



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 104245088 B

(45)授权公告日 2016.11.23

(21)申请号 201380019547.X

章艾茱

(22)申请日 2013.04.04

(74)专利代理机构 北京纪凯知识产权代理有限公司 11245

(65)同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 104245088 A

代理人 赵蓉民 张全信

(43)申请公布日 2014.12.24

(51)Int.Cl.

(30)优先权数据

B01D 53/00(2006.01)

13/447,003 2012.04.13 US

C08F 2/01(2006.01)

(85)PCT国际申请进入国家阶段日
2014.10.11

C08F 6/00(2006.01)

C08J 11/02(2006.01)

C08F 2/00(2006.01)

(86)PCT国际申请的申请数据
PCT/US2013/035274 2013.04.04

C08F 10/02(2006.01)

(87)PCT国际申请的公布数据
W02013/154907 EN 2013.10.17

(56)对比文件

EP 2018899 A1,2009.01.28,

WO 2007018506 A1,2007.02.15,

CN 101910212 A,2010.12.08,

US 7709585 B1,2010.05.04,

(73)专利权人 切弗朗菲利浦化学公司
地址 美国德克萨斯州

审查员 徐习岭

(72)发明人 S·E·库费尔德 J·D·浩托威

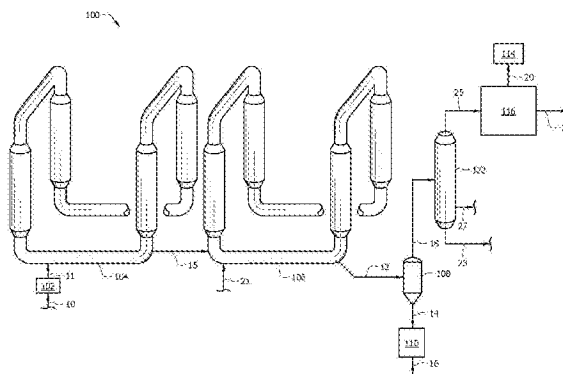
权利要求书2页 说明书36页 附图11页

(54)发明名称

聚合中的组分分离

(57)摘要

在聚合物生产系统中组分分离的方法,包括将聚合产物流分离成气流和聚物流,其中气流包括乙烷和未反应的乙烯;将气流蒸馏成轻质烃流,其中轻质烃流包括乙烷和未反应的乙烯;使轻质烃流与吸收溶剂系统接触,其中来自轻质烃流的至少一部分未反应的乙烯由吸收溶剂系统吸收;和从吸收溶剂系统回收废气流,其中废气流包括乙烷、氢或其组合。



1. 在聚合物生产系统中组分分离的方法,包括:
 - a. 使烯烃单体在第一聚合反应器中聚合,以产生中间-聚合产物流;
 - b. 将所述中间-聚合产物流分离成中间-气流和中间-聚合物流,其中所述中间-气流包括乙烷、未反应的乙烯和氢;
 - c. 使所述中间-聚合物流在第二聚合反应器中聚合;
 - d. 使所述中间-气流与吸收溶剂系统接触,其中来自所述中间-气流的至少一部分所述未反应的乙烯由所述吸收溶剂系统吸收,其中所述吸收溶剂系统包括氯化铜、苯胺和N-甲基吡咯烷酮;和
 - e. 使所述吸收溶剂系统再生以产生回收的乙烯。
2. 权利要求1所述的方法,所述分离步骤包括减小所述中间-聚合产物流的压力,以便闪蒸乙烯、乙烷、氢或其组合。
3. 在聚合物生产系统中组分分离的方法,包括:
 - a. 使烯烃单体在第一聚合反应器中聚合;
 - b. 将中间-聚合产物流分离成中间-气流和中间-聚合物流,其中所述中间-气流包括乙烷和未反应的乙烯;
 - c. 使所述中间-聚合物流在第二聚合反应器中聚合;
 - d. 在所述第二聚合反应器之前引入清除剂;
 - e. 使所述中间-气流与吸收溶剂系统接触,其中来自所述中间-气流的至少一部分所述未反应的乙烯由所述吸收溶剂系统吸收,其中所述吸收溶剂系统包括氯化铜、苯胺和N-甲基吡咯烷酮;和
 - f. 使所述吸收溶剂系统再生以产生回收的乙烯。
4. 权利要求3所述的方法,所述在所述第二聚合反应器之前引入清除剂包括将所述清除剂引入所述中间-聚合产物流。
5. 权利要求3所述的方法,其中所述清除剂包括氢化催化剂。
6. 权利要求3所述的方法,其中所述分离步骤包括:
减小所述中间-聚合产物流的压力,以便闪蒸乙烯和乙烷。
7. 权利要求3所述的方法,其中所述清除剂在所述第二聚合反应器之前减少氢的浓度。
8. 在聚合物生产系统中组分分离的方法,包括:
 - a. 使烯烃单体在第一聚合反应器中聚合,以产生中间-聚合产物流;
 - b. 使来自所述中间-聚合产物流的至少一部分氢脱气,以产生氢减少的产物流;
 - c. 将所述氢减少的产物流分离成中间-气流和中间-聚合物流,其中所述中间-气流包括乙烷和未反应的乙烯;
 - d. 使所述中间-聚合物流在第二聚合反应器中聚合;
 - e. 使所述中间-气流与吸收溶剂系统接触,其中来自所述中间-气流的至少一部分所述未反应的乙烯由所述吸收溶剂系统吸收,其中所述吸收溶剂系统包括氯化铜、苯胺和N-甲基吡咯烷酮;和
 - f. 使所述吸收溶剂系统再生以产生回收的乙烯。
9. 权利要求8所述的方法,所述分离步骤包括降低所述氢减少的产物流的压力,以便闪蒸乙烯和乙烷。

10. 权利要求8所述的方法,其中所述中间-气流中氢的量占小于1wt%。
11. 权利要求1、3和8的任一项所述的方法,进一步包括:
从所述吸收溶剂系统回收废气流,其中所述废气流包括乙烷。
12. 权利要求11所述的方法,进一步包括:
在处理设备中处理所述废气流。
13. 权利要求12所述的方法,其中所述处理设备包括处理装置。
14. 权利要求12所述的方法,其中所述处理设备包括裂化装置、洗涤器、转化器、脱氢器、脱氧器、火炬或其组合。
15. 权利要求12所述的方法,其中所述处理设备包括催化裂化装置。
16. 权利要求1、3和8的任一项所述的方法,其中所述吸收溶剂系统配置为在范围从40°F至110°F的温度下操作。

聚合中的组分分离

[0001] 相关申请的交叉引用

[0002] 本申请是于2010年10月15日提交的,题目为“改善的乙烯分离(Improved Ethylene Separation)”的美国专利申请系列号12/905,966的部分继续,其通过引用以其整体为了所有目的并入本文。

[0003] 背景

技术领域

[0004] 本公开大体上涉及聚乙烯的生产。更具体而言,本公开涉及通过减少乙烯损失改善聚乙烯生产效率的系统和方法。

背景技术

[0005] 由轻气体生产聚合物比如聚乙烯要求高纯度的单体和共聚单体原料。由于在这种原料中轻气体之间小的沸点差异,工业生产高纯度原料可要求多个蒸馏塔、高压和低温的操作。如此,与原料净化相关的能量成本占生产此类聚合物总成本的显著比例。此外,生产、保持和再循环高纯度原料要求的基础结构是相关资本成本的显著部分。

[0006] 为了弥补一些成本和使生产最大化,收回和/或再循环任何未反应的原料气体,尤其是轻质烃反应物,比如乙烯,可以是有用的。包括未反应单体的气体可在聚合反应之后与聚合物分离。处理聚合物,同时从在聚合反应之后收回的气体回收未反应的单体。为了实现这一点,收回的气流常规上被发送通过净化过程或重定向通过其他赘余的处理步骤。在每种情况下,回收单体的常规方法需要能量上不利的并且昂贵的过程。

[0007] 从而,需要乙烯与再循环流的高效分离。

发明内容

[0008] 本文公开了在聚合物生产系统中组分分离的方法,包括将聚合产物流分离成气流和聚物流,其中气流包括乙烷和未反应的乙烯;将气流蒸馏成轻质烃流,其中轻质烃流包括乙烷和未反应的乙烯;使轻质烃流与吸收溶剂系统接触,其中来自轻质烃流的至少一部分未反应的乙烯由吸收溶剂系统吸收;和从吸收溶剂系统回收废气流,其中废气流包括乙烷、氢或其组合。

[0009] 本文也公开了在聚合物生产系统中组分分离的方法,包括将聚合产物流分离成气流和聚物流,其中气流包括乙烷和未反应的乙烯;将气流蒸馏成中间烃流和第一塔底流出物,其中中间烃流包括乙烷、乙烯和异丁烯;将中间烃流蒸馏成轻质烃流和第二塔底流出物,其中轻质烃流包括乙烷和乙烯;使轻质烃流与吸收溶剂系统接触,其中来自轻质烃流的至少一部分未反应的乙烯由吸收溶剂系统吸收;和从吸收溶剂系统回收废气流,其中废气流包括乙烷、氢或其组合。

[0010] 本文进一步公开了在聚合物生产系统中组分分离的方法,包括使烯烃单体在第一聚合反应器中聚合,以产生中间-聚合产物流;将中间-聚合产物流分离成中间-气流和中

间-聚合物流,其中中间-气流包括乙烷、未反应的乙烯和氢;和使中间-聚合物流在第二聚合反应器中聚合。

[0011] 本文进一步公开了在聚合物生产系统中组分分离的方法,包括使烯烃单体在第一聚合反应器中聚合;将中间-聚合物流分离成中间-气流和中间-聚合物流,其中中间-气流包括乙烷和未反应的乙烯;使中间-聚合物流在第二聚合反应器中聚合;和在第二聚合反应器之前引入清除剂。

[0012] 本文进一步公开了在聚合物生产系统中组分分离的方法,包括使烯烃单体在第一聚合反应器中聚合,以产生中间-聚合物流;使来自中间-聚合物流的至少一部分氢脱气,以产生氢减少的产物流;将氢减少的产物流分离成中间-气流和中间-聚合物流,其中中间-气流包括乙烷和未反应的乙烯;和使中间-聚合物流在第二聚合反应器中聚合。

[0013] 前述相当宽泛地概述了公开发明主题的特征和技术优势,以便可更好地理解下述详细描述。当本领域技术人员阅读优选实施方式的下述详细描述并且参看附图时,上述各种特征,以及其他特征是显而易见的。

附图说明

[0014] 为了详细描述公开方法和系统的优选实施方式,现参考附图,其中:

[0015] 图1图解聚乙烯生产系统的第一种实施方式的示意图;

[0016] 图2图解聚乙烯生产系统的第二种实施方式的示意图;

[0017] 图3图解聚乙烯生产系统的第三种实施方式的示意图;

[0018] 图4图解聚乙烯生产系统的第四种实施方式的示意图;

[0019] 图5图解聚乙烯生产系统的第五种实施方式的示意图;

[0020] 图6图解聚乙烯生产方法的第一种实施方式的流程图;

[0021] 图7图解聚乙烯生产方法的第二种实施方式的流程图;

[0022] 图8图解聚乙烯生产方法的第三种实施方式的流程图;

[0023] 图9图解聚乙烯生产方法的第四种实施方式的流程图;

[0024] 图10图解具有变压吸收构造的吸收反应器的实施方式的示意图;

[0025] 图11是图解吸收溶剂系统中乙烯和乙烷的溶解度对温度的图;

[0026] 图12图解模拟的吸收系统的实施方式的示意图;和

[0027] 图13图解模拟的吸收系统的实施方式的示意图。

具体实施方式

[0028] 本文公开了与具有改善效率的聚乙烯生产相关的系统、装置和方法。该系统、装置和方法一般涉及从组合物分离第一化学组分或化合物,所述组合物源自聚乙烯的生产并且包括第一化学组分或化合物和一种或多种其他化学组分、化合物或类似物。

[0029] 参考图1,公开了第一种聚乙烯生产(PEP)系统100。PEP系统100一般包括净化器102、反应器104,106、分离器108、处理器110、蒸馏塔122、吸收反应器116和处理设备114。在本文公开的PEP实施方式中,各种系统组件可经适于运输具体流——例如由图1-5、10、12-13中编号的流详细显示的一个或多个导管(例如,管、管道系统、流动管线等)流体连通。

[0030] 在图1的实施方式中,进料流10可连通至净化器102。净化的进料流11可从净化器102连通至一个或多个反应器104,106。其中这种系统包括两个或更多个反应器,反应器流15可从反应器104连通至反应器106。氢可以以流21引入至反应器106。聚合产物流12可从一个或多个反应器104,106连通至分离器108。聚合物流14可从分离器108连通至处理器110。产物流16可从处理器110发出。气流18可从分离器108连通至蒸馏塔122。蒸馏塔底流出物23可从蒸馏塔122发出,和侧流27可从蒸馏塔122发出。轻质烃流25可从蒸馏塔122发出并且连通至吸收反应器116。废气流20可从吸收反应器116连通至处理设备114,和再循环流22可从吸收反应器116连通至系统100中的其他位置,例如,经分离器108连通至净化器102。在经分离器108再循环至净化器102的情况下,再循环流22可从吸收反应器116连通至分离器108,和流可从分离器108连通至净化器102。

[0031] 参考图2,公开了第二种PEP系统200,其具有许多与PEP100共同的系统组件。在图2阐释的可选实施方式中,第二种PEP系统200另外包括脱氧器118。代替第一种PEP系统100(如图1中阐释),在图2阐释的实施方式中,气流18可连通至脱氧器118。处理的气流26可从脱氧器118连通至蒸馏塔122。考虑本发明主题的实施方式可在有或没有可适于气流18中的气体组分的脱氧器118的情况下操作。

[0032] 在图2阐释的可选的实施方式中,第二种PEP系统200另外包括蒸馏塔124。在包括蒸馏塔122和124的实施方式中,蒸馏塔122可称为第一蒸馏塔或重蒸馏塔,和蒸馏塔124可称为第二蒸馏塔或轻蒸馏塔。如图2中所显示,处理的气流26(和任选地,没有脱氧器118的实施方式的气流18)可连通至蒸馏塔122。中间烃流29可从蒸馏塔122连通至蒸馏塔124。蒸馏塔底流出物23可从蒸馏塔122发出。蒸馏塔底流出物33,和任选地,侧流31可从蒸馏塔124发出。轻质烃流25可从蒸馏塔124发出至吸收反应器116。

[0033] 参考图3,公开了第三种PEP系统300,其具有许多与PEP系统100和200共同的系统组件。聚合产物流12下游的系统组件,比如图1和2中显示的那些,不包括在图3中;但是,考虑比如系统300的实施方式可包括在各种公开实施方式中的这种下游组件。在图3阐释的可选的实施方式中,第三种PEP系统300可选地包括反应器104和反应器106之间的分离器105。清除剂可经流35引入至系统。流35可与中间-聚合产物流15连通至分离器105,其中中间-聚合产物流15可分离成中间-气流19和中间-聚合物流17。中间-聚合物流17可连通至反应器106,其发出聚合产物流12。中间-气流19可连通至吸收反应器116,其发出废物流20、吸收剂流30和再循环流22。废物流20可从吸收反应器116连通至处理设备114,和再循环流22可从吸收反应器116连通至系统300中的其他位置,如图1中对再循环流22所描述的。

[0034] 参考图4,公开了第四种PEP系统400,其具有许多与PEP系统300共同的系统组件。聚合产物流12下游的系统组件,比如图1和2中显示的那些,不包括在图4中;但是,考虑比如系统400的实施方式可包括在各种公开实施方式中的这种下游组件。在图4中阐释的可选的实施方式中,第四种PEP系统400可选地包括分离器126。反应器104可发出中间-聚合产物流15,其可连通至分离器126。氢流37可从分离器126发出和氢减少的产物流39可从分离器126连通至分离器105。

[0035] 参考图5,公开了第五种PEP系统500,其具有许多与PEP系统300和400共同的系统组件。聚合产物流12下游的系统组件,比如图1和2中显示的那些,不包括在图5中;但是,考虑比如系统500的实施方式可包括在各种公开实施方式中的这种下游组件。在图5阐释的可

选的实施方式中,第五种PEP系统500另外包括再生器120(例如,解吸附容器)。替代PEP系统100、200、300和400,在图5中阐释的实施方式中,复合流28可从吸收反应器116连通至再生器120。再循环流22可连通至系统500中的其他位置,例如,经分离器连通至净化器102(如图1中所讨论)。再生的吸收剂流30可从再生器120连通至吸收反应器116。尽管再生器120结合吸收反应器116显示在图5中,但是另外考虑再生器可用于结合图1至4的实施方式的任何吸收反应器116。另外,考虑图5的吸收反应器116可配置为在没有再生器120的情况下操作。

[0036] 贫溶剂的温度可取自图5中的流30。吸收反应器116的温度可取决于气流18的温度、流30中的贫溶剂的温度、溶液的热量和反应的热量。在公开的实施方式中,流30中贫溶剂的质量流速可比气流18的质量流速大50至300倍。所以,吸收反应器116的温度可高度取决于公开的实施方式中的贫溶剂的温度。

[0037] 已经公开了适当的PEP系统的各种实施方式,现在公开PEP方法的实施方式。可参考PEP系统100、PEP系统200、PEP系统300、PEP系统400和/或PEP系统500的一个或多个描述PEP方法的一个或多个实施方式。尽管可参考PEP系统的一个或多个实施方式描述给定的PEP方法,这种公开不应解释为如此限制性的。尽管本文公开的方法的各种步骤可以以具体的顺序公开或阐释,但是不应解释为将这些方法的进行限制为任何具体的顺序,除非另外指出。

[0038] 参考图6,阐释第一种PEP方法600。PEP方法600一般包括在块61净化进料流,在块62使净化进料流的单体聚合,以形成聚合产物,在块63将聚合产物分离成聚物流和气流,在块64处理聚物流,在块65从气流分离至少一种气体组分,以形成再循环流和废物流,和在块66燃烧废物流。

[0039] 作为例子,第一种PEP方法600或其部分可经第一种PEP系统100(例如,如图1中阐释的)实施。参考图1和6,在实施方式中,进料流10可包括气体反应物,尤其是乙烯。在实施方式中,净化进料流可产生净化流11,其包括基本上纯的单体(例如,乙烯单体)、共聚单体(例如,丁烯-1共聚单体)或其组合。使净化流11的单体(任选地,共聚单体)聚合可产生聚合产物流12,其一般包括未反应的单体(例如,乙烯)、任选的未反应的共聚单体(例如,丁烯-1)、副产物(例如,乙烷,其可以由乙烯和氢形成的副产物乙烷)和聚合产物(例如,聚合物和任选地,共聚物)。分离聚合产物流12可产生聚物流14(例如,聚乙烯聚合物、共聚物)和气流18,其一般包括未反应的单体(例如,乙烯单体和任何任选的共聚单体比如丁烯-1)和各种气体(例如,乙烷、氢)。处理聚物流14可产生产物流16。从气流18分离至少一种气体组分可产生再循环流22——其一般包括未反应的乙烯单体(任选地,未反应的共聚单体),和废气流20。在实施方式中,从气流18分离至少一种气体组分可包括蒸馏来自气流18的乙烯,以产生轻质烃流25。在实施方式中,可选地或另外地,分离气流18可包括吸收来自气流18的乙烯,以产生废气流20并且然后释放吸收的乙烯,以形成再循环流22。再循环流22,包括乙烯,可被加压(例如,经分离器108返回净化器102用于加压)并且再引导入PEP方法(例如,PEP方法600)。燃烧废气流20可用火炬(flare)作为处理设备114进行。

[0040] 参考图7,阐释第二种PEP方法700,其具有许多与PEP方法600共同的方法步骤。PEP方法700一般包括在块71净化进料流,在块72使净化进料流的单体聚合,以形成中间-聚合产物,在块73将聚合产物分离成中间-聚物流和中间-气流,在块74使中间-聚物流的单体(任选地,共聚单体)聚合,在块75从中间-气流分离至少一种气体组分,以形成再循环流

和废物流,和在块76燃烧废物流。在图7阐释的可选的实施方式中,图6的块63-64由块73-75替换。一般而言,图7的方法700发生在反应器104和106之间,而图6的方法600发生在反应器104和106的下游。

[0041] 作为例子,第二种PEP方法700或其部分可经第三种PEP系统300(例如,如图3中所阐释的)实施。参考图3和7,在实施方式中,进料流10可包括气体反应物,尤其是乙烯。在实施方式中,净化进料流可产生净化流11,其包括基本上纯的单体(例如,乙烯单体)和任选地,共聚单体(例如,丁烯-1)。使净化流11的单体聚合可产生中间-聚合产物流15,其一般包括未反应的单体(例如,乙烯)、任选的未反应的共聚单体(例如,丁烯-1)、副产物(例如,乙烷,其可以是由乙烯和氢形成的副产物乙烷)和聚合物(例如,聚合物和任选地,共聚物)。在图1的聚合产物流12——其在聚合反应器104和106的下游——的替代中,图3中实施方式的中间-聚合产物流15可在聚合反应器(一个或多个)104和聚合反应器(一个或多个)106之间。分离中间-聚合产物流15可产生中间-聚合物流17——其一般包括未反应的乙烯、乙烷(其可以是由乙烯和氢形成的副产物乙烷)和聚合物(例如,聚乙烯),和中间-气流19,其一般包括未反应的单体(例如,乙烯单体)、任选地未反应的共聚单体(例如,丁烯-1单体)和各种气体(例如,乙烷、氢)。使中间-聚合物流17的单体(任选地,共聚单体)聚合可产生聚合产物流12。聚合产物流12的组分可根据图1和2中系统100和200的实施方式处理。从中间-气流19分离至少一种气体组分可产生再循环流22——其一般包括未反应的乙烯单体(任选地,共聚单体),和废气流20。在实施方式中,从中间-气流19分离至少一种气体组分可包括从中间-气流19吸收乙烯,以产生废气流20并且然后释放吸收的乙烯,以形成再循环流22。再循环流22,包括乙烯,可被加压并且再引导(例如,如图1中所描述的)入PEP方法(例如,PEP方法700)。燃烧废气流20可用火炬作为处理设备114进行。

[0042] 参考图8,阐释第三种PEP方法800,其具有许多与PEP方法600共同的方法步骤(即,块61、62、63、64、65和66)。在图8阐释的可选的实施方式中,PEP方法800包括块81处理气流,以形成处理的气流和在块65'从处理的气流分离至少一种气体组分,以形成再循环流和废物流。

[0043] 在实施方式中,第三种PEP方法800或其部分可经第二种PEP系统200(例如如图2中所阐释的)实施。替代图1和6的实施方式,在图2和8的实施方式中,处理气流18可产生处理的气流26。在实施方式中,处理气流18包括使气流18脱氧。从处理的气流26分离至少一种气体组分可产生再循环流22——其一般包括未反应的乙烯单体(任选地,共聚单体)、废气流20、蒸馏塔底流出物23、蒸馏塔底流出物33和侧流31。

[0044] 参考图9,阐释第四种PEP方法900,其具有许多与PEP方法700共同的方法步骤。在图9阐释的可选的实施方式中,PEP方法900包括块91处理气流(例如,中间-气流19)以形成处理的气流。图7的块75在块75'改变,用于从处理的气流分离至少一种气体组分,以形成复合流和废气流。在块92,PEP方法900包括将复合流分离成吸收剂流和再循环流。

[0045] 在实施方式中,第四种PEP方法900或其部分可经第五种PEP系统500(例如如图5中所阐释的)实施。代替图3和7的实施方式,在图5和9的实施方式中,从处理的气流41分离至少一种气体组分可在复合流28中产生未反应的单体-吸收剂(例如,乙烯-吸收剂)。在实施方式中,分离未反应的单体-吸收剂复合流28包括释放吸收的乙烯,以形成再循环流22和吸收剂流30。在图5和9的实施方式中,从处理的气流26分离至少一种气体组分可在复合流28

中产生未反应的共聚单体-吸收剂(例如,丁烯-1-吸收剂)。在实施方式中,分离复合流28中未反应的共聚单体-吸收剂包括释放吸收的共聚单体,以形成再循环流22和再生的吸收剂流30。

[0046] 在本文所公开的一种或多种实施方式中,净化进料流(例如,在块61或71)可包括从包括乙烯的进料流分离不想要的化合物和元素,以形成净化进料流。在实施方式中,进料流可包括乙烯和各种其他气体,比如但不限于甲烷、乙烷、乙炔、丙烯、具有三个或更多个碳原子的各种其他烃,或其组合。在实施方式中,净化进料流可包括任何适当的方法或工艺,包括非限制性例子过滤、膜筛选、与各种化学品反应、吸收、吸附、蒸馏(一种或多种)或其组合。

[0047] 在如图1-5阐释的实施方式中,净化进料流可包括发送进料流10至净化器102。在本文所公开的一种或多种实施方式中,净化器102可包括适于净化包括多种潜在不想要的气态化合物、元素、污染物或类似物的进料流中一种或多种反应物气体的设备或装置。适当的净化器102的非限制性例子可包括过滤器、膜、反应器、吸收剂、分子筛、一个或多个蒸馏塔或其组合。净化器102可配置为从包括下述的流中分离乙烯:甲烷、乙烷、乙炔、丙烷、丙烯、水、氧各种其他气态烃、各种污染物和/或其组合。

[0048] 在实施方式中,净化进料流可产生包括基本上纯的乙烯的净化进料11。在实施方式中,净化进料流可包括按该流的总重量计小于25%,可选地,小于约10%,可选地,小于约1.0%的氮、氧、甲烷、乙烷、丙烷或其组合的任何一种或多种。如本文所使用“基本上纯的乙烯”指流体流包括按该流的总重量计至少约60%的乙烯,可选地,至少约70%的乙烯,可选地,至少约80%的乙烯,可选地,至少约90%的乙烯,可选地,至少约95%的乙烯,可选地,至少约99%的乙烯,可选地,按该流的总重量计至少约99.5%的乙烯。在实施方式中,进料流11可进一步包括痕量的乙烷,例如,将被讨论的来自再循环流的。

[0049] 在本文所公开的一种或多种实施方式中,可使进料流11、中间-聚合产物流15和中间-聚物流17中的单体聚合。在一种或多种实施方式中,使净化进料的单体聚合(例如,在块62和72)可包括使得通过一种单体或多种单体与催化剂系统在适于形成聚合物的条件下接触在多个单体之间聚合反应。在本文所公开的一种或多种实施方式中,使净化进料的共聚单体聚合(例如,在块62和72)可包括使得通过一种共聚单体或多种共聚单体与催化剂系统在适于形成共聚物的条件下接触在多个共聚单体之间聚合反应。类似地,在本文所公开的一种或多种实施方式中,使中间-聚物流的单体聚合(例如,在块74)可包括使得通过一种单体或多种单体与催化剂系统在适于形成聚合物的条件下接触在多个单体之间聚合反应。在本文所公开的一种或多种实施方式中,使中间-聚物流的共聚单体聚合(例如,在块74)可包括使得通过一种共聚单体或多种共聚单体与催化剂系统在适于形成共聚物的条件下接触在多个共聚单体之间聚合反应。仍类似地,在本文所公开的一种或多种实施方式中,使中间-聚合产物的单体聚合可包括使得通过一种单体或多种单体与催化剂系统在适于形成聚合物的条件下接触在多个单体之间聚合反应。在本文所公开的一种或多种实施方式中,使中间-聚合产物的共聚单体聚合可包括使得通过一种共聚单体或多种共聚单体与催化剂系统在适于形成共聚物的条件下接触在多个共聚单体之间聚合反应。

[0050] 在如图1-5所阐释的实施方式中,使净化进料的单体聚合可包括发送进料流11至一个或多个聚合反应器或“反应器”104,106。在如图1-2阐释的实施方式中,使中间-聚合产

物的单体聚合可包括发送中间-聚合产物流15至聚合反应器(一个或多个)106。在如图1-2阐释的实施方式中,使中间-聚合产物的单体聚合可包括发送来自聚合反应器(一个或多个)104的中间-聚合产物流15至聚合反应器(一个或多个)106。在如图3-5阐释的实施方式中,使中间-聚合物流17的单体聚合可包括发送中间-聚合物流17至聚合反应器(一个或多个)106。在如图3-5阐释的实施方式中,使中间-聚合物流17的单体聚合可包括发送来自分离器105的中间-聚合物流17至聚合反应器(一个或多个)106。

[0051] 在实施方式中,可采用任何适当的催化剂系统。适当的催化剂系统可包括催化剂和,任选地,助催化剂和/或促进剂。适当的催化剂系统的非限制性例子包括齐格勒纳塔催化剂、齐格勒催化剂、铬催化剂、氧化铬催化剂、二茂铬催化剂、茂金属催化剂、镍催化剂或其组合。适于本公开使用的催化剂系统已经在例如美国专利号7,619,047和美国专利申请公布号2007/0197374、2009/0004417、2010/0029872、2006/0094590和2010/0041842中描述,其每一篇通过引用以其整体并入本文。

[0052] 在本文所公开的一种或多种实施方式中,反应器104,106可包括下述任何容器或容器的组合,其适于配置为提供用于在存在催化剂的情况下单体(例如,乙烯)和/或聚合物(例如,“活性”或生长聚合物链),和任选地共聚单体(例如,丁烯-1)和/或共聚物之间化学反应以产生聚合物(例如,聚乙烯聚合物)和/或共聚物的环境(例如,接触区)。尽管图1、2和3中阐释的实施方式阐释了具有两个串联反应器的各种PEP系统,但阅读本公开的本领域技术人员将认识到可采用一个反应器,可选地,任何适当的数量和/或构造的反应器。

[0053] 如本文所使用,术语“聚合反应器”或“反应器”包括能够聚合烯烃单体或共聚单体以生产均聚物或共聚物的任何聚合反应器。这种均聚物和共聚物称为树脂或聚合物。各种类型的反应器包括可称为间歇式反应器、淤浆反应器、气相反应器、溶液反应器、高压反应器、管状反应器或高压釜反应器的那些。气相反应器可包括流化床反应器或分级卧式反应器。淤浆反应器可包括立式或卧式环路。高压反应器可包括高压釜或管状反应器。反应器类型可包括分批或连续方法。连续方法可使用间歇或连续产物排放。方法也可包括未反应的单体、未反应的共聚单体和/或稀释剂的部分或完全直接的再循环。

[0054] 本公开的聚合反应器系统可包括系统中的一种类型的反应器或相同或不同类型的多个反应器。多个反应器中聚合物的生产可包括至少两个分离聚合反应器中的数个阶段,所述至少两个分离聚合反应器通过转移流(一个或多个)、管线(一个或多个)、装置(一个或多个)(例如,分离容器(一个或多个))和/或设备(一个或多个)(例如,阀或其他机构)相互连接,使得可能将由第一聚合反应器(例如,反应器104)中产生的聚合物转移至第二反应器(例如,反应器106)。一个反应器中的期望的聚合条件可能不同于其他反应器的操作条件。可选地,多个反应器中的聚合可包括从一个反应器手动转移聚合物至随后的反应器,用于继续聚合。多个反应器系统可包括任何组合,其包括但不限于多个环路反应器、多个气体反应器、环路和气体反应器的组合、多个高压反应器或高压与环路和/或气体反应器的组合。多个反应器可串联或并联操作。

[0055] 在如图1-5中阐释的实施方式中,多个反应器中生产聚合物可包括至少两个聚合反应器104,106,其通过一个或多个设备或装置(例如,阀、连续输出阀(take-off valve)和/或连续输出机构)相互连接。在如图1-2中阐释的实施方式中,多个反应器中生产聚合物可包括至少两个聚合反应器104,106,其通过一个或多个流或管线(例如,中间-聚合产物流

15)相互连接。在如图3-5中所阐释的实施方式中,多个反应器中生产聚合物可包括至少两个聚合反应器104,106,其通过一个或多个分离器(例如,分离器105和/或分离器126)经两个或更多个流(例如,中间-聚合物流15和中间-聚合物流17)相互连接。

[0056] 根据一个方面,聚合反应器系统可包括至少一种包括立式或卧式环路的环路淤浆反应器。单体、稀释剂、催化剂和任选地任何共聚单体可连续进料至其中发生聚合的环路反应器。一般而言,连续方法可包括将单体、任选的共聚单体、催化剂和稀释剂连续引入聚合反应器并且从该反应器连续移出包括聚合物颗粒和稀释剂的悬浮液。反应器流出物可被闪蒸,以从包括稀释剂、单体和/或共聚单体的液体中移出固体聚合物。各种技术可用于该分离步骤,包括但不限于闪蒸,其可包括加热和减压的任何组合;通过旋风分离器或旋液分离器中旋风作用的分离;或通过离心的分离。

[0057] 在一种或多种实施方式中,共聚单体可包括具有3至12个碳原子的不饱和烃。例如,共聚单体可包括丙烯、丁烯-1、己烯-1、辛烯或其组合。

[0058] 例如,在美国专利号3,248,179、4,501,885、5,565,175、5,575,979、6,239,235、6,262,191和6,833,415中公开了典型的淤浆聚合方法(也称为颗粒形成方法),其每一篇通过引用以其整体并入本文。

[0059] 在一种或多种实施方式中,淤浆聚合中使用的适当的稀释剂包括但不限于被聚合的单体,和任选地共聚单体,和在反应条件下为液体的烃。适当的单体稀释剂的例子包括但不限于烃比如丙烷、环己烷、异丁烷、正丁烷、正戊烷、异戊烷、新戊烷和正己烷。在实施方式中,共聚单体稀释剂可包括具有3至12个碳原子的不饱和烃。适当的共聚单体稀释剂的例子包括,但不限于丙烯、丁烯-1、己烯-1、辛烯或其组合。一些环路聚合反应可在其中没有使用稀释剂的本体条件下进行。一个例子是丙烯单体的聚合,如美国专利号5,455,314中所公开的,其通过引用以其整体并入本文。

[0060] 根据仍另一方面,聚合反应器可包括至少一个气相反应器。此类系统可采用连续再循环流,其包含在聚合条件下在存在催化剂的情况下连续循环通过流化床的一种或多种单体。可从流化床取回再循环流并且再循环回到反应器。同时,可从反应器取回聚合物产物并且可添加新的或新鲜的单体,以替换聚合的单体。类似地,可任选地从反应器取回共聚物产物并且可添加新的或新鲜的共聚单体,以替换聚合的共聚单体、聚合的单体或其组合。这种气相反应器可包括用于烯烃多步气相聚合的方法,其中烯烃以气相在至少两个独立的气相聚合区中聚合,同时进料在第一聚合区中形成的包含催化剂的聚合物至第二聚合区。美国专利号5,352,749、4588,790和5,436,304中公开了一种类型的气相反应器,其每一篇通过引用以其整体并入本文。

[0061] 根据仍另一方面,高压聚合反应器可包括管状反应器或高压釜反应器。管状反应器可具有数个区,其中可添加新鲜的单体(任选地,共聚单体)、引发剂或催化剂。单体(任选地,共聚单体)可夹带在惰性气流中并且在反应器的一个区引入。引发剂、催化剂和/或催化剂组分可夹带在气流中并且在反应器的另一区引入。气流可被混合用于聚合。可适当地采用热和压力以获得最佳聚合反应条件。

[0062] 根据仍另一方面,聚合反应器可包括溶液聚合反应器,其中单体(任选地,共聚单体)可通过适当的搅拌或其他手段与催化剂组合物接触。可采用包括惰性有机稀释剂或过量单体(任选地,共聚单体)的载体。如果期望,在存在或不存在液体材料的情况下,单体和/

或任选的共聚单体可在气相中与催化反应产物接触。聚合区保持在使得在反应介质中形成聚合物溶液的温度和压力下。可采用搅动以获得更好的温度控制并且遍及聚合区维持均匀聚合混合物。适当的手段用于散逸聚合放热。

[0063] 适于本公开的系统和方法的聚合反应器可进一步包括下述任何组合：至少一个原料进料系统、催化剂或催化剂组分的至少一个进料系统、和/或至少一个聚合物回收系统。适当的反应器系统可进一步包括用于下述的系统：原料净化、催化剂储存和制备、挤出、反应器冷却、聚合物回收、分馏、再循环、储存、卸料、实验室分析和过程控制。

[0064] 控制用于聚合效率和提供树脂性质的条件包括温度、压力和各种反应物的浓度。聚合温度可影响催化剂产率、聚合物分子量和分子量分布。适当的聚合温度可以是低于根据吉布斯自由能方程的解聚合温度的任何温度。通常这包括从约60°C至约280°C，例如，和从约70°C至约110°C，这取决于聚合反应器的类型。

[0065] 适当的压力也将根据反应器和聚合类型而改变。用于环路反应器中液相聚合的压力通常小于1000psig。用于气相聚合的压力通常在约200-500psig。管状或高压釜反应器中的高压聚合一般在约20,000至75,000psig下进行。聚合反应器也可在一般更高的温度和压力下发生的临界区中操作。在压力/温度图的临界点之上(超临界相)的操作可提供优势。在实施方式中，聚合可在具有适当的温度和压力组合的环境中发生。例如，聚合可在范围从约550psi至约650psi，可选地，约600psi至约625psi的压力下和范围从约170°F至约230°F，可选地，从约195°F至约220°F的温度下进行。

[0066] 可控制各种反应物的浓度以生产具有某些物理和机械性质的树脂。推荐的通过树脂和形成该产物的方法形成的终用途产物决定了期望的树脂性质。机械性质包括拉伸、弯曲、冲击、蠕变、应力松弛和硬度测试。物理性质包括密度、分子量、分子量分布、熔解温度、玻璃化转变温度、结晶的熔解温度(temperature melt of crystallization)、密度、立体有规性、裂纹增长、长链支化和流变学测量值。

[0067] 单体、共聚单体、氢、助催化剂、改性剂和电子供体的浓度和/或分压对于生产这些树脂性质是重要的。共聚单体可用于控制产物密度。氢可用于控制产物分子量。助催化剂可用于烷基化、清除毒物和控制分子量。改性剂可用于控制产物性质并且电子供体影响立体有规性、分子量分布或分子量。另外，因为毒物影响反应和产物性质，使毒物的浓度最小化。

[0068] 在实施方式中，聚合单体可包括将适当的催化剂系统分别引入第一和/或第二反应器104,106，以便形成淤浆。可选地，适当的催化剂系统可分别残留于第一和/或第二反应器104,106中。

[0069] 如上解释的，聚合单体可包括选择性操控一个或多个聚合反应条件，以产生给定的聚合物产物、以产生具有一个或多个期望性质的聚合物产物、以实现期望的效率、以实现期望的产率等或其组合。这种参数的非限制性例子包括温度、压力、催化剂或助催化剂的类型和/或量、和各种反应物的浓度和/或分压。在实施方式中，使净化进料52的单体聚合可包括调整一个或多个聚合反应条件。在实施方式中，聚合单体可包括将乙烯单体和/或共聚单体比如丁烯添加至聚合反应器106。

[0070] 在实施方式中，聚合单体可包括在聚合反应期间保持适当的温度、压力和/或分压(一个或多个)，可选地在聚合反应期间在一系列适当的温度、压力和/或分压(一个或多个)之间循环。

[0071] 在实施方式中,聚合单体可包括将氢引入一个或多个反应器104和106。例如,图1和2阐释氢可通过流21引入至反应器106。可调整引入反应器106的氢的量以便获得在稀释剂中氢与乙烯的摩尔比为0.001至0.1。该摩尔比在反应器106中可以是至少0.004。在实施方式中,该摩尔比可不超过0.05。反应器104的稀释剂中氢的浓度与聚合反应器106的氢浓度的比可为至少20,可选地,至少30,可选地,至少40,可选地,不大于300,可选地,不大于200。在美国专利号6,225,421中公开了适当的氢浓度控制方法和系统,其通过引用并入本文。

[0072] 在实施方式中,聚合单体可包括单体(任选地,共聚单体)、催化剂系统和/或淤浆在反应器104,106内和/或之间循环、流动、运转、混合、搅动或其组合。在其中单体(任选地,共聚单体)、催化剂系统和/或淤浆被循环的实施方式中,循环的速率(例如,淤浆速率)可为从约1m/s至约30m/s,可选地,从约2m/s至约17m/s,可选地,从约3m/s至约15m/s。

[0073] 在实施方式中,聚合单体可包括配置反应器104,106,以产生多模态(例如,双峰的)聚合物(例如,聚乙烯)。例如,所得聚合物可包括相对高分子量、低密度(HMWLD)聚乙烯聚合物和相对低分子量、高密度(LMWH)聚乙烯聚合物。例如,各种类型的适当的聚合物可表征为具有各种密度。例如,I型可表征为具有范围从约0.910g/cm³至约0.925g/cm³的密度,可选地,II型可表征为具有从约0.926g/cm³至约0.940g/cm³的密度,可选地,III型可表征为具有从约0.941g/cm³至约0.959g/cm³的密度,可选地,IV型可表征为具有大于约0.960g/cm³的密度。

[0074] 在实施方式中,聚合单体可包括使共聚单体在一个或多个聚合反应器104,106中聚合。

[0075] 在图1-5中阐释的实施方式中,使净化进料的单体聚合可产生中间-聚合产物流15和/或聚合产物流12。这种中间-聚合产物流15和/或聚合产物流12可一般包括各种固体、半固体、挥发性和非挥发性液体、气体和其组合。在实施方式中,中间-聚合产物流15和/或聚合产物流12可包括氢、氮、甲烷、乙烯、乙烷、丙烯、丙烷、丁烷、异丁烷、戊烷、己烷、己烯-1和重烃。在实施方式中,乙烯存在的范围按流的总重量计可从约0.1%至约15%,可选地,从约1.5%至约5%,可选地,约2%至约4%。乙烷存在的范围按流的总重量计可从约0.001%至约4%,可选地,从约0.2%至约0.5%。异丁烷存在的范围按流的总重量计可从约80%至约98%,可选地,从约92%至约96%,可选地,约95%。

[0076] 固体和/或液体可包括聚合物产物(例如,聚乙烯聚合物),在PEP方法的该阶段通常称为“聚合物绒毛(fluff)”。气体可包括未反应的、气体反应物单体或任选的共聚单体(例如,未反应的乙烯单体、未反应的丁烯-1单体),气态废物产物、气态污染物或其组合。

[0077] 在本文所公开的一种或多种实施方式中,将聚合产物分离成聚物流和气流(例如,在块63)可一般包括通过任何适当的方法从液体和/或固体(例如,聚合物绒毛)移出任何气体。

[0078] 在如图1-2阐释的实施方式中,将聚合产物分离成聚物流和气流可包括发送聚合产物流12至分离器108。

[0079] 在实施方式中,气流18可包括氢、氮、甲烷、乙烯、乙烷、丙烯、丙烷、丁烷、异丁烷、戊烷、己烷、己烯-1和重烃。在实施方式中,乙烯存在的范围按流的总重量计可从约0.1%至约15%,可选地,从约1.5%至约5%,可选地,约2%至约4%。乙烷存在的范围按流的总重量

计可从约0.001%至约4%，可选地，从约0.2%至约0.5%。异丁烷存在的范围按流的总重量计可从约80%至约98%，可选地，从约92%至约96%，可选地，约95%。

[0080] 在一种或多种实施方式中，将中间-聚合产物分离成中间-聚合物和中间-气流(例如，在块73)可一般包括通过任何适当的方法从液体和/或固体(例如，聚合物绒毛)移出任何气体。

[0081] 在如图3和5中所阐释的实施方式中，将中间-聚合产物分离成中间-聚物流和中间-气流可在包括发送中间-聚物流15至分离器105的单步分离中完成。

[0082] 在如图3中所阐释的实施方式中，将中间-聚合产物分离成中间-聚物流和中间-气流可包括从中间-聚物流15分离至少一种气体组分。从中间-聚物流15分离至少一种气体组分可产生中间-气流19和中间-聚物流17。中间-聚物流15可包括氢、乙烯、乙烷、聚合物、异丁烷或其组合。中间-气流19可包括氢、乙烯、乙烷或其组合。中间-聚物流17可包括聚合物、异丁烷或其组合。

[0083] 在如图3中所阐释的实施方式中，将中间-聚合产物分离成中间-聚物流和中间-气流可包括降低中间-聚合产物的压力以便闪蒸乙烯、氢、乙烷或其组合。中间-聚物流15可包括氢、乙烯、乙烷、聚合物、异丁烷或其组合。分离器105可产生压力降低，从而乙烯、氢和乙烷从中间-聚合产物分离或闪蒸，以便产生包括氢、乙烯和乙烷的中间-气流19。

[0084] 在如图5中所阐释的实施方式中，将中间-聚合产物分离成中间-聚物流和中间-气流可包括在反应器106之前引入清除剂。在实施方式中，清除剂可降低组分例如氢的浓度。图3和5阐释的实施方式显示流35可在反应器106之前经例如中间-聚物流15引入。可选地，流35可引入分离器105或中间-聚物流17中。流35可包括清除剂。在实施方式中，清除剂可包括催化剂。在实施方式中，催化剂可包括氢化催化剂。不期望被理论所限制，清除剂可用于消耗氢，以形成乙烷，可降低氢浓度甚至至零浓度。在实施方式中，氢化催化剂对于聚乙烯的聚合可具有低的活性。氢化催化剂可包括下述通式的茂金属催化剂：

[0085] Cp_2MX_n

[0086] 其中Cp是取代的环戊二烯基基团；M是从钒的元素周期表IVB族的过渡金属；X是卤素或具有1至10个碳原子的烃基；并且n是金属M的化合价减2。在实施方式中，茂金属催化剂可包括 Cp_2TiCl_2 ，也称为二氯二茂钛。茂金属催化剂可引入的量按中间-聚物流15中惰性稀释剂的重量计可为2至50ppm，可选地，2至20ppm。

[0087] 在如图5中所阐释的实施方式中，在第二聚合反应器106之前用清除剂降低流中氢的浓度可改善聚合物生产能力，例如，与在聚合反应器104中相比，可在聚合反应器106中产生相对更高分子量聚合物。例如，在其中期望反应器106中相对更高分子量聚合物的实施方式中，通常不添加额外的氢至反应器106，因为反应器106中增加的氢浓度通常对生产更高分子量聚合物有害。在该实施方式中不引入氢，氢化催化剂可引入反应器106中或在反应器106之前引入。图3和5阐释的实施方式显示氢化催化剂可在反应器106之前以流35引入。在一种或多种实施方式中，产生的聚合物可包括聚乙烯。在该实施方式中，齐格勒-纳塔催化剂可用作聚合催化剂，并且通过流35引入的氢化催化剂可包括茂金属催化剂。使用的茂金属催化剂的量可以是使得茂金属催化剂与齐格勒-纳塔催化剂质量比(即，g茂金属/g齐格勒-纳塔)的范围可在从约0.1至约2.0，优选地从约0.25至约1.5，更优选地约0.5-1.0。在实施方式中，茂金属催化剂可包括未桥连的茂金属。在实施方式中，未桥连的茂金属可包括二

氯化双(环戊二烯基)钛,也称为二氯二茂钛。美国专利号6,730,751、6,221,982和6,291,601中公开了适当的氢化催化剂,其通过参考并入本文。

[0088] 在如图5中所阐释的实施方式中,将中间-聚合产物分离成中间-聚物流和中间-气流可进一步包括从中间-聚合产物流分离至少一种气体组分。在该实施方式中,进入分离器105的中间-聚合产物流15可包括未反应的氢、未转化的乙烯、乙烷、聚合物、异丁烷或其组合。中间-气流19可包括氢、乙烯、乙烷或其组合;并且中间-聚物流17可包括聚合物、异丁烷或其组合。中间-气流19中乙烷的量可大于未反应的氢和/或未转化的乙烯的量。

[0089] 在如图4中所阐释的实施方式中,将中间-聚合产物分离成中间-聚物流和中间-气流(例如,在块73)可在包括发送中间-聚合产物流15至分离器126并且发送来自分离器126的氢减少的产物流39至分离器105的两步分离中实现。

[0090] 在如图4中所阐释的实施方式中,将中间-聚合产物分离成中间-聚物流和中间-气流可包括使来自中间-聚合产物的至少一部分氢脱气。如图4阐释的实施方式显示分离器126可产生流37和39。流37可包括移出的氢,并且流39可包括氢减少的产物。分离器126可使来自中间-聚合产物流15的至少一部分氢经减压脱气。减压可在小于或等于在反应器104中聚合温度,可选地,大于20°C,可选地,至少40°C的温度下发生。减压可在小于反应器104中压力的压力下发生。减压可小于1.5MPa。减压可至少为0.1MPa。图4中氢减少的流39中残留的氢的量按在从反应器104回收的混合物中初始存在的氢的量的重量计可小于1%,可选地,按重量计小于0.5%,可选地,按重量计0wt%。美国专利号6,225,412公开了适当的脱气条件和装置,其通过引用并入本文。

[0091] 在如图4中所阐释的实施方式中,将中间-聚合产物分离成中间-聚物流和中间-气流可进一步包括从氢减少的产物流分离至少一种气体组分。在这种实施方式中,进入分离器105的氢减少的产物流39可包括氢、乙烯、乙烷、聚合物、异丁烷或其组合。中间-气流19可包括氢、乙烯、乙烷或其组合;并且中间-聚物流17可包括聚合物、异丁烷或其组合。图4的中间-气流19中存在的氢的量按在从反应器104回收的混合物中初始存在的氢的量的重量计可小于1%,可选地,按重量计小于0.5%,可选地,按重量计0wt%。

[0092] 在本文所公开的一种或多种实施方式中,分离器105、108和126可配置为将流(例如,包括聚乙烯的中间-聚合产物、包括聚乙烯的聚合产物、包括聚乙烯的氢减少的产物)分离成气体、液体、固体或其组合。产物流12、15和39可包括未反应的、气态单体或任选的共聚单体(例如,未反应的乙烯单体、未反应的丁烯-1单体)、气态废物产物和/或气态污染物。在如图4中所阐释的实施方式中,中间-聚合产物流15可包括氢。在如图1-2中阐释的实施方式中,聚合产物流12可包括氢。如本文所使用,“未反应的单体”,例如,乙烯,指聚合反应期间被引入聚合反应器但是没有并入聚合物的单体。如本文所使用,“未反应的共聚单体”,例如,丁烯-1,指聚合反应期间引入聚合反应器但是没有并入聚合物的共聚单体。

[0093] 在实施方式中,分离器105、108和/或126可包括气-液分离器。这种分离器的适当例子可包括蒸馏塔、闪蒸罐、过滤器、膜、反应器、吸收剂、吸附剂、分子筛或其组合。在实施方式中,分离器包括闪蒸罐。不期望被理论所限制,这种闪蒸罐可包括配置为从高温和/或高压流体蒸发和/或移除低蒸汽压力组分的容器。分离器105、108和/或126可配置使得进入流可分离成液体流(例如,冷凝流)和气体(例如,蒸汽)流。液体或冷凝流可包括反应产物(例如,聚乙烯,通常称为“聚合物绒毛”)。气体或蒸汽流可包括挥发性溶剂,气态、未反应的

单体和/或任选的共聚单体,废气(二级反应产物,比如污染物等),或其组合。分离器105、108和126可配置使得进料流通过加热、减压或二者闪蒸,使得流的焓增加。这可经加热器、闪蒸管线加热器、本领域通常已知的各种其他操作或其组合实现。例如,包括双管的闪蒸管线加热器可通过热水或蒸汽换热。这种闪蒸管线加热器可增加流的温度同时降低其压力。

[0094] 在一种或多种实施方式中,将聚合产物分离成聚物流和气流或将中间-聚合产物分离成中间-聚物流和中间-气流可包括使聚合产物蒸馏、蒸发、闪蒸、过滤、膜筛选、吸收、吸附或其组合。在图1-2阐释的实施方式中,将聚合产物分离成聚物流和气流产生气流18和聚物流14。在图3-5阐释的实施方式中,将中间-聚合产物分离成中间-聚物流和中间-气流产生中间-气流19和中间-聚物流17。

[0095] 在本文所公开的一种或多种实施方式中,处理聚物流(例如,在块64)包括任何适当的方法或一系列方法,其配置为生产可适于商业或工业使用、储存、运输、进一步处理或其组合的聚合物产物。

[0096] 在如图1-2阐释的实施方式中,处理聚物流可包括发送聚物流14至处理器110。处理器110可配置用于执行适当的处理手段,其非限制性例子包括冷却、注塑、熔化、造粒、吹塑、挤压模塑、旋转模塑、热成型、铸塑成型、类似手段或其组合。各种添加剂和改性剂可添加至聚合物,以在制造期间提供更好的处理并且用于终产物的期望性质。这种添加剂的非限制性例子可包括表面改性剂比如增滑剂、抗结块剂、增粘剂;抗氧化剂比如初级和二级抗氧化剂;颜料;加工助剂比如石蜡/油和含氟弹性体;和专用添加剂比如阻燃剂、抗静电剂、清除剂、吸收剂、气味增强剂和降解剂。

[0097] 在实施方式中,处理器110可配置为形成适当的聚合物产物。可源自这种处理的适当的聚合物产物的非限制性例子包括薄膜、粉末、小球、树脂、液体或任何其他本领域技术人员将认识到的合适形式。这种适当的输出可用于例如一种或多种不同消费产品或工业产物。例如,聚合物产物可利用任何一种或多种不同的制品,包括但不限于瓶子、鼓状物、玩具、家用容器、器具、薄膜产品、鼓状物、燃料罐、管子、土工膜(geomembrane)和衬里。在具体的实施方式中,处理器配置为形成小球,用于运输至消费产品制造商。例如,在图1-2阐释的实施方式中,处理聚物流产生聚合物产物16(例如,成粒的聚乙烯)。

[0098] 在本文所公开的一种或多种实施方式中,处理气流(例如,在块81)和处理中间-气流(例如,在块91)可包括用于从气流去除氧、含氧的(oxygenated)化合物、氧化的化合物或其组合(本文通称为“氧”)的任何适当的方法或反应。阅读本公开的本领域技术人员将认识到适当的方法或反应。用于去除氧的适当方法的非限制性例子包括各种催化反应、与已知与氧反应的化学种类接触、过滤、吸收、吸附、加热、冷却或其组合。

[0099] 在如图2阐释的实施方式中,处理气流可包括发送气流18至脱氧器118。在如图5阐释的实施方式中,处理中间-气流可包括发送中间-气流19至脱氧器118。

[0100] 在本文所公开的一种或多种实施方式中,脱氧器118可包括配置为从气流去除氧的设备或装置。适当的脱氧器的非限制性例子包括各种反应器(例如,流化床反应器或固定床)、过滤器或其组合。适当的脱氧器118可配置为减少、防止或排除可具有使吸收溶剂中毒作用的化合物和/或元素(例如,氧)免于到达吸收反应器(例如,如本文将公开的)。

[0101] 在图2阐释的实施方式中,处理气流产生基本上不含氧的处理的气流26。在图5阐释的实施方式中,处理中间-气流产生基本上不含氧的处理的气流41。如本文所使用“基本

上不含氧”指流体流包括按流的总重量计不大于至少约5%的氧,可选地,不大于约1%的氧,可选地,不大于约0.1%的氧,可选地,不大于约0.01%的氧。

[0102] 在本文所公开的一种或多种实施方式中,从气流和/或处理的气流——统称为气流——分离至少一种气体组分(例如,在块65、65'、75或75')一般包括从包括第一化学组分或化合物和一种或多种其他化学组分、化合物等的流中选择性分离至少第一化学组分或化合物的任何适当的方法。在各种实施方式中,从气流分离的气体组分可包括一种或多种烃。这种烃的非限制性例子包括烷烃(例如,乙烷、丁烷、异丁烷、己烷或其组合)和烯或烯烃单体(例如,乙烯、己烷或其组合)或任选的共聚单体(例如,丁烯-1)。在实施方式中,从气流分离的气体组分可包括未反应的烃单体,例如乙烯。任选地,从气流分离的气体组分可包括未反应的烃共聚单体,例如丙烯。在实施方式中,从气流分离的气体组分可包括未反应的烃单体(例如,乙烯,单独或与其他烃组合,比如,乙烷、异丁烷、己烷或其组合),或任选地烃共聚单体(例如,丙烯,单独或与其他烃组合,比如,异丁烷、己烷或其组合)。在实施方式中,从气流分离的气体组分可包括乙烯,单独或与异丁烷组合。在实施方式中,捕获异丁烷可使得节约捕获的异丁烷的成本并且减少火炬排放中的异丁烷的量。适当的分离手段的非限制性例子包括蒸馏、蒸发、闪蒸、过滤、膜筛选、吸收、吸附、分子量排阻、尺寸排阻、基于极性的分离或其组合。

[0103] 在实施方式中,从气流分离至少一种气体组分可包括在一个步骤中蒸馏气流(例如,图1的气流18,图2的处理的气流26),以便使得至少一种气体组分根据沸腾的温度(一个或多个)与其他气体组分分离。在这种实施方式中,从气流分离至少一种气体组分可包括将气流蒸馏成包括乙烯、乙烷、任选地氢或其组合的轻质烃流。在这种实施方式中,从气流分离至少一种气体组分可包括在蒸馏塔底流出物中收集己烷、己烯、任选地异丁烷或其组合。在另外的和/或可选的实施方式中,从气流分离至少一种气体组分可包括从蒸馏塔的侧流收集异丁烷。

[0104] 在图1中显示的系统100的实施方式中,蒸馏塔122可配置为通过蒸馏分离至少一种气体组分。气流18可连通至蒸馏塔122,并且气流18可包括为蒸汽相的聚合产物流12的非固体组分(例如,氮、甲烷、乙烯、乙烷、丙烯、丙烷、丁烷、异丁烷、戊烷、己烷、己烯-1、重烃或其组合)。气流18可任选地包括氢,其可例如在两个聚合反应器之间的分离器中去除或通过聚合反应器(一个或多个)中的氢化催化剂去除。至少一种气体组分可从蒸馏塔122以轻质烃流25发出,和其他气体组分可从蒸馏塔122以蒸馏塔底流出物23发出。在图1的从蒸馏塔122以轻质烃流25发出的至少一种气体组分可包括乙烯和可进一步包括其他轻气体(例如,乙烯、乙烷、甲烷、二氧化碳、氮、氢或其组合)。例如,轻质烃流25中存在乙烯的量按轻质烃流25的总重量计可从约50%至约99%,可选地从约60%至约98%,可选地,从约70%至约95%。从蒸馏塔122以蒸馏塔底流出物23发出的其他气体组分可包括丙烯、丙烷、丁烷、异丁烷、戊烷、己烷、己烯-1、重烃或其组合。在实施方式中,蒸馏塔底流出物23可不含烯烃,可选地,基本上不含烯烃,可选地,根本上不含烯烃。例如,蒸馏塔底流出物23中存在的烯烃的量按蒸馏塔底流出物23的总重量计可小于约1.0%,可选地,小于约0.5%,可选地,小于约0.1%。在实施方式中,包括异丁烷的侧流27可从蒸馏塔122以侧流27发出。

[0105] 在如图1中阐释的实施方式中,侧流27或至少一部分蒸馏塔底流出物23可被再循环。再循环侧流27或至少一部分蒸馏塔底流出物23可包括,例如,经适当的泵或压缩机,发

送侧流27或至少一部分蒸馏塔底流出物23返回PEP系统100和/或将侧流27或至少一部分蒸馏塔底流出物23引入PEP系统100,例如,用于在聚合反应中重新使用。在实施方式中,侧流27或至少一部分蒸馏塔底流出物23可结合各种其他组分(催化剂、助催化剂等),以形成可引入至一个或多个反应器104,106的催化剂淤浆。不拟被理论所限制,因为侧流27或至少一部分蒸馏塔底流出物23可包括不含烯烃的异丁烷流(可选地,基本上不含烯烃,如上公开的),侧流27或至少一部分蒸馏塔底流出物23可与催化组分(例如,催化剂、助催化剂等)混合而没有非期望聚合反应的风险(例如,在引入一个或多个反应器之前聚合)。如此,侧流27或至少一部分蒸馏塔底流出物23可用作不含烯烃的异丁烷来源,用于聚合反应。使侧流27或至少一部分蒸馏塔底流出物23(包括不含烯烃的异丁烷)再循环可提供有效的和/或成本有效的供应异丁烷用于聚合反应方法操作的手段。在可选的实施方式中,可发送侧流27或至少一部分蒸馏塔底流出物23以储存用于随后在聚合反应中使用或在任何其他适当的方法中采用。

[0106] 在实施方式中,至少一部分侧流27或至少一部分蒸馏塔底流出物23可返回蒸馏塔122。例如,可经再沸器发送侧流27或至少一部分蒸馏塔底流出物23至蒸馏塔122,用于另外的处理。

[0107] 蒸馏塔122可配置为和/或大小设置为提供适当体积的气体(例如,图1的轻质烃流25)的分离。例如,蒸馏塔122可在范围从约50°C至约20°C,可选地,从约40°C至约10°C,可选地,从约30至约5°C的温度下,和在范围从约14.7psia至约529.7psia,可选地,从约15.7psia至约348psia,可选地,从约85psia至约290psia的压力下操作。蒸馏塔122可配置为和/或尺寸设计为提供适当体积的气流18或处理的气流(例如,图2的流26)的分离。如本领域技术人员将认识到的,气流18(任选地,处理的气流)可保留和/或残留在蒸馏塔122中任何适当的时间量,如可提供足够的气流18(任选地,处理的气流)组分分离必需的。在实施方式中,蒸馏塔122可配备至少两个出口。

[0108] 在实施方式中,蒸馏塔122可配置和/或操作,使得图1的轻质烃流25、任选的侧流27和蒸馏塔底流出物23的每个可包括气流18(任选地,处理的气流)的组分的期望的部分、份数或子集。例如,如在本公开的帮助下本领域技术人员将认识到的,具体流入口或出口的位置、蒸馏塔122的操作参数、气流18(任选地,处理的气流)的组成,或其组合可被操纵使得给定的流可包括气流18(任选地,处理的气流)的具体一个或多个组分。

[0109] 在可选的实施方式中,从气流分离至少一种气体组分可包括在两个步骤中蒸馏气流(例如,气流18或处理的气流26),以便使得在第一分离中至少一种气体组分与其他气体组分根据沸腾温度(一个或多个)分离,和以便使得在第二分离中至少另一气体组分与其他气体组分根据沸腾温度(一各或多个)分离。在该实施方式中,在第一分离中从气流分离至少一种气体组分可包括使气流蒸馏,以形成中间烃流,其包括乙烯、乙烷、氢、异丁烷或其组合。在该实施方式中,从气流分离至少一种气体组分可包括在第一分离的蒸馏塔的蒸馏塔底流出物中收集己烷,任选地己烯或其组合。另外,在第二分离中从气流分离至少一种气体组分可包括使乙烯、乙烷、任选地氢或其组合从中间烃流中蒸馏;在第二分离的蒸馏塔底流出物中收集己烷、任选地己烯、任选地异丁烷或其组合;和任选地从第二分离的蒸馏塔的侧流收集异丁烷。

[0110] 在图2显示的系统200的实施方式中,蒸馏塔126和124可配置为从处理的气流26或

气流18分离至少一种气体组分。处理的气流26和气流18可包括以蒸汽相的聚合产物流12的非固体组分(例如,氮、甲烷、乙烯、乙烷、丙烯、丙烷、丁烷、异丁烷、戊烷、己烷、己烯-1、重烃或其组合)。处理的气流26和气流18可任选地包括氢,其可例如在两个聚合反应器之间的分离器中去除或通过聚合反应器(一个或多个)的脱氢催化剂去除。处理的气流26或气流18可被蒸馏,以形成中间馏流29。蒸馏塔126中的非蒸馏组分可从蒸馏塔126以蒸馏塔底流出物43发出。侧流45可任选地从蒸馏塔126发出。

[0111] 中间馏流29可表征为包括下述,可选地,基本上包括下述,可选地,基本上由下述组成,可选地,由下述组成:C₄和更轻的烃(例如,丁烷、异丁烷、丙烷、乙烷或甲烷)和任何轻气体(例如,氢或氮)。例如,C₄和更轻的烃和气体在中间馏流29中存在的量按中间馏流的总重量计可从约80%至约100%,可选地从约90%至约99.999999%,可选地从约99%至约99.9999%,可选地,C₅和重烃在中间馏流29中存在的量按中间馏流的总重量计可从0%至约20%,可选地从约10%至约0.000001%,可选地从约1.0%至约0.0001%。也例如,按处理的气流26或气流18的重量计至少90%,可选地,至少98%,可选地,至少99%的C₄和更轻的烃和气体可存在于中间馏流29中。

[0112] 在实施方式中,蒸馏塔底流出物43可表征为包括C₆和更重的组分比如烷烃,即,大于己烷的烷烃(例如,庚烷和/或其他大的烷烃)。在实施方式中,C₆和更重烷烃之外的烃按蒸馏塔底流出物43的总重量计可以以小于约15%,可选地,小于约10%,可选地,小于约5%的量存在于蒸馏塔底流出物43中。在实施方式中,蒸馏塔底流出物43可被引导至另外的处理步骤或方法,或可选地它们可被适当地处理掉。在实施方式中,蒸馏塔底流出物43可被引导至火炬用于处理掉。

[0113] 在实施方式中,侧流45可表征为包括己烯。例如,己烯按侧流45的总重量计可以从约20%至约98%的量存在于侧流45中,可选地从约40%己烯至约95%己烯,可选地从约50%己烯至约95%己烯。

[0114] 在实施方式中,侧流45可被再循环。在图2的实施方式中,使侧流45再循环可包括,例如,经适当的泵或压缩机,发送侧流45返回PEP系统200和/或将侧流45引入PEP系统200,例如,用于在聚合反应中重新使用。使侧流45(例如,包括己烯)再循环可提供有效的和/或成本有效的供应己烯用于聚合反应方法操作的手段。在实施方式中,侧流45的己烯可在聚合反应中用作,例如,反应中的共聚单体。在可选的实施方式中,可发送侧流45以储存,用于随后在聚合反应中使用或在任何其他适当的方法中采用。

[0115] 在实施方式中,蒸馏塔126可配备一个或多个入口和至少两个出口。蒸馏塔126可在适当的,例如可适于实现处理的气流26或气流18的组分分离的温度和压力下操作。例如,蒸馏塔126可在范围从约15°C至约233°C,可选地,从约20°C至约200°C,可选地,从约20°C至约180°C的温度下,和/或在范围从约14.7psi至约527.9psi,可选地,从约15.7psi至约348psi,可选地,从约85psi至约290psi的压力下操作。蒸馏塔126可配置为和/或尺寸设计为提供适当体积的气体(例如,闪蒸气流)的分离。如阅读本公开的本领域技术人员将认识到的,处理的气流26或气流18可保留和/或残留在蒸馏塔126中任何适当的时间量,例如提供充分分离蒸馏塔126的组分必需的时间量。

[0116] 在实施方式中,处理的气流26或气流18可引入至蒸馏塔126而不用压缩步骤,即,在处理的气流26或气流18从分离器108发出之后和在引入蒸馏塔126之前不用压缩处理的

气流26或气流18。在另一实施方式中,处理的气流26或气流18可以在与分离器108的出口压力基本上相同的压力下(例如,在闪蒸室130的出口压力为从约14.7psia至约527.9psia,可选地,从约15.7psia至约348psia,可选地,从约85psia至约290psia)引入至蒸馏塔126。在仍另一实施方式中,处理的气流26或气流18可引入至蒸馏塔126,而没有明显的压缩步骤。在实施方式中,处理的气流26或气流18可在下述范围的压力下引入蒸馏塔126:从小于气流18从分离器108发出的压力约25psi至大于气流18从分离器108发出的压力约25psi,可选地,从小于气流18从分离器108发出的压力约15psi至大于气流18从分离器108发出的压力约15psi,可选地,从小于气流18从分离器108发出的压力约5psi至大于气流18从分离器108发出的压力约5psi。在实施方式中,处理的气流26或气流18可在下述范围压力下引入蒸馏塔126:从约14.7psia至约527.8psia,可选地,从约15.7psia至约348psia,从约85psia至约290psia。

[0117] 在实施方式中,蒸馏塔126可配置和/或操作使得中间馏流29、蒸馏塔底流出物43和任选的侧流45的每个可包括气流18或处理的气流26的组分的期望部分、份数或子集。例如,如在本公开的帮助下本领域技术人员将认识到的,具体流出口的位置、蒸馏塔126的操作参数、处理的气流26或气流18的组成或其组合可被操纵使得给定的流可包括处理的气流26或气流18的具体一个或多个组分。

[0118] 在图2显示的系统200的实施方式中,中间馏流29可在蒸馏塔124中分离,以形成轻质馏流25、蒸馏塔底流出物33和任选地侧流31。轻质馏流25可包括乙烯、乙烷、任选地氢或其组合。蒸馏塔底流出物33可包括异丁烷。侧流31可包括异丁烷。蒸馏塔底流出物33的异丁烷可包括与侧流31不同级别的异丁烷。例如,蒸馏塔底流出物33可包括基本上不含烯烃的异丁烷,和侧流31可包括再循环异丁烷,其可包括烯烃。

[0119] 至少一种气体组分可从蒸馏塔124以轻质馏流25发出,和其他气体组分可从蒸馏塔124以蒸馏塔底流出物33发出。从图2的蒸馏塔124以轻质馏流25发出的至少一种气体组分可包括乙烯和可进一步包括其他轻气体(例如,乙烯、乙烷、甲烷、二氧化碳、氮、氢或其组合)。例如,乙烯可按轻质馏流25的总重量计以从约50%至约99%,可选地从约60%至约98%,可选地,从约70%至约95%的量存在于轻质馏流25中。

[0120] 从蒸馏塔124以蒸馏塔底流出物33发出的其他气体组分可包括丙烯、丙烷、丁烷、异丁烷、戊烷、己烷、己烯-1、重烃或其组合。在实施方式中,蒸馏塔底流出物33可不含烯烃,可选地,基本上不含烯烃,可选地,根本上不含烯烃。例如,烯烃可按蒸馏塔底流出物33的总重量计以小于约1.0%,可选地,小于约0.5%,可选地,小于约0.1%的量存在于蒸馏塔底流出物33中。在实施方式中,包括异丁烷,可选地由异丁烷组成的侧流31可从蒸馏塔124以侧流31发出。

[0121] 在实施方式中,侧流31或至少一部分蒸馏塔底流出物33可被再循环。使侧流31或至少一部分蒸馏塔底流出物33再循环可包括,例如,经适当的泵或压缩机,发送侧流31或至少一部分蒸馏塔底流出物33返回PEP系统200和/或将侧流31或至少一部分蒸馏塔底流出物33引入PEP系统200,例如,用于在聚合反应中重新使用。在实施方式中,侧流31或至少一部分蒸馏塔底流出物33可结合各种其他组分(催化剂、助催化剂等),以形成可引入至一个或多个反应器104,106的催化剂淤浆。不拟被理论所限制,因为至少一部分蒸馏塔底流出物33可不含烯烃并且可包括异丁烷,蒸馏塔底流出物33可与催化组分(例如,催化剂、助催化剂

等)混合,而没有非期望聚合反应的风险(例如,引入至一个或多个反应器之前聚合)。如此,至少一部分蒸馏塔底流出物33可用作用于聚合反应的不含烯烃的异丁烷的来源。使侧流31或至少一部分蒸馏塔底流出物33再循环可提供有效的和/或成本有效的供应异丁烷用于聚合反应方法操作的手段。在可选的实施方式中,可发送侧流31或至少一部分蒸馏塔底流出物33以储存,用于随后在聚合反应中使用或在任何其他适当的方法中采用。

[0122] 在实施方式中,至少一部分侧流31或至少一部分蒸馏塔底流出物33可返回蒸馏塔124。例如,可经再沸器发送侧流31或至少一部分蒸馏塔底流出物33至蒸馏塔124,用于另外的处理。

[0123] 蒸馏塔124可配置为和/或尺寸设计为提供适当体积的气体(例如,图2的轻质烃流25)的分离。例如,蒸馏塔124可在范围从约50°C至约20°C,可选地,从约40°C至约10°C,可选地,从约30至约5°C的温度下,和在范围从约14.7psia至约529.7psia,可选地,从约15.7psia至约348psia,可选地,从约85psia至约290psia的压力下操作。蒸馏塔124可配置为和/或尺寸设计为提供适当体积的气流18或处理的气流26的分离。如本领域技术人员将认识到的,处理的气流26或气流18可保留和/或残留在蒸馏塔124中任何适当的时间量,如可提供充分分离处理的气流26或气流18的组分必需的。在实施方式中,蒸馏塔124可配备至少两个出口。

[0124] 在实施方式中,蒸馏塔124可配置和/或操作,使得图2的轻质烃流25和蒸馏塔底流出物33的每个可包括处理的气流26或气流18的组分的期望部分、份数或子集。例如,如在本公开的帮助下本领域技术人员将认识到的,具体流入口或出口的位置、蒸馏塔124的操作参数、处理的气流26或气流18的组成或其组合可被操纵使得给定的流可包括处理的气流26或气流18的具体一个或多个组分。

[0125] 在可选的和/或另外的实施方式中,从气流分离至少一种气体组分可包括使气流与吸收剂(例如,吸收溶剂系统,如本文公开的)接触,例如,以便使得气体组分被吸收剂吸收。在这种实施方式中,从气流分离至少一种气体组分包括从气流选择性地吸收至少一种气体组分。在这种实施方式中,从气流吸收至少一种气体组分一般包括使气流与适当的吸收剂接触,使得至少一种组分被吸收剂吸收,并且任选地,去除包括未吸收的气体的废物流。在另外的实施方式中,从气流分离至少一种气体组分可进一步包括从吸收剂释放吸收的气体组分。

[0126] 在实施方式中,使气流与吸收剂接触可包括确保气流和吸收剂之间充分接触的任何适当手段。提供气流和吸收剂之间充分接触的适当手段的非限制性例子包括各种反应器系统比如上面公开的那些(例如,吸收塔或喷雾或混合罐)的使用。不拟被理论所限制,适当的反应器系统通过在彼此存在的情况下搅动或混合两个组分、循环、分散、或使第一组合物扩散通过第二组合物或在第二组合物中扩散、或本领域技术人员已知的各种其他技术可确保两个或更多个气态、液体和或固体组合物之间的接触。在实施方式中,气流和吸收剂可以以适当的比接触。这种气流与吸收剂的适当比的范围可从约1,000lb/hr:1000gpm至约2,500lb/hr:25gpm,可选地,从约1000lb/hr:250gpm至约2500lb/hr:100gpm,可选地,约1875lbs/hr:250gpm。

[0127] 在如图1-5所阐释的实施方式中,从气流(例如,图1的气流18或图2的处理的气流26或图3-5的中间-气流19)分离至少一种气体组分可包括发送气流至吸收反应器116。在本

文所公开的一种或多种实施方式中,吸收反应器116可包括反应器,其配置为从包括第一化学组分或化合物和一个或多个其他化学组分、化合物等的流中选择性地吸收至少第一化学组分或化合物。适当的吸收反应器和/或吸收反应器配置的非限制性例子包括吸收(蒸馏)塔、变压吸收(PSA)构造、喷雾罐、搅动反应器、一个或多个压缩机、一个或多个再循环泵或其组合。

[0128] 在实施方式中,吸收反应器可配置为将气体散逸在液体中(例如,通过使气体起泡通过液体)。例如,在实施方式中,吸收反应器116可包括溶剂循环系统,其配置为使溶剂循环通过吸收反应器116。溶剂循环流速可由吸收系统的操作条件确定,如本文下面公开的。在实施方式中,吸收反应器116可包括一个或多个泵和/或与一个或多个泵流体连通,所述泵配置为使溶剂经吸收反应器116和/或在吸收反应器116中再循环。在另外的和/或可选的实施方式中,吸收反应器116可包括填充床或柱,其配置为例如,维持较小的气泡尺寸(例如,散逸在液体中气体的气泡尺寸),例如,以便维持气体和液体之间接触的相对大的表面积,例如,以便维持气体传质和/或吸收进入液体的效率。在实施方式中,填充床或柱的填充材料可包括聚合材料、金属材料或其组合。在实施方式中,吸收反应器116可具有多个填充床或柱。在实施方式中,仅仅一部分吸收反应器116可具有填充材料。在实施方式中,填充的吸收反应器116的填充材料可具有随机填充或可具有结构化的填充。适当的吸收反应器的例子阐释在气体处理器协会,“工程化数据簿”第十版(Gas Processors Association, “Engineering Data Book” 10th ed),图19-16。

[0129] 在吸收反应器116包括溶剂反应器的实施方式中,吸收反应器可包括适当的吸收溶剂系统,如本文公开的。这种吸收反应器116可配置为保持吸收溶剂系统。例如,吸收溶剂系统可作为液体、作为固定床或作为流化床保持在反应器中。

[0130] 在实施方式中,适当的吸收溶剂系统可能够可逆地与乙烯和/或异丁烷络合。这种吸收溶剂系统可一般包括络合剂和溶剂。在实施方式中,吸收溶剂系统可表征为具有乙烯对乙烷的选择性,其中乙烯和乙烷在约14psi的相同分压下以约40:1,在约20psi的相同分压下以约12:1,在约40psi的相同分压下以约6:1,和在约180psi的相同分压下以约3:1存在。在实施方式中,溶剂系统可进一步表征为具有高的污染物耐受并且在增加的和/或变动的温度和/或压力或其组合下展示高的稳定性。

[0131] 在实施方式中,络合剂可包括金属盐。在这种实施方式中,金属盐可包括一种或多种过渡金属和弱离子卤素的盐。适当的过渡金属的非限制性例子包括银、金、铜、铂、钯或镍。适当的弱离子卤素的非限制性例子包括氯和溴。在实施方式中,适当的过渡金属盐可表征为具有对烯烃的高特异性。适当的过渡金属-卤素盐的非限制性例子包括氯化银(AgCl)和氯化铜(CuCl)。在具体的实施方式中,吸收溶剂系统中采用的盐包括CuCl。不希望被理论所限制,这种金属盐可与烯烃(例如,乙烯)的双碳键相互作用。

[0132] 在实施方式中,络合剂可包括羧酸铜(I)。在这种实施方式中,适当的羧酸铜(I)可包括铜(I)和包含1-20个碳原子的单羧酸、二羧酸和/或三羧酸的盐。盐的羧酸组分可包括脂肪族成分、环状成分、芳基成分或其组合。羧酸铜(I)的其他适当例子包括甲酸Cu(I)、乙酸Cu(I)、丙酸Cu(I)、丁酸Cu(I)、戊酸Cu(I)、己酸Cu(I)、辛酸Cu(I)、癸酸Cu(I)、2-乙基-己酸Cu(I)、棕榈酸Cu(I)、十四酸Cu(I)、甲基甲酸Cu(I)、乙基乙酸Cu(I)、正丙基乙酸Cu(I)、正丁基乙酸Cu(I)、乙基丙酸铜Cu(I)、辛酸铜Cu(I)、苯甲酸Cu(I)、p-叔丁基苯甲酸Cu(I)和

类似物。在另外的实施方式中,络合剂可包括羧酸铜(I)的加合物,例如,如本文公开的,和三氟化硼(BF₃)的加合物。

[0133] 在另外的和/或可选的实施方式中,络合剂可包括磺酸铜(I)。适当的磺酸铜(I)的非限制性例子包括具有4至22个碳原子的磺酸的铜(I)盐。盐的磺酸组分可包括脂肪族成分、环状成分、芳基成分或其组合。脂肪族磺酸可以是直链的或支链的。适当的脂肪族磺酸的例子包括但不限于正丁烷磺酸、2-乙基-1-己烷磺酸、2-甲基壬烷磺酸、十二烷磺酸、2-乙基-5-正戊基十三烷磺酸、正二十烷磺酸和类似物。适当的芳族磺酸的例子包括苯磺酸、烷基苯磺酸,其中烷基部分包含1至16个碳原子,比如对甲苯磺酸、十二烷基苯磺酸(邻、间和对),对-十六烷基苯磺酸和类似物、萘磺酸、苯酚磺酸、萘酚磺酸和卤代苯磺酸,比如对-氯苯磺酸、对-溴苯磺酸和类似物。

[0134] 在实施方式中,络合剂可进一步包括受阻烯烃。例如,在实施方式中,络合剂可包括这样的受阻烯烃,其中络合剂形成具有不充分溶解度的铜络合物。这种受阻烯烃的例子是丙烯四聚物(即十二烯)。不拟被理论所限制,受阻烯烃可增加铜络合物的溶解度同时容易被乙烯置换。

[0135] 在各种实施方式中,络合剂可包括美国专利号5,104,570;5,191,153;5,259,986;和5,523,512中公开的一种或多种络合剂,其每一篇通过引用以其整体并入本文。

[0136] 在实施方式中,溶剂可包括胺或胺络合物、芳族烃、烯烃或其组合。溶剂胺的非限制性例子包括吡啶、苄胺和苯胺。例如,胺可包括苯胺(苯基胺、氨基苯);可选地,与二甲替甲酰胺(DMF)组合的苯胺,并且在实施方式中,苯胺和N-甲基吡咯烷酮(NMP)。在其中溶剂包括芳族烃的实施方式中,芳族烃可包括未取代的或烷基取代的芳基。在该实施方式中,芳族烃可在正常环境条件下处于液相。适当的非限制性例子包括甲苯、二甲苯等。在其中溶剂包括烯烃的实施方式中,非限制性例子包括具有10至16个碳原子的烯烃。例如,烯烃可包括丙烯四聚物、十二烯、十四烯、十六烯或其组合。

[0137] 在实施方式中,溶剂可表征为质子惰性的,即,不包括可以离解的氢原子。不拟被理论所限制,可以离解的氢溶剂可导致烯烃比如乙烯中碳之间的双键氢化。此外,溶剂可表征为极性的、具有轻微的极性或具有单向电荷。不拟被理论限制,极性溶剂可与盐相互作用和至少部分使盐溶解。

[0138] 在实施方式中,溶剂可表征为以相对大体积的工业上生产的、具有相对低的成本、容易运输或其组合的液体。溶剂可进一步表征为能够保持络合的烯烃-金属盐或保持弱离子的金属盐,不管温度和/或压力波动如何。

[0139] 在实施方式中,吸收溶剂系统可包括氯化铜、苯胺和二甲替甲酰胺(CuCl/苯胺/DMF)。在可选的实施方式中,吸收溶剂系统可包括氯化铜、苯胺和N-甲基吡咯烷酮(CuCl/苯胺/NMP)。在这种实施方式中,CuCl/苯胺/NMP溶剂系统可表征为在更低的压力和更高的温度下具有增加的挥发稳定性。在可选的实施方式中,吸收溶剂系统可包括羧酸铜(I)和芳族溶剂比如甲苯或二甲苯。在可选的实施方式中,吸收溶剂系统可包括磺酸铜(I)和芳族溶剂比如甲苯或二甲苯。在可选的实施方式中,吸收溶剂系统可包括芳族溶剂比如甲苯或二甲苯中羧酸铜(I)和BF₃的加合物。

[0140] 在实施方式中,吸收溶剂系统可包括2-乙基-己酸铜(I)和丙烯四聚物。在实施方式中,吸收溶剂系统可包括2-乙基-己酸铜(I)和十二烯。在实施方式中,吸收溶剂系统可包

括棕榈酸铜(I)和十六烯。在实施方式中,吸收溶剂系统可包括十四酸铜(I)和十四烯。

[0141] 在实施方式中,使得至少一种组分被吸收剂吸收可包括使得至少一种组分例如经形成各种键合、键、吸引、络合物或其组合可逆地结合、连接、键合或其组合至吸收剂或其部分。例如,在其中吸收剂包括吸收溶剂系统(例如,CuCl/苯胺/DMF溶剂系统或CuCl/苯胺/NMP溶剂系统)的实施方式中,使得吸收至少一种组分可包括使得在吸收剂和至少一种组分之间形成络合物,称为吸收组分络合物(例如,吸收的乙烯络合物)。

[0142] 使得吸收至少一种组分可进一步包括提供和/或保持气流和吸收剂接触环境的适当压力、提供和/或保持气体的适当分压、提供和/或保持气流和吸收剂接触环境的适当温度、催化吸收或其组合。不拟被理论所限制,吸收剂吸收至少一种组分可在适当的温度和/或压力下改善。

[0143] 在实施方式中,吸收反应器116可能选择性诱导热和/或压力波动、变化或循环。在实施方式中,吸收反应器116可配置为从包括各种其他气体(例如,乙烷,任选地氢)的组合物选择性地吸收和/或诱导吸收未反应的乙烯单体(和任选地,共聚单体)。在另一实施方式中,吸收反应器116可配置为从包括各种其他气体的组合物选择性地吸收和/或诱导吸收丁烷,尤其是异丁烷。在仍另一实施方式中,吸收反应器116可配置为从包括各种其他气体(例如,乙烷,任选地氢)的组合物选择性地吸收未反应的乙烯和丁烷二者,尤其是异丁烷。

[0144] 在实施方式中,吸收反应器116可配置为提供或维持适当的温度,例如,可取决于吸收反应器在给定时间操作的相。例如,吸收反应器116可配置为提供或维持适当的温度,例如,用于增加吸收期望的化学种类、减少吸收期望的化学种类、从反应器116闪蒸未吸收的气体、从吸收反应器116回收未反应的乙烯、使吸收反应器116中的吸收剂再生或其组合的目的。在实施方式中,这种适当的温度范围可从约40°F至约110°F,可选地,从约40°F至约60°F,可选地,从约45°F至约55°F,可选地,从约50°F至约55°F,可选地约50°F。例如,已经发现温度范围从约40°F至约110°F,可选地,从约40°F至约60°F,可选地约50°F的吸收反应器116(和吸收溶剂系统)的操作温度的可相对于乙烷吸收产生乙烯吸收的出人意料的增加。不拟被理论所限制,本领域技术人员将认识到(例如,基于来自拉乌尔定律的分压概念)预期在逐渐降低的温度下乙烯和乙烷在吸收剂溶剂中的溶解度增加。但是,与此期望相反,发现随着温度降低于50°F时,在公开的实施方案的吸收剂溶剂和/或吸收剂溶剂系统中吸收的乙烯量减少。因为该出人意料的现象,乙烯的吸收可在范围从约40°F至约110°F,可选地,在范围从约40°F至约60°F的温度,可选地,在约50°F的温度下最大。图11是显示在不同温度下乙烯和乙烷在氯化铜、苯胺、NMP吸收剂溶剂系统中的溶解度的图。该图图解在上述讨论的温度范围下乙烷的预期的溶解度趋势和乙烯的出人意料的溶解度趋势。

[0145] 在实施方式中,吸收反应器116可配置为在吸收气流的一种或多种组分(例如,乙烯和/或异丁烷)期间提供或维持从约40°F至约110°F的范围中的适当温度。如上公开的,已经发现乙烯溶解度在范围从约40°F至约60°F的温度下出人意料地最大。在实施方式中,在从气流吸收乙烯和/或异丁烯期间,吸收反应器116可在从约40°F至约60°F的温度,可选地约50°F的温度下操作。在可选的实施方式中,在从气流吸收乙烯和/或异丁烯期间,吸收反应器可在从约60°F至约110°F,或从约70°F至约90°F的温度下操作。例如,吸收反应器116的这种吸收温度可以适当作为在更低的温度下操作(其可能要求例如冷却的能量花费)的经济可替代方案。例如,在范围从约60°F至约110°F,或从约70°F至约90°F的温度下操作吸收

反应器,如吸收反应器116可通过使吸收反应器在给定地理位置的环境温度下操作而要求更少的能量,其可产生成本节约。

[0146] 在实施方式中,吸收反应器116可配置为在操作期间提供或维持适当的压力。这种适当压力的范围可从约5psig至约500psig,可选地,从约50psig至约450psig,可选地,从约75psig至约400psig。在另外的实施方式中,吸收反应器116可配置为在操作期间提供或维持适当的乙烯分压。这种适当的乙烯分压的范围可从约1psia至约400psia,可选地,从约30psia至约200psia,可选地,从约40psia至约250psia,可选地,从约40psia至约75psia,可选地,从约40psig至约60psig,可选地约40psig,可选地,约60psig。不拟被理论所限制,使吸收反应器116增压可利于吸收乙烯和/或形成乙烯和吸收溶剂系统(例如,CuCl/苯胺/NMP系统)的络合物。而且,不拟被理论限制,随着吸收反应器的压力下降,吸收溶剂系统对乙烯的选择性可增加。

[0147] 在实施方式中,吸收反应器116可配置为用于分批和/或连续方法。例如,在实施方式中,PEP系统可包括两个或更多个吸收反应器(例如,比如吸收反应器116),其每个可配置为用于分批操作。例如,通过采用两个或更多个吸收反应器,这种系统可配置为允许通过将气流组分吸收至第一吸收反应器中的“第一批次”同时在第二吸收反应器中制备用于吸收的“第二批次”而连续操作。如此,通过在两个或更多个适当的反应器之间循环,系统可连续操作。

[0148] 例如,在实施方式中,两个或更多个吸收反应器(例如,吸收反应器系统)可配置为使用液体溶剂,例如,本文公开的吸收溶剂系统或吸收溶剂进行乙烯的变压吸收(PSA)。在该实施方式中,吸收反应器116可包括两个或更多个吸收反应器,其配置为用于PSA(例如,吸收反应器系统)。图10,显示吸收反应器系统1000,具有四个吸收反应器1010、1020、1030和1040,配置为用于PSA。尽管图10的实施方式图解四个吸收反应器(例如,吸收反应器1010、1020、1030和1040),本领域技术人员,在阅读本公开时将认识到可类似地采用两个、三个、五个、六个、七个、八个或更多个吸收反应器。在该实施方式中,每个吸收反应器可基本上如本文公开的配置。在实施方式中,一个或多个反应器1010、1020、1030和1040可经循环系统(例如,包括一个或多个泵、阀、导管等)连接以在吸收期间在反应器1010、1020、1030和1040中循环液体溶剂。吸收反应器1010、1020、1030和1040可在吸收阶段(其中气体组分,比如乙烯和/或异丁烷,被吸收溶剂和/或吸收溶剂系统吸收)和再生阶段(其中吸收的和/或络合的气体组分从吸收溶剂系统和/或吸收溶剂系统释放,准备重新使用,如本文将公开)之间循环。例如,反应器1010、1020、1030和1040可协调地在吸收阶段和再生阶段(例如,经一个或多个中间阶段)之间循环,从而并不是所有的反应器1010、1020、1030,1040同时都进行吸收或再生。在其中吸收反应器1010、1020、1030和1040配置为以PSA操作的实施方式中,反应器1010、1020、1030和1040既用作吸收器也用作再生器。在这种实施方式中,用于再生的分离容器可能不是必需的(例如,如本文所公开的)。

[0149] 作为协调的PSA操作的例子,在此种操作期间的给定阶段,反应器1010可以以吸收阶段操作,例如,在如本文公开的吸收条件下。在基本上相同的时间,反应器1020可被加压至中间压力,例如,低于吸收压力。而且,在基本上相同的时间,反应器1030可从中间压力减压至再生压力,并且同时反应器1040可从吸收压力(从之前的处于吸收阶段)减压至中间压力。不拟被理论所限制,吸收之后每个反应器1010、1020、1030和/或1040的减压(例如,从吸

收压力至中间压力和从中间压力至再生压力)可使得吸收的气体组分(例如,乙烯和/或异丁烷)从吸收剂释放和/或吸收剂再生(例如,准备用于重新使用,如本文所公开的)。在实施方式中,来自一个或多个反应器(例如,反应器1010、1020、1030和/或1040)的压力可用于使这些反应器的另一个加压。例如,在图10的实施方式中,反应器1040中气体的压力可用于使反应器1020通过管线1050加压至中间压力,阀1058和1084处于打开位置并且阀1082和1056处于关闭位置。阀1062、1064、1066和1068可在打开位置和关闭位置之间转换,以使得流1060中的产物氮流入和流出反应器1010、1020、1030和1040。阀1052、1054、1056和1058可在打开位置和关闭位置之间转换,以使得反应器1010、1020、1030和1040通过流1050加压和减压。阀1082、1084、1086和1088可在打开位置和关闭位置之间转换,以使得轻气流1080在吸收阶段时进料至反应器1010、1020、1030和1040。阀1092、1094、1096和1098可在打开位置和关闭位置之间转换,以从反应器1010、1020、1030和1040通过流1090移除任何吹扫气体。

[0150] 在实施方式中,在再生阶段期间,解吸气,比如异丁烷或氮,可例如,通过流1070添加至吸收反应器1010、1020、1030和1040。流1070可位于反应器1010、1020、1030和1040的底部,所以解吸气可起泡通过反应器1010、1020、1030或1040(并且通过其中的任何填充材料)。阀1072、1074、1076和1078可在打开和关闭位置之间转换,以在再生期间添加解吸气体至反应器1010、1020、1030和1040。不拟被理论所限制,再生期间解吸气可降低吸收反应器1010、1020、1030和1040中的乙烯的分压。

[0151] 在实施方式中,一个或多个吸收反应器1010、1020、1030和1040可包括内部构件,以通过液体吸收溶剂分布气体并且防止沟流。适当的内部构件可包括蒸馏填充,其分布气体并且减少液体的轴向混合。内部构件可防止吸收反应器1010、1020、1030和1040中的液体吸收溶剂混合从而溶剂流动将首先饱和并且然后饱和度前缘(saturation front)可通过吸收反应器1010、1020、1030和1040垂直向上移动。

[0152] 在实施方式中,从气流分离至少一种气体组分包括去除废物流。在实施方式中,残留的未吸收的气流组分形成废物流。在吸收组分包括乙烯和吸收剂的实施方式中包括CuCl/苯胺/DMF或CuCl/苯胺/NMP溶剂系统,这种废物流可包括氢、甲烷、乙烷、乙炔、丙烯、各种其他烃、挥发性污染物或其组合。此外,这种废物流可基本上不含未反应的乙烯单体或,任选地,共聚单体。如本文所使用,“基本上不含未反应的乙烯单体”意思是废气包括按该流的总重量计小于50%未反应的乙烯单体,可选地,小于10%未反应的乙烯单体,可选地,小于1.0%未反应的乙烯单体,可选地,小于0.1%未反应的乙烯单体,可选地,小于0.01%未反应的乙烯单体。

[0153] 在实施方式中,去除废物流可包括冷却废物流,和/或降低或增加废物流的压力,使得废物流流向处理设备114。例如,在实施方式中,废物流可通过在充分的压力下、速率下或其组合运输适当的吹扫气(例如,惰性或未反应的气体,如上公开的)通过包含废气的容器(例如,吸收反应器116)以从其排出废气而被“扫除”。例如,在图1-5中阐释的实施方式中,从气流分离至少一种气体组分产生基本上不含未反应的乙烯单体(任选地,共聚单体)的废气流20,可选地,具有降低浓度的未反应的乙烯单体(任选地,共聚单体)的废气流。例如,废气流可包括按该流的总重量计小于约30%,可选地,小于约25%,可选地,小于约20%,可选地,小于约15%,可选地,小于约10%的未反应的乙烯单体。在另外的实施方式中,乙烯可减少在从气流分离至少一种气体组分之前气流中存在的乙烯的百分数。例如,废

气流可包括按该流的总重量计小于约40%，可选地，小于约30%，可选地，小于约20%的分离之前气流中存在的未反应的乙烯单体。

[0154] 在实施方式中，从气流分离至少一种气体组分可进一步包括从吸收剂释放吸收的气体组分(例如，吸收反应器116中原位和/或在比如再生器120的另一容器中)。从吸收剂释放吸收的气体组分一般包括任何适当的手段：其逆转通过其至少一种气体组分结合、连接、键合或其组合至吸收剂或其部分的各种键合、键、吸引、络合物或其组合。通过其释放吸收的气体组分的适当手段的非限制性例子包括改变吸收剂的吸收动力学或吸收平衡、加热或减压吸收剂、改变吸收的气体的分压或其组合。

[0155] 在实施方式中，再生和/或解吸阶段中，吸收的气体组分可从一个或多个这种吸收反应器内的吸收剂中释放(例如，解吸和/或解络合)。在实施方式中，再生阶段可包括使吸收溶剂系统再生以便产生未反应的乙烯；在实施方式中，再生阶段可包括使吸收反应器116中的吸收溶剂系统再生，以便产生未反应的乙烯。例如，在图1和2的实施方式中(和/或，在其中吸收反应器116配置为PSA构造的实施方式中，如本文参考图10公开的)，吸收反应器116可配置为诱导从吸收溶剂吸收的或络合的气体释放气体(例如，吸收的和/或络合的乙烯和/或异丁烷的解吸和/或解络合)，如本文详细公开的。不拟被理论所限制，诱导吸收的或络合的气体的释放可包括改变吸收溶剂系统的反应动力学或气体-溶剂平衡、吸收反应器116的温度、吸收反应器116的压力、吸收的气体的分压或其组合。在这种实施方式中，吸收反应器116可包括配置为改变反应动力学、气体-溶剂平衡、吸收反应器116的温度、吸收反应器116的压力或其组合的控制器、热导管、电导管、压缩机、真空泵等或其组合。

[0156] 例如，在实施方式中，释放吸收的气体组分可包括使包括络合的乙烯的溶液减压至适当的分压。在另外的实施方式中，释放吸收的气体组分可包括加热吸收反应器116(可选地，再生器120中，如本文下面公开的)中包括络合的乙烯的溶液至适当的温度。这种适当的温度范围可从约110°F至约200°F，可选地，从约140°F至约160°F，可选地，从约160°F至约200°F，可选地，从约180°F至约200°F，以促进吸收化合物(例如，乙烯和/或异丁烷)从吸收溶剂释放。例如，在具体的实施方式中，在吸收组分(例如，乙烯和/或异丁烷)从吸收溶剂释放期间，吸收反应器116(可选地，再生器120)可在从约160°F至约200°F，可选地，从约180°F至约200°F的温度下操作。在可选的实施方式中，在吸收组分(例如，乙烯和/或异丁烷)从吸收溶剂释放期间，吸收反应器116(可选地，再生器120)可在从约140°F至约160°F的温度下操作。例如，这种释放温度可适当作为经济可替代方案。例如，在吸收组分释放期间，操作吸收反应器，如吸收反应器116(可选地，再生器，如再生器120)在范围从约140°F至约160°F的温度下可通过使得源自其他来源(例如，聚合反应器冷却剂、低压力流、再生器上游的换热器、吸收剂再循环管线中的换热器、聚合反应器、闪蒸管线加热器、闪蒸容器等或其组合)的热用于加热吸收反应器和/或再生器而需要更少的能量，其可产生成本节约。

[0157] 另外，在这种实施方式中，吸收反应器116可配置为排出气体(例如，之前吸收和然后释放的气体，比如乙烯)和/或利于经压差释放吸收的气体。吸收反应器116可配置为提供或维持适当的分压。这种适当的分压的范围可从约0.1psig至约40psig，可选地，从约5psig至约30psig，可选地，从约5psig至约15psig。在实施方式中，吸收反应器116可配置为提供或维持乙烯分压范围从约0psia至约5psia。

[0158] 在可选的实施方式中，从气流分离至少一种气体组分可进一步包括移出包括吸收

的组分络合物(例如,吸收的乙烯络合物)的溶液,用于进一步处理。在这种可选的实施方式,包括吸收的气体组分的吸收络合物可从吸收反应器116移出至再生器120,用于释放吸收的气体组分和/或使吸收络合物再生为复合流28。在实施方式中,再生器120可使吸收溶剂系统再生以便产生未反应的乙烯;在实施方式中,再生器120可使再生器120中的吸收溶剂系统再生以便产生未反应的乙烯。

[0159] 在这种实施方式中,复合流28可包括乙烯、乙烷和/或异丁烷。乙烯存在的范围按该流的总重量计可从约0.1%至约10%,可选地,从约0.4%至约5%,可选地,从约0.5%至约2.5%。乙烷存在的范围按该流的总重量计可从约0.1%至约1%,可选地,从约0.2%至约0.5%。异丁烷存在的范围按该流的总重量计可从约0.1%至约1%,可选地,从约0.2%至约0.5%。

[0160] 在本文所公开的一种或多种实施方式中,将复合流分离成再循环流和吸收剂流(例如,在块92)包括从吸收剂释放吸收的气体组分。如上阐述,从吸收剂释放吸收的气体组分一般包括任何适当的手段,其逆转通过其至少一种气体组分结合、连接、键合或其组合至吸收剂或其部分的各种键合、键、吸引、络合物或其组合。上面参考吸收反应器中的释放公开了释放吸收的气体组分的各种方法和/或参数。

[0161] 在图5阐释的实施方式中,将复合流分离成再循环流和吸收剂流可包括发送复合流28至再生器120。在本文所公开的一种或多种实施方式中,再生器120可包括配置为回收、再生、再循环和/或净化吸收溶剂和/或释放吸收的气体的设备或装置。适当的再生器的非限制性例子包括闪蒸反应器、减压反应器、溶剂再生反应器或其组合。

[0162] 在实施方式中,再生器120可配置为基于压差操作。在这种实施方式中,再生器120可配置为提供或维持适当的内压。这种适当的内压范围可从约0psig至约150psig,可选地,从约5psig至约30psig,可选地,从约5psig至约15psig,可选地,从约0psig至约10psig。在实施方式中,再生器120可配置为提供或维持适当的分压。这种适当的分压范围可从约0psia至约50psia。

[0163] 在实施方式中,再生器120可配置为基于升高的温度操作。这种再生器120可配置为提供或维持适当的温度。这种适当的温度范围可从约110°F至约200°F,可选地,从约140°F至约200°F,可选地,从约140°F至约160°F,可选地,从约160°F至约200°F,可选地,从约180°F至约200°F,以从吸收溶剂蒸发和/或释放吸收的化合物(例如,乙烯和/或异丁烷)。在实施方式中,再生器120(例如,如吸收反应器116)可使用包括冷却水、低压蒸汽或其组合的热源进行加热以解吸或再生吸收溶剂系统。冷却水、低压蒸汽或其组合可适于加热再生器120(或吸收反应器116,如上公开的)至从约140°F至约200°F的温度。

[0164] 在实施方式中,再生器120可配置用于分批和/或连续方法。例如,在实施方式中,PEP系统可包括两个或更多个吸收再生器(例如,比如图12的再生器1220和1222),其每个可配置用于分批操作。如上阐述,通过采用两个或更多个吸收反应器,这种系统可操作以使吸收剂连续再生。

[0165] 在实施方式中,将复合流分离成再循环流和吸收剂流可产生再生的吸收剂流——其可在吸收反应中重新使用——和包括未反应的单体(任选地,共聚单体)的再循环流,其可重新引入PEP方法或在PEP方法中重新使用。例如,在图5阐释的实施方式中,将复合流28分离成再循环流和吸收剂流产生再循环流22——其可返回例如净化器102,和再生的吸收

剂流30,其可返回例如吸收反应器116。

[0166] 在实施方式中,释放吸收的气体也可产生包括未反应的单体(任选地,共聚单体)的再循环流,其可返回分离器108用于加压(例如,经位于分离器108处的一个或多个压缩机)。例如,在图1-5阐释的实施方式中,释放吸收的气体产生再循环流22,其可返回分离器108,105。使再循环流22增压可产生重新引入流(未显示),其可重新引入PEP方法或在PEP方法中重新使用。例如,在图1-5阐释的实施方式中,重新引入流可引入至净化器102。在可选的实施方式中,再循环流(比如再循环流22)可被加压和/或重新引入PEP方法,而不返回分离器108,105。在实施方式中,再循环流22可包括基本上纯的乙烯;可选地,再循环流22可包括乙烯和丁烷,尤其是异丁烷。在实施方式中,气流可包括氮、乙烯、乙烷和/或异丁烷。乙烯存在的范围按流的总重量计可从约65%至约99%,可选地,从约70%至约90%,可选地,约75%至约85%。乙烷存在的范围按流的总重量计可从约1%至约20%,可选地,从约5%至约15%,可选地,从约7.5%至约12.5%。异丁烷存在的范围按流的总重量计可从约1%至约20%,可选地,从约5%至约15%,可选地,从约7.5%至约12.5%。

[0167] 在本文所公开的一种或多种实施方式中,燃烧废气流(例如,在块66或76)可一般包括燃烧或焚化废气流20的一个或多个气体组分。在实施方式中,燃烧废气流20可进一步或可选地包括废气流20或燃烧产物的裂化、催化裂化、热解、脱氢、洗涤、转化、处理或其组合。

[0168] 如本文公开的,废气流20可包括挥发的溶剂、未反应的气体、二级产物、污染物、烃或其组合。在实施方式中,废气流20可包括氢、氮、甲烷、乙烯、乙烷、丙烯、丙烷、丁烷、异丁烷、重烃或其组合。乙烯存在的范围按流的总重量计可从约1%至约40%,可选地,从约2.5%至约20%。乙烷存在的范围按流的总重量计可从约5%至约50%,可选地,从约30%至约40%。异丁烷存在的范围按流的总重量计可从约1%至约20%,可选地,从约1.5%至约5%,可选地,从约2%至约3%。氮存在的范围按流的总重量计可从约10%至约80%,可选地,从约35%至约50%,可选地,从约40%至约45%。

[0169] 在如图1-5所阐释的实施方式中,燃烧废气流可包括发送废气流20至处理设备114。在本文所公开的一种或多种实施方式中,处理设备114可包括燃烧设备或装置,比如火炬。适当火炬的非限制性例子包括火把、焚烧炉等或其组合。火炬可适当地包括一个或多个可控的喷嘴、点火源、旁通阀、压力释放阀或其组合。火炬可配置为提供用于各种废物产物,例如,原子气体(例如氮、氧)、氧化物(例如一氧化碳、氮或硫的氧化物)、各种不想要的气态产物或其组合燃烧的环境。在实施方式中,火炬可另外包括设备或装置,其配置为在燃烧之前、期间和/或之后选择性地移除一种或多种污染物(例如,使得给定的燃烧产物不释放至大气)。

[0170] 在本文所公开的一种或多种实施方式中,处理设备114可包括例如裂化装置、催化裂化装置、洗涤器、转化器、处理装置、脱氢器、脱氧器或其组合。在实施方式中,处理设备114可包括乙烯裂化装置。处理设备114中,来自废气流20的一个或多个气体组分,比如乙烷可转化成期望的产物,比如乙烯单体。在处理设备114中形成的期望产物可被再循环至例如净化器102、反应器104、反应器106的一个或多个。

[0171] 在其他可选的实施方式中,废气流20可用作燃料(例如用于蒸汽产生或共产生(co-gen)操作,和/或可用作燃料和/或进料至热裂化单元,以形成乙烯(例如,以形成进料

流10)。在另一可选的实施方式中,来自废气流20的废气可从装置输出至单体装置。

[0172] 在实施方式中,一个或多个公开的系统(例如,PEP系统100、200、300、400和/或500)和/或方法(例如,PEP方法600、700、800和/或900)的实施可使得回收大部分乙烯单体,其否则由于这种系统或方法的操作,例如,通过燃烧而丢失。在实施方式中,一个或多个公开的系统可使得回收按流的总重量计多达约75%,可选地,多达约85%,可选地,多达约90%,可选地,多达约95%的否则将丢失的乙烯单体。在实施方式中,一个或多个公开系统可使得回收按流的总重量计多达约75%,可选地,多达约85%,可选地,多达约90%,可选地,多达约95%的否则将丢失的异丁烷。回收这部分未反应的乙烯单体,例如,通过改善乙烯单体的利用效率和减少与获得乙烯单体相关的资本投入,可产生显著的经济效益。类似地,回收这部分异丁烷,例如,通过减小与获得异丁烷相关的资本投入和/或通过减少火炬排放中异丁烷的存在,可产生显著的经济效益。

[0173] 在实施方式中,一个或多个公开的系统和/或方法的实施可减少转移至聚合反应器106的乙烷和/或氢的量。在实施方式中,一个或多个公开的系统和/或方法的实施可减少经再循环流返回聚合反应器(比如反应器104和/或106)的乙烷和/或氢的量。通过减少流中包含的至聚合反应器的乙烷的量,可改善聚乙烯生产的总效率(例如,通过增加乙烯浓度,而不达到环路反应器中的起泡点)。例如,减少流中乙烷的量可改善聚合反应器效率、改善催化剂效率、减少聚合物污垢、减少聚合停工期、改善双峰聚合物类型的生产、改善共聚物的生产或其组合。

[0174] 图中显示的各种实施方式可被简化并且可能未阐释通用的装置比如换热器、泵和压缩机;但是,技术人员将认识到公开的方法和系统可包括在整个聚合物制造中通常使用的这种装置。

[0175] 技术人员将认识到工业和商业聚乙烯制造方法可能必需一个或多个通常数个压缩机或类似的装置。这种压缩机在整个聚乙烯制造中使用,例如在聚合期间使反应器104、106加压。此外,技术人员将认识到聚乙烯制造方法包括一个或多个脱氧器和/或类似的脱氧化装置,例如净化溶剂或反应物和/或用于清洗氧的反应器。因为例如提供电源和维持压缩机和/或脱氧器的基础结构和支撑已经在商业聚乙烯制造工厂中存在,再分配一部分这些可用的资源用于公开的系统可能需要很少——如果有的话——另外的资本花费以便结合公开的系统和方法。

[0176] 此外,因为已经在各种聚乙烯方法和系统中采用压缩机、脱氧器和各种其他组件,增加这种装置操作的机会可改善聚乙烯生产系统和方法的总效率。例如,当一部分PEP方法或系统脱机用于维修和/或修理时,其他部分的系统(例如,压缩机、脱氧器、反应器等)可继续根据当前的方法提供服务。操作和/或再分配资源用于公开PEP系统和/或方法的操作可从而提高使用常规系统的效率。

[0177] 另外的描述

[0178] 已经描述了在聚合系统中组分分离的方法和系统。提供下述条款作为进一步的描述:

[0179] 实施方式A在聚合物生产系统中组分分离的方法,包括:

[0180] 将聚合产物流分离成气流和聚合物流,其中气流包括乙烷和未反应的乙烯;

[0181] 将气流蒸馏成轻质烃流,其中轻质烃流包括乙烷和未反应的乙烯;

- [0182] 使轻质烃流与吸收溶剂系统接触,其中来自轻质烃流的至少一部分未反应的乙烯由吸收溶剂系统吸收;和
- [0183] 从吸收溶剂系统回收废气流,其中废气流包括乙烷、氢或其组合。
- [0184] 实施方式B实施方式A的方法,进一步包括:
- [0185] 使吸收溶剂系统再生以产生回收的乙烯。
- [0186] 实施方式C实施方式A的方法,进一步包括:
- [0187] 将气流蒸馏成包括异丁烷的侧流。
- [0188] 实施方式D实施方式A的方法,进一步包括:
- [0189] 在处理设备中处理废气流。
- [0190] 实施方式E实施方式D的方法,其中处理设备包括裂化装置、催化裂化装置、洗涤器、转化器、处理装置、脱氢器、脱氧器、火炬或其组合。
- [0191] 实施方式F实施方式A的方法,其中吸收剂溶剂系统配置为在范围从约40°F至约110°F的温度下操作。
- [0192] 实施方式G实施方式A的方法,其中吸收剂溶剂系统包括氯化铜、苯胺和N-甲基吡咯烷酮。
- [0193] 实施方式H在聚合物生产系统中组分分离的方法,包括:
- [0194] 将聚合产物流分离成气流和聚合物流,其中气流包括乙烷和未反应的乙烯;
- [0195] 将气流蒸馏成中间烃流和第一塔底流出物,其中中间烃流包括乙烷、乙烯和异丁烷;
- [0196] 将中间烃流蒸馏成轻质烃流和第二塔底流出物,其中轻质烃流包括乙烷和乙烯;
- [0197] 使轻质烃流与吸收溶剂系统接触,其中来自轻质烃流的至少一部分未反应的乙烯由吸收溶剂系统吸收;和
- [0198] 从吸收溶剂系统回收废气流,其中废气流包括乙烷、氢或其组合。
- [0199] 实施方式I实施方式H的方法,进一步包括:
- [0200] 使吸收溶剂系统再生以产生回收的乙烯。
- [0201] 实施方式J实施方式H的方法,进一步包括:
- [0202] 将中间烃流蒸馏成包括异丁烷的侧流,其中第二塔底流出物包括异丁烷,其中第二塔底流出物基本上不含烯烃。
- [0203] 实施方式K在聚合物生产系统中组分分离的方法,包括:
- [0204] 使烯烃单体在第一聚合反应器中聚合,以产生中间-聚合产物流;
- [0205] 将中间-聚合产物流分离成中间-气流和中间-聚合物流,其中中间-气流包括乙烷、未反应的乙烯和氢;和
- [0206] 使中间-聚合物流在第二聚合反应器中聚合。
- [0207] 实施方式L实施方式K的方法,分离步骤包括减小中间-聚合产物流的压力,以便闪蒸乙烯、乙烷、氢或其组合。
- [0208] 实施方式M在聚合物生产系统中组分分离的方法,包括:
- [0209] 使烯烃单体在第一聚合反应器中聚合;
- [0210] 将中间-聚合产物流分离成中间-气流和中间-聚合物流,其中中间-气流包括乙烷和未反应的乙烯;

- [0211] 使中间-聚合物流在第二聚合反应器中聚合;和
- [0212] 在第二聚合反应器之前引入清除剂。
- [0213] 实施方式N实施方式M的方法,在第二聚合反应器之前引入清除剂包括将清除剂引入中间-聚合产物流。
- [0214] 实施方式O实施方式M的方法,其中清除剂包括氢化催化剂。
- [0215] 实施方式P实施方式M的方法,其中分离步骤包括:
- [0216] 减小中间-聚合产物流的压力,以便闪蒸乙烯和乙烷。
- [0217] 实施方式Q实施方式M的方法,其中清除剂在第二聚合反应器之前减少氢的浓度。
- [0218] 实施方式R在聚合物生产系统中组分分离的方法,包括:
- [0219] 使烯烃单体在第一聚合反应器中聚合,以产生中间-聚合产物流;
- [0220] 使来自中间-聚合产物流的至少一部分氢脱气,以产生氢减少的产物流;
- [0221] 将氢减少的产物流分离成中间-气流和中间-聚合物流,其中中间-气流包括乙烷和未反应的乙烯;和
- [0222] 使中间-聚合物流在第二聚合反应器中聚合。
- [0223] 实施方式S实施方式R的方法,分离步骤包括降低氢减少的产物流的压力,以便闪蒸乙烯和乙烷。
- [0224] 实施方式T实施方式R的方法,其中中间-气流中氢的量占小于约1wt%。
- [0225] 实施方式U实施方式R的方法,进一步包括:
- [0226] 使中间-气流与吸收溶剂系统接触,其中来自中间-气流的至少一部分未反应的乙烯由吸收溶剂系统吸收;和
- [0227] 使吸收溶剂系统再生以产生回收的乙烯。
- [0228] 实施方式V实施方式R的方法,进一步包括:
- [0229] 从吸收溶剂系统回收废气流,其中废气流包括乙烷。
- [0230] 实施例
- [0231] 已经大体上描述了本公开,给出下述实施例作为本公开的具体实施方式,以表明其实践和优势。应理解这些通过阐释的方式给出并且不意图以任何方式限制说明书或权利要求书。
- [0232] 采用计算的商业方法模拟器,以从根据本文公开的系统和/或方法的模型产生输出。采用的模型阐释在图12中,其显示如本文公开的吸收系统1200的实施方式,并且应用于描述下面的实施例。在图12中显示的实施方式中,从在图1至5的PEP系统100、200、300、400或500的实施方式中公开的聚乙烯反应器104,106的聚合产物流分离的轻气流1218进料至吸收反应器1216。轻气流1218的总摩尔和质量流量和组分摩尔和质量流量显示在下面表1中:
- [0233] 表1

[0234]

总摩尔流量(lbmol/hr)	52.9	总质量流量(lb/hr)	1127
组分摩尔流量(lbmol/hr)		组分质量流量(lb/hr)	
氢	15.4	氢	31
氮	4.9	氮	137
乙烯	26	乙烯	729
乙烷	5.6	乙烷	169
异丁烷	1.1	异丁烷	62
组分摩尔分数		组分质量分数	
氢	0.291	氢	0.028
氮	0.092	氮	0.121

[0235]

乙烯	0.491	乙烯	0.646
乙烷	0.106	乙烷	0.150
异丁烷	0.020	异丁烷	0.055

[0236] 进入吸收反应器1216的未反应的乙烯被吸收在吸收反应器1216的吸收溶剂系统中。吸收的未反应的乙烯作为复合流1228流至第一再生器1220。在流1228中,吸收的乙烯被换热器REG1HEAT加热,然后进入第一再生器1220。乙烯从第一再生器1220的吸收溶剂系统的溶剂解吸并且流过流1229至第二再生器1222。流1229可用换热器REG2COOL冷却,然后进入第二再生器1222。乙烯在流1224中回收。流1232和2134中的吸收溶剂在换热器FEEDCOOL中结合以在流1230中再循环至吸收反应器1216。

[0237] 表2显示使用图12的系统1200的乙烯回收的实施例1-44的操作条件。对于表2中显示的实施例,吸收溶剂系统包括氯化铜、苯胺和NMP系统,如本文公开的,并且净化产物的组合物基于90%的乙烯回收。从图12的流1224回收的净化产物的组合物包括乙烯、乙烷、氮、氢和异丁烷。净化产物的这些组分的每一种的wt%显示在表2中。下面详细讨论选择来自表2的实施例。

[0238] 实施例3

[0239] 在表2的实施例3中,图12中的吸收反应器1216在15°F的温度下操作,其中14°F的贫溶剂温度和40psig的压力。第一再生器120在150°F的温度和0psig的压力下操作。第二再生器122在50°F的温度和0psig的压力下操作。在这些条件下,系统900回收90%的乙烯和溶剂循环流速至344,776lb/hr和净化产物中乙烯的量至64.5%。

[0240] 实施例4

[0241] 在表2的实施例4中,操作条件与实施例3相同,不同的是第一再生器1220在200°F的温度和0psig的压力下操作。在这些条件下,对于143,736lb/hr的溶剂循环流速,系统900回收90%的乙烯,并且净化产物包含77.5%的乙烯。

[0242] 实施例7

[0243] 在表2的实施例7中,图12中的吸收反应器1216在53°F的温度下操作,其中贫溶剂温度为50°F。吸收反应器1216也在40psig的压力下操作。第一再生器120在150°F的温度和0psig的压力下操作。第二再生器1222在50°F的温度和0psig的压力下操作。在这些条件下,

对于53,920lb/hr的溶剂循环流速,系统900回收90%的乙烯。实施例7的净化产物组合物显示在表2中。

[0244] 当比较实施例7与实施例3和4时,实施例7中53,920lb/hr的溶剂循环流速小于实施例3和4中143,736lb/hr和344,776lb/hr的流速。因此,实施例7显示对于53°F的吸收温度相比15°F的吸收温度,氯化铜苯胺NMP吸收溶剂系统中吸收乙烯要求的溶剂循环流速更小得多,这是因为乙烯在吸收溶剂系统中溶解度对于低于约50°F的温度出人意料的下降。

[0245] 实施例8

[0246] 在表2的实施例8中,图12中的吸收反应器1216在55°F的温度下操作,其中贫溶剂温度为50°F。吸收反应器1216也在40psig的压力下操作。第一再生器1220在200°F的温度和0psig的压力下操作。第二再生器1222在50°F的温度和0psig的压力下操作。在这些条件下,对于47,785lb/hr的溶剂循环流速,系统800回收90%的乙烯。实施例8的净化产物组合物显示在表2中。

[0247] 实施例8确认了实施例7中显示的结果,当吸收反应器1216在55°F的温度下而不是低于50°F的温度下操作时需要更低的溶剂循环流速。实施例2另外地显示再生器1220从150°F至200°F改变温度不以显著程度影响溶剂循环流速。

[0248] 实施例19

[0249] 在表2的实施例19中,图12中的吸收反应器1216在53°F的温度下操作,其中贫溶剂温度为50°F。吸收反应器1216也在40psig的压力下操作。第一再生器1220在200°F的温度和10psig的压力下操作。第二再生器1222在50°F的温度和10psig的压力下操作。在这些条件下,对于59,272lb/hr的溶剂循环流速,系统1200回收90%的乙烯。净化产物组合物显示在表2中。

[0250] 实施例19确认当与实施例3和4比较时实施例7和8中讨论的更低的溶剂循环速度。实施例19也显示第一和第二再生器1220和1222中0psig和10psig之间改变压力不显著改变结果。再生器1220和1222在0psig下的操作可提供更低的溶剂循环速度以及提高的产物纯度,并且再生器1220和1222在10psig下的操作可提供更安全的设计,因为再生器1220和1222中的正压减少在系统和方法中经渗漏而空气和水渗透的机会,该渗透可与吸收溶剂系统中的氯化铜反应并且抑制进行。

[0251] 实施例28

[0252] 在表2的实施例28中,图12中的吸收反应器1216在52°F的温度下操作,其中贫溶剂温度为50°F。吸收反应器1216也在60psig的压力下操作。第一再生器1220在100°F的温度和0psig的压力下操作。第二再生器1222在50°F的温度和0psig的压力下操作。在这些条件下,对于58,613lb/hr的溶剂循环流速,系统1200回收90%的乙烯。净化产物组合物显示在表2中。

[0253] 在实施例28的条件下,溶剂循环流速小于实施例3和4的溶剂循环流速,并且净化产物中乙烯的量显著更高。

[0254] 实施例29

[0255] 在表2的实施例29中,图12中的吸收反应器1216在55°F下操作,其中贫溶剂温度为50°F。吸收反应器1216也在60psig的压力下操作。第一再生器1220在150°F的温度和0psig的压力下操作。第二再生器1222在50°F的温度和0psig的压力下操作。在这些条件下,对于

51,1061b/hr的溶剂循环流速,系统1200回收90%的乙烯。净化产物组合物显示在表2中。

[0256] 在实施例29的条件下,溶剂循环流速小于实施例3和4的溶剂循环流速,并且净化产物中乙烯的量显著更高。

[0257] 实施例30

[0258] 在表2的实施例30中,图12中的吸收反应器1216在56°F下操作,其中贫溶剂温度为50°F。吸收反应器1216也在60psig的压力下操作。第一再生器1220在200°F的温度和0psig的压力下操作。第二再生器1222在50°F的温度和0psig的压力下操作。在这些条件下,对于46,7441b/hr的溶剂循环流速,系统1200回收90%的乙烯。净化产物组合物显示在表2中。

[0259] 在实施例30的条件下,溶剂循环流速小于实施例3和4的溶剂循环流速,并且净化产物中乙烯的量显著更高。

[0260] 实施例33

[0261] 在表2的实施例33中,图12中的吸收反应器1216在102°F的温度下操作,其中贫溶剂温度为100°F。吸收反应器1216也在60psig的压力下操作。第一再生器1220在200°F的温度和0psig的压力下操作。第二再生器1222在50°F的温度和0psig的压力下操作。在这些条件下,对于63,4351b/hr的溶剂循环流速,系统900回收90%的乙烯。实施例33的净化产物组合物显示在表2中。

[0262] 在实施例33的条件下,溶剂循环流速小于实施例3和4的溶剂循环流速,并且净化产物中乙烯的量显著更高。而且,实施例33显示吸收反应器116在比溶解度图显示的最大溶解度的温度更高的温度下操作,例如,在如实施例33中显示的102°F下,可仍证明经济可行性,因为,例如,溶剂循环流速相比实施例3和4的条件仍较低。

[0263] 实施例40

[0264] 在表2的实施例40中,图12中的吸收反应器1216在52°F的温度下操作,其中贫溶剂温度为50°F。吸收反应器1216也在60psig的压力下操作。第一再生器1220在150°F的温度和10psig的压力下操作。第二再生器1222在50°F的温度和10psig的压力下操作。在这些条件下,对于57,4411b/hr的溶剂循环流速,系统1200回收90%的乙烯。实施例40的净化产物组合物显示在表2中。

[0265] 在实施例40的条件下,溶剂循环流速小于实施例3和4的溶剂循环流速,并且净化产物中乙烯的量显著更高。

[0266] 实施例41

[0267] 在表2的实施例41中,图12中的吸收反应器1216在55°F下操作,其中贫溶剂温度为50°F。吸收反应器1216也在60psig的压力下操作。第一再生器1220在200°F的温度和10psig的压力下操作。第二再生器1222在50°F的温度和10psig的压力下操作。在这些条件下,对于51,4821b/hr的溶剂循环流速,系统900回收90%的乙烯。净化产物组合物显示在表2中。

[0268] 在实施例41的条件下,溶剂循环流速小于实施例3和4的溶剂循环流速,和净化产物中乙烯的量显著更高。

[0269] 实施例模拟

[0270] 采用计算的商业方法模拟器,以从根据本文公开的系统和/或方法的另一模型产生输出。采用的模型阐释在图13处,其中命名为VAPFEED的气流(例如,本文公开的轻气流)进料至吸收反应器ASORB1。由商业方法模拟器产生的输出是物料平衡和热平衡的,显示在

表3中。表3中列举的命名各种流的名字对应图10中阐释的流。图13中,ASORB1是吸收反应器,其显示为在90°F下操作的四阶段吸收器。

[0271]

表 2

实施例	贫溶剂温度 (°F)	吸收器顶部温度 (°F)	REG1 温度 (°F)	REG2 温度 (°F)	吸收器压力 (psig)	REG1 温度 (psig)	REG2 温度 (psig)	乙烯回收	循环溶剂的流速 (lb/hr)	乙烯 (wt%)	氮 (wt%)	氢 (wt%)	异丁烷 (wt%)
1	14	15	50	50	40	0	0	90%	1704044	48.9%	11.6%	10.0%	27.2%
2	14	15	100	50	40	0	0	90%	731337	57.7%	13.0%	11.1%	18.9%
3	14	15	150	50	40	0	0	90%	344776	64.5%	15.2%	8.5%	9.5%
4	14	15	200	50	40	0	0	90%	143736	77.5%	16.3%	2.1%	3.3%
5	50	50	50	50	40	0	0	90%	672565	62.1%	13.3%	7.0%	13.1%
6	50	51	100	50	40	0	0	90%	158735	81.9%	11.2%	1.8%	4.1%
7	50	53	150	50	40	0	0	90%	53920	95.9%	2.3%	0.5%	1.1%
8	50	55	200	50	40	0	0	90%	47785	96.5%	1.9%	0.4%	1.0%
9	100	100	100	50	40	0	0	90%	921807	62.1%	13.0%	7.1%	15.3%
10	100	100	150	50	40	0	0	90%	343211	78.4%	9.5%	3.2%	7.1%
11	100	101	200	50	40	0	0	90%	88403	95.6%	1.9%	0.7%	1.4%
12	14	14	50	50	40	10	10	N/A					
13	14	15	100	50	40	10	10	90%	1321719	50.3%	12.0%	10.2%	25.3%
14	14	14	150	50	40	10	10	90%	685442	56.2%	13.3%	10.6%	17.7%
15	14	15	200	50	40	10	10	90%	420362	64.1%	14.8%	7.1%	11.7%
16	50	50	50	50	40	10	10	90%	1367657	54.8%	11.8%	9.0%	22.2%
17	50	50	100	50	40	10	10	90%	463945	66.9%	14.6%	5.1%	11.1%
18	50	51	150	50	40	10	10	90%	121635	86.6%	8.1%	1.3%	3.1%
19	50	53	200	50	40	10	10	90%	59272	95.6%	2.5%	0.5%	1.2%
20	100	100	100	50	40	10	10	90%	1828349	54.8%	11.6%	9.0%	22.3%
21	100	100	150	50	40	10	10	90%	880270	64.5%	12.7%	5.7%	14.7%
22	100	100	200	50	40	10	10	90%	415884	77.5%	9.6%	2.3%	8.4%
23	14	15	50	50	60	0	0	90%	858069	50.7%	12.0%	10.4%	24.7%
24	14	15	100	50	60	0	0	90%	384021	58.5%	13.9%	11.4%	13.7%
25	14	15	150	50	60	0	0	90%	159379	71.6%	16.9%	4.5%	5.6%
26	14	16	200	50	60	0	0	90%	93956	82.2%	12.7%	1.7%	2.8%
27	50	50	50	50	60	0	0	90%	296859	68.5%	14.6%	4.6%	9.8%
28	50	52	100	50	60	0	0	90%	58613	93.9%	3.4%	0.7%	1.6%
29	50	55	150	50	60	0	0	90%	51106	94.7%	2.9%	0.6%	1.4%
30	50	56	200	50	60	0	0	90%	46744	95.3%	2.6%	0.5%	1.3%
31	100	100	100	50	60	0	0	90%	428830	68.5%	13.3%	5.0%	10.6%
32	100	100	150	50	60	0	0	90%	111161	90.5%	4.1%	1.5%	3.0%
33	100	102	200	50	60	0	0	90%	63435	95.7%	1.8%	0.7%	1.4%
34	14	14	50	50	60	10	10	N/A					
35	14	15	100	50	60	10	10	90%	693610	52.5%	12.5%	10.6%	22.1%
36	14	15	150	50	60	10	10	90%	346101	60.5%	14.3%	10.5%	12.3%
37	14	15	200	50	60	10	10	90%	181196	71.0%	16.3%	4.4%	6.7%
38	50	50	50	50	60	10	10	90%	669442	58.7%	12.6%	8.2%	18.2%
39	50	51	100	50	60	10	10	90%	179196	75.0%	15.2%	2.6%	5.8%
40	50	52	150	50	60	10	10	90%	57441	94.1%	3.3%	0.7%	1.6%
41	50	55	200	50	60	10	10	90%	51482	94.8%	2.9%	0.5%	1.4%
42	100	100	100	50	60	10	10	90%	896707	58.7%	12.4%	8.3%	18.3%
43	100	100	150	50	60	10	10	90%	378813	71.8%	12.1%	4.1%	9.6%
44	100	100	200	50	60	10	10	90%	130215	89.1%	4.8%	14.3%	3.7%

[0272]

表 3

	L1CUCL L	L2CUCL R	L3CUCLR 2	L4CUCLR 3	L5CUCL L	L6CUCL L	LK01	LK02	LK03	V1	V1FLARE	V2	V3	VAP-REC	VAPFEED
了流: 混合 的															
摩尔流量 lbmol/hr															
C2=	1.949416	41.85801	41.85801	41.85801	1.949413	1.949413	2.02E-04	4.41E-03	9.89E-04	3.172776	3.172573	39.91302	39.9096	39.90861	43.08116
C2	0.9764562	5.916248	5.916248	5.916248	0.9764532	0.9764532	6.17E-04	8.14E-04	2.10E-04	5.654325	5.653708	4.940621	4.940017	4.939807	10.5935
N2	1.15E-03	0.1711679	0.1711679	0.1711679	1.15E-03	1.15E-03	8.35E-06	8.99E-07	6.78E-08	7.187729	7.187721	0.170019	0.1700186	0.1700185	7.357739
IC4	0.8615088	3.112527	3.112527	3.112527	0.8615092	0.8615092	2.14E-04	2.23E-03	1.08E-03	0.1670439	0.1668301	2.253242	2.252096	2.251014	2.417848
CUCL	131.4402	131.4402	131.4402	131.4402	131.4402	131.4402	1.30E-13	2.85E-13	0	1.50E-13	4.78E-22	2.85E-13	2.86E-24	0	0
苯胺	580.5749	580.5749	580.5749	580.5749	580.5748	580.5748	2.47E-03	0.205951	0.021936	2.48E-03	9.19E-06	0.20608	0.022065	1.29E-04	0
NMP	789.7864	789.7864	789.7864	789.7864	789.7864	789.7864	2.38E-03	0.1961199	9.42E-03	2.38E-03	3.17E-06	0.196140	9.44E-03	2.06E-05	0
摩尔分数															
C2=	1.29E-03	0.0269554	0.0269554	0.0269554	1.29E-03	1.29E-03	0.034363	0.010775	0.029400	0.1960108	0.1960697	0.8371173	0.843697	0.8442764	0.6789755
C2	6.49E-04	3.81E-03	3.81E-03	3.81E-03	6.49E-04	6.49E-04	0.104783	1.99E-03	6.25E-03	0.3493185	0.3494075	0.103632	0.104433	0.1045028	0.1669576
N2	7.64E-07	1.10E-04	1.10E-04	1.10E-04	7.64E-07	7.64E-07	1.42E-03	2.19E-06	2.02E-06	0.4440506	0.4442117	3.57E-03	3.59E-03	3.60E-03	0.1159608
IC4	5.72E-04	2.00E-03	2.00E-03	2.00E-03	5.72E-04	5.72E-04	0.050297	5.44E-03	0.032152	0.0103198	0.0103103	0.047258	0.0476097	0.0476207	0.0381062
CUCL	0.0873014	0.0846439	0.0846439	0.0846439	0.0873014	0.0873014	2.54E-11	6.97E-13	0	9.24E-15	2.95E-23	5.99E-15	6.04E-26	0	0
苯胺	0.3856129	0.3758747	0.3758747	0.3758747	0.3856128	0.3856128	0.419848	0.502900	0.6521121	1.53E-04	5.68E-07	4.32E-03	4.66E-04	2.73E-06	0
NMP	0.5245694	0.5086013	0.5086013	0.5086013	0.5245694	0.5245694	0.403288	0.478894	0.280084	1.47E-04	1.96E-07	4.11E-03	2.00E-04	4.36E-07	0
质量流量 lb/hr															
C2=	54.68846	1174.274	1174.274	1174.274	54.68837	54.68837	0.123800	0.027745	0.027745	89.00629	89.00261	1119.71	1119.614	1119.587	1208.589
C2	29.36169	177.8994	177.8994	177.8994	29.3616	29.3616	0.018560	0.024477	6.32E-03	170.0235	170.005	148.5627	148.5445	148.5382	318.5427
N2	0.0322059	4.795009	4.795009	4.795009	0.0322058	0.0322058	2.44E-04	2.52E-05	1.90E-06	201.3533	201.3531	4.762835	4.762812	4.76281	206.1159
IC4	50.07382	180.9106	180.9106	180.9106	50.07384	50.07384	0.012427	0.129461	0.062863	9.709158	9.69673	130.9661	130.8995	130.8366	140.5336
CUCL	13012.41	13012.41	13012.41	13012.41	13012.41	13012.41	1.48E-11	2.83E-11	0	1.48E-11	4.73E-20	2.83E-11	2.83E-22	0	0
苯胺	54067.97	54067.97	54067.97	54067.97	54067.96	54067.96	0.230327	19.17989	2.042886	0.2311832	8.56E-04	19.19188	2.054883	0.0120247	0

[0273]

	L1CUCL L	L2CUCL R	L3CUCL 2	L4CUCL 3	L5CUCL L	L6CUCL L	LKO1	LKO2	LKO3	V1	V1FLARE	V2	V3	VAP-REC	VAPFEED
NMP	78293.58	78293.58	78293.58	78293.58	78293.58	78293.58	0.235506 2	19.44187	0.933997 4	0.2358215	3.14E-04	19.4439	0.9360284	2.04E+03	0
质量分数															
C2=	3.76E-04	7.99E-03	7.99E-03	7.99E-03	3.76E-04	3.76E-04	0.0112959 0.036919	3.18E-03	9.03E-03	0.1891534	0.1893437	0.776154 9	0.7958521	0.797575	0.645
C2	2.02E-04	1.21E-03	1.21E-03	1.21E-03	2.02E-04	2.02E-04	2.06E-03	6.29E-04	2.06E-03	0.3613207	0.3616676	0.102979	0.1055895	0.1058162	0.17
N2	2.21E-07	3.26E-05	3.26E-05	3.26E-05	2.21E-07	2.21E-07	4.66E-04	6.47E-07	6.18E-07	0.4279003	0.4283574	3.30E-03	3.39E-03	3.39E-03	0.11
IC4	3.44E-04	1.23E-03	1.23E-03	1.23E-03	3.44E-04	3.44E-04	0.024720 3	3.33E-03	0.020451	0.0206331	0.0206287	0.090782 3	0.0930468	0.0932058	0.075
CUCL	0.0894273	0.0885729	0.0885729	0.0885729	0.0894273	0.0894273	2.95E-11	7.26E-13	0	3.15E-14	1.01E-22	1.96E-14	2.01E-25	0	0
苯胺	0.3715804	0.36803	0.36803	0.36803	0.3715804	0.3715804	0.458148	0.493062	0.664609	4.91E-04	1.82E-06	0.013303	1.46E-03	8.57E-06	0
NMP	0.5380702	0.532929	0.532929	0.532929	0.5380702	0.5380702	0.468450	0.499797	0.303856	5.01E-04	6.69E-07	0.013478	6.65E-04	1.46E-06	0
总流量 lbmol/hr	1505.59	1552.86	1552.86	1552.86	1505.59	1505.59	5.89E-03	3	0.409526	16.18674	16.18085	47.67913	47.30324	47.2696	63.45025
总流量 lb/hr	145508	147E+05	147E+05	147E+05	146E+05	146E+05	0.502734	6	38.89952	470.5613	470.0586	1442.638	1406.812	1403.738	1873.781
总流量 cuft/hr	2000	2063.515	9563.191	13833	2058.304	2058.521	8.16E-03	5	0.620460	825.9148	634.7071	12547.34	11089.96	8812.544	1155.656
温度 F	90	105.0961	95.53801	140	158	158.2431	-20	90	-20	96.94405	-20	158	90	-20	0
压力 psia	117.6959	114.6959	25	25	118.6959	114.6959	114.6959	24.9	24.8	114.6959	114.6959	25	24.9	24.8	226.6959
蒸汽分数	0	0	0.070591	0.0297334	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1	0.9823996
液体分数	1	1	0.9794089	0.9702665	1	1	1	1	1	0	0	0	0	0	0.0176004
固体分数	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
焓 Btu/lbmol	-60439.71	-58273.13	-58273.13	-56229.58	-57622.43	-57585.8	-49592.05	-47471.61	-28177.63	-8659.402	-9795.256	13137.72	12629.88	11470.01	5793.013
焓 Btu/lb	-625.377	-615.9475	-615.9475	-594.3472	-596.2263	-595.8472	-581.0902	-499.7715	-308.3662	-297.8729	-337.1825	434.201	424.6725	386.242	196.1639
焓 Btu/hr	-9.10E+07	-9.05E+07	-9.05E+07	-8.73E+07	-8.68E+07	-8.67E+07	-292.1342	-19440.87	-947.8608	-1.40E+05	-1.59E+05	6.26E+05	5.97E+05	5.42E+05	3.68E+05
Btu/lbmol-R	-112.3696	-109.6524	-109.5691	-106.0242	-107.4881	-107.4788	-111.4813	-112.727	-110.4079	-19.64671	-21.92954	-18.274	-19.22263	-21.55552	-25.0739
Btu/lb-R	-1.162701	-1.159027	-1.158146	-1.120676	-1.112192	-1.112096	-1.306271	-1.186767	-1.208266	-0.675822	-0.754881	-0.603955	-0.646349	-0.725862	-0.849056
密度															
lbmol/cuft	0.75276	0.7525312	0.1623788	0.1122576	0.7314713	0.731394	0.722132	0.660036	0.705954	0.0195985	0.0254934	3.80E-03	4.27E-03	5.36E-03	0.0549041
密度 lb/cuft	72.75067	71.19494	15.36222	10.62039	70.69322	70.68575	61.62902	62.6946	64.50811	0.5697456	0.7405913	0.1149756	0.1268545	0.1592887	1.6214
平均 MW	96.64524	94.6073	94.6073	96.64524	96.64524	96.64524	85.34311	94.98663	91.37714	29.0708	29.03031	30.25722	29.74029	29.69643	29.5315
Liq Vol 60F cuft/hr	2474.029	2538.765	2538.765	2538.765	2474.029	2474.029	8.78E-03	2	0.616561	18.42872	18.41994	65.35257	64.78621	64.73601	83.15566

[0274] 公开了至少一种实施方式,并且由本领域技术人员作出的实施方式(一种或多种)和/或实施方式的特征(一种或多种)的变型、组合和/或修改落在本公开的范围。通过组合、整合和/或省略实施方式(一种或多种)的特征产生的可选的实施方式也在本公开的范

围内。明确表达数值范围或界限时,这种表达范围或界限应理解为包括落在明确表达的范围或界限内的同样数量级的迭代范围或界限(例如,从约1至约10包括2、3、4等;大于0.10包括0.11、0.12、0.13等)。例如,无论什么时候公开了具有下限 R_l 和上限 R_u 的数值范围,具体公开了落在该范围内的任何数值。尤其地,具体公开了落在该范围内的下述数值: $R=R_l+k*(R_u-R_l)$,其中 k 是范围从1%至100%,1%增量的变量,即, k 是1%、2%、3%、4%、5%……50%、51%、52%……95%、96%、97%、98%、99%或100%。而且,也具体公开了如上定义的两个 R 数值限定的任何数值范围。就权利要求中的任何要素使用术语“任选地”意思是需要该要素或可选的不需要该要素,两种替代方案都落在权利要求的范围内。较宽术语的使用,比如包含、包括和具有应理解为对更窄的术语,比如由……组成、基本上由……组成,和基本上由……构成提供支持。因此,保护范围不被上面阐释的说明书限制,而是由所附的权利要求限定,该范围包括权利要求主题的所有等同物。每个和所有的权利要求作为进一步的公开并入说明书中,并且权利要求是公开的发明主题的实施方式(一种或多种)。本公开中参考文献的讨论并不认可其是现有技术,尤其公开日期在本申请的优先权之后的任何参考文献。在本公开中引用的所有专利、专利申请和出版物通过引用并入本文,至它们为本公开提供示例性、程序性或其他细节补充的程度。

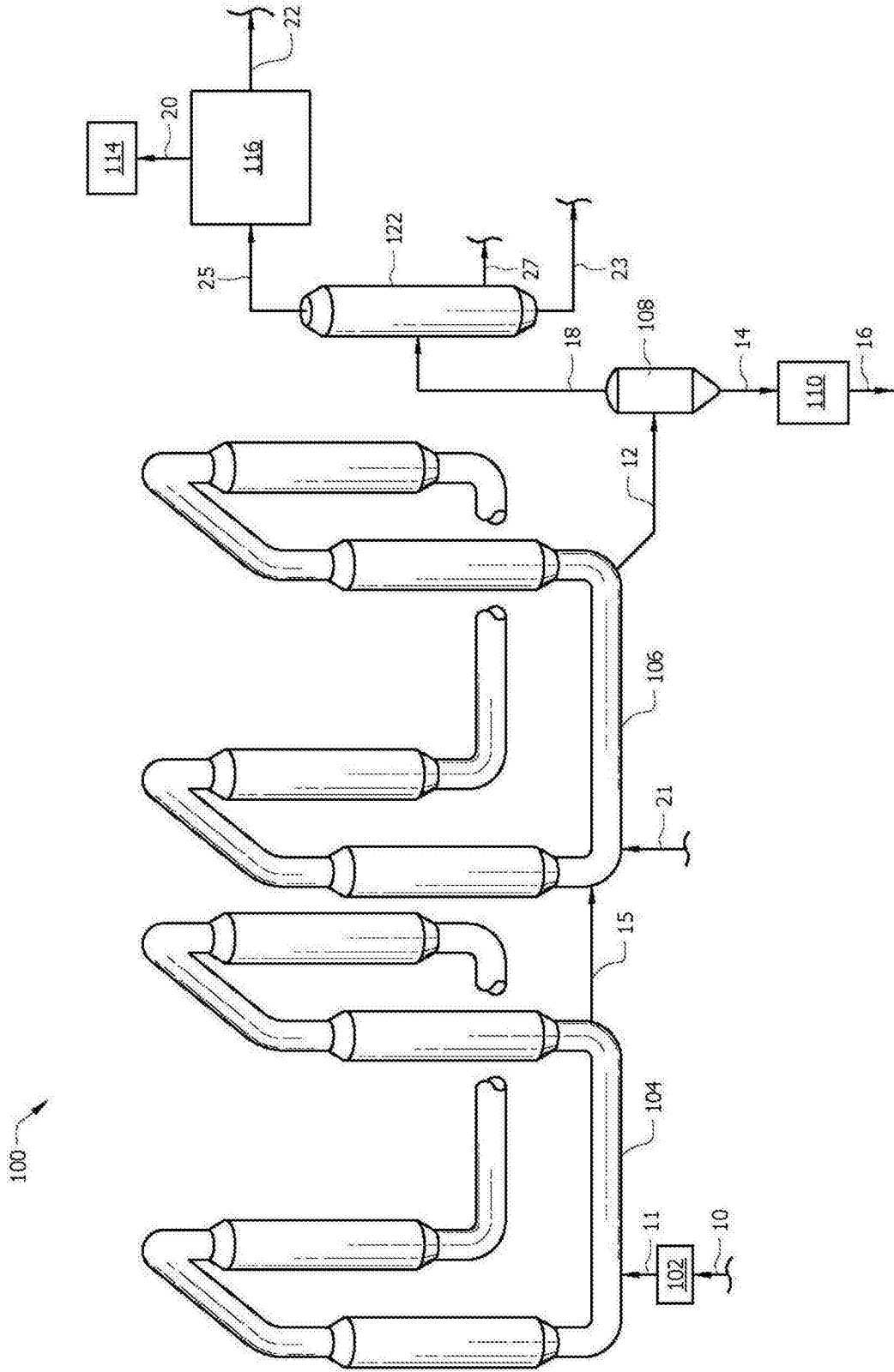


图1

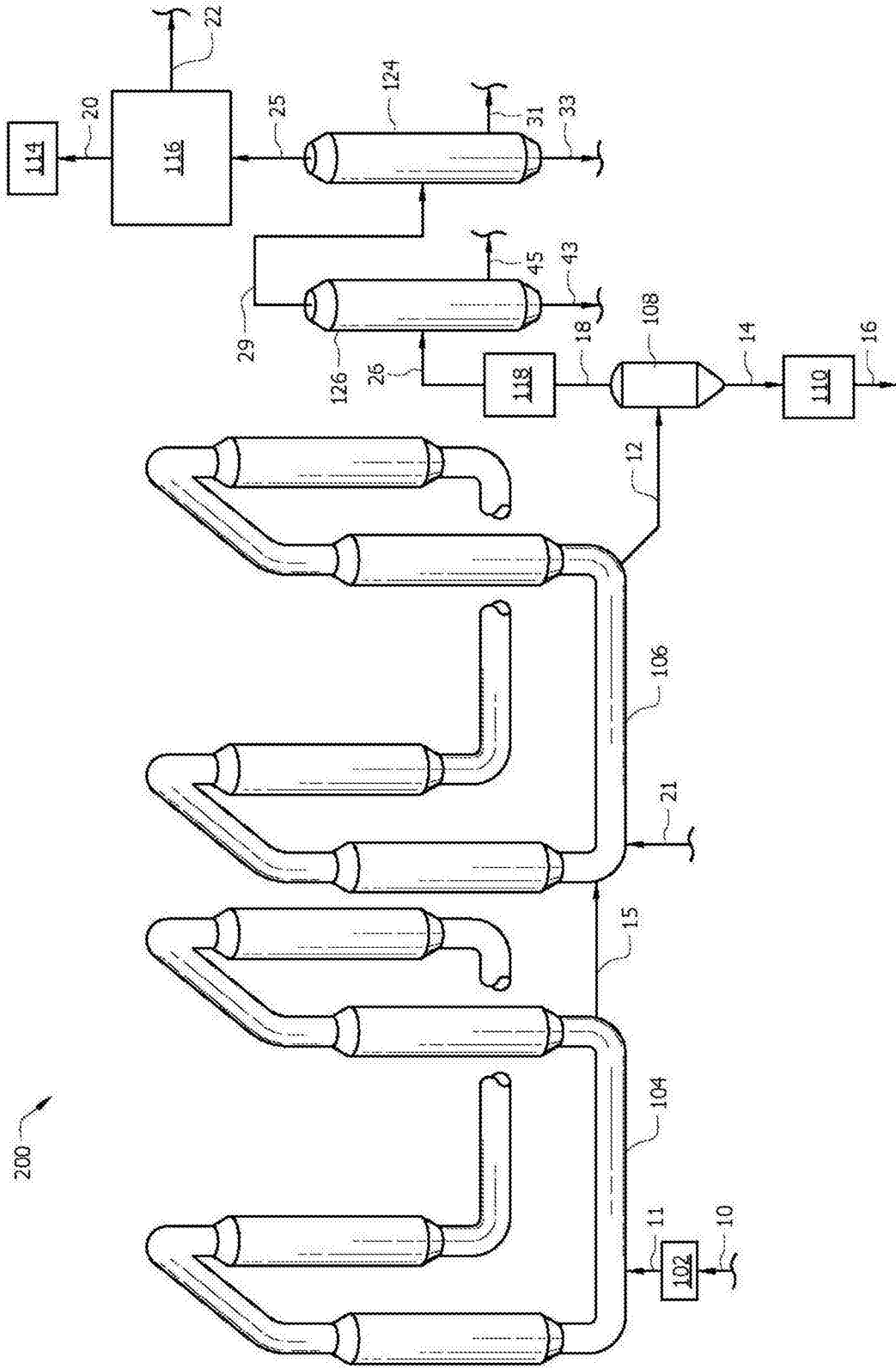


图2

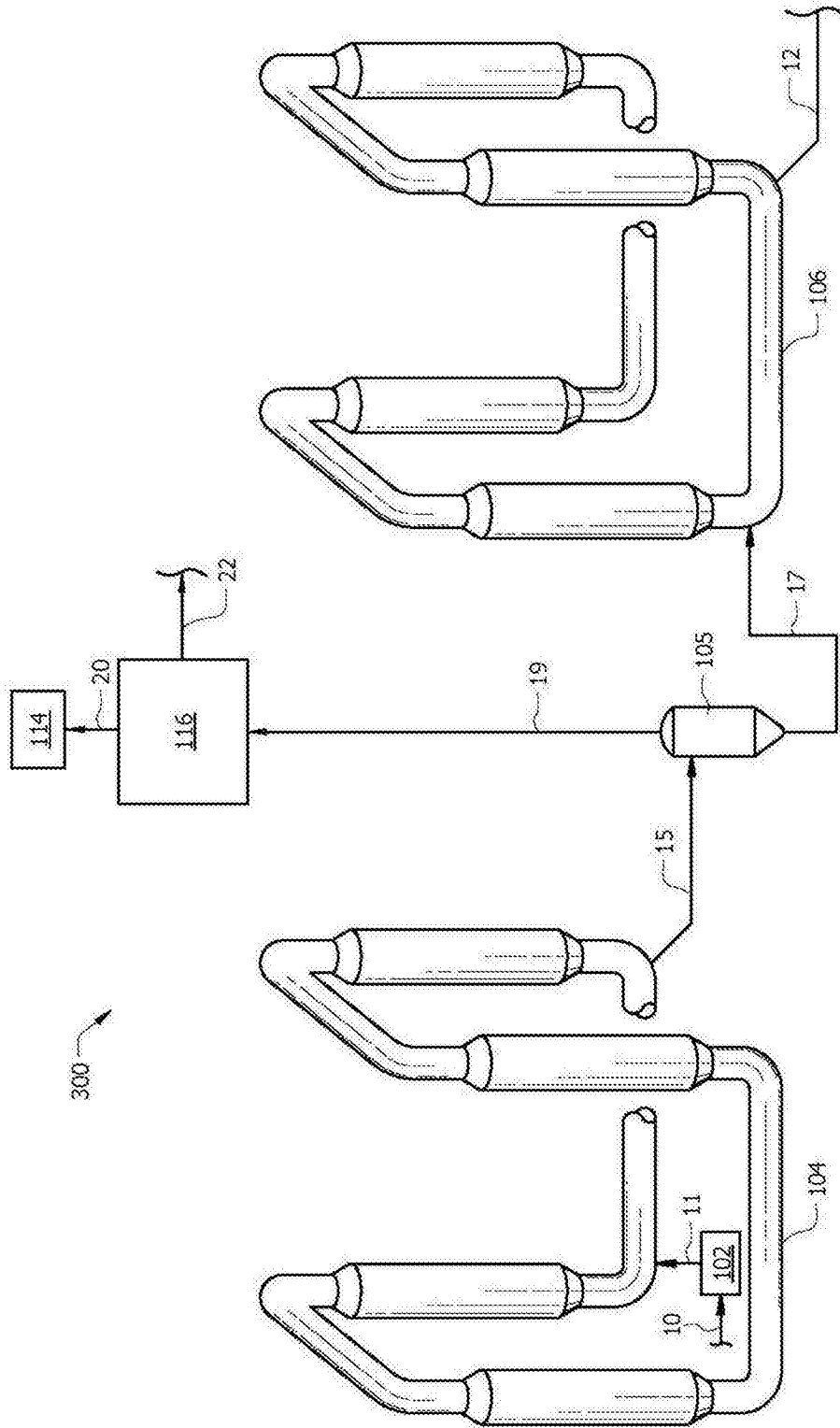


图3

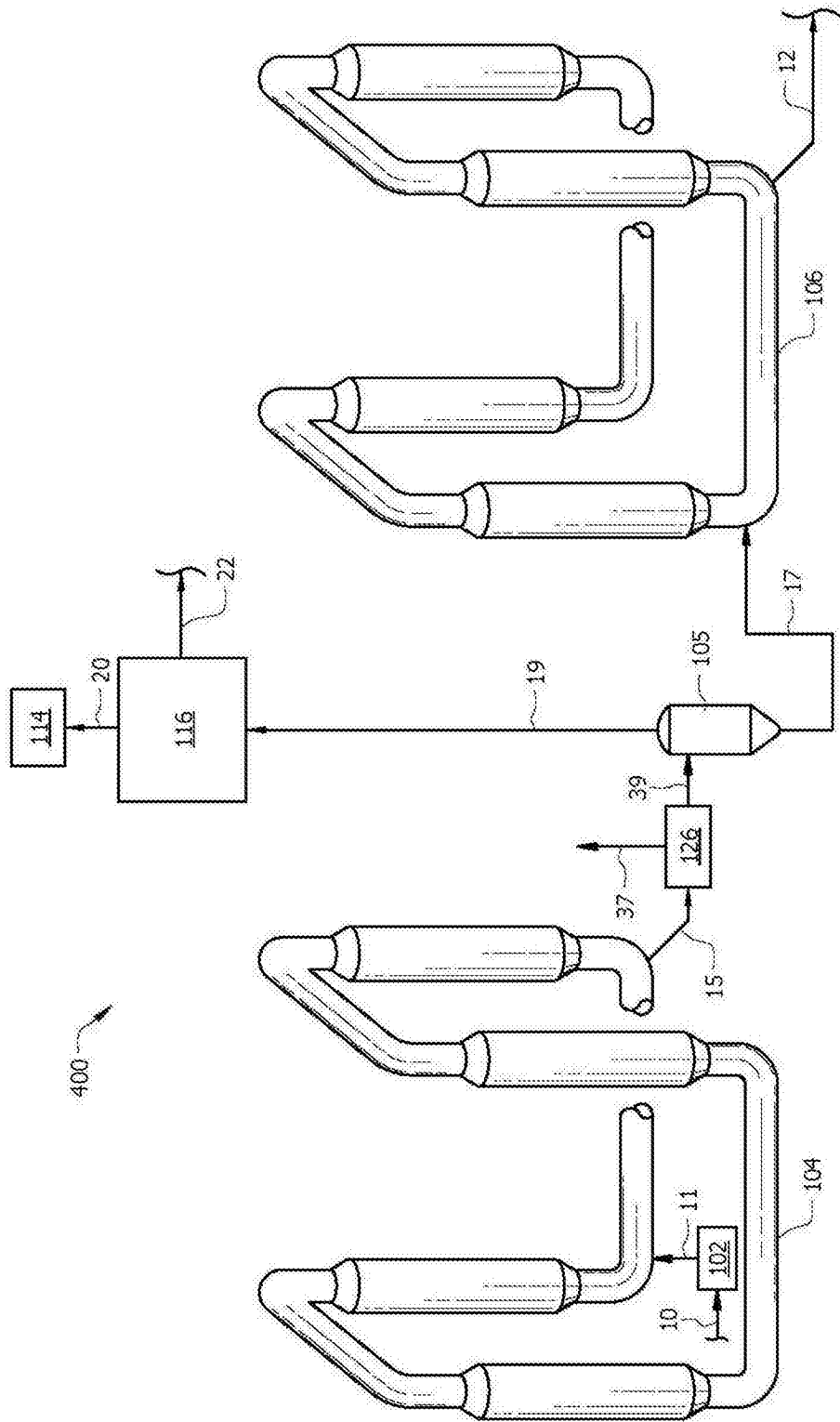


图4

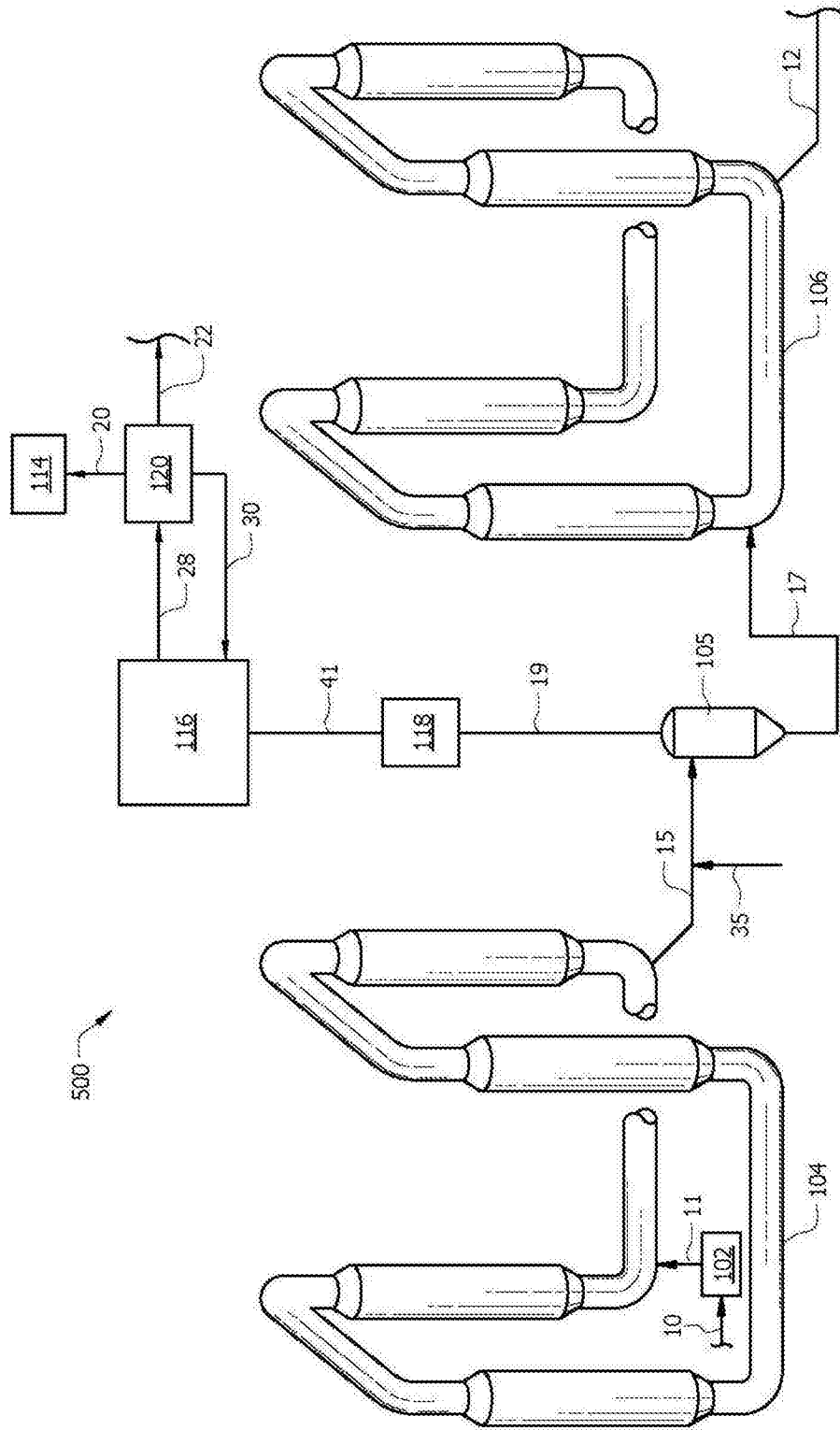


图5

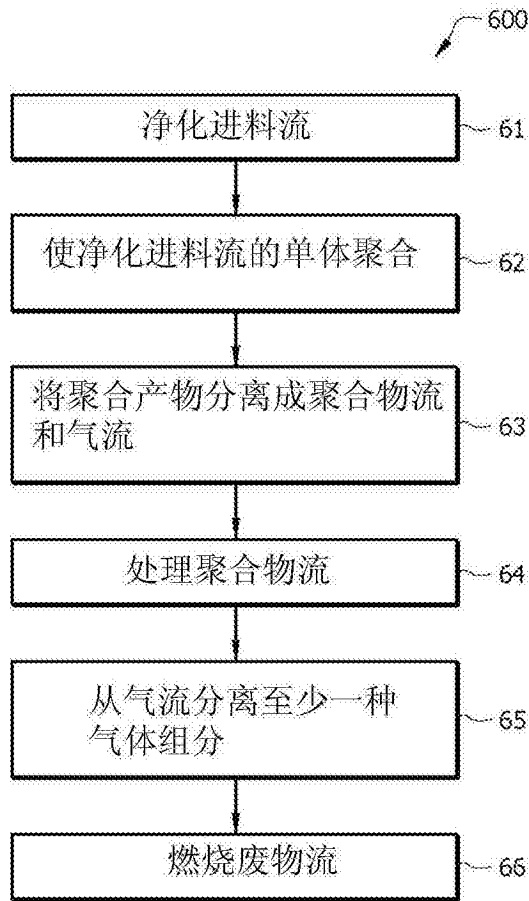


图6

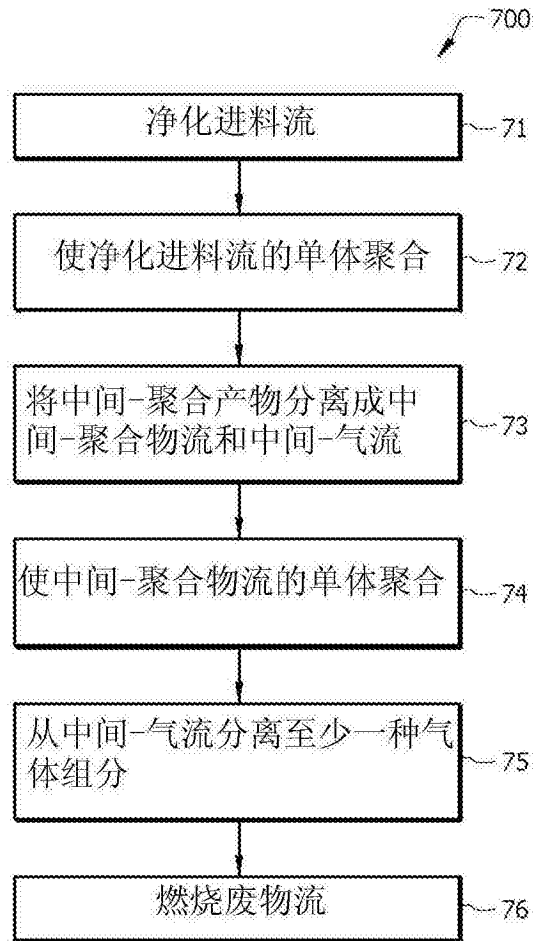


图7

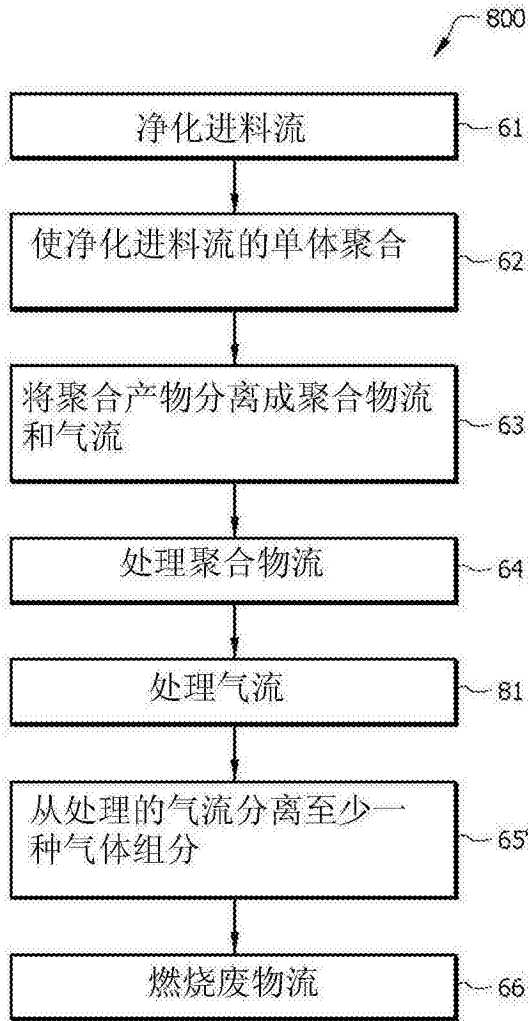


图8

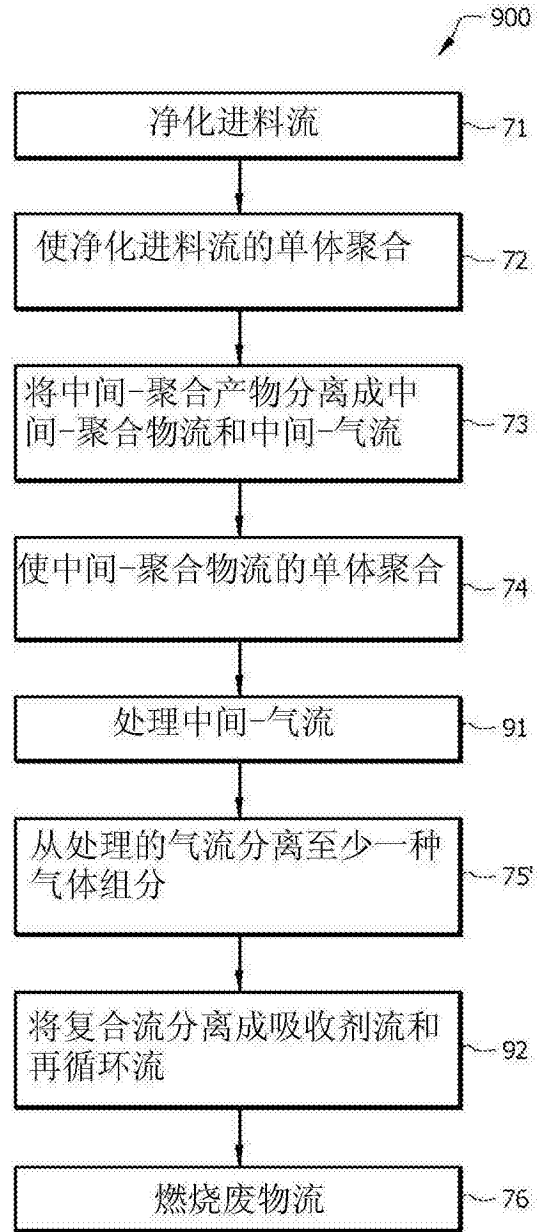


图9

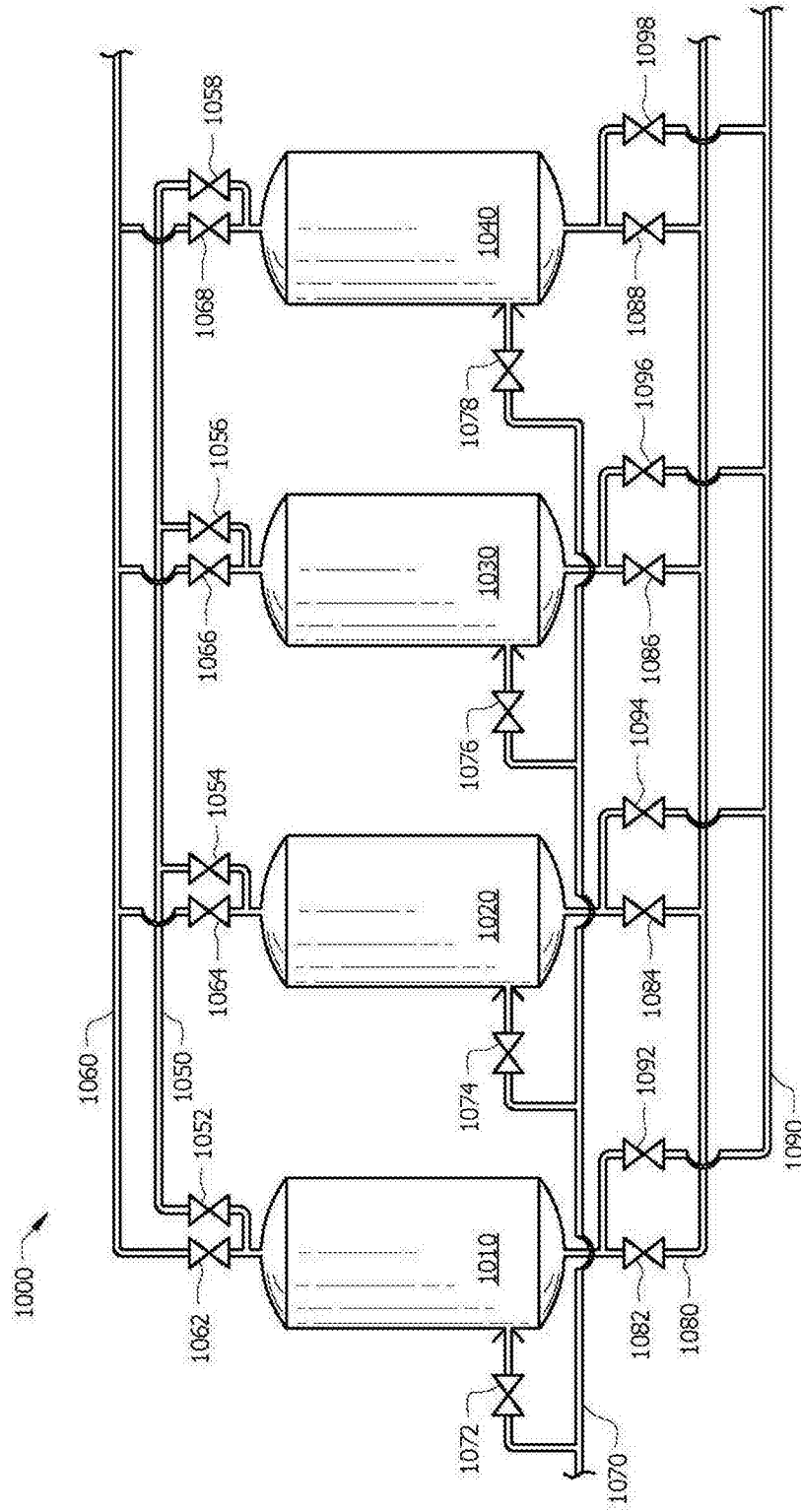


图10

在CuCl-NMP中乙烯和乙烷的溶解度对温度

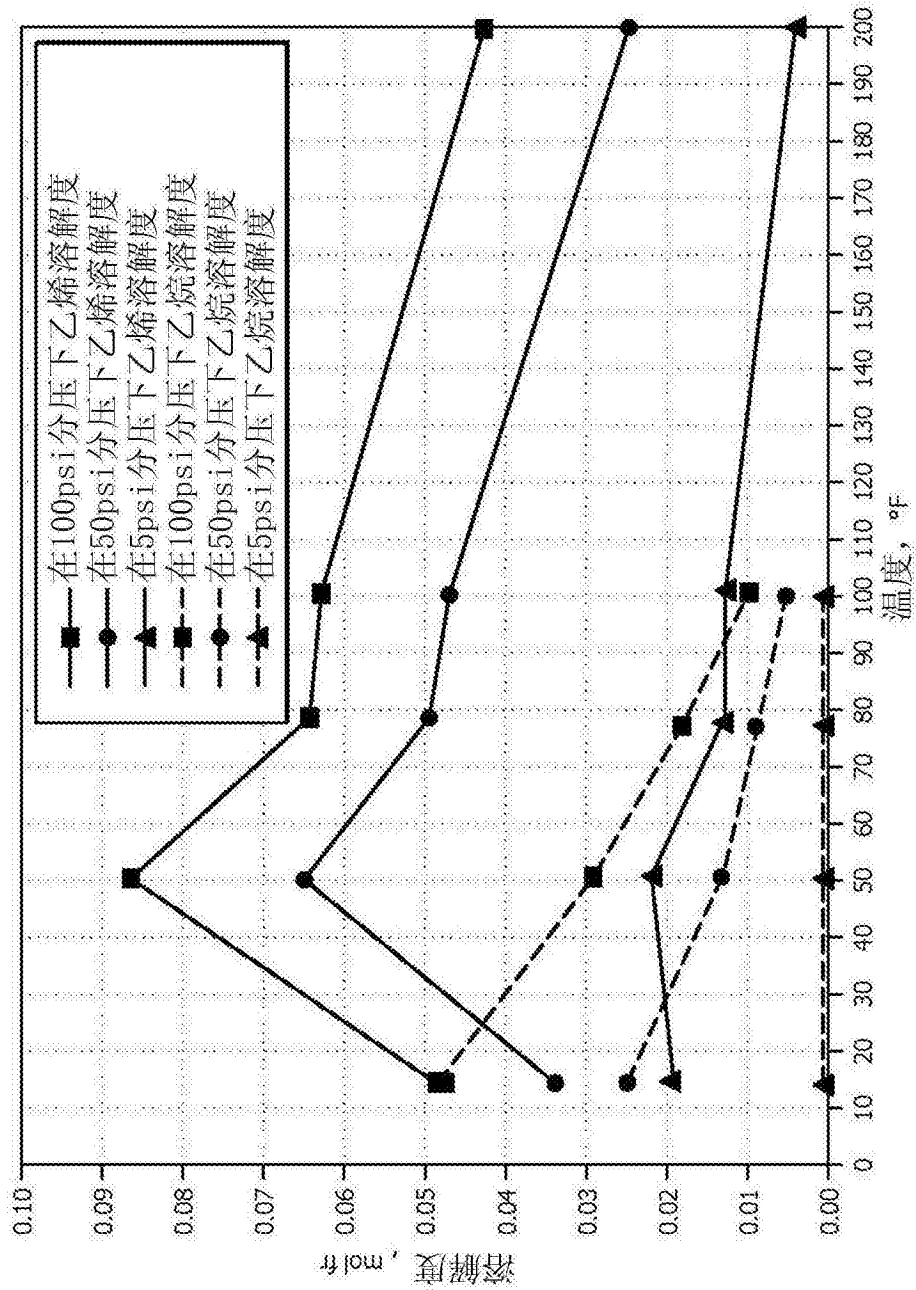


图11

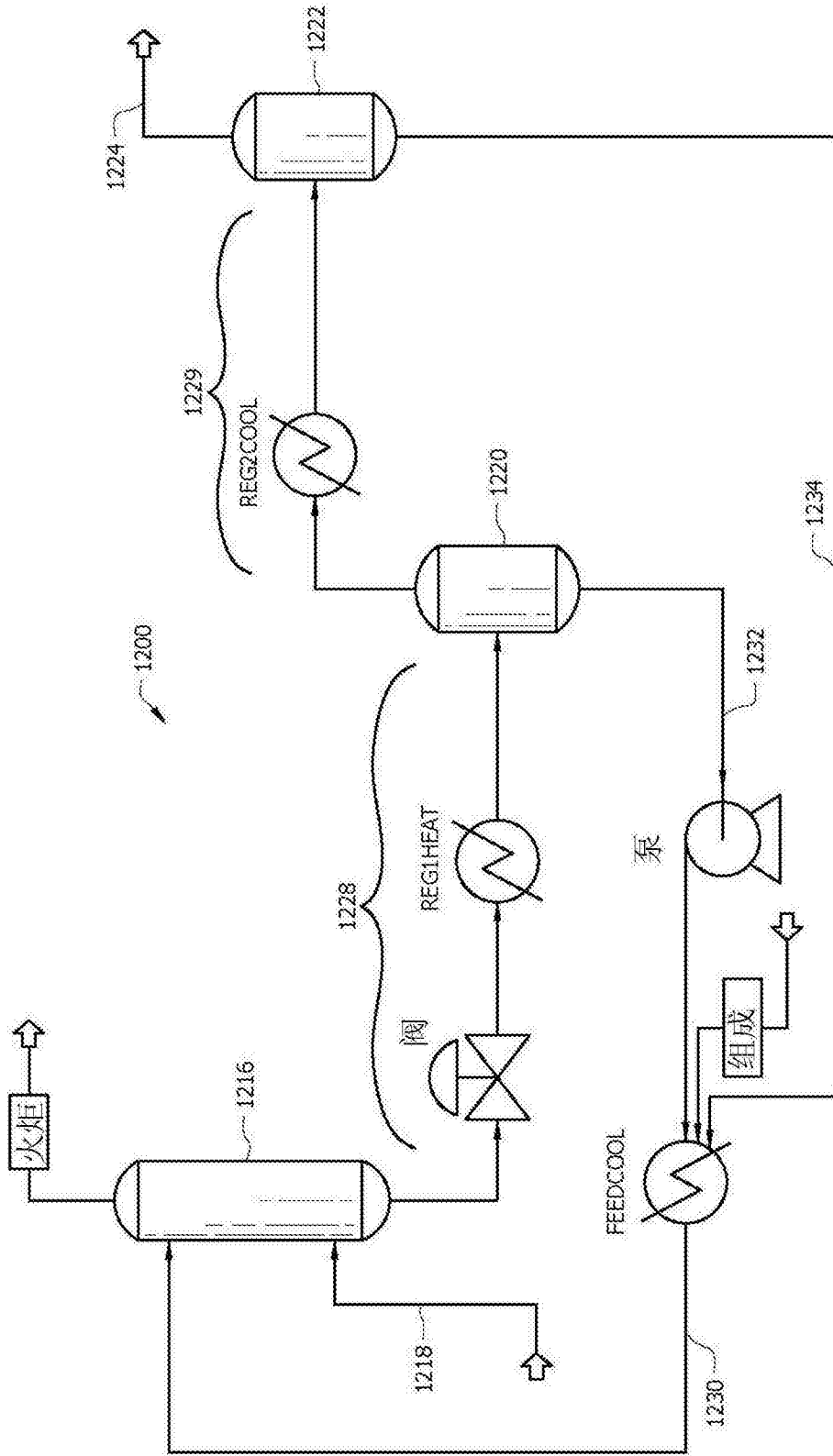


图12

