



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 1993390 B

(45) 授权公告日 2012.06.06

(21) 申请号 200580026050.6

(22) 申请日 2005.08.26

(30) 优先权数据

60/604,948 2004.08.27 US

(85) PCT申请进入国家阶段日

2007.02.01

(86) PCT申请的申请数据

PCT/US2005/030528 2005.08.26

(87) PCT申请的公布数据

W02006/026493 EN 2006.03.09

(73) 专利权人 切夫里昂菲利普化学有限责任公司
地址 美国得克萨斯

(72) 发明人 R·R·麦克尔文 J·D·霍托维

D·W·威瑟 D·H·伯恩斯

J·H·泰特 R·皮科克

J·E·海因 D·A·泽勒斯

R·W·罗米格 C·W·芬德森

S·E·库费尔德 A·古普塔

(74) 专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专
利商标事务所 11038

代理人 宁家成

(51) Int. Cl.

C08F 10/00(2006.01)

C08F 2/01(2006.01)

(56) 对比文件

US 2004/136882 A1, 2004.07.15, 说明书附
图 1 - 3; 权利要求; 说明书 [0020]-[0057].

US 5314579 A, 1994.05.24, 说明书附图.

US 2004/0024146 A1, 2004.02.05, 说明书附
图 1; 权利要求 1 - 17; 实施例.

WO 2004/007566 A1, 2004.01.22, 说明书附
图 1 - 2; 说明书第 6 页 16 - 17 行.

审查员 李晨

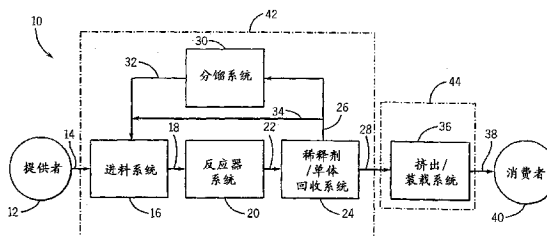
权利要求书 6 页 说明书 25 页 附图 11 页

(54) 发明名称

能量有效的聚烯烃方法

(57) 摘要

一种用于生产聚烯烃的制造方法, 具有进料系统, 包括聚合反应器的反应器系统, 稀释剂/单体回收系统, 分馏系统, 和具有挤出机的挤出/装载系统。所述制造方法被构建成消耗少于约 445 千瓦时电力/公吨生产的聚烯烃。



1. 一种用于生产聚烯烃的制造系统,包括:
 - 聚合反应器的进料系统;
 - 包含聚合反应器的反应器系统,其中所述聚合反应器被构建成使烯烃单体在催化剂和稀释剂存在下聚合以形成包含聚烯烃颗粒和稀释剂的淤浆;
 - 构建成从由聚合反应器排出的淤浆中分离大部分稀释剂的稀释剂/单体回收系统,其中所述稀释剂/单体回收系统包括高压闪蒸容器和吹扫塔,但不包括低压闪蒸容器或低压闪蒸压缩机;
 - 构建成处理从稀释剂/单体回收系统排出的一部分稀释剂并提供基本上不含烯烃单体的回收的稀释剂的分馏系统;和
 - 具有挤出机/造粒机的挤出/装载系统,其被构建成对在稀释剂/单体回收系统中从所述淤浆中回收的聚烯烃颗粒进行挤出和造粒,
 - 其中基于电力、蒸汽和燃料气体的消耗计,所述制造系统被构建成消耗少于 445 千瓦时的能量/公吨生产的聚烯烃。
2. 权利要求 1 的方法,其中所述制造系统被构建成每年生产至少 6 亿磅聚烯烃。
3. 一种用于生产聚烯烃的制造系统,包括:
 - 聚合反应器的进料系统;
 - 具有聚合反应器的聚烯烃反应器系统;
 - 被构建成接收由聚合反应器排出的淤浆的稀释剂/单体回收系统,其中所述淤浆包含聚烯烃颗粒和稀释剂,其中所述稀释剂/单体回收系统包括高压闪蒸容器和吹扫塔,但不包括低压闪蒸容器或低压闪蒸压缩机;
 - 被构建成处理在稀释剂/单体回收系统中回收的一部分稀释剂的分馏系统;和
 - 具有挤出机/造粒机的挤出/装载系统,其被构建成将在稀释剂/单体回收系统中回收的聚烯烃颗粒造粒,
 - 其中所述制造系统被构建成消耗少于 325 千瓦时电力/公吨生产的聚烯烃。
4. 权利要求 3 的制造系统,其中所述进料系统具有六个或更少的进料处理器,所述处理器被构建成从聚合反应器的进料物流中除去催化剂毒物。
5. 权利要求 3 的制造系统,其中所述聚合反应器包含具有导流叶片的淤浆循环泵。
6. 权利要求 3 的制造系统,其中所述聚烯烃反应器系统包含被构建成使水经聚合反应器夹套循环的冷却剂泵,其中离开所述夹套的水的出口温度比进入所述夹套的水的进口温度高 15° F 至 45° F。
7. 权利要求 3 的制造系统,其中所述聚合反应器包含铝。
8. 权利要求 3 的制造系统,其中所述聚合反应器包含被构建成排出包含聚烯烃颗粒和稀释剂的淤浆的连续取料口。
9. 权利要求 3 的制造系统,其中所述高压容器没有相关的闪蒸气体压缩机。
10. 权利要求 3 的制造系统,其中所述挤出/装载系统被构建成接收从在所述稀释剂/单体回收系统中的吹扫塔排放的聚烯烃颗粒,没有聚烯烃颗粒的中间停顿。
11. 权利要求 3 的制造系统,其中所述挤出/装载系统包括被构建成帮助将从挤出机/造粒机排出的聚烯烃丸粒输送到丸粒料仓的丸粒水泵。
12. 一种用于生产聚烯烃的制造系统,包括:

进料系统；

具有聚合反应器的聚烯烃反应器系统；

被构建成处理从聚合反应器排出的流出物的稀释剂 / 单体回收系统, 其中所述流出物包含聚烯烃颗粒和稀释剂, 其中所述稀释剂 / 单体回收系统包括高压闪蒸容器和吹扫塔, 但不包括低压闪蒸容器或低压闪蒸压缩机；

被构建成处理一部分稀释剂的分馏系统；和

具有挤出机的挤出 / 装载系统,

其中所述制造系统被构建成消耗少于 144 千克蒸汽 / 公吨生产的聚烯烃。

13. 权利要求 12 的制造系统, 其中所述进料系统包括被构建成测量进料到聚合反应器的乙烯的流量的质量计。

14. 权利要求 12 的制造系统, 其中所述稀释剂 / 单体回收系统被构建成有利于将在所述稀释剂 / 单体回收系统中回收的至少 80 重量%的稀释剂不经分馏而循环到聚合反应器中。

15. 一种用于生产聚烯烃的制造系统, 包括：

进料系统；

具有聚合反应器的聚烯烃反应器系统；

稀释剂 / 单体回收系统, 其中所述稀释剂 / 单体回收系统包括高压闪蒸容器和吹扫塔, 但不包括低压闪蒸容器或低压闪蒸压缩机；

分馏系统；和

具有挤出机的挤出 / 装载系统,

其中所述制造系统被构建成消耗少于 2.8 千克燃料气体 / 公吨生产的聚烯烃。

16. 权利要求 15 的制造系统, 其中所述进料系统包括催化剂活化器, 所述活化器包含标称内径在 48 英寸至 72 英寸范围内的内部容器。

17. 权利要求 15 的制造系统, 其中所述进料系统包括进料处理器, 所述处理器被构建成在再生循环过程中利用氮气并在再生循环的冷却部分中将基本上清洁的氮气排放到大气中。

18. 一种用于生产聚烯烃的制造系统, 包括：

进料系统；

具有聚合反应器的聚烯烃反应器系统；

稀释剂 / 单体回收系统, 其中所述稀释剂 / 单体回收系统包括高压闪蒸容器和吹扫塔, 但不包括低压闪蒸容器或低压闪蒸压缩机；

分馏系统；和

具有挤出机的挤出 / 装载系统,

其中所述制造系统被构建成保持氮气的损失量少于 26 标准立方米氮气 / 公吨生产的聚烯烃。

19. 一种用于生产聚烯烃的制造系统, 包括：

进料系统；

具有聚合反应器的反应器系统, 所述聚合反应器被构建成利用异丁烷作为稀释剂；

稀释剂 / 单体回收系统, 其中所述稀释剂 / 单体回收系统包括高压闪蒸容器和吹扫塔,

但不包括低压闪蒸容器或低压闪蒸压缩机；

分馏系统；和

具有挤出机的挤出 / 装载系统，

其中所述制造系统被构建成保持异丁烷的损失量少于 1.7 千克异丁烷 / 公吨生产的聚烯烃。

20. 一种操作聚烯烃制造工艺的方法，包括：

将单体、稀释剂和催化剂进料到聚合反应器中；

使所述单体在聚合反应器中聚合，来形成聚烯烃颗粒；

从所述聚合反应器排放一种淤浆，其中所述淤浆包含单体、稀释剂和聚烯烃颗粒；

通过从所述淤浆中分离至少大部分稀释剂，来从所述淤浆中回收聚烯烃颗粒，其中分离稀释剂和分离聚烯烃颗粒的步骤包括：使所述淤浆经受高压闪蒸来产生闪蒸物流，所述闪蒸物流包括稀释剂和固体物流，所述固体物流包含聚烯烃颗粒和残余的稀释剂；和对所述固体物流进行吹扫，来从所述聚烯烃颗粒中除去残余的稀释剂，其中所述固体物流不经受中间的低压闪蒸；

在没有分馏所述分离的稀释剂的第一部分的情况下，将所述第一部分循环到聚合反应器；

分馏所述分离的稀释剂的第二部分，来提供基本上不含单体的稀释剂；

对所述回收的聚烯烃颗粒进行挤出和造粒，来形成聚烯烃丸粒；

将所述聚烯烃丸粒输送到装载区；和

基于电力、蒸汽和燃料气体的消耗计，消耗少于 445 千瓦时的能量 / 公吨生产的聚烯烃。

21. 权利要求 20 的方法，包括每年生产至少 6 亿磅聚烯烃丸粒。

22. 一种操作聚烯烃制造工艺的方法，包括：

将单体、稀释剂和催化剂进料到聚合反应器中；

使所述单体在聚合反应器中聚合，来形成聚烯烃颗粒；

从所述聚合反应器排放一种淤浆，其中所述淤浆包含单体、稀释剂和聚烯烃颗粒；

通过从所述淤浆中分离至少大部分稀释剂，来从所述淤浆中回收聚烯烃颗粒，其中分离稀释剂和分离聚烯烃颗粒的步骤包括：使所述淤浆经受高压闪蒸来产生闪蒸物流，所述闪蒸物流包括稀释剂和固体物流，所述固体物流包含聚烯烃颗粒和残余的稀释剂；和对所述固体物流进行吹扫，来从所述聚烯烃颗粒中除去残余的稀释剂，其中所述固体物流不经受中间的低压闪蒸；

在没有分馏所述分离的稀释剂的第一部分的情况下，将所述第一部分循环到聚合反应器；

分馏所述分离的稀释剂的第二部分，来提供基本上不含单体的稀释剂；

对所述回收的聚烯烃颗粒进行挤出和造粒，来形成聚烯烃丸粒；

将所述聚烯烃丸粒输送到装载区；和

消耗少于 325 千瓦时电力 / 公吨生产的聚烯烃丸粒。

23. 权利要求 22 的方法，包括操作作为备用设备的进料处理器，以除去进料到聚合反应器中的单体中的催化剂毒物和除去进料到聚合反应器中的稀释剂中的催化剂毒物。

24. 权利要求 22 的方法,包括使冷却剂经聚合反应器的夹套循环,并保持通过所述夹套的冷却剂的温度增加在 15° F 至 45° F 的范围内。

25. 权利要求 22 的方法,其中从所述聚合反应器排放淤浆的步骤包括从所述聚合反应器基本上连续地排放所述淤浆。

26. 权利要求 22 的方法,其中从所述淤浆分离稀释剂的步骤包括从所述淤浆闪蒸稀释剂并不经压缩而冷凝所述闪蒸的稀释剂。

27. 权利要求 22 的方法,包括将从所述淤浆中分离的聚烯烃颗粒输送到挤出机进料罐,所述被输送的聚烯烃颗粒不经过明显的中间停顿。

28. 权利要求 22 的方法,其中将聚烯烃丸粒输送到装载区的步骤包括通过设置在上游挤出机/造粒机排出口的丸粒水泵将聚烯烃丸粒输送到丸粒料仓。

29. 一种操作聚烯烃制造工艺的方法,包括:

将单体、稀释剂和催化剂进料到聚合反应器中;

使所述单体在聚合反应器中聚合,来形成聚烯烃颗粒;

从所述聚合反应器排放一种淤浆,其中所述淤浆包含单体、稀释剂和聚烯烃颗粒;

通过从所述淤浆中分离至少大部分稀释剂,来从所述淤浆中回收聚烯烃颗粒,其中分离稀释剂和分离聚烯烃颗粒的步骤包括:使所述淤浆经受高压闪蒸来产生闪蒸物流,所述闪蒸物流包括稀释剂和固体物流,所述固体物流包含聚烯烃颗粒和残余的稀释剂;和对所述固体物流进行吹扫,来从所述聚烯烃颗粒中除去残余的稀释剂,其中所述固体物流不经受中间的低压闪蒸;

在没有分馏所述分离的稀释剂的第一部分的情况下,将所述第一部分循环到聚合反应器;

分馏所述分离的稀释剂的第二部分,来提供基本上不含单体的稀释剂;

对所述回收的聚烯烃颗粒进行挤出和造粒,来形成聚烯烃丸粒;

将所述聚烯烃丸粒输送到装载区;和

消耗少于 144 千克蒸汽/公吨生产的聚烯烃丸粒。

30. 权利要求 29 的方法,包括用质量计测量进料到聚合反应器中的乙烯单体的流量。

31. 权利要求 29 的方法,其中所述分离的稀释剂的第一部分包含来自聚合反应器的淤浆中的至少 80 重量%的稀释剂排出物。

32. 一种操作聚烯烃制造工艺的方法,包括:

将单体、稀释剂和催化剂进料到聚合反应器中;

使所述单体在聚合反应器中聚合,来形成聚烯烃颗粒;

从所述聚合反应器排放一种淤浆,其中所述淤浆包含单体、稀释剂和聚烯烃颗粒;

通过从所述淤浆中分离至少大部分稀释剂,来从所述淤浆中回收聚烯烃颗粒,其中分离稀释剂和分离聚烯烃颗粒的步骤包括:使所述淤浆经受高压闪蒸来产生闪蒸物流,所述闪蒸物流包括稀释剂和固体物流,所述固体物流包含聚烯烃颗粒和残余的稀释剂;和对所述固体物流进行吹扫,来从所述聚烯烃颗粒中除去残余的稀释剂,其中所述固体物流不经受中间的低压闪蒸;

在没有分馏所述分离的稀释剂的第一部分的情况下,将所述第一部分循环到聚合反应器;

分馏所述分离的稀释剂的第二部分,来提供基本上不含单体的稀释剂;
对所述回收的聚烯烃颗粒进行挤出和造粒,来形成聚烯烃丸粒;
将所述聚烯烃丸粒输送到装载区;和
消耗少于 2.8 千克燃料气体 / 公吨生产的聚烯烃丸粒。

33. 权利要求 32 的方法,包括在将催化剂进料到聚合反应器中之前在催化剂活化器中对所述催化剂进行活化,其中所述催化剂活化器包括标称内径在 48 英寸至 72 英寸范围内的内部容器。

34. 权利要求 32 的制造系统,其中将稀释剂进料到聚合反应器中的步骤包括在进料处理器中从所述稀释剂中除去催化剂毒物。

35. 权利要求 34 的方法,包括用氮气再生所述进料处理器,并在再生过程中将基本上清洁的氮气由所述进料处理器排放到大气中。

36. 一种操作聚烯烃制造工艺的方法,包括:

将单体、稀释剂和催化剂进料到聚合反应器中;

使所述单体在聚合反应器中聚合,来形成聚烯烃颗粒;

从所述聚合反应器排放一种淤浆,其中所述淤浆包含单体、稀释剂和聚烯烃颗粒;

通过从所述淤浆中分离至少大部分稀释剂,来从所述淤浆中回收聚烯烃颗粒,其中分离稀释剂和分离聚烯烃颗粒的步骤包括:使所述淤浆经受高压闪蒸来产生闪蒸物流,所述闪蒸物流包括稀释剂和固体物流,所述固体物流包含聚烯烃颗粒和残余的稀释剂;和对所述固体物流进行吹扫,来从所述聚烯烃颗粒中除去残余的稀释剂,其中所述固体物流不经受中间的低压闪蒸;

在没有分馏所述分离的稀释剂的第一部分的情况下,将所述第一部分循环到聚合反应器;

分馏所述分离的稀释剂的第二部分,来提供基本上不含单体的稀释剂;

对所述回收的聚烯烃颗粒进行挤出和造粒,来形成聚烯烃丸粒;

将所述聚烯烃丸粒输送到装载区;和

维持在所述聚烯烃制造系统中的氮气损失少于 26 标准立方米氮气 / 公吨生产的聚烯烃丸粒。

37. 一种操作聚烯烃制造工艺的方法,包括:

将单体、稀释剂和催化剂进料到聚合反应器中,其中所述稀释剂包含异丁烷;

使所述单体在聚合反应器中聚合,来形成聚烯烃颗粒;

从所述聚合反应器排放一种淤浆,其中所述淤浆包含单体、稀释剂和聚烯烃颗粒;

通过从所述淤浆中分离至少大部分稀释剂,来从所述淤浆中回收聚烯烃颗粒,其中分离稀释剂和分离聚烯烃颗粒的步骤包括:使所述淤浆经受高压闪蒸来产生闪蒸物流,所述闪蒸物流包括稀释剂和固体物流,所述固体物流包含聚烯烃颗粒和残余的稀释剂;和对所述固体物流进行吹扫,来从所述聚烯烃颗粒中除去残余的稀释剂,其中所述固体物流不经受中间的低压闪蒸;

在没有分馏所述分离的稀释剂的第一部分的情况下,将所述第一部分循环到聚合反应器;

分馏所述分离的稀释剂的第二部分,来提供基本上不含单体的稀释剂;

对所述回收的聚烯烃颗粒进行挤出和造粒,来形成聚烯烃丸粒;
将所述聚烯烃丸粒输送到装载区;和
维持在所述聚烯烃制造系统中的异丁烷损失少于 1.7 千克异丁烷 / 公吨生产的聚烯烃丸粒。

能量有效的聚烯烃方法

[0001] 相关申请

[0002] 本申请要求于 2004 年 8 月 27 日提交的 U. S. 申请序列号 60/604, 948 的优先权。

技术领域

[0003] 本发明总体而言涉及聚烯烃生产, 更具体地说, 涉及提高聚烯烃生产方法的能量效率的技术。

背景技术

[0004] 这一部分意欲向读者介绍可能与在以下描述和 / 或要求保护的发明的各方面相关的现有技术内容。这种讨论据信有助于给读者提供背景技术信息以利于更好地理解本发明的各个方面。对应地, 应理解, 这些陈述应按此目的进行阅读, 而不是作为对现有技术的确认。

[0005] 随着化学和石化技术的发展, 这些技术的产品在社会中已变得日益普遍。特别地, 因为将简单的分子构建块结合到较长的链 (或聚合物) 中的技术已经取得进展, 聚合物产品 (通常呈各种塑料的形式) 已经被越来越多地结合到各种生活用品中。例如, 聚烯烃聚合物, 如聚乙烯、聚丙烯和它们的共聚物, 被用于零售和药物包装、食品和饮料包装 (如果汁和碳酸饮料瓶)、家用容器 (如桶和盒)、家用物品 (如用具、家具、地毯、和玩具)、汽车部件、管道、导管和各种工业产品。

[0006] 具体类型的聚烯烃, 如高密度聚乙烯 (HDPE), 在制备吹塑和注塑制品如食品和饮料容器、薄膜和塑料管中具有特殊的用途。其它类型的聚烯烃, 如低密度聚乙烯 (LDPE)、线性低密度聚乙烯 (LLDPE)、全同立构聚丙烯 (iPP) 和间同立构聚丙烯 (sPP), 也适合类似的应用。所述应用的机械要求如拉伸强度和密度, 和 / 或化学要求如热稳定性、分子量和化学反应性, 通常决定了何种类型的聚烯烃是适用的。

[0007] 如从以上所列用途中可推论的, 聚烯烃构造的一个益处是, 它通常不与它所接触的物品或产品反应。这使得聚烯烃产品可以被用于居住、商业和工业范围, 包括食品和饮料贮存及运输、消费电子产品、农业、海运和车辆制造。聚烯烃的广泛的居住、商业和工业应用已转化为对可挤出、注塑、吹塑或以其它方式形成最终消费产品或部件的原料聚烯烃的相当大的需求。

[0008] 为满足这种需求, 已存在可将烯烃聚合来形成聚烯烃的各种方法。通常, 这些方法在可容易地获得短链烯烃分子 (单体和共聚单体) 如乙烯、丙烯、丁烯、戊烯、己烯、辛烯、癸烯和长得多的聚烯烃聚合物的其它构建单元的石化装置处来实施或接近所述石化装置。这些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, 以形成包含聚合物 (聚烯烃) 固体微粒 (通常被称为松散物 (fluff) 或颗粒) 的产物。所述松散物可以具有一种或多种令人感兴趣的熔化、物理、流变学和 / 或机械性能, 例如密度、熔体指数 (MI)、熔体流动速率 (MFR)、共聚物含量、共聚单体含量、模量和结晶度。在反应器内的反应条件, 如温度、压力、化学品浓度、聚合物生产率等等可以被选择, 以达到所需的松散物性能。

[0009] 除所述一种或多种烯烃单体以外,可向所述反应器中添加促进单体聚合的催化剂。例如,所述催化剂可以是经反应器进料物流添加的颗粒,且一旦被添加,则悬浮在反应器内的流体介质中。这样的催化剂的一个实例是在二氧化硅载体上的含有六价铬的三氧化二铬。而且,可向所述反应器中引入稀释剂。所述稀释剂可以是在反应条件下为液体的惰性烃,如异丁烷、丙烷、正戊烷、异戊烷、新戊烷和正己烷。但某些聚合方法可以不采用单独的稀释剂,例如在其中丙烯单体本身起稀释剂作用的聚丙烯生产的所选择的实例的情况下。

[0010] 反应器的排出物通常包括聚合物松散物以及非聚合物组分,如未反应的烯烃单体(和共聚单体)、稀释剂等。在聚乙烯生产的情况下,非聚合物组分通常主要包括稀释剂,如异丁烷,具有少量未反应的乙烯(如 5wt.%)。这种排出物物流通常被加工,例如通过稀释剂/单体回收系统,以使所述非聚合物组分与所述聚合物松散物分离。从所述回收系统回收的稀释剂、未反应的单体和其它非聚合物组分可以被处理,例如通过处理床和/或分馏系统,并最终作为纯化或处理过的原料返回到所述反应器。一些组分可以被烧掉或返回给供应商,例如返回到烯烃制造厂或炼油厂。至于回收的聚合物(固体),在将所述聚合物发送给消费者之前,所述聚合物可以被处理以使残余的催化剂失活,除去夹带的烃,干燥所述聚合物,并在挤出机中将所述聚合物造粒,等等。

[0011] 竞争的聚烯烃生产业持续驱动制造者改进其方法以降低生产成本。在每年生产数十亿磅聚烯烃产品的工业中,例如在催化剂活性、单体产率、能量效率、稀释剂回收等等方面的小的增量的改进,可在聚烯烃生产中产生显著的成本节约。幸运的是,这些年来,在原料、设备设计和操作等方面的技术进步已在降低聚烯烃生产系统的资本、操作和固定成本上提供了很大的进展。例如,催化剂研究已生产出活性值比二十至三十年前的催化剂的活性高数个数量级的商业催化剂,导致每磅所生产的聚合物消耗的催化剂量显著减少,并且还减少了用于使在聚合物产品中的残余催化剂失活和/或除去在聚合物产品中的残余催化剂的下游加工(和设备)的数量。另外,在设备设计和操作方面的发展也增加了稀释剂的回收率,使得使用更少的稀释剂补充。技术上的发展还改进了单体产率,这是单体如乙烯或丙烯向聚合物或聚烯烃如聚乙烯或聚丙烯的转化率的度量。此外,进展还提高了聚烯烃制备中的能量效率。

[0012] 一般地,聚烯烃的生产是能量密集的工艺,消耗电力、蒸汽、燃料气等等。对于给定的技术或生产方法,度量能量消耗的一种常规方式是每单位质量所生产的聚烯烃的能量单位数。在典型的聚乙烯装置中,电力消耗可以为 460 千瓦时/公吨聚乙烯(kWh/tPE)和更高。对于蒸汽,其消耗量可以高于 8 千克/公吨聚乙烯(kg/tPE)(等价于 320kWh/tPE)。类似地,对于典型的聚烯烃装置如聚乙烯装置来说,燃料气消耗可以为 8kg/t 或更高。再次地,这样的能量消耗通常对聚烯烃生产以及分销到消费者的由聚烯烃制造的下流产品构成显著的成本。

[0013] 在聚烯烃生产方法中的各种设备和操作可以消耗能量。在聚烯烃装置中值得注意的电力消耗者例如可以包括使液体反应混合物在聚合反应器(如环管淤浆反应器)中循环的泵、使冷却介质(如经处理的水)经聚合反应器夹套循环的泵、将循环的稀释剂(和/或单体)加压并返回至聚合反应器的压缩机、用来输送松散物和颗粒的鼓风机和将聚烯烃松散物转化成聚烯烃颗粒的挤出机。在典型的聚烯烃装置中蒸汽的重要使用者可以包括闪蒸聚合反应器的流出物中的液体的加热器和加工回收的稀释剂和/或单体的分馏塔。相对

大的燃料气消耗者可以包括聚合催化剂的活化过程（其可利用高热量）和在装置火炬头中（在加入火炬的进料中）保持足够的可燃烧物含量的操作。一般地，需要很大的能量来使单体和共聚单体聚合成聚烯烃松散物，来加工来自反应器的循环的流出物，及将聚烯烃松散物转化成颗粒。

[0014] 附图简要说明

[0015] 在阅读以下的详细说明及参考附图后，可以明显地看出本发明的优点，其中：

[0016] 图 1 是描述用于按照本技术的一个实施方案生产聚烯烃的典型聚烯烃制备系统的方框流程图；

[0017] 图 2 是按照本技术一个实施方案的图 1 的聚烯烃制备系统的典型进料系统的工艺流程图；

[0018] 图 3 是按照本技术一个实施方案的典型处理器再生回路的工艺流程图；

[0019] 图 4 是按照本技术一个实施方案的用于再生处理器的一种典型方法的方框图；

[0020] 图 5 是按照本技术一个实施方案的图 2 的进料系统的典型催化剂制备系统的工艺流程图；

[0021] 图 6 是按照本技术一个实施方案的典型催化剂活化系统的工艺流程图；

[0022] 图 7 是按照本技术一个实施方案的图 1 的聚烯烃制备系统的典型 反应器系统和稀释剂 / 单体回收系统的工艺流程图；

[0023] 图 8 是按照本技术一个实施方案的图 7 的典型聚合反应器的图示，显示了冷却介质通过反应器夹套的流动；

[0024] 图 9 是一种典型的冷却剂系统的工艺流程图，该冷却剂系统用于按照本技术一个实施方案的图 8 的聚合反应器的温度控制；

[0025] 图 10 是按照本技术一个实施方案的图 7 的聚合反应器的典型连续取料口排料的图示；

[0026] 图 11 是沿图 10 的 11-11 线的截面图，显示了按照本技术一个实施方案的连续取料口排料组件中的柱塞阀布置；

[0027] 图 12 是按照本技术一个实施方案的连续取料口组件切向定位的图示；

[0028] 图 13 是按照本技术一个实施方案的图 1 的分馏系统的工艺流程图；和

[0029] 图 14 是按照本技术一个实施方案的图 1 的挤出 / 装载 (loadout) 系统的工艺流程图。

[0030] 实施本发明的最佳方式

[0031] 以下将描述本发明的一个或多个具体的实施方案。为了努力提供对这些实施方案的简要描述，所以在说明书中没有描述实际实施中的所有特征。应理解，在任何这样的实际实施的开发中，如在任何工程或设计项目中，必须做出许多实施专一的决定以实现开发者的具体目标，例如顺应与系统相关和与商业有关的限制，这些限制在一种实施与另一种实施间可能不同。而且，应理解，这样一种开发努力可能是复杂的和耗时的，但对那些具有本公开内容的益处的普通技术人员来说，这样一种开发努力不过是设计、制造和制备的常规事务。

[0032] 本技术提高了在聚烯烃如聚乙烯或聚丙烯制备中的能量效率。能量需求的这种减少可以例如通过减少加工步骤、消除设备和使用其它改进效率的技术来实现。如在本公开

内容中所讨论的,可以提高能量效率的技术的实例包括减少循环稀释剂和其它组分的分馏和压缩,将容器组合成双用途,等等。一般地,生产一磅聚烯烃所需的能量的这种减少对世界各地的生产设施来说是有益的,对能量较昂贵的世界部分地区有增加的益处。

[0033] 为了方便对本技术的讨论,公开内容被分节提供。I 节介绍在聚烯烃制备方法中能量有效的技术的实例。II 节提供典型的聚烯烃生产方法的综述。III 节讨论聚合反应器的进料系统。IV 节讨论聚合反应器系统。V 节讨论稀释剂 / 单体回收系统,该系统可以从由聚合反应器排出的流出物中回收稀释剂和未反应的单体。VI 节集中于聚合反应器的冷却。VII 节讨论在反应器循环泵中的导流叶片改善泵送效率和提高聚烯烃生产率的用途。VIII 节讨论聚合反应器排料连续取料口的实施。IX 节讨论典型的分馏系统,该系统可以处理大部分的循环稀释剂,或者该系统可以仅处理小部分的循环稀释剂,来获得在催化剂制备中使用的无烯烃的稀释剂。X 节讨论将原料聚烯烃颗粒转化成分销到消费者的聚烯烃丸粒的挤出 / 装载系统。最后, XI 节总结典型的能量有效技术。应该注意,用于在聚烯烃生产中减少能量消耗的本技术的实施例在所述公开内容的各处进行讨论。另外,虽然所述讨论有时可能集中于聚乙烯和其共聚物的生产,但提供的所公开的技术在其它聚烯烃如聚丙烯、聚丁烯等的生产中也在提高能量效率方面提供益处。最后,显而易见的是,所述各种技术可以以多种组合形式来实施。

[0034] I. 能量有效的技术的实例的介绍

[0035] 本技术用于在聚烯烃制备方法中的各种操作中提高能量效率。这样的操作包括例如反应器进料系统、反应器系统、稀释剂 / 单体回收系统、分馏系统和挤出 / 装载系统。这些节约能量的技术在本节中进行介绍并在以下各节中进行详细讨论。

[0036] A. 反应器进料系统

[0037] 在聚合反应器进料系统中,例如,使用质量流量计代替常规的孔板流量计来测量单体的流量,消除了单体的预热。另外,可以采用较大的催化剂活化器,减少活化加入到所述反应器中的聚合催化剂所消耗的燃料气体的量。另外,可以减少从反应器进料物流中除去催化剂毒物的处理器的数量,以便更有效地再生所述处理器。还有,再生所述处理器的改进的技术减少了排出到火炬头的惰性组分(如氮气)的量。结果,更少的燃料气体(如天然气)被注入到火炬头中,来维持加入到火炬的进料中适当的可燃烧物含量。

[0038] B. 聚合反应器系统

[0039] 在反应器系统本身中,代替常规的采用沉降腿的间歇排料,从聚合反应器排出的聚烯烃浆液的连续取料口(CTO)允许所述反应器在更高的固体浓度下操作。在反应器中聚烯烃的更大浓度可以提供更大的聚烯烃生产率。一般地,生产率的增加可以减少归一化的能量消耗,这部分是通过将固定的能量成本平摊在更多磅数的所生产的聚烯烃上来实现的。CTO 排料的另一益处是,与常规的沉降腿结构相比,可以从所述反应器中除去更多的聚烯烃细颗粒(较小的颗粒)或“细粉”。因此,由于在所述反应器中的颗粒的较小的表面积,所述流体混合物在较低的粘度下运行,有利于反应器内容物的循环并降低了反应器循环泵的功率要求。再有,例如对单一反应器采用 2-3 个正常操作的 CTO 和备用的 1-2 个 CTO,可以实现更大的生产率。而且,各 CTO 可以具有专用的闪蒸管线加热器。然而,采用常规的沉降腿结构,在操作中要使用多达 12-14 个来获得相同的生产率,各沉降腿具有专用的闪蒸管线加热器。因而,使用 CTO 获得了更高的聚烯烃生产率,但使用更少的蒸汽。

[0040] 另外,液相反应器,如环管淤浆反应器,可以由具有比通常用于制造环管淤浆反应器的钢材更高强度和/或热传导率的材料(如高强度铝)来制造。这种更新的高强度材料可以提供改进的更薄的反应器壁,通过所述壁的提高的热传导,和更大的环管反应器直径,允许更高的聚烯烃生产率。在反应器系统中的另一个实例是导流叶片在反应器循环泵中的应用,提供提高的泵效率(减少的电力消耗)和增加的聚烯烃生产率。最后,另一实例是指定流经反应器夹套的冷却剂的温度更大增加(例如由传统的 10 °F 至本发明的 15-45 °F 和更高)的技术。在供给和返回的冷却剂之间的这种增加的温度差赋予了基本上相同的除热能力,但是在更低的冷却剂流量下。因此,冷却剂循环泵尺寸可以更 小,要求更小的功率。

[0041] C. 稀释剂/单体回收系统

[0042] 在处理从聚合反应器排出的流出物的稀释剂/单体回收系统中,电力的节省可以通过省略稀释剂的低压闪蒸和相关的循环压缩来实现。进一步的节省可以通过省略从聚烯烃松散物颗粒中除去残余的烃的净化塔来获得。代之地,烃脱除操作可以在下游的在挤出/装载系统中的挤出机进料罐中进行。这一改进使得可以利用在上游闪蒸室中的工艺压力代替消耗电力的鼓风机输送系统,来将聚烯烃颗粒输送到挤出机进料罐。该改进还提供了进料到下游挤出机中的更温热的聚烯烃松散物颗粒,因而减少了在挤出机上的能量负荷。

[0043] D. 挤出/装载系统

[0044] 另外,部分地通过上游聚合反应器和下游挤出机的改进的操作,在稀释剂/单体回收系统和挤出/装载系统之间的聚烯烃松散物料仓的数量可以减少。料仓或贮存容器的这种减少可以减少相关的鼓风机的数量和它们的电力消耗。在挤出/装载系统中,通过使用丸粒水泵 (pellet water pump) 来将从挤出机/造料机排出的聚烯烃丸粒输送到丸粒料仓而不是使用常规的鼓风机输送包装,可以节约电力。确实,丸粒水泵的功率要求通常比风力输送鼓风机的功率要求低一个数量级。

[0045] E. 分馏系统

[0046] 在加工从聚合反应器和稀释剂/单体回收系统中回收的未反应的单体和稀释剂的分馏系统中,蒸汽的用量可以减少多达 90%。这样的减少可以通过将稀释剂和单体直接循环到聚合反应器并旁路经过分馏系统来实现,这样使得可以使用较小的分馏塔和相关的蒸汽再沸器热交换器。

[0047] F. 典型结果的代表

[0048] 以下表 1 显示了在实施本发明技术中的一些的实施的情况下所实现的改进的能量效率的实施例。在表 1 中给出的是典型的聚乙烯工艺技术的代表性能量消耗数据,所述聚乙烯工艺技术采用环管淤浆 反应器、双螺旋挤出机和典型的相关设备。电力消耗数字以每公吨所生产的聚乙烯消耗的电力千瓦时数来表示。蒸汽消耗数字以每公吨所生产的聚乙烯消耗的蒸汽千克数来表示。最后,燃料气体消耗以每公吨所生产的聚乙烯消耗的燃料气体千克数来表示。

[0049] 表 1. 能量消耗的比较

[0050]		工业平均	改进 1	改进 2	改进平均
[0051]	电力, kW-h/ 吨	458	325	350	338
[0052]	蒸汽, kg/ 吨	312	144	148	146
[0053]	燃料气体, kg/ 吨	7.6	2.8	6.5	4.7

[0054] 1-2004年8月测定的实施例;2-2005年8月测定的实施例

[0055] 基于所述第一个改进的实施例,基于电力、蒸汽和燃料气体的组合的典型总能量消耗数为445kW-h/吨。蒸汽(例如165磅/平方英寸绝压)消耗可以表达为 $144\text{kg}/\text{mt} \times 900\text{Btu}/\text{lb} \times \text{lb}/0.454\text{kg} \times 0.000293\text{kw-hr}/\text{Btu} = 84\text{kw-h}/\text{mt}$ 。燃料气体消耗(基于每标准立方英尺约1,000Btu的可燃烧物含量计)为 $2.8\text{kg}/\text{mt} \times 1000\text{Btu}/\text{scf} \times 359\text{scf}/\text{lb-mol} \times \text{lb-mol}/18\text{lb} \times \text{lb}/0.454\text{kg} \times 0.000293\text{kw-hr}/\text{Btu} = 36\text{kw-h}/\text{mt}$ 。因此,总的能量消耗为 $325+84+36 = 445\text{kw-h}/\text{mt}$ 。类似地,对于第二个改进的实施例,蒸汽消耗为86kW-h/mt,燃料气体消耗为84kW-h/mt。因此,对于第二个改进的实施例,基于电力、蒸汽和燃料气体的总的能量消耗为 $350+86+84 = 520\text{kw-h}/\text{mt}$ 。这样,对于实施例2,电力成分占能量消耗的约2/3,蒸汽和燃料气体各占能量消耗的约1/6。两个实施例的总能量平均值为约483kW-h/mt。

[0056] 最后,应注意到,如在以下表2中所示,本技术提供了减少的氮气和稀释剂(如异丁烷)用量。确实,本发明的节约能量的技术实现了氮气和稀释剂消耗的明显节约。例如,采用较少的用于松散物和丸粒的气动输送回路,更少的氮气被使用和损失。另一实施例是,通过“直接”循环到聚合反应器而使大部分回收的稀释剂旁路经过分馏系统,更少的稀释剂被损失。在表2中,氮气和稀释剂的典型消耗数字分别以每公吨所生产的聚烯烃的氮气损失标准立方米数和每公吨所生产的聚烯烃的异丁烷稀释剂损失的千克数来给出。

[0057] 表 II. 氮气和稀释剂损失

[0058]	工业平均	改进
[0059] 氮气, Nm ³ /吨	76	26
[0060] 异丁烷, kg/吨	13	1.7

[0061] II. 聚烯烃生产工艺 - 综述

[0062] 在聚烯烃生产中,将单体聚合成聚烯烃的聚合反应器和将聚烯烃转化成聚烯烃丸粒的挤出机通常连续运转。然而,在整个烯烃工艺中,可以采用各种各样的连续的和间歇的系统。对于典型的聚烯烃装置,典型的额定能力为约600-800百万磅生产的聚烯烃/年。典型的小时设计生产率为约85,000至90,000磅聚合的聚烯烃/小时,和90,000至95,000磅挤出的聚烯烃/小时。再次地,一般地,生产能力的增加可以降低每磅聚烯烃的以千瓦时(kW-h)计的电力消耗。

[0063] 现在转向附图,先参看图1,框图描述了用于生产聚烯烃如聚乙烯均聚物、聚丙烯均聚物和/或它们的共聚物的一种典型制备方法10。各种供给装置12可以通过管线、卡车、圆筒、桶等提供反应器原料14给制备系统10。供给装置12可以包括厂区外的(off-site)和/或在现场的(on-site)设施,包括烯烃厂、炼油厂、催化剂厂等。可能的原料14的实例包括烯烃单体和共聚单体(如乙烯、丙烯、丁烯、己烯、辛烯和癸烯)、稀释剂(如丙烷、异丁烷、正己烷和正庚烷)、链转移剂(如氢)、催化剂(如Ziegler催化剂、Ziegler-Natta催化剂、铬催化剂和金属茂催化剂)、助催化剂(如三乙基烷基铝(triethylaluminumalkyl)、三乙基硼和甲基铝氧烷)和其它添加剂。在乙烯单体的情况下,典型的乙烯原料可以通过管线在约800-1450磅/平方英寸表压(psig)下、在45-65°F下供应。典型的氢原料也可以通过管线来供应,但在约900-1000psig下和在90-110°F。当然,对于乙烯、氢和其它原料14,存在各种供给条件。

[0064] A. 进料系统

[0065] 供给装置 12 通常提供原料 14 到反应器进料系统 16, 在此所述原料 14 可以被贮存, 例如在单体贮存和进料罐、稀释剂容器、催化剂罐、助催化剂筒和罐等中。在所述系统 16 中, 原料 14 可以在作为进料 18 引入到聚合反应器之前被处理或加工。例如, 原料 14 如单体、共聚单体和稀释剂, 可以被经处理床 (如分子筛床、铝填料等) 传送以除去催化剂毒物。这样的催化剂毒物可以包括例如水、氧、一氧化碳、二氧化碳和含硫、氧或卤素的有机化合物。根据将被进料的反应器的类型, 所述烯烃单体和共聚单体可以是液体、气体或超临界流体。还应指出的是, 通常仅有较少量的新补加的稀释剂作为原料 14 被利用, 加入到聚合反应器的大部分稀释剂由反应器排出物中回收。而且, 如以下所解释的, 再生所述处理床的改进技术减少了被放到火炬头中的惰性组分 (如氮气) 的量, 并因此减少了火炬所消耗的燃料气体的量。

[0066] 进料系统 16 可以制备或调节添加到聚合反应器的其它原料 14, 如催化剂。例如, 催化剂可以被活化并然后在催化剂制备罐中与稀释剂 (如异丁烷或己烷) 或矿物油混合。在制备方法 10 的催化剂区域, 如以下所讨论的, 增加能量效率的一个实例是使用较大的催化剂活化器, 该活化器与传统尺寸的活化器相比消耗较少的燃料气体。而且, 所述较大的活化器可以取代两个或更多个较小的活化器。

[0067] 另外, 进料系统 16 通常用于计量和控制加入到聚合反应器中的原料 14 的添加速率, 以维持所需的反应器稳定性和 / 或达到所需的聚烯烃性能或生产率。在也在下面讨论的增加能量效率的另一个实例中, 用于计量进入聚合反应器的单体 (如乙烯) 流量的一种改进技术消耗较少的能量。代替测量穿过孔板的压差并且一般需要对单体进行蒸汽 (或蒸汽冷凝物) 预热以达到精确测量的传统的孔板流量计, 可以使用质量计 (例如, 由 MicroMotion, Inc. of Boulder, Colorado 生产的 coriolis 计) 来测量乙烯流量。质量计通常不要求对乙烯单体进行预热, 并且因此与传统的孔板流量计相比节约能量。

[0068] 另外, 在操作中, 进料系统 16 还可以贮存、处理和计量回收的反应器流出物, 以循环到所述反应器中。确实, 进料系统 16 中的操作一般接收原料 14 和回收的反应器流出物物流两者。原料 14 和回收的反应器流出物一起在进料系统 16 中被加工并作为进料物流 18 (如单体、共聚单体、稀释剂、催化剂、助催化剂、氢、添加剂或它们的混合物的物流) 进料到反应器系统 20 中。

[0069] B. 反应器系统

[0070] 反应器系统 20 可以包括一个或多个反应器容器, 如液相或气相反应器。所述反应器系统 20 还可以包括液相和气相反应器的组合。如果多个反应器构成反应器系统 20, 所述反应器可以被以串联、并联或任何其它适当的组合或构型来排布。在聚合反应器容器中, 一种或多种烯烃单体被聚合以形成包含聚合物微粒 (通常被称为松散物或颗粒) 的产物。所述松散物可以具有一种或多种令人感兴趣的熔化、物理、流变学和 / 或机械性能, 例如密度、熔体指数 (MI)、熔体流动速率 (MFR)、共聚物或共聚单体含量、模量和结晶度。反应条件如温度、压力、流量、机械搅拌、产物取出、组分浓度、聚合物生产率等可以被选择, 以实现所需的松散物性能。如以下所述的, 用于冷却和排出在反应器中的聚合混合物的改进技术提供了通过减少在反应器系统 20 中的电力消耗来增加能量效率的实例。

[0071] 除一种或多种烯烃单体以外, 通常向所述反应器中添加促进单体聚合的催化剂。

所述催化剂可以是悬浮在反应器内流体介质中的颗粒。一般地,可以使用 Ziegler 催化剂、Ziegler-Natta 催化剂、金属茂和其它公知的聚烯烃催化剂以及助催化剂。这样的催化剂的一个实例是在二氧化硅载体上的含有六价铬的三氧化二铬催化剂。

[0072] 另外,稀释剂可以被进料到反应器,通常是液相反应器中。所述稀释剂可以是在反应条件下为液体的惰性烃,如异丁烷、丙烷、正戊烷、异戊烷、新戊烷、正己烷、环己烷、环戊烷、甲基环戊烷、乙基环己烷等。稀释剂的用途通常是使催化剂颗粒和聚合物悬浮在反应器内。一些聚合方法可以不采用单独的稀释剂,例如在其中丙烯单体本身可用作稀释剂的选择的聚丙烯生产的情况下。

[0073] 在反应器系统 20 中的反应器内可存在运动装置。例如,在液相反应器如环管淤浆反应器内,叶轮可以在流体介质内产生湍动混合区。所述叶轮可以由电动机驱动,来推动流体介质以及悬浮在流体介质中的任何催化剂、聚烯烃松散物或其它固体颗粒通过所述反应器的封闭回路。类似地,在气相反应器如流化床反应器或活塞流反应器内,可以使用一个或多个桨叶或搅拌器来混合在所述反应器内的固体颗粒。节约能量的技术的一个实例是通过用一个较大的泵替代两个较小的泵(串联)来施加推动力给环管淤浆反应器中的流体介质,从而节约电力成本。

[0074] C. 稀释剂 / 单体回收、处理和循环

[0075] 系统 20 内的反应器的排出物 22 可以包括聚合物松散物以及非聚合物组分,如稀释剂、未反应的单体 / 共聚单体和残余的催化剂。所述排出物 22 随后可以被加工,例如通过稀释剂 / 单体回收系统 24 加工,以将非聚合物组分 26 (如稀释剂和未反应的单体)与所述聚合物松散物 28 分离。在稀释剂 / 单体回收系统 24 中,通过省略加工步骤如省略稀释剂 / 单体的低压回收闪蒸和相关的循环压缩来减少电力消耗,从而实现了能量效率的提高。

[0076] 在有或没有低压闪蒸的情况下,所述未反应的回收的非聚合物组分 26 可以被进一步加工,例如通过分馏系统 30,以除去不希望的重和轻组分。分馏的产物物流 32 然后可以被通过进料系统 16 返回到反应器系统 20 中。另一方面,所述非聚合物组分 26 可以更直接地循环到进料系统 16 (如标号 34 所示),旁路经过分馏系统 30,并因此避免了分馏系统 30 的能量消耗。确实,在某些实施方案中,从反应器排出的高达 80-95% 的稀释剂在通到聚合反应器的路径中旁路经过分馏系统。结果,在下游分馏系统 30 中的分馏塔的尺寸和相关的蒸汽消耗可减少多达 70-90%。

[0077] 关于松散物 28,其可以在回收系统 24 内和在挤出 / 装载系统 36 中被进一步加工,以将其制备成适于运输到消费者 40 的形态,通常呈丸粒 38。虽然未图示,在回收系统 24 中并通常含有活性残余催化剂的聚合物颗粒可以被返回到反应器系统 20 中用于进一步的聚合,例如在不同类型的反应器中或在不同的反应条件下。聚烯烃制备方法 10 的聚合和稀释剂回收部分可称为方法 10 的“湿”端 42 或“反应”侧,而聚烯烃方法 10 的挤出 / 装载 36 部分可称为聚烯烃方法 10 的“干”端 44 或“整理 (finishing)”侧。

[0078] 用于提高能量效率的典型技术可以包括利用工艺压力代替电-机械动力(如鼓风机或压缩机),来将聚合物松散物 28 由回收系统 24 输送或运载到挤出 / 装载系统 36。改进的技术还可以包括操作反应器系统 20,以提供反应器系统 20 和回收系统 24 的操作与挤出机 / 装载系统 36 的更直接的联结。这种直接的或“紧密的”操作联结可以减少对松散物 28 的工艺停留时间的要求。因而,可以减少中间松散物贮存容器(如料仓)和相关的鼓风

机 / 压缩机系统的数量和电力消耗。

[0079] D. 挤出 / 装载系统

[0080] 在挤出 / 装载系统 36 中,通常对松散物 28 进行挤出以生产具有所需的机械、物理和熔融特性的聚合物丸粒 38。挤出机进料可包括添加剂,如 UV 抑制剂和过氧化物,它们被添加到所述松散物产物 28 中来赋予挤出的聚合物丸粒 32 所需的特性。挤出机 / 造粒机接收挤出机进料,包括一种或多种松散物产物 28 以及任何被添加的添加剂。挤出机 / 造粒机加热并熔化挤出机进料,所述挤出机进料随后可以在压力下经造粒机模头挤出(如通过双螺旋挤出机)来形成聚烯烃丸粒。这样的丸粒通常在设置在或接近造粒机排出口的水系统中冷却。一种典型的节约能量的技术包括使用丸粒水泵(如具有 15-50 马力电动机)来将在丸粒水中的挤出机丸粒输送到装载区。这与传统做法相反,传统做法是使用常规的运载回路,所述回路通常使用在约 250-500 马力下操作的丸粒鼓风机。

[0081] 一般地,所述聚烯烃丸粒然后可以被输送到产物装载区,在该处所述丸粒可以被贮存、与其它丸粒混合和 / 或装载到有轨车、卡车、袋等中,以便分销给消费者 40。在聚乙烯的情况下,运送给消费者 40 的丸粒 38 可以包括低密度聚乙烯(LDPE)、线性低密度聚乙烯(LLDPE)、中密度聚乙烯(MDPE)、高密度聚乙烯(HDPE)和强化聚乙烯(enhanced polyethylene)。各种类型和牌号的聚乙烯丸粒 38 例如可以以 Chevron-Phillips Chemical Company, LP, Woodlands, Texas, USA 的商标名 Marlex[®] 聚乙烯或 MarFlex[™] 聚乙烯来销售。

[0082] E. 消费者、应用和最终用途

[0083] 聚烯烃(如聚乙烯)丸粒 38 可被用于制备各种各样的产品、部件、家用物品和其它物品,包括粘合剂(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、食品软包装、奶容器、冷冻食品包装、垃圾和罐衬里、食品杂货袋、重包装袋、塑料瓶、安全设备、涂料、玩具和大量容器和塑料制品。另外,还应强调的是,除聚乙烯以外的聚烯烃,如聚丙烯,可以通过以下讨论的方法形成这样的部件和产品。

[0084] 最终,由聚烯烃(如聚乙烯)丸粒 38 形成的所述产品和部件可以被进一步加工和组装,以发送和销售给消费者。例如,聚乙烯奶瓶可用奶装填以分销给消费者,或者可以将燃料箱安装在汽车上以发送和销售给消费者。

[0085] 为了从所述丸粒 38 形成最终产品或部件,一般使所述丸粒经历进一步的加工,例如吹塑、注塑、旋转模塑、吹塑薄膜、流延薄膜、挤出(如片材挤出、管和波纹件挤出、涂层 / 层压挤出等)等。吹塑是用来制备中空塑料部件的一种方法。所述方法通常采用吹塑设备,例如往复式螺杆机器、蓄积头机器(accumulator head machines)等。可对吹塑方法进行调节以满足消费者的要求,和制备出上述从塑料奶瓶到汽车燃料箱的产品。类似地,在注塑方法中,可模塑出用于宽范围用途的产品和部件,仅举几个例子,包括容器、食品和化学品包装、玩具、汽车、板条箱、盖帽和封闭物。

[0086] 还可以使用挤出方法。例如聚乙烯管可以从聚乙烯丸粒树脂挤出,并由于其耐化学性、较容易安装、耐久性和成本优势等而用于很多种应用中。确实,仅举几个例子,塑料聚乙烯管路已实现了在供水总管、气体分配、暴雨和生活污水排水管、内部管件、电缆、电源和通讯导管、冷却水管路、套筒中重要的应用。特别地,通常构成管道用塑料的聚烯烃组的大部分的高密度聚乙烯(HDPE)是坚韧的、耐磨的和柔性的(甚至在冰点以下温度)。再有,

HDPE 管道既可呈小直径管材来使用也可呈高达超过 8 英尺直径的管道来使用。一般地,聚乙烯丸粒(树脂)可被提供给压力管道市场如天然气分配,以及无压力管道市场如导管和波纹管。

[0087] 旋转模塑是通过对双轴旋转模具进行加热来形成中空部件的高温、低压方法。通常可应用于这种方法的聚乙烯丸粒树脂是当被熔化时在不存在压力下可一起流动而形成无泡部件的那些树脂。丸粒 38,如某些 Marlex[®] HDPE 和 MDPE 树脂提供了这种流动性能以及宽的加工窗口。再有,适合于旋转模塑的这些聚乙烯树脂可具有希望的低温冲击强度、良好的承载性能和良好的紫外线(UV)稳定性。对应地,旋转模塑的 Marlex[®] 树脂的应用包括农用罐、工业化学品罐、便携式贮水罐、工业废物容器、娱乐设备、航海产品以及许多其它应用。

[0088] 片材挤出是用于由各种丸粒 38 树脂来制备平的塑料片材的技术。较薄规格的片材通常热成型成包装用途,例如饮料杯、熟食品容器、制品盘、婴儿擦布容器和人造黄油桶。聚烯烃片材挤出的其它市场包括利用较厚的片材用于工业和娱乐应用,如卡车座(truck bed)衬垫、货架、汽车垫板、运动场设备和船。挤出片材的第三种用途例如是在土工用膜中,其中平板状聚乙烯材料被焊接成用于采矿应用和城市废物处理的大的容器系统。

[0089] 吹塑薄膜方法是用于聚乙烯的一种较不同的转化系统。美国材料和实验协会(The American Society for Testing and Materials)(ASTM)将薄膜定义为厚度小于 0.254 毫米(10mils)。然而,吹塑薄膜方法可制备出厚达 0.5 毫米(20mils)和更高的材料。另外,与单层和/或多层共挤出技术相结合的吹塑法构成了数种应用的基础。仅举几个例子,吹塑产品的有利的性能可以包括透明度、强度、易撕裂性、光学性能和韧性。应用可包括食品和零售包装、工业包装和非包装用途,如农用薄膜、卫生用薄膜等。

[0090] 流延薄膜方法与吹塑薄膜方法的不同可表现在快速骤冷和实质上的单向取向能力。这些特性使得流延薄膜生产线例如可在产生有益的光学性的同时以较高的生产率进行操作。在食品和零售包装中的应用利用了这些强度。最后,聚烯烃丸粒还可以被供应给挤出涂层和层压工业。

[0091] III. 聚合反应器进料系统

[0092] A. 单体进料

[0093] 参看图 2,其描述了(图 1 的)一种典型的反应器进料系统 16 的工艺流程图。在该实施方案中,单体 50(例如乙烯)经单体处理器 52 进料到反应器系统 20 的液相反应器(例如环管淤浆反应器)中。再有,可使用质量流量计 53 代替孔板流量计来测量进入所述反应器的乙烯的流量。

[0094] 确实,进入所述反应器的乙烯单体 50 的流量通常被测量(和控制),以利于在所述反应器中的所需的操作条件(例如浆液密度、共聚单体/单体比、生产率等)以及提供在所述反应器中形成的聚乙烯的所需的性能。用来测量乙烯单体流量的典型的质量流量计 53 可以是例如 Coriolis 计。Coriolis 计通常不用对乙烯进行预热来实现对乙烯流量的精确测量。相反,如本领域技术人员可以理解的,孔板流量计通常采用对乙烯的预热,因为乙烯的典型的给料条件可在接近乙烯的临界点(即,临界压力和临界温度)进行操作。例如,使用孔板时,如果乙烯在接近其临界点进行操作,因为在临界点附近流体密度的快速变化,流量指示通常不精确。相反,Coriolis 质量流量计容许密度变化或甚至相变,因为其工作原

理是测量质量而不是象孔板那样测量压降（其受流体密度或相态的影响）。除因为不需对乙烯单体进料进行预热而节约蒸汽或蒸汽冷凝物以外，避免对乙烯进行加热还导致进入聚乙烯反应器的原料更冷，因而在聚合过程中更少的热量需要从所述反应器中移出，进一步有利于能量的节约。

[0095] Coriolis 流量计易得，并且提供了低的压降、安装的简便性、除尘性 (cleanability) 和排水能力。Coriolis 计的精度通常在 0.05% 至 0.4% 的范围内，调节比高达 200。Coriolis 质量计的主要供应商包括例如：MicroMotion Company, Boulder, Colorado；Endress Hauser Company, Greenwood, Indiana；FMC/Direct Measurement Company, Longmont, Colorado；和 Liquid Controls, Inc., Lake Bluff, Illinois。

[0096] B. 其它进料物流

[0097] 含有少量夹带的单体的循环稀释剂 54（如异丁烷）可由稀释剂 / 单体回收系统 24 返回（例如对应于图 1 的物流 34），并被送至聚合反应器。在“直接”循环到反应器的实施例中，循环的稀释剂 54 可以被冷却并通过重物质分离罐 56，在此重组分作为底部排出物脱除，并经离心泵 58 例如作为原料 59 送至分馏系统 30。分离罐 56 的塔顶流出物 62 可以在热交换器 66 中进一步冷却并收集在循环稀释剂缓冲罐 68 中，作为反应器的原料。在下游，离心泵 70 可以将稀释剂 72 经由循环稀释剂处理器 74 输送到环管淤浆反应器中。应指出的是，在分馏系统 30 中可添加较少量的新鲜稀释剂（未示出），例如，来补充在生产方法 10 中的稀释剂损失。再有，共聚单体 76（例如 1-己烯）可以被添加到泵 70 的吸入口或在循环稀释剂回路中的其它点添加，以便添加到所述反应器中。单体处理器 52 和循环稀释剂处理器 58 可以包括分子筛或铝填料，例如，构建成从单体、循环稀释剂、共聚单体原料和其它原料中除去催化剂毒物。

[0098] 可以向环管淤浆反应器中添加其它原料组分。例如，可以添加氢 60 来控制在反应器中形成的聚烯烃的分子量。再有，可以将其它添加剂如抗静电物质注入到反应器中，如由标号 78 所示。各种组分物流可以合并成单一进料物流 80，用作加入到环管淤浆反应器中的进料。另外，如以下所讨论的，基本上不含烯烃的稀释剂 82 可以从分馏系统 30 经由处理器 84 循环，用于进料到反应器的催化剂的制备。确实，稀释剂 82 可以用作由催化剂制备系统 86 排出的、流向环管淤浆反应器的催化剂物流 88 的载体。

[0099] C. 进料处理器

[0100] 传统上，采用多达 12-15 个处理器来对各种进料进行加工。例如，采用附加的处理器来从共聚单体、新鲜异丁烷和氢中除去毒物。然而，处理器的总数可被减少至六个处理器，如在图 2 中所示。处理器数量的这种减少可以通过将新鲜稀释剂的处理与循环稀释剂的处理合并和使用相对不含毒物的反应器级氢等来实现。另外，如所图示的，单体和稀释剂物流可各自配备一个处理器和一个备用处理器，总共有四个处理器。注意，通过单体和稀释剂物流 50 和 72 之间共用一个备用处理器，图示的六个处理器可进一步减少至五个处理器。其它构型可采用甚至更少的处理器。一般地，处理器数量的减少降低了投资成本，并通过因在处理器再生（其通常使用电加热）中更有效的可量测性导致的降低电力消耗而节约了能量。

[0101] 再有，一种用于再生各处理器 52, 74 和 84 以及其它处理器的改进技术涉及减少火炬系统的惰性组分负荷，以减少燃料气体的消耗。这可以通过将再生氮气由所述处理器排

出到大气中而不是排出到所述火炬头来实现。一般地,惰性组分如氮气,通常被用来再生所述各种处理器。这种氮气传统上被置于所述火炬头,这增加了所述火炬的惰性组分负荷。如本领域普通技术人员可理解的,加入到所述火炬的进料的可燃烧物含量即英国热单位(the British Thermal Units)(BTU's)通常被维持在可接受的最低值,以避免不利地影响所述火炬的操作。因此,为了解决在所述火炬头中增加的惰性组分浓度(例如由于向所述头注入再生氮气),向所述火炬头中添加燃料气体(如天然气)。本技术规定向所述头中排放更少的用于再生的氮气,并因此减少了燃料气体的消耗。

[0102] 参看图 3,一种处理器再生系统 100 的工艺流程图被描述。氮气 102 流经交叉换热器 104,在此其被从处理器(如 52,74 和 84)排出的热的氮气预热。预热过的氮气 106 然后进入再生加热器 108,在此电气元件 110 通过控制器 112 对所述氮气进行加热。一般地,所述氮气 102 可由主氮气头(main nitrogen header)来提供,例如在标称 150 磅/平方英寸表压(psig)和在室温下。所述氮气可以在电再生加热器 110 中被加热至高达约 600 °F 以用于再生。经加热的氮气 114 进入所述处理器,以再生分子筛或干燥剂。含有从处理器中除去的催化剂毒物的热氮气 116 进入交叉换热器 104,作为废物流 118 排出,所述废物流 118 可以被排出到火炬 120 中。

[0103] 另一方面,在随后的处理器冷却过程中排出的清洁氮气可以排放到大气 122 中。一般地,在热氮气经处理器循环的同时发生处理器的再生。在再生完成后,冷的氮气通常循环通过所述处理器,以冷却所述处理器来准备进行正常操作。

[0104] 参看图 4,一种处理器再生方法 130 被描述。一旦分子筛填料被催化剂毒物和其它组分饱和,可对所述各种处理器进行再生。首先,所述方法可以使饱和的处理器停止工作并将操作切换到备用处理器,如方框 132 中所提到的。热氮气可以流经所述用过的处理器,且所述热氮气被排放到所述火炬(方框 134)。热氮气流经所述处理器的时间可能受多种因素的影响,如处理器床温度。一般地,热再生是不连续的,并且当床出口温度达到 450 至 500 °F 并在该温度下保持至少 2 小时后,所述处理器准备进行冷却。然而,这样的程序在各设备间可以不同。再有,总的再生时间可能还取决于处理器/床的尺寸、再生加热器能力、氮气流量、重量和围绕所述处理器的绝热物的质量及厚度等。在乙烯单体处理器 52 和/或循环稀释剂处理器 74 的实例中,热氮气可流经所述加热器大概约 18-30 小时。

[0105] 在催化剂毒物通过所述热氮气再生从所述处理器床中消散后,所述处理器准备进行冷却。在将处理器重返操作之前,使冷的氮气流经所述处理器以冷却该处理器(方框 136)。在乙烯单体处理器 52 和/或循环稀释剂处理器 72 的实例中,用氮气冷却的时间为约 8-16 小时。然而,冷却循环的时间设定在各设备间又可以明显不同。传统上,离开所述处理器的这种清洁氮气被排放到火炬头,如同热氮气那样。而本技术规定将所述清洁氮气排放到大气中而不是排放到所述火炬头,并因此减少了所述火炬的惰性负荷。因此,如所讨论的,燃料气体的消耗被降低。

[0106] D. 聚合催化剂

[0107] 参看图 5,催化剂制备区 86 的一种工艺流程图被描述。催化剂混合罐 140 接收例如来自可移动容器的催化剂 142。无烯烃的单体 82 与催化剂在催化剂混合罐 140 中混合。具有电动机和驱动装置 146 和叶片 148 的搅拌器 144 可以促进稀释剂 82 与催化剂 142 在混合罐 140 中的混合。工艺催化剂 150 从混合罐 140 中排出,并可以进入例如催化剂运行

罐 152, 以便计量加入到环管淤浆反应器中。运行罐 152 也可以具有有电动机 / 驱动装置 156 和搅拌器叶片 158 的搅拌器 154, 以维持催化剂与稀释剂的混合。所述催化剂可以通过例如正排代泵 160 作为进料物流 88 计量加入到环管淤浆反应器中。另外, 添加剂如助催化剂 (如三乙基铝) 162 可以被添加到进料到反应器的催化剂 88 中。最后, 应指出的是, 在混合和计量加入所述催化剂之前, 所述催化剂可以被活化。例如, 在三氧化二铬催化剂的情况下, 催化剂活化器可以将铬 Cr^{3+} 转化为 Cr^{6+} , 以便注入到聚合反应器中。而在处于反应器中并与乙烯单体进行接触的条件下, 例如, 铬 Cr^{6+} 可还原为 Cr^{2+} 。

[0108] 参看图 6, 一种催化剂活化器系统 170 的工艺流程图被描述。系统 170 的活化的催化剂产物被加入到图 5 的催化剂混合罐 140 (催化剂 142) 中。在图 6 中, 催化剂活化器包括含有催化剂的内部容器 172 和外部加热炉 174。例如, 来自供货商的催化剂可以被保持在存贮容器 176 中并经一个开 / 关阀 178 加入到所述内部容器中。可以经例如喷淋器或导向器 (pilot) 182 将燃料 180 添加到加热炉 180 中, 且燃料 180 可与经空气过滤器 186 和空气鼓风机 188 注入到加热炉中的空气 184 合并。燃烧可以在加热炉内部在例如区域 190 发生。围绕内部容器 172 的区域 192 可以历经典型范围为 800 至 1700 °F 的操作温度。来自这一区域 192 的经加热的流体可以排放到大气 194 中, 如由箭头 196 所示。

[0109] 除高热以外, 可以提供氧来活化所述催化剂。可将空气 198 注入到内部容器 172 的底部, 来提供在容器内氧的存在, 同时由环绕的加热炉 174 来提供热量。进入容器 172 的空气可以经例如内部空气过滤器 200 在顶部离开, 然后排放到大气中, 如由标号 202 所示。经活化的催化剂可以由容器 172 排放到催化剂搬运箱 206 或其它容器中。另外, 氮气 208 可以促进经活化的催化剂向所述搬运箱 206 中的排放, 并且还提供在所述搬运箱 206 中的惰性气氛。

[0110] 一般地, 催化剂活化方法包括, 在施加热的同时, 使干燥的空气以恒定的速率流经催化剂床, 直到催化剂达到所需的温度, 在该点将所述催化剂保持在活化温度下适当的时间长度。改进催化剂活化的能量有效性的一种技术是增加内部容器 172 的直径。按照惯例, 容器 172 的标称内径为约 42 英寸或更小。本技术规定将容器 172 的标称内径 (ID) 增加到高达约 48-72 英寸和更大。对于 60 英寸标称 ID 的实施例, 催化剂的生产率可以增加 50-100%, 而在加热炉中消耗的燃料气体 180 基本上保持恒定或略有增加 (即, 增加量小于 10%)。因而, 催化剂活化能力增加 50-100%, 而加热炉负荷 (duty) 值保持在大约传统的 5 百万 BTU/小时。该技术在制备方法 10 的燃料气体效率方面给出了显著的改进。确实, 在某些实施方案中, 催化剂活化系统 170 通常是聚烯烃制备方法 10 中燃料气体的最大消耗者。

[0111] IV. 聚合反应器系统

[0112] 参看图 7, 一种典型的聚合反应器系统 20 (图 1 的) 和稀释剂 / 单体回收系统 24 (也为图 1 的) 的工艺流程图被描述。如以上所讨论的, 反应器系统 20 可以包括一个或多个聚合反应器, 所述反应器又可以为相同或不同类型的。再有, 在多反应器系统中, 所述反应器可以串联或并联排布。无论构成反应器系统 20 的反应器类型如何, 这里统称为“松散物”的聚烯烃颗粒产物被制备。为了便于说明, 以下实施例在范围上限于相信为本领域普通技术人员所熟悉的特定的反应器类型, 并限于单一反应器或简单的组合。然而, 对使用本公开内容的本领域普通技术人员来说, 本技术可简单和容易地应用于更复杂的反应器排

布,例如涉及附加反应器、不同反应器类型和 / 或反应器或反应器类型的可供选择的排序的那些排布。这些排布被认为完全在本发明的范围内。

[0113] 一种反应器类型包括在其中聚合在液相中发生的反应器。这样的液相反应器的实例包括高压釜、沸腾液池反应器 (boiling liquid-pool reactors)、环管淤浆反应器 (垂直的或水平的) 等。为简化起见,在本技术上下文中将讨论生产聚烯烃如聚乙烯、聚丙烯和它们的共聚物的环管淤浆反应器 42,但应理解,本技术可类似地应用于其它类型的液相反应器。

[0114] 环管淤浆反应器 210 一般由通过平滑弯头或肘管连接的管段组成。一种典型的反应器 210 构型包括八个带夹套的垂直管柱,所述管柱直径约为 24 英寸和长度约为 200 英尺,由在管柱顶部和底部的肘管连接。如以下所讨论的,通常提供反应器夹套 212 以通过冷却介质如经处理的水在反应器夹套 212 中的循环从放热的聚合中除去热量。

[0115] 反应器 210 可以用来在淤浆条件下进行聚烯烃的聚合,其中聚烯烃的不溶性颗粒在流体介质中形成并且被悬浮成淤浆,直到被除去。驱动装置如泵 214 使流体淤浆在所述反应器 210 中循环。泵 214 的一个实例是在线轴流泵,所述泵的叶轮设置在所述反应器 210 的内部,以在流体介质内产生湍动混合区。所述叶轮还可以帮助推进所述流体介质以足够的速度通过所述反应器的封闭回路,以保持固体颗粒如催化剂或聚烯烃产物悬浮在所述流体介质中。所述叶轮可以由电动机 216 或其它驱动力来驱动。

[0116] 在反应器 210 内的流体介质可以包括烯烃单体和共聚单体、稀释剂、助催化剂 (如烷基化物、三乙基硼、甲基铝氧烷等)、分子量控制剂 (如氢) 和任何其它所需的共反应物 (co-reactants) 或添加剂。这样的烯烃单体和共聚单体一般是每个分子具有最多达 10 个碳原子且通常没有比 4- 位更接近双键的支链的 1- 烯烃。单体和共聚单体的实例包括乙烯、丙烯、丁烯、1- 戊烯、1- 己烯、1- 辛烯和 1- 癸烯。再次地,典型的稀释剂是惰性的且在反应条件下为液体的烃,并且包括例如异丁烷、丙烷、正戊烷、异戊烷、新戊烷、正己烷、环己烷、环戊烷、甲基环戊烷、乙基环己烷等。这些组分经在指定位置的入口或导管添加到反应器内部,例如在进料物流 80 所示的,所述进料物流 80 一般对应于图 1 的进料物流 18 之一。类似地,催化剂 (例如前面所讨论的那些) 可以经在适当位置的导管添加到反应器 210 中,例如在进料物流 88 所示的,所述进料物流 88 可以包括稀释剂载体并且其也通常对应于图 1 的进料物流 18 之一。总体来说,添加的组分一般包括在反应器 210 内的流体介质,在所述介质内催化剂是悬浮的颗粒。

[0117] 反应条件如温度、压力和反应物浓度被调节,以利于反应器中聚烯烃的所需的性能和生产率,控制反应器的稳定性等。通常将温度保持在低于聚合物产物将进入溶液的温度值。如所指出的,由于聚合反应的放热性质,可以使冷却流体经围绕部分环管淤浆反应器 210 的夹套 212 循环以除去过量的热量,从而将温度保持在所需的范围内,通常在 150 °F 至 250 °F (65°C 至 121°C)。类似地,可以将压力调节在所需的压力范围内,通常为 100 至 800psig,典型的范围是 450-700psig。为了减少在反应器系统 20 中的电力消耗,通过降低水的流量 (如减少一半) 并允许水的更大的温度增加 ΔT (例如 ΔT 在 15 至 45 °F 的范围内,而不是通常的 10 °F),可以减少使经处理的水经夹套 212 循环的冷却剂泵的大小。这样,在一个实施方案中,可将冷却剂泵电动机的功率 (参见图 8 和 9) 减少 30-70%。

[0118] 随着聚合反应在反应器 210 中进行,单体(如乙烯)和共聚单体(如 1-己烯)聚合形成聚烯烃(如聚乙烯)聚合物,所述聚合物在反应温度下基本上不溶于所述流体介质中,因而形成在所述介质中的固体颗粒的淤浆。这些固体聚烯烃颗粒可以经沉降腿或其它机构如连续取料口从所述反应器 210 中除去,如排出物流 22 所示。在下游处理中,从反应器排出的聚乙烯可以被从淤浆中萃取并纯化。

[0119] V. 稀释剂/单体回收系统

[0120] A. 闪蒸室

[0121] 来自反应器 210 的排出物 22 可以流经在线闪蒸加热器 222 并进入闪蒸室 224。在线闪蒸加热器 222 可以是使用例如蒸汽或蒸汽冷凝物作为加热介质来对排出物 22 进行间接加热的环绕的导管。因此,环管淤浆反应器 210 的流出物(排出物 22)在引入闪蒸室 224 之前被加热。还有,在所述排出物 22 进入闪蒸室 224 之前,可以将水或其它催化剂毒物注入到所述排出物 22 中,以使在所述排出物 22 物流中的任何残余催化剂失活。由于这些注入的组分从定义上来说是在催化剂毒物,所以它们通常被从循环到反应器 210 的任何回收的物质(例如单体或稀释剂)中完全除去或至少基本上除去。

[0122] 在闪蒸室 224 中,反应器排出物 22 的大部分非固体组分作为在闪蒸气体 226 中的蒸气由塔顶取出。注意,这种循环的闪蒸气体 226 可以旁路通过分馏系统而通到反应器 210 中(即经过进料系统 16)。在聚乙烯生产中,这种蒸气通常主要是稀释剂,例如异丁烷或前面提及的其它稀释剂。它还可以含有大部分未反应的单体(如乙烯)和其它轻组分,以及未反应的共聚单体(如 1-己烯、丁烯、1-戊烯、1-辛烯和 1-癸烯)和其它重组分(如己烷和低聚物)。一般地,轻组分或“轻物质”可以被定义为具有比所采用的稀释剂低的沸点的那些轻组分。相反,重组分或“重物质”可以被定义为具有比稀释剂高的沸点的那些组分。闪蒸气体 226 的一种典型的近似组成为 94wt. % 的异丁烷、5wt. % 的乙烯和 1wt. % 的其它组分。在闪蒸室 224 中可以保持一定数量或体积的松散物,以得到松散物在所述室 224 中附加的停留时间,从而有利于在多孔的松散物颗粒中夹带的液体和蒸气的分离。

[0123] 闪蒸气体 226 可以被在例如旋风分离器、袋过滤器等的设备中处理,在此夹带的松散物颗粒被除去并返回到闪蒸室 224 或返回到下游设备,例如以下要讨论的吹扫塔。闪蒸气体 226 还可以穿过例如脱氧床。而且,在循环到进料系统 16 或分馏系统 30 之前,所述闪蒸气体 226 可以被在热交换器(如管壳式结构)中冷却或冷凝。为了减少在分馏系统 30 中的蒸汽消耗,闪蒸气体 226 可以旁路经过分馏系统 30 并经进料系统 16 更直接地返回到反应器 210。

[0124] 至于在闪蒸室 224 中的固体(聚合物),它们连带少量夹带的稀释剂(和单体)经固体排料 230 排出并输送到吹扫塔 228。如本领域普通技术人员可理解的,固体排料 230 导管可以包括阀门结构,其允许聚合物向下流经导管,同时减少蒸气在吹扫塔 228 和闪蒸室 224 之间流动的可能性。例如,可以在固体排料 230 导管上设置一个或多个旋转或循环阀。而且,还可以在所述导管上设备一个较小的松散物室。传统上,来自所述闪蒸室的松散物固体排放到低压闪蒸室,而所述低压闪蒸气体需要进行压缩以循环到分馏系统 30 和反应器中。然而,本技术规定省略低压闪蒸和相关的压缩(电力的显著消耗者),并且将松散物固体由闪蒸室 224 排放到吹扫塔 228 中。这种向吹扫塔的排放可以包括适当的阀结构、缓冲室或简单的导管等。注意,某些实施方案规定了从所述闪蒸室的连续的松散物排料,这省略

了一个或多个较大的循环阀及相关的能量消耗。

[0125] B. 吹扫塔

[0126] 进料到吹扫塔 228 中的主要固体进料通常是离开闪蒸室 224 的固体排料 230 (聚烯烃松散物)。吹扫塔 228 的一个目的是从进入的固体物流中除去残余的烃并提供基本上清洁的聚合物松散物 232。所述松散物 232 可以被输送或运输到挤出 / 装载系统 36 中, 以转变为丸粒 38, 并作为聚烯烃丸粒树脂分销到消费者 40。一般地, 以聚合物松散物 232 的形式从吹扫塔 228 排放的处理过的聚合物颗粒可以在挤出 / 装载系统 36 (图 1) 中在常规的整理操作如螺杆挤出机中进行加工。

[0127] 在所图示的典型的吹扫塔系统中, 氮气循环通过吹扫塔 228, 以通过塔顶排放物 234 除去残余的烃。这种排放物 234 可以被输送通过分离单元 236, 例如膜回收单元、变压吸附单元、冷冻单元等, 以通过氮气物流 238 回收氮气, 并排出分离的烃物流 240 作为进到分馏系统 30 的进料。在本领域中, 分离单元 236 可以被称为异丁烷氮气回收单元 (INRU)。而且, 可以向氮气回路中添加新鲜氮气 242, 来补偿在吹扫塔 228 系统中的氮气损失。最后, 应指出的是, 烃物流 240 可以向分馏系统 30 有益地提供进料 (参见图 13)。例如, 从分离单元 236 排放的烃物流 240 使得可得到烃原料, 该烃原料可以被加工以给出在催化剂制备中使用的含烯烃的稀释剂。

[0128] C. 备选的布置

[0129] 如本领域普通技术人员可理解的, 在稀释剂 / 单体回收系统 24 中可以采用许多种布置。例如, 可以将来自闪蒸室 224 的固体排放物 230 输送到另一反应器 (例如气相反应器) 而不是输送到吹扫塔 228 或低压闪蒸室。如果排放到另一反应器中, 可以不在上游在排放物 22 中注入催化剂毒物, 并且因此残余的活性催化剂得以保持, 用于进一步的聚合。

[0130] 在另一种布置中, 吹扫塔 228 可以被从回收系统 20 中省略并与下游的挤出机进料罐合并。如果需要, 与吹扫塔 228 相伴的分离单元 236 可以重新定位以适应所述挤出机进料罐。这样, 可以利用在闪蒸室 224 中的高工艺压力来将在固体排放物 230 中的松散物颗粒输送到挤出 / 装载系统 36, 省略了传统上用于将松散物 232 输送到挤出 / 装载系统的鼓风机系统 (和相关的电力消耗)。而且, 在松散物颗粒中的热量可以被保持, 因为所述颗粒没有经历在常规的鼓风机输送回路中的典型的氮气冷却作用。因此, 在下游的挤出机进料系统中可以使用更少的松散物颗粒加热。最后, 在闪蒸室 224 中的工艺压力可以被用来以致密相传送方案来输送松散物颗粒, 因此降低了流动颗粒的速度并减少了对所述颗粒的运输损害。

[0131] VI. 反应器冷却

[0132] 用于反应器冷却的一种改进技术规定了较小的冷却剂泵和相关的电动机, 从而减少了电力消耗。为了实现较小的冷却剂泵 (即冷却水泵) 的安装和操作, 通过反应器夹套的冷却水的温度被允许升高超过常规设计规范的 10 °F。因此, 可以降低冷却水的流量 (和冷却剂泵的大小)。

[0133] A. 环管淤浆反应器

[0134] 图 8 描述了图 7 的一种典型的聚合反应器 210 并显示了冷却介质通过反应器夹套 212A-H 的逆流流动方案。再次地, 环管反应器 210 一般由通过光滑弯头或肘管连接的管段组成。驱动装置如泵 214 使流体淤浆在反应器 210 中循环。泵 214 的一个实例是在线轴流

泵,其中泵叶轮设置在反应器 210 的内部。冷却剂系统 250 经反应器夹套 212A-H 从环管反应器 210 中除去热量。冷却剂系统 250 提供了冷却剂供给物 252(如经处理的水)并具有冷却剂返回物 254。

[0135] 当聚合反应在反应器 210 内进行,可以控制反应条件以促进所需的聚合度和所需的反应速度,同时保持温度低于聚合物产物进入溶液的温度。如所提及的,由于聚合反应的放热性质,可以围绕部分封闭的环管系统提供冷却夹套 212A-H,冷却流体根据需要循环通过所述冷却夹套以除去过量的热量(反应热),由此将温度保持在所需的范围内,通常为 150 °F 至 250 °F (65°C 至 121°C)。

[0136] 一般地,反应器温度随反应器系统操作条件的变化而线性改变。在本领域中的一种被接受的假说是,由放热聚合在反应器中产生的热量与聚烯烃生产率(即每小时聚合的聚烯烃的磅数)呈线性关系。因此,作为反应器中能量或热量指征的反应器温度随生产率线性变化。如本领域普通技术人员可理解的,典型的反应器温度控制可能涉及比例积分微商算法 (proportional-integral-derivative (PID) algorithm.)。

[0137] B. 反应器冷却剂系统

[0138] 参看图 9,一种用于图 8 的环管淤浆反应器 210 的冷却系统 250 的工艺流程图被描述。冷却剂系统 250 提供了冷却剂供给物 252 给反应器夹套 212A-H。冷却剂系统 250 接收来自反应器夹套 212A-H 的冷却剂返回物 254。可以使用许多种冷却剂来除去热量或添加热量给反应器系统。在这种示例性的实施方案中,将蒸汽冷凝物(软化水)用作冷却剂。冷却剂返回物 254 “携带”了从反应器中除去的热量。冷却剂系统 250 将这种热量输送到实用冷却介质中,例如输送到冷却塔水或海水中。冷却剂系统将“经冷却的”冷却剂供给物 252 送到反应器夹套。典型的冷却剂供给物 252 的温度范围为 105 °F 至 150 °F,典型的冷却剂返回物 254 的温度范围为 130 °F 至 190 °F。

[0139] 例如可以通过离心泵(如图示的,通过冷却剂泵 256)来使通过冷却剂系统 250 和通过反应器夹套 212A-H 的冷却剂流循环。冷却剂泵 256 的一种典型设计基础是在 3 至 12 百万磅/小时冷却剂下约 50 至 60 磅/平方英寸 (psi) 的输送压头。反应器夹套 212A-H(图 8)的一种典型构型是平行操作的两个逆流双管换热器,其中内管(反应器)具有约 22 英寸的内径,外管(夹套)具有约 28 英寸的内径。在这一实例中,反应器夹套 212A-H 的总传热面积为约 5000 平方英尺。

[0140] 冷却剂循环可以是封闭回路的满液系统 (hydraulically full system)。在冷却剂回路中(即在或接近泵 256 的吸入口)可以采用稳压罐 28 来保持所述回路充满液体,并通过补偿由冷却剂温度波动所引起的水压膨胀来减少冷却剂系统的压力波动。因此,通过控制稳压罐的液面和压力,可以将泵 256 吸入口的压力保持基本上恒定。

[0141] 通过冷却剂系统和反应器夹套的总的冷却剂循环流量通常被保持恒定并可在流量元件 258 处测量。流量元件 258 可以代表例如安装在冷却剂管道中的流量孔板。控制系统可以根据孔口尺寸和测量的上游和下游压力来计算循环流量。来自流量元件 258 的流量指示可以被流量控制器 260 接收,所述控制器 260 可以是在分布式控制系统 (DCS) 中的控制块。为了保持总的恒定流量,使用控制信号 266 的流量控制器 260 的输出可以调节在流动旁路管线 264 上的阀 262 的位置。在本领域中分布式控制系统的一个公知的实例是

Honeywell TDC-3000 控制系统。通常,希望使阀 262 位置的移动最小化,以防止在冷却剂泵 26 中的循环。因此,在所述系统中其它位点处的附加装置可有助于保持总的冷却剂循环流量恒定。

[0142] 在环管淤浆反应器 210 的正常操作过程中,热量被从反应器内容物中除去,且热量被在冷却器 250 中交换,冷却器 250 可代表一个或多个冷却器。热量被从在冷却器 274 中的冷却剂中除去,以冷却流向反应器夹套 212A-H 的冷却剂供应物 252。冷却器 250 可以是例如管壳式热交换器或板框式热交换器。例如冷却塔水或海水的冷却介质与冷却剂反向流经所述冷却器,通过热交换表面除去热量但不与所述冷却剂混合。在这一实例中,冷却介质流可以由冷却水供给物 272 和冷却水返回物 274 来代表。冷却塔(未示出)可以通过从冷却水返回物 272 中除去热量并提供冷却的冷却水供给物 274 来对所述循环的冷却介质进行处理。因此,冷却塔水从所述冷却剂中除去热量,所述冷却剂又从反应器 210 中除去热量。在一个实例中,冷却器 268 代表平行操作的四个板框式交换器冷却器,各冷却器具有约 200 块不锈钢(304)板和大约 1600 平方英尺的传热面,传热系数作为冷却剂流量的函数在约 200 至超过 800Btu/小时/平方英尺/°F 之间变化。除去的热量为每个冷却器除去约 15.5 百万 Btu/小时,在冷却剂侧的设计压降为约 3psi。为了进行温度控制,冷却剂控制器 276(冷却剂温度控制器)维持流向反应器夹套的冷却剂供给物的温度。冷却剂控制器 276 发送输出信号 278 来调节阀 270(及可能的其它阀)的位置。

[0143] C. 减少的冷却剂流量

[0144] 如所提及的,通过允许冷却剂更大的温度升高,可以减少流经反应器夹套 212 A-H 的冷却剂的流量。传统上,在冷却剂供应物 252 和冷却剂返回物 254 之间的温差 ΔT 被保持在 10 °F。换言之,冷却剂返回物 254 的温度仅被允许升高到比冷却剂供应物 252 的温度高约 10 °F 的温度。然而,目前,冷却剂返回物 254 的温度现在被允许比冷却剂供应物 252 的温度升高超过 10 °F(例如 15-45 °F 及更高)。因此,采用更小的通过反应器夹套的冷却剂流量,所述冷却回路可以从反应器 210 中吸收相同或更大量的热量。相对于常规的 10 °F 的 ΔT ,对于 ΔT 为 20 °F 的实例,流量减少约一半。因此冷却剂泵 256 电动机的大小可以减小(例如由 1250 马力减少到 600 马力)。

[0145] VIII. 用于环管反应器泵的导流叶片

[0146] 本技术规定在使反应器内容物循环的环管反应器泵中使用导流叶片。导流叶片的这种使用改进了泵效率,减少了电力消耗,并通过增加聚烯烃生产率降低了归一化的电力用量。除改进泵效率以外,导流叶片的实施改进了环管反应器和环管反应器泵的若干种性能特性。例如,在循环比、泵压差、在环管反应器中的预期固体操作能力及如所提及的在反应器中的聚烯烃生产率等方面得到益处。在 24 英寸外径(OD)环管反应器的情况下,在反应器泵中使用导流叶片可以提供每年 11 至 13 亿磅聚烯烃的聚烯烃生产量。导流叶片可以在新装备中或在现存环管反应器泵的改型中采用,以产生更高的泵压头和淤浆速度,其能够实现更高的固体含量和在反应器中的停留时间。泵压头的增加例如可以在 5 至 25% 的范围内。

[0147] 例如可以在标称 OD 在 24 英寸至 32 英寸范围内的环管泵上采用导流叶片。这种泵的典型的条件是在每分钟 35,000-40,000 加仑(gpm)下 240-300 英尺的热量,泵效率改

进为 1-4%。所述导流叶片允许较大的反应器具有与较小的反应器相同的循环比。在 30 英寸泵的具体实例中,具有导流叶片的泵在 45,000-55,000 加仑反应器中提供了足够的循环。获得甚至更大的反应器体积增加的其它构型可以包括较大的泵直径、使用两个反应器泵或增加反应器直径来缩短反应器长度等。

[0148] 一般地,可采用三个至六个导流叶片,具有在 0 至 30 度范围内的相对叶片角度。如本领域普通技术人员可理解的,相对叶片角度是导流叶片相对于泵螺旋桨前沿角的角度。换言之,相对叶片角度是导流叶片出口角度的平均值与泵叶片相对于螺旋桨旋转平面的前沿角的差值。相对叶片角度的较大的正数一般意味着反应器淤浆被前涡流 (preswirl) 导流叶片更少地旋转,而较小的数或负数一般意味着所述淤浆被更多地旋转。淤浆的前涡流旋转的方向为泵螺旋桨旋转的相反方向。

[0149] 典型的导流叶片可以被焊接到泵螺旋桨上游的反应器管道壁上。导流叶片的布置可以在泵螺旋桨上游 0.1 至 2 倍管道直径。导流叶片可以被定位于避开螺旋桨轮毂和在连接到泵入口的反应器法兰的上游。在这种情况下,可以方便泵吸入管的拆卸,其中导流叶片不延伸到法兰的下游。

[0150] 在一个实例中,导流叶片起始为约 24 英寸长,6-7 英寸高,和 0.6-0.9 英寸厚。导流叶片可以是曲形的和弯折的,使得导流叶片基本上与流动方向平行并且排出端处于所需的相对角度,同时顺应泵的吸入管道的内部。导流叶片的上游边可以是倾斜的,使得如果小碎片或大的聚合物碎片(如聚合物“绳”或“线”)挂在所述上游边,所述小碎片或碎片可趋向于有利地滑到所述管道的中心并然后从所述导流叶片上剥离。

[0151] IX. 反应器流出物排放的连续取料口

[0152] A. 构造和优点

[0153] 图 10-12 图解了反应器排放物 22 的连续取料口机构。参看图 10,一种设置在环管淤浆反应器 210 的管道肘管上的连续取料口机构 280 被描述。连续取料口机构 280 包括取料口圆筒 282、淤浆取出管线 284、紧急关闭阀 285、调节流量的比例电动机阀 286 和冲洗管线 287。反应器 210 可以充满“液体”来操作,且因为反应器液体内容物是略可压缩的,通过所述系统的液体的压力控制可以由阀门来实现。另外,在稀释剂的输入保持基本恒定的情况下,可以使用所述比例电动机阀 58 来控制连续出料的速率并保持总反应器压力处于指定的设定点内。

[0154] 参看沿图 10 的 11-11 截面线取得的图 11,具有连续取料口机构 280 的光滑弯曲的管道弯头被描述。因此,所图示的管道弯头可以被认为是一个带有附属物的弯头。如所示的,所述机构包括取料口圆筒 282,在这种情况下,所述取料口圆筒 282 以与弯头外表面的切线成直角的方式连接。另外,与所述圆筒 282 连接的是淤浆取出管线 284。设置在取料口圆筒 282 内的是柱塞阀 288,其可用于至少两个目的。首先,如果取料口圆筒例如被聚合物结垢,其可对取料口圆筒提供清洁机构。第二,它可用作整个连续取料口组件的关闭阀。

[0155] 图 12 显示了取料口圆筒 282 的一种连接取向,所述取料口圆筒 282 切向固定在弯头弯曲部位并且刚好在淤浆流向上转向之前的位点。开口对于内表面来说可以是例如椭圆形,并且可以进一步扩大来改进固体取料。最后,应指出的是,可以实施取料口圆筒 282 连接的各种取向。

[0156] 在环管反应器中在惰性稀释剂存在下进行的烯烃聚合反应的产物淤浆的连续取

料,允许反应器在比采用用来排放聚合物的常规沉降腿的情况下高得多的固体浓度下进行操作。例如,采用沉降腿结构,在异丁烷稀释剂中主要是乙烯聚合物(聚乙烯)的生产一般限于 37-40 重量%(wt.%)的反应器中最大固体浓度。然而,已发现连续取料口(CTO)允许显著增加固体浓度。结果,采用连续取料口,可以在反应器中实现大于 50wt.%的固体浓度。应强调的是,在商业操作中,低至 1 个百分点的固体浓度增加都有很大的意义。例如,这种增加允许更高的聚乙烯生产率,并因此通常给出提高的归一化能量效率。另外,在反应器排放物 22 中的较少的液体可以施加较小的负荷给下游的回收和分馏系统 22 和 24,并因此减少了下游的能量消耗。另外,这种技术可提供电力消耗的节约,因为连续取料口排料比常规的排料方案从反应器中除去了更多的细粉。由于反应器中颗粒的较小的表面积,流体混合物可以在较低的粘度下操作,使得所述混合物可在反应器中更容易地进行循环,并且因此,对泵送及相关的功率需求减少。

[0157] B. 聚烯烃颗粒尺寸

[0158] 而且,提高反应器的固体承载能力还提高了在更高的空时收率(例如,理想的 2.6 或更高)下操作反应器的能力,所述空时收率以每加仑反应器体积每小时生产的聚合物产物的磅数或等价度量方法来度量。空时收率的这种增加结合以减少的反应器结垢发生,可以导致在反应器 10 中增加的聚烯烃生产和产量。

[0159] 为了提高反应器的固体承载能力,可能希望生产出在所需的尺寸范围内的聚合物颗粒,使得聚合物颗粒更易于保持悬浮,由此允许在反应器中实现更大的固体重量百分数。例如,Englehard Lynx 100 催化剂在平均水平上生产出比使用 Davidson 969 MS Chrome 催化剂制备的聚合物颗粒更小的聚合物颗粒,所以 Englehard Lynx 100 催化剂可以被用来在反应器中实现更高的固体含量而不会诱导结垢。在该实例中,通过 Lynx 100 催化剂制备的聚合物颗粒可以在比通过 969MS 催化剂制备的相当的聚合物颗粒更高的固体含量下循环。

[0160] 所期望的尺寸范围可以不同,取决于聚合物产物和反应条件。在一个实施方案中,为了在一定反应条件如关于图 1 所讨论的那些反应条件下运行的环管淤浆反应器中保持适当的淤浆条件,少于 1wt%的聚合物颗粒尺寸大于 $1,500\mu$ 。在另一实施方案中,少于 5wt%的聚合物颗粒尺寸大于 1000μ 。在又一实施方案中,少于 0.1wt%的聚合物颗粒尺寸大于 $1,500\mu$ 和 / 或少于 0.5wt%的聚合物颗粒尺寸大于 1000μ 。

[0161] 在另一方面,为了避免与过多细颗粒相关的问题,在一个实施方案中,少于 5wt%的聚合物颗粒尺寸小于 100μ ,在另一实施方案中,少于 0.5wt%的聚合物颗粒尺寸小于 100μ 。再有,在又一实施方案中,多于 70wt%的聚合物颗粒尺寸在 300μ 至 500μ 之间,在另一实施方案中,多于 80wt%的聚合物颗粒尺寸在 300μ 至 500μ 之间。在又一实施方案中,多于 90wt%的聚合物颗粒尺寸在 300μ 至 500μ 之间。

[0162] 可以通过许多种技术来实现具有这些优选值的尺寸分布的聚合物颗粒的生产。例如,可以采用因催化剂尺寸、形状、活性表面积或其它催化剂活性特征而生产出在所需尺寸范围内的聚合物颗粒的催化剂。特别地,通过催化剂制备的聚合物颗粒的尺寸一般随催化剂颗粒的尺寸成比例地变化;即,较小的催化剂一般制备出较小的聚合物颗粒。不同尺寸的聚合物颗粒的重量百分比在各催化剂间可以不同,并且一般对应于催化剂的颗粒尺寸。例如,不象较大的催化剂, 25μ 的 EP30X 催化剂不能生产出可测量的大于 1190μ 的聚合物颗粒。类似地,小于 100μ 的催化剂生产出小于 5wt%的尺寸大于 $1,000\mu$ 的聚合物颗粒,

而 100 μ 的催化剂生产出大于 5wt% 的尺寸大于 1,000 μ 的聚合物颗粒。虽然催化剂尺寸可以是决定聚合物颗粒尺寸的一个因素,但其它因素如形态、活性部位可利用性等也可以影响通过给定催化剂制备的聚合物颗粒尺寸的范围。

[0163] X. 分馏系统

[0164] A. 稀释剂纯化

[0165] 在聚烯烃生产中的分馏系统 30 的一个目的是纯化从反应器系统(例如从环管淤浆反应器 210)排放的、并在稀释剂/单体回收亚系统 24 中闪蒸/回收的稀释剂。但是首先应再次指出的是,来自稀释剂/单体回收系统 24 的闪蒸的稀释剂可以不用冷凝及经过处理器如分子筛系统,而是直接循环到环管淤浆反应器 210,旁路经过所述分馏系统 30。所述处理器可以除去不希望的组分,例如在高压闪蒸室 44 上游注入反应器排放物 22 中的催化剂毒物(如水)。

[0166] 另一方面,一些或全部的来自稀释剂/单体回收系统 24 的回收的稀释剂可以被送到所述分馏系统 30 中的分馏塔,以除去重组分,例如己烯、己烷和低聚物。所述塔还可以除去轻组分,例如与乙烯进料一起进入的乙烷、来自吹扫塔 228 的氮气、来自反应器 210 的未反应的乙烯,等等。在一种布置中,所述分馏亚系统首先在重组分塔(也称为稀释剂循环塔、循环异丁烷塔等)中除去重组分,并然后在随后的轻组分塔(也称为稀释剂纯化塔、异丁烷纯化塔等)中除去较轻的组分。

[0167] B. 重组分塔

[0168] 为了除去重组分,第一塔(重组分塔或稀释剂循环塔)可以将重组分(如己烯、己烷和低聚物)由所述塔底部排出到火炬。在某些构型中,所述第一塔还可以生产稀释剂产物(如异丁烷)的支流,其通常含有可测量量的轻组分(如乙烯),但可接受地循环到环管淤浆反应器 210 中。在老的构型中,循环到反应器 210 的这种稀释剂产物物流可以包含分馏系统 30 从稀释剂/单体回收系统 24 接收的大部分的回收的稀释剂。所述第一塔还可以生产主要包含稀释剂、惰性组分和乙烯的塔顶轻组分物流,其可以被部分冷凝。未冷凝的组分(如氮气、乙烯)可以被燃烧掉或循环到提供者处,或者可以作为进料排出到下游的第二(轻组分)塔。根据具体聚烯烃设施所采用的构型,塔顶物流的冷凝组分可以被用作第一塔的回流物和用作第二塔的回流物或原料,

[0169] C. 轻组分塔

[0170] 为了除去轻组分,第二塔(轻组分塔或稀释剂纯化塔)除去轻组分(如乙烯、乙烷和氮气),以给出更纯的稀释剂产物,该产物可以是基本上不含烯烃的(重组分已在上游的塔中除去)。与第一塔相比,第二塔通常加工较少量的稀释剂。不含单体(不含烯烃)的稀释剂的小量物流可以由第二塔底部排出并用于催化剂制备、催化剂输送、催化剂冲洗、其中存在催化剂的反应器冲洗等。不含单体的稀释剂的获得对这些与催化剂相关的功能是有利的,因为在反应器 210 以外烯烃单体不与催化剂接触是重要的。这种接触会导致在所述方法的不希望的部分发生聚合,这可能阻塞设备,造成操作问题,浪费催化剂,等等。

[0171] D. 分馏系统设备和方法

[0172] 参看图 13,分馏系统 30 的一个工艺流程图被描述。各具有适宜的内部构件 294 和 296(例如填料、蒸馏盘等)的重组分塔 290 和轻组分塔 292 被图示。将来自吹扫塔 228 的闪蒸气体流,或在这一图示中的烃物流 240(主要是稀释剂),进料到轻组分塔 290 中,该轻

组分塔 290 通常可以在 125-175psig 的压力和 140-350 °F 的温度下操作。所述轻组分塔 290 将在塔顶馏出物中的未反应的单体（如乙烯）和较轻的组分（如乙烷、丙烷、氮气等）以及较重的组分如己烷 -1 和低聚物与在底部排放物中的稀释剂（如异丁烷）分离。来自塔 290 的塔顶馏出物 298 可以在冷凝器 300 如利用冷却介质（如冷却塔水）的热交换器中部分冷凝。另外，应指出的是，新鲜稀释剂 302 可以被添加到冷凝器 300 下游的回路中。

[0173] 未冷凝的蒸气 304 可以被在存贮器 306 中分离并进料到轻组分塔 292 中。在一种可供选择的构型中，全部或部分蒸气 304 可以被排放到上游的提供者操作（如烯烃厂、炼油厂等）或排放到火炬。来自存贮器 306 的冷凝液体 308 可以经泵 310 作为回流物返回到重组分塔 290 中。所述液体 308 还可以作为回流物或进料 314 输送到下游的轻组分塔 292 中。另外，通常主要为稀释剂的液体 308 可以被循环到反应器 210，如标号 316 所示（例如，经过贮存容器和泵）。最后，蒸汽再沸器 318（如管壳式热交换器）将由塔 290 底部排放的重组分 320（如己烯和低聚物）气化，一部分组分 320 被排放到火炬。

[0174] 轻组分塔 292 可以接收冷凝的组分 314 和未冷凝的组分 304，并分离轻组分物流 322（如氮气、乙烷、乙烯）以循环到提供者或作为排气输送到火炬。在塔 292 底部，“不含烯烃的”稀释剂 324（其基本上不含烯烃单体）由塔 292 排出，并可以被收集在例如不含烯烃的稀释剂罐 326 中。然后不含烯烃的稀释剂 82 可以经泵 328（如离心泵、正排代泵等）输送，用于反应器冲洗和催化剂稀释（参见图 2）。蒸汽再沸器 330 将由轻组分塔 292 的底部排出的一部分液体稀释剂 324 气化，来向塔 292 提供返回蒸气流 332。再有，塔 292 可以通过冷冻冷凝器 334 回流，其中致冷剂 336 由冷冻系统 338 来提供。在所图示的实施方案中，冷冻系统 338 还对致冷剂返回物 339 进行处理。所使用的例举性的致冷剂是液体丙烯。在一个实例中，塔 292 的塔顶操作温度在 -10 °F 至 0 °F 的范围内，塔底操作温度在 145 至 170 °F 的范围内。

[0175] 最后，如所讨论的，将从单体 / 回收系统 24 中回收的 80 至 95wt. % 的稀释剂和未反应的单体直接循环到进料和反应器系统 16 和 20 中。例如，从闪蒸室 224 顶空排放且一般对应于图 1 的循环物流 34 的闪蒸气体 226（图 7）可以作为循环稀释剂 54 物流（图 2）经缓冲罐 68 直接输送到反应器 210。这种直接循环显著地减少了分馏系统的负荷，包括重组分塔 290 和轻组分塔 92 的负荷。因此，对于相同能力的聚烯烃装置，这些塔（和类似的分馏塔）及相关的蒸汽再沸器 318 和 330 可显著地减小尺寸（如常规尺寸的 5-20%）。因此蒸汽的用量显著减少，并且通过采用较小的塔显著节约了能量。

[0176] IX. 挤出 / 装载系统

[0177] 参看图 14，图 1 的挤出 / 装载系统 36 的工艺流程图被描述。来自吹扫塔 228（图 7）的聚烯烃松散物 232 可以使用例如稀相鼓风机通过在挤出机 / 装载系统 36 中的阀 340 来气动输送，并进入至松散物料仓 344 的回路 342 或至挤出机进料罐 348 的回路 346 中。松散物料仓 344 可以被用来在挤出 / 装载系统 36 中的挤出机停车（或其它操作停止）过程中提供缓冲能力。另一方面，松散物料仓 344 还可以贮存松散物，以允许在起动反应器 210 的过程中上游的聚合反应器 210 “赶上”的同时所述挤出机可以全速运转。在所述料仓 344 中的聚烯烃松散物可以通过旋转阀 350 借助于鼓风机系统 351 来气动输送到挤出机进料罐。

[0178] 然而,通常,聚烯烃松散物 232(其一般对应于图 1 的松散物 28)的主要物流是经管道 346 输送到挤出机进料罐 348。在下游,松散物旋转阀 352 可以将聚烯烃松散物 354 进料到挤出机 356,在此所述挤出机对聚烯烃松散物 354 进行加热、熔化和加压。如本领域普通技术人员可理解的,来自挤出机进料罐 348 的松散物 354 可以用各种计量器如灵敏的流量计型、主进料器(master-feeder)型等计量加入到挤出机 356 中。而且,可以将添加剂注入到松散物 354 物流中,添加剂的添加速率可以基于与松散物 354 的质量流量的特定比值。该比值或添加剂向松散物 354 中的“从动”进料可以被规定在一定值,以产生例如适合各聚烯烃牌号或产品的所需配方和给出下游聚烯烃丸粒的所需性能。而且,所述添加剂的添加可以用液体添加剂系统、重量损失加料机(loss-in-weight-feeders)等来实现。在某些实施方案中,可以使用一个或多个重量损失加料机来计量预混合的添加剂包,所述添加剂包被从散料容器例如经松散物 354 物流、挤出机 354 进料斗进料到挤出机 356,直接进料到挤出机 354,等等。

[0179] 一般地,挤出机 356 可以将聚烯烃聚合物和添加剂熔化、均一化和泵送通过造粒机 358,该造粒机 358 可以包括例如筛网部件和加热的模头,其将松散物与添加剂的混合物造粒。另外,造粒机刀片(即在水下)可以将经由模头挤出的聚烯烃熔融物切割成丸粒。所述丸粒通常被水 360 骤冷,并可以在丸粒-水淤浆 362 中从造粒机 358 移动到丸粒脱水干燥器 364。所述干燥器 364 可以分离出游离的水,然后通过离心力将残余的表面水从丸粒上干燥。干燥过的丸粒 366 可以排放到例如粗粒筛 368 上,其从符合规格的丸粒 370 中除去过大和过小的丸粒。

[0180] 可以从水槽 372 经离心泵 374 和冷却器 376(如管壳式热交换器)向造粒机 358 供水 360。从丸粒干燥器 364 脱除的水 378 可返回到水槽 372。由粗粒筛 368 排出的聚烯烃丸粒 370 可以经过旋转阀 380 利用重力下落到例如密相气动输送管线 382,并运送到丸粒料仓 384。所述丸粒料仓可以包括存贮槽、混合器、未达标料的存贮罐(off-specification storage tanks)等。在图示的实施方案中,鼓风机组件 386 提供氮气和/或空气 388 来将丸粒 370 经输送管线 382 输送到丸粒料仓 386。可以将聚烯烃丸粒 390 装载到例如轻轨 392、漏斗车、卡车、搬运箱、袋等中。可以使用例如重力型、空气辅助型、多口型装载系统来将丸粒 390 装载到漏斗车中。这种系统可允许漏斗车以高于聚合和挤出生产率的速率自动装载。这样,由更高的装载速率所产生的额外的“时间”可被用来提供时间以在 372 装填后移动漏斗车或有轨车和安置下一空车 372。

[0181] 在挤出/装载系统 36 中可实施多种能量专家(proficient)技术。例如,如前面所讨论的,上游吹扫塔 228 可以与挤出机进料罐 348 合并。因此,可以省略输送松散物 232 的输送系统,并因此可以省略在所述输送系统中的鼓风机的相关电力消耗。再有,在这一实例中,松散物 232 比经历在常规使用的输送系统中的氮气或空气冷却作用(例如冷却到 80-100 °F)的情况更热(例如 450 °F)。通过将吹扫塔 228 合并到挤出机进料罐 348 中,进料到挤出机的松散物 232(变为松散物 354)比传统上进料到挤出机 356 的松散物更热。因此,在挤出机,更少的蒸汽被消耗来加热和熔化引入的松散物 354。

[0182] 一般地,在稀释剂/单体回收系统 24 与挤出/装载系统 36 之间的料仓或存贮容器的数目可以减少。在所图示的实施方案中,图示了两个容器,即松散物料仓 344 和挤出机进料罐 348。但传统上,一直提供多达 10 至 15 个存贮容器和相关的鼓风机输送和循环/混

合系统,来存贮、混合和进料松散物到挤出机 356。因此,在所图示的实施方案中,相对于松散物存贮和进料的传统操作来说,较少的电力被消耗。

[0183] 再有,可以省略最后剩余的松散物料仓 344,并且因此可以省略相关的鼓风机组件 351 和电力消耗。为了废除松散物料仓 344 并放弃相关的松散物停留时间,湿端 42 在操作上可以与干端 44(参见图 1)更紧密地偶联。换言之,在反应器系统 20(图 1)中的聚合反应器 210 的操作中可以实施改进的技术,以允许反应器 210“补偿(back off)”聚烯烃松散物的生产率,例如,适应下游挤出/装载系统 36 中的故障(upsets),这通常可以由松散物料仓 344 的缓冲能力来调节。例如,如果挤出机 356 暂时停车,聚合反应器 210 可以经受“小的杀灭(mini-kill)”或“部分杀灭(partial-kill)”,其中较小比例(例如 ppb 范围)的催化剂毒物如一氧化碳被注入到反应器 210 中,来暂时“杀灭”聚合。因此,如果挤出/装载系统 36 中的挤出机 356 或其它设备发生暂时停车,则由于反应器 210 中缺少聚合,来自反应器 210 排放物 22 的聚烯烃松散物 232 的排放暂时停止或减少。因此,在挤出机进料罐 348 中的停留时间可以足以保持引入的松散物 232 直到挤出机操作重新启动。

[0184] 最后,应指出的是,在挤出/装载系统 36 中可以省略另一鼓风机 输送组件,从而提供电力消耗的进一步减少。可以使用丸粒水泵 374 来将丸粒 362 和 370 输送到丸粒料仓 384,并因此可以省略鼓风机组件系统 386。由于丸粒水泵 374 马达的典型大小仅为 25 马力,而鼓风机马达功率等级在 250 至 500 马力和更高的范围内,所以电力消耗可显著降低。应指出的是,如果使用丸粒水泵 374 来将丸粒水淤浆 360 输送到料仓 386 以上,丸粒干燥器 364 和粗粒筛 368 可以重新设置在料仓 386 以上,从而允许丸粒 366 从干燥器 364 经粗筛 376 重力排卸到丸粒料仓 386 中。

[0185] X. 能量有效技术的总结

[0186] 以下将一些能量有效技术逐条列记。

[0187] A. 在聚合反应器进料系统中,使用质量流量计代替常规的孔板流量计来测量单体的流量,消除了预热单体的需要。

[0188] B. 另外,采用较大的催化剂活化器,减少了对加入到反应器中的聚合催化剂进行活化所消耗(燃烧)的燃料气体的量。

[0189] C. 另外,从反应器进料物流中除去催化剂毒物的处理器的数目被减少,提供了处理器再生中更有效的可量测性和较低的电力消耗。

[0190] D. 而且,所述处理器的改进的再生技术减少了排放到火炬头的惰性组分(如氮气)的量。这减少了为维持加入到火炬的进料合适可燃物含量而注入到所述火炬头的燃料气体(如天然气)的量。

[0191] E. 在反应器系统本身中,从反应器排放的聚烯烃淤浆的连续取料口(CTO)代替常规的经沉降腿的间歇排放,提供了更高的反应器中固体浓度。在反应器中更大的聚烯烃浓度可允许更大的聚烯烃生产率,并因此减少了归一化的能量消耗,部分是通过将固定的能量成本平摊到更多磅数的所制备的聚烯烃上。另外,与常规的沉降腿排放相比,连续取料口排放从反应器中除去更多的细粉,因此,由于反应器中颗粒的较少的表面积,流体混合物在较低的粘度下操作,使得反应器内容物更容易循环。因此,反应器循环泵可以降低尺寸,利用较小的功率。

[0192] F. 另外,液相反应器如环管淤浆反应器,可以由与钢即用于制造环管淤浆反应器

的传统材料相比具有更高强度和热传导性的材料（如 高强度铝）来制造。这种较新的高强度材料提供了改进的更薄的反应器壁,改进的通过所述壁的热传导,和增加的环管反应器直径,允许更高的聚烯烃生产率。

[0193] G. 在反应器系统中的另一实例是在反应器循环泵中使用导流叶片,提供了增加的泵送效率（减少的电力消耗）和增加的聚烯烃生产率。

[0194] H. 在反应器系统中的又一实例是规定流经反应器夹套的冷却剂的更大温度增加（如从传统的 10 °F 提高到 15-45 °F 及更高）的技术。冷却剂供给物和返回物之间的这种增加的温差在较低的冷却剂流量下赋予了相同的除热能力。因此,冷却剂循环泵可降低尺寸,需要较少的功率。

[0195] I. 在对从聚合反应器排放的流出物进行加工的稀释剂 / 单体回收系统中,电力的节约通过省略稀释剂的低压闪蒸和相关的循环压缩来实现。

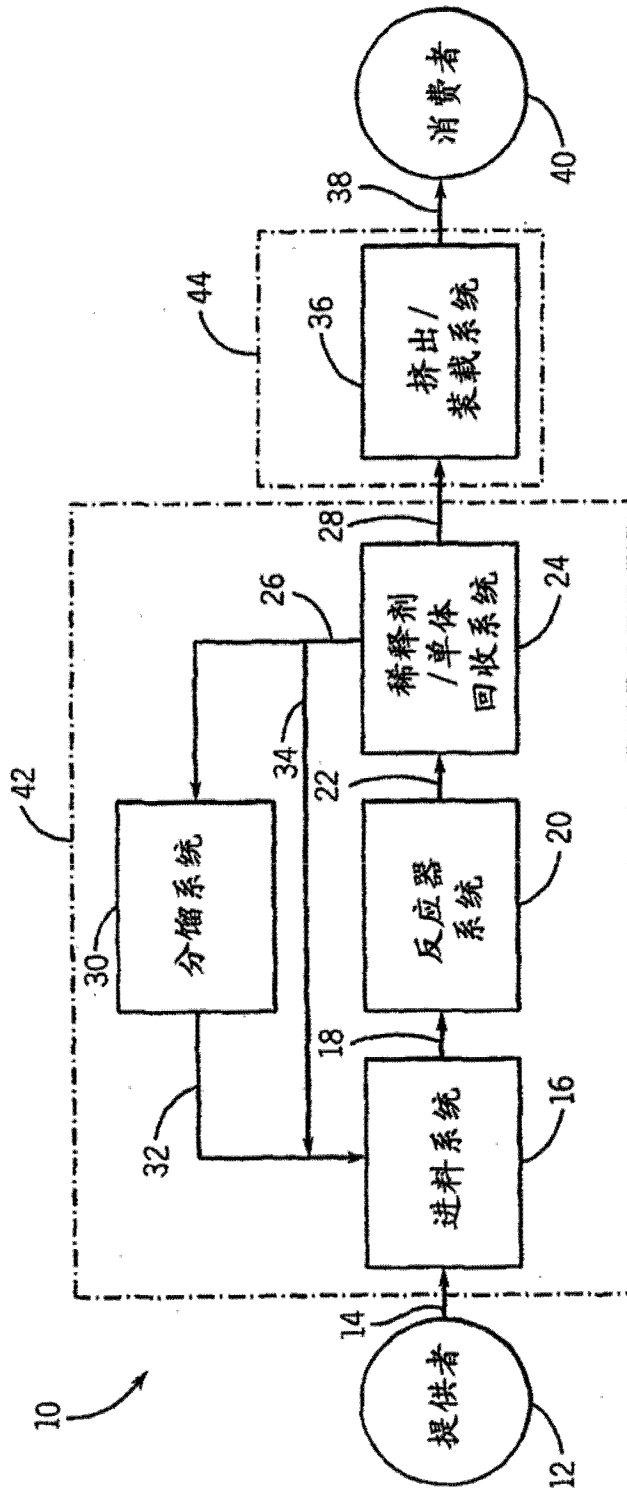
[0196] J. 通过省略从聚烯烃松散物颗粒中除去残余烃的吹扫塔可以获得进一步的节约。代之地,所述除去烃的操作在下游的挤出 / 装载系统中的挤出机进料罐中进行。这种改进允许利用在上游闪蒸室中的工艺压力代替消耗电力的鼓风机输送系统,来将聚烯烃颗粒输送到挤出机进料罐。所述改进还提供了进料到下游挤出机的更热的聚烯烃松散物颗粒（如 450 °F,而常规的输送系统中松散物温度为 80-100 °F ），减少了挤出机的能量负荷。

[0197] K. 而且,在稀释剂 / 单体回收系统和挤出 / 装载系统之间的聚烯烃松散物料仓的数目被减少,这部分是通过上游的聚合反应器和下游的挤出机的改进操作来实现。料仓或存贮容器的这种减少减少了相关的鼓风机的数目和它们的电力消耗。

[0198] L. 在挤出 / 装载系统中,通过使用丸粒水泵取代常规的鼓风机输送组件来将挤出机 / 造粒机排放的聚烯烃丸粒输送到丸粒料仓,节约了电力。确实,丸粒水泵的功率要求比气动输送鼓风机的功率要求低一个数量级。

[0199] 在对来自聚合反应器和稀释剂 / 单体回收系统的回收的未反应单体和稀释剂进行处理的分馏系统中,蒸汽的用量减少多达 90%。这种减少是通过将稀释剂和单体旁路经过所述分馏系统而直接循环到聚合反应器,因此允许使用更小的分馏塔和相关的蒸汽再沸器热交换器来实现的。

图1



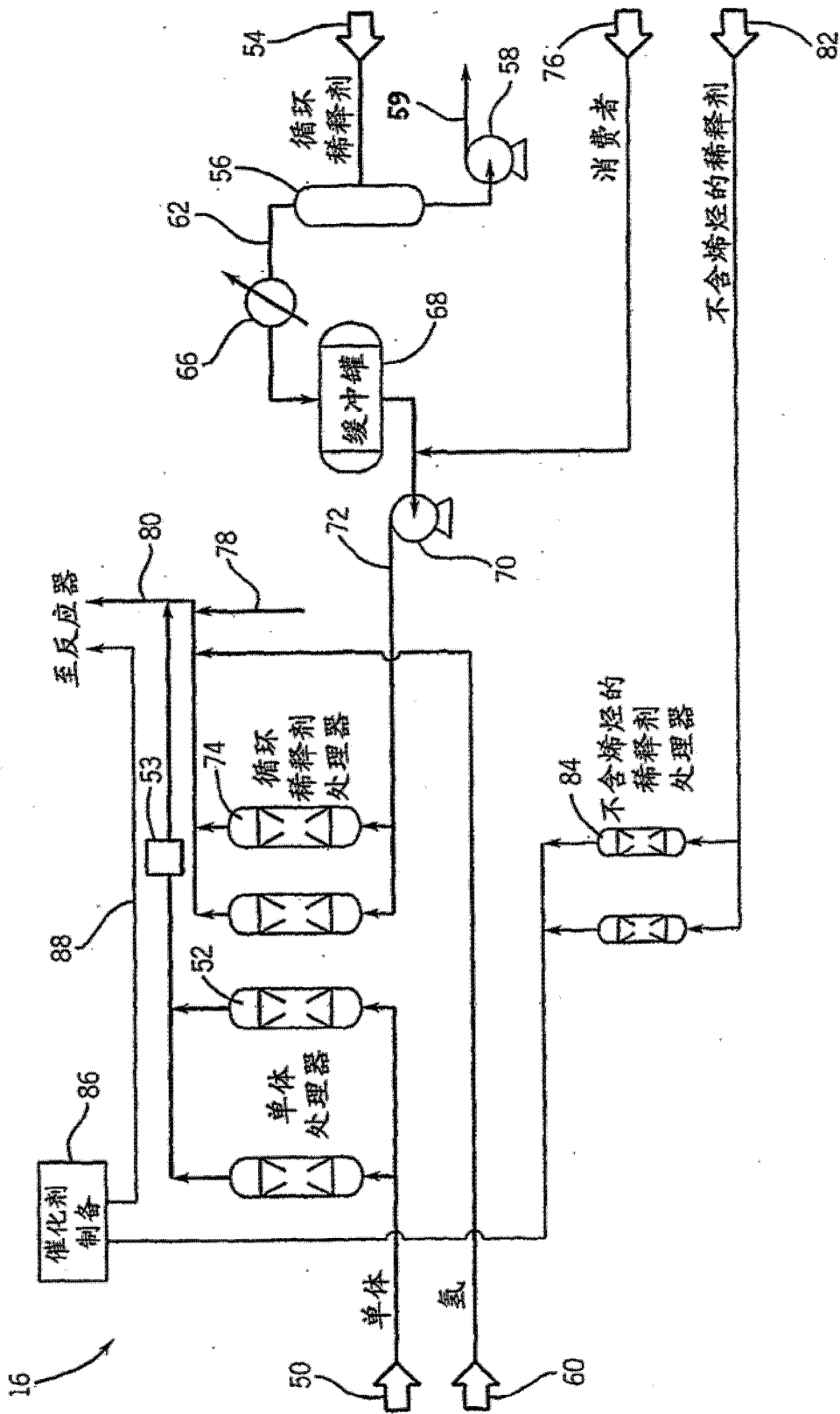


图 2

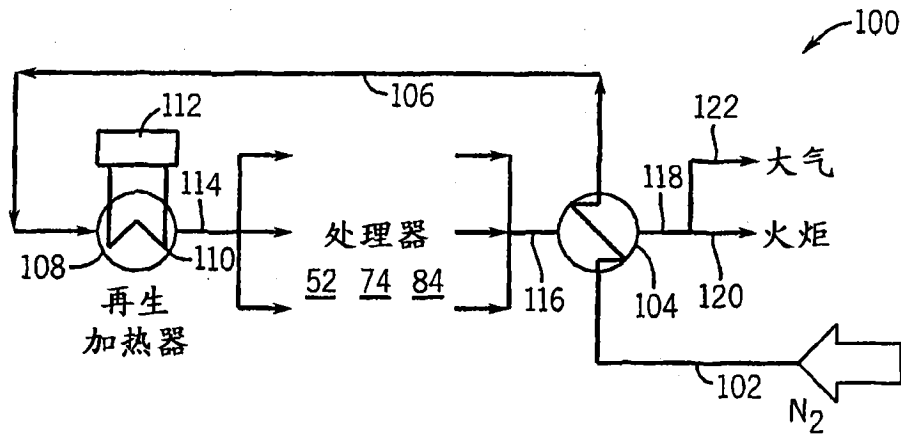


图 3

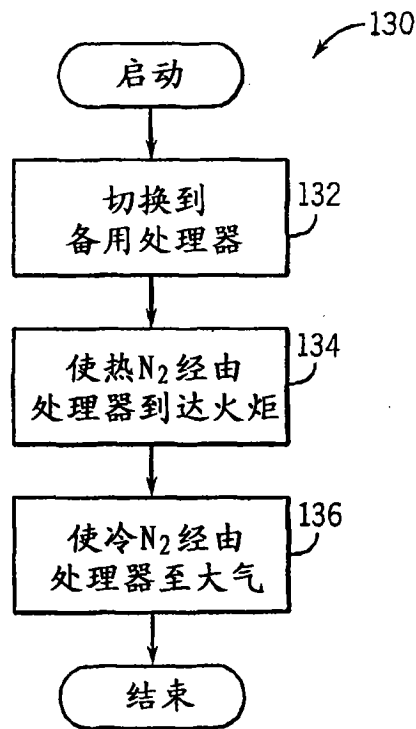


图 4

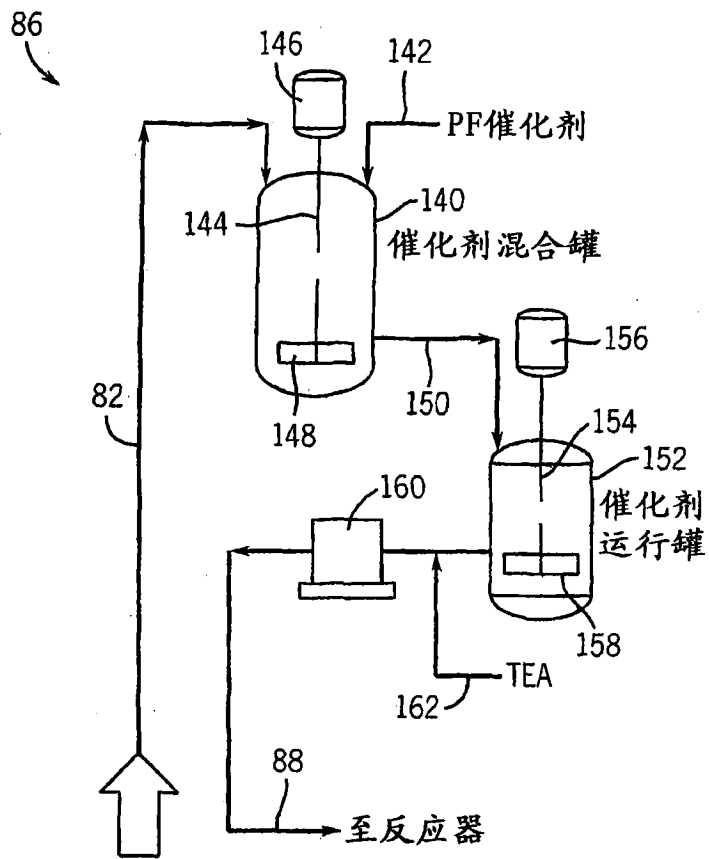


图 5

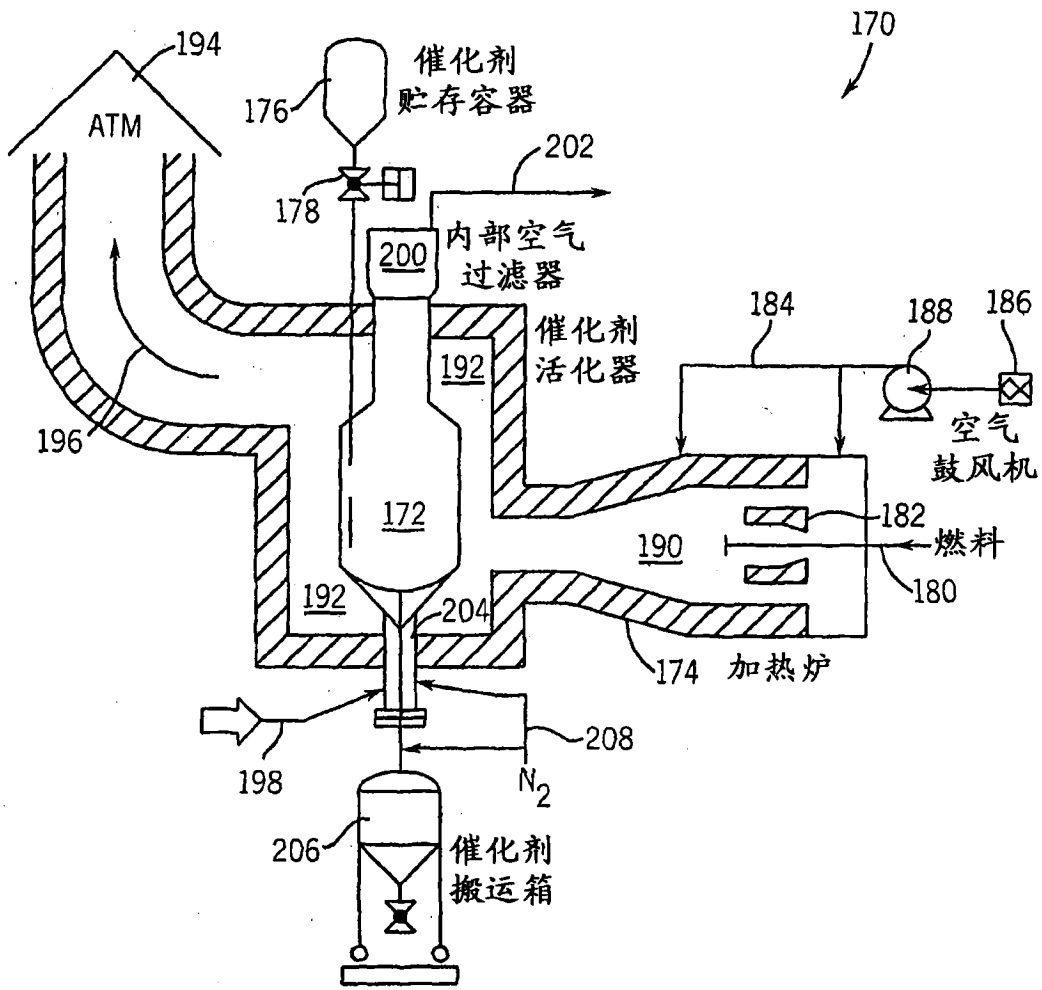


图 6

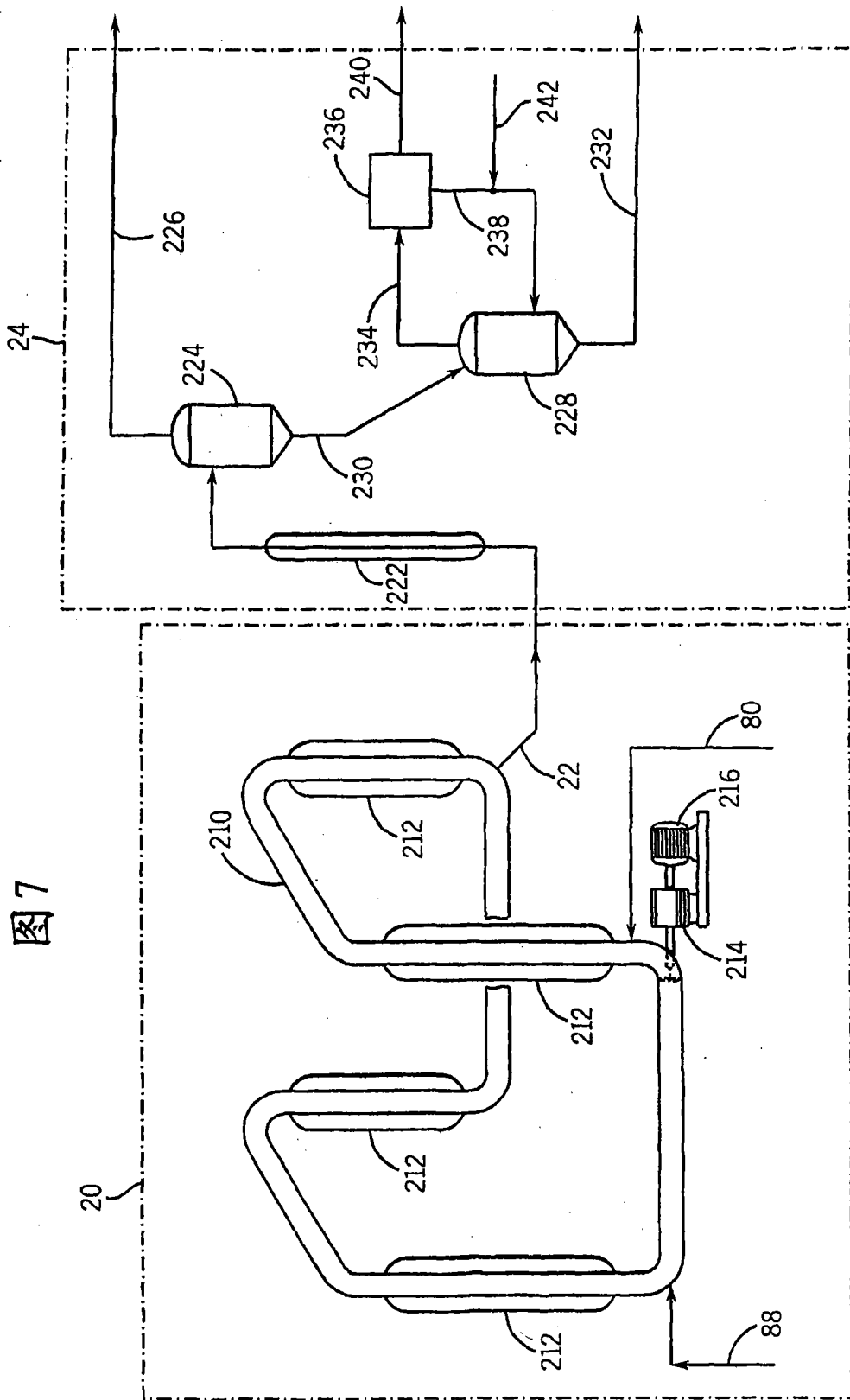


图7

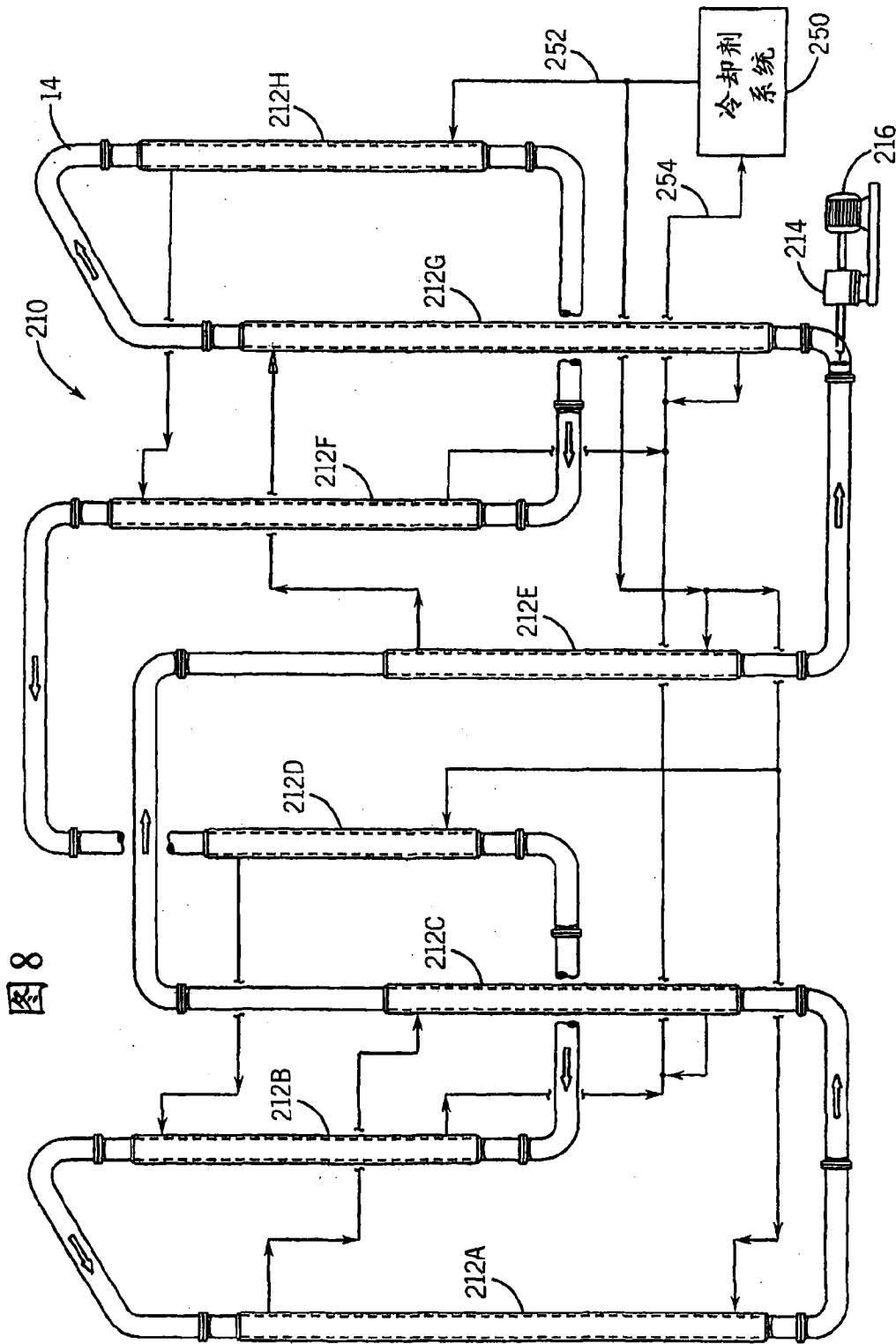


图 8

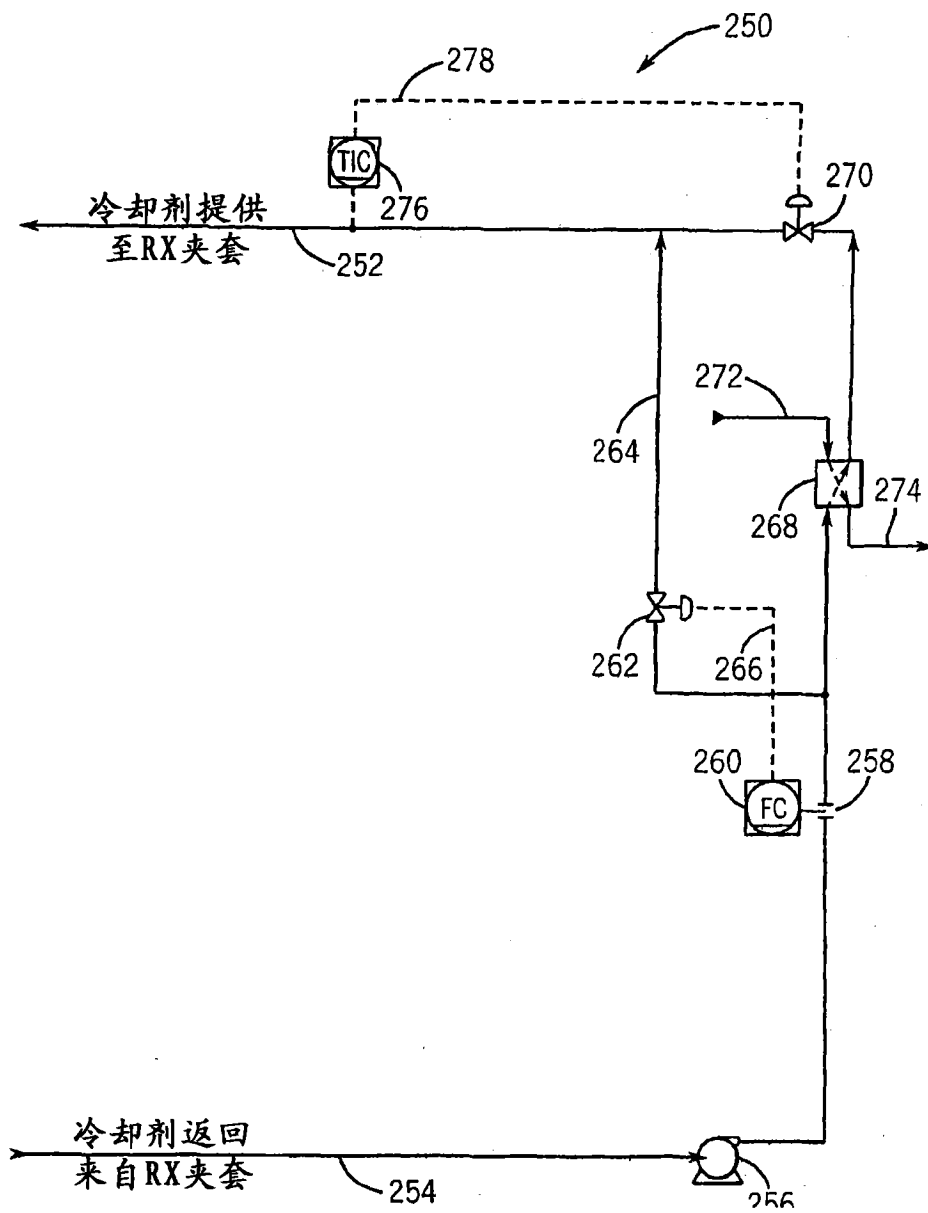


图 9

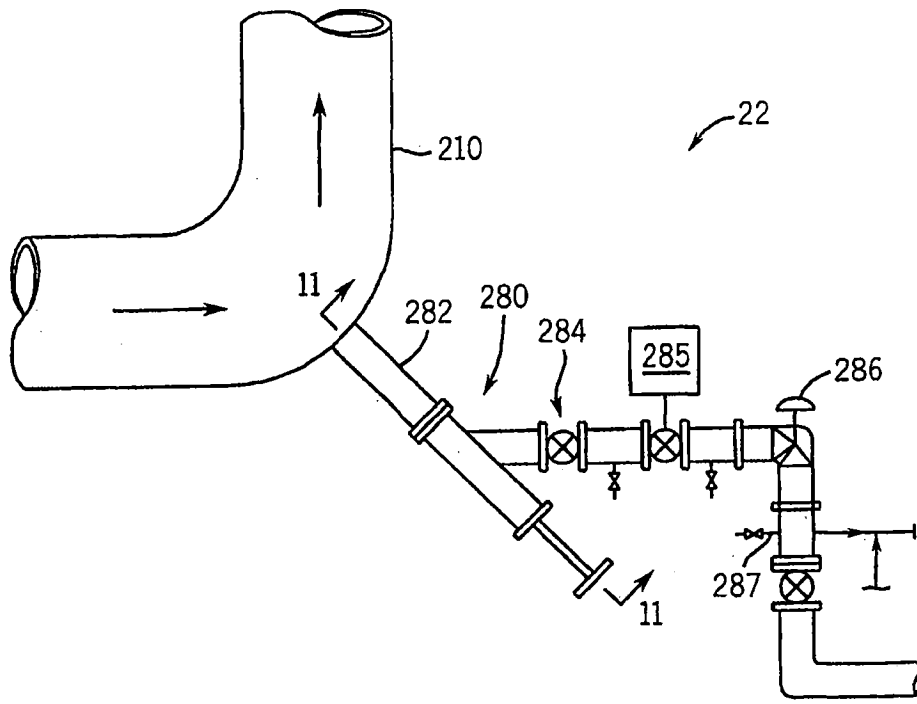


图 10

图 11

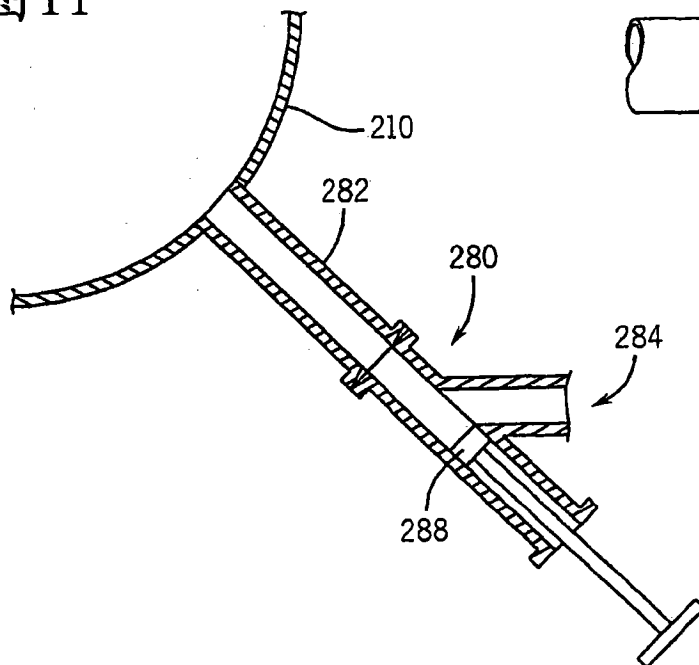


图 12

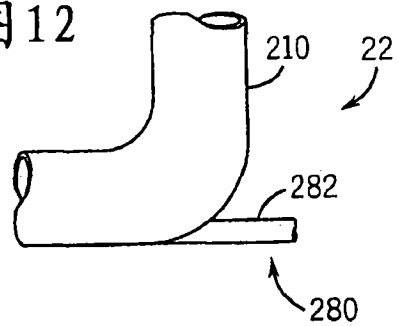


图13

