



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 103619464 A

(43) 申请公布日 2014. 03. 05

(21) 申请号 201280030447. 2

C08F 10/00 (2006. 01)

(22) 申请日 2012. 06. 20

B01D 3/06 (2006. 01)

(30) 优先权数据

13/173, 881 2011. 06. 30 US

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

2013. 12. 20

(86) PCT国际申请的申请数据

PCT/US2012/043215 2012. 06. 20

(87) PCT国际申请的公布数据

W02013/003133 EN 2013. 01. 03

(71) 申请人 切弗朗菲利浦化学公司

地址 美国德克萨斯州

(72) 发明人 J·D·赫托维 S·E·库费尔德

(74) 专利代理机构 北京纪凯知识产权代理有限公司

公司 11245

代理人 赵蓉民 张全信

(51) Int. Cl.

B01J 19/18 (2006. 01)

B01J 8/00 (2006. 01)

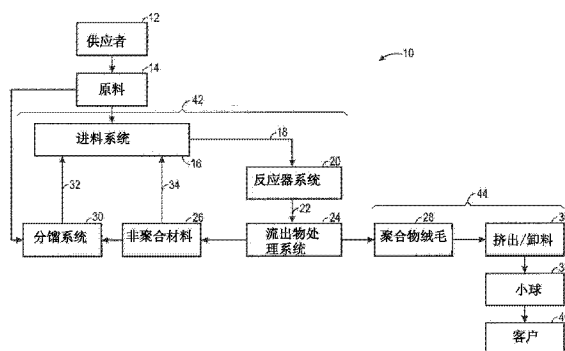
权利要求书2页 说明书26页 附图3页

(54) 发明名称

闪蒸管线加热器系统和方法

(57) 摘要

本实施方式提供聚合物生产过程中的分离系统和方法。具体地,根据本实施方式配置的闪蒸管线加热器可提供比完成未夹带在聚合反应器中生产的聚合物绒毛中的液体烃的蒸发所需的更长的时间。这种额外的时间可使得夹带在聚合物绒毛中的液体烃被蒸发。



1. 闪蒸管线加热器,其配置用于接收来自聚合反应器的排出流并且输送所述排出流至分离容器,进入所述闪蒸管线加热器后所述排出流包括液体部分和固体部分,其中所述闪蒸管线加热器配置用于蒸发一部分所述液体部分以产生蒸气部分,从而所述蒸气部分、所述液体部分和所述固体部分具有各自的温度,在所述闪蒸管线加热器的出口所述各自的温度的差别小于大概 5 °F。

2. 根据权利要求 1 所述的闪蒸管线加热器,其中所述液体部分包括第一部分和第二部分,其中所述第一部分不夹带在所述固体部分中并且所述第二部分夹带在所述固体部分中,以及其中所述闪蒸管线加热器配置用于在到达所述分离容器之前至少大概 2.5 秒蒸发基本上所有的所述第一部分。

3. 根据权利要求 1 或 2 任一项所述的闪蒸管线加热器,其中所述闪蒸管线加热器配置用于输送排出浆料流至所述分离容器,以蒸发基本上所有的在所述闪蒸管线加热器中未蒸发的液体。

4. 根据前述权利要求任一项所述的闪蒸管线加热器,其中所述闪蒸管线加热器包括多个分离的热可变部分,其配置用于调节所述排出流的温度。

5. 根据前述权利要求任一项所述的闪蒸管线加热器,其中所述闪蒸管线加热器配置用于沿着其长度为所述排出流提供不同量的热。

6. 根据前述权利要求任一项所述的闪蒸管线加热器,其中所述闪蒸管线加热器包括第一多个热可变部分和第二多个热可变部分,所述第一多个热可变部分配置用于升高所述排出浆料流的温度,和所述第二多个热可变部分配置用于维持或降低所述排出流的温度,以防止所述固体部分熔化。

7. 根据前述权利要求任一项所述的闪蒸管线加热器,其中所述闪蒸管线加热器配置用于热平衡时输送所述蒸气部分、所述液体部分和所述固体部分至所述分离容器。

8. 根据前述权利要求任一项所述的闪蒸管线加热器,其中所述排出流通过所述闪蒸管线加热器的总经过时间是至少大概 8 秒。

9. 根据前述权利要求任一项所述的闪蒸管线加热器,其中所述闪蒸管线加热器的长度为大概至少 720 英尺。

10. 根据前述权利要求任一项所述的闪蒸管线加热器,其中所述闪蒸管线包括至少大概 4 英寸的内径。

11. 根据前述权利要求任一项所述的闪蒸管线加热器,其中所述固体部分包括聚烯烃绒毛,并且在所述闪蒸管线加热器的下游端测量的出口温度小于或等于所述聚烯烃绒毛的熔化温度。

12. 聚合物生产过程中的分离方法,其包括下述动作:在闪蒸管线加热器中接收排出流,进入所述闪蒸管线加热器后所述排出流包括液体部分和固体部分;随着所述排出流沿着闪蒸管线加热器的长度经过,在所述闪蒸管线加热器中加热所述排出流,以使至少一部分的所述液体部分蒸发以产生蒸气部分,其中所述排出流通过所述闪蒸管线加热器的经过时间是至少大概 8 秒;和在所述闪蒸管线加热器中所述至少大概 8 秒期间使所述固体部分和所述蒸气部分之间的温度平衡。

13. 根据权利要求 12 所述的方法,其中所述使温度平衡包括加热和降低所述排出流的压力,使得在所述固体部分和所述蒸气部分之间存在小于约 1 °F 的温差,并且所述固体部

分和所述液体部分具有在所述液体的挥发温度的大概 5 °F 内的各自温度。

14. 根据权利要求 12 或 13 任一项所述的方法,其中在所述闪蒸管线加热器中加热所述排出流包括在所述闪蒸管线加热器的第一部分加热所述排出流和在所述闪蒸管线加热器的第二部分降低或维持所述排出流的温度。

15. 根据权利要求 12-14 任一项所述的方法,其中所述液体部分包括第一部分和第二部分,其中所述第一部分不夹带在所述固体部分中并且所述第二部分夹带在所述固体部分中,以及其中在所述闪蒸管线加热器中加热所述排出流包括在到达所述闪蒸管线加热器的出口之前至少大概 2.5 秒蒸发基本上所有的所述第一部分。

16. 根据权利要求 12-15 任一项所述的方法,包括在所述分离容器中接收来自所述闪蒸管线加热器的所述排出流,在所述分离容器中蒸发另外部分的所述液体部分,将至少一部分的所述固体部分从所述分离容器排出至导管,和提供另外的热至所述导管中所述部分的所述固体部分。

17. 根据权利要求 12-16 任一项所述的方法,包括经布置在所述分离容器上的连续提取 (CTO) 装置将至少一部分所述固体部分从所述分离容器排出至所述导管。

18. 根据权利要求 12-17 任一项所述的方法,包括加热所述固体部分至用于在布置在所述导管下游的压出机挤出的温度的约 50 °F 内。

19. 根据权利要求 12-18 任一项所述的方法,包括加热所述蒸气部分高于所述分离容器中所述固体部分的所述熔化温度。

闪蒸管线加热器系统和方法

[0001] 背景

[0002] 本公开一般涉及聚合物生产,并且更具体地涉及从聚合反应器排出的浆料去除稀释剂。

[0003] 本章节旨在向读者介绍可能与下面描述和 / 或要求保护的本方法相关的各个方面的本领域方面。认为该讨论有助于向读者提供背景信息,以帮助更好理解本文所述实施方式的各个方面。所以,应理解应从该角度阅读这些说明,并且不认为是对现有技术的承认。

[0004] 随着化学和石油化学技术的发展,这些技术的产品在社会上逐渐变得流行。尤其,随着将简单的分子结构单元键合成更长链(或聚合物)技术的发展,典型地为各种塑料形式的聚合物产品已经逐渐并入各种日用品。例如,聚烯烃聚合物,比如聚乙烯、聚丙烯和它们的共聚物,用于零售和药物包装、食品和饮料包装(比如果汁瓶子和苏打瓶子)、家用容器(比如桶和箱子)、家居用品(比如器具、家具、地毯和玩具)、汽车部件、管道、导管和各种工业产品。

[0005] 特定类型的聚烯烃,比如高密度聚乙烯(HDPE),在制造吹塑和注模商品比如食品容器和饮料容器、薄膜和塑料管中具有特定应用。其他类型的聚烯烃,比如低密度聚乙烯(LDPE)、线性低密度聚乙烯(LLDPE)、等规聚丙烯(iPP)和间规聚丙烯(sPP)也适于类似的应用。应用的机械要求,比如拉伸强度和密度,和 / 或化学要求,比如热稳定性、分子量和化学反应性,典型地决定了什么类型的聚烯烃是合适的。

[0006] 聚烯烃的一个优势在于它们与它们可能接触的商品或产品通常是非反应性的。这使得聚烯烃产物用于住宅、商业和工业背景,比如食品和饮料存储和运输、消费电子产品、农业、航运、车辆建造等等。聚烯烃广泛种类的住宅、商业和工业用途已经转化为对原料聚烯烃的大量需求,其可被挤出、注入、吹塑或以其他方式形成最终消费产品或组件。

[0007] 为满足该需求,存在各种方法,通过它们烯烃可聚合形成聚烯烃。典型地,这些方法在石化设施中进行,其已经可以使用短链烯烃分子比如乙烯、丙烯、丁烯、戊烯、己烯、辛烯、癸烯和更长聚烯烃的其他结构单元。这种单体和共聚单体可在液相聚合反应器和 / 或气相聚合反应器中聚合以形成包括典型地称为聚合物绒毛或绒毛的聚合物(聚烯烃)固体颗粒的产品。绒毛可具有一种或多种感兴趣的熔体、物理、流变学和 / 或机械性质,比如密度、熔体指数(MI)、熔体流动速率(MFR)、模数和结晶度。反应器中的反应条件,比如温度、压力、化学品浓度、聚合物生产速率等等,也可以是实现期望的绒毛性质的因素。

[0008] 除了一种或多种烯烃单体,利于单体聚合反应的催化剂可被添加至反应器。例如,催化剂可以是经反应器进料流添加的颗粒,并且一旦添加,则悬浮在反应器中的流体介质(例如,稀释剂、单体或二者)中。这种催化剂的一个例子是二氧化硅载体上包含六价铬的氧化铬。在一些聚合方法中,稀释剂可引入反应器。稀释剂可以是惰性烃,比如异丁烷、丙烷、正戊烷、异戊烷、新戊烷和正己烷。这种稀释剂可选择为在反应器条件下它们为液相。但是,一些聚合方法可能不采用单独的稀释剂。例如,在聚丙烯生产的一些情况下,丙烯单体本身可用作稀释剂。

[0009] 通过比如这些的方法生产的聚合物的高要求通常要求在相对短的时间量内如此生产大量聚合物。所以,一些反应器可以基本上连续操作,其中反应器接收稳定流的聚合反应组分(例如,单体、稀释剂、催化剂)并且具有伴随的稳定排出。例如,反应器的排出典型地包括聚合物绒毛以及非聚合物组分,比如未反应的烯烃单体(和共聚单体)、稀释剂等等。在聚乙烯生产的情况下,非聚合物组分典型地包括初级稀释剂,比如异丁烷,其具有少量的未反应的乙烯(例如,5wt.%)。该排出流可被连续处理或以大批量处理,比如通过稀释剂/单体回收系统,以从聚合物绒毛分离非聚合物组分。来自回收系统的回收的稀释剂、未反应的单体和其他非聚合物组分可通过比如处理床和/或分馏系统处理,并且最终作为纯化的或处理的原料返回反应器。一些组分可被燃烧或返回提供者,比如返回烯烃加工设备或炼油厂。至于回收的聚合物(固体),可处理聚合物以使残留催化剂失活,去除夹带的烃,干燥聚合物并且在压出机中使聚合物成粒,然后聚合物被输送至客户。

[0010] 聚烯烃生产的竞争性商业持续驱动制造商改善它们的方法,以便降低操作和资本成本。在每年生产数十亿磅聚烯烃产物的工业中,小增加的改善,例如,催化剂活性、单体收率、能量效率、稀释剂回收等等,可在聚烯烃的加工中产生显著的成本节约。所以,需要提高聚合物生产和处理的效率。

[0011] 附图简述

[0012] 当阅读下列详细说明并且当参考附图时,本技术的优势可变得显而易见,其中:

[0013] 图1是根据本技术的实施方式描绘用于聚烯烃连续生产的聚烯烃制造系统的方框流程图;

[0014] 图2是根据本技术的实施方式的反应器系统和流出物处理系统的示意图;

[0015] 图3是根据本技术的实施方式的闪蒸管线加热器的示意图,其配置来分离从图2的反应器提取的部分浆料;

[0016] 图4是根据本技术的闪蒸管线加热器操作方法的实施方式的方框流程图。

[0017] 具体实施方式详述

[0018] 下面将描述本技术的一个或多个具体实施方式。在尝试提供这些实施方式的简要描述中,在说明书中没有描述实际实施的所有特征。应认识到,在开发任何这样的实际实施中,如在任何工程或设计项目中,必须做出大量的实施具体决定,以实现开发者的具体目标,比如符合与系统相关的和商业相关的限制,其可能在实施之间彼此不同。而且,应认识到这种开发尝试可能是复杂的并且耗时的,但无论如何对于具有本公开优势的普通技术人员是设计、制造和加工的常规工作。

[0019] 本公开涉及增加稀释剂回收并且涉及降低相关的压缩成本。根据本实施方式,闪蒸管线加热器将聚合反应器的聚烯烃(产品)浆料排出流体地连接至下游闪蒸室,其将聚烯烃与蒸发的稀释剂分离。闪蒸管线加热器尺寸设置为提供比足够全蒸发更长的停留时间。在一种实施方式中,设计可部分基于闪蒸管线加热器的尺寸(例如,内径和/或长度)和用于蒸发浆料中液体的能量。更大百分数的蒸发的液体(例如,稀释剂和单体)在闪蒸室的塔顶回收并且更少的残留液体与聚烯烃绒毛固体一起离开闪蒸室底部。所以,在一些实施方式中,用于给来自下游清洗塔的回收烃加压的压缩机的尺寸有利地降低,减少了制造聚烯烃的资本和操作成本。

[0020] 在典型的配置中,闪蒸管线加热器直径足够小以使得来自反应器的排出物具有高

速度。高速度可能对于高的壁-至-浆料的传热系数以及对于绒毛固体的输送是有利的。进一步,较小直径闪蒸管线加热器可降低与反应器系统构建相关的成本,以及反应器系统的占地面积。但是,现在认识到较小直径和/或长度的闪蒸管线加热器经常产生不充分干燥的聚合物绒毛,其增加相关的液体回收和压缩成本,同时降低效率。例如,在聚乙烯生产系统中,异丁烷稀释剂离开聚合物绒毛的挥发作用可使用大概 110BTU 每 lb 的稀释剂。在大部分情况下,异丁烷和其他稀释剂组分通过降低温度和/或通过经与聚乙烯绒毛颗粒的传导的传热(能量吸收),以及通过接收经闪蒸管线加热器的壁传输的能量(例如,热能),获得该能量。因为蒸气的密度显著小于液体稀释剂或固体聚合物的密度,气相是与闪蒸管线壁对流传热接触的主要相。因此,蒸气接收来自闪蒸管线加热器加热壁的大部分能量,如果不是全部的话。因此,在传统的配置中,闪蒸气体温度可在高于聚合物绒毛的温度大概 10 °F 和 40 °F 之间。相反地,符合本技术的闪蒸管线加热器提供具有基本上相等温度(即,小于约 10 °F 差异)、基本上平衡的温度等等的闪蒸气体和基本上干燥的聚合物绒毛。具体地,在一些实施方式中,离开闪蒸管线加热器后的温差可从约 0 °F 至 10 °F。例如,在闪蒸管线中实现稀释剂的完全挥发的配置中温差可为约 5 °F,或可为约 0 °F。

[0021] 如上所述,本公开提供与传统配置相比具有增加的长度和/或直径的闪蒸管线加热器,以及热可变区段,其可降低与处理来自聚合反应器的排出物相关的成本。图 1 描绘生产聚烯烃如聚乙烯均聚物、共聚物和/或三元共聚物等等的制造系统 10,其中采用根据本技术的闪蒸管线加热器。各种供应者 12 可经管道、卡车、筒、鼓等等提供反应器原料 14 至制造系统 10。供应者 12 可包括非现场和/或现场设施,比如烯烃设备、精炼设备、催化剂设备等等。可能的原料 14 的例子包括烯烃单体和共聚单体(例如,乙烯、丙烯、丁烯、己烯、辛烯和癸烯)、稀释剂(例如,丙烷、异丁烷、正己烷和正庚烷)、链转移剂(例如,氢)、催化剂(例如,齐格勒催化剂、齐格勒-纳塔催化剂、铬催化剂和茂金属催化剂)、助催化剂(例如,三乙基铝烷基、三乙基硼和甲基铝氧烷)和其他添加剂。

[0022] 根据某些实施方式,可通过一个或多个管道以对应大概 800 磅每平方英寸表压(psig) 和 1450psig 之间的大概 55 巴-100 巴(例如,大概 60 巴至 90 巴或 70 至 80 巴)提供乙烯原料。可在大概 7°C 和 18°C (45 °F -65 °F) 之间温度下提供乙烯原料。在另一实例中,可通过管道以大概 62 巴和 69 巴(在约 900psig 和 1000psig 之间)在大概 32°C 和 43°C 之间(大概 90 °F 和 110 °F 之间)的温度下提供氢原料。如可认识到,取决于各种因素,比如生产能力、位置、设计标准和聚烯烃产品的期望类型等等,原料的类型、组合和/或提供方法可不同。

[0023] 供应者 12 可将原料 14 提供至反应器进料系统 16,其中原料 14 可存储在比如单体存储器和进料罐、稀释剂容器、催化剂罐、助催化剂筒和罐等等中。在进料系统 16 中,原料 14 可被处理和/或加工以产生反应器系统 20 的进料流 18。例如,进料系统 16 可包括处理床(例如,分子筛床、铝填料等),其从原料 14 去除催化剂毒物。根据某些实施方式,催化剂毒物可包括水、氧、一氧化碳、二氧化碳和包含硫、氧或卤素的有机化合物等等。

[0024] 进料系统 16 也可制备或调节原料 14,用于添加至反应器系统 20 中的聚合反应器。例如,催化剂可被活化,然后与稀释剂(例如,异丁烷或己烷)或矿物油在催化剂制备罐中混合。进一步,进料系统 16 可计量和控制添加原料 14 至反应器系统 20 的速率,以保持期望的反应器稳定性和/或实现期望的聚烯烃性质或生产速率。

[0025] 除了加工原料 14, 进料系统 16 也可存储、处理和计量回收的反应器流出物以循环至反应器系统 20。例如, 稀释剂可从反应器流出物回收并且循环至反应器系统 20。根据某些实施方式, 仅仅相对少量的新鲜的新鲜的补充稀释剂可用于原料 14 中, 而进料至反应器系统 20 的大部分稀释剂可从反应器流出物回收。

[0026] 总之, 原料 14 和回收的反应器流出物在进料系统 16 中加工并且作为进料流 18 (例如, 单体、共聚单体、稀释剂、催化剂、助催化剂、氢、添加剂的流或其组合) 进料至反应器系统 20。进料流 18 可以是液态、气态或超临界流体, 这取决于反应器系统 20 中的反应器或多个反应器的类型。

[0027] 反应器系统 20 可包括一个或多个聚合反应器, 比如液相反应器、气相反应器或其组合。多个反应器可串联、平行布置或以任何其他合适的组合或配置布置。在聚合反应器中, 一种或多种烯烃单体和 / 或共聚单体可聚合以形成包含典型地称为绒毛或粒料的聚合物颗粒的产品。根据某些实施方式, 烯烃单体和共聚单体可包括 1- 烯烃, 其每分子具有至多 10 个碳原子并且典型地比 4- 位更靠近双键处没有分支。例如, 单体和共聚单体可包括乙烯、丙烯、丁烯、1- 戊烯、1- 己烯、1- 辛烯和 / 或 1- 癸烯的一种或多种。绒毛可具有一个或多个感兴趣的熔体、物理、流变学和 / 或机械性质, 比如密度、熔体指数 (MI)、熔体流动速率 (MFR)、共聚物和 / 或共聚单体含量、模数和结晶度。可选择反应条件, 比如温度、压力、流动速率、机械搅拌、产物提取、组分浓度、聚合物生产速率等等以实现期望的绒毛性质。

[0028] 进料流 18 中的催化剂可促进反应器容器中单体的聚合。根据某些实施方式, 催化剂可包括悬浮在反应器的流体介质中的颗粒。一般而言, 可使用齐格勒催化剂、齐格勒-纳塔催化剂、茂金属和其他熟知的聚烯烃催化剂, 以及助催化剂。根据某些实施方式, 催化剂可以是二氧化硅载体上包含六价铬的氧化铬催化剂。

[0029] 进料流 18 中的稀释剂可用于将催化剂颗粒和形成的聚合物颗粒悬浮在反应器容器中。根据某些实施方式, 稀释剂可以是在反应条件下为液体的惰性烃, 比如异丁烷、丙烷、正丁烷、正戊烷、异戊烷、新戊烷、正己烷、环己烷、环戊烷、甲基环戊烷和 / 或乙基环己烷等等的一种或多种。

[0030] 一个或多个动力设备可存在于反应器系统 20 的反应器容器中。例如, 在液相反应器比如环管淤浆反应器中, 叶轮可在流体介质中产生湍流混合区。叶轮可由马达驱动以推进流体介质以及悬浮在流体介质中的任何催化剂、聚合物颗粒或其他固体颗粒通过反应器的闭合环。

[0031] 形成的聚合物颗粒, 以及非聚合物组分, 比如稀释剂、未反应的单体 / 共聚单体和残留催化剂, 可作为流出物 22 离开反应器系统 20。在离开反应器系统 20 之后, 流出物 22 可随后比如通过流出物处理系统 24 处理, 以将非聚合物组分 26 (例如, 稀释剂、未反应的单体和共聚单体) 与形成的聚合物颗粒分离。分离之后, 形成的聚合物颗粒可作为聚合物绒毛 28 离开流出物处理系统 24。

[0032] 非聚合物组分 26 可通过例如分馏系统 30 处理, 以去除非期望的轻质和重质组分并且产生分馏的产物流 32。分馏的产物流 32 然后可经进料系统 16 返回反应器系统 20。另外, 一些或所有的非聚合物组分 26 可绕过分馏系统 30, 以作为非分馏的产物流 34 更直接再循环至进料系统 16。另外, 在一些实施方式中, 分馏系统 30 可进行原料 14 的分馏, 然后引入进料系统 16, 从而聚合反应组分的任何一种或组合可控制地进料至反应器系统 20。例

如,分馏系统 30 可将单体组分与稀释剂组分分离,以使单体和稀释剂组分分别进料至反应器系统 20。

[0033] 聚合物绒毛 28 可进一步在流出物处理系统 24 和 / 或在挤出 / 卸料系统 36 中处理。尽管未图示,流出物处理系统 24 中的聚合物粒料和 / 或活性残留催化剂可返回反应器系统 20,用于进一步的聚合反应,比如在不同类型的反应器中或在不同的反应条件下。

[0034] 在挤出 / 卸料系统 36 中,聚合物绒毛 28 典型地被挤出以生产具有期望的机械、物理和熔体特征的聚合物小球 38。根据某些实施方式,压出机进料,包括添加剂,比如 UV 抑制剂和过氧化物,可添加至聚合物绒毛 28,以赋予挤出的聚合物小球 38 期望的特征。挤出 / 卸料系统 36 中的压出机 / 造粒机接收压出机进料,包含聚合物绒毛 28 和已经添加的任何添加剂。压出机 / 造粒机加热和熔化压出机进料,然后其可在压力下通过挤出 / 卸料系统 36 的造粒机模具被挤出(例如,经双螺杆压出机),以形成聚烯烃小球 38。小球 38 可在布置在压出机 / 造粒机的排出物处或附近的水系统冷却。

[0035] 一般而言,聚烯烃小球 38 然后可运输至产品卸料区域,其中小球可被存储,与其他小球掺混,和 / 或装入有轨车、卡车、袋子等等,用于分配至客户 40。在聚乙烯的情况下,聚烯烃小球 38 可包括低密度聚乙烯(LDPE)、线性低密度聚乙烯(LLDPE)、中密度聚乙烯(MDPE)、高密度聚乙烯(HDPE)和增强的聚乙烯。各种类型和级别的聚乙烯小球 38 可例如以美国德克萨斯州 The Woodlands 的 Chevron-Phillips Chemical Company, LP 的商标名 **Marlex®** 聚乙烯或 **MarFlex®** 聚乙烯市售。

[0036] 聚烯烃制造过程 10 的聚合和流出物处理部分可称为过程 10 的“湿润端”42 或“反应侧”,而聚烯烃过程 10 的挤出 / 卸料部分可称为聚烯烃过程 10 的“干燥端”44 或“完工侧”。

[0037] 生产的聚烯烃(例如,聚乙烯)小球 38 可用于制造各种产品、组件、家用品和其他物品,包括粘合剂(例如,热熔粘合剂应用)、电线和电缆、农用薄膜、收缩薄膜、拉伸薄膜、食品包装薄膜、柔性食品包装、奶制品容器、冷冻食品包装、垃圾和罐衬里、食品袋、重负荷袋、塑料瓶、安全设备、涂料、玩具以及许多容器和塑料产品。最后,由聚烯烃小球 38 形成的产品和组件可进一步处理和装配用于分配和售卖至消费者。例如,聚乙烯奶瓶可充满牛奶用于分配至消费者,或燃料罐可装配至汽车用于分配和售卖至消费者。

[0038] 为了从聚烯烃小球 38 形成终端产品或组分,聚烯烃小球 38 通常经历进一步加工,比如吹塑、注塑、滚塑、吹膜、流延膜、挤出(例如,片材挤出、管材挤出和波纹状挤出、涂布 / 层压挤出等)等等。吹塑是用于生产中空塑料部件的方法。该方法典型地使用吹塑设备,比如往复式螺旋机器、蓄料头机器等等。可改变吹塑方法以符合客户的需要,并且加工上面提到的从塑料奶瓶至汽车燃料罐的产物。类似地,在注塑中,产品和组分可被模铸用于宽范围的应用,包括容器、食品和化学品包装、玩具、汽车、包装箱、帽子和盖子等等。

[0039] 也可采用挤出方法。例如,由于聚乙烯管的耐化学性、相对容易安装、耐久性和成本优势等等,聚乙烯管可从聚乙烯小球树脂挤出并且用于各种应用。的确,塑料聚乙烯管已经实现大量的用途,用于主水管、气体配管、雨水和生活污水管、室内水暖、电导管、动力管和通信管道、冷却水管道、井管柱等等应用。尤其,通常构成最大量的用于管道的塑料的聚烯烃组的高密度聚乙烯(HDPE)是坚韧的、耐磨的和柔性的(即使在低于冰点的温度下)。此外,HDPE 管可用于小直径管和直径多达超过 8 英尺的管道。一般而言,聚乙烯小球(树

脂)可提供用于压力管道市场,比如天然气配管,和非压力管道市场,比如用于导管和波纹状管道。

[0040] 滚塑是通过施加热双轴旋转的模具,用于形成中空部件的高温、低压方法。通常适于该方法的聚乙烯小球树脂是在当熔化时在没有压力下一起流动以形成无泡部件的那些树脂。聚烯烃小球 38,比如某些 **Marlex®** HDPE 和 MDPE 树脂,提供这种流动特征,以及宽的加工窗口。此外,适于滚塑的这些聚乙烯树脂可展示期望的低温冲击强度、良好的负荷承受性质,和良好的紫外(UV)稳定性。所以,滚塑的 **Marlex®**树脂的应用包括农用罐、工业化学品罐、饮用水存储罐、工业废弃物容器、娱乐设备、海运产品等等。

[0041] 片材挤出是从各种聚烯烃小球树脂制造平的塑料片材的技术。相对薄规格片材通常热成型为包装应用,比如饮料杯、熟食容器、产生盘、婴儿湿巾容器和人造黄油桶。聚烯烃片材挤塑的其他市场包括使用相对厚的片材用于工业和娱乐应用,比如货车车垫、货盘、汽车垫料、操场设备和船。挤出片材的第三个用途是例如土工膜,其中平片材聚乙烯材料可以被结合成用于开采应用和市政废弃物处理的大的容器系统。

[0042] 吹膜方法是用于聚乙烯的相对不同的转化系统。美国测试和材料学会(The American Society for Testing and Materials(ASTM))定义厚度小于 0.254 毫米(10 密耳)的为膜。但是,吹膜方法可产生材料厚度为 0.5 毫米(20 密耳)和更厚的材料。此外,吹塑结合单层和/或多层共挤出技术提供了数种应用的基础。吹塑产物的优势性质可包括透明度、强度、撕裂度、光学性质和韧性等等。应用可包括食品和零售包装、工业包装和非包装应用,比如农用薄膜、卫生薄膜等等。

[0043] 凭借快速淬火和实质上单向定向能力,流延膜方法可不同于吹膜方法。这些特征使得流延膜生产线,例如,在更高的生产速率下操作,同时产生有利的光学。食品和零售包装中的应用利用这些优点。最后,聚烯烃小球 38 也可提供用于挤出涂布和层压工业。

[0044] 如提到的,上面的方法可以基本上连续的方式,使用一个或多个串联或平行布置的聚合反应器进行。尽管本方法适于各种具有任何数量配置的不同聚合反应器,聚合反应器系统 20(图 1)和流出物处理系统 24(也图 1)的一种实施方式的图形表示描绘在图 2 中。反应器系统 20 可产生聚烯烃颗粒产物,本文一般称为“绒毛”。图 2 的反应器系统 20 包括液相聚合反应器,即,其中聚合过程基本上在液相中进行的反应器。这种液相反应器的例子包括高压釜、沸腾液池反应器、环管淤浆反应器等。将描述生产聚乙烯(和其共聚物)的环管淤浆反应器 50,以描述本技术的实施方式,尽管其应被理解为本技术类似适于其他类型的液相反应器。

[0045] 环管淤浆反应器 50 通常包括由平滑的弯头或弯管连接的管道的区段。在一些实施方式中,反应器 50 可用于进行乙烯(和任何共聚单体)在淤浆条件下的聚合反应。淤浆条件可包括其中聚烯烃比如聚乙烯或聚丙烯的不溶颗粒在流体介质(例如,烃稀释剂)中形成并且作为浆料悬浮直到去除的那些。动力设备,比如泵 52,使流体浆料在反应器 50 中循环。泵 52 的例子是管线上轴流泵,泵叶轮 54 布置在反应器 50 的内部。叶轮 54 在操作期间可在循环通过反应器 50 的流体介质中产生湍流混合区,从而可在浆料的不同聚合反应组分之间发生充分的接触。叶轮 54 也可有助于推动浆料以足够的速度通过反应器 50 的闭合环路,以保持固体颗粒比如催化剂或聚烯烃产物悬浮在流体介质中。叶轮 54 可由马达 56 或其他动力驱动。

[0046] 如提到的,反应器 50 中的流体介质可包括烯烃单体和共聚单体、稀释剂、助催化剂(例如,三乙基硼、甲基铝氧烷、烷基比如三乙基铝等)、分子量控制剂(例如,氢)和任何其他期望的共反应物或添加剂。经在指定位置比如在进料流 58 描绘的,通常对应图 1 的进料流 18 之一的入口或导管,将这些组分添加至反应器内部。同样地,催化剂可经在适当位置比如进料流 60 的导管添加至反应器 50。稀释剂载体也可包括在进料流 60 中,其也通常对应图 1 的进料流 18 之一。聚合乙烯单体和存在的共聚单体的催化剂的例子包括二氧化硅载体上包含六价铬(或 Cr^{+2})的氧化铬。在某些实施方式中,催化剂原料中的铬在聚烯烃设施中接收为 Cr^{+3} 。在这种实施方式中,该催化剂可经历一氧化碳(CO)活化过程,在活化的催化剂中导致价变至 Cr^{+6} 。随后,在反应器中的聚合反应期间,由于反应器中单体(例如,乙烯)和/或其他内容物的存在,活化的催化剂中 Cr^{+6} 化合价改变至 Cr^{+2} 。有利地,催化剂中 Cr^{+2} 位对于聚合反应是有活性的。但是,应强调,如之前讨论,可采用铬系统之外的各种催化剂系统,比如茂金属催化剂、齐格勒纳塔催化剂等等。

[0047] 总之,反应器中添加的组分通常限定上面提到的在反应器 50 中循环的流体介质。但是,应注意,催化剂可以是悬浮的颗粒,其至少部分与流体介质一起形成通过反应器 50 循环的浆料。调节反应器 50 中的反应条件,比如温度、压力和反应物浓度以促进聚烯烃产物的期望性质和生产速率,以控制反应器的稳定性等等。在一些实施方式中,反应温度(反应器 50 中的平均温度)保持在低于聚合物产品将成为溶液的水平。如所指示,由于聚合反应的放热性质,冷却流体可循环通过围绕部分环管淤浆反应器 50 的夹套 62,以去除过多的热。在一些实施方式中,温度基本上保持在期望的范围,比如在大概 150 °F 至 250 °F (65 °C 至 121 °C) 之间。同样地,反应器 50 中的压力可在期望的压力范围内调节,比如从大概 100psig 至 1200psig(例如,在大概 200psig 和 950psig、300psig 和 825psig、或 450psig 和 700psig 之间)。

[0048] 随着聚合反应在反应器 50 中进行,单体(例如,乙烯)和共聚单体(例如,1-己烯)聚合,形成聚烯烃(例如,聚乙烯)聚合物。在一些实施方式中,聚烯烃聚合物在调节的反应温度和压力下基本上不溶于流体介质,其与固体载体上的催化剂一起形成流体介质中的固体颗粒浆料。这些固体聚烯烃颗粒可从反应器 50 经沉降腿或其他装置或设备,比如描述为排出流 22 的连续提取设施去除。其他提取设施可沿着反应器 50 或引导至流出物处理系统 24 的导管的长度布置。例如,在非正常操作期间或如果需要回收反应器 50 中的内容物,一些或所有反应器内容物可经提取设施 22A 和 22B 取出。在一些情况下,回收的或倾泻的反应器内容物可输送至分离罐(knockout tank)。在干燥端 44(例如,下游加工区域),从反应器 50 排出的聚烯烃可从浆料提取并且纯化。

[0049] 为在干燥端 44 开始加工,来自反应器 50 的排出物 22 可流过管线上闪蒸加热器,或闪蒸管线加热器 64。根据本实施方式的闪蒸管线加热器 64 可配置为从离开反应器的液体和绒毛的流 22 产生蒸汽流和绒毛的流 66。蒸汽和绒毛的流 66 然后可输送至闪蒸室 68(即,分离容器)。蒸汽和绒毛 66 的流可通常包括绒毛或固体部分和排出流 22 的蒸发和非蒸发的液体部分。根据本实施方式,蒸汽和绒毛 66 的流中,来自排出流 22 的至少大概 90% 的液体已经被蒸发。为帮助液体的挥发,闪蒸管线加热器 64 可包括一个或多个环绕导管,其使用水蒸汽、水蒸汽冷凝物、热油、其他加热介质、电阻加热器或其任何组合,例如,作为以为排出物 22 提供间接加热的设备。在本实施方式中,闪蒸管线加热器 64 可配置为允

许比足够排出流 22 中的液体蒸发的更长时间（例如，至少多于 2 秒）进行蒸发，如下面讨论。

[0050] 当闪蒸管线加热器具有这种配置时，蒸汽和绒毛的流 66 中的绒毛可基本上没有任何夹带的液体（例如，稀释剂、单体）的可能性增加。取决于根据本实施方式的闪蒸管线加热器 64 的具体配置，蒸汽和绒毛的流 66 的绒毛和蒸汽之间的温差小于大概 20 °F、15 °F、10 °F、5 °F 或 1 °F。例如，在闪蒸管线加热器 64 的长度使得蒸汽和绒毛的流 66 的停留时间大于大概 8 秒的实施方式中，温差可小于大概 5 °F。在使蒸汽和绒毛的流 66 达到热平衡的实施方式中，温差可小于大概 1 °F。的确，如本文限定，热平衡旨在表示蒸汽、绒毛和夹带的液体（即，流 66 的相）的温差小于大概 1 °F，如在闪蒸管线加热器 64 的出口测量。如下面讨论，这种温差可使用一个或多个热电偶测量，该热电偶布置靠近闪蒸管线加热器 64 的出口、在闪蒸室 68 的塔顶、在闪蒸室 68 的固体排出、在闪蒸室 68 中或其任何组合。

[0051] 认为闪蒸管线加热器 64 中蒸汽和绒毛的流 66 增加的停留时间（例如，大于 8、9 或 10 秒）可有利地使得绒毛、蒸汽和任何夹带的液体达到热平衡。例如，尽管排出物 22 中大部分（例如约 60% 至 70%）的液体可容易蒸发，比如在闪蒸管线加热器 64 中的前 1 或 2 秒内，但一些液体比如稀释剂和 / 或液体单体可被吸引至绒毛和 / 或与绒毛结合。这种液体可能不如未与绒毛结合的液体容易蒸发。即，在常规闪蒸管线加热器的操作中，当绒毛离开常规闪蒸管线时，一些液体可保持夹带在聚合物绒毛中。尽管不希望被理论束缚，但是认为稀释剂吸引至聚合物绒毛，以及稀释剂从聚合物绒毛中至浆料流主流的扩散阻力，可减缓稀释剂从聚合物绒毛去除为气相。为减少这种相互作用，根据本实施方式的闪蒸管线加热器 64 可设计为允许大部分稀释剂，比如大概 98%、99% 或 99.5% 的稀释剂有足够的驱动力和时间，以从绒毛蒸发。所以，蒸汽和绒毛的流 66 可包括基本上与绒毛分离的蒸汽。的确，随着在闪蒸管线加热器 64 中实现温度平衡（即温差小于大概 1 °F），蒸汽和绒毛的流 66 可基本上没有液体含量，或可实现足够的稀释剂和 / 或液体单体挥发温度，然后将其引入闪蒸室 68。如下面讨论，蒸汽和绒毛的流 66 中挥发液体的具体量可取决于闪蒸管线加热器 64 的长度和内径，以及闪蒸管线加热器 64 中流的速度。而且，适于获得温度平衡的闪蒸管线加热器 64 中流的停留时间也可至少取决于一些或所有的这些因素。

[0052] 在反应器 50 经历不正常的操作条件，或应期望测试蒸汽和绒毛的流 66 的实施方式中，可回收一部分流。例如，提取设施 66A 可去除一部分流 66，然后到达闪蒸室 68。的确，在某些实施方式中，可监测在提取设施 66A 去除的流 66 的温度，以确定流 66 的相之间的温差。因此，提取设施 66A，结合某些温度监视装置，比如热电偶，可帮助确定蒸汽和绒毛的流 66 是否已经达到热平衡。

[0053] 如上所述，闪蒸室 68 中，反应器排出物 22 的大部分非固体组分在塔顶作为闪蒸气体 70 中的蒸汽回收。例如，在一些实施方式中，可能在闪蒸管线加热器 64 中未蒸发的另外部分的液体可在闪蒸室 68 中蒸发。的确，在某些这些实施方式中，蒸汽和绒毛的流 66 中任何残留的液体可在闪蒸室 68 中挥发。在一些配置中，为了从固体去除闪蒸气体 70，蒸汽和绒毛的流 66 可在闪蒸室 68 中被加热至固体熔化温度的 90%、等于固体的熔化温度或高于固体的熔化温度的温度，以产生闪蒸气体 70。在一些配置中，一定水平或体积的绒毛可保持在闪蒸室 68 以产生绒毛在室 68 中另外的停留时间，以促进多孔绒毛颗粒中夹带的液体和蒸汽的分离。但是，根据本技术，闪蒸管线加热器 64 可配置为蒸汽基本上与绒毛分离。的

确,在一些实施方式中,比如当在闪蒸管线加热器 64 中实现温度平衡时,大部分闪蒸气体 70(例如,从闪蒸室 68 排出的总塔顶排出物的 98%、99% 或 99.5%)可在闪蒸管线加热器 64 中产生。

[0054] 如上所述,为了确定是否已经达到温度平衡,可在提取设施 66A 监测蒸气和绒毛的流 66 的温度。可选地或另外,可通过在下述的任何一个或其组合监测温度确定温度平衡:闪蒸管线加热器 64 的出口、闪蒸室 68 的入口、闪蒸室 68 的塔顶排出处或闪蒸室 68 的固体排出处。可使用本领域已知的温度监视装置监视一些或所有的这些温度,例如使用如图示的热电偶 69。如图解,热电偶 69 沿着来自闪蒸室 68 的排出导管或沿着闪蒸室 68 布置。控制器 71 可监视这些温度的任一个和组合并且适当的时候对系统 24 进行适当的调整。例如,控制器 71 可确定在布置在闪蒸室 68 的塔顶的热电偶 69 之一测量的温度(即,闪蒸气体 70 的温度)和布置在闪蒸室的下方固体排出部分的另一个热电偶 69 测量的温度(即,固体的温度)之间的温差。再一次,根据本实施方式,这种温差小于大概 20 °F,比如在大概 0 和 10 °F 之间。在达到热平衡的实施方式中,温差小于大概 1 °F。

[0055] 控制器 71 可以是分布式控制系统或类似的装置,其与下述的任何一个或组合连通:热电偶 69、控制加热流体流动的控制阀、其他热源(例如,电阻线圈)以及调节蒸气和绒毛的流 66 流动的流动控制阀。为了在期望温度实现和/或达到热平衡,控制器 71 可调节提供至闪蒸管线加热器 64 中蒸气和绒毛的流 66 的热量、闪蒸管线加热器 64 和/或闪蒸室 68 中的流 66 的停留时间、或组合。在某些实施方式中,闪蒸室 68 中流 66 的停留时间可至少部分取决于绒毛、蒸气和/或液体的测量温度,以及闪蒸气体 70 的压力和组成。而且,尽管本实施方式在监测实际温度的背景下描述,但是本实施方式也适于通过模拟或任何其他合适的间接获得温度或温度估计的方法获得的近似温度。

[0056] 另外,一些或所有的这些因素也可影响闪蒸气体 70 如何被处理,然后再循环至反应器 50。所以,闪蒸气体 70 可被输送至分馏系统 30,或可在至反应器 50 的途中绕过分馏系统 30(即,经进料系统 16)。在闪蒸气体 70 未输送至分馏系统 30 的实施方式中,再循环的闪蒸气体 70 可以是图 1 中至少部分非分馏的流 34。在其他实施方式中,比如当催化剂毒物已经添加至反应器排出物时,闪蒸气体 70 可包含某些水或其他残留催化剂毒物,并且可输送至分馏系统 30。在聚乙烯生产中,闪蒸气体 70 主要是稀释剂,比如异丁烷,或如上述的其他稀释剂。蒸气也可包含大部分未反应的单体(例如,乙烯)和其他轻质组分,以及未反应的共聚单体(例如,1-己烯、丁烯、1-戊烯、1-辛烯和 1-癸烯)和其他重质组分(例如,己烷和低聚物)。一般而言,轻质组分或“轻质物”可定义为比使用的稀释剂具有更低沸点的那些轻质组分。相反,重质组分或“重质物”可定义为比稀释剂具有更高沸点的那些组分。在一种实施方式中,闪蒸气体 70 可包含约 94wt.% 的稀释剂、约 5wt.% 的单体和约 1wt.% 的其他组分。

[0057] 闪蒸气体 70 可在固体去除设备 72 中处理,其可包括旋风分离器、袋滤器等等,其中去除夹带的绒毛固体(例如,典型地细颗粒或细粉)并且返回闪蒸室 68 或下游设备,比如下面讨论的清洗塔 74。闪蒸气体 70 也可移动穿过例如脱氧床。此外,闪蒸气体 70 可在换热器 76(例如,管壳式构造)中冷却或冷凝,然后其再循环至进料系统 16 或分馏系统 30。为了减少分馏系统 30 的尺寸和成本,一部分闪蒸气体 70、处理的闪蒸气体 70A 和/或冷凝闪蒸气体 70B 可绕过分馏系统 30 并且更直接经进料系统 16 返回(例如,经图 1 的管线 34)

至反应器 50,如上所述。

[0058] 换热器 76 可具有冷却剂供应 78 和冷却剂返回 80。采用的冷却剂可以是例如冷却塔水。在一些情况下,换热器 76(冷凝器)的尺寸可以增加以适应从反应器 50 排出(例如当反应器内容物由于不正常操作被回收时)至闪蒸室 68 的另外质量的稀释剂和单体。尽管闪蒸气体 70 被冷凝和/或再循环,闪蒸室 68 中的固体(例如,聚合物绒毛)被回收并且经导管 82 输送至清洗塔 74,用于固体排出。闪蒸室 68 可配备连续提取(CTO)装置 84,其使固体排出物基本上连续地回收,前提是有足够的压力允许其去除。作为一个例子,CTO 装置 84 可包括开向导管 82 的柱塞阀。当 CTO 装置 84 的柱塞阀打开时,固体排出物可基本上连续地流入导管 82。但是,在闪蒸室 68 中有足够压力的情况下,可关闭柱塞阀。导管 82 也可包括使聚合物向下游流动同时减少蒸气在清洗塔 74 和闪蒸室 68 之间流动的可能性的阀构造。例如,一个或多个球阀、V 型端口球阀、旋转阀和/或循环阀可布置在导管 82 上,用于固体排出。

[0059] 除了转移排出物外,导管 82 也可包括加热固体排出物的装置,比如一个或多个区段,其包括环绕导管或类似物,以促进以与闪蒸管线加热器 64 类似的方式与加热的介质(例如,蒸汽和/或蒸汽冷凝物)的热交换。在一些实施方式中,导管 82 可实际上是闪蒸管线加热器。在这种实施方式上,导管 82 可加热固体排出物,以为固体提供额外的焓,以促进挤出。作为一个例子,导管 82 可加热固体排出物至在聚合物绒毛的初始熔融温度的至少约 50、25、5 或 1 °F 内。在聚乙烯生产和挤出的实施方式中,导管 82 可加热固体至在约 140 °F 和 240 °F 之间(例如,约 200 °F,相对焓为 96BTU/lb),其中聚乙烯在压出机出口的温度是在约 260 °F 和 360 °F 之间(例如,约 205 °F,相对焓为 270BTU/lb)。

[0060] 在一些情况下,可能期望去除至少一部分固体排出物,比如进行质量控制测试、温度监测,或在非正常操作期间,等等。所以,一部分固体排出物可经提取设施 82A 或提取设施 22A 回收。此外,相对小的绒毛室也可布置在导管 82 上。传统上,来自闪蒸室 68 的绒毛固体被排出至下方的压力闪蒸室,下方的压力闪蒸气体需要压缩以再循环至分馏系统 30 和反应器 50。但是,使用根据本技术的闪蒸管线加热器 64,除了或代替在导管 82 中实施一个或多个加热区段,消除低压力闪蒸和相关的压缩提供绒毛固体从闪蒸室 68 排出直接到清洗塔 74。

[0061] 进入清洗塔 74 的主要固体进料可以是来自离开闪蒸室 68 的导管 82 的固体排出物(聚烯烃绒毛)。根据本实施方式,固体排出物被可加热到在大多数绒毛融化的温度的几度以内,如在绒毛的熔化温度的约 50 °F、25 °F、5 °F 或 1 °F 内,之后挤出。的确,该种加热可降低用来在挤出/卸料 36 内进行挤出的能量。在一些配置中,清洗塔 74 从进入的固体流去除残留烃(例如,挥发的稀释剂和/或残留单体),并提供基本上干净和/或干燥的聚合物绒毛 28。可将绒毛 28 运输或转运到挤出/卸料系统 36,以转化成小球 38 和分配,以及作为聚烯烃小球树脂卖给消费者 40。一般而言,作为聚合物绒毛 28 从清洗塔 74 排出的处理过的聚合物颗粒可在挤出/卸料系统 36(图 1)中的常规最后操作中处理,比如螺杆挤出机。

[0062] 为了去除残留烃,将解吸气(例如,氮气或其他合适的惰性气体)循环通过清洗塔 74,以经由塔顶排出 86 带走并去除烃。该排出 86 可传送通过分离装置 88,比如膜回收装置、变压吸附装置、制冷装置等等,以经由流 90 回收解吸气,并排出分离的烃流 92。本领域

中,在解吸气是氮气的实施方式中,分离装置 88 可称为异丁烷氮气回收装置 (INRU)。而且,新鲜氮气 94 可添加至氮气流 90 以弥补清洗塔 74 或分离装置 88 中的氮气损失。最后,应注意烃流 92 可有利地提供再循环进料至分馏系统 30 或进料系统 16,用于直接再循环至反应器 20。例如,从分离装置 88 排出的烃流 92 产生可用的烃进料,其可被处理以产生不含烯烃的稀释剂,用于催化剂制备。

[0063] 不管其精确构造,应注意大部分的流出物处理系统 24 涉及处理进入闪蒸室 68 的蒸气和绒毛的流 66,例如以从聚合物绒毛去除残留烃稀释剂和 / 或单体 / 共聚单体。所以,现在认识到这种过程和设备的减少或基本上消除可提高操作聚合物生产系统比如系统 10 的效率。换句话说,闪蒸管线加热器 64 和 / 或导管 82 可消除对配置用于将排出流 22 液体部分与排出流 22 固体部分分离的一些下游工艺的需要,因为排出流 22 的基本上所有液体已经在闪蒸管线加热器 64 中被蒸发。以该方式,可消除一些过程、设备、能量要求和处理时间,其可降低与基本上干燥的聚合物绒毛相关的总体成本和时间。

[0064] 为实现这种减少或消除,除了其他优势外,本实施方式提供了反应器排出物在闪蒸管线加热器 64 中所用时间的增加,如上所述。例如,在常规的配置中,从聚合反应器排出的浆料可被加热或留在闪蒸管线加热器中大概 5 和 8 秒之间。现在认识到该时间的大部分 (例如,至少大概 80% 的时间) 可用在相对高压区域。因此,对于浆料在常规闪蒸管线加热器中所用的大部分时间,将浆料的液体部分与浆料的固体部分分离的驱动力相对低。尽管不希望被理论束缚,但是认为为了绒毛基本上没有液体,浆料可通常经历两次挥发过程:首先,未与绒毛结合的液体的蒸发,第二,绒毛中夹带的液体的蒸发。

[0065] 在常规布置中,仅仅第一蒸发步骤可基本上在闪蒸管线加热器中完成。作为一个例子,在典型的配置中,仅仅约 70% 的总烃稀释剂可在闪蒸管线加热器中挥发。流出物处理系统 24 的其他特征,比如上述那些,因此必须在第二挥发步骤完成。的确,在本申请人之前的公开美国专利号 5,183,866 中——其通过引用以其整体并入本文,申请人未能考虑第二挥发步骤有助于从绒毛总体去除稀释剂。即,申请人未认识到绒毛中夹带的液体可能在闪蒸管线加热器 64 和 / 或闪蒸室 68 中需要另外的停留时间和 / 或另外的热提供给排出流 22 以获得使绒毛中夹带的液体挥发的第二次挥发。所以,本实施方式提供闪蒸管线加热器 64 以基本上完成两个挥发步骤,以,例如,挥发至少约 75%、90%、95%、99%、99.5% 或更多的残留烃稀释剂和 / 或单体。在一些实施方式中,闪蒸管线加热器 64 配置用于加热排出流 22,从而残留在闪蒸管线加热器末端处的蒸气和绒毛的流 66 中的任何液体处在至少接近适合在闪蒸室 68 中压力下蒸发烃的温度。例如,残留液体的温度可以低于适于这种蒸发的温度约 20 °F、15 °F、10 °F、5 °F 或 1 °F,或基本上等于适于这种蒸发的温度。根据某些本实施方式,蒸气和绒毛的流 66 可在基本上等于液体 (例如,稀释剂) 的挥发温度、低于液体 (例如,稀释剂) 的挥发温度大概 1 °F、或在液体 (例如,稀释剂) 的挥发温度的大概 5 °F 内达到温度平衡。即,蒸气、绒毛和任何液体的温度可在稀释剂挥发温度的大概 1 °F 内。

[0066] 下面在闪蒸管线加热器的背景下讨论上面介绍的与两个蒸发步骤相关的过程,以提供对本实施方式的更好理解。如上所述,一般而言,随着浆料前进通过闪蒸管线加热器,液体组分被挥发,产生蒸气组分以及排出浆料的固体和液体组分。在一定时间量之后,不包含在多孔聚合物绒毛中的浆料的大部分 (例如,约 60 至 70%) 或几乎全部液体部分被蒸发。即,在第一挥发过程中,排出物 22 的第一部分液体变成蒸气。此后,在第二挥发过程中,包

含（即，夹带和 / 或吸收）在多孔聚合物绒毛中的液体（例如，稀释剂、单体、共聚单体）开始挥发。即，排出物 22 的第二部分液体开始挥发。

[0067] 常规配置可能无法基本上完成与多孔聚合物绒毛结合的液体（第二部分）的挥发作用，至少部分是由于挥发后从液体周围环境移除能量。通过挥发第二部分液体的这种能量移除导致聚合物绒毛的冷却，其可阻止多孔聚合物绒毛中任何残留液体蒸发的能力。所以，在一些配置中，比如具有平均长度（例如，大概 400 英尺和以下）和平均内径（例如，大概 4 英寸和以下）的常规闪蒸管线加热器中，蒸气和绒毛的流 66 可包含未挥发的液体。现在认识到闪蒸管线加热器 64 的直径和 / 或长度可增加超过常规设计的那些，以允许更多的时间足够浆料中液体的第一部分和大部分（例如，至少约 90%、95%、99% 或 99.5%）第二部分挥发。为实现该挥发，在某些本实施方式中，排出物在闪蒸管线加热器 64 中的停留时间是至少大概 8 秒，比如大概 8.5、9、9.5、10、10.5、11、11.5 秒或更长。这种配置可导致第一部分的液体在大概 1 和 6 秒之间挥发，然后流 66 离开闪蒸管线加热器 64。例如，第一部分可挥发至少大概 1、1.5、2、2.5、3、3.5 或 4 秒或更长，然后流 66 离开闪蒸管线加热器 64。在一些实施方式中，闪蒸管线加热器 64 的长度可大于约 400 英尺和 / 或内径大于约 4 英寸。进一步，如下面详细讨论，可期望通过一些或通过整个闪蒸管线加热器 64 控制加热温度。所以，闪蒸管线加热器 64 也可包括一个或多个不同温度的部分。但是，应注意，根据本实施方式的闪蒸管线加热器 64 的具体构造可至少部分取决于闪蒸管线加热器 64 中蒸气和绒毛的流 66 的速度、流 66 的组成和期望的最终温度等等考虑因素。

[0068] 如上所述，可根据本实施方式操纵闪蒸管线加热器 64 的长度、直径、温度和 / 或压力。在一种实施方式中，闪蒸管线加热器 64 可具有“短”长度和“大”直径（例如，长度大概 400ft 或更小，直径大于大概 4 英寸）。在另一实施方式中，闪蒸管线加热器 64 可具有“长”长度和“小”直径（例如，长度大于大概 400ft，直径大概 4 英寸或更小）。在进一步实施方式中，闪蒸管线加热器 64 可具有“长”长度和“大”直径（例如，长度大于大概 400ft 和直径大于大概 4 英寸）。下文提供这类范围的例子。尽管上面提到了某些尺寸，并且下面参考具体的实施例进一步详细描述，但是应注意这些尺寸可取决于在给定实施中产生的聚合物和稀释剂的量。此外，尽管闪蒸管线加热器 64 的长度 / 直径可影响排出的材料通过闪蒸管线加热器 64 的时间，但是这种移动时间也可受绒毛的速度影响，绒毛的速度可保持在足够气动运输绒毛的水平。在某些目前考虑的实施方式中，排出的材料通过闪蒸管线加热器 64 的总时间可以是大概 8 秒、8.5 秒、9 秒、9.5 秒、10 秒、11 秒、12 秒或更长。

[0069] 为了进一步图解闪蒸管线加热器 64 的尺寸和它们的关系，图 3 是根据本技术方面的闪蒸管线加热器 64 的实施方式的横截面视图。此外，应注意本文下面描述的实施方式也可提供导管 82 和其可处理离开闪蒸室 68 的固体排出物的方式的一般性描述。如提到的，闪蒸管线加热器 64 通常大小设置为并且配置为接收来自反应器 50 的浆料排出物 22 并且蒸发排出物 22 中存在的基本上所有第一部分液体（即，未夹带在聚合物绒毛中的部分）和大部分第二部分液体（即，聚合物绒毛中夹带的部分），然后输送至闪蒸室 68。通常，如上所述，闪蒸管线加热器 64 配置为使得聚合物绒毛通过闪蒸管线加热器 64 的行进时间是至少大概 8 秒。随着排出物 22 前进通过闪蒸管线加热器 64，其各种组分的温度可达到平衡。例如，蒸发的第一部分液体、聚合物绒毛和第二部分的液体之间的温度可变得基本上平衡或温差小于大概 10 °F。在某些实施方式中，比如闪蒸管线加热器 64 具有长的长度和大直径

的那些中,闪蒸管线加热器 64 也可蒸发大部分量的(例如,至少约 75%、90%、95%、99%、99.5% 或更多)的第二部分液体。所以,输送至闪蒸室 68 的蒸气和绒毛的流 66 的特征可取决于许多因素,包括但不限于闪蒸管线加热器 64 的长度“1”、闪蒸管线加热器 64 外导管 100 的直径“ d_o ”、闪蒸管线加热器 64 内导管 102 的内径“ d_i ”、与排出物 22 的提取速度相关的闪蒸管线加热器 64 的设计速度、排出物 22 中组分的化学性质等等。

[0070] 为了影响排出流 22 中液体的挥发,除了非常规长度和直径尺寸,闪蒸管线加热器 64 也可包括多个形成外导管 100 的区段 104。区段 104 可配置用于促进温热介质流过一部分或整个外导管 100。区段 104 可具有相同的不同的直径和 / 或长度。例如,区段 104 可具有大概 4 和 8 英寸之间的外径(例如,大概 4 英寸、5 英寸、6 英寸、7 英寸或 8 英寸)。进一步,区段 104 可具有在大概 5 英尺和大概 100 英尺之间的长度(例如,大概 10 英尺、15 英尺、20 英尺、40 英尺或 100 英尺),尽管每个区段 104 的长度可取决于给定的实施中采用的区段 104 的具体数量和闪蒸管线加热器 64 的总体长度。

[0071] 流过区段 104 的温热介质可使闪蒸管线加热器 64 加热闪蒸管线加热器 64 的整个长度 1 上的或闪蒸管线加热器 64 的仅仅某些部分的排出流 22。即,随着其遇到多个区段 104,闪蒸管线加热器 64 可升高、降低或保持排出流 22 的温度,这可允许随着蒸气和绒毛的流 66 离开闪蒸管线 64 控制加热速度和 / 或绒毛的最终温度。操作期间,温热介质可流过外导管 100 的一个或多个区段 104,其随着排出流 22 流过内导管 102 间接加热排出流 22。换句话说,流过一个区段 104 的温热介质可基本上与流过另一区段 104 的温热介质分开,从而每个区段 104 可彼此分开。可选地或另外,两个或更多区段 104 可共用温热介质流。例如,两个或更多个区段 104 可共用单个入口和出口。在一些实施方式中,温热介质可以是来自冷却夹套 62 的温热的冷却剂、蒸汽或蒸汽冷凝物、热油或另一加热源,比如由电阻加热器产生的热。

[0072] 在图解的实施方式中,闪蒸管线加热器 64 允许温热介质流过区段 104 的任何一个或组合。例如,加热介质可流过第一组区段 106 但不通过第二组区段 108,或任何类似的流动或温度方案,比如流过每个第三区段,或通过三个区段而不通过第四,等等。例如,在图解的实施方式中,温热介质可流入各自入口 110 和从区段 104 之一的各自出口 112 出来。如所图解,每个区段 104 可具有其本身的各自入口 110 和 / 或出口 112,或区段 104 的组合可具有共同的入口 114 和 / 或共同的出口 114,如上所述。具体地,第一组区段 106 和第二组区段 108 描绘为具有至少一个区段 104——其具有入口 110 和出口 112,和一组区段 104——其具有共同的入口 112 和共同的出口 114。在一种实施中,当温热介质流过第一组区段 106 但不流过第二组 108 时,其可初始温热排出流 22,从而流 22 中基本上所有的液体已经被蒸发,随后是一段冷却或温度维持。第二组区段 108 是否用来供热可取决于绒毛中夹带的稀释剂的测量水平、绒毛的期望规格、期望的绒毛温度等等。但是,应注意,在闪蒸管线加热器 64 配置为沿着大于约 700 英尺的长度基本上连续加热排出流 22 的实施方式中,绒毛可能开始熔化,其可造成进一步加工的困难。通过控制温热流体流过每个区段 104 或区段组 106、108 的组合的量,操作人员和 / 或控制器可以能够调整蒸气和绒毛的流 66 的温度至期望的水平。在一种实施方式中,离开闪蒸管线加热器 64 的蒸气和固体(绒毛)之间的温差可基本上忽略不计或绒毛的温度可达到蒸气温度的约 40 °F、20 °F、10 °F、5 °F 或 1 °F 内,如上所述。进一步,蒸气和绒毛 66 可达到热平衡,从而绒毛中夹带的基本上所有液体、蒸气

和绒毛各自具有彼此相差不超过 1 °F 的温度。

[0073] 除了或代替上述温度控制方案,挥发和 / 或热平衡可至少部分取决于闪蒸管线加热器 64 的长度 1。例如,闪蒸管线加热器 64 的长度 1 可至少部分决定蒸气和绒毛的流 66 的温度以及绒毛中残留的夹带液体的程度。一般而言,闪蒸管线加热器 64 的长度 1 至少部分决定排出流 22 在加热区域、在冷却的区域、在高压和 / 或低压区域等等花费多少时间。以此方式,闪蒸管线加热器 64 的长度 1 可至少部分决定与排出物 22 的绒毛未结合的或绒毛中夹带的液体全蒸发与蒸气和绒毛的流 66 输送至闪蒸室 68 之间的时间量。所以,应注意,在一些构造中,比如具有基本上恒定直径和温度的那些,随着闪蒸管线加热器 64 的长度 1 增加,排出流 22 经过闪蒸管线加热器 64 的时间以及第二部分的液体已基本上挥发的可能性也可增加。

[0074] 尽管闪蒸管线加热器 64 的长度 1 可至少部分决定排出物 22 的经过时间,但是直径 d_i 和 d_o 可至少部分决定排出物 22 中液体挥发的速率。所以,闪蒸管线加热器 64 的长度 1 以及直径 d_i 和 d_o 在决定输送至闪蒸室 68 的蒸气和绒毛的流 66 的特征中可具有协同作用。所以,应注意,长度 1 和内径 d_i 二者相对于常规尺寸的增加可大大提高液体全蒸发和 / 或蒸气、液体和绒毛之间温度平衡的可能性。

[0075] 进一步,尽管闪蒸管线加热器 64 的长度 1 可以是固定的(即,闪蒸管线加热器 64 仅仅具有一个长度),但是应注意直径 d_i 可沿着闪蒸管线加热器 64 的长度不同。所以,随着其前进通过闪蒸管线加热器 64,排出流 22 可经历与直径变化成比例的压力变化。温度和 / 或压力改变可基本上是静态的(例如,随着时间在闪蒸管线的整个长度 1 上不变)或可以是动态的(例如,随着时间在闪蒸管线的整个长度 1 上不同)。即,区段 104 可具有不同或相同的加热温度,不同或相同的压力,或这些的任何组合。在任一情况下——其是静态的或动态的,如上所述,排出流 22 的第一部分液体(未夹带在聚合物绒毛中的部分)可在足够的剩余经过时间基本上完全挥发,以使第二部分基本上挥发(例如,至少约 75%、90%、95%、99% 或 99.5% 的第二部分的液体被挥发),或与离开闪蒸管线加热器 64 的蒸气和绒毛的流 66 的聚合物绒毛和蒸气至少达到热平衡。再一次,当蒸气和绒毛的流 66 的相已经达到热平衡时,相的温差不大于大概 1 °F。

[0076] 根据本实施方式,为达到基本上蒸发和 / 或热平衡,排出流 22 通过具有内径 d_i 的内导管 102 流过闪蒸管线 64。基本上同时,排出流 22 被围绕内导管 102 的具有直径 d_o 的外导管 100 中的温热流体加热。根据本方法,这些直径之一或二者可影响排出流 22 中的液体挥发速率。例如,在一些实施方式中,内径 d_i 可与闪蒸管线 64 中的压力成反比。即,随着直径 d_i 增加,作用在排出流 22 上的压力可下降,这可允许增加液体挥发速率。所以,在一些实施方式中,内导管 102 的内径 d_i 相对于常规设计增加,比如至少 4、5 或 6 英寸或更大的直径。

[0077] 直径 d_o 的增加也可提高排出流 22 中液体的挥发速率。例如,直径 d_o 可限定内导管 102 外表面可用于间接加热排出流 22 的温热流体的量。尽管温热介质和排出流 22 之间的热交换可基本上被内导管 102 的外表面积和内表面积限定,但是应注意随着外导管 100 的直径 d_o 增加,可用于热交换的温热介质的量也增加。所以,随着外导管 100 中温热介质的量增加,至排出流 22 的传热对外导管 100 中温热介质的平均温度的影响可最小。所以,通过相对于直径 d_i 增加直径 d_o ,可实现排出流 22 的更有效加热,并且因此实现排出流 22 中

液体的挥发。

[0078] 应注意,就本讨论而言,外导管 100 的直径 d_o 、内导管 102 的直径 d_i 、长度 l 和它们的相互关系可至少部分决定排出流 22 的液体发生相变的相对时间。进一步,如上所述,区段 104 可包括具有温热流体的区段、没有温热流体的区段等等。下面描述这种组合的例子和它们对排出流 22 的影响,包括闪蒸管线加热器中的总时间和从进入闪蒸管线加热器至完全蒸发的时间等等。

[0079] 下面列表的是计算的上述实施方式的 3 个实例的模拟数据。应注意,用来产生模拟数据的模型假设蒸气相、液相和固相之间的热平衡。但是,如上所述,由于主要对流传导至气相的能量,这些相之间可能存在温差。因此,能量从气相传导至固相和液相(如果存在)。表 1 包含长度为 400 英尺和直径为 6 英寸的闪蒸管线加热器实施方式(例如,图 3 的闪蒸管线加热器 64)的计算的模拟数据。下面讨论的该表和随后的表采用典型的 73,880 lbs/hr 的浆料流,其中 40068 lbs 聚乙烯和 38,112 lbs 稀释剂,其为大概 95wt% 的异丁烷,并且初始温度为 227 °F。表 2 包含一种闪蒸管线加热器实施方式的计算的模拟数据,其中长度是 700 英尺和直径是 6 英寸,在闪蒸管线加热器的整个长度上加热。表 3 包含与表 2 中计算的类似的闪蒸管线加热器实施方式的计算的模拟数据,但仅仅一部分闪蒸管线加热器加热,比如当闪蒸管线加热器 64 的末端部分 108(图 3)未加热时。表 4 是提供在表 1-3 中计算的数据的总结,用于比较。表 1-4 中呈现的数据是闪蒸管线加热器 64 的计算的模拟数据,如在其每个区段 104 所代表。下面关于排出流 22 和 / 或蒸气和绒毛的流 66 的讨论结合闪蒸管线加热器 64 的区段 104 呈现。即,具体区段 104 的讨论可涉及在该区段 104 位置内导管 102 的内容物和 / 或外导管 100 的内容物。导管 100、102 的内容物不混合。经过闪蒸管线加热器 64 的内导管 102 的产物流的流动基本上是连续的,而经过闪蒸管线加热器 64 的外导管 100 的温热介质的流动可基本上是连续或不连续的。

[0080] 表 1

[0081]

报告线区段结果, 400"x6"闪蒸管线加热器, 实施例 1

区段号	长度(ft)	出口压力(PSIA)	压降(PSI)	总 Uo (BTU/h-ft ² -°F)	蒸汽的出口重量分数	出口温度(°F)	平均速度(ft/sec)	负荷(1000BTU/h)	FLH中的时间(sec)
1	10	183.6	1.7	0	0.7334	156.4	44	0	0.23
2	20	181	2.6	90.2	0.7652	155.7	46.1	102.3	0.43
3	20	178.4	2.6	90	0.7973	155	48.4	103.6	0.41
4	20	175.8	2.61	89.9	0.8299	154.2	50.7	104.8	0.39
5	20	174	1.79	89.7	0.8601	153.7	52.8	105.7	0.38
6	10	173.4	0.62	0	0.8622	153.5	53.1	0	0.19
7	20	172.4	0.95	89.5	0.8898	153.3	54.8	106.6	0.36
8	20	171.5	0.95	89.5	0.9174	153.2	56.5	106.6	0.35
9	20	170.6	0.94	89.4	0.9451	153	58.3	106.9	0.34
10	20	169.6	0.92	89.3	0.9715	152.8	60	106.8	0.33
11	10	169.1	0.58	0	0.972	152.6	60.2	0	0.17
12	20	168.2	0.89	89.1	0.9978	152.4	62.1	104.5	0.32
13	20	167.3	0.84	89	1	154.9	63	102.3	0.32
14	20	166.5	0.79	89.2	1	157.5	63.9	97.9	0.31
15	20	165.8	0.79	89.5	1	160	64.8	93.6	0.31
16	10	165.2	0.53	0	1	159.9	65	0	0.15
17	20	164.4	0.79	89.7	1	162.3	65.9	89.5	0.3
18	20	163.6	0.8	90	1	164.5	66.8	85.6	0.3
19	20	162.8	0.8	90.2	1	166.7	67.6	81.8	0.3
20	20	162	0.8	90.4	1	168.7	68.4	78.1	0.29
21	10	161.5	0.54	0	1	168.7	68.7	0	0.15
22	20	160.7	0.81	90.6	1	170.6	69.5	74.7	0.29
23	20	159.9	0.81	90.8	1	172.4	70.3	71.4	0.28
24	20	159.1	0.81	91	1	174.2	71.1	68.2	0.28
25	20	158.3	0.81	91.2	1	175.9	71.9	65.2	0.28
26	10	157.3	0.99	0	1	175.8	72.4	0	0.14
								总负荷 (mmBTU/h)	总时间 (sec)
从全部蒸发至 FLH 结束的总时间=3.70								1856.1	7.62

[0082] 如上所述,表 1 包含由闪蒸管线加热器 64(图 3)模型产生的计算的数据,其中长度 1 是大概 400 英尺和内导管 102 的内径 d_i 是大概 6 英寸。在实施例 1 的模拟实施方式中,闪蒸管线加热器 64 包括 26 个区段(例如,图 3 中的区段 104),每个区段的长度为大概 10 或 20 英尺。具体地,在它们的外导管 100 中没有温热流体的区段(即,没有配置用于加热排出流 22 的区段 104)大概 10 英尺长,在它们的外导管 100 具有温热流体的区段(即,配置用于加热排出流 22 的区段 104)是 20 英尺长。应注意 10 英尺长的区段可表示闪蒸管线加热器 64 中的弯头或弯管。这样,那些区段对闪蒸管线加热器 64 的计算的长度 1 可没有贡献。进一步,在由表 1 中计算的数据表示的实施方式中,每第 5 区段未温热,或“被关闭”。因此,操作期间,可考虑随着排出流 22 进入闪蒸管线加热器 64,对于第一 10 英尺(第一区段)其不被温热流体加热,然后加热 80 英尺(第 2-5 区段),然后不加热另 10 英尺(例如,在第 6 区段的弯头或弯管),等等,直到蒸汽和绒毛的流 66 在第 26 区段之后离开闪蒸管线

加热器 64。

[0083] 尽管实施例 1 中在每个区段的热量可以相同或不同,实施例 1-3 中闪蒸管线加热器 64 每个区段的内径 d_i 可基本上相同。表 1-3 中,数据表明,区段中的压降可对应排出流中蒸气的增加和液体的减少。这样,表 1 中计算的压力在闪蒸管线加热器的整个长度上基本上连续下降。在实施例 1-3 中,在每个区段的压力由出口压力数据——在每个区段末端的压力数据——和代表每个区段开始和该区段结束之间的压差的压降数据表示。出口压力和压降分别表示为绝对磅每平方英寸 (psia) 和磅每平方英寸 (psi)。出口压力数据可用于确定排出流的压力随着时间如何改变,并且压降数据可用于确定随着排出流流过在每个区段(通过压力改变)做的功。

[0084] 例如,在实施例 1 中第 1 区段的出口压力是 183.6psia。在使用聚乙烯环路反应器的构造中,闪蒸管线加热器 64 紧接上游的压力,比如在连续提取设施处的压力,可以是大概 600psia。所以,可考虑,随着排出流 22 离开反应器 50(图 2) 并且进入实施例 1 的闪蒸管线加热器 64,其在第 1 区段的出口经历从大概 600psia 至大概 183.6psia 的压力改变。这样,可几乎立即挥发排出流中大量的第一部分液体,其由每个区段的蒸气的出口重量分数表示,如下面讨论。进一步,随着排出流流过第一区段,其压力从第一区段的开始至第一区段结束改变约 1.7psi。应注意压降和出口压力减少的程度可取决于许多因素,包括闪蒸管线的直径和经过闪蒸管线的浆料(稀释剂和聚合物)的数量。

[0085] 如上所述,除了排出流 22 经历的压降,提供给排出流的能量(即,温热)可促进其液体组分的挥发。在实施例 1 的模拟实施方式中,第 1 区段没有配置用于加热排出流。在这种实施方式中,几乎没有至没有从外导管 100 中温热介质间接传热至内导管 102 中的排出流 22。这样,第一区段(第 1 区段)的计算的传热系数 U_o 是 0。但是,随着排出流前进通过配置用于提供热的区段, U_o 的值变为非零数值,其在实施例 1 的实施方式中范围为从大概 80BTU/hr-ft²-°F 至大概 92BTU/hr-ft²-°F。另外,如上所述,每第五个区段关闭。所以,在每第五个区段(即,第 1、6、11、16、21 和 26 区段)计算的 U_o 值是 0。

[0086] 离开每个区段后已经蒸发的液体总量在表 1-3 中表示为蒸气相对于总烃量(比如稀释剂、单体和共聚单体,并且不包括聚合物绒毛)的重量分数,其可以是上述每个区段出口压力、在每个区段经历的压降和传递至排出流的热量(由 U_o 测量)的结果。应注意,表 1-3 中重量分数计算表示第一和第二蒸发步骤中的所有稀释剂。即,夹带在聚合物绒毛中的液体的蒸发被考虑在重量分数数据中。表 1 中,对应第一区段的蒸气的出口重量分数的条目表示离开第一区段后,蒸发的烃与液态烃的比是约 0.7334,或大约 73.34% 的烃与聚合物绒毛一起从反应器排出。从表 1 中可理解,随着排出流流过闪蒸管线加热器,蒸气的重量分数连续增加,直到离开第 13 区段后基本上所有的烃已被挥发。

[0087] 但是,因为与加热表面短间接接触(如表 1 中表示)并且因为气相是初始接收热的主要相,固体聚合物和绒毛中吸收和/或夹带的任何液体将具有小于气相的温度。所以,一旦流离开闪蒸管线加热器 64 并且进入闪蒸罐 68,更大量的液体可与绒毛一起保留。在闪蒸罐 68 中,大部分蒸气与绒毛分离,并且绒毛中夹带的比蒸气具有更低温度的液体可由于冷凝使绒毛夹带比表 1 中计算预测的更多的液体。因此,可能在清洗塔 74 中需要使用上面提到的增加水平的解吸气去除更大量的液体。流 86 中使用的该增加量的解吸气然后可被重新压缩并且处理成流 92。就表 1 中阐释的实例而言,这种动作可能表示增加的产品成

本。

[0088] 应注意, 烃从液体至气相的转变可能需要能量, 并且该能量可从周围烃环境获取。即, 随着烃挥发, 它们从它们的环境中取走能量, 导致排出流的温度下降。根据这种过程, 表 1 中呈现的计算的出口温度数据表示离开第一区段时排出流的温度为约 156.4 °F。随着蒸气重量分数增加, 出口温度稳定下降, 直到蒸气的重量分数达到 1。即, 排出流的温度稳定下降, 直到基本上所有的未夹带在绒毛中的烃已经发生挥发。此后, 排出流 (和 / 或蒸气流和绒毛) 的温度开始增加, 其促进绒毛中夹带的烃的蒸发。

[0089] 随着闪蒸管线加热器 64 中蒸气的量增加, 通过每个区段 104 的排出流 22 的平均速度可基本上连续增加。例如, 随着液体被挥发从液体至蒸气的膨胀可有助于推动排出流 22 穿过闪蒸管线加热器 64。在实施例 1 中, 随着排出流进入闪蒸管线加热器 64 的开始处, 其平均速度是约 44ft/sec。随着排出流 22 中的液体蒸发, 排出流 22 的速度增加, 直到其在第 26 区段离开闪蒸管线加热器 64, 在该点排出流的平均速度为大概 72.4ft/sec。如上所述, 这种速度可促进温热流体和流之间的传热。

[0090] 提供给加热区段 (例如, 实施例 1 中 2-5 区段) 的温热介质的量可至少部分通过期望的绒毛温度、期望的排出流 22 温度、排出流 22 的组成等等确定。例如, 为了在每个区段 104 实现基本上连续的目标温度或温度范围 (比如在环管反应器的连续操作期间), 可期望在加热区段内补充温热介质以弥补由于转移至排出流 22 的热 (能量) 损失。在以基本上恒定温度给加热区段提供温热介质 (即, 温热介质总是与其进入每个区段时基本上相同的温度) 的实施方式中, 在每个区段补充的速度也可基本上是连续的。所以, 在每个加热区段使用的能量 (和做的功) 可表示为温热介质负荷。所以, 表 1 也提供在每个加热区段的温热介质负荷, 在每个非加热区段 (每第五个区段) 的负荷是 0。随着蒸汽量增加, 需要更少的温热介质 (能量) 以在闪蒸管线加热器 64 的下游部分达到目标温度或温度范围。需要的能量的这种降低由从第 2 区段至第 25 区段的温热介质负荷的基本上连续下降表示。所以, 应注意到与传统构造相比, 闪蒸管线加热器 64 提供的排出流 22 液体的快速挥发可产生与其相比适合烃液体挥发的更低总负荷。

[0091] 如上所述, 随着其流过闪蒸管线加热器 64, 排出流 22 或蒸气和绒毛的流 66 的平均速度逐渐升高。这样, 在每个闪蒸管线区段中所用的时间也可减少。实施例 1 中, 从给定部分排出流进入第一区段的时间至该部分离开第一区段的时间是约 0.23 秒。因为第一区段之后的加热的区段是第一区段长度的大约两倍, 排出流在每个加热区段中花费约两倍的时间量, 在实施例 1 的前 4 个区段范围其在约 0.38 秒和约 0.43 秒之间。随着排出流的速度增加, 在每个区段中花费的时间伴随减少。这样, 本实施方式提供了这样的闪蒸管线加热器, 与直径小于约 4 英寸的闪蒸管线加热器相比, 其能够在更短的经过时间内生产基本上没有夹带的烃液体的绒毛。在表 1 表示的实施方式中, 总的计算的浆料经过闪蒸管线的时间是约 7.62 秒, 在离开闪蒸管线之前约 3.7 秒第一部分液体基本上完全蒸发。

[0092] 尽管表 1 提供闪蒸管线加热器具有大的直径和常规长度的模拟实施方式计算, 表 2 提供闪蒸管线加热器具有大的直径和长的长度 (例如, 大于 400 英尺) 的计算, 其在表 2 中是约 720 英尺。应注意到, 表 2 中提供的计算的数据趋势大体按照表 1 中提供的计算的数据的趋势。但是, 由于实施例 2 更长长度的闪蒸管线, 从实施例 1 至实施例 2 的经过时间从约 7.62 秒增加至约 13.37 秒。进一步, 因为排出流基本上被连续加热 (每第五个区段关

闭), 蒸气流和绒毛的所得温度更高, 在实施例 2 中第 45 区段出口的温度是约 194.2 °F, 在实施例 1 的第 26 区段出口温度是约 175.8 °F。

[0093] 表 2

[0094]

报告线区段结果, 720"x6"闪蒸管线加热器, 实施例 2

区段号	长度 (ft)	出口压力 (PSIA)	压降 (PSI)	总 Uo (BTU/h-ft ² -°F)	蒸汽的出口重量分数	出口温度 (°F)	平均速度 (ft/sec)	负荷 (1000BTU/h)	FLH 中的时间 (sec)
1	10	196.3	1.7	0	0.6917	161.1	39.3	0	0.25
2	20	193.7	2.6	90.7	0.7218	160.5	41.2	93.8	0.49
3	20	191.1	2.6	90.6	0.752	159.9	43.1	95.3	0.46
4	20	188.5	2.61	90.5	0.7827	159.2	45.1	96.4	0.44
5	20	186.7	1.78	90.4	0.811	158.8	46.9	97.2	0.43
6	10	186.1	0.61	0	0.8131	158.5	47.2	0	0.21
7	20	185.1	0.94	90.2	0.8388	158.4	48.6	79.9	0.41
8	20	184.2	0.93	90.2	0.8645	158.3	50.1	98.1	0.4
9	20	183.3	0.93	90.1	0.8905	158.2	51.6	98.5	0.39
10	20	182.3	0.92	90	0.9164	158.1	53.1	98.6	0.38
11	10	181.8	0.59	0	0.9183	157.8	53.4	0	0.19
12	20	180.8	0.91	89.9	0.9444	157.7	54.9	99.2	0.36
13	20	180	0.9	89.8	0.9688	157.5	56.4	99.1	0.35
14	20	179.1	0.89	89.8	1	157.6	58.1	99	0.34
15	20	178.3	0.76	89.6	1	160.1	59.1	93.5	0.34
16	10	177.8	0.51	0	1	160	59.3	0	0.17
17	20	177	0.77	89.9	1	162.4	60.1	89.5	0.33
18	20	176.3	0.77	90.1	1	164.6	60.9	85.5	0.33
19	20	175.5	0.77	90.3	1	166.7	61.6	81.7	0.32
20	20	174.7	0.78	90.5	1	168.8	62.4	78.1	0.32
21	10	174.2	0.52	0	1	168.7	62.6	0	0.16
22	20	173.4	0.78	90.7	1	170.6	63.3	74.7	0.32
23	20	172.6	0.78	90.9	1	172.5	64.1	71.4	0.31
24	20	171.8	0.78	91.1	1	174.2	64.8	68.2	0.31
25	20	171.1	0.79	91.3	1	175.9	65.5	65.2	0.31
26	10	170.5	0.53	0	1	175.9	65.7	0	0.15
27	20	169.7	0.79	91.5	1	177.5	66.4	62.3	0.3
28	20	168.9	0.79	91.7	1	179	67.1	59.6	0.3
29	20	168.1	0.8	91.8	1	180.4	67.7	56.9	0.3
30	20	167.3	0.8	92	1	181.8	68.4	54.3	0.29
31	10	166.8	0.54	0	1	181.8	68.6	0	0.15
32	20	166	0.8	92.1	1	183.1	69.3	51.9	0.29
33	20	165.2	0.8	92.3	1	184.4	69.9	49.6	0.29
34	20	164.4	0.81	92.4	1	185.6	70.6	47.4	0.28
35	20	163.6	0.81	92.5	1	186.7	71.2	45.2	0.28
36	10	163	0.54	0	1	186.7	71.5	0	0.14
37	20	162.2	0.81	92.7	1	187.8	72.1	43.2	0.28
38	20	161.4	0.81	92.8	1	188.8	72.8	41.2	0.27
39	20	160.6	0.82	92.9	1	189.9	73.4	39.4	0.27
40	20	159.8	0.82	93	1	190.8	74	37.6	0.27

[0095]

41	10	159.2	0.55	0	1	190.8	74.3	0	0.13
42	20	158.4	0.82	93.1	1	191.7	74.9	35.9	0.27
43	20	157.5	0.82	93.2	1	192.6	75.6	34.3	0.26
44	20	156.8	0.83	93.3	1	193.4	76.2	32.7	0.26
45	20	155.5	1.29	93.4	1	194.2	77.1	31.3	0.26
								总负荷	总时间
								(mmBTU/hr)	(sec)
从全部蒸发至 FLH 结束的总时间= 8.26								2503.7	13.37

[0096] 如上所述, 在一些情况下, 遍及闪蒸管线加热器的长度基本上连续加热蒸气和绒毛的流导致的温度可产生可部分或完全熔化绒毛的温度, 其对离开闪蒸管线后加工绒毛造成困难。即, 基本上连续加热导致的温度可能对于一些聚合物过高。所以, 在一些实施方式中, 可期望在仅仅一部分闪蒸管线加热器加热排出流或蒸气和绒毛的流。这种构造由表 3 提供的计算表示, 其显示模拟在长度为约 700 英尺和直径为约 6 英寸的闪蒸管线加热器的前 25 个区段 (每第五个区段关闭) 加热排出流的过程的计算数据。

[0097] 表 3

[0098]

报告线区段结果, 700'x6"闪蒸管线加热器, 实施例 3

区 段 号	长 度 (ft)	出口 压力 (PSIA)	压 降 (PSI)	总 Uo (BTU/h-ft2- °F)	蒸气的 出口重 量分数	出 口 温 度 (°F)	平均 速度 (ft/sec)	负荷 (1000BTU/h)	FLH 中 的时间 (sec)
1	10	196.3	1.7	0	0.6917	161.1	39.3	0	0.25
2	20	193.7	2.6	90.7	0.7218	160.5	41.2	93.8	0.49
3	20	191.1	2.6	90.6	0.752	159.9	43.1	95.3	0.46
4	20	188.5	2.61	90.5	0.7827	159.2	45.1	96.4	0.44
5	20	186.7	1.78	90.4	0.811	158.8	46.9	97.2	0.43
6	10	186.1	0.61	0	0.8131	158.5	47.2	0	0.21
7	20	185.1	0.94	90.2	0.8388	158.4	48.6	97.9	0.41
8	20	184.2	0.93	90.2	0.8645	158.3	50.1	98.1	0.4
9	20	183.3	0.93	90.1	0.8905	158.2	51.6	98.5	0.39
10	20	182.3	0.92	90	0.9164	158.1	53.1	98.6	0.38
11	10	181.8	0.59	0	0.9183	157.8	53.4	0	0.19
12	20	180.8	0.91	89.9	0.9444	157.7	54.9	99.2	0.36
13	20	180	0.9	89.8	0.9688	157.5	56.4	99.1	0.35
14	20	179.1	0.89	89.8	1	157.6	58.1	99	0.34
15	20	178.3	0.76	89.6	1	160.1	59.1	93.5	0.34
16	10	177.8	0.51	0	1	160	59.3	0	0.17
17	20	177	0.77	89.9	1	162.4	60.1	89.5	0.33
18	20	176.3	0.77	90.1	1	164.6	60.9	85.5	0.33
19	20	175.5	0.77	90.3	1	166.7	61.6	81.7	0.32
20	20	174.7	0.78	90.5	1	168.8	62.4	78.1	0.32
21	10	174.2	0.52	0	1	168.7	62.6	0	0.16
22	20	173.4	0.78	90.7	1	170.6	63.3	74.7	0.32
23	20	172.6	0.78	90.9	1	172.5	64.1	71.4	0.31
24	20	171.8	0.78	91.1	1	174.2	64.8	68.2	0.31
25	20	171.1	0.79	91.3	1	175.9	65.5	65.2	0.31
26	10	170.5	0.53	0	1	175.9	65.7	0	0.15
27	20	169.7	0.78	0	1	175.8	66.1	0	0.3
28	20	169	0.78	0	1	175.8	66.4	0	0.3
29	20	168.2	0.78	0	1	175.7	66.8	0	0.3
30	20	167.4	0.79	0	1	175.6	67.2	0	0.3
31	10	166.9	0.53	0	1	175.6	67.4	0	0.15
32	20	166.1	0.79	0	1	175.5	67.8	0	0.29
33	20	165.3	0.79	0	1	175.5	68.2	0	0.29
34	20	164.5	0.79	0	1	175.4	68.6	0	0.29
35	20	163.7	0.79	0	1	175.4	68.9	0	0.29
36	10	163.2	0.54	0	1	175.3	69.2	0	0.14
37	20	162.4	0.8	0	1	175.3	69.6	0	0.29
38	20	161.6	0.8	0	1	175.2	70	0	0.29
39	20	160.8	0.8	0	1	175.2	70.4	0	0.28

[0099]

40	20	160	0.8	0	1	175.1	70.8	0	0.28
41	10	159.4	0.54	0	1	175.1	71.1	0	0.14
42	20	158.6	0.8	0	1	175	71.5	0	0.28
43	20	157.8	0.81	0	1	174.9	72	0	0.28
44	20	157	0.81	0	1	174.9	72.4	0	0.28
								总负荷	总时间
								(mmBTU/hr)	(sec)
从全部蒸发至 FLH 结束的总时间=8.49								1780.9	13.26

[0100] 在由实施例 3 表示的实施方式中,逐渐增加平均速度和出口温度的趋势大体按照在实施例 1 和 2 中阐释的趋势。进一步,即使排出流(或蒸气和绒毛的流)在第 25 个区段之后没被加热,平均速度也继续增加,其可能至少部分由于第二部分的烃液体(绒毛中夹带的液体)被挥发离开绒毛。其他起作用的因素可包括从闪蒸管线开始至结束的压差、整个闪蒸管线的温差等等。但是,由于在第 25 个区段之后停止加热排出流或蒸气和绒毛的流,流的速度没有以与由实施例 2 表示的实施方式的流相同的程度增加。所以,即使实施例 3 的实施方式短约 20 英尺,与实施例 2 相比,在实施例 3 闪蒸管线中花费更多的时间。

[0101] 实施例 3 中,加热流,直到出口温度达到 175.9 °F,其可低于绒毛可开始熔化的温度。尽管本实施方式的闪蒸管线加热器在 175.9 °F 停止加热,应注意到各种温度可能是合适的,比如给定聚合物绒毛的玻璃化转变温度(T_g)、给定稀释剂的沸点、最重液体聚合组分的沸点等等。但是,在实施例 3 的实施方式中,流保持在最大温度的约 1 °F 内的温度,其对于从绒毛去除第二部分的液体可能是有优势的。进一步,如上所述,与常规闪蒸管线构造相比,在离开闪蒸管线之前,蒸气和绒毛的流能够在烃挥发条件下花费更长的时间期间。

[0102] 表 4

[0103]

长度和直径对干燥、经过时间和绒毛温度的影响

实施例	闪蒸管线长度(英尺)	闪蒸管线直径(英寸)	从蒸发至 FLH 末端的时间(sec)	FLH 中总经过时间(sec)	蒸发后最大温度(°F)
1	400	6	3.7	7.62	175.9
2	720	6	8.26	13.37	194.2
3	700	6	8.49	13.26	175.9

[0104] 表 4 提供由实施例 1-3 表示的 3 个实施方式之间的比较。就实施例 1 而言可认识到,通过增加具有常规长度的闪蒸管线加热器的直径,从完全蒸发第一部分液体至流离开闪蒸管线时可提供更长的时间。实施例 2 代表由于代表性闪蒸管线的更长长度而当与实施例 1 比较时从完全挥发至离开闪蒸管线增加的时间量。但是,实施例 2 中绒毛的最大温度达到 194.2 °F,其可高于流中绒毛可开始熔化的温度。这样,实施例 3 提供排出流仅仅通过一部分闪蒸管线加热器加热,从而与常规(短于约 400 英尺)闪蒸管线相比,绒毛达到的最大温度可与更长(大于约 400 英尺)闪蒸管线的相同。所以,应注意到通过仅仅在实施例 3 中前 25 个区段加热流,绒毛达到基本上与短约 240 英尺的实施例 1 达到的最大温度相同的最大温度。

[0105] 除了上面就闪蒸管线加热器的结构而描述的实施方式,本实施方式也提供闪蒸管

线加热器比如图 2 和 3 的闪蒸管线加热器 64 中液体挥发的方法 120。在第一步骤,从聚合反应器回收一部分浆料并且进入闪蒸管线加热器,如由方框 122 表示。回收可基本上是连续,或可周期性进行,比如当聚合反应器达到限定的压力时。无论如何,闪蒸管线加热器接收浆料的排出流。随着流流过闪蒸管线加热器,其被加热并且经历压力的降低。压力的降低可能至少部分由于与聚合反应器中的压力相比,闪蒸管线加热器中降低的压力。

[0106] 随着流被加热并且压力下降,第一部分的液体(没有夹带在聚合物绒毛中的液体)被挥发,如方框 124 表示。即,浆料中聚合反应的大部分液体组分被挥发,包括稀释剂、单体、共聚单体、助催化剂、添加剂等等。该大部分没有夹带在绒毛中,但是随着其在聚合反应器中循环用于使聚合物绒毛和固体载体上催化剂悬浮。但是,应注意小部分的夹带在绒毛中的液体也可被挥发。

[0107] 如上所述,在第一部分液体挥发之后,聚合物绒毛内夹带的液体开始初始挥发,其冷却周围的聚合物绒毛,并且因此冷却任何可仍夹带在绒毛中的残留液体。第一部分的液体可在给定的时间挥发,然后离开闪蒸管线,例如,在进入闪蒸室(例如,图 2 的闪蒸室 68)之前。如上所述,本实施方式可延长在第一部分液体被挥发与蒸气和绒毛的流离开闪蒸管线之间的时间。作为一个例子,第一部分的液体可挥发至少 2 秒、2.5 秒、3 秒、3.5 秒、4 秒、4.5 秒、5 秒或更长,然后离开闪蒸管线并且进入闪蒸室。在该时间内,继续加热具有挥发的第一部分烃液体、一部分挥发的第二部分烃液体和聚合物绒毛的流(并因此加热仍夹带在绒毛中的液体)。在闪蒸管线中该额外的时间期间内并且取决于许多因素,包括温热流体的温度、闪蒸管线的直径、聚合反应组分的化学身份等等,挥发的第一部分烃液体的温度、挥发的第二部分烃液体的部分、聚合物绒毛和仍夹带在绒毛中的液体都达到温度平衡,或达到它们的温度差异不大于约 20%、10%、1%、0.5%、0.1%、0.05% 或 0.01% 的点,其由方框 126 表示。在此时,第二部分的液体(绒毛内夹带或在绒毛内的液体)可被基本上挥发。温度平衡之后,蒸气和绒毛的流然后可离开闪蒸管线加热器以进一步加工,比如至蒸发室,在其中流的蒸发部分被从绒毛中去除,如上面关于图 1 和 2 描述的。

[0108] 本实施方式提供在聚合物生产过程中用于分离的系统和方法。具体地,根据本实施方式配置的闪蒸管线加热器可提供比未夹带在聚合反应器中生产的聚合物绒毛中的液体烃完全蒸发需要的更长的时间。这种额外的时间可允许夹带在聚合物绒毛中的液体烃蒸发。

[0109] 附加描述

[0110] 本实施方式提供在聚合物生产过程中用于分离的系统和方法。提供下列条目作为本公开的进一步描述:

[0111] 实施方式 1. 一种闪蒸管线加热器,其配置用于接收来自聚合反应器的排出流并且输送排出流至分离容器,进入闪蒸管线加热器后排出流包括液体部分和固体部分,其中闪蒸管线加热器配置用于蒸发一部分液体部分以产生蒸气部分,从而蒸气部分、液体部分和固体部分具有各自温度,其在闪蒸管线加热器的出口差别小于大概 5 °F。

[0112] 实施方式 2. 根据实施方式 1 的闪蒸管线加热器,其中液体部分包括第一部分和第二部分,其中第一部分不夹带在固体部分中并且第二部分夹带在固体部分中,和其中闪蒸管线加热器配置用于在到达分离容器之前至少大概 2.5 秒蒸发基本上所有的第一部分。

[0113] 实施方式 3. 根据实施方式 1 或 2 任一项的闪蒸管线加热器,其中闪蒸管线加热器

配置用于输送排出的浆料流至分离容器,以蒸发基本上所有的在闪蒸管线加热器中未蒸发的液体。

[0114] 实施方式 4. 根据任一前述实施方式的闪蒸管线加热器,其中闪蒸管线加热器包括多个分离的热可变部分,其配置用于调节排出流的温度。

[0115] 实施方式 5. 根据任一前述实施方式的闪蒸管线加热器,其中闪蒸管线加热器配置用于沿着其长度为排出流提供不同量的热。

[0116] 实施方式 6. 根据任一前述实施方式的闪蒸管线加热器,其中闪蒸管线加热器包括第一多个热可变部分和第二多个热可变部分,第一多个热可变部分配置用于升高排出浆料流的温度,和第二多个热可变部分配置用于维持或降低排出流的温度,以防止固体部分熔化。

[0117] 实施方式 7. 根据任一前述实施方式的闪蒸管线加热器,其中闪蒸管线加热器配置用于热平衡时输送蒸气部分、液体部分和固体部分至分离容器。

[0118] 实施方式 8. 根据任一前述实施方式的闪蒸管线加热器,其中排出流通过闪蒸管线加热器的总经过时间是至少大概 8 秒。

[0119] 实施方式 9. 根据任一前述实施方式的闪蒸管线加热器,其中闪蒸管线加热器的长度为大概至少 720 英尺。

[0120] 实施方式 10. 根据任一前述实施方式的闪蒸管线加热器,其中闪蒸管线包括至少大概 4 英寸的内径。

[0121] 实施方式 11. 根据任一前述实施方式的闪蒸管线加热器,其中固体部分包括聚烯烃绒毛,以及在闪蒸管线加热器的下游端测量的出口温度小于或等于聚烯烃绒毛的熔化温度。

[0122] 实施方式 12. 一种在聚合物生产过程中的分离方法,其包括下述动作:在闪蒸管线加热器中接收排出流,进入闪蒸管线加热器后排出流包括液体部分和固体部分;随着排出流沿着闪蒸管线加热器的长度经过在闪蒸管线加热器中加热排出流,以使至少一部分液体部分蒸发以产生蒸气部分,其中排出流通过闪蒸管线加热器的时间是至少大概 8 秒;和在闪蒸管线加热器中至少大概 8 秒期间内使固体部分和蒸气部分之间的温度平衡。

[0123] 实施方式 13. 根据实施方式 12 的方法,其中使温度平衡包括加热和降低排出流的压力,使得在固体部分和蒸气部分之间存在小于约 1 °F 的温差,并且固体部分和液体部分具有在液体的挥发温度的大概 5 °F 内的各自温度。

[0124] 实施方式 14. 根据实施方式 12 或 13 任一项的方法,其中在闪蒸管线加热器中加热排出流包括在闪蒸管线加热器的第一部分加热排出流和在闪蒸管线加热器的第二部分降低或维持排出流的温度。

[0125] 实施方式 15. 根据实施方式 12-14 任一项的方法,其中液体部分包括第一部分和第二部分,其中第一部分不夹带在固体部分中并且第二部分夹带在固体部分中,并且其中在闪蒸管线加热器中加热排出流包括在到达闪蒸管线加热器的出口之前至少大概 2.5 秒蒸发基本上所有的第一部分。

[0126] 实施方式 16. 根据实施方式 12-15 任一项的方法,包括在分离容器中接收来自闪蒸管线加热器的排出流,在分离容器中蒸发另外部分的液体部分,将至少一部分固体部分从分离容器排出至导管,和提供另外的热给导管中的该部分固体部分。

[0127] 实施方式 17. 根据实施方式 12-16 任一项的方法, 包括经布置在分离容器上的连续提取 (CTO) 装置将至少一部分固体部分从分离容器排出至导管。

[0128] 实施方式 18. 根据实施方式 12-17 任一项的方法, 包括加热固体部分至用于在布置在导管下游的压出机挤出的温度的约 50 °F 内。

[0129] 实施方式 19. 根据实施方式 12-18 任一项的方法, 包括加热蒸气部分高于分离容器中固体部分的熔化温度。

[0130] 尽管本公开可容易进行各种修改和改变形式, 但已经通过附图和表中实例显示了具体的实施方式并且在本文已详细描述。但是, 应理解, 所述实施方式不意欲限于公开的具体形式。而是, 公开内容覆盖落在如所附权利要求限定的公开精神和范围内的所有修改、等价物和替代。进一步, 尽管本文讨论了各实施方式, 但公开内容旨在覆盖这些实施方式的所有组合。

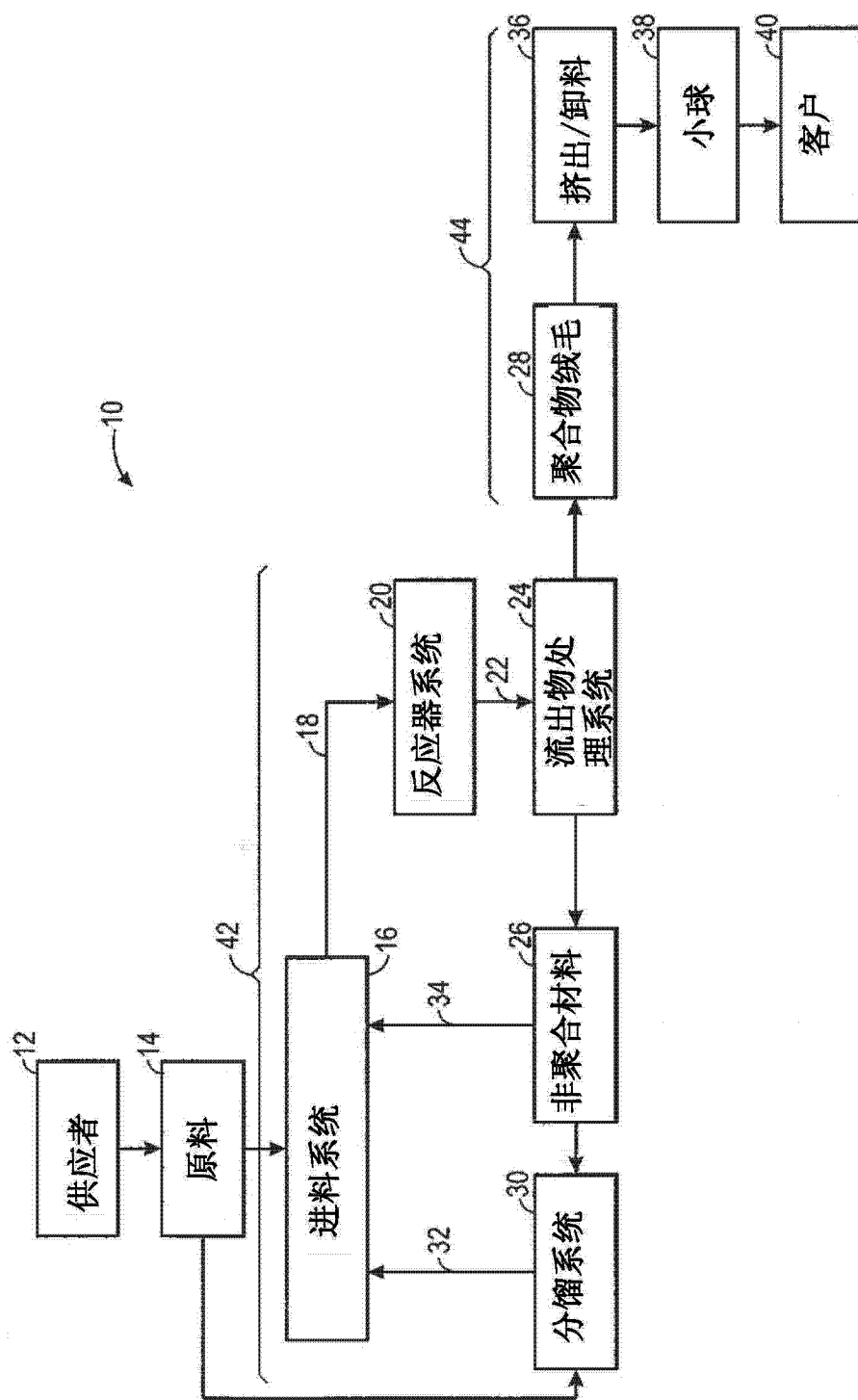


图 1

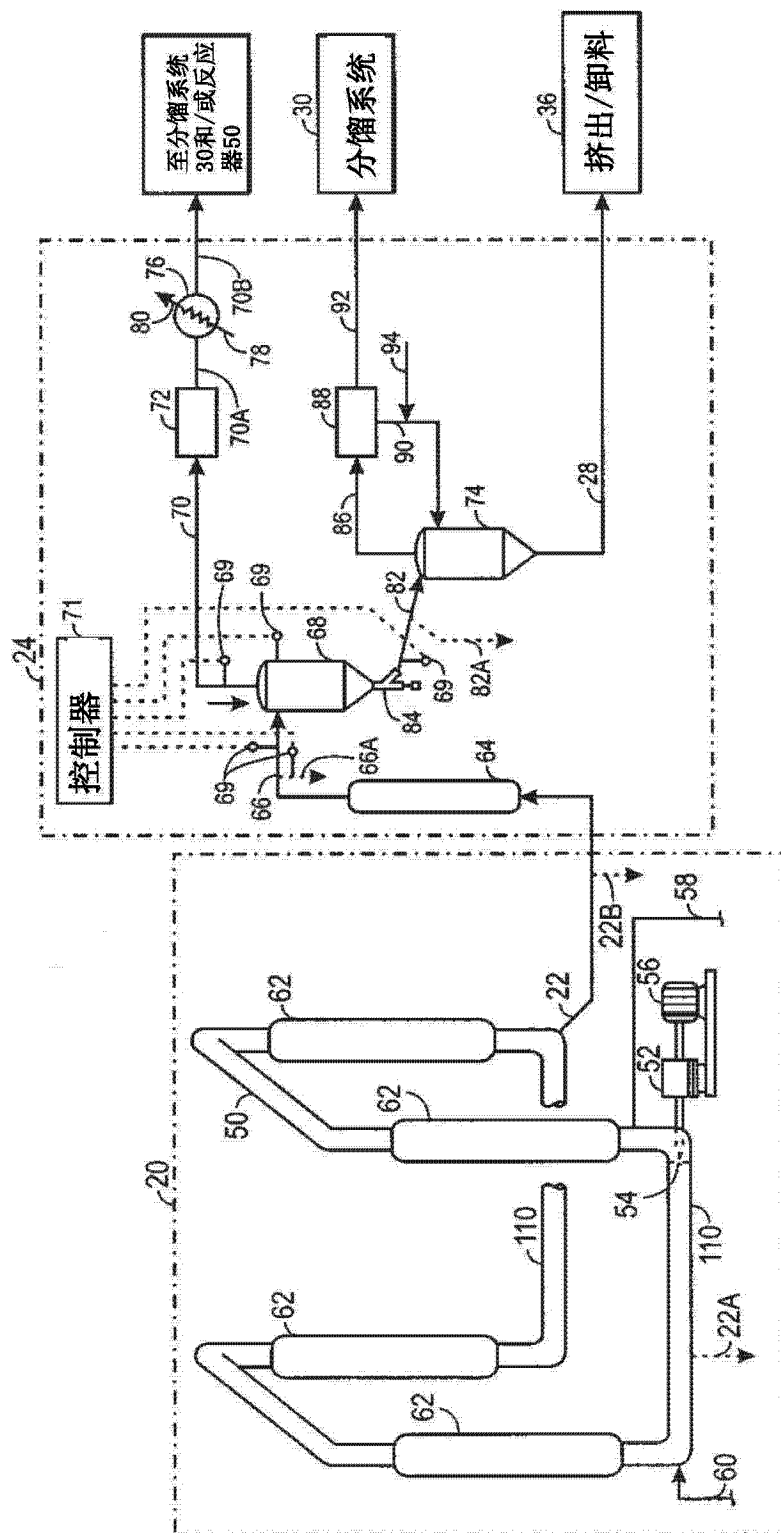


图 2

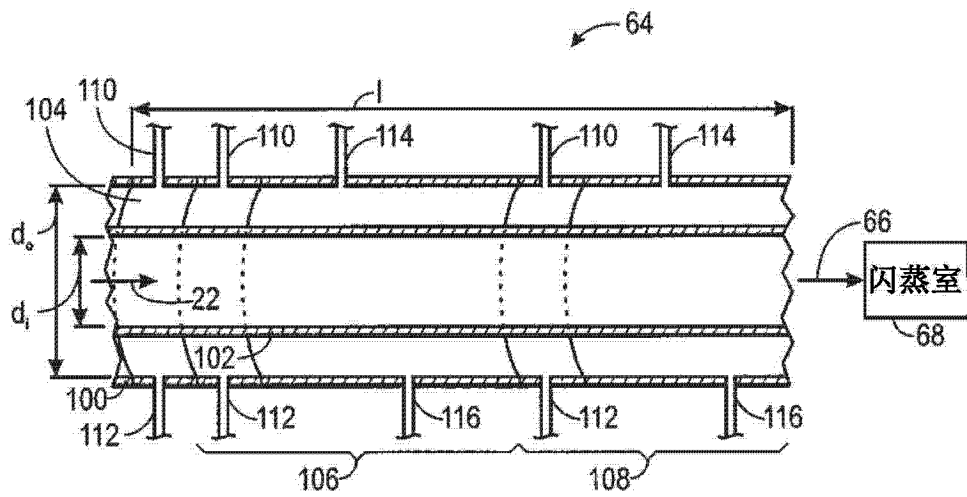


图 3

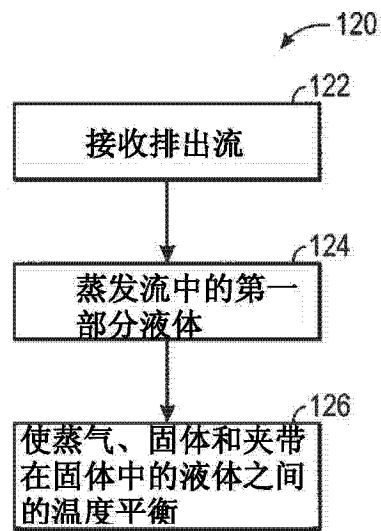


图 4