



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101360552 B

(45) 授权公告日 2011. 10. 19

(21) 申请号 200680051327. 5

B01J 7/02 (2006. 01)

(22) 申请日 2006. 12. 20

B01J 8/00 (2006. 01)

(30) 优先权数据

B01J 8/24 (2006. 01)

06250306. 5 2006. 01. 20 EP

C10G 9/00 (2006. 01)

C10G 9/18 (2006. 01)

(85) PCT申请进入国家阶段日

C10G 9/14 (2006. 01)

2008. 07. 18

(56) 对比文件

(86) PCT申请的申请数据

US 2002/0187086 A1, 2002. 12. 12,

PCT/GB2006/004800 2006. 12. 20

US 3895919 A, 1975. 07. 22,

(87) PCT申请的公布数据

US 3758081 A, 1973. 09. 11,

W02007/083076 EN 2007. 07. 26

审查员 王辉

(73) 专利权人 英尼奥斯欧洲有限公司

地址 英国汉普郡

(72) 发明人 D·A·科尔曼

(74) 专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公

司 72001

代理人 段晓玲 韦欣华

(51) Int. Cl.

B01J 8/02 (2006. 01)

B01J 4/00 (2006. 01)

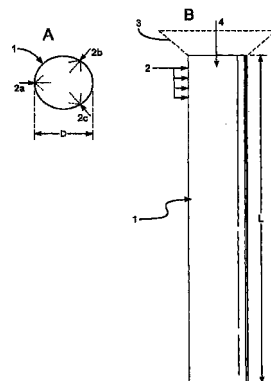
权利要求书 1 页 说明书 7 页 附图 2 页

(54) 发明名称

骤冷管, 用于催化气相反应的装置和方法

(57) 摘要

本发明涉及一种骤冷管, 具有长度 (L), 直径 (D) 和每个管至少一个骤冷剂入口, 其入口从所述管的侧面输送骤冷剂进入管中, 和其中, D 在 0.04 至 0.10m 范围内并且 L/D 至少为 5。本发明也涉及一种具有一个或多个所述骤冷管的装置, 其中所述装置包含催化剂区域, 其可具有至少为 0.01m²的横截面面积。在使用所述管和 / 或所述装置的方法中, 第一气态反应物流体和第二反应物流体与催化剂接触以生产产物流体, 产物流体在离开催化剂时被骤冷。还请求保护一种采用自热裂化生产烯烃的方法。



1. 一种骤冷管,具有长度 L ,直径 D ,和每个管至少一个骤冷剂入口,该入口将骤冷剂从所述管的侧面输入管中,和其中,

D 在 0.04 至 0.10m 范围内并且 L/D 至少为 5。

2. 根据权利要求 1 的骤冷管,其具有两个至四个骤冷剂入口。

3. 一种装置,用于使第一气态反应物流体和第二气态反应物流体反应形成气态产物流体,

其中该装置包括至少一个用于第一气态反应物流体的第一供给部件,至少一个用于第二气态反应物流体的第二供给部件,催化剂区域,和产物骤冷区域,

其中催化剂区域具有横截面面积 CA ,至少 0.01m^2 ,

其中产物骤冷区域设置在催化剂区域的下游和包含 N 个骤冷管,其中 N 至少为 2,每个管具有长度 L ,直径 D ,和横截面面积 QA ,每个骤冷管具有每个管至少一个骤冷剂入口,该入口从所述管的侧面输入骤冷剂至管内,和其中,

D 在 0.04 至 0.10m 范围内,

L/D 至少为 5,和

$(N*QA)/CA$ 在 0.07 至 0.31 范围内。

4. 根据权利要求 3 的装置,其中 $(N*QA)/CA$ 小于 0.25。

5. 根据权利要求 3 或 4 的装置,其中 N 至少为 3 并且小于 20。

6. 一种方法,其中将第一气态反应物流体和第二气态反应物流体与催化剂相接触以生产气态产物流体,产物流体在离开催化剂时被骤冷,所述方法使用根据权利要求 1 或权利要求 2 的骤冷管或者权利要求 3-5 任一项的装置来实施。

7. 根据权利要求 6 的方法,该方法为采用自热裂化生产烯烃的方法,其中将气态链烷烃和含有分子氧的气体与催化剂相接触,该催化剂能够支持常规富燃料可燃烧界限以外的燃烧,以生产包含烯烃的气态产物流体。

骤冷管,用于催化气相反应的装置和方法

[0001] 本发明涉及一种骤冷管,一种包含所述骤冷管的装置,以及特别是一种适用于烯烃自热裂化生产的装置。

[0002] 自热裂化是一种生产烯烃的方法,其中包括将烃进料与氧气混合,并通过自热裂化催化剂。自热裂化催化剂能够支持超过富燃料可燃燃烧极限的燃烧。燃烧起始于催化剂表面,并且原位产生使反应物达到反应温度以及进行吸热裂化过程所需的热量。因为需要使用更少量的进料来燃烧产生吸热裂化反应所需的热量,通常需要使用已预热的混合反应流。一般地,催化剂包含 VIII 族金属元素,优选至少一种铂族金属元素,例如铂。自热裂化反应被记载在 EP 332289B ;EP-529793B ;EP-A-0709446 和 W000/14035 中。

[0003] 产物流通常以气态产物流排出反应区,其温度大于 800°C 例如大于 900°C 以及,尤其在同样存在压力情况下,希望产物流被快速地冷却。这样可以保证高的烯烃的产量,因为产物冷却步骤降低了气态产物流的反应速率从而最小化了产生非所需产物的进一步反应的发生。

[0004] 通常要求产物流在离开催化剂时骤冷,这样产物流在 40ms 内温度被降低至 800°C 或更低,并且进一步地在离开催化剂后 20ms 内,尽管更长的骤冷时间在较低的压力下可以被接受。

[0005] 采用冷凝物注入气态产物流可以达到快速的冷却,优选在多个位置,这样通过蒸发冷凝物冷却气态产物流。

[0006] 现在已经发现,当将自热裂化方法扩大至工业规模时,可以通过使用具有限定尺寸的骤冷管,方便有效和快速地冷却产物流。

[0007] 因而,在第一方面,本发明提供了一种骤冷管,具有长度, L, 直径, D, 和每个管至少一个骤冷剂入口,该入口从所述管的侧面输送骤冷剂进入管中,和其中

[0008] D 在 0.04 至 0.10m 范围内并且 L/D 至少为 5。

[0009] D 优选在 0.04 和 0.08m 范围内。

[0010] L/D 优选至少为 10。优选地, L/D 低于 15。

[0011] 通过“从所述管的侧面输送骤冷剂进入管中”是指骤冷剂成角度引入,与骤冷管的纵向轴线相比,适宜地至少 30°, 特别地至少 45°, 和优选地大约 90°。与沿着骤冷管的轴向进行骤冷剂进口注入骤冷剂,即平行于管内流体的一般方向相比,这样提供了较好的混合,和由此更快的冷却。(为避免疑义,显然当与骤冷管纵向轴线相比不成 90° 时,与从骤冷管入口到出口的纵向轴线流动方向相比较(并且使用中与待骤冷的材料流动通过管的总体方向相比较),引入的特定角度同时包含少于 90° 和大于 90° 的位置,并且所有这样的位置都意图包含在本发明中。)

[0012] 优选地,每个骤冷管具有两个或四个骤冷剂入口,适宜地大约等距离的围绕骤冷管间隔开。

[0013] 每个骤冷剂进口可以包含一个单独的喷嘴或是多个喷嘴,例如 2 到 7 个喷嘴。典型地,它们将被密集设置以最小化进口喷嘴的排列尺寸。

[0014] 优选地,骤冷剂以很多不同的角度通过喷嘴/进口引入管的侧面,与骤冷管的纵

向轴线相比,各角度个别是至少 30° , 特别地至少 45° 。

[0015] 使用中,每个骤冷管可以被进口端,在这一端待骤冷的流体被引入,以及在另一端的出口端所限定。骤冷剂入口(至少第一喷嘴,其中多于一个喷嘴被安装在每个进口)一般在每个骤冷管最接近入口端的部分,因此骤冷剂能在进入骤冷管后,与待冷却流体尽可能快地接触。

[0016] 管的直径, D , 是本发明的关键点。

[0017] 关于本申请的管直径,发现所述管的 L/D 至少为 5 时能够保证骤冷剂和气态产物流体在所述管的长度内很好的混合,这保证了快速的冷却。相反地,在更大的直径上即使显著更长的骤冷管也不能提供需要的骤冷,并且当然不能缩短时间规模(not in as short a time-scale)。

[0018] 虽然提供比那些要求保护的更窄的管能进一步地增加骤冷剂/气体的接触和由此增加骤冷效率,进一步地减少骤冷时间,但这样的管已经被发现具有许多不足,包括:

[0019] i) 如果 D 太小,显著量的进入骤冷管侧面的骤冷剂会达到并冷却注射侧的管的远端壁,这样降低了混合/冷却效率并且产生管上的静电应力,

[0020] ii) 如果 D 太小,在启动时如果水接触到远端壁会向上偏转并影响催化剂下方的区域,例如低温运行(trip),和

[0021] iii) 随着 D 增加,骤冷管的体积的 SA 增加导致增加了用于焦炭形成的表面积。

[0022] 本发明的骤冷管优选对气体或气体/骤冷剂混合物通过骤冷管的流动无阻碍或限制。这样最小化了待骤冷气体在骤冷管中的停留时间(也提供了在相对小规模上骤冷管的更简单的工程设计)。

[0023] 在本发明第一方面,当在工业规模上使用大量的管对热的,气态自热裂化产物流体骤冷时,发现本发明的骤冷管能提供最佳的骤冷。特别地,根据本发明的骤冷管被发现在少于 20ms,特别是少于 10ms 的停留时间内能提供好的混合和有效的骤冷。

[0024] 由此,在第二方面,本发明提供了一种装置,用于使第一气态反应物流体和第二气态反应物流体反应形成气态产物流体,

[0025] 其中装置包括至少一个用于第一气态反应物流体的第一供给部件,至少一个用于第二气态反应物流体的第二供给部件,催化剂区域,和产物骤冷区域,

[0026] 其中催化剂区域具有横截面面积 CA ,至少 0.01m^2 ,

[0027] 其中产物骤冷区域在催化剂区域的下流和包含多个, N , 骤冷管,每个管具有长度 L , 直径 D , 和横截面面积 QA , 每个骤冷管具有每个管至少一个骤冷剂入口,该入口从所述管的侧面输入骤冷剂至管内,和其中,

[0028] D 在 0.04 至 0.10m 范围内,

[0029] L/D 至少为 3, 和

[0030] $(N \times QA)/CA$ 在 0.07 至 0.31 范围内。

[0031] 本装置适用于自热裂化方法,或者其它需要快速冷却由第一气态流体和第二气态流体通过催化剂反应生成的气态产物流体的方法。

[0032] 催化剂区域的横截面(CA)通常至少为 0.05m^2 , 优选至少 0.1m^2 。

[0033] 催化剂区域的横截面通常少于 1.2m^2 , 优选少于 0.5m^2 。

[0034] 最优选地,催化剂区域的横截面在 0.2 到 0.3m^2 范围内。

- [0035] 使用中催化剂区域包含催化剂。催化剂深度优选 0.02 至 0.1m 范围内。
- [0036] 催化剂区域的横截面的形状通常与反应器内部横截面的形状相同。
- [0037] 反应器的内部横截面可以是圆形。
- [0038] 可替换的,反应器的内部横截面可以是非圆形的,比如多边形的,优选规则的多边形,具有至少四条边,优选至少 5 条边和优选少于 8 条边,例如六边形。
- [0039] 该装置包括多个管,N。如此,N 至少为 2。管的最佳个数取决于催化剂区域的总横截面,以及,通常随催化剂区域的横截面的增长而增长。因而,比率 $(N \times QA)/CA$ 给出了 N 个骤冷管的总的横截面积与催化剂区域横截面积的比率。(每个管的横截面积 (QA) 与其直径 D 成一定比例,依照方程式 $QA = (0.5 \times D)^2 \times \pi$ 。)
- [0040] 优选地, $(N \times QA)/CA$ 小于 0.25,例如在范围 0.08 至 0.25 范围内。更加优选地, $(N \times QA)/CA$ 至少为 0.1,以及,最优选地,在范围 0.1 至 0.2。
- [0041] 通常 N 至少为 3。优选地, N 小于 20,更加优选地小于 10。
- [0042] 优选地 D 至少为 0.06m 和 / 或小于或等于 0.085m。
- [0043] 在第二方面 L/D 至少为 3。优选地, L/D 至少为 4,更加优选地至少为 5,比如至少为 10。特别地,如先前指出,具有至少为 5 的 L/D 的骤冷管被发现能保证在所述管的长度内骤冷剂和气态产物流体的好的混合,保证快速地冷却。然而根据下游的需要,更短的在范围 3 至 5 之间的 L/D 也能提供足够的混合和冷却。优选 L/D 小于 15,例如从 10 至 15。
- [0044] 第一和第二气态反应物流体优选在接触催化剂区域的催化剂之前混合和立即预热。因而,该装置优选地在催化剂区域的上游包含混合和预热部分。任何适宜的混合和预热部件可以被使用。更加优选地,该装置包含混合和预热部分,其利用用于各自反应物各含有多个出口的第一和第二供给部件,如 W02004/074222 记载的那样。
- [0045] 因而,该装置优选地包含至少一个用于第一气态反应物流体的第一供给部件,至少一个用于第二气态反应物流体的第二供给部件,停留区域和催化剂区域,
- [0046] 其中第一供给部件包含多个第一出口用以传输第一气态反应物流体,并且第二供给部件包含多个第二出口用以传输第二气态反应物流体,
- [0047] 该停留区域为多孔的,位于相应于第一和第二气态反应物流体流动的第一和第二供给部件的下游,并且与第一和第二供给部件流体连接,
- [0048] 催化剂区域位于相应于第一和第二气态反应物流体流动的停留区域的下游,并且与停留区域流体连接,和
- [0049] 其中第一供给部件和第二供给部件被排列使得第一和第二气态反应物流体以一种基本上平行的方式接触并且在接触停留区域之前混合。
- [0050] 混合装置的多个出口优选地采用一种规则的样式,比如记载在 W02004/074222 的。这样导致最有效的供给。优选的能达到这样目的的构造是六边形(这里一个出口有 6 个最相邻的出口,与其具有相同的间隔,为规则的六边形构造)。
- [0051] 该停留区域是多孔的,并且保证当反应物通过该区域时分散,这样它们离开停留区域时充分地均一地分布到停留区域的横截面上,并且由此充分地均一地分布到随后的催化剂区域的横截面上。
- [0052] 停留区域可以由多孔金属结构构成,但是优选多孔材料是非金属例如陶瓷材料。适宜的陶瓷材料包括锂铝硅酸盐 (LAS),氧化铝 (Al_2O_3),稳定的氧化锆,钛酸铝, niascon,

堇青石,多铝红柱石,硅土和氧锆基磷酸钙。优选的多孔材料是 α 型氧化铝或堇青石。该多孔材料可以是球形或者其它颗粒形状。可替代地,多孔材料可以是泡沫的形式。

[0053] 优选地,该装置被设计成在加压时使用,例如在大于 0.5barg 的压力下,优选在至少 10barg 的压力下,和更加优选在至少 15barg 压力下。压力优选低于 50barg,和更加优选低于 35barg,例如在范围 20 至 30barg 内。

[0054] 该催化剂区域通常包含位于反应区域的由合适支架支撑的催化剂床,比如催化剂筐。优选地,为了防止气体从催化剂和支架间的催化剂旁通过,催化剂和支架间的所有空隙都被适宜的密封材料填充。适宜的密封材料包括人造矿物棉例如陶瓷棉,这样可以环绕在支架中催化剂的边缘。另外催化剂可以在边缘涂敷类似于主催化剂支撑材料的材料,比如氧化铝,以帮助该密封。

[0055] 使用该装置能有利地部分氧化气态进料。

[0056] 本发明也提供了一种方法,其中第一气态反应物流体和第二气态反应物流体与催化剂相接触以生产气态产物流体,该产物流体离开催化剂后被骤冷,所述方法被进行在一种装置和 / 或如此处描述的骤冷管中。

[0057] 通过在骤冷管中产物流体和骤冷剂接触达到骤冷。该骤冷剂可以是气体或液体。该骤冷剂可以是惰性骤冷剂或是活性骤冷剂,例如,烃,特别是能够裂化产生烯烃的烷烃或烷烃混合物。当骤冷剂为气体时优选为惰性气体。优选地骤冷剂为液体例如水。

[0058] 骤冷剂,比如水,通常注入时,其压力高于气态产物流体的压力,比如 100barg,并且通常注入时,温度范围在 100-400°C 之间并且优选为 200-350°C 例如 300°C。在高压和高温时注入骤冷剂保证了大部分骤冷剂在反应器的压力下瞬间蒸发,并且因此在气态产物流体中导致非常快速的温度下降。

[0059] 产物流体在离开催化剂时被骤冷,温度为 800°C 或更低,优选地在离开催化剂 40ms 内和有利地在 20ms 内。产物流体可以在离开催化剂时被骤冷使得产物流体的温度被降低到 700°C 和 800°C 之间,或可以被骤冷以降低温度,例如 600°C 或更低(再次优选在离开催化剂 40ms 内,有利地在 20ms 内)从而最小化进一步反应。

[0060] 优选地第一气态反应物流体包含含氧气体和第二气态反应物流体包含气态链烷烃。

[0061] 更加优选地,含氧气体和气态链烷烃与催化剂相接触,该催化剂能够支持在其中发生自热裂化的常规富燃料界限以外的燃烧,以产生一种或多种烯烃。

[0062] 因而,在本发明的一个特定的实施方案中,气态链烷烃和含有分子氧的气体与催化剂接触,该催化剂能够支持常规富燃料可燃性界限以外的燃烧,以产生含有烯烃的气态产物流体,其产物流体在离开催化剂时被骤冷,所述方法被在装置和 / 或使用如此处描述的骤冷管中进行。

[0063] 当链烷烃气体和含有分子的氧的气体与催化剂相接触,该催化剂能够支持常规富燃料可燃性界限以外的燃烧,链烷烃气体开始在催化剂上燃烧,并且这样升高反应物温度至工艺温度和进行吸热裂化方法以生产烯烃所需的热就在此处发生。

[0064] 用于自热裂化的催化剂可以不被支撑,比如金属纱网的形式,但优选被支撑。任何适宜的支撑材料可以被使用,比如陶瓷或金属支撑材料,但陶瓷支撑材料通常是优选的。当使用陶瓷支撑材料时,陶瓷支撑材料的成分可以是任何氧化物或氧化物的组合物,其在高

温例如 600°C 和 1200°C 之间保持稳定。支撑材料优选具有低的热膨胀系数, 和能抵抗高温时的相位分离。

[0065] 适宜的陶瓷支撑材料包含堇青石, 多铝红柱石, 锂铝硅酸盐 (LAS), 氧化铝 (例如 α - Al_2O_3), 稳定的氧化锆, 钛酸铝, niascon, 和氧锆基磷酸钙。陶瓷支撑材料可以被洗涤涂敷, 例如, 通过 γ - Al_2O_3 。

[0066] 支撑材料优选是泡沫的形式或是蜂窝整料。

[0067] 烃和含分子的氧的气体优选在接触催化剂前混合和预热, 加热烃和氧的过程或者先于混合过程, 或者后于混合过程, 或者两者结合。

[0068] 优选的用于自热裂化的烃是具有至少两个碳原子的链烷烃。例如, 烃可以是气态烃, 比如乙烷, 丙烷或丁烷, 或液态烃, 比如石脑油或 FT 液体。这里液态的烃将被处理, 它应被蒸发以形成气态反应物流体以用于本发明中。

[0069] 含氧气体可以被提供为任何适宜的含有分子氧的气体, 比如分子的氧气本身或是空气。

[0070] 优选地, 氢气被同步加入自热裂化反应。氢气的同步加入是有利的, 因为, 在自热裂化催化剂存在下, 氢气相对于烃优先燃烧反应, 从而增加了全部过程中烯烃的选择性。燃烧的氢气的数量可以被用于控制产生的热量和由此的裂化苛刻度。因而氢气与氧气的摩尔比率能在任何可操作的范围内改变, 只要生产出包含烯烃的自热裂化产物流体。适宜地, 氢气与氧气的摩尔比在 0.2 至 4 的范围内, 优选地, 在 0.2 至 3 的范围内。

[0071] 烃和含氧气体可以任何适宜的摩尔比与催化剂接触, 只要生产出含有烯烃的自热裂化产物流体。优选的烃与氧的化学计量比值为烃完全燃烧成二氧化碳和水所需的烃与氧的化学计量比值的 5 至 16, 优选地, 5 至 13.5 倍, 优选地, 6 至 10 倍。

[0072] 优选地, 反应物在大于 $20,000\text{h}^{-1}\text{barg}^{-1}$ 和, 最优选地, 大于 $100,000\text{h}^{-1}\text{barg}^{-1}$ 的依赖于压力的气时空速通过催化剂。例如, 在 20barg 的压力下, 气时空速最优选地, 大于 $2,000,000\text{h}^{-1}$ 。然而应当这样理解, 最适宜的气时空速依赖于进料组合物的性质。

[0073] 自热裂化步骤可以适宜地在催化剂出口温度范围 600°C 至 1200°C 进行。适宜的催化剂出口温度是至少 720°C 比如至少 750°C。优选地, 自热裂化步骤在范围为 850°C 至 1050°C 和, 更加优选地, 范围为 850°C 至 1000°C 的催化剂出口温度下发生。

[0074] 自热裂化步骤通常在大于 0.5barg 的压力下操作, 优选压力至少 10barg, 和更加优选压力至少 15barg。该压力优选低于 50barg, 和更加优选低于 35barg, 例如在 20 至 30barg 的范围内。

[0075] 自热裂化的催化剂能够支持在富燃料可燃烧界限以外的燃烧。该催化剂通常包含 VIII 族金属元素作为其活性成分。适宜的 VIII 族金属元素包括铂, 钯, 钌, 铑, 铱和铱。铑, 和更特别地, 铂和钯是优选的。典型的 VIII 族金属元素基于催化剂的总干重量的载量范围在 0.01 至 100wt% 之间, 优选地, 在 0.01 至 20wt% 之间, 和更加优选地, 在 0.01 至 10wt% 之间。

[0076] 当 VIII 族催化剂被使用时, 优选其与助催化剂共同使用。助催化剂可以是 IIIA, IVA 和 / 或 VA 族金属元素。可替代地, 助催化剂可以是过渡金属; 过渡金属助催化剂与那些可以用作 VIII 族过渡金属催化成分相比, 是不同的金属元素。优选的助催化剂从镓, 铟, 锡, 锗, 银, 金或铜的组中选取。VIII 族金属与助催化剂的原子比可以是 1 : 0.1-50.0, 优

选地, 1 : 0.1-12.0。

[0077] 经辅助的 (promoted) 催化剂的优选例子包括铂 / 铈, 铂 / 钨, 铂 / 锡, 铂 / 铈, 铂 / 铜, 钨 / 锡, 钨 / 铈, 钨 / 铜, 铈 / 锡, 铂 / 钨 / 铜和铂 / 钨 / 锡催化剂。

[0078] 为避免疑义, 催化剂中的 VIII 族金属元素和助催化剂可以是以任何形式存在, 例如, 以金属, 或以金属化合物的形式, 比如氧化物。

[0079] 催化剂可以由现有技术中的任何已知方法制备。例如, 凝胶法和湿浸渍法技术可以被使用。典型地, 支撑材料被一个或多个含有该金属的溶液浸渍, 干燥并且随后在空气中煅烧。支撑材料可以被一步或多步浸渍。优选地, 采用多重的浸渍步骤。支撑材料优选地在每次浸渍之间干燥和煅烧, 并且随后进行最终的煅烧, 优选地, 在空气中煅烧。随后煅烧后的支撑材料可以被还原, 例如, 采用氢气气氛中的热处理手段。

[0080] 虽然以上记载的催化剂是以单独的催化剂形式存在, 催化剂可以替代地以连续催化剂床的形式存在, 例如, 如 W002/04389 记载的。

[0081] 气态产物流体, 除烯烃外, 通常会包含未反应的链烷烃气体, 氢气, 一氧化碳和甲烷, 以及可能包含水, 和少量乙炔, 芳烃和二氧化碳, 这些气体需要从所需的烯烃中分离。需要注意的是关于产物流体所用的“气态”一词指的是流体刚离开催化剂时的形态, 和所述流体中的组分, 比如水, 在较低的温度下可以是液态的。骤冷过后, 对所述流体所需的分离可以以任何适宜的技术实现, 比如胺洗, 以去除二氧化碳和任何的水, 脱甲烷塔, 以分离氢气, 一氧化碳和甲烷, 脱乙烷塔, 以从乙烷和乙烯中分离 C3+ 烃, 以及 C2 分离塔以从乙烷中分离乙烯。

[0082] 本发明尤其适用于工业规模的装置和方法。“工业规模”依据过程自身而定, 但是反应器 / 催化剂床典型的产量至少为 50ktpa 的烃 (存在超过一个反应器时, 指每个反应器), 优选至少 100ktpa 的烃 (每个反应器)。

[0083] 例如, 为了用自热裂化方法生产烯烃, 工业规模典型的产量为至少 25ktpa 烯烃 (每个反应器), 优选至少 75ktpa 烯烃 (每个反应器)。

[0084] 现使用附图 1 和 2 的方式举例说明本发明, 其中:

[0085] 图 1 表示, 以示意性方式, 依照本发明一实施方案的骤冷管, 和

[0086] 图 2, 以示意性方式, 依照本发明的装置的产物骤冷区域顶部的横截面。

[0087] 根据附图 1, (A) 示出骤冷管 (1) 的横截面, 直径 (D), 其具有 3 个骤冷剂入口, (2a-c), 围绕骤冷管 (1) 等距离间隔。各个骤冷剂进口的骤冷剂的喷射由虚线示意性的表示。同样根据图 1, (B) 示出骤冷管 (1) 的侧视图, 表示出长度 L, 其在这副图中是直径 D 的 6 倍。同样图 1(B) 所示是一个单独的入口 (2) 的轮廓图 (其能够代表图 1(A) 2a 至 2c 中任意一个入口), 示出该入口 (2) 包含 4 个喷嘴 (在管 (1) 的纵向轴线方向间隔开)。典型地, 骤冷管将被连接到适宜的进口 (3) (由虚线示出), 产物气体流 (4) 通过这里能够从上游的较高横截面的催化剂区域进入骤冷管。

[0088] 根据附图 2, 表示出产物骤冷区域顶部的横截面, 示出 3 个管 (1), 各具有直径, D, 间隔穿过反应器 (5) 的横截面, 其对应于催化剂区域的横截面。该横截面 (5) 具有一直径, CZD。在该实施例中, $(N \times QA) / CA$ 等于 0.17 (D/CZD 为 0.24 和 QA/CA 为 0.058)。

[0089] 实施例

[0090] 本发明采用计算流体动力学 (CFD) 模拟出催化剂区域具有 600mm 的直径, 给出的

横截面积, CA, 为 0.28m^2 。

[0091] 一个对比例采用具有 200mm 直径和 1500mm 长度 (L/D 为 7.5) 的骤冷管模拟实施。骤冷管具有 8 个骤冷剂入口, 每个入口各有一个喷嘴, 入口围绕骤冷管的顶部等距离的间隔开。

[0092] 水在 310°C 和 100barg 的压力下以 4kg/s 的总速率, 通过所述的进口被加入到产物流体中, 产物流体温度为 920°C , 压力为 30barg, 离开催化剂的线速度为 15m/s (给出一个在管内的平均速度 135m/s)。在骤冷管的底部 (其相当于产物气体在骤冷管中的平均停留时间为 11.1ms), 观察到产物气体在管横截面上温度显著的变化 (接近 200°C), 表现出不好的混合, 和显著部分的产物流体仍然接近 900°C , 产物流体在骤冷管的中心部得到非常有限的骤冷。

[0093] 根据本发明的一个实施方案也被模拟实施。在这个实施例, 使用了七个骤冷管, 都具有 100mm (0.1m) 的直径, D, 和 500mm 的长度 (L/D = 5)。[(NxQA)/CA 等于 0.19。] 每个骤冷管具有 4 个骤冷剂入口, 以及每个入口各有一个喷嘴, 该进口被等距离的围绕骤冷管的顶部间隔开。

[0094] 同样地, 水在 310°C 和 100barg 的压力下以每个骤冷管 0.57kg/s 的总速率 (因此 7 个管的总水流为 4kg/s , 与比较例中单个管的相当) 被加入到产物流体中, 产物流体温度为 920°C , 压力为 30barg, 离开催化剂的线速度为 15m/s (在每个管内的平均线速度为 77m/s)。这样情况下, 可以在管底部得到相对均匀的温度分布, 平均大约为 800°C , 表现出很好的混合和有效的骤冷。事实上, 在骤冷管横截面上所有点的产物气体的温度在气体向下通过骤冷管一半以前已降低至低于 900°C 。

[0095] 尽管如此, 产物气体在骤冷管中的平均停留时间也降低了超过 40% 至 6.5 毫秒。

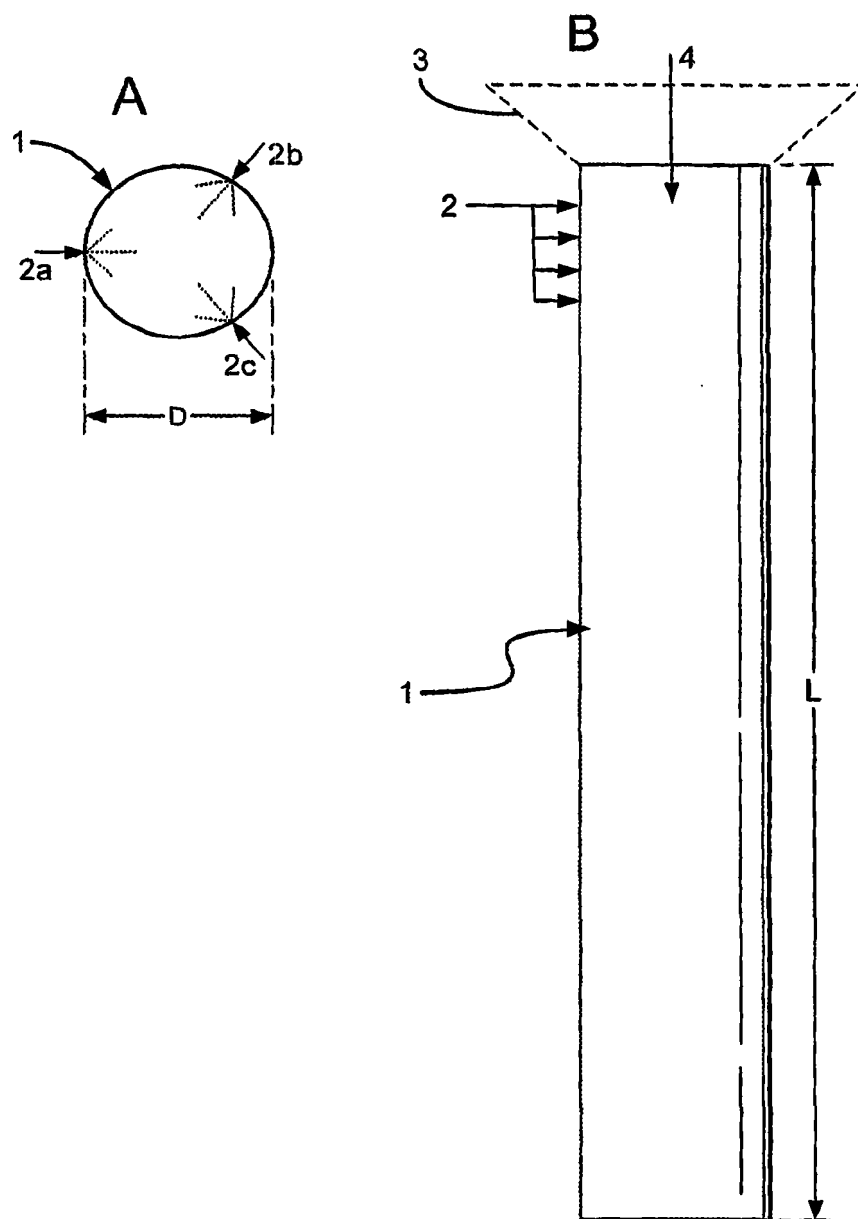


图 1

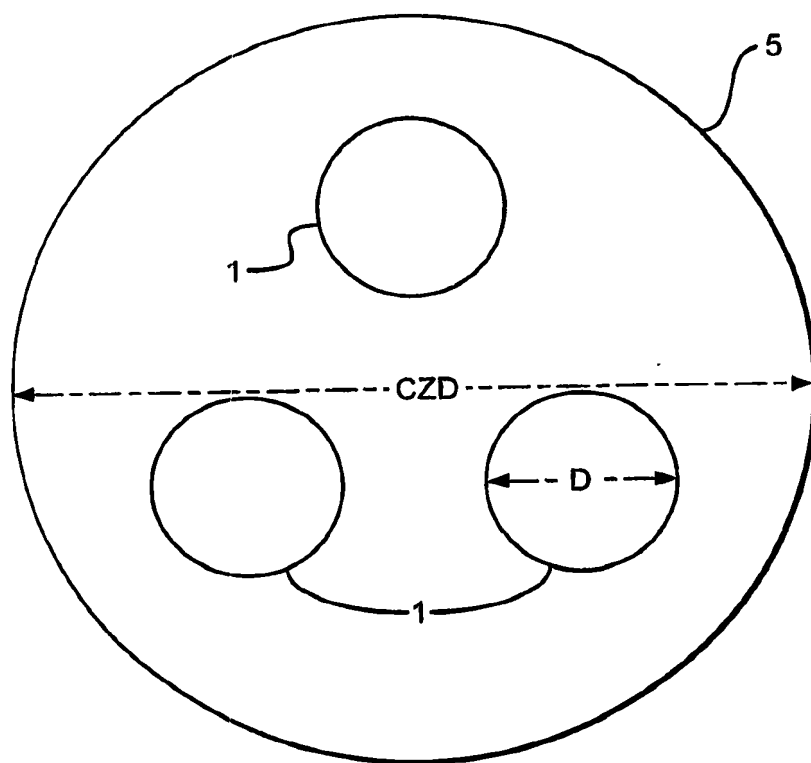


图 2