操作温度为 200 ~ 500℃,更优选为 250 ~ 450℃。

[0072] 优选的,所述第二气液分离器的操作压力为 5 ~ 30MPa,更优选为 12 ~ 22MPa;操作温度为 40 ~ 300℃,更优选为 42 ~ 60℃。

[0073] 优选的,所述第一气液分离器分离的气相物料与水混合质量之比为 10 ~ 50:0.01 ~ 10,更优选的为 10 ~ 30:0.1 ~ 10。

[0074] 优选的,所述第一气液分离器分离的液相物料中有 0 ~ 90wt% 循环至所述煤焦油混合器,更优选为 40 ~ 60wt%。

[0075] 优选的,所述第二气液分离器分离的气相物料中有 0 ~ 20% 体积的气体排放至尾气回收系统,更优选为 0 ~ 10%。

[0076] 优选的,所述第二气液分离器分离的气相循环物料经循环压缩机 I 加压后,再与煤焦油混合器出口混合物料以及氢气混合,然后进入第一加氢反应器。

[0077] 优选的,所述第二蒸馏塔的操作压力为 0.4 ~ 1.3MPa,优选为 0.5 ~ 0.9MPa,塔顶温度为 40 ~ 200℃,优选为 50 ~ 100℃,塔底温度为 200 ~ 460℃,优选为 300 ~ 450℃。

[0078] 优选的,所述第三蒸馏塔的塔顶压力为 -0.10 ~ 0.0MPa,优选为 -0.09 ~ -0.04MPa;塔顶温度为 40 ~ 200℃,优选为 60 ~ 100℃;塔底压力为 -0.10 ~ 0.0MPa,优选为 -0.08 ~ -0.04MPa,塔底温度为 300 ~ 490℃,优选为 320 ~ 470℃。

[0079] 优选的,所述第二加氢反应器为轴向绝热式固定床反应器、径向绝热式固定床反应器、列管式固定床反应器或滴流床反应器;

[0080] 更优选的,所述第二加氢反应器为轴向绝热式固定床反应器,为热壁结构反应器。

[0081] 优选的,所述第二加氢反应器为一台反应器或一台以上反应器经串联或并联的组合;更优选为多台串联或并联的组合。

[0082] 优选的,所述第二加氢反应器的进料经第二加热炉加热后再进料。

[0083] 优选的,所述第二加氢反应器的反应压力是 5 ~ 30MPa,优选 15 ~ 25MPa,反应温度是 200 ~ 500℃,优选 270 ~ 380℃,原料油 / 氢气体积比是 1:500 ~ 1:2000,优选是 1:1000 ~ 1:1600,液体空速是 0.01 ~ 3.0hr⁻¹,优选是 0.2 ~ 2.0hr⁻¹。

[0084] 优选的,所述第二加氢反应器中加氢催化剂为上海戊正信息技术有限公司市售的加氢保护剂、加氢精制剂或二者的组合。

[0085] 所述加氢保护剂选自 WZB101、WZB102、WZB103、WZB104、WZB105、WZB106;所述加氢精制剂选自 WZJY201、WZJY202、WZJY203、WZJY204、WZJY205。

[0086] 更优选的,所述第二加氢反应器中加氢催化剂为加氢保护剂 WZB101、WZB102、WZB103、WZB104 与加氢精制剂 WZJY201、WZJY202、WZJY203 级配使用。

[0087] 优选的,所述第三气液分离器的操作压力为 5 ~ 30MPa,更优选为 12 ~ 22MPa,操作温度为 200 ~ 500℃,更优选为 250 ~ 420℃。

[0088] 优选的,所述第四气液分离器的操作压力为 5 ~ 30MPa,更优选为 12 ~ 22MPa,操

作温度为 40 ~ 300℃,更优选为 50 ~ 100℃。

[0089] 优选的,所述第三气液分离器的气相物料与水的混合质量之比为 10 ~ 60:0.01 ~ 10,更优选为 10 ~ 60:1 ~ 4。

[0090] 优选的,第三气液分离器分离的液相物料中有 0 ~ 90wt%循环至所述煤焦油混合器,0 ~ 90wt%循环至所述第二加氢反应器,其余至第四蒸馏塔。

[0091] 更优选的,第三气液分离器分离的液相物料中有 20 ~ 60wt%循环至所述煤焦油混合器,20 ~ 60wt%循环至所述第二加氢反应器,其余至第四蒸馏塔。

[0092] 优选的,所述第四气液分离器的气相物料中有 0 ~ 15%体积的气体排放,更优选为 0.02 ~ 5%。

[0093] 优选的,所述第四气液分离器分离的气相循环物料经循环压缩机 II 加压后,再与第三蒸馏塔的顶部出口物料以及氢气混合后进入第二加氢反应器。

[0094] 所述第四蒸馏塔为加压稳定塔和常压分馏塔的组合塔组;加压稳定塔塔顶压力 0.60 ~ 1.4MPa,塔底压力为 0.65 ~ 1.45MPa,,塔顶温度:100 ~ 170℃,塔底温度 250 ~ 350℃;常压分馏塔塔顶压力 0.00 ~ 0.10MPa,塔底压力为 0.02 ~ 0.18MPa,塔顶温度:130 ~ 180℃,塔底温度 290 ~ 360℃。

[0095] 优选的,所述加氢裂化反应器的进料经第三加热炉加热后再进料。

[0096] 优选的,所述加氢裂化反应器的反应压力是 5 ~ 30MPa,优选为 12 ~ 20MPa,反应温度是 200 ~ 500℃,优选为 350 ~ 450℃,原料油/氢气体积比是 1:500 ~ 1:2000,优选为 1:1000 ~ 1:1600,液体空速是 0.01 ~ 3.0hr⁻¹,优选为 0.2 ~ 2.0hr⁻¹。

[0097] 优选的,所述加氢裂化反应器内的催化剂为上海戊正工程技术有限公司市售的加氢裂化剂,如 WZL301、WZL401、WZL501。

[0098] 优选的,所述加氢裂化反应器是悬浮床反应器、轴向绝热式固定床反应器、径向绝热式固定床反应器、列管式固定床反应器、沸腾床反应器、移动床反应器或滴流床反应器;该反应器是热壁结构反应器或者是冷壁结构反应器

[0099] 更优选的,所述加氢裂化反应器是轴向绝热式固定床反应器,该反应器是热壁结构反应器。

[0100] 优选的,所述加氢裂化反应器为一台反应器或一台以上反应器经串联或并联的组合。

[0101] 优选的,所述第五气液分离器的操作压力为 5 ~ 30MPa,更优选为 12 ~ 22MPa,操作温度为 200 ~ 500℃,更优选为 300 ~ 460℃。

[0102] 优选的,所述第六气液分离器的操作压力为 5 ~ 30MPa,更优选为 12 ~ 22MPa,操作温度为 40 ~ 300℃,更优选为 45 ~ 150℃。

[0103] 优选的,所述第五气液分离器的气相物料与水的混合质量之比为 10 ~ 50:0.01 ~ 10,更优选为 10 ~ 50:1 ~ 10。

[0104] 优选的,所述第五气液分离器分离的液相物料中有 0 ~ 90wt%循环至所述煤焦油混合器,0 ~ 90wt%循环至所述加氢裂化反应器,其余至第五蒸馏塔

[0105] 更优选的,所述第五气液分离器分离的液相物料中有 20 ~ 60wt%循环至所述煤焦油混合器,20 ~ 60wt%循环至所述加氢裂化反应器,其余至第五蒸馏塔。

[0106] 优选的,所述第六气液分离器的气相物料中有 0 ~ 10%体积的气体排放至尾气回

收系统,更优选为 0.02 ~ 5%。

[0107] 优选的,所述第六气液分离器分离的气相循环物料经压缩机III加压后,再与第四蒸馏塔的顶部出口物料以及氢气混合后进入加氢裂化反应器。

[0108] 优选的,所述第五蒸馏塔的进料经第四加热炉加热后在进料。

[0109] 所述第五蒸馏塔为加压稳定塔和常压分馏塔的组合塔组;加压稳定塔塔顶压力 0.60 ~ 1.4MPa,塔底压力为 0.65 ~ 1.45MPa,,塔顶温度:100 ~ 170℃,塔底温度 250 ~ 350℃;常压分馏塔塔顶压力 0.00 ~ 0.10MPa,塔底压力为 0.02 ~ 0.18MPa,塔顶温度:130 ~ 180℃,塔底温度 290 ~ 360℃。

[0110] 优选的,所述第五蒸馏塔的底部采出物料中,有 0 ~ 80wt%至加氢裂化反应器,更优选为 20 ~ 70wt%,其余至煤焦油混合器。

[0111] 本实用新型的技术效果及优点在于:

[0112] 第一加氢反应器、第二加氢反应器以及加氢裂化反应器的多段加氢反应使煤焦油实现全处理工艺,无外甩尾油产生,进加氢反应器前也不需要分离去除固体颗粒物,所有煤焦油原料全部进入加氢反应器进行加氢反应。煤焦油中所携带的固体颗粒物不仅不需要分离去除,还可以作为加氢反应的催化助剂使用,从而真正实现煤焦油全馏份加氢工艺。多余外排的含油废渣,在与浙江大学开发的煤提质多联产流化床干馏发电系统联运中,可以送到流化床干馏炉中使用,避免环境污染。

附图说明

[0113] 图 1 一种煤焦油加氢生成燃料油工艺流程图

[0114] 附图标记:

[0115] 1,换热器 I ;2,第一蒸馏塔 ;3,煤焦油混合器 ;4,第一加热炉 ;5,加氢反应器 I ;6,加氢反应器 II ;7,压缩机 I ;8,第一气液分离器 ;9,换热器 II ;10,第二气液分离器 ;11,第二蒸馏塔 ;12,第三蒸馏塔 ;13,第二加热炉 ;14,第二加氢反应器 ;15,压缩机 II ;16,第三气液分离器 ;17,换热器 III ;18,第四气液分离器 ;19,第四蒸馏塔 ;20,第三加热炉 ;21,加氢裂化反应器 ;22,压缩机 III ;23,第五气液分离器 ;24,换热器 IV ;25,第六气液分离器 ;26,第四加热炉 ;27,第五蒸馏塔。

具体实施方式

[0116] 以下通过特定的具体实例说明本实用新型的技术方案。应理解,本实用新型提到的一个或多个方法步骤并不排斥在所述组合步骤前后还存在其他方法步骤或在这些明确提到的步骤之间还可以插入其他方法步骤;还应理解,这些实施例仅用于说明本实用新型而并不用于限制本实用新型的范围。而且,除非另有说明,各方法步骤的编号仅为鉴别各方法步骤的便利工具,而非为限制各方法步骤的排列次序或限定本实用新型可实施的范围,其相对关系的改变或调整,在无实质变更技术内容的情况下,当亦视为本实用新型可实施的范畴。

[0117] 一种煤焦油加氢制取原料油工艺及配套装置系统,如图 1 所示,如图 1 所示,包括原料系统、第一加氢分离系统、第二加氢分离系统和加氢裂化分离系统;

[0118] 所述原料系统包括煤焦油原料管道、氢气原料管道、脱盐水管、第一蒸馏塔 2 以

及煤焦油混合器 12 ;所述第一蒸馏塔 2 设有中部进料口、顶部出口和底部出口 ;所述煤焦油混合器 3 设有煤焦油进料口、催化剂进料口、循环进料口和混合原料出口 ;

[0119] 所述第一加氢分离系统包括第一加氢反应器、第一气液分离器 8、第二气液分离器 10、第二蒸馏塔 11 和第三蒸馏塔 12 ;所述第一加氢反应器设有底部进口和顶部出口 ;所述第一气液分离器 8 设有进料口、气相出口和液相出口 ;所述第一气液分离器 8 的液相出口设有分支出口 A 和分支出口 B ;所述第二气液分离器 10 设有进料口、气相出口、下部液相出口和底部酸性废水排出口 ;所述第二气液分离器 10 的气相出口设有排放气出口和循环气出口 ;所述第二蒸馏塔 11 设有中部进料口、顶部出口和底部出口 ;所述第三蒸馏塔 12 设有中部进料口、顶部出口、下部出口和底部废渣排出口 ;

[0120] 所述第二加氢分离系统包括第二加氢反应器 14、第三气液分离器 16、第四气液分离器 18 和第四蒸馏塔 19 ;所述第二加氢反应器 14 设有顶部进口和底部出口 ;所述第三气液分离器 16 设有进料口、气相出口和液相出口 ;所述第三气液分离器 16 的液相出口设有分支出口 C、分支出口 D 和分支出口 E ;所述第四气液分离器 18 设有进料口、气相出口、下部液相出口和底部酸性废水排出口 ;所述第二气液分离器 10 的气相出口设有排放气出口和循环气出口 ;所述第四蒸馏塔 19 设有中部进料口、顶部出口、石脑油侧线采出口、柴油侧线采出口、下部出口和底部出口 ;

[0121] 所述加氢裂化分离系统包括加氢裂化反应器 21、第五气液分离器 23、第六气液分离器 25 和第五蒸馏塔 27 ;所述加氢裂化反应器 21 设有顶部进口和底部出口 ;所述第五气液分离器 23 设有进料口、气相出口和液相出口 ;所述第五气液分离器 23 的液相出口设有分支出口 F、分支出口 G 和分支出口 H ;所述第六气液分离器 25 设有进料口、气相出口、下部液相出口和底部酸性废水排出口 ;所述第六气液分离器 25 的气相出口设有排放气出口和循环气出口 ;所述第五蒸馏塔 27 设有中部进料口、顶部出口、石脑油侧线采出口、柴油侧线采出口和底部出口 ;所述第五蒸馏塔 27 的底部出口设有分支出口 I 和分支出口 J ;

[0122] 所述第一蒸馏塔 2 的中部进料口与煤焦油原料管道经管线连接 ;所述第一蒸馏塔 2 的顶部出口与回收分离系统经管线连接,底部出口与所述煤焦油混合器 3 的煤焦油进料口经管线连接 ;所述煤焦油混合器 3 的混合原料出口与所述第一加氢反应器的底部进口经管线连接 ;

[0123] 所述第一加氢反应器的底部进口还与所述氢气原料管道经管线连接 ;所述第一加氢反应器的顶部出口与所述第一气液分离器 8 的进料口经管线连接 ;所述第一气液分离器 8 的气相出口与所述第二气液分离器 10 的进料口经管线连接 ;所述第二气液分离器 10 的进料口还与所述脱盐水管道经管线连接 ;所述第一气液分离器 8 的分支出口 A 与所述煤焦油混合器 3 的循环进料口经管线连接,分支出口 B 与所述第二蒸馏塔 11 的中部进料口经管线连接 ;所述第二气液分离器 10 的排放气出口与尾气回收系统经管线连接,循环气出口与所述第一加氢反应器的底部进口经管线连接,下部液相出口与所述第二蒸馏塔 11 的中部进料口经管线连接,底部酸性废水排出口与废水回收系统经管线连接 ;所述第二蒸馏塔 11 的顶部出口与干气液化气回收系统经管线连接,底部出口与所述第三蒸馏塔 12 的中部进料口经管线连接 ;所述第三蒸馏塔 12 的下部出口与所述煤焦油混合器 3 的循环进料口经管线连接 ;所述第三蒸馏塔 12 的顶部出口与所述第二加氢反应器 14 的顶部进口经管线连接 ;

[0124] 所述第二加氢反应器 14 的顶部进口还与所述氢气原料管道经管线连接；所述第二加氢反应器 14 的底部出口与所述第三气液分离器 16 的进料口经管线连接；所述第三气液分离器 16 的气相出口与所述第四气液分离器 18 的进料口经管线连接，分支出口 C 与所述第二加氢反应器 14 的顶部进口经管线连接，分支出口 D 与所述煤焦油混合器 3 的循环进料口经管线连接，分支出口 E 与所述第四蒸馏塔 19 的中部进料口经管线连接；所述第四气液分离器 18 的进料口还与所述脱盐水管道的经管线连接；所述第四气液分离器 18 的排放气出口与尾气回收系统经管线连接，循环气出口与所述第二加氢反应器 14 的顶部进口经管线连接，下部液相出口与所述第四蒸馏塔 19 的中部进料口经管线连接，底部酸性废水排出口与废水回收系统经管线连接；所述第四蒸馏塔 19 的顶部出口与干气液化气回收系统经管线连接，底部出口与所述煤焦油混合器 3 的循环进料口经管线连接，下部出口与所述加氢裂化反应器 21 的顶部进口经管线连接；

[0125] 所述加氢裂化反应器 21 的顶部进口还与所述氢气原料管道经管线连接；所述加氢裂化反应器 21 的底部出口与所述第五气液分离器 23 的进料口经管线连接；所述第五气液分离器 23 的气相出口与所述第六气液分离器 25 的进料口经管线连接、分支出口 F 与所述加氢裂化反应器 21 的顶部进口经管线连接、分支出口 G 与所述煤焦油混合器 3 的循环进料口经管线连接，分支出口 H 与所述第五蒸馏塔 27 的中部进料口经管线连接；所述第六气液分离器 25 的进料口还与所述脱盐水管道的经管线连接；所述第六气液分离器 25 的排放气出口与尾气回收系统经管线连接，循环气出口与所述加氢裂化反应器 21 的顶部进口经管线连接，下部液相出口与所述第五蒸馏塔 27 的中部进料口经管线连接，底部酸性废水排出口与废水回收系统经管线连接；所述第五蒸馏塔 27 的顶部出口与干气液化气回收系统经管线连接，分支出口 I 与所述加氢裂化反应器 21 的顶部进口经管线连接，分支出口 J 与所述煤焦油混合器 3 的循环进料口经管线连接；

[0126] 作为优选的实施方案：所述第一蒸馏塔 2 的中部进料口上连接有换热器 I 1；换热器 I 1 设有进料口和出料口；换热器 I 1 的进料口与所述煤焦油原料管道经管线连接，出料口与所述第一蒸馏塔 2 的中部进料口经管线连接；

[0127] 作为优选的实施方式，所述第一加氢反应器选自悬浮床反应器、沸腾床反应器和移动床反应器；可以是热壁结构反应器或者是冷壁结构反应器；所述第一加氢反应器设有加氢催化剂补充口和失效催化剂卸出口；

[0128] 作为优选的实施方案：所述第一加氢反应器包括串联的加氢反应器 I 5 和加氢反应器 II 6；加氢反应器 I 5 设有底部进口和顶部出口；加氢反应器 II 6 设有底部进口和顶部出口；所述加氢反应器 I 5 的顶部出口与所述加氢反应器 II 6 的底部进口经管线连接；

[0129] 作为优选的实施方案：所述加氢反应器 I 5 和加氢反应器 II 6 之间设有用于催化剂循环的循环泵；所述循环泵的进口与加氢反应器 II 6 通过管线连接，所述循环泵的出口与所述加氢反应器 I 5 通过管线连接；所述加氢反应器 I 5 和加氢反应器 II 6 各自分别设有加氢催化剂补充口和失效催化剂卸出口；

[0130] 作为优选的实施方案：所述加氢反应器 I 5 和加氢反应器 II 6 选自悬浮床反应器、沸腾床反应器和移动床反应器；可以是热壁反应器或者是冷壁反应器。

[0131] 作为优选的实施方案：所述加氢反应器 I 5 为一台反应器或一台以上反应器经串联或并联的组合；所述加氢反应器 II 6 为一台反应器或一台以上反应器经串联或并联的组

合。

[0132] 作为优选的实施方案:所述第一加氢反应器的底部进口上连接有第一加热炉 4;所述第一加热炉 4 设有进料口和出料口;所述第一加热炉 4 的进料口与氢气原料管道、所述煤焦油混合器 3 的混合原料出口以及所述第二气液分离器 10 的循环气出口经管线连接;所述第一加热炉 4 的出料口与所述第一加氢反应器的底部进口经管线连接。

[0133] 作为优选的实施方案:所述第一气液分离器 8 的气相出口连接有换热器 II 9;所述换热器 II 9 设有进料口和出料口;所述换热器 II 9 的进料口与所述第一气液分离器 8 的气相出口经管线连接,出料口与所述第二气液分离器 10 的进料口经管线连接。

[0134] 作为优选的实施方案:所述第二气液分离器 10 的循环气出口连接有压缩机 I 7;所述压缩机 I 7 设有进料口和出料口;所述压缩机 I 7 的进料口与所述第二气液分离器 10 的循环气出口经管线连接,出料口与所述第一加热炉 4 的进料口经管线连接。

[0135] 作为优选的实施方案:所述第二加氢反应器 14 是轴向绝热式固定床反应器、径向绝热式固定床反应器、列管式固定床反应器和滴流床反应器中的一种。

[0136] 作为优选的实施方案:所述第二加氢反应器 14 为一台反应器或一台以上反应器经串联或并联的组合。

[0137] 作为优选的实施方案:所述第二加氢反应器 14 的顶部进口连接有第二加热炉 13;所述第二加热炉 13 设有进料口和出料口;所述第二加热炉 13 的进料口与氢气原料管道、所述第三蒸馏塔 12 的顶部出口、所述第四气液分离器 18 的循环气出口、所述第三气液分离器 16 的分支出口 C 经管线连接,所述第二加热炉 13 的出料口与所述第二加氢反应器 14 的顶部进口经管线连接。

[0138] 作为优选的实施方案:所述第三气液分离器 16 的气相出口连接有换热器 III 17;所述换热器 III 17 设有进料口和出料口;所述换热器 III 17 的进料口与所述第三气液分离器 16 的气相出口经管线连接,出料口与所述第四气液分离器 18 的进料口经管线连接。

[0139] 作为优选的实施方案:所述第四气液分离器 18 的循环气出口连接有压缩机 II 15;所述压缩机 II 15 设有进料口和出料口;所述压缩机 II 15 的进料口与所述第四气液分离器 18 的循环气出口经管线连接,出料口与所述第二加热炉 13 的进料口经管线连接。

[0140] 作为优选的实施方案:所述加氢裂化反应器 21 为悬浮床反应器、轴向绝热式固定床反应器、径向绝热式固定床反应器、列管式固定床反应器、沸腾床反应器、移动床反应器或滴流床反应器;为热壁结构反应器或者冷壁结构反应器。

[0141] 作为优选的实施方式:所述加氢裂化反应器 21 为一台反应器或一台以上反应器经串联或并联的组合。

[0142] 作为优选的实施方案:所述加氢裂化反应器 21 的顶部进口连接有第三加热炉 20;所述第三加热炉 20 设有进料口和出料口;所述第三加热炉 20 的进料口与所述氢气原料管道、所述第四蒸馏塔 19 的下部出口、所述第六蒸馏塔的循环气出口、所述第五气液分离器 23 的分支出口 F、所述第五蒸馏塔 27 的分支出口 I 经管线连接;所述第三加热炉 20 的出料口与所述加氢裂化反应器 21 的顶部进口经管线连接。

[0143] 作为优选的实施方案:所述第五气液分离器 23 的气相出口连接有换热器 IV 24;所述换热器 IV 24 设有进料口和出料口;所述换热器 IV 24 的进料口与所述第五气液分离器 23 的气相出口经管线连接,出料口与所述第六气液分离器 25 的进料口经管线连接。

[0144] 作为优选的实施方案:所述第六气液分离器 25 的循环气出口连接有压缩机 III 22;所述压缩机 III 22 设有进料口和出料口;所述压缩机 III 22 的进料口与所述第六气液分离器 25 的循环气出口经管线连接,出料口与所述第三加热炉 20 的进料口经管线连接。

[0145] 作为优选的实施方案:所述第五蒸馏塔 27 的中部进料口连接有第四加热炉 26;所述第四加热炉 26 设有进料口和出料口;所述第四加热炉 26 的进料口与所述第五气液分离器 23 的分支出口 H 以及所述第六气液分离器 25 的下部液相出口经管线连接;所述第四加热炉 26 的出料口与所述第五蒸馏塔 27 的中部进料口经管线连接。

[0146] 利用图 1 所示一种煤焦油加氢制取燃料或工业油品的装置系统及工艺的具体工业生产实例如下:

[0147] 实施例 1

[0148] 浙江大学热能工程研究所流化床干馏炉系统产生的煤焦油原料(组分见表 1)经换热器 I 1 换热至 200℃后进入第一蒸馏塔 2,第一蒸馏塔 2 操作压力为塔顶压力 0.04MPa,塔底压力 0.06MPa,塔顶温度为 150℃,塔底温度为 320℃,第一蒸馏塔 2 顶部出口物料为水、氨、酚类和轻烃类,去回收分离系统,底部出口物料去煤焦油混合器 3,在煤焦油混合器 3 中与补充的主催化剂、助催化剂以及各循环回用浆料混合均匀;

[0149] 经压缩机 I 7 加压后的循环气与来自氢气原料管道的氢气混合后,再与来自煤焦油混合器 3 的混合原料混合,之后经第一加热炉 4 加热后从加氢反应器 I 5 的底部进口进料,加氢反应器 I 5 为悬浮床反应器,主催化剂为 WZJY101、WZJY102,助催化剂为 WZJY301,反应压力:19MPa,反应温度:450℃,原料油/氢气体积比:1:2000;加氢反应器 I 5 顶部出口物料从加氢反应器 II 6 的底部进口进入;加氢反应器 II 6 为悬浮床反应器,主催化剂为 WZJY103、WZJY104,助催化剂为 WZJY302,反应压力:19MPa,反应温度是 450℃,原料油/氢气体积比:1:2000;煤焦油原料在加氢反应器 I 5 和加氢反应器 II 6 中进行催化加氢反应,在此过程煤焦油组份密度降低、粘度降低、氢碳比提高;加氢反应器 II 6 的顶部出口物料进入第一气液分离器 8 进行气液分离;

[0150] 第一气液分离器 8 分离压力 17MPa,分离温度 290℃;第一气液分离器 8 的气相出口物料经换热器 II 9 换热后与 5wt%(加水后物料含水量,以下类同)水混合,然后进入第二气液分离器 10;第一气液分离器 8 液相出口物料中有 30wt%去煤焦油混合器 3,其余去第二蒸馏塔 11;第二气液分离器 10 的分离压力 16.5MPa,分离温度 50℃;第二气液分离器 10 气相出口物料中,有 98v%作为循环气经压缩机 I 7 加压后循环至第一加热炉 4,其余排放至尾气回收系统;第二气液分离器 10 下部液相出口物料去第二蒸馏塔 11,底部排出酸性废水去废水回收系统。

[0151] 第二蒸馏塔 11 操作压力为 0.94MPa,塔顶温度为 145℃,塔底温度为 320℃;第二蒸馏塔 11 顶部出口物料去干气、液化气生成系统,下部出口物料去第三蒸馏塔 12 入口;第三蒸馏塔 12 塔顶压力为 -0.09MPa,塔底为 -0.07MPa,塔顶温度为 143℃,塔底温度为 325℃,第三蒸馏塔 12 顶部出口物料去第二加热炉 13,下部出口物料去煤焦油混合器 3,底部废渣排出口的废渣外排;

[0152] 经压缩机 II 15 加压后的循环气与来自氢气原料管道的氢气混合后,再与第三蒸馏塔 12 的顶部出口物料以及来自第三气液分离器 16 的液相循环物料混合,然后经第二加热炉 13 加热后从第二加氢反应器 14 的顶部进口进入;第二加氢反应器 14 为列管式固定床

反应器, 催化剂为: 加氢保护剂 WZB101、WZB102、WZB103、WZB104, 体积比为 1.2:1:1.5:3.1; 加氢精制剂 WZJY201、WZJY202、WZJY203 体积比为, 2.0:0.5:0.3, 加氢保护剂与加氢精制剂的比例为 1:5; 反应压力是 15.5MPa, 反应温度是 430℃, 原料油 / 氢气体积比是 1:1200, 液体空速是 0.70hr⁻¹; 煤焦油原料在第二加氢反应器 14 中进行进一步的催化加氢精制, 脱除大部分的硫、氮、氧以及重金属;

[0153] 第二加氢反应器 14 底部出口物料进入第三气液分离器 16, 第三气液分离器 16 分离温度 265℃, 分离压力为 14.5MPa; 第三气液分离器 16 气相出口物料经换热器 III 17 换热后与 6wt% 的水混合, 然后进入第四气液分离器 18; 第三气液分离器 16 液相出口物料中, 有 20wt% 循环返至煤焦油混合器 3, 20wt% 循环至所述第二加热炉 13, 其余与第四气液分离器 18 的下部液相出口物料混合后去第四蒸馏塔 19; 第四气液分离器 18 分离温度为 45℃, 分离压力为 13.7MPa; 第四气液分离器 18 气相出口物料中, 有 99.5v% 作为循环气经压缩机 II 15 加压后再与氢气原料混合循环至第二加热炉 13, 其余为排放气去尾气回收系统; 第四气液分离器 18 的底部酸性废水排出口排出酸性废水去废水回收系统。

[0154] 第四蒸馏塔 19 实际为塔组, 为加压稳定塔和常压分馏塔组成。加压稳定塔塔顶压力 0.95MPa, 塔底压力为 1.0MPa, 塔顶温度: 150℃, 塔底温度 310℃; 常压分馏塔塔顶压力 0.03MPa, 塔底压力为 0.06MPa, 塔顶温度: 160℃, 塔底温度 360℃;

[0155] 第四蒸馏塔 19 顶部出口物料去干气、液化气生成系统, 侧线分别采出石脑油馏份和柴油馏份, 底部出口物料去煤焦油混合器 3, 下部出口物料与来自氢气原料管道的氢气以及各循环物料混合后经第三加热炉 20 加热后从加氢裂化反应器 21 的顶部进口进料; 加氢裂化反应器 21 为列管式固定床反应器, 催化剂为加氢裂化催化剂 WZL301、WZL401, 反应压力: 15.5MPa, 反应温度: 450℃, 原料油 / 氢气体积比: 1:1200, 液体空速: 0.35hr⁻¹; 加氢裂化反应器 21 底部出口物料去第五气液分离器 23; 第五气液分离器 23 分离温度为 270℃, 分离压力为 14.5MPa; 第五气液分离器 23 气相出口物料经换热器 IV 24 换热后与 3wt% 水混合, 然后进入第六气液分离器 25; 第五气液分离器 23 的液相出口物料中, 有 35wt% 循环至煤焦油混合器 3, 25wt% 循环至所述第三加热炉 20, 其余与来自第六气液分离器 25 的下部液相出口物料混合后再经第四加热炉 26 加热后去第五蒸馏塔 27; 第六气液分离器 25 分离温度为 50℃, 分离压力为 14.0MPa; 第六气液分离器 25 气相出口物料中, 有 99.0v% 作为循环气经压缩机 III 22 加压后再与氢气原料混合循环至第三加热炉 20, 其余作为排放气去尾气回收系统; 第六气液分离器 25 底部酸性废水排出口排出的酸性水去废水回收系统。

[0156] 第五蒸馏塔 27 实际为塔组, 为加压稳定塔和常压分馏塔组成。加压稳定塔塔顶压力 0.96MPa, 塔底压力为 1.05MPa, 塔顶温度: 148℃, 塔底温度 306℃; 常压分馏塔塔顶压力 0.03MPa, 塔底压力为 0.06MPa, 塔顶温度: 152℃, 塔底温度 345℃; 第五蒸馏塔 27 顶部出口物料去干气、液化气生成系统, 侧线分别采出石脑油馏份和柴油馏份, 底部出口中, 有 50wt% 循环至第三加热炉 20, 其余去煤焦油混合器 3。

[0157] 实施例 2

[0158] 油母页岩油与浙江大学流化床干馏炉出的煤焦油混合油料 (组分见表 1) 经换热器 I 1 换热至 144℃ 后进入第一蒸馏塔 2, 第一蒸馏塔 2 操作压力为塔顶压力 0.03MPa, 塔底压力 0.05MPa, 塔顶温度为 132℃, 塔底温度为 321℃, 第一蒸馏塔 2 顶部出口物料为水、氨、酚类和轻烃类, 去回收分离系统, 底部出口物料去煤焦油混合器 3, 在煤焦油混合器 3 中与

主催化剂、助催化剂以及各循环回用浆料混合均匀；

[0159] 经压缩机 I 7 加压后的循环气与来自氢气原料管道的氢气混合后,再与来自煤焦油混合器 3 的混合原料混合,之后经第一加热炉 4 加热后从加氢反应器 I 5 的底部进口进料,加氢反应器 I 5 为悬浮床反应器,主催化剂为 ZJY102、WZJY103 体积比为 1.2:1.0,助催化剂为 WZJY302,反应压力:20.0MPa,反应温度:480℃,原料油/氢气体积比 1:1800;加氢反应器 I 5 顶部出口物料从加氢反应器 II 6 的底部进口进入;加氢反应器 II 6 为悬浮床反应器,主催化剂为 ZJY102、WZJY103 体积比为 1.2:1.0,助催化剂为 WZJY302,反应压力:19MPa,反应温度:460℃,原料油/氢气体积比 1:1800;加氢反应器 II 6 的顶部出口物料进入第一气液分离器 8 进行气液分离,第一气液分离器 8 分离压力 19.0MPa,分离温度 300℃;第一气液分离器 8 的气相出口物料经换热器 II 9 换热后与 3wt% 水混合,然后进入第二气液分离器 10;第一气液分离器 8 液相出口物料中有 60wt% 去煤焦油混合器 3,其余去第二蒸馏塔 11;第二气液分离器 10 的分离压力 18.8MPa,分离温度 45℃;第二气液分离器 10 气相出口物料中,有 99.7v% 作为循环气经压缩机 I 7 加压后循环至第一加热炉 4,其余排放至回收系统;第二气液分离器 10 下部液相出口物料去第二蒸馏塔 11,底部排出酸性水去废水回收系统。

[0160] 第二蒸馏塔 11 操作压力为 0.95MPa,塔顶温度为 148℃,塔底温度为 320℃;第二蒸馏塔 11 顶部出口物料去干气液化气生成系统,下部出口物料去第三蒸馏塔 12 入口;第三蒸馏塔 12 塔顶压力为 -0.078MPa,塔底为 -0.02MPa,塔顶温度为 146℃,塔底温度为 329℃,第三蒸馏塔 12 顶部出口物料去第二加热炉 13,下部出口物料去煤焦油混合器 3,底部废渣排出口的废渣外排;

[0161] 经压缩机 II 15 加压后的循环气与来自氢气原料管道的氢气混合后,再与第三蒸馏塔 12 的顶部出口物料以及来自第三气液分离器 16 的液相循环物料混合,然后经第二加热炉 13 加热后从第二加氢反应器 14 的顶部进口进入;第二加氢反应器 14 为列管式固定床反应器,催化剂为:加氢保护剂 WZB101、WZB102、WZB103、WZB104,体积比为 2.0:1.3:1.2:3.5;加氢精制剂 WZJY201、WZJY202、WZJY203,体积比为,1.6:0.7:0.5; ,反应压力是 15.0 ~ 16.0MPa,反应温度是 425℃,原料油/氢气体积比是 1:1100,液体空速是 0.70hr⁻¹;煤焦油原料在第二加氢反应器 14 中进行进一步的催化加氢精制,脱除硫、氮、氧以及重金属;

[0162] 第二加氢反应器 14 底部出口物料进入第三气液分离器 16,第三气液分离器 16 分离温度 265℃,分离压力为 15.2MPa;第三气液分离器 16 气相出口物料经换热器 III 17 换热后与 4wt% 的水混合,然后进入第四气液分离器 18;第三气液分离器 16 液相出口物料中,有 55wt% 循环返至煤焦油混合器 3,25wt% 循环至所述第二加热炉 13,其余与第四气液分离器 18 的下部液相出口物料混合后去第四蒸馏塔 19;第四气液分离器 18 分离温度为 48℃,分离压力为 13.9MPa;第四气液分离器 18 气相出口物料中,有 99.7v% 作为循环气经压缩机 II 15 加压后再与氢气原料混合循环至第二加热炉 13,其余为排放气去尾气回收系统;第四气液分离器 18 的底部酸性废水排出口排出酸性废水去废水回收系统。

[0163] 第四蒸馏塔 19 实际为塔组,为加压稳定塔和常压分馏塔组成。加压稳定塔塔顶压力 0.91MPa,塔底压力为 0.93MPa,塔顶温度:129℃,塔底温度 298℃;常压分馏塔塔顶压力 0.02MPa,塔底压力为 0.04MPa,塔顶温度:148℃,塔底温度 330℃;

[0164] 第四蒸馏塔 19 顶部出口物料去干气、液化气生成系统,侧线分别采出石脑油馏份和柴油馏份,底部出口物料去煤焦油混合器 3,下部出口物料与来自氢气原料管道的氢气以及各循环物料混合后经第三加热炉 20 加热后从加氢裂化反应器 21 的顶部进口进料;加氢裂化反应器 21 为轴向绝热式固定床反应器,催化剂为加氢裂化剂 WZL301、WZL401,反应压力:16.1MPa,反应温度:453℃,原料油/氢气体积比:1:1000,液体空速:0.32hr⁻¹;加氢裂化反应器 21 底部出口物料去第五气液分离器 23;第五气液分离器 23 分离温度为 267℃,分离压力为 14.8MPa;第五气液分离器 23 气相出口物料经换热器 IV 24 换热后与 4.1wt% 水混合,然后进入第六气液分离器 25;第五气液分离器 23 的液相出口物料中,有 33wt% 循环至煤焦油混合器 3,37wt% 循环至所述第三加热炉 20,其余与来自第六气液分离器 25 的下部液相出口物料混合后再经第四加热炉 26 加热后去第五蒸馏塔 27;第六气液分离器 25 分离温度为 43℃,分离压力为 13.1MPa;第六气液分离器 25 气相出口物料中,有 99.3v% 作为循环气经压缩机 III 22 加压后再与氢气原料混合循环至第三加热炉 20,其余作为排放气去尾气回收系统;第六气液分离器 25 底部酸性废水排出口排出的酸性水去废水回收系统。

[0165] 第五蒸馏塔 27 实际为塔组,为加压稳定塔和常压分馏塔组成。加压稳定塔塔顶压力 0.93MPa,塔底压力为 0.96MPa,塔顶温度:130℃,塔底温度 299℃;常压分馏塔塔顶压力 0.055MPa,塔底压力为 0.082MPa,塔顶温度:150℃,塔底温度 343℃;第五蒸馏塔 27 顶部出口物料去干气液化气生成系统,侧线分别采出石脑油馏份和柴油馏份,底部出口中,有 55wt% 循环至第三加热炉 20,其余去煤焦油混合器 3。

[0166] 实施例 3

[0167] 高温煤焦油(组分见表 1)经换热器 I 1 换热至 150℃ 后进入第一蒸馏塔 2,第一蒸馏塔 2 操作压力为塔顶压力 0.04MPa,塔底压力 0.06MPa,塔顶温度为 137℃,塔底温度为 332℃,第一蒸馏塔 2 顶部出口物料为水、氨、酚类和轻烃类,去回收分离系统,底部出口物料去煤焦油混合器 3,在煤焦油混合器 3 中与主催化剂、助催化剂以及各循环回用浆料混合均匀。

[0168] 经压缩机 I 7 加压后的循环气与来自氢气原料管道的氢气混合后,再与来自煤焦油混合器 3 的混合原料混合,之后经第一加热炉 4 加热后从加氢反应器 I 5 的底部进口进料,加氢反应器 I 5 为悬浮床反应器,主催化剂为 WZJY101、WZJY103 体积比为 2.0:0.6,助催化剂为 WZJY303,反应压力:21.0MPa,反应温度:480℃,原料油/氢气体积比 1:1200;加氢反应器 I 5 顶部出口物料从加氢反应器 II 6 的底部进口进入;加氢反应器 II 6 为悬浮床反应器,主催化剂为 WZJY102、WZJY103 体积比为 2.0:1.0,助催化剂为 WZJY303,反应压力:19.2MPa,反应温度:460℃,原料油/氢气体积比 1:1200;加氢反应器 II 6 的顶部出口物料进入第一气液分离器 8 进行气液分离,第一气液分离器 8 分离压力 19.0MPa,分离温度 290℃;第一气液分离器 8 的气相出口物料经换热器 II 9 换热后与 3.5wt% 水混合,然后进入第二气液分离器 10;第一气液分离器 8 液相出口物料中有 57wt% 去煤焦油混合器 3,其余去第二蒸馏塔 11;第二气液分离器 10 的分离压力 18.5MPa,分离温度 43℃;第二气液分离器 10 气相出口物料中,有 99.4v% 作为循环气经压缩机 I 7 加压后循环至第一加热炉 4,其余排放至回收系统;第二气液分离器 10 下部液相出口物料去第二蒸馏塔 11,底部排出酸性水去废水回收系统。

[0169] 第二蒸馏塔 11 操作压力为 1.2MPa,塔顶温度为 152℃,塔底温度为 326℃;第二

蒸馏塔 11 顶部出口物料去干气、液化气生成系统,下部出口物料去第三蒸馏塔 12 入口;第三蒸馏塔 12 塔顶压力为 -0.079MPa ,塔底为 -0.068MPa ,塔顶温度为 152°C ,塔底温度为 332°C ,第三蒸馏塔 12 顶部出口物料去第二加热炉 13,下部出口物料去煤焦油混合器 3,底部废渣排出口的废渣外排;

[0170] 经压缩机 II 15 加压后的循环气与来自氢气原料管道的氢气混合后,再与第三蒸馏塔 12 的顶部出口物料以及来自第三气液分离器 16 的液相循环物料混合,然后经第二加热炉 13 加热后从第二加氢反应器 14 的顶部进口进入;第二加氢反应器 14 为列管式固定床反应器,催化剂为:加氢保护剂 WZB102、WZB103、WZB104,体积比为 $1.0:1.3:1.2$;加氢精制剂 WZJY201、WZJY202、WZJY203 体积比为 $2.0:0.8:0.7$;反应压力是 16.3MPa ,反应温度是 434°C ,原料油/氢气体积比是 $1:1000$,液体空速是 0.66hr^{-1} ;煤焦油原料在第二加氢反应器 14 中进行进一步的催化加氢精制,脱除大部分硫、氮、氧以及重金属;

[0171] 第二加氢反应器 14 底部出口物料进入第三气液分离器 16,第三气液分离器 16 分离温度 269°C ,分离压力为 15.2MPa ;第三气液分离器 16 气相出口物料经换热器 III 17 换热后与 $3.6\text{wt}\%$ 的水混合,然后进入第四气液分离器 18;第三气液分离器 16 液相出口物料中,有 $53\text{wt}\%$ 循环返至煤焦油混合器 3, $27\text{wt}\%$ 循环至所述第二加热炉 13,其余与第四气液分离器 18 的下部液相出口物料混合后去第四蒸馏塔 19;第四气液分离器 18 分离温度为 44°C ,分离压力为 14.0MPa ;第四气液分离器 18 气相出口物料中,有 $99.5\text{v}\%$ 作为循环气经压缩机 II 15 加压后再与氢气原料混合循环至第二加热炉 13,其余为排放气去尾气回收系统;第四气液分离器 18 的底部酸性废水排出口排出酸性废水去废水回收系统。

[0172] 第四蒸馏塔 19 实际为塔组,为加压稳定塔和常压分馏塔组成。加压稳定塔塔顶压力 0.98MPa ,塔底压力为 1.08MPa ,塔顶温度: 145°C ,塔底温度 321°C ;常压分馏塔塔顶压力 0.046MPa ,塔底压力为 0.078MPa ,塔顶温度: 160°C ,塔底温度 357°C ;

[0173] 第四蒸馏塔 19 顶部出口物料去干气、液化气生成系统,侧线分别采出石脑油馏份和柴油馏份,底部出口物料去煤焦油混合器 3,下部出口物料与来自氢气原料管道的氢气以及各循环物料混合后经第三加热炉 20 加热后从加氢裂化反应器 21 的顶部进口进料;加氢裂化反应器 21 为径向绝热式固定床反应器,催化剂为加氢裂化催化剂 WZL301、WZL401,体积比为 $1:1$,反应压力: 16.3MPa ,反应温度: 445°C ,原料油/氢气体积比: $1:1100$,液体空速: 0.35hr^{-1} ;加氢裂化反应器 21 底部出口物料去第五气液分离器 23;第五气液分离器 23 分离温度为 265°C ,分离压力为 14.9MPa ;第五气液分离器 23 气相出口物料经换热器 IV 24 换热后与 $3.3\text{wt}\%$ 水混合,然后进入第六气液分离器 25;第五气液分离器 23 的液相出口物料中,有 $37\text{wt}\%$ 循环至煤焦油混合器 3, $33\text{wt}\%$ 循环至所述第三加热炉 20,其余与来自第六气液分离器 25 的下部液相出口物料混合后再经第四加热炉 26 加热后去第五蒸馏塔 27;第六气液分离器 25 分离温度为 46°C ,分离压力为 14.1MPa ;第六气液分离器 25 气相出口物料中,有 $99.8\text{v}\%$ 作为循环气经压缩机 III 22 加压后再与氢气原料混合循环至第三加热炉 20,其余作为排放气去尾气回收系统;第六气液分离器 25 底部酸性废水排出口排出的酸性水去废水回收系统。

[0174] 第五蒸馏塔 27 实际为塔组,为加压稳定塔和常压分馏塔组成。加压稳定塔塔顶压力 0.99MPa ,塔底压力为 1.03MPa ,塔顶温度: 134°C ,塔底温度 301°C ;常压分馏塔塔顶压力 0.035MPa ,塔底压力为 0.044MPa ,塔顶温度: 147°C ,塔底温度 316°C ;第五蒸馏塔 27 顶

部出口物料去干气液化气生成系统,侧线分别采出石脑油馏份和柴油馏份,底部出口中,有59wt%循环至第三加热炉 20,其余去煤焦油混合器 3。

[0175] 表 1 实施例 1-3 所涉及的煤焦油及油母页岩油成份

[0176]

项目	浙大干馏炉煤焦油 (实施例 1)	混合油料 (实施例 2)	高温煤焦油 (实施例 3)
密度 (20℃) g/cm ³	1.09	1.15	1.02
灰分 m%	2.1	0.35	0.17
运动粘度 (80℃) mm ² .s ⁻¹	32	23	45
元素分析/m%			
碳	79.32	82.69	91.3
氢	6.55	7.11	6.71
硫	0.16	0.2	0.21
氮	1.48	0.5	0.43
氧	12.49	9.5	1.35
金属分析 (ug/g)			
铁	5.3	7.2	8.39
钠	<0.01	<0.01	<0.01
钙	0.3	1.23	1.71
镁	0.2	0.53	0.34
沥青质含量 (%)			
沥青质%	45.0	25.32	38.12

[0177] 表 2 实施例 1 ~ 3 处理煤焦油、油母页岩油加氢反应结果

[0178]

项目	实施例 1	实施例 2	实施例 3
水、氨、酚类	12.2	3.2	5.8
干气 (m%)	0.5	1.9	3.5
液化气 (m%)	0.8	2.2	4.6
石脑油馏份 (m%)	12.8	40.2	36.9
柴油馏份 (m%)	72.2	49.1	43.9
外排油渣量 (m%)	1.5	3.4	5.3
液体收率 (m%)	96.5	95.2	94.8

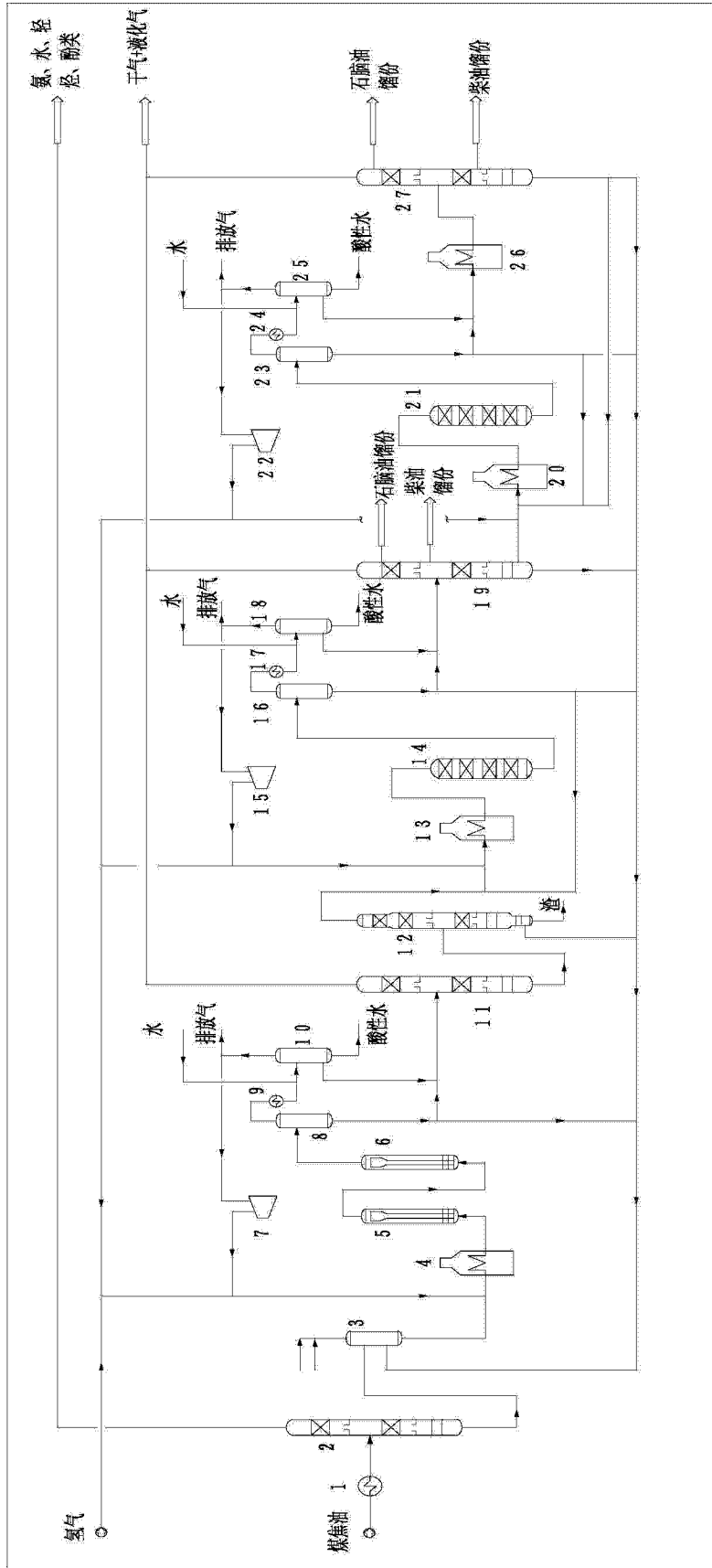


图 1