



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 101754987 A

(43) 申请公布日 2010.06.23

(21) 申请号 200880020441.0

(22) 申请日 2008.06.23

(30) 优先权数据

60/946,456 2007.06.27 US

60/946,450 2007.06.27 US

(85) PCT申请进入国家阶段日

2009.12.15

(86) PCT申请的申请数据

PCT/US2008/067830 2008.06.23

(87) PCT申请的公布数据

W02009/002896 EN 2008.12.31

(71) 申请人 HRD 有限公司

地址 美国德克萨斯州

(72) 发明人 阿巴斯·哈桑

易卜拉西姆·巴盖尔扎德

雷福德·G·安东尼

格雷戈里·博尔西格 阿齐兹·哈桑

(74) 专利代理机构 中原信达知识产权代理有限
责任公司 11219

代理人 刘慧 杨青

(51) Int. Cl.

C08F 10/06 (2006.01)

C08F 10/02 (2006.01)

C08F 4/658 (2006.01)

B01F 7/26 (2006.01)

C08F 2/01 (2006.01)

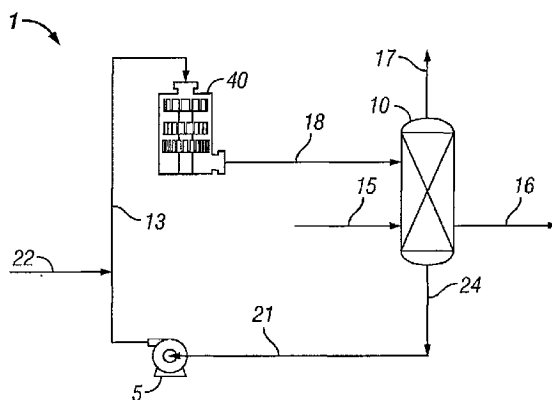
权利要求书 2 页 说明书 12 页 附图 2 页

(54) 发明名称

生产聚乙烯和聚丙烯的系统和方法

(57) 摘要

本发明提供了生产聚乙烯或聚丙烯聚合物或其共聚物的方法,包括使包含单体的介质与聚合催化剂粒子在至少一个高剪切混合装置中接触以形成纳米分散体,其中粒子具有小于1微米的平均直径。所述单体选自乙烯、丙烯及其组合。该方法还包括使纳米分散体经历聚合条件,所述聚合条件包括约203kPa到约6080kPa(约2个大气压到约60个大气压)的压力和约20°C到约230°C的温度,从而至少一部分单体发生聚合。还公开了用于实施该方法的系统。



1. 生产聚乙烯的方法,该方法包括:
获得高剪切混合装置;
在所述高剪切混合装置内形成高剪切混合物,该高剪切混合物包含被分散在溶剂中的乙烯和聚合催化剂,其中所述高剪切混合物包含被分散在液相中的亚微米级粒子;和
使所述高剪切混合物经历聚合条件,所述聚合条件包括约 203kPa 到约 6080kPa 的压力和约 20°C 到约 230°C 的温度,从而至少一部分所述乙烯聚合以形成聚乙烯。
2. 权利要求 1 的方法,其中所述高剪切混合物包含亚微米级的、含有乙烯气体的气泡。
3. 生产聚丙烯的方法,该方法包括:
获得高剪切混合装置;
在所述高剪切混合装置内形成高剪切混合物,该高剪切混合物包含被分散在溶剂中的丙烯和聚合催化剂,其中所述高剪切混合物包含被分散在液相中的亚微米级粒子;和
使所述高剪切混合物经历聚合条件,所述聚合条件包括约 203kPa 到约 6080kPa 的压力和约 20°C 到约 230°C 的温度,从而至少一部分所述丙烯聚合以形成聚丙烯。
4. 权利要求 3 的方法,其中所述高剪切混合物包含亚微米级的、含有丙烯气体的气泡。
5. 生产聚合物的方法,该方法包括:
获得高剪切混合装置;
在所述高剪切混合装置内形成高剪切混合物,该高剪切混合物包含单体和溶剂,其中所述单体选自乙烯、丙烯及其混合物;和
使所述高剪切混合物经历聚合条件,包括使所述高剪切混合物经历约 203kPa 到约 6080kPa 的压力和约 20°C 到约 230°C 的温度,以形成聚乙烯或聚丙烯或其共聚物。
6. 权利要求 5 的方法,其中所述高剪切混合物包含被分散在所述溶剂中的亚微米级的、含有乙烯或丙烯气体的气泡。
7. 权利要求 5 的方法,其中所述高剪切混合物包含被分散在所述溶剂中的亚微米级的催化剂粒子。
8. 权利要求 5 的方法,其中所述聚合条件包括使所述高剪切混合物接触催化剂。
9. 权利要求 2、4、6 或 7 的方法,其中粒子或气泡具有小于 400 纳米的平均直径。
10. 权利要求 2、4、6 或 7 的方法,其中粒子或气泡具有至多 100 纳米的平均直径。
11. 权利要求 1、3 或 5 的方法,其中所述聚合条件包括低于约 600kPa 的压力和小于 200°C 的温度。
12. 权利要求 5 的方法,其中形成所述高剪切混合物包括使所述单体和溶剂经历大于 20,000s⁻¹ 的剪切速率。
13. 权利要求 7 的方法,其中所述高剪切混合装置包括具有转子尖端的转子/定子组,并且形成所述高剪切混合物包括使所述单体、溶剂和催化剂粒子经历至少 22.9m/sec 的转子尖端速度。
14. 权利要求 13 的方法,其中所述尖端速度为至少 40m/sec。
15. 权利要求 5 的方法,其中所述高剪切混合装置包括具有转子尖端的转子/定子组,并且所述高剪切混合在所述尖端处产生至少 1034MPa 的局部压力。
16. 权利要求 5 的方法,其中聚合发生的速度是其中单体和溶剂不经历所述高剪切混合的类似方法的速度至少 5 倍。

17. 权利要求 1、3 或 5 的方法, 还包括将得自所述高剪切混合装置的所述高剪切混合物转移到反应容器中。

18. 权利要求 5 的方法, 其中所述单体包括乙烯以及乙酸乙烯酯和丙烯中任一种。

19. 权利要求 5 的方法, 其中所述高剪切混合物还包含至少一种共聚用单体, 并且所述聚合产物包含聚乙烯共聚物或聚丙烯共聚物。

20. 权利要求 5 的方法, 其中形成所述高剪切混合物包括至少 1000W/m³ 的能量消耗。

21. 生产聚合物的系统, 该系统包含:

至少一个高剪切混合装置, 其被配置用于产生被分散在含有单体的液相或气相中的、平均直径小于 1 微米的粒子或气泡的纳米分散体;

泵, 其被配置用于将包含所述单体的加压液体物流递送到所述高剪切混合装置; 和

容器, 其被配置用于从所述高剪切混合装置接收所述纳米分散体和用于保持预定的压力和温度。

22. 权利要求 20 的系统, 其中所述高剪切混合装置被配置为产生包含具有小于 400 纳米的平均直径的所述粒子或气泡的所述纳米分散体。

23. 权利要求 20 的系统, 其中所述高剪切混合装置包含具有转子尖端的转子/定子组, 并且其中所述装置被配置用于在至少 22.9m/sec 的尖端速度下在至少 300L/h 的流速下操作。

24. 权利要求 20 的系统, 其中所述高剪切混合装置被配置为提供大于 1000W/m³ 的能量消耗。

25. 权利要求 20 的系统, 其中所述容器包括塔式反应器、管式反应器、多管式反应器、罐式反应器或固定床反应器。

生产聚乙烯和聚丙烯的系统和方法

[0001] 关于由联邦政府发起的研究或开发的声明

[0002] 不适用。

技术领域

[0003] 本发明总地涉及乙烯或丙烯单体在高度分散的催化剂存在下的液相聚合, 分别形成聚乙烯或聚丙烯。更特别地, 本发明涉及采用反应物的高剪切混合来生产聚乙烯或聚丙烯的设备和方法。

背景技术

[0004] 聚乙烯是通过乙烯单体聚合生产的热塑性材料, 并且其被用于生产多种消费品, 包括包装产品, 管挤出产品, 线与电缆护套和绝缘产品, 以及许多的其它产品。因为乙烯没有取代基团来影响生长聚合物链的增长头的稳定性, 因此可以通过自由基聚合、阴离子加聚、离子配位聚合或阳离子加聚来生产具有不同支化程度的聚合物。现在生产非常想要的线性(高密度)聚乙烯的最普通的方法之一涉及使乙烯接触齐格勒-纳塔催化剂体系, 该催化剂体系包括过渡金属催化剂诸如 $TiCl_4$ 和元素周期表 IA 到 IIIA 族的非过渡金属的有机化合物, 特别是有机铝化合物。

[0005] 聚丙烯是另一种被广泛地用于制备多种产品的热塑性聚合物, 所述产品包括小型和大型器械的外壳和部件, 一次性容器, 食品包装, 索, 纺织品和塑性汽车零件等等。聚丙烯通过丙烯单体的催化聚合被化学合成。聚丙烯最经常作为有规立构聚合物被生产。全同立构聚丙烯具有全部位于聚合物链上方或下方的悬挂的甲基侧基。链结构的任何偏移或倒转会降低聚合物的全同立构规整度和结晶度。大部分市售的聚丙烯采用氯化钛催化剂进行生产, 以基本上生成全同立构聚丙烯, 其对于生产要求强固聚合物的许多产品而言是非常令人希望的。

[0006] 齐格勒-纳塔催化剂是立体特异性复合物, 其限制新加入的单体以特定方向取向, 从而生成全同立构(非支化)聚合物, 只有这些单体在特定方向上被取向时它们才被附加到聚合物链上。因为过渡金属的有机化合物只有当被承载时才是有用的聚合催化剂, 因此它们被承载到适当的基质材料诸如氧化铝、二氧化硅或氧化镁上。常规的齐格勒-纳塔催化剂是由过渡金属诸如钛、铬或钒的卤化物与金属氢化物和/或烷基金属(典型地为有机铝化合物诸如烷基铝化合物例如三乙基铝(TEAL)、三甲基铝(TMA)或三异丁基铝(TIBAL))作为助催化剂形成的立体特异性复合物。液相浆料(悬浮液)聚合和气相聚合都已采用齐格勒-纳塔催化剂进行催化。尽管聚合速率随温度的增加而增加, 但是很少使用高于 70-100°C 的反应温度, 因为高温导致有规立构性丧失, 以及由于引发剂的稳定性降低而导致聚合速率降低。目前在聚烯烃的许多生产方法中, 使用基于茂金属的催化剂代替一些齐格勒-纳塔催化剂。

[0007] 进行乙烯聚合的其它过渡金属催化剂以铬或钼的氧化物为基础。其它的过渡金属催化剂体系包括过渡金属与 π -烯丙基、环戊二烯基、降冰片基、苄基和芳烃基团形成的有

机化合物,以及包括包含以新戊基作为示例类型的基团的化合物,以及被取代的甲硅烷基甲基化合物。当寻求低密度聚乙烯时,使用促进聚合物支化的催化剂。

[0008] 在典型的液相浆料(悬浮液)聚合方法中,将乙烯或丙烯单体溶解在有机反应介质中,然后接触粒状催化剂。形成的聚乙烯或聚丙烯也溶于有机介质,有机介质可变得相当粘。尽管聚合速率随温度的增加而增加,但是很少使用高于70-100°C的反应温度,因为高温导致有规立构性丧失,以及由于催化剂的稳定性降低而导致聚合速率降低。

[0009] 目前,一般地认为溶液聚合局限于生产低分子量的聚乙烯和聚丙烯。现有的用于生产这些聚合物的方法和生产设备一般地受到各种制约因素的影响,所述因素包括质量流限制,产品收率,工厂规模和能量消耗。因此,继续对开发改善从乙烯和丙烯单体催化聚合生产聚合物的选择性和收率的方法存在兴趣。

发明内容

[0010] 根据本发明的某些实施方案,提供了生产聚乙烯的方法,该方法包括:获得高剪切混合装置;在高剪切混合装置中形成高剪切混合物,该高剪切混合物包含被分散在溶剂中的乙烯和聚合催化剂,其中该高剪切混合物包含被分散在液相中的亚微米级的粒子;和使该高剪切混合物经历聚合条件,该聚合条件包括约203kPa到约6080kPa的压力和约20°C到约230°C的温度,从而至少一部分乙烯聚合形成聚乙烯。在一些实施方案中,高剪切混合物包含亚微米级的、含有乙烯气体的气泡。

[0011] 根据本发明的某些实施方案,提供了生产聚丙烯的方法,该方法包括:获得高剪切混合装置;在高剪切混合装置中形成高剪切混合物,该高剪切混合物包含被分散在溶剂中的丙烯和聚合催化剂,其中该高剪切混合物包含被分散在液相中的亚微米级的粒子;和使该高剪切混合物经历聚合条件,该聚合条件包括约203kPa到约6080kPa的压力和约20°C到约230°C的温度,从而至少一部分丙烯聚合形成聚丙烯。在一些实施方案中,高剪切混合物包含亚微米级的、含有丙烯气体的气泡。

[0012] 根据本发明的某些实施方案,提供了生产聚合物的方法,该方法包括:获得高剪切混合装置;在高剪切混合装置中形成高剪切混合物,该高剪切混合物包含单体和溶剂,其中单体选自乙烯、丙烯及其混合物;和使该高剪切混合物经历聚合条件,该聚合条件包括使高剪切混合物经历约203kPa到约6080kPa的压力和约20°C到约230°C的温度,从而形成聚乙烯或聚丙烯或其共聚物。在一些实施方案中,高剪切混合物包含被分散在溶剂中的、亚微米级的、含有乙烯或丙烯气体的气泡。

[0013] 根据本发明的某些其它的实施方案,提供了生产聚乙烯或聚丙烯的系统,其包含至少一个高剪切混合装置,该高剪切混合装置被配置用于产生包含被分散在含有单体的液相或气相中的亚微米级的粒子的纳米分散体(nanodispersion)。这些和其它的实施方案和可能的优点在下文的详细说明和附图中变得显而易见。

附图说明

[0014] 图1是根据本发明的实施方案,用于生产聚乙烯或聚丙烯的方法的工艺流程图。

[0015] 图2是用于图1系统的实施方案中的多级高剪切装置的纵向剖视图。

[0016] 详细说明

[0017] 本发明的通过在适当的催化剂或引发剂存在下进行相应的单体和共聚单体的液-固、液-气-固或气-固的非均相聚合来生产聚乙烯和聚丙烯及其多种共聚物的方法和系统采用外部高剪切机械装置以在高剪切混合器装置中在受控环境下提供化学成分的快速接触和混合,和采用单独的容器或反应器。高剪切装置减少了对反应的传质限制,从而增加总反应速率。

[0018] 牵涉液体、气体和固体的化学反应依赖于涉及时间、温度和压力来决定反应速率的动力学定律。如果希望两种或更多种不同相的原材料(例如固体和液体;液体和气体;固体、液体和气体)发生反应,控制反应速率的限制因素之一牵涉反应物的接触时间。在经历非均相催化的反应的情况下,存在另外的速率限制因素:从催化剂表面除去已反应的产物从而使得该催化剂能够催化另外的反应物。反应物和/或催化剂的接触时间通常通过提供在化学反应中所牵涉的两种或更多种反应物的接触的混合操作得以控制。包括如本文所述的外部高剪切装置或混合器的反应器组件使得有可能降低传质限制,从而使得反应更密切地接近动力学极限。当反应速率被增加时,停留时间可被减少,从而增加可获得的处理量。产品收率因高剪切系统和方法而被增加。作为替代,如果现有方法的产品收率是可接受的话,那么通过并入合适的高剪切来减少所需的停留时间可允许使用比传统方法更低的温度和/或压力。在一些情况中,有可能减小反应器的尺寸,同时保持相同的产品收率。

[0019] 生产聚乙烯或聚丙烯的系统

[0020] 现在参考图 1 描述高剪切系统,图 1 是显示通过相应单体的催化聚合来生产聚乙烯或聚丙烯的高剪切系统 1 的实施方案的工艺流程图。可理解的是,可采用类似的方法和系统来从相应的单体和被选择的共聚单体生产聚乙烯和/或聚丙烯共聚物。例如,用于与乙烯或丙烯聚合的一些适当的共聚单体包括短链 α -烯烃诸如 1-丁烯、1-己烯和 1-辛烯,乙酸乙烯酯,以及各种丙烯酸酯。所述系统的基础部件包括外部高剪切混合装置(HSD)40、容器 10 和泵 5。如图 1 所示,高剪切装置位于容器/反应器 10 以外。这些部件中的每一个在下文中进行更详细的描述。管道 21 连接至泵 5,用于引入包含溶剂和/或单体的液体物流。管道 13 将泵 5 连接至 HSD 40,以及管道 18 将 HSD 40 连接至容器 10。管道 22 连接至管道 13,用于引入被悬浮在合适的溶剂中的细分散的催化剂的浆料。管道 17 连接至容器 10,用于除去排出气体。如果需要,另外的部件或工艺步骤可被并入在容器 10 和 HSD 40 之间,或被并入到泵 5 或 HSD 40 的前面。在可供选择的构造中,管道 22 代之以被配置用于将气态单体物流引入到 HSD 40 中,以形成气-固分散体,这进一步如下所述。在另一种可供选择的构造中,管道 22 被配置用于提供粒状催化剂物流,以及管道 13 被配置用于携带溶剂进入 HSD 40。

[0021] 高剪切混合装置。仍然参见图 1,外部高剪切混合装置(HSD)40,有时也被称为高剪切混合器,被配置用于经由管道 13 接收进口物流。作为替代,系统 1 可被配置为具有超过一个的进口管道(未示出)。例如,HSD 40 可被配置用于经由单独的进口管道接收单体和催化剂物流。尽管在图 1 中仅仅示出了一个高剪切装置,但是可理解的是该系统的一些实施方案可具有以串联流或并联流方式布置的两个或更多个高剪切混合装置。HSD 40 是一种机械装置,其采用一个或多个包括转子/定子组合的发生器,其各自在定子和转子之间具有固定的缝隙。HSD 40 的配置方式为,其能够产生包含在流过混合器的气体或液体介质中被分散的亚微米级(即,直径小于 1 微米)和微米级的粒子(例如催化剂粒子)的分

散体。例如,在一些实施方案中,HSD 40 能够在使得至少一部分单体反应以生成聚合产物物流的条件下将聚合催化剂高度分散在包含单体和溶剂的主要液相中,正常情况下聚合催化剂与主要液相不混溶。作为替代,HSD 40 被配置为生成包含在包含溶剂的液体介质中被分散的亚微米级和微米级气泡(例如气态单体)的分散体。在另一种可供选择的实施方案中,HSD 40 被配置为生成包含在液体溶剂相中被分散的微米级和亚微米级的单体气泡和催化剂粒子的分散体。为了进行某些气-固非均相反应,HSD 40 被配置为将催化剂粒子分散在主要气态单体相中。在另一种可供选择的实施方案中,HSD 40 被配置为将催化剂和气态单体分散在液体溶剂或溶剂-单体液相中,用于某些液-气-固非均相聚合反应。高剪切混合器包括外壳或外罩,从而可控制混合物的压力和温度。

[0022] 高剪切混合装置基于它们混合流体的能力,一般被分为三大类。混合是使流体内的粒子或非均相物质的尺寸减小的方法。对于混合的程度或充分性的一个量度是混合装置产生的、使流体粒子碎裂的每单位体积的能量密度。基于被递送的能量密度对这些类型进行分类。具有足够的能量密度从而一致性地产生具有在亚微米至 50 微米范围内的粒子尺寸的混合物或分散体的三类工业混合器包括均化阀系统、胶体磨和高速混合器。在第一类高能量装置(称为均化阀系统)中,待处理的流体在极高压下被泵送通过狭隙阀进入具有更低压力的环境中。跨阀压差以及所得的涡流和空化作用将流体内的任何粒子进行破碎。这些阀系统最常被用在乳的均化中并且可获得在 0-1 微米范围内的平均粒子尺寸。

[0023] 在能量密度谱的相对端,第三类装置被称为低能量装置。这些系统通常具有在待处理流体的储器中以高速旋转的桨或流体转子,所述流体在许多更常见的应用中是食品。当在被处理流体中大于 20 微米的平均粒子尺寸可被接受时,这些低能量系统通常被使用。

[0024] 就被递送至流体的混合能量密度而言,介于低能装置和均质阀系统之间的是胶体磨,其被分在中间能量装置类别中。典型的胶体磨构造包括锥形的或碟形的转子,该转子以被密切控制的转子定子缝隙与互补的液冷式定子分隔开,该转子-定子缝隙通常为 0.0254-10.16 毫米(0.001-0.40 英寸)。转子通常由电动马达通过直接传动或带机构进行驱动。因为转子高速旋转,所以其在转子的外表面和定子的内表面之间泵送流体,并且在缝隙中产生的剪切力对流体进行处理。许多经过适当调节的胶体磨实现在被处理流体中为 0.1-25 微米的平均粒子尺寸。这些能力使得胶体磨适合于许多应用,所述应用包括胶体和油/水基乳化处理,诸如化妆品、蛋黄酱或硅氧烷/银汞齐形成所需的乳化处理,以及屋顶焦油混合。

[0025] 通过测量马达能量(kW)和流体输出(L/min)可计算进入流体的能量输入近似值(kW/L/min)。尖端速度是转子尖端在每单位时间内运行的圆周距离。因此,尖端速度是转子直径和旋转频率的函数。尖端速度(例如,单位为米数/分钟)可如下计算:由转子尖端记录的圆周距离 $2\pi R$ (其中 R 是转子的半径(例如,单位是米))乘以旋转频率(例如,单位是转数/分钟)。例如,胶体磨可具有超过 22.9m/sec(4500ft/min)的尖端速度,并且可超过 40m/sec(7900ft/min)。对于本公开的目的,术语“高剪切”是指能够达到超过 5.1m/sec(1000ft/min)的尖端速度并且需要外部机械驱动的动力装置以驱动能量进入要起反应的材料的物流内的机械式转子定子装置(例如胶体磨或转子/定子混合器)。例如,在 HSD40 中,可实现超过 22.9m/sec(4500ft/min)的尖端速度,并且可实现超过 40m/sec(7900ft/min)的尖端速度。在一些实施方案中,HSD 40 能够在至少 22.9m/sec 的公称尖端速度下以

约 1.5kW 的能量消耗递送至少 300L/h。

[0026] HSD 40 将高尖端速度与极小剪切缝隙相结合以在被处理的材料上产生显著的剪切。剪切量将根据流体粘度的不同而异。因此,在高剪切装置操作期间在转子的尖端处产生局部的高压和高温区域。在一些情况中,局部高压为约 1034.2MPa(150,000psi)。在一些情况中,局部高温为约 500°C。在一些情况中,这些局部压力和局部温度的升高可持续数纳秒或皮秒。在一些实施方案中,高剪切混合器的能量消耗大于 1000W/m³。在实施方案中,HSD 40 的能量消耗在约 3000W/m³ 至 7500W/m³ 的范围内。剪切速率是尖端速度除以剪切缝隙宽度(在转子和定子之间的最小间隙)。在 HSD 40 中产生的剪切速率可大于 20,000s⁻¹。在一些实施方案中,剪切速率为至少 1,600,000s⁻¹。在实施方案中,由 HSD 40 中产生的剪切速率为 20,000s⁻¹ 至 100,000s⁻¹。例如,在一个应用中,转子尖端速度为约 40m/sec(7900ft/min) 并且剪切缝隙宽度是 0.0254 毫米(0.001 英寸),产生 1,600,000s⁻¹ 的剪切速率。在另一个应用中,转子尖端速度为约 22.9m/sec(4500ft/min) 并且剪切缝隙宽度为 0.0254mm(0.001 英寸),产生约 902,000s⁻¹ 的剪切速率。

[0027] 在一些实施方案中,HSD 40 包括胶体磨。合适的胶体磨例如由 IKA® Works, Inc. Wilmington, NC 和 APV North America, Inc. Wilmington, MA 生产。在一些情况下,HSD 40 包括 IKA® Works, Inc 的 Dispax Reactor®。可获得具有多种进口/出口接头、马力、公称尖端速度、输出 rpm 和公称流量的几种型号。特定装置的选择将根据预定应用的具体处理量要求而定,并且根据得自高剪切混合器的出口分散体内的所需粒子尺寸而定。在一些实施方案中,选择 HSD 40 内的适当的混合工具(发生器)可允许减小催化剂粒子尺寸/增加催化剂表面积。

[0028] 高剪切装置包括至少一个产生被施加于反应物上的机械力的旋转部件。高剪切装置包括以间隙被分隔开的至少一个定子和至少一个转子。例如,转子可以是锥形的或碟形的并且可与具有互补形状的定子分隔开;转子和定子二者都可包括多个周边间隔的齿。在一些实施方案中,一个或多个定子是可调节的,从而在每个发生器(转子/定子组)的转子和定子之间获得所需的缝隙。在转子和/或定子内的凹槽可在交替阶段改变方向用于增加的湍流。每个发生器可由任何被配置用于提供必要旋转的合适的驱动系统所驱动。

[0029] 在一些实施方案中,在定子和转子之间的最小间隙为约 0.0254 毫米到约 3.175 毫米(约 0.001 英寸到 0.125 英寸)。在某些实施方案中,在定子和转子之间的最小间隙为约 1.524 毫米(0.060 英寸)。在某些构造中,在转子和定子之间的最小间隙为至少 1.778 毫米(0.07 英寸)。由高剪切混合器产生的剪切速率可随着沿流通道的纵向位置而变化。在一些实施方案中,转子被设定为在与转子的直径和所需尖端速度相称的速度下旋转。在一些实施方案中,胶体磨在定子和转子之间具有固定的间隙。或者,胶体磨具有可调节的间隙。

[0030] 在一些实施方案中,HSD 40 包括单级分散室(即单一的转子/定子组合,单一发生器)。在一些实施方案中,高剪切装置 40 是多级串联的胶体磨并且包括多个发生器。在某些实施方案中,HSD 40 包括至少两个发生器。在其它实施方案中,高剪切装置 40 包括至少三个高剪切发生器。在一些实施方案中,高剪切装置 40 是多级混合器,凭借其,剪切速率(其与尖端速度成正比并与转子/定子缝隙成反比)随着沿流通道的纵向位置而改变,这在下文进一步进行描述。

[0031] 在一些实施方案中,外部高剪切装置的每一级具有可互换的混合工具,提供灵活性。例如, IKA® Works, Inc. Wilmington, NC 和 APVNorth America, Inc. Wilmington, MA 的 DR 2000/4Dispax Reactor®包括三级分散模块。该模块可包括最多三个转子/定子组合(发生器),每一级为细、中等、粗糙和超细的选择。这使得可产生具有所需粒子尺寸的较窄分布的分散体。在一些实施方案中,每一级采用超细发生器进行操作。在一些实施方案中,发生器组中的至少一个具有大于约 5.08 毫米(0.20 英寸)的转子/定子最小间隙。在一些实施方案中,发生器组中的至少一个具有大于约 1.778 毫米(0.07 英寸)的最小转子/定子间隙。在一些实施方案中,转子的直径为 60 毫米和定子的直径为 64 毫米,提供了约 4 毫米的间隙。

[0032] 现在参见图 2,提供了合适的高剪切装置 200 的纵向截面。高剪切装置 200 是包括三级或转子-定子组合 220、230 和 240 的分散装置。三个转子/定子组或发生器 220、230 和 240 沿着驱动输入 250 串连对准。第一发生器 220 包括转子 222 和定子 227。第二发生器 230 包括转子 223 和定子 228;第三发生器 240 包括转子 224 和定子 229。对于每个发生器,转子由输入 250 进行可旋转式驱动并且围绕轴 260 按箭头 265 所示旋转。定子 227 固定地接合到高剪切装置的壁 255。每个发生器具有剪切缝隙,该剪切缝隙是在转子和定子之间的距离。第一发生器 220 包括第一剪切缝隙 225;第二发生器 230 包括第二剪切缝隙 235;以及第三发生器 240 包括第三剪切缝隙 245。在一些实施方案中,剪切缝隙 225、235、245 的宽度为约 0.025 毫米到 10.0 毫米。在一些实施方案中,所述方法包括采用其中缝隙 225、235、245 为约 0.5 毫米到约 2.5 毫米的高剪切装置 200。在某些情况中,缝隙被保持在约 1.5 毫米。或者,缝隙 225、235、245 的宽度对于发生器 220、230、240 而言是不同的。在某些情况中,第一发生器 220 的缝隙 225 大于第二发生器 230 的缝隙 235,第二发生器 230 的缝隙 235 又大于第三发生器的缝隙 245。如上所述,各级发生器可互换,提供了灵活性。

[0033] 发生器 220、230 和 240 可包括粗糙、中等、细和超细的特征。转子 222、223 和 224 以及定子 227、228 和 229 可为有齿设计。每个发生器可包括两组或更多组转子-定子齿。转子 222、223 和 224 可包括围绕每个转子的周边进行周边间隔的多个转子齿。定子 227、228 和 229 可包括围绕每个定子的周边进行周边间隔的互补数目的定子齿。在一些实施方案中,转子的内径为约 11.8 厘米。在实施方案中,定子的外径为约 15.4 厘米。在某些实施方案中,三级中的每一级采用包括剪切缝隙为约 0.025 毫米到约 3 毫米的超细发生器进行操作。对于其中固体粒子将被发送通过高剪切装置 200 的应用,可选择剪切缝隙宽度用于减小粒子尺寸和增加粒子表面积。在一些实施方案中,分散器被配置为使得剪切速率将沿着流方向在纵向逐渐增加。例如, IKA®型号 DR2000/4,包括皮带传动,4M 发生器,PTFE 密封圈,进口法兰 25.4 毫米(1 英寸)清洁夹钳,出口法兰 19 毫米(3/4 英寸)清洁夹钳,2HP 功率,7900rpm 的输出速度,约 300-700L/h 的流量容量(水)(根据发生器的不同而异),9.4-41m/sec(1850ft/min 到 8070ft/min)的尖端速度。

[0034] 反应器/容器。容器或反应器 10 是任何类型的容器,其中多相反应可被波及到此以进行上述的转化反应。例如,容器 10 可为塔式反应器、管式反应器或多管式反应器,或者可为固定床反应器。在其它实施方案中,容器 10 可为连续搅拌罐反应器或半连续搅拌罐反应器,或者可包括串联或并联布置的一个或多个间歇式反应器。一个或多个管道 15 可被连接至容器 10,用于引入最初的溶剂和单体,或用于注入催化剂或其它材料。

[0035] 反应器 10 可包括以下的一项或多项：搅拌系统，加热和 / 或冷却设备，压力测量仪器，温度测量仪器，一个或多个注入点，和液面调节器（未示出），这是反应容器设计领域已知的。例如，搅拌系统可包括马达驱动式混合器。加热和 / 或冷却设备可包括例如热交换器。或者，在一些实施方案中因为大部分聚合反应可在 HSD 40 发生，因此在一些情况中，容器 10 可主要起到储存容器的作用。虽然一般不那么理想，但是在一些应用中可省略容器 10，特别是如下文进一步描述那样如果多个高剪切装置 / 反应器被串连使用时。管道 16 被连接至容器 10，用于排放或除去聚乙烯、聚丙烯或共聚物产品。

[0036] 传热装置。除了上述的容器 10 的加热 / 冷却设备之外，用于加热或冷却工艺物流的其它的外部或内部传热装置也被考虑为处在图 1 所示的实施方案的变体内。用于一种或多种这种传热装置的一些合适的位置为：在泵 5 和 HSD 40 之间，在 HSD 40 和反应器 10 之间，和当系统 1 以多程模式运行时在容器 10 和泵 5 之间。这种传热装置的一些非限制性实例是本领域已知的壳式、管式、板式和盘管式换热器。

[0037] 泵。泵 5 被配置用于连续操作或半连续操作，并且可以是任何合适的泵送装置，其能够提供大于 203kPa (2 个大气压) 的压力，优选大于 3 个大气压的压力，从而使得受控物流流过 HSD 40 和系统 1。例如，Roper 1 型齿轮泵，Roper Pump Company (Commerce Georgia) Dayton Pressure Booster Pump 型号 2P372E, Dayton Electric Co (Niles, IL) 是一个合适的泵。优选泵的所有接触部分包括不锈钢。如果要泵送腐蚀性物质，则可希望提供镀金接触表面。在所述系统的一些实施方案中，泵 5 能够提供大于约 2027kPa (20 个大气压) 的压力。除了泵 5 之外，在图 1 所示的系统内还可包括一个或多个另外的高压泵（未示出）。例如，增压泵，其可类似于泵 5，可被包括在 HSD 40 和反应器 10 之间，用于助推压力进入容器 10。作为另一个实例，补充的给料泵，其可能类似于泵 5，可被包括在管道 15 内，用于将单体、溶剂、引发剂或催化剂引入到容器 10 中。管道 24 将容器 10 连接至管道 21，借助于泵 5 和管道 13 将原始液体物流引入到 HSD 40 中，或者用于如下文进一步描述的多程操作。作为另一个实施例，压缩机型泵可位于管道 17 和 HSD 40 之间，用于将来自容器 10 的气体再循环到高剪切装置的进口。

[0038] 生产聚乙烯或聚丙烯的方法。

[0039] 在通过乙烯和 / 或丙烯的液 - 固或液 - 固 - 气非均相催化反应生产聚合物的操作中，单体、任何所需的共聚用单体和溶剂首先被合并并在容器 10 中。单体和 / 或溶剂最初可由一个或多个给料管道 15 被引入到容器 10 中。在一些实施方案中，单体溶液包含溶解在合适的有机溶剂诸如例如己烷、环己烷、丁烷或戊烷中的约 70% 的乙烯或丙烯。

[0040] 该方法可以连续流或半连续流的方式操作，或者可以间歇方式操作。使用合适的加热和 / 或冷却设备（例如冷却盘管）和温度测量仪器使容器 10 的内容物保持在特定的本体反应温度。容器内的压力可使用合适的压力测量仪器来监控，并且容器内反应物的水平面可使用液面调节器（未示出）来控制，采用本领域技术人员已知的技术进行。内容物经历连续或半连续的搅拌或循环。

[0041] 泵 5 工作以从反应器 / 容器 10 经由管道 24 和 21 泵送液体物流（例如溶剂或单体 - 溶剂溶液），和建立压力并对 HSD 40 进料，提供流过管道 13 和高剪切混合器 (HSD) 40 的受控流，并且贯穿整个高剪切系统 1。在一些实施方案中，泵 5 使液体物流的压力增加到大于 203kPa (2 个大气压)，优选大于约 304kPa (3 个大气压)。在一些应用中，可使用大于

约 2027kPa (20 个大气压) 的压力来加速反应, 限制因素是被选择的泵 5 和高剪切混合器 40 的压力极限。在一些情况中, 可经由与管道 22 类似的管道将气态单体引入到流过管道 13 的液体物流中。在一些实施方案中, 在管道 13 内的含有单体的物流包含用于单体的催化聚合以形成聚乙烯或聚丙烯的、溶解在合适的溶剂中的乙烯和 / 或聚乙烯单体, 加上任何所需的共聚用单体, 或其共聚用单体。在一些实施方案中, 含有单体的物流包含溶剂和气态单体气泡, 有或者没有催化剂粒子或引发剂。

[0042] 催化剂。被悬浮在合适的溶剂中的细分散的催化剂的浆料通过管道 22 被引入, 在管道 13 中与单体物流合并或与溶剂 - 单体物流合并。在一些实施方案中, 催化剂浆料含有约 0.00001% 到 0.1% 的齐格勒 - 纳塔催化剂诸如 $TiCl_4$ / 烷基氯化铝。在一些实施方案中, 催化剂是茂金属催化剂。茂金属化合物包括与中心的氧化态 II 的金属结合的两个环戊二烯基阴离子 (Cp), 通常对应于通式 $(C_5R_5)_2M$ 。齐格勒 - 纳塔催化剂和茂金属催化剂是烯烃聚合领域所公知的。或者, 在本发明的方法中可采用任何其它合适的烯烃聚合催化剂。在一些实施方案中, 其中固体催化剂被发送通过 HSD 40, 经选择的混合工具 (即, 转子 / 定子组或发生器) 使得可减小催化剂粒子尺寸和 / 或增加催化剂表面积。

[0043] 含有单体的液体物流被连续地泵送入管道 13 以形成高剪切混合器物料物流。另外的溶剂可被引入到管道 13 中, 并且在一些实施方案中, 单体和 / 或溶剂被独立地引入到 HSD 40 中。使用的原材料的真实比例根据所需的选择性以及操作温度和压力而定。在一些实施方案中, 在整个系统 1 中保持压力足够高, 从而保持单体处于溶液中。为了本公开的目的, 术语“表面压力”和“表面温度”分别是指在系统的容器、导管或其它仪器中的表观、本体或已测的压力或温度。反应物接触并在由高剪切混合器的流体动力所产生的瞬态空穴的小环境中反应的真实温度和 / 或压力可能完全不同, 如本文别处所讨论的。

[0044] 在泵送后, 催化剂和单体液相在 HSD 40 内混合, HSD 40 用于产生催化剂在含有单体的液相中的细分散体, 其还可包含引发剂。在一些实施方案中, HSD 40 产生反应物的细的混合物、乳液或分散体, 其还可包含催化剂。本文使用的术语“分散体”是指液化的混合物, 该液化混合物包含两个不容易混合和溶解在一起的可区分的物质 (或相)。分散体包含连续相 (或基质), 在连续相中保持另一个相或物质的非连续的小滴、气泡和 / 或粒子。因此, 术语分散体可能是指包括悬浮在液体连续相中的气泡的泡沫, 其中第一液体的小滴分散在整个的包括与第一液体是不混溶的第二液体的连续相中的乳液, 和其中整个分布有固体粒子的连续的液相。术语“分散体”包括其中整个分布有气泡的连续液相, 其中整个分布有固体粒子 (例如固体催化剂) 的连续液相, 其中整个分布有第二液体的小滴的第一液体的连续相 (该第二液体的小滴实质上不溶于该连续相中), 和其中整个分布有固体粒子、不溶混的液滴和气泡中的任一项或其组合的液相。因此, 分散体有时可作为均匀混合物存在 (例如液 / 液相), 或作为非均匀混合物存在 (例如气 / 液、固 / 液、或气 / 固 / 液), 根据被选择用于组合的材料的性质的不同而异。

[0045] 在 HSD 40 中, 催化剂和单体被高度分散从而使得形成催化剂的纳米粒子和微米粒子, 用于出色地溶解在溶液中和 / 或用于增强反应物混合。例如, 可使用分散器 IKA® 型号 DR 2000/4, 其是被配置为具有串连对准的三组转子 - 定子的高剪切、三级分散装置, 用来获得可分散的催化剂在包含单体和任何引发剂的液体介质中的分散体 (即“反应物”)。例如, 转子 / 定子组可如图 2 所示被配置。对于一些应用, 发生器的旋转方向可与箭头 265

所示方向相反（例如围绕旋转轴 260 以顺时针方向或反时针方向旋转）。被合并的反应物经由管道 13 进入高剪切混合器并继续进入具有周边间隔的第一级剪切开口的第一级转子 / 定子组合。在一些应用中, 进入进口 205 的反应物物流的流向对应于旋转轴 260。离开第一级的粗分散体进入具有第二级剪切开口的第二级转子 / 定子组合。从第二级产生的粒子尺寸被减小的分散体进入具有第三级剪切开口的第三级转子 / 定子组合。分散体经由管道 18 离开高剪切混合器。在一些实施方案中, 剪切速率沿着流的方向在纵向逐渐增加。例如, 在一些实施方案中, 在第一级转子 / 定子组合中的剪切速率大于在随后的一级或多级中的剪切速率。在其它实施方案中, 剪切速率沿着流的方向大体上是恒定的, 在每一级或多级内的剪切速率是相同的。如果高剪切混合器包括 PTFE 密封, 则该密封可采用例如本领域已知的任何适当技术进行冷却。例如, 在管道 13 内流动的反应物物流可被用来冷却密封并且在这种情况下在进入高剪切混合器之前根据需要对反应物物流进行预热。

[0046] HSD 40 的转子可被设定为在与转子的直径和所需的尖端速度相称的速度下旋转。如上所述, 高剪切混合器（例如胶体磨）在定子和转子之间具有固定间隙或者具有可调节的间隙。HSD 40 用来将催化剂和液相（即, 单体或溶剂, 或二者）密切地混合。在该方法的一些实施方案中, 通过高剪切装置的操作降低了反应物的转运阻力, 从而使得反应速度提高超过约 5 倍。在一些实施方案中, 反应速度提高至少 10 倍。在一些实施方案中, 反应速度提高约 10 至约 100 倍。在一些实施方案中, HSD 40 能够在至少 22.9m/sec (4500ft/min) 的公称尖端速度（可超过 40m/sec (7900ft/min)）下以约 1.5kW 的能量消耗递送至少 300L/h。尽管测量在 HSD 140 内的旋转剪切单元或旋转部件的末端处的瞬时温度和压力是困难的, 但据估计, 在空化条件下, 从密切混合的反应物可见局部温度超过 500°C 以及压力超过 500kg/cm²。高剪切混合获得微米级或亚微米级粒子（即, 平均直径小于 1 微米）的催化剂的分散体。在一些实施方案中, 获得的分散体具有低于约 1.5 微米的平均粒子尺寸。在一些实施方案中, 平均气泡尺寸的直径小于 1 微米。因此, 经由管道 18 离开 HSD 40 的分散体包括微米级和 / 或亚微米级的粒子。在一些实施方案中, 平均粒子尺寸为约 0.4 微米到约 1.5 微米。在一些实施方案中, 平均粒子尺寸小于约 400 纳米, 为约 200 纳米到约 400 纳米, 或者有时为约 100 纳米。为了本公开的目的, 纳米分散体是固 - 液非均相分散体, 其中在被分散的相中的粒子的尺寸小于 1000 纳米（即, 直径 < 1 微米）。纳米分散体在本文中有时也被称为“分散体”。在许多实施方案中, 纳米分散体能够在大气压力下保持被分散达至少 15 分钟。

[0047] 当被分散后, 所得的纳米分散体经由管道 18 离开 HSD 40 并且进料到容器 10 中, 如图 1 所示, 在那里发生聚合或继续进行聚合。如果需要, 该分散体在进入容器 10 之前可进行进一步的处理。例如, 在工艺物流进入反应器 / 容器 10 之间, 可在一个或多个顺序的高剪切混合装置（具有类似于 HSD 40 的相同或不同发生器构造）中进行进一步混合。尽管在一些实施方案中, 聚合反应在无催化剂或引发剂下可至少在某种程度上发生, 但是在大部分实施方案中, 包含了催化剂或引发剂。如上所述, 一些合适的类型的催化剂是齐格勒 - 纳塔催化剂和茂金属催化剂。或者, 可使用另一类合适的烯烃聚合催化剂。在一些实施方案中, 加入链转移剂（即氢）以终止聚合过程并控制聚合物的分子量。氢可在聚合过程中的其中希望链终止的任一点处被加入。可在管道 13、管道 18 或该过程中的任何合适的点处注入一种或多种这种添加剂, 或者如图 1 的流程图所示。在一些实施方案中, 发生非均相反应, 其

中密切混合的单体和细分散的催化剂处于高度分散的液体形式。在一些实施方案中,由于在进入反应器 10 之前反应物的密切混合,在有或者没有催化剂存在下,大部分的化学反应可在 HSD 40 中发生。只要存在合适的时间、温度与压力条件,会发生单体聚合,形成相应的聚合物,在一些情况中,通过催化剂和 / 或引发剂的存在得以促进。在这种意义上讲,如果温度与压力条件合适的话,在图 1 所示的流程图中的任一点处均可发生单体的聚合。然而,通常希望离散的反应器,从而使得可增加本体反应物的停留时间、搅拌和加热和 / 或冷却。因此,在一些实施方案中,反应器 / 容器 10 可主要用于加热和从聚合产物中分离挥发性反应产物(即排出气体)。

[0048] 或者,在一些实施方案中,容器 10 可充当其中生成大部分聚合物的初级反应容器。例如,所述方法可作为单程或“一回”过程进行操作,以便使形成的聚合物经历最小程度的剪切,在该情况下,容器 10 可充当初级反应容器。容器 / 反应器 10 可以连续流或半连续流的方式操作,或者可以间歇方式操作。使用加热和 / 或冷却设备(例如冷却盘管)和温度测量仪器使容器 10 的内容物保持在指定的反应温度。容器内的压力可使用合适的压力测量仪器进行监控,并且容器内反应物的水平面可使用液面调节器(未示出)进行控制,采用本领域技术人员已知的技术进行。内容物经历连续搅拌或半连续搅拌。

[0049] 反应物的本体或总体操作温度希望被保持在低于它们的闪点。在一些实施方案中,系统 1 的操作条件包括约 20℃ 到约 230℃ 的温度。在一些实施方案中,温度低于约 200℃。在一些实施方案中,温度为约 160℃ 到 180℃。在特定的实施方案中,容器 10 内的反应温度,特别为约 155℃ 到约 160℃。在一些实施方案中,所述方法在环境温度进行操作。在一些实施方案中,容器 10 内的反应压力为约 203kPa(2 个大气压)到约 5573kPa-6080kPa(55-60 个大气压)。在一些实施方案中,反应压力为约 811kPa 到约 1520kPa(约 8 到约 15 个大气压)。在一些实施方案中,反应压力小于 600kPa(6 个大气压)。由外部高剪切混合所提供的优异的溶解和 / 或分散使得可降低操作压力,同时保持或甚至增加反应速率。在被高剪切所增强的聚合过程的一些实施方案中,在降低的压力下操作聚合过程可能降低构成反应器、管路和设备机械零件以及辅助装置的材料磨损。

[0050] 根据需要,聚合产物可以连续、半连续或间歇的方式被生产,并且经由生产管道 16 从系统 1 中被除去。在一些实施方案中,使用多个反应器产品管道 16 用于除去产品。排出气体,例如包含未转化的单体蒸气和任何挥发性的副反应产物,经由管道 17 离开反应器 10。在一些情况中,可能希望使用压缩机型泵来使管道 17 中的排出气体再循环返回到 HSD 40 内。使用已知技术,排出气体可进一步经过处理和排放,或者其组分可根据需要被再利用。包含聚合物和溶解的未转化的单体的反应产物通过管道 16 离开反应器 10。在一些实施方案中,产物物流经过进一步加工。例如,产物物流中的未转化的单体的含量可使用目前已知的适当的技术被减少。聚合物产品可被用来生产多种市售产品中任一种。例如,其可充当制备包装材料、乙烯基基底、铅管、服装、室内装潢或建筑材料的原料。

[0051] 多程操作。仍然参见图 1,所述系统被配置用于单程或多程操作,其中,在容器 10 中最初制备单体-溶剂溶液并开始所述过程之后,容器 10 自管道 16 输出的输出物直接进行聚合物产品的回收或经历进一步加工。在一些实施方案中,可能希望使容器 10 的内容物或其包含未反应的单体的一部分在第二次经过期间传递通过 HSD 40。在该情况下,分散体和最初形成的聚合物可经由管道 24 和 21、泵 5 和管道 13 返回到 HSD 40,用于进一步分散

和反应。可经由管道 22 将另外的催化剂浆料注入管道 13, 或者, 如果希望, 可直接将另外的催化剂浆料加入到高剪切混合器中 (未示出)。根据需要, 可在管道 13 中注入另外的溶剂或单体。

[0052] 在一些实施方案中, 两个或更多高剪切装置如 HSD 40 或不同构型的高剪切装置被串连对准, 并被用于进一步增强反应。它们可以间歇或连续方式进行操作。在一些其中希望单程或“一回”方法的情况中, 使用多个串联的高剪切装置也可能是有利的。例如, 在一些应用中, 当希望包含更短聚合物链的低密度产品时, 产品可经由管道 24 和 21 被再循环到泵 5, 并通过高剪切混合器 40, 然后经由管道 18 返回到容器 10。在一些其中多个高剪切装置串连操作的实施方案中, 可忽略容器 10。当多个高剪切装置 40 串连操作时, 可将另外的反应物注入到每个高剪切装置的进口物料物流内。在一些实施方案中, 多个高剪切装置 40 平行操作, 并且得自它们的出口分散体被引入到一个或多个容器 10 中。

[0053] 在一些可供选择的实施方案中, 催化剂不循环通过 HSD 40, 而是代之以被保留在容器 10 中, 在那里, 催化剂接触经由管道 18 离开 HSD40 的预混合单体。例如, 如果要生产在溶剂中的极低分子量和 / 或极低浓度的高分子聚合物, 可使用固定床反应器作为容器 10, 条件是其不被聚合物所阻塞。在该情况下, 溶剂被泵送经过管道 21 并且气态单体经由管道 22 被注入到在管道 13 中的流物流中, 其然后流入 HSD 40 并经历如上所述的高剪切混合, 以形成气 - 液分散体。例如, 注入可以是将丙烯或乙烯气体注入到溶剂介质如己烷中, 然后借助于催化剂进行聚合。然后气 - 液分散体在容器 10 内接触催化剂, 在那里发生聚合。不希望束缚于理论, 相信被分散在液体中的亚微米级气泡经历主要通过布朗运动效应进行运动。在由 HSD 40 产生的产品分散体中的气泡可具有更大的通过容器 10 中的催化剂粒子的界面层的移动性, 从而通过增强反应物的传送而促进和加速聚合反应。

[0054] 在上述过程的一些变体中, 催化剂被循环通过 HSD 40 并且气态单体被引入 (经由管道 22) 到管道 13 中的流动的溶剂物流内, 该物流可包含溶解的单体。由于高剪切混合, 非均相的固 - 气 - 液反应混合物经由管道 18 离开 HSD 40。聚合反应可发生在 HSD 40 中、管道 18 中和 / 或容器 10 中, 或者发生在系统 1 的任何其它的其中温度和压力条件是有利的点处。

[0055] 在上述过程的另一种变体中, 气 - 固非均相聚合反应在 HSD 40 中进行。在该情况下, 溶剂或液体单体不被进料到 HSD 40 中, 而是代之以气态单体物流流过管道 13, 以及催化剂粒子经由管道 22 被引入。分散在气态单体中的催化剂粒子的分散体在高剪切混合装置中被生成。例如, 当希望气态单体与催化剂以气 - 固反应进行低聚时, 可希望这种方案变体。

[0056] 在上述过程的另一种变体中, 将在合适的溶剂 (例如己烷) 中的溶解的单体的液 - 液均相混合物引入到 HSD 40 中, 有或者没有催化剂, 并经历如上所述的高剪切混合。聚合反应可发生在 HSD 40 中、管道 18 中和 / 或容器 10 中, 或者发生在系统 1 的任何其它的其中存在催化剂并且温度和压力条件是有利的点处。

[0057] 通过 HSD 40 施加的反应物的混合增强可能使得在所述方法的一些实施方案中实现单体的更大聚合。在一些实施方案中, 增强的混合导致工艺物流的处理量增加。在一些实施方案中, 高剪切混合装置被并入已确立的工艺中, 从而使得生产量增加 (即处理量更大)。与试图通过增加反应器压力来增加聚合度的一些现有的方法相对比, 由外部高剪切混

合所提供的优异的溶解和 / 或分散使得在许多情况下总体操作压力降低,同时保持或甚至增加聚合速率。尽管不希望束缚于特定的理论,但是相信高剪切混合的水平或程度足够增加传质速率,并且还产生局部的非理想状态,这些状态使得基于吉布斯自由能理论预测时是不会发生的反应得以发生。局部的非理想状态被认为在高剪切装置内发生,导致温度和压力增加,相信最显著增加的是局部压力。在高剪切装置内,压力和温度的增加是瞬间的和局部的,并且当离开高剪切装置时迅速地恢复回到本体或平均系统条件。在一些情况中,高剪切混合装置诱导具有足够强度的空穴作用,从而使反应物中的一种或多种分离形成自由基,其可加强化学反应或使得反应在比通常所需的严格程度更低的条件下发生。空化作用还通过产生局部湍流度和液体微循环(声流)而增加转移过程的速率。关于在化学 / 物理加工应用中采用空化现象的综述提供于 Gogate 等人的“Cavitation :Atechnology on the horizon,”Current Science 91(No.1) :35-46(2006)。本发明的系统和方法的某些实施方案的高剪切混合装置在被认为是空化条件下操作,该空化状态有效地使反应物裂解形成自由基,其然后形成聚合物。

[0058] 在一些实施方案中,使用上述的高剪切方法使得单体可发生更大的催化聚合以形成聚合产物和 / 或增加反应物的生产量。在一些实施方案中,高剪切混合装置被并入已确立的工艺中,从而使得与无反应物的高剪切混合下进行操作工艺相比,前者有可能增加生产。在一些实施方案中,本文所公开的方法和系统使得与先前不并入外部高剪切混合装置的可能方法相比可能进行更小和 / 或更低的资本密集工艺的设计。在一些实施方案中,采用所公开的方法可能降低生产成本 / 增加现有工艺的产出。在某些实施方案中,使用所公开的方法可降低新聚合过程设计的投资成本。本发明的用于生产聚乙烯或聚丙烯的系统和方法的一些实施方案的其它可能的优点包括但不限于:循环时间更快,生产量增加,单体转化率更高,由于设计了更小的反应器和 / 或在更低温度和 / 或更低压力下进行聚合过程的可能性所导致的生产成本降低和 / 或资本消耗减少。在一些实施方案中,提供的聚合方法用于生产聚丙烯、聚乙烯或其共聚物,无需大型体积的反应器并且无需回收大量的未转化的单体。

[0059] 尽管已经显示和描述了本发明的优选方案,但是可由本领域技术人员对其进行修饰而不脱离本发明的精神和教导。本文所述的实施方案只是示例性的,而非限制性的。本文所公开的本文的许多变体和修饰是可能的并处于本发明的范围内。当清楚表明数值范围或限制时,这些表述范围或限制应被理解为包括落入所明确表述的范围或限制内的相同数量级的叠代范围和限制(例如约 1 至约 10,包括 2、3、4 等;大于 0.10 包括 0.11、0.12、0.13 等)。关于权利要求中任何要素使用的术语“任选”是指题述要素是需要的或者是不需要的。二种选择意在被涵盖在权利要求书的范围内。使用更上位概念诸如包括、包含、具有等,应被理解为更狭义的术语诸如由...组成、基本上包含、实质上包含等的支持。

[0060] 因此,本发明的保护范围不受上述说明书的限制,而是只受权利要求书的限制,该保护范围包括权利要求所述主题的所有等价体。每个原始的权利要求作为本发明的实施方案被并入本说明书中。因此,权利要求书是进一步的描述并且是本发明的优选方案的附加。本文引用的所有的专利、专利申请和出版物的公开作为参考并入本文,并入程度为它们为本文所述的那些提供了示例性的、程序上的或其它详细的补充。

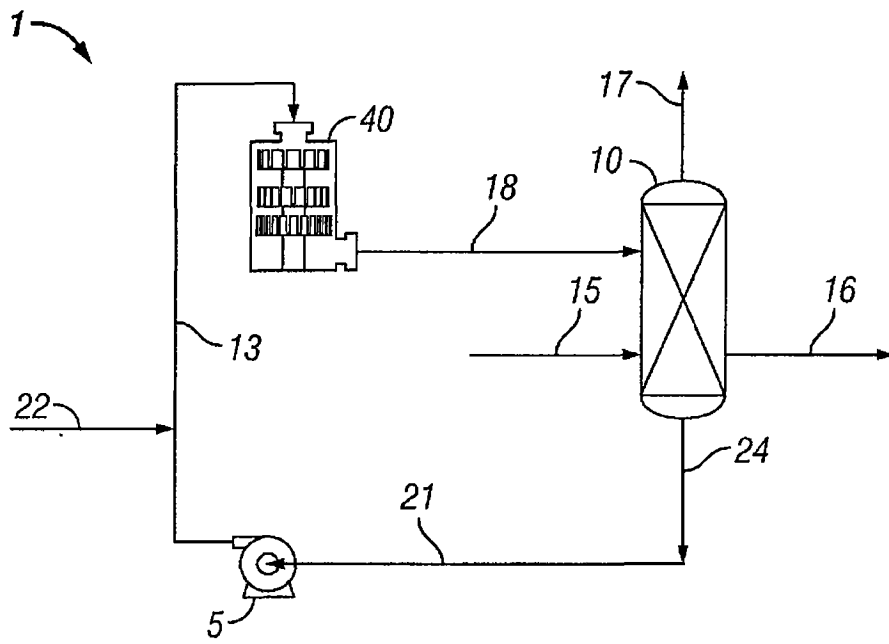


图 1

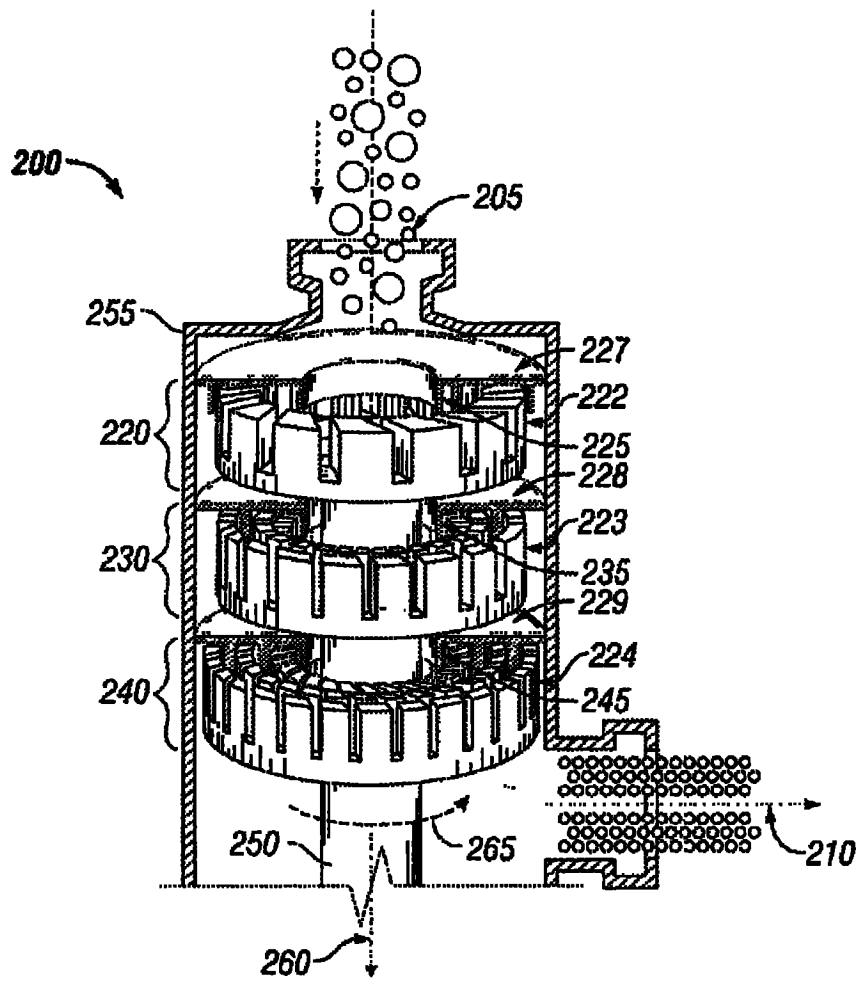


图 2