

[19]中华人民共和国国家知识产权局

[51]Int. Cl⁶

B01J 8/24
C10G 11/18

[12] 发明专利申请公开说明书

[21] 申请号 99105903.4

[43]公开日 1999年12月8日

[11]公开号 CN 1237477A

[22]申请日 99.4.23 [21]申请号 99105903.4

[71]申请人 中国石油化工集团公司

地址 100029 北京市朝阳区惠新东街甲6号

共同申请人 中国石油化工集团公司石油化工科学研究院

[72]发明人 许友好 余本德 张执刚

龙军 蒋福康

[74]专利代理机构 石油化工科学研究院专利事务所

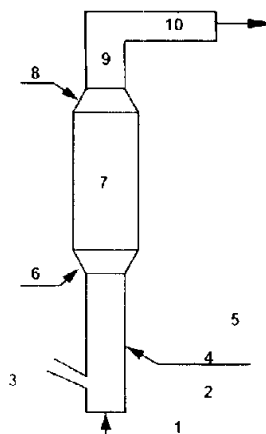
代理人 邓 颐

权利要求书 1 页 说明书 15 页 附图页数 1 页

[54]发明名称 一种用于流化催化转化的提升管反应器

[57]摘要

一种用于流化催化转化的提升管反应器,沿垂直方向从下至上依次为互为同轴的预提升段、第一反应区、直径扩大的第二反应区、直径缩小的出口区,在出口区末端有一水平管。该反应器既可以控制第一反应区和第二反应区的工艺条件不同,又可以使不同性能的原科油进行分段裂化,得到所需目的产品。



ISSN 1008-4274



权 利 要 求 书

1、一种用于流化催化转化的提升管反应器，其特征在于该反应器沿垂直方向从下至上依次为互为同轴的预提升段、第一反应区、直径扩大的第二反应区、直径缩小的出口区，在出口区末端连有一段水平管。

2、按照权利要求 1 的反应器，其特征在于反应器的预提升段、第一反应区、第二反应区、出口区总高度为 10~60 米。

3、按照权利要求 1 的反应器，其特征在于所述的预提升段直径为 0.2~5 米，其高度占反应器总高度的 5~20%。

4、按照权利要求 1 的反应器，其特征在于所述的第一反应区高度占反应器总高度的 10~30%。

5、按照权利要求 1 的反应器，其特征在于所述的第二反应区直径与第一反应区的直径之比为 1.5~5.0:1，其高度占反应器总高度的 30~60%。

6、按照权利要求 1 的反应器，其特征在于所述的出口区直径与第一反应区的直径之比为 0.8~1.5:1，其高度占反应器总高度的 0~20%。

7、按照权利要求 1 的反应器，其特征在于第一、二反应区结合部位为圆台形，其纵剖面等腰梯形的顶角 α 为 30~80°。

8、按照权利要求 1 的反应器，其特征在于第二反应区与出口区结合部位为圆台形，其纵剖面等腰梯形的底角 β 为 45~85°。



说明书

一种用于流化催化转化的提升管反应器

本发明属于在不存在氢的情况下烃油催化转化的设备，更具体地说，是一种用于流化催化转化的提升管反应器。

早期的催化裂化工艺采用密相床层反应器，反应器线速只有 0.6~0.8 米/秒，空速只有 2~3 小时⁻¹，最高的线速只达到 1.2 米/秒，反应器空速可以提高到 5~8 小时⁻¹。由于密相床存在返混，对产品的收率和质量有一定的影响。随着高活性和高选择性沸石催化剂的出现，采用提升管反应器可以减少返混，有利于产品收率的提高和质量的改善。

提升管反应器较密相床层反应器在结构上和操作方式上均有很大的进步，主要表现在进料段油气和催化剂的混合、出口产物的迅速分离、减小提升管截面上温度梯度和减少返混等方面。

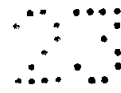
在进料段的混合方面，改进主要集中在喷嘴的不断完善和提高进料部位初始段的油气与催化剂接触效率上。喷嘴的改进主要朝低压降、均匀分散、小的液滴直径、均一液滴直径分布等方向发展，可参见有关专利，例如 UPS4,434,049、UPS4,427,537、CN8801168、EP546,739；提高进料部位初始段的油气催化剂接触效率可参考下列专利：USP4,717,467、USP5,318,691、USP4,650,566、USP4,869,807、USP5,154,818、USP5,139,748 等。

抑制提升管出口处过裂化和热裂化反应也是人们研究开发的热点。目前主要有两条技术路线：一条是采用出口的气—固快速分离，可参见 EP162,978、EP139,392、EP564,678、USP5,104,517、USP5,308,474；另一条是采用出口冷激的方法，可参见 USP5,089,235、EP593,823。

但常规的提升管反应系统仍然采用等直径的提升管反应器，一般提升管反应器入口流体流速为 4~5 米/秒，随着裂化反应的进行，平均分子量减小，流体出口流速达到 15~18 米/秒，反应时间只有 2~3 秒，抑制了一些对产品质量有益的二次反应，所以必须对常规的提升管反应器加以改进，以利于二次反应的进行，从而得到所需的产物。

本发明的目的是在现有技术的基础上提供一种既能适当增加二次反应时间、又能用于两段进料的新型提升管反应器。

本发明提供的提升管反应器具有如下结构特征：



提升管反应器沿垂直方向从下至上依次为互为同轴的预提升段、第一反应区、直径扩大的第二反应区、直径缩小的出口区，在出口区末端连有一段水平管，以使其与沉降器相连。

该反应器的预提升段、第一反应区、第二反应区、出口区总高度为10~60米。

预提升段的直径与常规的等直径提升管反应器相同，为0.2~5米，其高度占反应器总高度的5~20%。其作用是在预提升介质的存在下使再生催化剂向上运动并加速。

第一反应区的结构类似于常规的等直径提升管反应器，其直径与预提升段直径大致相同，前者与后者之比为1~1.2:1，其高度占反应器总高度的10~30%。

第一、二反应区结合部位为圆台形，其纵剖面等腰梯形的顶角 α 为30~80°。

第二反应区的直径与第一反应区的直径大，前者与后者之比为1.5~5.0:1，其高度占反应器总高度的30~60%。

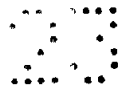
第二反应区与出口区结合部位为圆台形，其纵剖面等腰梯形的底角 β 为45~85°。

出口区的结构类似于常规的等直径提升管反应器顶部出口部分，其直径与第一反应区的直径之比为0.8~1.5:1，其高度占反应器总高度的0~20%。其作用在于抑制过裂化反应和热裂化反应，提高流体流速。

水平管的一端与出口区相连，另一端与沉降器相连；当出口区的高度为0即提升管反应器没有出口区时，水平管的一端与第二反应区区相连，另一端与沉降器相连。水平管的作用是将反应生成的产物与待生催化剂输送至分离系统进行气固分离。其直径由本领域技术人员根据具体情况确定。

该反应器的原料油入口部位、预提升介质入口部位、再生催化剂入口部位、原料油雾化方式、原料油与催化剂混合方法均与常规的等直径提升管反应器相同，该反应器的操作方式和操作条件也类似于常规的等直径提升管反应器。该反应器的材质要求与常规的等直径提升管反应器完全相同。

当该反应器用于同种原料一次进料时，可在第一、二反应区内控制不同的条件，进行不同的反应以获得所需的产物。例如，在第一反应区内油气和催化剂混合后，可在较高的反应温度和剂油比、较短的停留时间的条件下，进行以一次裂化为主的反应；而在第二反应区内由于反应区直径的增大，使油气和催化剂的流速得以降低，并可通过注入冷激剂或设置取热设备



来控制该区的反应温度。例如，当需要降低该区反应温度时，可以从该区与第一反应区的结合部位注入冷激剂，或在该区设置取热设备，取走部分热量以降低该区反应温度，从而达到抑制二次裂化反应、增加烷基化反应和氢转移反应的目的。当需要提高该区反应温度时，可以在该区与出口区的结合部位注入冷激剂，以抑制烷基化和氢转移反应、增加二次裂化反应，提高富含气体烯烃的液化气 and 富含芳烃汽油的收率。

当该反应器用于同种或不同种原料两段进料时，同样可在不同的反应区内控制不同的反应条件以获得所需的产物。例如，较重的原料油从第一反应区底部进入，在第一反应区发生一次裂化反应，在第二反应区发生二次反应；而较轻的原料油从第一、二反应区结合部位进入，在第二反应区发生反应，从而获得所需的产物。

该反应器适用的原料油可以是不同沸程的石油馏份、渣油或原油，具体地说，它们是：一次加工馏份油，包括汽油、柴油、减压蜡油、渣油等；两种或两种以上的上述一次加工馏份油的任意比例的混合物；掺有 10~30 重% 的焦化蜡油、脱沥青油或其它二次加工馏份油的一次加工馏份油或其混合物；原油。

本发明提供的反应器适用所有现有类型的催化剂，例如活性组分选自含或不含稀土的 Y 或 HY 型沸石、含或不含稀土的超稳 Y 型沸石、ZSM-5 系列沸石或用其它方法制得的具有五元环结构的高硅沸石中的一种、两种或三种的催化剂，以及无定型硅铝催化剂。

本发明的反应器可以用于制取不同的目的产物，例如制取异丁烷和富含异构烷烃汽油；制取适量的丙烯、异丁烷和富含异构烷烃汽油；制取最大产率的气体烯烃和富含芳烃的汽油；制取最大产率的柴油；催化热裂解和催化裂解工艺组合等。

下面结合附图对本发明所提供的提升管反应器予以进一步的说明。

该提升管反应器沿垂直方向从下至上依次为互为同轴的预提升段 2、与预提升段同直径的第一反应区 5、直径扩大了的第二反应区 7、直径缩小了的出口区 9，在出口区末端有一水平管 10。

预提升介质经管线 1 从预提升段 2 进入，热的再生催化剂经再生斜管 3 进入预提升段由预提升介质进行提升。预热后的原料油和雾化蒸汽经管线 4 从预提升段进入，与热催化剂混合后进入第一反应区 5 内，在一定的条件下进行裂解反应。反应物流与来自管线 6 的冷激剂或另外的反应物流混合后进入第一、二反应区的结合部位，进行二次反应。如果管线 6 中的物流是冷激



剂，其作用为降低第二反应区的温度，有利于二次反应中一些反应；如果管线 6 中的物流是另外的反应物流，该物流可以在第二反应区发生反应。来自管线 8 的冷激剂，从第二反应区与出口区结合部位进入，与反应物流混合，进入出口区 9 反应，反应物流最后经水平管 10 流出。

本发明提供的提升管反应器优点在于：

1、对催化裂化的一次反应、二次反应、过裂化反应及热裂化反应可进行优化控制，以获得高产率和高质量的目的产品。

2、可以使不同性能的原料油进行分段裂化，可以控制反应深度，达到目的产品的高产率和高质量。

3、对常规的提升管反应器只需作部分改动就可以实施本发明。

4、与常规的等直径提升管反应器相比，在相同的停留时间内，本发明设计的反应器高度仅为前者的 1/2~2/3，因而可以降低整个装置的高度，节省了装置的总投资。

附图是本发明提供的提升管反应器示意图。

附图中各编号说明如下：

1、3、4、6、8、10 均代表管线；2 为提升管的预提升段；5、7 分别为提升管的第一、二反应区；9 为提升管的出口区。

下面的实施例将对本发明予以进一步的说明，但并不因此而限制本发明。实施例、对比例中所使用的减压蜡油原料和催化剂的性质分别列于表 1 和表 2。表 2 中的催化剂均由中国石油化工集团公司齐鲁催化剂厂生产。

实施例 1

本实施例说明在中型规模本发明提供的新型提升管反应器上，使用催化剂 A 生产异丁烷和富含异构烷烃汽油过程情况。

反应器的预提升段、第一反应区、第二反应区、出口区总高度为 15 米，预提升段直径为 0.25 米，其高度为 1.5 米；第一反应区直径为 0.25 米，其高度为 4 米；第二反应区直径为 1 米，其高度为 6.5 米；出口区的直径为 0.25 米，其高度为 3 米；第一、二反应区结合部位的纵剖面等腰梯形的顶角为 45° ；第二反应区与出口区结合部位的纵剖面等腰梯形的底角为 60° 。

除反应器、操作条件与常规的催化裂化有所区别外，再生、分馏系统与常规的催化裂化相同。操作条件和产品分布列于表 3，汽油的性质列于表



4. 从表 3 可以看出，液化气中的异丁烷占 35.07 重%，从表 4 可以看出，汽油组成中的异构烷烃占 36.0 重%。

对比例 1

与实施例 1 相比，不同的是本对比例使用的反应器为常规的中型等直径提升管。

操作条件和产品分布列于表 3，汽油的性质列于表 4。从表 3 可以看出，从表 3 可以看出，液化气中的异丁烷占 15.74 重%，从表 4 可以看出，汽油组成中的异构烷烃占 11.83 重%。

实施例 2

本实施例说明在新型提升管反应器上，使用富含烯烃的汽油作冷激剂时，在提升管反应器内催化转化制取富含异构烷烃汽油的情况。

反应器的预提升段、第一反应区、第二反应区、出口区总高度为 15 米，预提升段直径为 0.25 米，其高度为 1.5 米；第一反应区直径为 0.25 米，其高度为 4 米；第二反应区直径为 0.5 米，其高度为 6.5 米；出口区的直径为 0.25 米，其高度为 3 米；第一、二反应区结合部位的纵剖面等腰梯形的顶角为 45° ；第二反应区与出口区结合部位的的纵剖面等腰梯形的底角为 60° 。

本实施例使用的催化剂和原料油同实施例 1。以对比例 1 所得汽油为冷激剂，从第一、二反应区的结合部位进入，其它与实施例 1 基本相同。

操作条件和产品分布列于表 5，汽油产品性质列于表 6。从表 5 可以看出，液化气中的异丁烷占 34.15 重%，从表 6 可以看出，汽油组成中的异构烷烃占 43.86 重%。

实施例 3

本实施例说明采用新型提升管反应器可以生产气体烯烃，同时还可以使富含烯烃汽油在反应器内催化转化制取富含芳烃汽油的情况。

反应器的预提升段、第一反应区、第二反应区、出口区总高度为 15 米，预提升段直径为 0.25 米，其高度为 1 米；第一反应区直径为 0.25 米，其高度为 4.5 米；第二反应区直径为 0.5 米，其高度为 6.5 米；出口区的直径为 0.25 米，其高度为 3 米；第一、二反应区结合部位的纵剖面等腰梯形的顶角为 45° ；第二反应区与出口区结合部位的的纵剖面等腰梯形的底角

为 60° 。

本实施例使用催化剂 B，富含烯烃汽油原料为对比例 1 所得汽油，该汽油从第一、二反应区的结合部位注入，反应的操作条件和产品分布列于表 7，反应后的汽油性质列于表 8。从表 7 可以看出，液化气产率达到 38.35 重%，其中丙烯为 46.57 重%，丁烯占 35.23 重%，从表 8 可以看出，汽油中的芳烃占 68.67 重%。

实施例 4

本实施例说明采用新型提升管反应器可以分段进料制取柴油的情况。

反应器的预提升段、第一反应区、第二反应区总高度为 15 米，预提升段直径为 0.25 米，其高度为 1.5 米；第一反应区直径为 0.25 米，其高度为 4.5 米；第二反应区直径为 0.5 米，其高度为 9 米；第一、二反应区结合部位的纵剖面等腰梯形的顶角为 45° 。

本实施例使用催化剂 A，较重的减压渣油从第一反应区底部注入，该原料的性质是密度(20°C)为 934.8 千克/米³，残炭为 7.53 重%，与实施例 1 相同的较轻的原料油从第一、二反应区的结合部位注入。反应的操作条件和产品分布列于表 9。从表 9 可以看出，轻柴油的收率为 29.32 重%。

表 1

密度(20℃), 千克/米 ³	890.5
运动粘度(100℃), 毫米 ² /秒	5.08
残炭, 重%	0.7
凝点, ℃	40
总氮, 重%	0.16
硫, 重%	0.53
碳, 重%	85.00
氢, 重%	12.62
重金属含量, ppm	
镍	0.16
钒	0.15
铁	—
铜	—
钠	0.45
馏程, ℃	
初馏点	278
10%	385
30%	442
50%	499
70%	—
90%	—
终馏点	—

表 2

催化剂名称	A	B
商品牌号	ZCM-7	CRP-1
化学组成, 重%		
氧化铝	46.4	54.2
氧化钠	0.22	0.03
氧化铁	0.32	
表观密度, 千克/米 ³	690	860
孔体积, 毫升/克	0.38	0.26
比表面积, 米 ² /克	164	160
磨损指数, 重%时 ⁻¹	—	1.2
筛分组成, 重%		
0~40 微米	4.8	26.0
40~80 微米	47.9	60.8
>80 微米	47.3	13.2

表 3

反应器	实施例 1 新型提升管	对比例 1 常规提升管
反应温度, °C		495
第一反应区	545	—
第二反应区	495	—
反应时间, 秒	5.0	2.89
其中第一反应区	1.0	—
第二反应区	3.5	—
出口区	0.5	—
剂油比	4.5	4.5
水油比	0.05	0.05
产品分布, 重%		
干气	1.83	1.62
液化气	16.11	11.88
其中异丁烷	5.65	1.87
汽油	46.86	41.59
轻柴油	23.44	22.81
重柴油	7.77	18.76
焦炭	3.88	2.86
损失	0.11	0.48

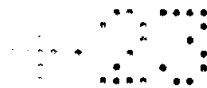


表 4

反应器	实施例 1 新型提升管	对比例 1 常规提升管
密度(20℃), 千克/米 ³	743.6	749.8
辛烷值		
RON	90.0	91.0
MON	79.0	79.8
诱导期, 分钟	>1000	>485
实际胶质, 毫克/100 毫升	2.0	2.0
硫, 重%	0.0095	0.0120
氮, 重%	0.0028	0.0033
碳, 重%	86.14	86.81
氢, 重%	13.72	13.12
馏程, °C		
初馏点	46	50
10%	73	77
30%	95	99
50%	114	122
70%	143	145
90%	171	175
干点	202	205
族组成, 重%		
烷烃	41.01	15.81
其中异构烷烃	36.00	11.83
环烷烃	7.20	6.50
烯烃	28.11	56.49
芳烃	23.68	21.20

表 5

操作条件	
反应温度, °C	
第一反应区	545
第二反应区	495
反应时间, 秒	5.3
其中第一反应区	0.8
第二反应区	3.9
出口区	0.6
剂油比	5.0
水油比	0.05
产品分布, 重%	
干气	1.78
液化气	17.51
其中异丁烷	5.98
汽油	47.98
轻柴油	22.30
重柴油	6.22
焦炭	4.00
损失	0.21

表 6

密度(20℃), 千克/米 ³	745.3
辛烷值	
RON	90.1
MON	80.9
诱导期, 分钟	800.0
实际胶质, 毫克/100 毫升	2.0
硫, 重%	0.01
氮, 重%	0.003
碳, 重%	86.51
氢, 重%	13.42
馏程, °C	
初馏点	48
10%	75
30%	97
50%	118
70%	144
90%	173
干点	203
族组成, 重%	
烷烃	47.87
其中异构烷烃	43.86
环烷烃	7.45
烯烃	20.51
芳烃	24.17

表 7

操作条件	
反应温度, °C	
第一反应区	620
第二反应区	580
反应时间, 秒	7.3
其中第一反应区	1.5
第二反应区	5.0
出口区	0.8
剂油比	10.0
水油比	0.25
产品分布, 重%	
干气	8.44
液化气	38.35
其中乙烯	3.76
丙烯	17.86
丁烯	13.51
汽油	24.37
轻柴油	20.22
焦炭	7.62
损失	1.00



表 8

密度(20℃), 千克/米 ³	816.6
辛烷值	
RON	100.0
MON	86.9
诱导期, 分钟	150
实际胶质, 毫克/100 毫升	2.4
硫, 重%	0.0907
氮, 重%	0.0044
碳, 重%	88.85
氢, 重%	10.61
馏程, °C	
初馏点	58
10%	100
30%	120
50%	137
70%	144
90%	161
干点	216
族组成, 重%	
烷烃	5.80
烯烃	25.53
芳烃	68.67

表 9

操作条件	
反应温度, °C	
第一反应区	550
第二反应区	480
反应时间, 秒	3.8
其中第一反应区	0.8
第二反应区	3.0
剂油比	4.0
水油比	0.05
产品分布, 重%	
干气	1.83
液化气	9.70
汽油	35.47
轻柴油	29.32
重柴油	15.62
焦炭	7.93
损失	0.13



说明书附图

