



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 106753560 B

(45)授权公告日 2019.01.25

(21)申请号 201510806258.5

(22)申请日 2015.11.20

(65)同一申请的已公布的文献号  
申请公布号 CN 106753560 A

(43)申请公布日 2017.05.31

(73)专利权人 中国石油化工股份有限公司  
地址 100728 北京市朝阳区朝阳门北大街  
22号

专利权人 中国石油化工股份有限公司抚顺  
石油化工研究院

(72)发明人 艾抚宾 徐彤 祁文博 乔凯  
方向晨 袁毅 徐大海 杨成敏  
刘平

(51)Int.Cl.  
C10G 70/02(2006.01)

(56)对比文件

US 4482767 A,1984.11.13,  
CN 103450941 A,2013.12.18,  
CN 1075740 A,1993.09.01,

审查员 孟令柱

权利要求书1页 说明书9页

(54)发明名称

一种干气加氢制备乙烯裂解料的工艺

(57)摘要

本发明公开了一种干气加氢制备乙烯裂解料的工艺。含有烯烃的干气、任选的补充氢气,与馏分油一起,进入固定床反应器,在加氢工艺条件下与加氢催化剂接触进行反应,所得反应产物经过分离后得到烯烃饱和的干气;其中所述的馏分油在反应条件下至少部分为液相。本发明的方法可以控制烯烃加氢反应的速度,使烯烃加氢反应转化率沿进料方向逐步提高,反应热得以逐步平缓释放,使催化剂床层的反应温升减小,从而延长催化剂的使用寿命。

1. 一种干气加氢制备乙烯裂解料的工艺,包括以下内容:

含有烯烃的干气、任选的补充氢气,与一股馏分油一起,进入固定床反应器,在加氢工艺条件下与加氢催化剂接触进行反应,所得反应产物经过分离后得到烯烃饱和的干气;其中所述的馏分油在反应条件下至少部分为液相;

所述的馏分油选自加氢精制航空煤油、催化柴油或加氢柴油。

2. 按照权利要求1所述的工艺,其特征在于,所述的馏分油中不含二烯烃,单烯烃的含量不高于4.0 wt%。

3. 按照权利要求1所述的工艺,其特征在于,所述的含有烯烃的干气选自焦化干气、催化裂化干气、热裂解干气、加氢裂化富气或催化重整气的一种或几种。

4. 按照权利要求1所述的工艺,其特征在于,所述的含有烯烃的干气中烯烃的体积分数为1.0v%以上。

5. 按照权利要求4所述的工艺,其特征在于,所述的含有烯烃的干气中烯烃的体积分数为2.0v%以上。

6. 按照权利要求4所述的工艺,其特征在于,所述的含有烯烃的干气中同时含有氢气,氢气的体积分数为2 v%以上。

7. 按照权利要求1所述的工艺,其特征在于,所述的加氢工艺条件包括:反应压力为0.5~6.0MPa,反应入口温度为120℃~300℃,含烯烃干气的体积空速为100~10000h<sup>-1</sup>,馏分油体积空速为0.1~4.0 h<sup>-1</sup>,任选的补充氢气的用量以气体进料中氢气与烯烃的摩尔比大于等于1为准计算。

8. 按照权利要求1或7所述的工艺,其特征在于,所述的加氢工艺条件包括:反应压力为1.5~4.0MPa,反应入口温度为140℃~280℃,含烯烃干气的体积空速为300~5000h<sup>-1</sup>,馏分油体积空速为0.1~1.0 h<sup>-1</sup>。

9. 按照权利要求1所述的工艺,其特征在于,所述的加氢催化剂为负载型加氢催化剂或体相加氢催化剂。

10. 按照权利要求9所述的工艺,其特征在于,所述的负载型加氢催化剂包括载体和负载的活性金属组分;载体为多孔耐熔无机氧化物或活性炭,活性金属组分选自贵金属或非贵金属,贵金属选自Pt,以金属计贵金属的重量含量为0.1~2.0 wt%;非贵金属选自W、Mo、Ni和Co中的一种或几种,以金属氧化物计,非贵金属组分的含量为5 wt%~35 wt%。

11. 按照权利要求10所述的工艺,其特征在于,所述的非贵金属包括W和/或Ni。

12. 按照权利要求9所述的工艺,其特征在于,所述的体相加氢催化剂含有Mo、W、Ni三种金属组分,其中W、Ni以复合氧化物形态存在: $Ni_xW_yO_z$ ,  $z = x + 3y$ , Mo以氧化物MoO<sub>3</sub>形态存在;复合氧化物 $Ni_xW_yO_z$ 中x和y的比例为1:8~8:1,复合氧化物 $Ni_xW_yO_z$ 和氧化物MoO<sub>3</sub>的重量比为1:10~10:1;催化剂中复合氧化物 $Ni_xW_yO_z$ 和氧化物MoO<sub>3</sub>的总重量含量为40%~100%。

13. 按照权利要求1所述的工艺,其特征在于,含有烯烃的干气经过加氢后,反应产物中烯烃含量小于1 mol%。

## 一种干气加氢制备乙烯裂解料的工艺

### 技术领域

[0001] 本发明涉及一种低碳烯烃加氢处理工艺,更具体地说,是一种将含烯烃干气加氢制备乙烯裂解料的工艺方法。

### 背景技术

[0002] 我国乙烯装置初始设计使用的原料以石脑油为主。乙烯原料是影响乙烯成本的最主要因素,原料在总成本中所占比例为70%~75%。近几年来,国内石化企业新建、扩建了多套大型乙烯生产装置,虽然在实际生产中拓宽了原料来源,但乙烯裂解原料还是相当紧张。另外,近年几来,原油价格不断上涨,乙烯裂解原料石脑油价格也随之升高,企业生产经济性变差。现实状况迫使企业寻找新的乙烯原料来解决这个问题,焦化干气(C<sub>2</sub>馏分)加氢作乙烯原料就是解决这一问题的有效方法之一。

[0003] 目前,国内许多走炼化一体化的石化企业,既有乙烯装置,同时也有富裕的焦化干气。而焦化干气中富含乙烷和少量的乙烯,如果将其中少量的乙烯进行饱和加氢,此焦化干气就是很好的乙烯原料。

[0004] 在通常情况下,工业C<sub>2</sub>馏分中的烯烃含量均较高,同时还含有少量的硫等杂质。如将C<sub>2</sub>馏分直接作为蒸汽裂解制乙烯的原料,烯烃会在裂解炉中发生聚合、环化、缩合和结焦反应。因此,必须将烯烃加氢使之成为烷烃。

[0005] 将焦化干气中的烯烃加氢转化成为烷烃,从理论上说是简单易行的,但在技术的具体实施过程中会有许多难点。比如,焦化干气组成具有如下难点:(1)含有一氧化碳和二氧化碳;(2)含硫较高;(3)在对焦化干气加氢降烯烃的同时,还要加氢深度脱氧,并且要达到氧含量指标 $\gt 1.0\text{mg}\cdot\text{m}^{-3}$ ;(4)焦化干气主要组分为C<sub>2</sub>,热容值较低;反应放热集中,热点温度(或温包)过高。

[0006] CN1800308A公开了一种干气回收C<sub>2</sub>及C<sub>2</sub>以上烃类组分的方法。该项方法对干气包括如下的处理程序:变压吸附、胺洗脱硫、水洗、水分离、精脱硫、脱砷、精脱硫、脱氧、碱洗脱二氧化碳、水洗脱碱、水分离、脱碱、变压吸附干燥等十几个工序。按该方法组织生产虽然可以获得乙烯裂解原料,但是生产流程太长,工艺繁杂,生产成本较高。

[0007] 针对上述方法中存在的问题,CN103450941A进行了改进,提出了一种焦化干气制备乙烯裂解料的方法。该方法采用硫化型催化剂,对焦化干气采用如下依次的处理程序:(1)对焦化干气进行胺洗;脱去H<sub>2</sub>S、CO<sub>2</sub>、焦粉。(2)对焦化干气进行加氢,脱烯烃、脱氧、脱除部分CO和CO<sub>2</sub>。(3)对焦化干气进行变压吸附,收集富乙烷气。解决了上述四个难点中的三个,同时较CN1800308A比,也简化了流程,但反应放热集中,热点温度(或温包)过高的问题依然未能解决。

### 发明内容

[0008] 针对上述加氢方法的不足,本发明开发了一种改进的含烯烃干气加氢方法。该方法可以控制烯烃加氢反应的速度,使烯烃加氢反应转化率沿催化剂床层逐步提高,反应热

得以逐步平缓放出,而不是集中放出,使催化剂床层的反应温升减小,催化剂床层的“温包”大为平缓,从而延长催化剂的使用寿命。

[0009] 本申请的发明人,通过对现有技术中的焦化干气加氢反应进行系统研究,获得如下认识:

[0010] (1) 该项反应为气相且强放热反应,以表1企业焦化干气典型的组成为例,其反应为1mol的焦化干气原料加氢反应的放热量为 $6.55 \text{ KJ} \cdot \text{mol}^{-1}$ ;理想绝热温升为 $80^\circ\text{C}$ 。

[0011] 表1 企业焦化干气典型的组成

序号	组分	组成, v%
1	H <sub>2</sub>	10.12
2	N <sub>2</sub>	2.01
3	CH <sub>4</sub>	60.35
4	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	18.75
5	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	2.67
6	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1.96
7	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	1.14
8	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.55
[0012] 9	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.20
10	iC <sub>4</sub> H <sub>8</sub> +nC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0.30
11	cC <sub>4</sub> H <sub>8</sub> +tC <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0.10
12	nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.40
13	CO <sub>2</sub>	0.17
14	CO	0.34
15	H <sub>2</sub> O	0.84
16	H <sub>2</sub> S	0.01
17	O <sub>2</sub>	0.09
合计		100.00

[0013] (2) 该项反应为一级快速加氢反应,在烯烃类加氢反应中,C<sub>2</sub>烯烃是最易加氢,也是反应速度最快的。

[0014] (3) 反应采用上部进料,下部出料;反应放热是不均匀的;在反应床层入口20%处,反应原料中85%的烯烃已经被加氢,即相应的反应热也已经放出来了。

[0015] (4) 该项反应为气(焦化干气)-固(催化剂)反应,经过对焦化干气加氢反应动力学研究可知:反应为气相反应;控制步骤为催化剂表面反应步骤,反应历程为如下五步:①、C<sub>2</sub>烯烃组分扩散到催化剂表面;②、C<sub>2</sub>烯烃组分吸附在加氢活性中心上;③、C<sub>2</sub>烯烃组分完成加氢反应;④、C<sub>2</sub>烷烃组分从加氢活性中心上脱附;⑤、C<sub>2</sub>烷烃组分从催化剂表面扩散到反应产物中。

[0016] 上述的研究结果给我们的启示是:如果我们能采一种手段,增加反应传质的反应步骤,即增加了外扩散的传质步骤,改变原有的焦化干气加氢反应历程,以此控制反应速

度,延缓反应热的放出,就能够使得催化剂床层温度比较均匀,反应温升减小,催化剂床层的“温包”大为平缓。

[0017] 基于上述发现,本申请的发明人提出了一种改进的干气加氢制备乙烯裂解料的工艺(方法),包括以下内容:

[0018] 含有烯烃的干气、任选的补充氢气,与一股馏分油一起,进入固定床反应器,在加氢工艺条件下与加氢催化剂接触进行反应,所得反应产物经过分离后得到烯烃饱和的干气;其中所述的馏分油在反应条件下至少部分为液相。

[0019] 本发明的工艺中,其中所述的馏分油中不含二烯烃,其可以含有少量单烯烃,所含单烯烃的含量不高于4.0 wt%。

[0020] 所述的含有烯烃的干气一般选自焦化干气、催化裂化干气、热裂解干气,加氢裂化富气、催化重整气,也可以是同类组成的炼油厂所副产的气体;该干气也可以在富含C<sub>2</sub>馏分的同时含有C<sub>3</sub>馏分、C<sub>4</sub>馏分。含烯烃干气中的烯烃主要为C<sub>2</sub>烯烃,也可以有少量的C<sub>3</sub>烯烃或C<sub>4</sub>烯烃,其中烯烃(一般情况下乙烯含量占80%以上,余量烯烃为C<sub>3</sub>~C<sub>4</sub>烯烃)的体积分数一般为1.0v%以上,优选2.0v%以上,最优选 3.0v%~8.0 v%。

[0021] 本发明的工艺中,含烯烃的干气原料中一般还同时含有氢气。含烯烃干气中氢气的体积分数一般为2 v%以上,优选5.0 v%以上,最优选5.0 v%~10.0 v%。在通常情况下,含烯烃的干气中氢气摩尔分数与烯烃的摩尔分数之比要在1.0以上;如果氢气不足时,可以往含烯烃干气中混合少量补充氢气,以满足烯烃加氢反应的需要。

[0022] 本发明的工艺中,所述“任选的补充氢气”的含义是指,补充氢气可有可无。当含烯烃干气中的氢气量能够满足烯烃加氢的需要时,进料中即不需包含补充氢气;当干气中的氢气含量不足以满足烯烃加氢的需要时,进料中即需要包括补充的氢气。

[0023] 反应中引入的馏分油要保证在反应条件下至少部分呈液体。所述的馏分油可以是精制石脑油、非芳汽油、加氢精制航空煤油、加氢柴油,或在反应条件下呈液体的其它馏分油;馏分油中不可以含二烯烃,所含单烯烃不大于4.0 wt%。所述的馏分油的初馏点一般要高于50℃,优选为高于60℃;馏分油的终馏点一般为低于400℃,优选为低于360℃。

[0024] 本发明的工艺中,所述的加氢工艺条件包括:反应压力为0.5~6.0MPa,优选为1.5~4.0MPa;反应入口温度为120℃~300℃,优选 140℃~280℃;反应出口温度一般为130℃~400℃,优选 220℃~360℃;含烯烃干气的体积空速为100~10000h<sup>-1</sup>,优选300~5000h<sup>-1</sup>;床层热点温度为200℃~380℃,优选为220℃~350℃(也可以,);馏分油体积空速为0.1~4.0 h<sup>-1</sup>,优选为0.1~1.0 h<sup>-1</sup>,最优选为0.1~0.6 h<sup>-1</sup>。任选的补充氢气的用量以气体进料中氢气与烯烃的摩尔比大于等于1,优选在1.3以上为准计算。

[0025] 本发明方法中所使用的加氢催化剂,可以选择本技术领域中的常规加氢催化剂。所述的加氢催化剂可以为负载型加氢催化剂或体相加氢催化剂。负载型加氢催化剂包括载体和负载的活性金属组分。所述载体一般为多孔耐熔无机氧化物或活性炭。具体的说,载体通常选自Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>、含SiO<sub>2</sub>的Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>、TiO<sub>2</sub>、含分子筛的Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>和活性炭构成的一组物质中的一种或几种。活性金属组分选自贵金属或非贵金属。贵金属通常包括Pt、Pa和Re的一种或几种,非贵金属通常选自W、Mo、Ni和Co中的一种或几种。本发明中,非贵金属优选包括W和/或Ni。以金属氧化物计,贵金属的含量一般为0.1~2.0 wt%;非贵金属组分的含量一般为5 wt%~35 wt%。

[0026] 体相加氢催化剂含有Mo、W、Ni三种金属组分,其中W、Ni以复合氧化物形态存在: $Ni_xW_yO_z$ ,  $z = x + 3y$ , Mo以氧化物形态存在: $MoO_3$ 。复合氧化物 $Ni_xW_yO_z$ 中x和y的比例(原子摩尔比)为1:8~8:1,优选为1:4~4:1。复合氧化物 $Ni_xW_yO_z$ 和氧化物 $MoO_3$ 的重量比为1:10~10:1,优选为1:5~5:1。体相催化剂中复合氧化物 $Ni_xW_yO_z$ 和氧化物 $MoO_3$ 的总重量含量为40%~100%,优选为50%~8%。(上述催化剂组成为氧化态时的组成,催化剂在使用时需按本领域技术人员熟知的方法进行硫化处理)。

[0027] 本发明的工艺中,含烯烃干气经过加氢后,反应产物中烯烃含量一般小于等于1 mol%;氧含量一般小于等于 $1 \text{ mg} \cdot \text{m}^{-3}$ 。

[0028] 本发明工艺中,在含烯烃干气反应进料时,同时进一股馏分油,使得原反应的气(干气)-固(催化剂)反应,转化为气(干气)-液(馏分油)-固(催化剂)反应。由于所引入的馏分油在反应条件下至少部分呈液体,馏分油进料采用滴加状态,即馏分油在催化剂床层上形成滴流床,并在催化剂表面形成一层油膜。油膜(液膜)的形成,增加了反应传质的反应步骤,即增加了外扩散的传质步骤,从而改变了原有的干气加氢反应历程。改变后的反应历程变为如下七步:①、 $C_2$ 烯烃需要先扩散到这个油膜中;②、 $C_2$ 烯烃透过油膜扩散到催化剂表面;③、 $C_2$ 烯烃吸附在加氢活性中心上;④、 $C_2$ 烯烃完成加氢反应;⑤、 $C_2$ 烷烃从加氢活性中心上脱附;⑥、 $C_2$ 烷烃从催化剂表面扩散到油膜中;⑦、 $C_2$ 烷烃从油膜中扩散到反应产物中。

[0029] 因此,本发明方法与现有技术相比具有以下有益效果:

[0030] 1、在 $C_2$ 烯烃组分进行加氢反应时,由于这个馏分油所形成油膜的存在,使得原来的加氢表面反应控制步骤,改变为现在的——有限的扩散控制步骤和表面反应控制步骤。这样就大大地减缓了 $C_2$ 烯烃组分加氢的反应速度,即含烯烃干气的加氢反应速度从原来的很快,受控制很小,变为了现在的受控反应。

[0031] 2、引入一股馏分油后,改变了原有的干气加氢反应历程,以此控制了反应速度,从而避免了烯烃在反应器入口端的集中加氢饱和,避免了加氢反应热在反应器入口段的大量集中释放,从而延缓了反应热的集中放出,使得催化剂床层温度比较均匀,反应温升有所减小,而催化剂床层的“温包”大为平缓,这种结果也有利于延长催化剂的使用寿命。

[0032] 3、本发明方法中,只需要很少量的馏分油即可在催化剂床层上形成液膜,满足改变反应历程和控制反应速度的要求,因此馏分油的用量可以比较少。

[0033] 4、由于干气加氢装置通常均是建在炼油厂,可选择的馏分油范围较宽,因此本发明的方法容易实现,同时也不会额外增加生产成本。

## 具体实施方式

[0034] 下面通过具体实施例对本发明的方法做更进一步的描述。

[0035] 本发明实施例中所用的原料见表2。反应所用的催化剂的物性见表3,催化剂在使用时需要进行硫化,硫化操作采用本领域的常规硫化方法进行,不再赘述。反应条件见表4。

[0036] 表2干气原料组成, v%。

序号	组分	焦化干气	热裂化干气
1	H <sub>2</sub>	9.12	7.71
2	N <sub>2</sub>	2.01	0
3	CH <sub>4</sub>	60.35	27.96
4	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	18.75	31.23
5	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	3.67	4.04
6	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1.96	15.41
7	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	1.14	3.53
8	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.75	7.95
9	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0.40	1.26
10	nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.40	0.10
11	CO <sub>2</sub>	0.17	0.12
12	CO	0.34	0.24
13	H <sub>2</sub> O	0.84	0.44
14	H <sub>2</sub> S	0.01	0.01
15	O <sub>2</sub>	0.09	0.02
合计	—	100.00	100
烯烃小计	—	5.21	8.83

[0038] 表3 催化剂的物化性质。

项目	
化学组成, 质量%	
MoO <sub>3</sub>	4.0
WO <sub>3</sub>	10.0
NiO	3.5
物理性质	
孔容/mL·g <sup>-1</sup>	≦0.42
比表面积/m <sup>2</sup> ·g <sup>-1</sup>	≦220
压碎强度/N·cm <sup>-1</sup>	≦150
外型	三叶草或四叶草
粒度/mm	Φ(1.3~2.3)×(2~8)

[0040] 比较例1

[0041] 反应采用固定床反应器,采用上进料,采用表3中所列催化剂,加氢原料气为中国石化炼油厂的焦化干气,组成见表2,反应条件及结果见表4。

[0042] 表4 加氢反应器操作条件及结果

[0043]

<b>反应条件</b>	
<b>入口压力/MPa</b>	<b>2.5</b>
<b>出口压力/MPa</b>	<b>2.4</b>
<b>干气体积空速/h<sup>-1</sup></b>	<b>600</b>
<b>催化剂床层温度/℃</b>	
<b>1</b>	<b>174.4</b>
<b>2</b>	<b>284.8</b>
<b>3</b>	<b>243.1</b>
<b>4</b>	<b>206.0</b>
<b>5</b>	<b>181.3</b>
<b>床层最高温度/℃</b>	<b>284.8</b>
<b>床层纵向最大温差/℃</b>	<b>110.4</b>
<b>平均反应温度/℃</b>	<b>217.92</b>
<b>反应结果</b>	
<b>反应产物中烯烃含量, mol%</b>	<b>≧1.0</b>
<b>氧含量/mg·m<sup>-3</sup></b>	<b>≧1.0</b>

[0044] 1-5\*,为沿干气进料方向,不同床层高度的温度。

[0045] 由表4中的反应结果可知,只采用单一的焦化干气进料进行加氢反应,反应床层温升高达110℃,热点温度较高;平均反应温度为217.92℃,不利于延长催化剂使用寿命。

[0046] 实施例1

[0047] 反应采用固定床反应器,上进料,采用表3中所列催化剂,加氢原料气为焦化干气,组成见表2。反应进料除了焦化干气之外,同时还有精制石脑油,其进料与焦化干气并行进料。精制石脑油的主要性质见表5。反应条件及结果见表6。

[0048] 表5 精制石脑油的主要性质



	<b>项目</b>	
	<b>密度(20)/g.cm<sup>-3</sup></b>	<b>0.7334</b>
	<b>馏程/℃</b>	
	<b>IBP</b>	<b>33</b>
[0049]	<b>10%</b>	<b>66</b>
	<b>50%</b>	<b>148</b>
	<b>90%</b>	<b>210</b>
	<b>EBP</b>	<b>226</b>
	<b>硫/<math>\mu\text{g}\cdot\text{g}^{-1}</math></b>	<b>≧150</b>
	<b>烯烃, v%</b>	<b>≧1.0</b>

[0050] 表6 加氢反应器操作条件及结果

	<b>反应条件</b>	
	<b>入口压力/MPa</b>	<b>2.5</b>
	<b>出口压力/MPa</b>	<b>2.39</b>
	<b>干气体积空速/h<sup>-1</sup></b>	<b>605</b>
	<b>精制石脑油体积空速/h<sup>-1</sup></b>	<b>0.35</b>
	<b>催化剂床层温度/℃</b>	
	<b>1</b>	<b>178.5</b>
	<b>2</b>	<b>245.2</b>
[0051]	<b>3</b>	<b>237.8</b>
	<b>4</b>	<b>225.0</b>
	<b>5</b>	<b>211.7</b>
	<b>床层最高温度/℃</b>	<b>245.2</b>
	<b>床层纵向最大温差/℃</b>	<b>66.7</b>
	<b>平均反应温度/℃</b>	<b>219.6</b>
	<b>反应结果</b>	
	<b>反应产物中烯烃含量, mol%</b>	<b>≧1.0</b>
	<b>氧含量, mg·m<sup>-3</sup></b>	<b>≧1.0</b>

[0052] 1-5\*,为沿干气进料方向,不同床层高度的温度。

[0053] 由表6中的反应结果可知,引入精制石脑油后,反应“温包”大幅度地降低,反应温升由原来的110℃,降低到66.7℃;但平均反应温度几乎未变,反应结果依然合格。

[0054] 实施例2

[0055] 反应采用固定床反应器,上进料,采用表3中所列催化剂,加氢原料气为焦化干气,

组成见表2。反应进料除了进焦化干气之外,同时还进催化柴油,其进料与焦化干气并行进料。催化柴油的主要性质见表7。反应条件及结果见表8。

[0056] 表7 催化柴油主要性质

<b>原料油</b>	<b>催化柴油</b>
<b>密度(20℃)/g·cm<sup>-3</sup></b>	<b>0.9440</b>
<b>馏程/℃</b>	
<b>IBP/10%</b>	<b>198/241</b>
<b>50%/90%</b>	<b>278/345</b>
<b>95%/EBP</b>	<b>352/362</b>
<b>S, wt%</b>	<b>0.43</b>
<b>N/μg·g<sup>-1</sup></b>	<b>606</b>
<b>十六烷指数 (ASTM D4637-96a)</b>	<b>25.2</b>

[0058] 表8 加氢反应器操作条件及结果

<b>反应条件</b>	
<b>入口压力/MPa</b>	<b>2.5</b>
<b>出口压力/MPa</b>	<b>2.39</b>
<b>干气体积空速/h<sup>-1</sup></b>	<b>650</b>
<b>催化柴油体积空速/h<sup>-1</sup></b>	<b>0.55</b>
<b>催化剂床层温度/℃</b>	
<b>1</b>	<b>177.4</b>
<b>2</b>	<b>238.8</b>
<b>3</b>	<b>233.1</b>
<b>4</b>	<b>226.7</b>
<b>5</b>	<b>214.7</b>
<b>床层最高温度/℃</b>	<b>238.8</b>
<b>床层纵向最大温差/℃</b>	<b>61.4</b>
<b>平均反应温度/℃</b>	<b>218.14</b>
<b>反应结果</b>	
<b>反应产物中烯烃含量, mol%</b>	<b>≧1.0</b>
<b>氧含量/mg·m<sup>-3</sup></b>	<b>≧1.0</b>

[0060] 1-5\*,为沿干气进料方向,不同床层高度的温度。

[0061] 由表8中的反应结果可知,引入催化柴油后,也可以将反应“温包”大幅度地降低,反应温升由原来的110℃,降低到61.4℃;但平均反应温度几乎未变,反应结果依然合格。

[0062] 实施例3

[0063] 反应采用固定床反应器,上进料,使用表3中所列催化剂。加氢原料气为热裂化干气,组成见表2。反应进料除了进热裂化干气之外,同时还进一股催化柴油,其进料与热裂化干气并行进料。催化柴油的主要性质见表7。反应条件及结果见表9。

[0064] 表9 加氢反应器操作条件及结果

反应条件	
入口压力/MPa	2.51
出口压力/MPa	2.39
干气体积空速/h <sup>-1</sup>	635
补充氢气体积空速*/h <sup>-1</sup>	127
催化柴油体积空速/h <sup>-1</sup>	0.60
催化剂床层温度/℃	
1	178.5
2	233.7
3	230.0
4	226.5
5	208.8
床层最高温度/℃	233.7
床层纵向最大温差/℃	55.20
平均反应温度/℃	215.5
反应结果	
反应产物中烯烃含量, mol%	≠1.0
氧含量/mg·m <sup>-3</sup>	≠1.0

[0065] \*:由于原料气中的烯烃合计有8.83v%,而氢气含量只为7.781v%;所以在进行加氢反应时,按干气进料量的5%左右补进氢气。

[0066] 由表9中的反应结果可知,引入催化柴油后,也可以将反应“温包”大幅度地降低,反应温升由原来的110℃,降低到55.20℃;但平均反应温度几乎未变,反应结果依然合格。