



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 104302381 B

(45)授权公告日 2017.07.25

(21)申请号 201380019262.6

(22)申请日 2013.04.03

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 104302381 A

(43)申请公布日 2015.01.21

(30)优先权数据

13/446,965 2012.04.13 US

(85)PCT国际申请进入国家阶段日

2014.10.10

(86)PCT国际申请的申请数据

PCT/US2013/035103 2013.04.03

(87)PCT国际申请的公布数据

W02013/154882 EN 2013.10.17

(73)专利权人 切弗朗菲利浦化学公司

地址 美国德克萨斯州

(72)发明人 J·D·浩托威 章艾弗

(74)专利代理机构 北京纪凯知识产权代理有限公司 11245

代理人 赵蓉民 张全信

(51)Int.Cl.

B01D 53/00(2006.01)

C08F 6/00(2006.01)

C08F 10/02(2006.01)

(56)对比文件

CN 101910212 A, 2010.12.08,

审查员 唐焕威

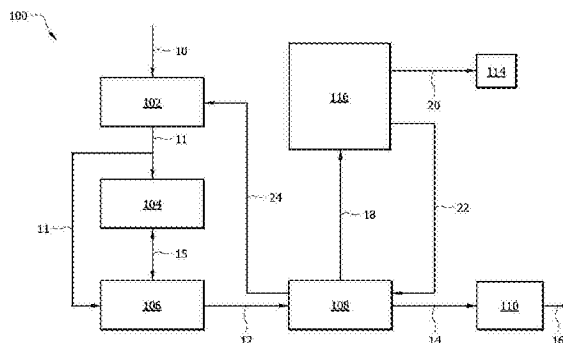
权利要求书4页 说明书30页 附图10页

(54)发明名称

通过吸收回收乙烯

(57)摘要

一种从聚乙烯生产系统的聚合产物流回收乙烯的方法,包括从所述聚合产物流分离轻气体流,其中所述轻气体流包含乙烷和未反应的乙烯,使轻气体流与吸收溶剂系统接触,其中使轻气体流与吸收溶剂系统接触在约40°F-约110°F的范围内的温度下发生,其中来自轻气体流的未反应的乙烯的至少一部分被吸收溶剂系统吸收,以及从吸收溶剂系统回收未反应的乙烯以获得回收的乙烯。



1. 一种从聚乙烯生产系统的聚合产物流回收乙烯的方法,包括:
从所述聚合产物流分离轻气体流,其中所述轻气体流包含乙烷和未反应的乙烯;
使所述轻气体流与吸收溶剂系统接触,其中使所述轻气体流与所述吸收溶剂系统接触在40°F-110°F的范围内的温度下发生,其中来自所述轻气体流的未反应的乙烯的至少一部分被所述吸收溶剂系统吸收;以及
从所述吸收溶剂系统回收未反应的乙烯以获得回收的乙烯,其中所述吸收溶剂系统包含氯化铜、苯胺以及N-甲基吡咯烷酮。
2. 权利要求1所述的方法,其中使所述轻气体流与所述吸收溶剂系统接触在40°F-60°F的范围内的温度下发生。
3. 权利要求1-2任一项所述的方法,其中使所述轻气体流与所述吸收溶剂系统接触在50°F的温度下发生。
4. 权利要求1所述的方法,其中使所述轻气体流与所述吸收溶剂系统接触在60°F-90°F的范围内的温度下发生。
5. 权利要求1-2任一项所述的方法,进一步包括:
将汽提气引入至所述吸收溶剂系统,其中所述汽提气的至少一部分被吸收溶剂系统吸收。
6. 权利要求5所述的方法,其中所述汽提气选自氮气和异丁烷。
7. 权利要求1-2任一项所述的方法,其中使所述轻气体流与所述吸收溶剂系统接触包括使所述轻气体流鼓泡通过所述吸收溶剂系统中的填充床。
8. 权利要求1-2任一项所述的方法,其中使所述轻气体流与所述吸收溶剂系统接触包括使所述轻气体流和所述吸收溶剂系统增压至40psig-60psig的范围内的压力。
9. 权利要求1-2任一项所述的方法,其中从所述吸收溶剂系统回收未反应的乙烯包括将具有吸收的未反应的乙烯的所述吸收溶剂系统在110°F-200°F的范围内的温度下减压。
10. 权利要求1-2任一项所述的方法,其中将所述吸收溶剂系统减压在0psig-10psig的范围内的压力下发生。
11. 权利要求1-2任一项所述的方法,其中将具有吸收的未反应的乙烯的所述吸收溶剂系统减压在140°F-160°F的范围内的温度下发生。
12. 权利要求1-2任一项所述的方法,其中将具有吸收的未反应的乙烯的所述吸收溶剂系统减压在160°F-200°F的范围内的温度下发生。
13. 权利要求1-2任一项所述的方法,进一步包括:
在使所述轻气体流与所述吸收溶剂系统接触之前从所述轻气体流移除至少一部分元素氧或含氧化合物。
14. 一种聚乙烯生产方法,包括:
使乙烯和聚合催化剂在聚合反应器中在合适的反应条件下接触以产生聚合产物流;
从所述聚合产物流分离轻气体流,其中所述轻气体流包含未反应的乙烯;
使所述轻气体流与吸收溶剂系统在吸收反应器中在40°F-110°F的范围内的温度下接触,其中来自所述轻气体流的所述未反应的乙烯的至少一部分被所述吸收溶剂系统吸收以产生包含所述吸收溶剂系统和未反应的乙烯的复合物的组合物;
从与所述吸收溶剂系统的接触中移除所述轻气体流的未吸收气体;

从所述吸收溶剂系统回收未反应的乙烯；以及使所述回收的乙烯与所述聚合催化剂接触，

其中所述吸收溶剂系统包含氯化铜、苯胺以及N-甲基吡咯烷酮。

15. 权利要求14所述的方法，进一步包括：

在50°F-200°F的范围内的温度下将含有包含所述吸收溶剂系统和未反应的乙烯的复合物的所述组合物的流引入至溶剂再生器中；

从包含所述吸收溶剂系统和未反应的乙烯的复合物的所述组合物回收未反应的乙烯以产生回收的乙烯和再生的吸收溶剂系统；

将包含所述回收的乙烯的流引入至所述聚合反应器中；以及

将包含所述再生的吸收溶剂系统的流引入至所述吸收反应器中。

16. 权利要求14-15任一项所述的方法，其中所述将含有包含所述吸收溶剂系统和未反应的乙烯的复合物的所述组合物的流引入至溶剂再生器中在0psig-10psig范围内的压力下发生。

17. 权利要求14所述的方法，其中从所述吸收溶剂系统回收未反应的乙烯包括将所述吸收反应器减压至0psig-10psig范围内的压力。

18. 权利要求14-15任一项所述的方法，进一步包括：

从与所述吸收溶剂系统的接触中移除所述轻气体流的未吸收气体以形成废气流。

19. 权利要求18所述的方法，进一步包括：

在加工设备中加工所述废气流，其中所述加工设备包括裂化器、催化裂化器、洗涤器、转换器、处理器、脱氢反应器、脱氧器、火焰装置或其组合。

20. 权利要求14-15任一项所述的方法，其中所述使所述轻气体流与所述吸收溶剂系统在吸收反应器中接触包括将所述吸收反应器增压至40psig-60psig范围内的压力。

21. 权利要求14-15任一项所述的方法，进一步包括：

在将所述轻气体流引入至所述吸收反应器之前从所述轻气体流移除至少一部分元素氧或含氧化合物。

22. 一种聚乙烯生产系统，包括：

包含乙烯的进料流，其中所述进料流的特征在于引入至聚合反应器中；

聚合产物流，其中所述聚合产物流的特征在于从所述聚合反应器排出并且引入至分离器中；

包含未反应的乙烯的轻气体流，其中所述轻气体流的特征在于从所述分离器排出，所述轻气体流已经从所述聚合产物流分离，其中所述轻气体流的特征在于引入至吸收溶剂系统中，其中所述吸收溶剂系统具有40°F-110°F范围内的温度；

吸收剂-乙烯接合体，其中所述吸收剂-乙烯接合体的特征在于通过由所述吸收溶剂系统吸收所述未反应的乙烯的至少一部分而在所述吸收溶剂系统内形成；和

包含乙烷的废气流，其中所述废气流的特征在于从所述吸收反应器排出，其中所述废气流包含未被所述吸收溶剂系统吸收的所述轻气体流的组分；和

回收的未反应的乙烯流，其中所述回收的未反应的乙烯流的特征在于从所述吸收反应器排出并且再引入至所述聚合反应器中，

其中所述吸收溶剂系统包含氯化铜、苯胺以及N-甲基吡咯烷酮。

23. 权利要求22所述的系统,其中从所述吸收剂-乙烯接合体回收所述回收的未反应的乙烯经由从所述吸收反应器的压力至0psig-10psig范围内的压力的减压发生。

24. 权利要求22-23任一项所述的系统,其中从所述吸收剂-乙烯接合体回收所述回收的未反应的乙烯在110°F-200°F范围内的温度下发生。

25. 一种聚乙烯生产系统,包括:

聚合反应器,其中所述聚合反应器被配置成接收包含乙烯的进料流,并且其中所述聚合反应器被配置成排出聚合产物流;

分离器,其中所述分离器被配置成接收所述聚合产物流并且排出包含未反应的乙烯的轻气体流,其中所述轻气体流已经从所述聚合产物流分离;和

包含吸收溶剂系统的吸收反应器,其中所述吸收反应器被配置成接收所述轻气体流,以在40°F-110°F的范围内的温度下利用所述吸收溶剂系统吸收所述未反应的乙烯的至少一部分,并且排出包含未被所述吸收溶剂系统吸收的所述轻气体流的组分的废气流,并且其中所述吸收反应器被进一步配置成排出回收的未反应的乙烯流,并且其中所述聚合反应器被进一步配置成接收所述回收的未反应的乙烯流,

其中所述吸收溶剂系统包含氯化铜、苯胺以及N-甲基吡咯烷酮。

26. 权利要求25所述的系统,其中所述回收的未反应的乙烯经由从所述吸收反应器的压力至0psig-10psig范围内的压力的减压从所述吸收溶剂系统回收。

27. 权利要求25-26任一项所述的系统,其中所述回收的未反应的乙烯经由从吸收温度至110°F-200°F范围内的温度的升温从所述吸收溶剂系统回收。

28. 权利要求25-26任一项所述的系统,其中所述吸收反应器包括两个或更多填充床反应器,其中所述回收的未反应的乙烯经由所述两个或更多填充床反应器中的一个的减压同时另一个填充床反应器在40psig-60psig范围内的压力下运转而从所述吸收溶剂系统回收。

29. 权利要求25-26任一项所述的系统,进一步包括第二吸收反应器,其中所述吸收反应器被配置成通过变压吸附吸收液体溶剂中的乙烯。

30. 一种聚乙烯生产系统,包括:

聚合反应器,其中所述聚合反应器被配置成接收包含乙烯的进料流,并且其中所述聚合反应器被配置成排出聚合产物流;

分离器,其中所述分离器被配置成接收所述聚合产物流并且排出包含未反应的乙烯的轻气体流,其中所述轻气体流已经从所述聚合产物流分离;

包含吸收溶剂系统的吸收反应器,其中所述吸收反应器被配置成接收所述轻气体流,以在40°F-110°F的范围内的温度下利用所述吸收溶剂系统吸收所述未反应的乙烯的至少一部分,并且排出包含未被所述吸收溶剂系统吸收的所述轻气体流的组分的废气流,其中所述吸收反应器被进一步配置成排出包含在吸收剂溶剂系统中吸收的乙烯的复合流;和

溶剂再生器,所述溶剂再生器再生所述吸收溶剂系统,并且排出回收的未反应的乙烯流,其中所述聚合反应器被进一步配置成接收所述回收的未反应的乙烯流,

其中所述吸收溶剂系统包含氯化铜、苯胺以及N-甲基吡咯烷酮。

31. 权利要求30所述的系统,其中所述溶剂再生器被配置成在0psig-10psig范围内的压力下运转。

32. 权利要求30-31任一项所述的系统,其中所述溶剂再生器被配置成在110°F-200°F的范围内的温度下运转。

33. 权利要求30-31任一项所述的系统,进一步包括加工设备,所述加工设备被配置成接收所述废气流。

34. 权利要求33所述的系统,其中所述加工设备包括裂化器、催化裂化器、洗涤器、转换器、处理器、脱氢反应器、脱氧器、火焰装置或其组合。

通过吸收回收乙烯

[0001] 相关申请的交叉引用

[0002] 本申请是于2010年10月15日提交的题为“改进的乙烯分离”的美国专利申请系列号12/905,966的部分继续申请,由此以其全部内容通过引用将其合并于本文中用于所有目的。

[0003] 背景

技术领域

[0004] 本公开一般涉及聚乙烯的生产。更具体地,本公开涉及通过减少乙烯损失来提高聚乙烯生产效率的系统和方法。

背景技术

[0005] 从轻气体生产聚合物例如聚乙烯需要高纯度的单体和共聚单体原料。由于在该原料中轻气体之间沸点差异小,工业生产高纯度原料需要操作多个蒸馏塔、需要高压以及需要低温。因此,与原料纯化相关的能量成本代表生产这种聚合物的全部成本的大部分。进一步地,生产、维护以及回收高纯度原料所需的基础设施为相关资本成本的大部分。

[0006] 为了抵消一些成本并最大化生产,回收和/或重复利用任何未反应的原料气体,尤其是轻质烃反应物如乙烯,可能是有用的。在聚合反应后,可将包含未反应单体的气体与聚合物分离。加工聚合物,同时从聚合反应后回收的气体中回收未反应单体。为了完成该操作,通常将回收的气流送至纯化工艺或将其重新引导通过其他众多处理步骤。在任一情况下,传统的回收单体工艺均需要耗能高的和昂贵的过程。

[0007] 因此,需要从回收流中高效分离出乙烯。

发明内容

[0008] 本文公开了一种从聚乙烯生产系统的聚合产物流回收乙烯的方法,包括从所述聚合产物流分离轻气体流,其中所述轻气体流包含乙烷和未反应的乙烯,使轻气体流与吸收溶剂系统接触,其中使轻气体流与吸收溶剂系统接触在约40°F-约110°F的范围内的温度下发生,其中来自轻气体流的未反应的乙烯的至少一部分被吸收溶剂系统吸收,以及从吸收溶剂系统回收未反应的乙烯以获得回收的乙烯。

[0009] 本文进一步公开了一种聚乙烯生产方法,包括使乙烯和聚合催化剂在聚合反应器中在合适的反应条件下接触以产生聚合产物流;从所述聚合产物流分离轻气体流,其中所述轻气体流包含未反应的乙烯,使所述轻气体流与吸收溶剂系统在吸收反应器中在约40°F-约110°F的范围内的温度下接触,其中来自所述轻气体流的所述未反应的乙烯的至少一部分被所述吸收溶剂系统吸收以产生包含所述吸收溶剂系统和未反应的乙烯的复合物的组合物;从与所述吸收溶剂系统的接触中移除所述轻气体流的未吸收气体;从所述吸收溶剂系统回收未反应的乙烯;以及使所述回收的乙烯与所述聚合催化剂接触。

[0010] 本文还公开了一种聚乙烯生产系统,包括包含乙烯的进料流,其中所述进料流的

特征在于引入至聚合反应器中；聚合产物流，其中所述聚合产物流的特征在于从所述聚合反应器排出并且引入至分离器中；包含未反应的乙烯的轻气流，其中所述轻气体流的特征在于从所述分离器排出，所述轻气流已经从所述聚合产物流分离，其中所述轻气体流的特征在于引入至吸收溶剂系统中，其中所述吸收溶剂系统具有约40°F-约110°F范围内的温度；吸收剂-乙烯接合体，其中所述吸收剂-乙烯接合体的特征在于通过由所述吸收溶剂系统吸收所述未反应的乙烯的至少一部分而在所述吸收溶剂系统内形成；和包含乙烷的废气流，其中所述废气流的特征在于从所述吸收反应器排出，其中所述废气流包含未被所述吸收溶剂系统吸收的所述轻气体流的组分，和回收的未反应的乙烯流，其中所述回收的未反应的乙烯流的特征在于从所述吸收反应器排出并且再引入至所述聚合反应器中。

[0011] 本文还公开了一种聚乙烯生产系统，包括聚合反应器，其中所述聚合反应器被配置成接收包含乙烯的进料流，并且其中所述聚合反应器被配置成排出聚合产物流；分离器，其中所述分离器被配置成接收所述聚合产物流并且排出包含未反应的乙烯的轻气流，其中所述轻气流已经从所述聚合产物流分离；和包含吸收溶剂系统的吸收反应器，其中所述吸收反应器被配置成接收所述轻气流，以在约40°F-约110°F的范围内的温度下利用所述吸收溶剂系统吸收所述未反应的乙烯的至少一部分，并且排出包含未被所述吸收溶剂系统吸收的所述轻气体流的组分的废气流，并且其中所述吸收反应器被进一步配置成排出回收的未反应的乙烯流，并且其中所述聚合反应器被进一步配置成接收所述回收的未反应的乙烯流。

[0012] 本文还公开了一种聚乙烯生产系统，包括聚合反应器，其中所述聚合反应器被配置成接收包含乙烯的进料流，并且其中所述聚合反应器被配置成排出聚合产物流；分离器，其中所述分离器被配置成接收所述聚合产物流并且排出包含未反应的乙烯的轻气流，其中所述轻气流已经从所述聚合产物流分离；包含吸收溶剂系统的吸收反应器，其中所述吸收反应器被配置成接收所述轻气流，以在约40°F-约110°F的范围内的温度下利用所述吸收溶剂系统吸收所述未反应的乙烯的至少一部分，并且排出包含未被所述吸收溶剂系统吸收的所述轻气体流的组分的废气流，其中所述吸收反应器被进一步配置成排出包含在吸收剂溶剂系统中吸收的乙烯的复合流；和溶剂再生器，所述溶剂再生器再生所述吸收溶剂系统，并且排出回收的未反应的乙烯流，其中所述聚合反应器被进一步配置成接收所述回收的未反应的乙烯流。

[0013] 以上相当广泛地概括了公开的发明主题的特征和技术优势，以便可更好地理解以下的本发明详细描述。在阅读下面对优选实施方式的详细描述并且参看附图之后，本领域技术人员容易明白上述的各种特性以及其他特征。

附图说明

[0014] 对于公开的方法和系统的优选实施方式的详细描述，现参看附图，其中：

[0015] 图1示出了聚乙烯生产系统的第一个实施方式的示意图；

[0016] 图2示出了聚乙烯生产系统的第二个实施方式的示意图；

[0017] 图3示出了聚乙烯生产系统的第三个实施方式的示意图；

[0018] 图4示出了聚乙烯生产方法的第一个实施方式的流程图；

[0019] 图5示出了聚乙烯生产方法的第二个实施方式的流程图；

- [0020] 图6示出了聚乙烯生产方法的第三个实施方式的流程图；
- [0021] 图7是说明对于吸收溶剂系统中乙烯和乙烷的溶解度对温度的图；
- [0022] 图8图示了具有变压吸附配置的吸收反应器的实施方式的示意图；
- [0023] 图9图示了吸收系统的实施方式的示意图；和
- [0024] 图10图示了模拟吸收系统的实施方式的示意图。

具体实施方式

[0025] 本文公开了与具有提高效率的聚乙烯生产相关的系统、设备以及方法。所述系统、设备和方法一般涉及从产生自聚乙烯生产且包含第一化学组分或化合物以及一种或多种其他化学组分、化合物等的组合物中分离所述第一化学组分或化合物。

[0026] 参看图1,公开了第一种聚乙烯生产(PEP)系统100。PEP系统100一般包含提纯器102,反应器104、106,分离器108,处理器110,吸收反应器116以及加工设备114。在此处公开的PEP实施方式中,各种系统组件可通过适用于输送特定流的一个或多个导管(例如管子、管道、流体管线)流体连通,例如如图1至3中编号的流详示的。

[0027] 在图1的实施方式中,可将进料流10输送至提纯器102。可将纯化的进料流11从提纯器102输送至反应器104、106中的一个或多个。当该系统包含两个或更多反应器时,可将反应器流15从反应器104输送至反应器106。可将聚合产物流12从反应器104、106中的一个或多个输送至分离器108。可将聚物流14从分离器108输送至处理器110。可从处理器110排出产物流16。可将气体流18从分离器108输送至吸收反应器116。可将废气流20从吸收反应器116输送至加工设备114且可将再循环流22从吸收反应器116输送至分离器108。可将再引入流24从分离器108输送至提纯器102。

[0028] 参看图2,公开了第二种PEP系统200,其具有许多与PEP 100共同的系统组件。在图2所示的可选实施方式中,第二种PEP系统200还另外包括脱氧器118。针对第一种PEP系统100(如图1所示)可选地,在图2所示的实施方式中,可将气体流18输送至脱氧器118。可将处理气体流26从脱氧器118输送至吸收反应器116。

[0029] 参看图3,公开了第三种PEP系统300,其具有许多与PEP 100和PEP 200共同的系统组件。在图3所示的可选实施方式中,第三种PEP系统300还另外包括再生器120(例如,解吸容器)。分别针对第一种PEP系统100和第二种PEP系统200可选地,在图3所示的实施方式中,可将复合流28从吸附反应器116输送至再生器120。可将再循环流22从再生器120输送至分离器108,并可将再生吸收剂流30从再生器120输送至吸收反应器116。

[0030] 在图3中,贫溶剂的温度可以取自流30。吸收反应器116的温度可以依赖于气体流18的温度,流30中贫溶剂的温度,溶液的热量,和反应热。在公开的实施方式中,流30中贫溶剂的质量流率可以比气体流18的质量流率大50-300倍。因此,在公开的实施方式中吸收反应器116的温度可以高度依赖于贫溶剂的温度。

[0031] 已公开了合适PEP系统的多个实施方式,现公开PEP方法的实施方式。参看PEP系统100、PEP系统200和/或PEP系统300中的一种或多种系统,描述PEP方法的一个或多个实施方式。虽然参看一个或多个PEP系统实施方式描述指定的PEP方法,但是该公开不应解释为如此限制。虽然按特定顺序公开或示出了此处所公开方法的各个步骤,但是除非另有说明,否则其不应该解释为将这些方法的实施限于任何特定顺序。

[0032] 参看图4,其示出了第一种PEP方法400。PEP方法400一般包括在方框51纯化进料流,在方框52聚合纯化的进料流中的单体,形成聚合产物,在方框53将聚合产物分离成聚物流和气体流,在方框54处理聚物流,在方框55从气体流分离至少一种气态组分,形成再循环流和废气流,以及在方框56燃烧废气流。

[0033] 在一个实施方式中,可通过第一种PEP系统100(例如,如图1所示)实施第一种PEP方法400或其部分。参看图1和图4,在实施方式中,进料流10可包含气态反应物,尤其地,包含乙烯。在一个实施方式中,纯化进料流可产生包含基本纯的单体(例如,乙烯单体)、共聚单体(例如,1-丁烯共聚单体,或其组合)的纯化流11。对纯化流11中的单体(任选地,共聚单体)进行聚合可产生一般包含未反应的单体(例如,乙烯)、任选的未反应的共聚单体(例如,1-丁烯)、副产物(例如,乙烷,它可以是由乙烯和氢气形成的副产物乙烷)以及聚合产物(例如,聚合物,和任选地,共聚物)的聚合产物流12。对聚合产物流12进行分离可产生聚物流14(例如,聚乙烯聚合物、共聚物)以及一般包含未反应单体(例如,乙烯单体和任何任选的共聚单体诸如1-丁烯)和多种废气(例如,乙烷)的气体流18。对聚物流14进行处理可产生产物流16。从气体流18中分离出至少一种气态组分可产生一般包含未反应乙烯单体(任选地,未反应共聚单体)的再循环流22,以及废气流20。在一个实施方式中,分离气体流18包括吸收气体流18中的乙烯,产生废气流20,然后释放所吸收的乙烯,形成再循环流22。可对包含乙烯的再循环流22增压(例如,返回至分离器108以增压)并将其作为再引入流24再次引入PEP方法(例如,PEP方法400)。利用火焰装置作为加工设备114,燃烧废气流20。

[0034] 参看图5,示出了第二种PEP方法500,它具有许多与PEP方法400共同的方法步骤。在图5所示的可选实施方式中,通过在方框57处理气体流以形成处理的气体流并在方框55'从处理的气体流分离出至少一种气态组分以形成再循环流和废气流,强化图4中的方框55。

[0035] 在一个实施方式中,可通过第二种PEP系统200(例如,如图2所示的)实施第二种PEP方法500或其部分。针对图1和图4的实施方式可选地,在图2和图5的实施方式中,处理气体流18可产生处理的气体流26。在一个实施方式中,处理气体流18包括对气体流18进行脱氧。从处理的气体流26中分离出至少一种气态组分可产生一般包含未反应乙烯单体(任选地,共聚单体)的再循环流22以及废气流20。

[0036] 参看图6,示出了第三种PEP方法600,它具有许多与PEP方法500共同的方法步骤。在图6所示的可选实施方式中,通过在方框55''从处理的气体流分离出至少一种气态组分以形成复合流和废气流并在方框58将复合流分离成吸收剂流和再循环流,强化图5中的方框55''。

[0037] 在一个实施方式中,可通过第三种PEP系统300(例如,如图3所示的)实施第三种PEP方法600或其部分。针对图1&4和图2&5的实施方式可选地,在图3和图6的实施方式中,从处理的气体流26中分离出至少一种气态组分可产生复合流28中的未反应单体-吸收剂(例如,乙烯-吸收剂)。在一个实施方式中,分离未反应单体-吸收剂复合流28包括释放吸收的乙烯,形成再循环流22和再生的吸收剂流30。在图3和6的实施方式中,从处理的气体流26分离至少一种气体组分可以产生复合流28中的未反应的共聚单体-吸收剂(例如,1-丁烯-吸收剂)。在一个实施方式中,分离复合流28中的未反应的共聚单体-吸收剂包括释放吸收的共聚单体以形成再循环流22和再生的吸收剂物流30。

[0038] 在此处公开的一个或多个实施方式中,纯化进料流(例如,在方框51)可包括从包

含乙烯的进料流中分离出不需要的化合物和成分,形成纯化的进料流。在一个实施方式中,进料流可包括乙烯和多种其他气体,例如但不限于甲烷、乙烷、乙炔、丙烯、具有三个以上碳原子的各种其他烃、或其组合。在一个实施方式中,纯化进料流可包括任何合适的方法或工艺,包括非限制性的实例,过滤、膜筛选、与多种化学品反应、吸收、吸附、蒸馏、或组合。

[0039] 在图1至3所示的实施方式中,纯化进料流可包括将进料流10引至提纯器102。在此处公开的一个或多个实施方式中,提纯器102可包括适合纯化包含多种可能不必要的气态化合物、成分、污染物等的进料流中的一种或多种反应物气体的装置或设备。合适的提纯器102的非限制性例子包括过滤器、膜、反应器、吸收剂、分子筛、一个或多个蒸馏塔或其组合。提纯器102可被配置来从包含甲烷、乙烷、乙炔、丙烷、丙烯、水、氧气、各种其他的气态烃、各种污染物和/或其组合的流中分离出乙烯。

[0040] 在一个实施方式中,对进料流进行纯化可产生包含基本纯的乙烯的纯化的进料11。在一个实施方式中,纯化的进料流可包括按流的总重量计少于25%、可选地少于约10%、可选地少于约1.0%的氮气、氧气、甲烷、乙烷、丙烷或其组合的任一种或多种。如本文使用的,“基本纯的乙烯”指的是这样的流体流,其包含至少约60%的乙烯,可选地,至少约70%乙烯,可选地,至少约80%乙烯,可选地,至少约90%乙烯,可选地,至少约95%乙烯,可选地,按流的总重量计至少约99%乙烯,可选地,按流的总重量计至少约99.5%乙烯。在一个实施方式中,进料流11可进一步包含痕量的乙烷,例如,来自再循环流,如将讨论的。

[0041] 在此处公开的一个或多个实施方式中,对纯化的进料中的单体进行聚合(例如,在方框52)可以包括在适合形成聚合物的条件下,通过将一种或多种单体与催化剂体系接触,使多个单体间发生聚合反应。在此处公开的一个或多个实施方式中,聚合共聚单体(例如,在方框52)可以包括通过使一种或多种共聚单体与催化剂体系在适合于形成共聚物的条件下接触以允许多个共聚单体之间的聚合反应。在一个实施方式中,可利用任何合适的催化剂体系。合适的催化剂体系可包括催化剂以及任选的助催化剂和/或促进剂。合适的催化剂体系的非限制性实例包括齐格勒纳塔(Ziegler Natta)催化剂、齐格勒(Ziegler)催化剂、铬催化剂、铬氧化物催化剂、二茂铬催化剂、茂金属催化剂、镍催化剂、或其组合。有关适用于本公开的催化剂体系的描述例如见美国专利号7,619,047以及美国专利申请公布号2007/0197374、2009/0004417、2010/0029872、2006/0094590和2010/0041842,通过引用以其全部内容并入本文。

[0042] 在图1至3所示的实施方式中,对纯化的进料中的单体进行聚合可包括将进料流11引至聚合反应器或“反应器”104、106。在此处公开的一个或多个实施方式中,反应器104、106可包括被合适地配置来提供在催化剂存在下在单体(例如乙烯)和/或聚合物(例如,“活性”或增长的聚合物链)以及任选地共聚单体(例如,1-丁烯)和/或共聚物之间的化学反应的环境(例如接触区域)以产生聚合物(例如,聚乙烯聚合物)和/或共聚物的任何容器或容器组合。虽然图1、图2和图3所示的实施方式示出了具有串联的两个反应器的多种PEP系统,但是参看本公开的本领域技术人员可认识到,可用一个反应器,可选地,任何合适数量和/或结构的反应器。

[0043] 如本文所使用的,术语“聚合反应器”或“反应器”包括任何能够聚合烯烃单体或共聚单体以产生均聚物或共聚物的聚合反应器。该均聚物或共聚物指的是树脂或聚合物。各种类型的反应器包括可称为分批反应器、淤浆反应器、气相反应器、溶液反应器、高压反应

器、管式反应器或高压釜反应器的反应器。气相反应器可包括流化床反应器或分段的卧式反应器。淤浆反应器可包含垂直或水平的环管。高压反应器可包括高压釜或管式反应器。反应器类型可包括分批或连续过程。连续过程可采用间歇性或持续性产物排放。过程还可包括未反应单体、未反应共聚单体和/或稀释液的部分或全部直接再循环。

[0044] 本公开的聚合反应器系统可包含在系统中一种类型的反应器或多个相同或不同类型的反应器。在多个反应器中聚合物的生产在通过可将第一聚合反应器(例如反应器104)产生的聚合物传输至第二反应器(例如反应器106)的传输装置连接的至少两个单独的聚合反应器中可包括数个阶段。反应器之一中的期望聚合条件可与其他反应器的操作条件不同。可选地,在多个反应器中的聚合可包括将聚合物从一个反应器手动传输至随后的反应器,进行连续聚合。多个反应器系统可包括任何组合,包括但不限于,多个环管反应器、多个气体反应器、环管反应器与气体反应器的组合、多个高压反应器或高压反应器与环管反应器和/或气体反应器的组合。多个反应器可串联操作或并联地运转。

[0045] 根据一个方面,聚合反应器系统可包括至少一个环管淤浆反应器,其包括垂直或水平的环管。可连续地将单体、稀释剂、催化剂和任选的任何共聚单体进料至环管反应器,在那里进行聚合。通常地,连续方法可包括连续地将单体、任选的共聚单体、催化剂和稀释剂引入聚合反应器并连续地将包含聚合物颗粒和稀释剂的悬浮液从该反应器排出。可对反应器的流出物进行闪蒸,从包含稀释剂、单体和/或共聚单体的液体中移出固体聚合物。可利用多种技术进行该分离步骤,包括但不限于,可包括加热和减压的任何组合的闪蒸;在旋风分离器或水力旋流器中通过旋风作用分离;或离心分离。

[0046] 在一个或多个实施方式中,共聚单体可以包括具有3-12个碳原子的不饱和烃。例如,共聚单体可以包括丙烯、1-丁烯、1-己烯、辛烯或其组合。

[0047] 典型的淤浆聚合方法(也称为颗粒形成方法)的描述例如见美国专利号3,248,179、4,501,885、5,565,175、5,575,979、6,239,235、6,262,191以及6,833,415,通过引用以其全部内容并入本文。

[0048] 在实施方式中,用于淤浆聚合中的合适稀释剂包括,但不限于,被聚合的单体,和任选地共聚单体,以及在反应条件下为液体的烃。合适单体稀释剂的实例包括,但不限于,烃,例如丙烷、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,共聚单体稀释剂可以包括具有3-12个碳原子的不饱和烃。合适的共聚单体稀释剂的例子包括,但不限于,丙烯、1-丁烯、1-己烯、辛烯或其组合。一些环管聚合反应可发生于未使用稀释剂的本体条件下。一个实例是丙烯单体的聚合,如美国专利号5,455,314描述,通过引用以其全部内容并入本文。

[0049] 仍根据另一个方面,聚合反应器可以包括至少一个气相反应器。此类系统可以使用连续的循环流,该循环流含有一种或多种单体,在催化剂存在下在聚合条件下连续地循环通过流化床。循环流可以从流化床中退出,并且再循环返回到反应器中。同时,聚合物产物可以从反应器中取出,并且新的或者新鲜的单体可以被加入以置换被聚合的单体。同样地,共聚物产物可以任选地从反应器中取出,并且新的或者新鲜的共聚单体可以被加入以置换被聚合的共聚单体、被聚合的单体,或其组合。此类气相反应器可以包括烯烃的多步气相聚合的过程,其中烯烃在至少两个独立的气相聚合区中以气相被聚合,同时将在第一聚合区中所形成的含催化剂的聚合物送到第二聚合区中。一种类型的气相反应器被公开在美

国专利号5,352,749、4,588,790和5,436,304中,其每篇通过引用以其整体并入本文。

[0050] 根据又一个方面,高压聚合反应器可包括管状反应器或者高压釜反应器。管状反应器可以具有几个区,新鲜的单体(任选地,共聚单体)、引发剂或催化剂可以被加入到那里。单体(任选地,共聚单体)被携带在惰性气流中,并在反应器的一个区处引入。引发剂、催化剂和/或催化剂组分可以被携带在气流中,并在反应器的另一个区处被引入。气流被混合以进行聚合。可以适当地利用热和压力,以获得最佳的聚合反应条件。

[0051] 根据又一个方面,聚合反应器可以包括溶液聚合反应器,其中通过合适的搅拌或其它方法,单体/共聚单体(任选地,共聚单体)可以与催化剂组合物接触。可以使用包括惰性有机稀释剂或过量单体(任选地,共聚单体)的运载体。如果需要的话,在存在或缺乏液体物质的情况下,可以使单体和/或任选的共聚单体以气相与催化反应产物接触。聚合区被保持在将导致在反应介质中形成聚合物溶液的温度和压力下。可以使用搅拌,以在整个聚合区获得更好的温度控制以及维持均匀的聚合混合物。合适的方法被用于驱散聚合的放热。

[0052] 适合公开的系统和方法的聚合反应器可进一步包括至少一个原料供给系统、至少一个催化剂或催化剂组分供给系统和/或至少一个聚合物回收系统的任何组合。合适的反应器系统可进一步包括用于下列的系统:原料净化、催化剂存储和制备、挤出、反应器冷却、聚合物回收、分馏、循环、存储、装载、实验室分析和工艺控制。

[0053] 为了聚合效率以及提供树脂性质而进行控制的条件下可包括温度、压力和各种反应物的浓度。聚合温度可影响催化剂生产率、聚合物分子量和分子量分布。合适的聚合温度可以是根据吉布斯自由能方程(Gibbs Free energy equation)低于解聚温度的任何温度。典型地,根据聚合反应器的类型,这包括例如约60℃至约280℃,以及约70℃至约110℃。

[0054] 合适的压力也可根据反应器和聚合类型而改变。在环管反应器中液相聚合的压力典型地小于1000psig。气相聚合的压力通常在约200至500psig。在管式或高压釜反应器中高压聚合一般在约20,000至75,000psig下进行。聚合反应器还可在超临界区域下操作,所述超临界区域一般在更高的温度和压力下发生。高于压力/温度图的临界点(超临界相)的操作可提供优势。在一个实施方式中,聚合可发生在具有合适的温度和压力组合的环境中。例如,在约550psi至约650psi、可选地约600psi至约625psi范围的压力以及约170°F至约230°F、可选地约195°F至约220°F范围的温度下,发生聚合。

[0055] 各种反应物的浓度可被控制以产生具有某些物理和化学性质的树脂。由树脂形成的建议的最终用途产物和形成该产物的方法决定期望的树脂性质。机械性质包括拉伸、弯曲、撞击、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、熔化温度、玻璃化转变温度、结晶温度、密度、立体规整性、裂纹生长、长链支化和流变学测量。

[0056] 单体、共聚单体、氢气、助催化剂、改性剂和电子供体的浓度在产生这些树脂性质中是重要的。共聚单体可用于控制产物密度。氢气可用于控制产物分子量。助催化剂可用于烷化、清除毒物和控制分子量。改性剂可用于控制产物性质和电子供体影响立体规整性、分子量分布或分子量。另外,毒物的浓度被最小化,因为毒物影响反应和产物性质。

[0057] 在一个实施方式中,聚合已纯化进料中的单体可包括分别将合适的催化剂体系引入第一个和/或第二个反应器104、106,以形成淤浆。可选地,合适的催化剂体系可分别驻留在第一个和/或第二个反应器104、106中。

[0058] 如上所说明,聚合已纯化进料中的单体可包括选择性地控制一个或多个聚合反应

条件,以产生指定的聚合物产物,以产生具有一个或多个所需特性的聚合物产物,以达到期望效率,以获得期望产率等,或其组合。这些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/或数量,以及各种反应物的浓度和/或分压。在一个实施方式中,聚合已纯化进料52中的单体可包括调节一个或多个聚合反应条件。

[0059] 在一个实施方式中,聚合已纯化进料中的单体可包括在聚合反应期间保持合适的温度、压力和/或分压,可选地,在聚合反应期间,在一系列合适的温度、压力和/或分压之间进行循环。

[0060] 在一个实施方式中,聚合已纯化进料中的单体可包括在反应器104、106内部和/或其间对单体(任选地,共聚单体)、催化剂体系和/或淤浆进行循环、流动、周期控制、混合、搅拌或其组合。在单体(任选地,共聚单体)、催化剂体系和/或淤浆循环的实施方式中,可在约1米/秒至约30米/秒,可选地,在约2米/秒至约17米/秒,可选地,在约3米/秒至约15米/秒的速度(例如,淤浆速度)下进行循环。

[0061] 在一个实施方式中,聚合已纯化进料中的单体可包括配置反应器104、106,以产生多峰(例如,双峰)聚合物(例如,聚乙烯)。例如,最终聚合物可包括相对高分子量、低密度(HMWLD)聚乙烯聚合物以及相对低分子量、高密度(LMWHD)聚乙烯聚合物。例如,各种类型的合适聚合物的特征可在于具有多种密度。例如,I型的特征可在于具有密度在约0.910g/cm³至约0.925g/cm³范围,可选地,II型的特征可在于具有密度在约0.926g/cm³至约0.940g/cm³范围,可选地,III型的特征可在于具有密度在约0.941g/cm³至约0.959g/cm³范围,可选地,IV型的特征可在于具有密度大于约0.960g/cm³。

[0062] 在一个实施方式中,聚合单体可以包括在聚合反应器104,106中的一个或多个中聚合共聚单体。

[0063] 在图1至3所示的实施方式中,聚合已纯化进料中的单体可产生聚合产物流12。该聚合产物流12一般可包括多种固体、半固体、挥发性和非挥发性的液体、气体以及其组合。在一个实施方式中,聚合产物流12可包括氢气、氮气、甲烷、乙烯、乙烷、丙烯、丙烷、丁烷、异丁烷、戊烷、己烷、己烯、己烯-1以及更重的烃。在一个实施方式中,乙烯可存在范围为按流的总重量计约0.1%至约15%,可选地,约1.5%至约5%,可选地,约2%至约4%。乙烷可存在范围为按流的总重量计约0.001%至约4%,可选地,约0.2%至约0.5%。异丁烷可存在范围为按流的总重量计约80%至约98%,可选地,约92%至约96%,可选地,约95%。

[0064] 所述固体和/或液体可包含聚合物产物(例如,聚乙烯聚合物),在PEP方法的该阶段常称为“聚合物绒毛(polymer fluff)”。所述气体可包含未反应的、气态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1-丁烯单体)、气态废产物、气态污染物,或其组合。

[0065] 在此处公开的一个或多个实施方式中,将聚合产物分离成聚合物流和气体流(例如,在方框53)一般包括通过任何合适的方法,从液体和/或固体(例如,聚合物绒毛)中除去任何气体。

[0066] 在图1至3所示的实施方式中,将聚合产物分离成聚合物流和气体流(例如,在方框53)可包括将聚合产物流12引至分离器108。在此处公开的一个或多个实施方式中,分离器108可被配置来将流(例如,包含聚乙烯的聚合产物)分离成气体、液体、固体或其组合。反应产物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1-丁

烯单体)、气态废产物和/或气态污染物。如本文所使用的,“未反应的单体”(例如,乙烯)指的是在聚合反应期间被引至聚合反应器但未结合成聚合物的单体。如本文所使用的,“未反应的共聚单体”(例如,1-丁烯)指的是在聚合反应期间被引至聚合反应器中但未结合成聚合物的共聚单体。

[0067] 在一个实施方式中,分离器108可包括气-液分离器。该分离器的合适例子包括蒸馏塔、闪蒸罐、过滤器、膜、反应器、吸收剂、吸附剂、分子筛或其组合。在一个实施方式中,分离器包含闪蒸罐。不寻求受理论限制,该闪蒸罐可包含配置来从高温和/或高压流体中蒸发和/或去除低蒸汽压组分的容器。可配置分离器108,使得引入的流可被分离成液体流(例如,冷凝物流)和气体(例如,蒸汽)流。所述液体或冷凝物流可包含反应产物(例如,聚乙烯,常称为“聚合物绒毛”)。所述气体或蒸汽流可包含挥发性溶剂、气态的未反应单体和/或任选的共聚单体、废气(二次反应产物,如污染物等)或其组合。可配置分离器,使得可通过加热、减压或加热和减压两者对进料流进行闪蒸,以提高流的热焓。这可通过加热器、闪蒸管线加热器、本领域内所熟知的各种其他操作或其组合完成。例如,包含双管的闪蒸管线加热器可通过热水或蒸汽进行热交换。该闪蒸管线加热器可提高流的温度,同时降低其压力。

[0068] 在一个实施方式中,将聚合产物分离成聚物流和气体流可包括对聚合产物进行蒸馏、蒸发、闪蒸、过滤、膜筛选、吸收、吸附或其组合。在图1至3所示的实施方式中,将聚合产物分离成聚物流和气体流产生气体流18和聚物流14。在一个实施方式中,气体流18可包含氢气、氮气、甲烷、乙烯、乙烷、丙烯、丙烷、丁烷、异丁烷、戊烷、己烷、己烯、己烯-1以及更重的烃。在一个实施方式中,乙烯可存在的范围为按流的总重量计约0.1%至约15%,可选地,约1.5%至约5%,可选地,约2%至约4%。乙烷可存在的范围为按流的总重量计约0.001%至约4%,可选地,约0.2%至约0.5%。异丁烷可存在的范围为按流的总重量计约80%至约98%,可选地,约92%至约96%,可选地,约95%。

[0069] 在此处公开的一个或多个实施方式中,对聚物流进行处理(例如,在方框54)包括任何合适的处理或一系列处理,其配置来产生可适用于商业或工业用途、存储、运输、进一步加工或其组合的聚合物产物。

[0070] 在图1至图3所示的实施方式中,对聚物流进行处理可包括将聚物流14引至处理器110。处理器110可被配置为执行合适的处理方法,其非限制性实例包括冷却、注塑、熔化、粒化、吹塑、挤出成型、旋转模塑、热成型、浇铸等,或其组合。可将多种添加剂和改性剂至聚合物,以便在制造期间提供更好加工以及在最终产物中提供期望性能。这些添加剂的非限制性实例可包括表面改性剂,例如增滑剂、抗粘连剂、增粘剂;抗氧化剂,例如一级和二级抗氧化剂;颜料;加工助剂,例如蜡/油和含氟弹性体;以及特定添加剂,例如阻燃剂、防静电剂、净化剂、吸收剂、气味增强剂和降解剂。

[0071] 在一个实施方式中,处理器110可被配置来形成合适的聚合物产物。可由该处理产生的合适聚合物产物的非限制实例包括膜、粉末、粒、树脂、液体,或任何其它的合适形式,如本领域技术人员可意识到的。该合适产物可用于例如一个或多个的多种日用品或工业品。例如,该聚合物产品可用于多种物品的任何一种或多种,包括但不限于,瓶、鼓、玩具、家用容器、器具、膜产品、燃料箱、管子、土工膜以及衬垫。在具体实施方式中,所述处理器被配置来形成粒以运输至日用品制造商。例如,在图1至3所示的实施方式中,对聚物流进行处理产生了聚合物产物16(例如,粒状的聚乙烯)。

[0072] 在此处公开的一个或多个实施方式中,对气体流进行处理(例如,在方框57)包括从气体流中去除氧气、含氧化合物、氧化化合物或其组合(此处统称为“氧”)的任何合适的方法或反应。参看本公开的本领域技术人员将知道合适的方法或反应。用于去除氧的合适的方法的非限制性例子包括多种催化反应、与已知与氧反应的化学物质接触、过滤、吸收、吸附、加热、冷却或其组合。

[0073] 在图2至3所示的实施方式中,对气体流进行处理可包括将气体流18引至脱氧器118。在此处公开的一个或多个实施方式中,脱氧器118可包括配置用于从气体流中去除氧的装置或设备。合适的脱氧器的非限制性例子包括多种反应器(例如,流化床反应器或固定床)、过滤器或其组合。合适的脱氧器118可被配置来减少、阻止或排出可能具有毒害吸收剂的作用的化合物和/或组分(例如,氧)达到吸收反应器(例如,如在此将公开的)。

[0074] 在图2至3所示的实施方式中,对气体流进行处理可产生处理的气体流26,其基本不含氧。此处所使用的“基本不含氧”指的是流体流包含按流的总重量计不超过约5%氧,可选地,不超过约1%氧,可选地,不超过约0.1%氧,可选地,不超过约0.01%氧。

[0075] 在此处公开的一个或多个实施方式中,从统称为气体流的气体流和/或处理的气体流中分离出至少一种气态组分(例如,在方框55、55'或55”)一般包括从包含第一化学组分或化合物和一种或多种其他化学组分、化合物等的物流中选择性地分离出至少第一化学组分或化合物的任何合适方法。在各种实施方式中,从气体流中分离出的气态组分可包括一种或多种烃。这些烃的非限制性例子包括烷烃类(例如,丁烷,特别地,异丁烷)和链烯烃或烯烃单体(例如,乙烯)或任选的共聚单体(例如,1-丁烯)。在一个实施方式中,从气体流分离出的气态组分可包含未反应的烃单体,例如,乙烯。任选地,从气体流分离出的气态组分可包含未反应的烃共聚单体,例如,丙烯。在一个实施方式中,从气体流分离出的气态组分可包括未反应的烃单体(例如,乙烯,单独地或与其他烃诸如异丁烷组合),或任选地,烃共聚单体(例如,丙烯,单独地或与其他烃诸如异丁烷组合)。在一个实施方式中,从气体流分离出的气态组分可包括乙烯,单独地或与异丁烷组合。在一个实施方式中,对异丁烷进行捕获可节约成本并降低燃烧装置排放中异丁烯的存在。合适的分离方法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。

[0076] 在一个实施方式中,从气体流中分离出至少一种气态组分可以包括使气体流与吸收剂(例如,吸收溶剂系统,如在此将公开的)接触,例如,以便允许该气态组分被吸收剂吸收。在这样的实施方式中,从气体流分离至少一种气态组分包括从气体流中选择性地吸收所述至少一种气态组分。在这样的实施方式中,从气体流吸收所述至少一种气态组分一般包括使气体流与合适的吸收剂接触,使所述至少一种组分被吸收剂吸收,并且,任选地,去除包含未吸收的气体的废物流。在另外的实施方式中,从气体流分离出至少一种气态组分可以进一步包括从吸收剂释放被吸收的气态组分。

[0077] 在一个实施方式中,使气体流与吸收剂接触可包括确保气体流与吸收剂之间充分接触的任何合适方法。使气体流与吸收剂充分接触的合适方法的非限制性例子包括利用多个反应器系统,例如,上述的那些反应器系统(例如,吸收塔或者鼓泡或混合罐)。不意在受理论约束,合适的反应器系统可通过在彼此存在下搅拌或混合两种组分、通过循环、分散或扩散第一组合物使其通过第二组合物或在第二组合物内,或通过本领域技术人员熟知的技

术,确保两种或多种气体、液体和/或固体组合物之间发生接触。在一个实施方式中,可以合适的比例将气体流和吸收剂接触。气体流与吸收剂的该合适比例的范围约1,000lb/hr:1000gpm至约2,500lb/hr:25gpm,可选地,约1,000lb/hr:250gpm至约2,500lb/hr:100gpm,可选地,约1,875lb/hr:250gpm。

[0078] 在如图1-3所示的实施方式中,从气体流(例如,图1的气体流18或图2-3的的气体流26)分离出至少一种气态组分可以包括将气体流传送至吸收反应器116。在在此公开的一个或多个实施方式中,吸收反应器116可以包括反应器,所述反应器被配置成从包含第一化学组分或化合物和一种或多种其他的化学组分、化合物等的物流中选择性地吸收至少第一化学组分或化合物。合适的吸收反应器和/或吸收反应器配置的非限制性例子包括吸收(蒸馏)塔,变压吸附(PSA)配置,鼓泡塔,搅拌反应器,一个或多个压缩机,一个或多个循环泵,或其组合。

[0079] 在一个实施方式中,吸收反应器可以被配置成驱散液体内的气体(例如,通过使气体鼓泡通过液体)。例如,在一个实施方式中,吸收反应器116可以包括溶剂循环系统,所述溶剂循环系统被配置成使溶剂通过吸收反应器116循环。溶剂循环流率可以由吸收系统的工作条件来确定,如下文所公开的。在一个实施方式中,吸收反应器116可以包括一个或多个泵,和/或与一个或多个泵流体连通,所述一个或多个泵被配置成使溶剂经由吸收反应器116再循环和/或在吸收反应器116内再循环。在另外的和/或可选的实施方式中,吸收反应器116可以包括填充床或柱,其被配置成保持较小的气泡尺寸(例如,在液体内被驱散的气体的较小气泡尺寸),例如,以便保持气体和液体之间相对大的接触表面积,例如,以便保持气体至液体中的质量转移和/或吸收的效率。在一个实施方式中,填充床或柱的填充材料可以包括聚合材料,金属材料,或其组合。在一个实施方式中,吸收反应器116可以具有多个填充床或柱。在一个实施方式中,吸收反应器116的仅一个区段可以具有填充材料。在一个实施方式中,填充的吸收反应器116的填充材料可以具有不规则填料或可以具有结构性填料。合适的吸收反应器的一个实例图示在Gas Processors Association,"Engineering Data Book"第10版的图19-16。

[0080] 在其中吸收反应器116包括溶剂反应器的实施方式中,吸收反应器可以包含合适的吸收溶剂系统,如在此将公开的。这种吸收反应器116可以被配置成保留吸收溶剂系统。例如,吸收溶剂系统可以作为液体、作为固定床或作为流化床被保留在反应器内。

[0081] 在一个实施方式中,合适的吸收溶剂系统可以能够可逆地与乙烯和/或异丁烷复合。这样的吸收溶剂系统可以一般包含络合剂和溶剂。在一个实施方式中,吸收溶剂系统的特征可以为具有乙烷对乙烯的选择性,其中乙烯和乙烷以相同的分压存在,在大约14psi选择性为约40:1,在大约20psi为约12:1,在大约40psi为约6:1,和在大约180psi分压为约3:1。在一个实施方式中,溶剂系统的特征可以进一步为具有高污染容限和为在增加和/或波动的温度和/或压力下表现出高稳定性,或其组合。

[0082] 在一个实施方式中,络合剂可以包含金属盐。在这样的实施方式中,金属盐可以包括一种或多种过渡金属和弱离子性卤素的盐。合适的过渡金属的非限制性例子包括银、金、铜、铂、钯或镍。合适的弱离子性卤素的非限制性例子包括氯和溴。在一个实施方式中,合适的过渡金属盐的特征可以为具有对烯烃的高特异性。合适的过渡金属-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,在吸收溶剂系统中采用的

盐包括CuCl。不希望受理论约束,这样的金属盐可以与烯烃(例如,乙烯)的碳双键相互作用。

[0083] 在一个实施方式中,络合剂可包括羧酸铜(I)。在这样的实施方式中,合适的羧酸铜(I)可以包括铜(I)和含有1-20个碳原子的单-、二-、和/或三-羧酸的盐。盐的羧酸组分可以包含脂族成分、环状成分、芳基成分或其组合。羧酸铜(I)的其他合适例子包括甲酸铜(I)、醋酸铜(I)、丙酸铜(I)、丁酸铜(I)、戊酸铜(I)、己烷酸铜(I)、辛烷酸铜(I)、癸烷酸铜(I)、2-乙基-己酸铜(I)、十六烷酸铜(I)、十四烷酸铜(I)、甲基甲酸铜(I)、乙基乙酸铜(I)、正丙基乙酸铜(I)、正丁基乙酸铜(I)、乙基丙酸铜(I)、辛酸铜(I)、苯甲酸铜(I)、对叔丁基苯甲酸铜(I)等。在另外的实施方式中,络合剂可以包括羧酸铜(I)的加合物,例如,如在此公开的,和三氟化硼(BF₃)。

[0084] 在另外的和/或可选的实施方式中,络合剂可以包括磺酸铜(I)。合适的磺酸铜(I)的非限制性例子包括具有4-22个碳原子的磺酸的铜(I)盐。盐的磺酸组分可以包括脂族成分、环状成分、芳基成分或其组合。脂族磺酸可以是直链的或带支链的。合适的脂族磺酸的例子包括,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、正二十烷磺酸等。合适的芳族磺酸的例子包括苯磺酸;烷基苯磺酸,其中烷基成员含有1-16个碳原子,诸如对甲苯磺酸、十二烷基苯磺酸(邻-、间-、和对-)、对十六烷基苯磺酸等;萘磺酸、苯酚磺酸、萘酚磺酸和卤苯磺酸,诸如对氯苯磺酸、对溴苯磺酸等。

[0085] 在一个实施方式中,其中络合剂可以进一步包含受阻烯烃。例如,在其中络合剂形成具有不足的溶解度的铜络合物的实施方式中,络合剂可以包含这种受阻烯烃。这种受阻烯烃的例子是丙烯四聚体(即,十二烯)。不意在受理论约束,受阻烯烃可以增加铜络合物的溶解度,同时容易被乙烯置换。

[0086] 在多个实施方式中,络合剂可以包括在美国专利号5,104,570;5,191,153;5,259,986;和5,523,512中公开的络合剂中的一种或多种,上述专利中的每一篇整体地通过引用并入。

[0087] 在一个实施方式中,溶剂可以包括胺或胺络合物、芳香烃、烯烃或其组合。溶剂胺的非限制性例子包括吡啶、苄胺以及苯胺。例如,胺可包括苯胺(苯基胺、氨基苯);可选地,与二甲基甲酰胺(DMF)结合的苯胺,且在实施方式中,苯胺和N-甲基吡咯烷酮(NMP)。在其中溶剂包括芳香烃的实施方式中,芳香烃可以包含未取代的或烷基取代的芳基。在这样的实施方式中,芳香烃可以在正常、环境条件下处于液相。合适的非限制性例子包括甲苯、二甲苯等。在其中溶剂包含烯烃的实施方式中,非限制性例子包括具有10-16个碳原子的烯烃。例如,烯烃可以包括丙烯四聚体、十二烯、十四烯、十六烯或其组合。

[0088] 在一个实施方式中,溶剂的特征可以为非质子的,即,不包含可解离的氢原子。不意在受理论约束,可解离氢溶剂可以导致烯烃诸如乙烯中碳之间的双键的氢化。此外,溶剂的特征可以为极性的,稍有极性,或具有单向的电荷。不意在受理论约束,极性溶剂可以与盐相互作用并且至少部分地使盐增溶。

[0089] 在一个实施方式中,溶剂的特征可以为这样的液体,其以相对大的量工业生产,具有相对低的成本,是可容易运输的,或其组合。所述溶剂的特征可以进一步为能够保留络合的烯烃-金属盐或保留弱离子性金属盐,而无论温度和/或压力如何波动。

[0090] 在一个实施方式中,吸收溶剂系统可以包含氯化铜、苯胺和二甲基甲酰胺(CuCl/苯胺/DMF)。在可选的实施方式中,吸收溶剂系统可以包含氯化铜、苯胺和N-甲基吡咯烷酮(CuCl/苯胺/NMP)。在这样的实施方式中,CuCl/苯胺/NMP溶剂系统的特征可以为在较低的压力和较高的温度下具有增加的挥发稳定性。在可选的实施方式中,吸收溶剂系统可以包含羧酸铜(I)和芳烃溶剂诸如甲苯或二甲苯。在可选的实施方式中,吸收溶剂系统可以包含磺酸铜(I)和芳烃溶剂诸如甲苯或二甲苯。在可选的实施方式中,吸收溶剂系统可以包含在芳烃溶剂诸如甲苯或二甲苯中的羧酸铜(I)和BF₃的加合物。

[0091] 在一个实施方式中,吸收溶剂系统可以包含2-乙基-己酸铜(I)和四聚丙烯。在一个实施方式中,吸收溶剂系统可以包含2-乙基-己酸铜(I)和十二烯。在一个实施方式中,吸收溶剂系统可以包含十六酸铜(I)和十六烯。在一个实施方式中,吸收溶剂系统可以包含十四酸铜(I)和十四烯。

[0092] 在一个实施方式中,使至少一种组分被吸收剂吸收可包括使至少一种组分可逆地结合、连接、键合或其组合至吸收剂或其部分,例如,通过形成多种连接、键、引力、复合物或其组合。例如,在吸收剂包含吸收溶剂系统(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,允许吸收至少一种组分可包括允许在吸收剂和至少一种组分之间形成复合物,称为吸收组分复合物(例如吸收乙烯复合物)。

[0093] 允许吸收至少一种组分可进一步包括提供和/或维持使气体流和吸附剂发生接触的环境的合适压力,提供和/或维持合适的气体分压,提供和/或维持使气体流和吸附剂发生接触的环境的合适温度,催化吸收,或其组合。不意在受理论约束,可在合适的温度和/或压力下提高吸收剂对至少一种组分的吸收。

[0094] 在一个实施方式中,吸收反应器116可以能够选择性地引起热和/或压力波动、变化或循环。在一个实施方式中,吸收反应器116可被配置用于从包含多种其他气体(例如,乙烷)的组合物中选择性地吸收和/或诱导吸收未反应的乙烯单体(和任选地,共聚单体)。在另一个实施方式中,吸收反应器116可被配置用于从包含多种其他气体的组合物中选择性地吸收和/或诱导吸收丁烷,特别地,异丁烷。在又一个实施方式中,吸收反应器116可被配置用于从包含多种其他气体(例如,乙烷)的组合物中选择性地吸收组合物未反应的乙烯和丁烷,特别地,异丁烷两者。

[0095] 在一个实施方式中,吸收反应器116可以配置成提供或维持合适的温度,例如,如可以取决于吸收反应器在给定的时间运转的阶段。例如,吸收反应器116可以配置成提供或维持合适的温度,例如,用于增加所需的化学种类的吸收,减少所需的化学种类的吸收,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,再生吸收反应器116中的吸收剂,或其组合的目的。在一个实施方式中,这种合适的温度可以在约40°F-约110°F的范围内,可选地,约40°F-约60°F,可选地,约45°F-约55°F,可选地,约50°F-约55°F,可选地,约50°F。例如,已经发现在约40°F-约110°F的温度范围内,可选地,约40°F-约60°F,可选地,约50°F的吸收反应器116(和吸收溶剂系统)的工作温度可以产生乙烯的吸收相对于乙烷的吸收的出人意料的增加。不意在受理论约束,本领域技术人员将理解(例如,根据拉乌尔定律的概念,基于分压)在减小的温度下乙烯和乙烷在吸收剂溶剂中的溶解度预期增加。然而,与这种预期相反,已经发现当温度降低至50°F以下时在公开的実施方式的吸收剂溶剂和/或吸收剂溶剂系统中吸收的乙烯的量减小。由于此出人意料的现象,对于约40°F-约

110°F范围内的温度,可选地,约40°F-约60°F范围内的温度,可选地,在约50°F的温度下,乙烯的吸收可以是最大的。图7是示出在不同的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。该图图示了在上面讨论的温度范围内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。

[0096] 在一个实施方式中,吸收反应器116可以被配置成在气体流的一种或多种组分(例如,乙烯和/或异丁烷)的吸收期间提供或维持约40°F-约110°F范围内的合适温度。如上面所公开的,已经发现乙烯溶解度在约40°F-约60°F范围内的温度下出人意料是最高的。在一个实施方式中,在从气体流吸收乙烯和/或异丁烷期间,吸收反应器116可以在约40°F-约60°F的温度,可选地约50°F的温度下运转。在可选的实施方式中,在从气体流吸收乙烯和/或异丁烷期间,吸收反应器在约60°F-约110°F,或约70°F-约90°F的温度下运转。例如,吸收反应器116的这种吸收温度可以合适的作为在较低温度下运转(例如,其可能需要用于冷却的能量支出)的经济性替代方案。例如,通过使吸收反应器在指定地理位置的环境温度下运转,在约60°F-约110°F,或约70°F-约90°F范围内的温度下操作吸收反应器,如吸收反应器116,可以需要较少的能量,其可以产生成本节省。

[0097] 在一个实施方式中,吸收反应器116可被配置成在运转期间提供或维持合适的压力。这种合适的压力可在约5psig至约500psig范围内,可选地,约50psig至约450psig,可选地,约75psig至约400psig。在另外的实施方式中,吸收反应器116可被配置成在操作期间提供或维持合适的乙烯分压。这样的合适乙烯分压可在约1psia至约400psia范围内,可选地,约30psia至约200psia,可选地,约40psia至约250psia,可选地,约40psia至约75psia,可选地,约40psig至约60psig,可选地约40psig,可选地,约60psig。不意在受理论约束,对吸收反应器116增压可促进乙烯的吸收和/或促进乙烯和吸收溶剂系统(例如CuCl/苯胺/NMP体系)的复合物的形成。而且,不意在受理论约束,吸收溶剂系统对乙烯的选择性可随吸收反应器压力的降低而增大。

[0098] 在一个实施方式中,吸收反应器116可被配置用于分批和/或连续过程。例如,在一个实施方式中,PEP系统可包括两个或多个吸收反应器(例如,吸收反应器116),其每个均可配置用于分批操作。例如,通过利用两个或多个吸收反应器,该系统可配置成通过在第一个吸收反应器中将气体流的组分吸收进“第一批”,同时在第二个吸收反应器中准备用于吸收的“第二批”而允许进行连续操作。因而,通过两个或多个合适反应器之间循环,系统可进行连续操作。

[0099] 例如,在一个实施方式中,两个或多个吸收反应器(例如,吸收反应器系统)可以被配置用于使用液体溶剂,例如,如在此公开的吸收溶剂系统或吸收溶剂,对乙烯进行变压吸附(PSA)。在这样的实施方式中,吸收反应器116可以包括两个或多个配置用于PSA的吸收反应器(例如,吸收反应器系统)。图8示出了吸收反应器系统800,其具有4个配置用于PSA的吸收反应器810、820、830和840。尽管图8的实施方式图示了4个吸收反应器(例如,吸收反应器810、820、830和840),但本领域技术人员在阅读了本公开后,将认识到可以类似地采用两个、三个、五个、六个、七个、八个或更多个吸收反应器。在这样的实施方式中,每个吸收反应器可以基本上如在此所公开的那样配置。在一个实施方式中,反应器810、820、830和840中的一个或多个可以经由循环系统(例如,包括一个或多个泵,阀,导管等)连接以在吸收期间循环反应器810、820、830和840中的液体溶剂。吸收反应器810、820、830和840可以在吸收阶

段(其中气态组分,诸如乙烯和/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/或复合的气态组分从吸收溶剂系统释放和/或吸收溶剂系统被准备用于再利用,如在此将公开的)之间循环。例如,反应器810、820、830和840可以协同地在吸收和再生阶段之间循环(例如,经由一个或多个中间阶段)使得不是所有反应器810、820、830、840同时经历吸收或再生。在其中吸收反应器810、820、830和840被配置成以PSA运转的实施方式中,反应器810、820、830和840充当吸收器和再生器两者。在这样的实施方式中,可以不需要用于再生的分离容器(例如,如在此所公开的)。

[0100] 作为协同地进行PSA操作的一个实例,在这样的操作期间指定的阶段,反应器810可以在吸收阶段运转,例如,在如在此所公开的吸收条件下。在基本上同时,反应器820可以增压至中间压力,例如,在吸收压力以下。而且,在基本上同时,反应器830可以从中间压力减压至再生压力,并且同时反应器840可以从吸收压力(从之前处于吸收阶段中)减压至中间压力。不意在受理论约束,反应器810、820、830,和/或840中的每一个在吸收后的减压(例如,从吸收压力减小至中间压力和从中间压力减小至再生压力)可以使吸收的气态组分(例如,乙烯和/或异丁烷)从吸收剂中释放和/或使吸收剂再生(例如,准备用于再利用,如在此所公开的)。在一个实施方式中,来自一个或多个反应器(例如,反应器810、820、830和/或840)的压力可以被利用来增压这些反应器中的另一个。例如,在图8的实施方式中,反应器840中的气体压力可以用来通过管线850将反应器820增压至中间压力,阀858和884处于开放位置,阀882和856处于关闭位置。阀862、864、866和868可以在开放位置和关闭位置之间切换以允许流860中的产物氮流进和流出反应器810、820、830和840。阀852、854、856、858可以在开放位置和关闭位置之间切换以允许反应器810、820、830和840通过流850增压和减压。阀882、884、886、888可以在开放位置和关闭位置之间切换以当处于吸收阶段时允许轻气体流880进料至反应器810、820、830和840。阀892、894、896和898可以在开放位置和关闭位置之间切换以通过流890移除来自反应器810、820、830和840的任何吹扫气体。

[0101] 在一个实施方式中,在再生阶段期间,汽提气,诸如异丁烷或氮,可以被添加至吸收反应器810、820、830和840,例如,通过流870。流870可以位于反应器810、820、830和840的底部处使得汽提气可以鼓泡通过反应器810、820、830或840(并且通过其中的任何填料)。在再生期间阀872、874、876和878可以在开放和关闭位置之间切换以将汽提气添加至反应器810、820、830和840。不意在受理论约束,在再生期间,汽提气可以降低吸收反应器810、820、830和840中乙烯的分压。

[0102] 在一个实施方式中,吸收反应器810、820、830和840中的一个或多个可以包括内部部件以将气体分布穿过液体吸收溶剂并且防止沟流(channeling)。合适的内部部件可以包括蒸馏填料,其分配气体并且减小液体的轴向混合。内部部件可以防止吸收反应器810、820、830和840中的液体吸收溶剂混合,使得溶剂流动将首先是饱和的,然后饱和前缘可以垂直向上移动通过吸收反应器810、820、830和840。

[0103] 在一个实施方式中,从气体流中分离出至少一种气态组分包括去除废气流。在一个实施方式中,剩余的未吸收气体流组分形成了废气流。在吸收的组分包含乙烯且吸收剂包含CuCl/苯胺/DMF或CuCl/苯胺/NMP溶剂系统的实施方式中,该废气流可包含甲烷、乙烷、乙炔、丙烯、多种其他的烃、挥发性污染物或其组合。进一步地,该废气流可基本不含未反应的乙烯单体,或任选地,共聚单体。如本文所使用的,“基本不含未反应的乙烯单体”指的是

按流的总重量计废气包含的未反应乙烯单体少于50%，可选地，未反应乙烯单体少于10%，可选地，未反应乙烯单体少于1.0%，可选地，未反应乙烯单体少于0.1%，可选地，未反应乙烯单体少于0.01%。

[0104] 在一个实施方式中，去除废气流可以包括对废气流进行冷却，和/或减少或增加废气流的压力，使废气流流至加工设备114。例如，在一个实施方式中，可通过在足够的压力下、速度下或其组合，将合适的吹扫气（例如，惰性或不起反应的气体，如上所述）运输穿过包含废气的容器（例如，吸收反应器116）以从中去除废气流，“吹走”废气流。例如，在图1至3所示的实施方式中，从气体流中分离出至少一种气态组分可产生基本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，产生具有降低浓度的未反应乙烯单体（任选地，共聚单体）的废气流。例如，按流的总重量计，废气流可包含少于约30%，可选地，少于约25%，可选地，少于约20%，可选地，少于约15%，可选地，少于约10%的未反应乙烯单体。在另外实施方式中，在从中分离出至少一种气态组分之前，乙烯可被降低气体流中存在的乙烯的一个百分比。例如，在分离前，废气流可包含按流的总重量计少于约40%，可选地，少于约30%，可选地，少于约20%的在气体流中存在的未反应乙烯单体。

[0105] 在一个实施方式中，从气体流中分离出至少一种气态组分可进一步包括从吸收剂（例如，原位位于吸收反应器116内和/或在另一个容器如再生器120中）中释放吸收的气态组分。从吸收剂释放吸收的气态组分一般包括使各个连接、键、引力、复合物或其组合（通过这些，至少一种气态组分被结合、连接、键合或其组合至吸附剂或其部分）逆转的任何合适方式。释放吸收的气态组分的合适方式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，或对吸收剂减压；改变吸收气体的分压，或其组合。

[0106] 在一个实施方式中，在再生和/或解吸阶段中，吸收的气态组分可以从这种吸收反应器中的一个或多个内的吸收剂释放（例如，解吸和/或解络）。例如，在图1和2的实施方式（和/或，在其中吸收反应器116以PSA构造配置的实施方式中，如本文关于图8所公开的）中，吸收反应器116可以配置成引起被吸收溶剂吸收或复合的气体从中释放（例如，吸收和/或复合的乙烯和/或异丁烷的解吸和/或解络合），如在此详细公开的。不意在受理论约束，引起吸收或复合的气体的释放可以包含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、吸收气体的分压或其组合。在这样的实施方式中，吸收反应器116可包括控制器、热管道、电管道、压缩机、真空等，或其组合，其配置来改变反应动力学、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。

[0107] 例如，在一个实施方式中，释放吸收的气态组分可以包括将包含复合的乙烯的溶液减压至合适的分压。在另外的实施方式中，释放吸收的气态组分可以包括将吸收反应器116内（可选地，在再生器120内，如下文所公开的）的包含复合的乙烯的溶液加热至合适的温度。这种合适的温度可以在约110°F-约200°F的范围内，可选地，约140°F-约160°F，可选地，约160°F-约200°F，可选地，约180°F-约200°F，以促进吸收的化合物（例如，乙烯和/或异丁烷）从吸收溶剂中的释放。例如，在具体的实施方式中，在吸收的组分（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）可以在约160°F-约200°F，可选地，约180°F-约200°F的温度下运转。在可选的实施方式中，在吸收的组分（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）可以在约140°F-约160°F的温度下运转。例如，这种释放温度可以适合作为经济性替代方案。例如，通过使来

自其他来源(例如,聚合反应器冷却剂,低压流,再生器上游的热交换器,吸收剂循环管线中的热交换器,聚合反应器,闪蒸-管线加热器,闪蒸器等,或其组合)的热被利用来加热吸收反应器和/或再生器,在吸收的组分的释放期间在约140°F-约160°F范围内的温度下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)可以需要较少的能量,其可以产生成本节省。

[0108] 另外,在这样的实施方式中,吸收反应器116可以被配置成抽空气体(例如,之前吸收且随后释放的气体,诸如乙烯)和/或促进吸收的气体经由压差释放。吸收反应器116可以被配置成提供或维持合适的分压。这种合适的分压可以在约0.1psig-约40psig的范围内,可选地,约5psig-约30psig,可选地,约5psig-约15psig。在一个实施方式中,吸收反应器116可以被配置成提供或维持约0psia-约5psia范围内的乙烯分压。

[0109] 在可选的实施方式中,从气体流中分离出至少一种气态组分可进一步包括去除包含吸收的组分复合物(例如,吸收的乙烯复合物)的溶液以进一步处理。在这样的可选实施方式中,包含吸收的气态组分的吸收复合物可以从吸收反应器116作为复合流28移出至再生器120以释放吸收的气态组分和/或再生该吸收复合物。在这样的实施方式中,复合流28可包含乙烯、乙烷和/或异丁烷。乙烯存在的范围可为按流的总重量计约0.1%至约10%,可选地,约0.4%至约5%,可选地,约0.5%至约2.5%。乙烷存在的范围可为按流的总重量计约0.1%至约1%,可选地,约0.2%至约0.5%。异丁烷存在的范围可为按流的总重量计约0.1%至约1%,可选地,约0.2%至约0.5%。

[0110] 在此处公开的一个或多个实施方式中,将复合流分离成再循环流和吸收剂流(例如,在方框58)包括从吸收剂释放出吸收的气态组分。如上面所解释的,从吸收剂释放吸收的气态组分一般包括使各个连接、键、引力、复合物或其组合(通过这些,至少一种气态组分被结合、连接、键合或其组合至吸附剂或其部分)逆转的任何合适方式。在上面关于吸收反应器内的释放公开了用于释放吸收的气态组分的多种方法和/或参数。

[0111] 在图3所示的实施方式中,将复合流分离成再循环流和吸收剂流可包括将复合流28引至再生器120。在此处公开的一个或多个实施方式中,再生器120可包括配置用于回收、再生、循环和/或纯化吸收溶剂和/或释放吸收的气体的装置或设备。合适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。

[0112] 在一个实施方式中,再生器120可被配置成根据压差进行操作。在这样的实施方式中,再生器120可被配置成提供或维持合适的内压。这样的合适的内压可在约0psig-约150psig的范围内,可选地,约5psig-约30psig,可选地,约5psig-约15psig,可选地,约0psig-约10psig。在一个实施方式中,再生器120被配置成提供或维持合适的分压。这样的合适的分压可以在约0psia至约50psia的范围内。

[0113] 在一个实施方式中,再生器120可被配置成基于升高的温度进行操作。该再生器120可被配置成提供或维持合适的温度。这样的合适的温度可在约110°F-约200°F的范围内,可选地,约140°F-约200°F,可选地,约140°F-约160°F,可选地,约160°F-约200°F,可选地,约180°F-约200°F,以便从吸收溶剂中蒸发和/或释放出吸收的化合物(例如,乙烯和/或异丁烷)。在一个实施方式中,可以使用热源(包括冷却水,低压流,或其组合)加热再生器120(例如,如吸收反应器116)以解吸或再生吸收溶剂系统。冷却水、低压流或其组合可以适合于将再生器120(或吸收反应器116,如上面所公开的)加热至约140°F-约200°F的温度。

[0114] 在一个实施方式中,再生器120可被配置用于分批和/或连续过程。例如,在一个实施方式中,PEP系统可包括两个或多个吸收再生器(例如,再生器120),其每个均可被配置用于分批操作。如上所说明,通过利用两个或多个吸收反应器,这样的体系可连续地操作以再生吸收剂。

[0115] 在一个实施方式中,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,其可再次用于吸收反应,和包含未反应单体(任选地,共聚单体)的再循环流,其可再引入或再用于PEP方法。例如,在图3所示实施方式中,将复合流分离成再循环流和吸收剂流58可产生再循环流22,其可返回至提纯器102,和再生的吸收剂流30,其可返回至吸收反应器116。

[0116] 在一个实施方式中,释放吸收的气体还可以产生包含未反应单体(任选地,共聚单体)的再循环流,其可被返回至分离器108以增压(例如,经由位于分离器108处的一个或多个压缩机)。例如,在图1至3所示的实施方式中,释放吸收的气体产生再循环流22,其可被返回至分离器108。对再循环流22增压可产生再引入流24,其可被再次引入或再次用于PEP过程。例如,在图1至图3所示的实施方式中,再引入流24被引至提纯器102。在可选实施方式中,可对再循环流(例如,再循环流22)增压和/或将其再引入PEP过程而不返回至分离器108。在一个实施方式中,再循环流22可包含基本纯的乙烯;可选地,再循环流22可包含乙烯和丁烷,特别地,异丁烷。在一个实施方式中,气体流可包含氮气、乙烯、乙烷和/或异丁烷。乙烯存在的范围可为按流的总重量计约65%至约99%,可选地,约70%至约90%,可选地,约75%至约85%。乙烷存在的范围可为按流的总重量计约1%至约20%,可选地,约5%至约15%,可选地,约7.5%至约12.5%。异丁烷存在的范围可为按流的总重量计约1%至约20%,可选地,约5%至约15%,可选地,约7.5%至约12.5%。

[0117] 在此处公开的一个或多个实施方式中,燃烧废气流(例如,在方框56)可以一般包含燃烧或焚烧废气流20的一种或多种气态组分。在此处公开的一个或多个实施方式中,燃烧废气流20可以进一步或可选地包括对废气流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。

[0118] 如在此所公开的,废气流20可以包括挥发的溶剂、未反应的气体、二次产物、污染物、烃或其组合。在一个实施方式中,废气流20可以包括氢气、氮气、甲烷、乙烯、乙烷、丙烯、丙烷、丁烷、异丁烷、更重的烃,或其组合。乙烯存在的范围可为按流的总重量计约1%至约40%,可选地,约2.5%至约20%。乙烷存在的范围可为按流的总重量计约5%至约50%,可选地,约30%至约40%。异丁烷存在的范围可为按流的总重量计约1%至约20%,可选地,约1.5%至约5%,可选地,约2%至约3%。氮气存在的范围可为按流的总重量计约10%至约80%,可选地,约35%至约50%,可选地,约40%至约45%。

[0119] 在图1至3所示的实施方式中,燃烧废气流可包括将废气流20引至加工设备114。在此处公开的一个或多个实施方式中,加工设备114可以包括燃烧装置或设备,诸如火焰装置(flare)。合适火焰装置的非限制性例子包括火炬、焚化炉等,或其组合。火焰装置可以合适地包括一个或多个可控制的喷嘴、点火源、旁通阀、泄压阀或其组合。火焰装置可被配置成提供燃烧各种废产物,例如原子气体(如氮气、氧气)、氧化物(例如,一氧化碳、氮或硫的氧化物)、各种不必要的气态产物或其组合的环境。在一个实施方式中,火焰装置可以额外地包括配置用于在燃烧之前、期间和/或之后选择性地去除一种或多种污染物的装置或设备

(例如,使得指定的燃烧产物不释放至大气中)。

[0120] 在此处公开的一个或多个实施方式中,例如,加工设备114可以包括裂化器、催化裂化器、洗涤器、转换器、处理器、脱氢反应器、脱氧器、或其组合。在一个实施方式中,加工设备114可以包括乙烯裂化器。在加工设备114中,来自废气流20的一种或多种气态组分,诸如乙烷,可以被转化成所需的产物,诸如乙烯单体。例如,在加工设备114中形成的所需产物可以再循环至提纯器102、反应器104、反应器106中的一个或多个。

[0121] 在其他可选实施方式中,可以将废气流20用作燃料(例如,用于产生蒸汽或热电联产(co-gen)操作),和/或可以用作热裂解单元的燃料和/或进料以形成乙烯(例如,形成进料流10)。在另一个可选实施方式中,可将来自废气流20的废气从工厂输出至单体工厂。

[0122] 在一个实施方式中,执行一个或多个所公开的系统(例如,PEP系统100、200和/或300)和/或方法(例如PEP方法400、500和/或600)允许回收大部分乙烯单体,其否则会由于这些系统或方法的运行而损失,例如,通过燃烧。在一个实施方式中,一个或多个所公开的系统可允许回收按流的总重量计高达约75%,可选地,高达约85%,可选地,高达约90%,可选地,高达约95%的否则将损失的乙烯单体。在一个实施方式中,一个或多个所公开的系统可允许回收按流的总重量计高达约75%,可选地,高达约85%,可选地,高达约90%,可选地,高达约95%的否则将损失的异丁烷。回收该一部分的未反应乙烯单体可产生显著的经济效益,例如,通过提高乙烯单体的利用效率和降低与获得乙烯单体相关的资本投入。类似地,回收该一部分的异丁烷可产生显著的经济效益,例如,通过降低与获得异丁烷相关的资本投入和/或降低火焰装置排放中的异丁烷。

[0123] 在一个实施方式中,执行一个或多个所公开的系统和/或方法可减少通过再循环流返回至聚合反应器(例如反应器104和/或106)的乙烷的量。通过减少返回至聚合反应器的流中所包含的乙烷的量,可提高聚乙烯生产的整体效率(例如,在环管反应器中通过增加乙烯浓度而未达到泡点)。例如,减少再循环流中的乙烷的量可提高聚合反应器的效率,提高催化剂效率,减少聚合物污垢,减少聚合停歇时间,或其组合。

[0124] 技术人员将知道,工业和商业聚乙烯制造过程可需要一个或多个(通常几个)压缩机或类似设备。压缩机可用于整个聚乙烯制造中,例如,用于在聚合期间对反应器104、106增压。进一步地,技术人员将知道,聚乙烯制造过程包括一个或多个脱氧器和/或类似除氧设备,例如,用于纯化溶剂或反应物和/或吹扫反应器中的氧。由于在商业聚乙烯制造工厂内已存在基础设施和支持——例如用于提供动力和维持压缩机和/或脱氧器,因此对这些可用资源的一部分进行再分配以用于所公开系统可以需要很少的(如果有的话)额外资本支出来并入所公开的系统 and/或方法。

[0125] 进一步地,由于在多种聚乙烯方法和系统中已经利用压缩机、脱氧器和多种其他组件,因此这些设备操作改进的机会可提高聚乙烯生产系统和方法的整体效率。例如,当对PEP方法或系统的一部分进行脱机维护和/或维修时,系统的其他部分(例如,压缩机、脱氧器、反应器等)可根据当前方法继续提供服务。因此,操作和/或再分配资源以用于操作所公开PEP系统和/或方法可提高使用传统系统的效率。

[0126] 附加说明

[0127] 已描述了用于生产聚乙烯的方法和系统。提供以下条款作为进一步的说明:

[0128] 实施方式A.一种从聚乙烯生产系统的聚合产物流回收乙烯的方法,包括:

- [0129] 从所述聚合产物流分离轻气体流,其中所述轻气体流包含乙烷和未反应的乙烯;
- [0130] 使所述轻气体流与吸收溶剂系统接触,其中使所述轻气体流与所述吸收溶剂系统接触在约40°F-约110°F的范围内的温度下发生,其中来自所述轻气体流的未反应的乙烯的至少一部分被所述吸收溶剂系统吸收;以及
- [0131] 从所述吸收溶剂系统回收未反应的乙烯以获得回收的乙烯。
- [0132] 实施方式B.实施方式A所述的方法,其中所述吸收溶剂系统包含氯化铜、苯胺以及N-甲基吡咯烷酮。
- [0133] 实施方式C.实施方式A所述的方法,其中使所述轻气体流与所述吸收溶剂系统接触在约40°F-约60°F的范围内的温度下发生。
- [0134] 实施方式D.实施方式C所述的方法,其中使所述轻气体流与所述吸收溶剂系统接触在约50°F的温度下发生。
- [0135] 实施方式E.实施方式A所述的方法,其中使所述轻气体流与所述吸收溶剂系统接触在约60°F-约90°F的范围内的温度下发生。
- [0136] 实施方式F.实施方式E所述的方法,进一步包括:
- [0137] 将汽提气引入至所述吸收溶剂系统,其中所述汽提气的至少一部分被吸收溶剂系统吸收。
- [0138] 实施方式G.实施方式F所述的方法,其中所述汽提气选自氮气和异丁烷。
- [0139] 实施方式H.实施方式A所述的方法,其中使所述轻气体流与所述吸收溶剂系统接触包括使所述轻气体流鼓泡通过所述吸收溶剂系统中的填充床。
- [0140] 实施方式I.实施方式A所述的方法,其中使所述轻气体流与所述吸收溶剂系统接触包括使所述轻气体流和所述吸收溶剂系统增压至约40psig-约60psig的范围内的压力。
- [0141] 实施方式J.实施方式A所述的方法,其中从所述吸收溶剂系统回收未反应的乙烯包括将具有吸收的未反应的乙烯的所述吸收溶剂系统在约110°F-约200°F的范围内的温度下减压。
- [0142] 实施方式K.实施方式J所述的方法,其中将所述吸收溶剂系统减压在约0psig-约10psig的范围内的压力下发生。
- [0143] 实施方式L.实施方式J所述的方法,其中将具有吸收的未反应的乙烯的所述吸收溶剂系统减压在约140°F-约160°F的范围内的温度下发生。
- [0144] 实施方式M.实施方式J所述的方法,其中将具有吸收的未反应的乙烯的所述吸收溶剂系统减压在约160°F-约200°F的范围内的温度下发生。
- [0145] 实施方式N.实施方式A所述的方法,进一步包括:
- [0146] 在使所述轻气体流与所述吸收溶剂系统接触之前从所述轻气体流移除至少一部分元素氧或含氧化合物。
- [0147] 实施方式O.一种聚乙烯生产方法,包括:
- [0148] 使乙烯和聚合催化剂在聚合反应器中在合适的反应条件下接触以产生聚合产物流;
- [0149] 从所述聚合产物流分离轻气体流,其中所述轻气体流包含未反应的乙烯;
- [0150] 使所述轻气体流与吸收溶剂系统在吸收反应器中在约40°F-约110°F的范围内的温度下接触,其中来自所述轻气体流的所述未反应的乙烯的至少一部分被所述吸收溶剂系

统吸收以产生包含所述吸收溶剂系统和未反应的乙烯的复合物的组合物；

[0151] 从与所述吸收溶剂系统的接触中移除所述轻气体流的未吸收气体；

[0152] 从所述吸收溶剂系统回收未反应的乙烯；以及

[0153] 使所述回收的乙烯与所述聚合催化剂接触。

[0154] 实施方式P.实施方式O所述的方法，进一步包括：

[0155] 在约50°F-约200°F的范围内的温度下将含有包含所述吸收溶剂系统和未反应的乙烯的复合物的所述组合物的流引入至溶剂再生器中；

[0156] 从包含所述吸收溶剂系统和未反应的乙烯的复合物的所述组合物回收未反应的乙烯以产生回收的乙烯和再生的吸收溶剂系统；

[0157] 将包含所述回收的乙烯的流引入至所述聚合反应器中；以及

[0158] 将包含所述再生的吸收溶剂系统的流引入至所述吸收反应器中。

[0159] 实施方式Q.实施方式P所述的方法，其中所述将含有包含所述吸收溶剂系统和未反应的乙烯的复合物的所述组合物的流引入至溶剂再生器中在约0psig-约10psig范围内的压力下发生。

[0160] 实施方式R.实施方式O所述的方法，其中从所述吸收溶剂系统回收未反应的乙烯包括将所述吸收反应器减压至约0psig-约10psig范围内的压力。

[0161] 实施方式S.实施方式O所述的方法，进一步包括：

[0162] 从与所述吸收溶剂系统的接触中移除所述轻气体流的未吸收气体以形成废气流。

[0163] 实施方式T.实施方式O所述的方法，其中所述吸收溶剂系统包含氯化铜、苯胺和N-甲基吡咯烷酮。

[0164] 实施方式U.实施方式O所述的方法，其中所述使所述轻气体流与所述吸收溶剂系统在吸收反应器中接触包括将所述吸收反应器增压至约40psig-约60psig范围内的压力。

[0165] 实施方式V.实施方式O所述的方法，进一步包括：

[0166] 在将所述轻气体流引入至所述吸收反应器之前从所述轻气体流移除至少一部分元素氧或含氧化合物。

[0167] 实施方式W.一种聚乙烯生产系统，包括：

[0168] 包含乙烯的进料流，其中所述进料流的特征在于引入至聚合反应器中；

[0169] 聚合产物流，其中所述聚合产物流的特征在于从所述聚合反应器排出并且引入至分离器中；

[0170] 包含未反应的乙烯的轻气体流，其中所述轻气体流的特征在于从所述分离器排出，所述轻气体流已经从所述聚合产物流分离，其中所述轻气体流的特征在于引入至吸收溶剂系统中，其中所述吸收溶剂系统具有约40°F-约110°F范围内的温度；

[0171] 吸收剂-乙烯接合体，其中所述吸收剂-乙烯接合体的特征在于通过由所述吸收溶剂系统吸收所述未反应的乙烯的至少一部分而在所述吸收溶剂系统内形成；和

[0172] 包含乙烷的废气流，其中所述废气流的特征在于从所述吸收反应器排出，其中所述废气流包含未被所述吸收溶剂系统吸收的所述轻气体流的组分；和

[0173] 回收的未反应的乙烯流，其中所述回收的未反应的乙烯流的特征在于从所述吸收反应器排出并且再引入至所述聚合反应器中。

[0174] 实施方式X.实施方式W所述的系统，其中从所述吸收剂-乙烯接合体回收所述回收

的未反应的乙烯经由从所述吸收反应器的压力至约0psig-约10psig范围内的压力的减压发生。

[0175] 实施方式Y.实施方式W所述的系统,其中从所述吸收剂-乙烯接合体回收所述回收的未反应的乙烯在约110°F-约200°F范围内的温度下发生。

[0176] 实施方式Z.实施方式W所述的系统,其中所述吸收溶剂系统包含氯化铜、苯胺和N-甲基吡咯烷酮。

[0177] 实施方式AA.一种聚乙烯生产系统,包括:

[0178] 聚合反应器,其中所述聚合反应器被配置成接收包含乙烯的进料流,并且其中所述聚合反应器被配置成排出聚合产物流;

[0179] 分离器,其中所述分离器被配置成接收所述聚合产物流并且排出包含未反应的乙烯的轻气体流,其中所述轻气体流已经从所述聚合产物流分离;和

[0180] 包含吸收溶剂系统的吸收反应器,其中所述吸收反应器被配置成接收所述轻气体流,以在约40°F-约110°F的范围内的温度下利用所述吸收溶剂系统吸收所述未反应的乙烯的至少一部分,并且排出包含未被所述吸收溶剂系统吸收的所述轻气体流的组分的废气流,并且其中所述吸收反应器被进一步配置成排出回收的未反应的乙烯流,并且其中所述聚合反应器被进一步配置成接收所述回收的未反应的乙烯流。

[0181] 实施方式AB.实施方式AA所述的系统,其中所述回收的未反应的乙烯经由从所述吸收反应器的压力至约0psig-约10psig范围内的压力的减压从所述吸收溶剂系统回收。

[0182] 实施方式AC.实施方式AA所述的系统,其中所述回收的未反应的乙烯经由从吸收温度至约110°F-约200°F范围内的温度的升温从所述吸收溶剂系统回收。

[0183] 实施方式AD.实施方式AA所述的系统,其中所述吸收反应器包括两个或更多填充床反应器,其中所述回收的未反应的乙烯经由所述两个或更多填充床反应器中的一个的减压同时另一个填充床反应器在约40psig-约60psig范围内的压力下运转而从所述吸收溶剂系统回收。

[0184] 实施方式AE.实施方式AA所述的系统,其中所述吸收溶剂系统包含氯化铜、苯胺和N-甲基吡咯烷酮。

[0185] 实施方式AF.实施方式AA所述的系统,进一步包括第二吸收反应器,其中所述吸收反应器被配置成通过变压吸附吸收液体溶剂中的乙烯。

[0186] 实施方式AG.一种聚乙烯生产系统,包括:

[0187] 聚合反应器,其中所述聚合反应器被配置成接收包含乙烯的进料流,并且其中所述聚合反应器被配置成排出聚合产物流;

[0188] 分离器,其中所述分离器被配置成接收所述聚合产物流并且排出包含未反应的乙烯的轻气体流,其中所述轻气体流已经从所述聚合产物流分离;

[0189] 包含吸收溶剂系统的吸收反应器,其中所述吸收反应器被配置成接收所述轻气体流,以在约40°F-约110°F的范围内的温度下利用所述吸收溶剂系统吸收所述未反应的乙烯的至少一部分,并且排出包含未被所述吸收溶剂系统吸收的所述轻气体流的组分的废气流,其中所述吸收反应器被进一步配置成排出包含在吸收剂溶剂系统中吸收的乙烯的复合流;和

[0190] 溶剂再生器,所述溶剂再生器再生所述吸收溶剂系统,并且排出回收的未反应的

乙烯流,其中所述聚合反应器被进一步配置成接收所述回收的未反应的乙烯流。

[0191] 实施方式AH.实施方式AG所述的系统,其中所述溶剂再生器被配置成在约0psig-约10psig范围内的压力下运转。

[0192] 实施方式AI.实施方式AG所述的系统,其中所述溶剂再生器被配置成在约110°F-约200°F的范围内的温度下运转。

[0193] 实施例

[0194] 已对本公开进行了一般描述,下面实施例被给出作为本公开的具体实施方式并用于说明其实践和优势。应理解,这些实施例仅通过示例给出且并不旨在以任何方式限制本说明书或权利要求。

[0195] 利用计算机化的商业方法模拟器从根据本文公开的系统和/或方法的模型生成输出。所用的模型在图9图示,其显示了系统900的实施方式,如在此所公开的,并且应当用来描述下面的实施例。在图9中所示的实施方式中,从聚乙烯反应器的聚合产物流分离的轻气体流18进料至吸收反应器116。总摩尔和质量流量以及轻气体流18的组分摩尔和质量流量显示在下面的表1中:

[0196] 表1

[0197]

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
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

[0198] 进入吸收反应器116的未反应的乙烯被吸收在吸收反应器116内的吸收溶剂系统中。吸收的未反应的乙烯作为复合流28流到第一再生器120。在流28中,吸收的乙烯在进入第一再生器120之前被热交换器REG1HEAT加热。乙烯来自第一再生器120中的吸收溶剂系统的溶剂中解吸并且通过流29流入至第二再生器122。流29可以在进入第二再生器122之前用热交换器REG2COOL冷却。乙烯回收在流20中。流32和34中的吸收溶剂在热交换器FEEDCOOL中合并以在流30中再循环至吸收反应器116。

[0199] 表2示出使用图9的系统900回收乙烯的实施例1-44的工作条件。对于表2中所示的实施例,吸收溶剂系统包含氯化铜、苯胺和NMP体系,如本文所公开的,并且纯化产物的组成

基于90%乙烯回收率。图9中回收的纯化产物的组成包括乙烯、乙烷、氮气、氢气和异丁烷。纯化产物中这些组分中的每一种的重量%显示在表2中。在表中显示的纯化产物组成是图9中流20的组成。来自表2的选择实施例在下面详细讨论。

[0200] 实施例3

[0201] 在表2的实施例3中,图9中的吸收反应器116在15°F的温度下运转,贫溶剂温度为14°F且压力为40psig。第一再生器120在150°F的温度和0psig的压力下运转。第二再生器122在50°F的温度和0psig的压力下运转。在这些条件下,系统900回收90%的乙烯并且溶剂循环流率为344,776lb/hr并且纯化产物中的乙烯量为64.5%。

[0202] 实施例4

[0203] 在表2的实施例4中,工作条件与实施例3相同,不同之处在于第一再生器120在200°F的温度和0psig的压力下运转。在这些条件下,系统900回收90%的乙烯,溶剂循环流率为143,736lb/hr,且纯化产物含有77.5%乙烯。

[0204] 实施例7

[0205] 在表2的实施例7中,图9中的吸收反应器116在53°F的温度下运转,贫溶剂温度为50°F。吸收反应器116也在40psig的压力下运转。第一再生器120在150°F的温度和0psig的压力下运转。第二再生器122在50°F的温度和0psig的压力下运转。在这些条件下,系统900回收90%的乙烯,溶剂循环流率为53,920lb/hr。实施例7的纯化产物组成显示在表2中。

[0206] 当将实施例7与实施例3和4比较时,实施例7中的溶剂循环流率53,920lb/hr小于实施例3和4的流率143,736lb/hr和344,776lb/hr。因此,实施例7示出了对于53°F的吸收温度,吸收氯化铜、苯胺、NMP吸收溶剂系统中的乙烯所需的溶剂循环流率大大小于15°F的吸收温度时所需的溶剂循环流率,因为对于低于约50°F的温度,吸收溶剂系统中的乙烯溶解度出人意料地下降。

[0207] 实施例8

[0208] 在表2的实施例8中,图9中的吸收反应器116在55°F的温度下运转,贫溶剂温度为50°F。吸收反应器116也在40psig的压力下运转。第一再生器120在200°F的温度和0psig的压力下运转。第二再生器122在50°F的温度和0psig的压力下运转。在这些条件下,系统900回收90%的乙烯,溶剂循环流率为47,785lb/hr。实施例8的纯化产物组成显示在表2中。

[0209] 实施例8证实了实施例7中所示的结果,即当吸收反应器116在55°F的温度下而不是低于50°F的温度下运转时需要较小的溶剂循环流率。实施例2另外示出了将再生器120的温度从150°F改变至200°F不显著影响溶剂循环流率。

[0210] 实施例19

[0211] 在表2的实施例19中,图9中的吸收反应器116在53°F的温度下运转,贫溶剂温度为50°F。吸收反应器116也在40psig的压力下运转。第一再生器120在200°F的温度和10psig的压力下运转。第二再生器122在50°F的温度和10psig的压力下运转。在这些条件下,系统900回收90%的乙烯,溶剂循环流率为59,272lb/hr。纯化产物组成显示在表2中。

[0212] 实施例19证实了当与实施例3和4比较时在实施例7和8中所讨论的较低的溶剂循环速率。实施例19还示出了将第一和第二再生器120和122的压力在0psig和10psig之间变化不显著改变结果。再生器120和122在0psig的运转可以提供较小的溶剂循环速率以及提高的产物纯度,并且再生器120和122在10psig的运转可以提供较安全的设计,因为再生器

120和122中的正压减小了空气和水经由系统和工艺中的泄露点渗透的机会,空气和水可能与吸收溶剂系统中的氯化铜反应并抑制性能。

[0213] 实施例28

[0214] 在表2的实施例28中,图9中的吸收反应器116在52°F的温度下运转,贫溶剂温度为50°F。吸收反应器116也在60psig的压力下运转。第一再生器120在100°F的温度和0psig的压力下运转。第二再生器122在50°F的温度和0psig的压力下运转。在这些条件下,系统900回收90%的乙烯,溶剂循环流率为58,613lb/hr。纯化产物组成显示在表2中。

[0215] 在实施例28中的条件下,溶剂循环流率小于实施例3和4的溶剂循环流率,并且纯化产物中的乙烯量显著更高。

[0216] 实施例29

[0217] 在表2的实施例29中,图9中的吸收反应器116在55°F的温度下运转,贫溶剂温度为50°F。吸收反应器116也在60psig的压力下运转。第一再生器120在150°F的温度和0psig的压力下运转。第二再生器122在50°F的温度和0psig的压力下运转。在这些条件下,系统900回收90%的乙烯,溶剂循环流率为51,106lb/hr。纯化产物组成显示在表2中。

[0218] 在实施例29中的条件下,溶剂循环流率小于实施例3和4的溶剂循环流率,并且纯化产物中的乙烯量显著更高。

[0219] 实施例30

[0220] 在表2的实施例30中,图9中的吸收反应器116在56°F的温度下运转,贫溶剂温度为50°F。吸收反应器116也在60psig的压力下运转。第一再生器120在200°F的温度和0psig的压力下运转。第二再生器122在50°F的温度和0psig的压力下运转。在这些条件下,系统900回收90%的乙烯,溶剂循环流率为46,744lb/hr 1b/hr。纯化产物组成显示在表2中。

[0221] 在实施例30中的条件下,溶剂循环流率小于实施例3和4的溶剂循环流率,并且纯化产物中的乙烯量显著更高。

[0222] 实施例33

[0223] 在表2的实施例33中,图9中的吸收反应器116在102°F的温度下运转,贫溶剂温度为100°F。吸收反应器116也在60psig的压力下运转。第一再生器120在200°F的温度和0psig的压力下运转。第二再生器122在50°F的温度和0psig的压力下运转。在这些条件下,系统900回收90%的乙烯,溶剂循环流率为63,435lb/hr 1b/hr。实施例33的纯化产物组成显示在表2中。

[0224] 在实施例33中的条件下,溶剂循环流率小于实施例3和4的溶剂循环流率,并且纯化产物中的乙烯量显著更高。此外,实施例33显示吸收反应器116在高于图7中所示的最大溶解度的温度的温度,例如在实施例33中所示的102°F下运转,可以仍然证明是经济上可行的,因为,例如,与实施例3和4的条件相比,溶剂循环流率保持低水平。

[0225] 实施例40

[0226] 在表2的实施例40中,图9中的吸收反应器116在52°F的温度下运转,贫溶剂温度为50°F。吸收反应器116也在60psig的压力下运转。第一再生器120在150°F的温度和10psig的压力下运转。第二再生器122在50°F的温度和10psig的压力下运转。在这些条件下,系统900回收90%的乙烯,溶剂循环流率为57,441lb/hr。实施例40的纯化产物组成显示在表2中。

[0227] 在实施例40中的条件下,溶剂循环流率小于实施例3和4的溶剂循环流率,并且纯

化产物中的乙烯量显著更高。

[0228] 实施例41

[0229] 在表2的实施例41中,图9中的吸收反应器116在55°F的温度下运转,贫溶剂温度为50°F。吸收反应器116还在60psig的压力下运转。第一再生器120在200°F的温度和10psig的压力下运转。第二再生器122在50°F的温度和10psig的压力下运转。在这些条件下,系统900回收90%的乙烯,溶剂循环流率为51,482lb/hr。纯化产物组成显示在表2中。

[0230] 在实施例41中的条件下,溶剂循环流率小于实施例3和4的溶剂循环流率,并且纯化产物中的乙烯量显著更高。

[0231] 实施例模拟

[0232] 利用计算机化的商业方法模拟器从根据本文公开的系统和/或方法的模型生成输出。采用的模型图示在图10,其中气态流,标为VAP FEED(例如,本文所公开的轻气体流)加料至吸收反应器ASORB1。通过商业方法模拟器生成的输出是表3中所示的物质平衡和热平衡。列在表3中的标明各种流的名称对应于图10中所示的流。在图10中,ASORB1是吸收反应器,其显示为在90°F工作的四级吸收器。

[0234]

[illegible]

多个实施方式的特征的结合、整合和/或省去产生的可选实施方式也在本公开的范围内。在清楚地陈述数值范围或限值的情况,这种表达范围或限值应当理解为包括落在该清楚陈述的范围或限值内的相同程度的迭代范围或限值(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,当任何时候公开具有下限 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。具体而言,具体公开了落在下列范围内的数值: $R = R_l + k * (R_u - R_l)$,其中 k 是1%至100%以1%递增的变量,即, k 是1%、2%、3%、4%、5%、.....50%、51%、52%、.....95%、96%、97%、98%、99%或100%。而且,也具体公开了由上述限定两个 R 数值限定的任何数值范围。就权利要求任何要素而言,术语“任选地”的使用旨在表示所述要素是必要的,或可选地不是必要的,两种选择都在权利要求的范围内。更宽术语比如包括、包含、具有等的使用应当理解为给更窄术语比如由.....组成、基本由.....组成、基本由.....构成等提供支持。因此,保护范围不限于上面阐释的描述,而是仅仅由权利要求限制,该范围包括权利要求主题的所有等价物。将每个和所有的权利要求作为进一步的公开并入说明书并且权利要求是本发明的实施方式。本公开中文献的讨论不是承认其是现有技术,尤其是具有在本申请优先权日之后的公开日的任何文献。本文引用的所有专利、专利申请和出版物的公开内容通过引用并入本文,程度是它们对本公开内容提供示例性、程序性或其他细节补充。

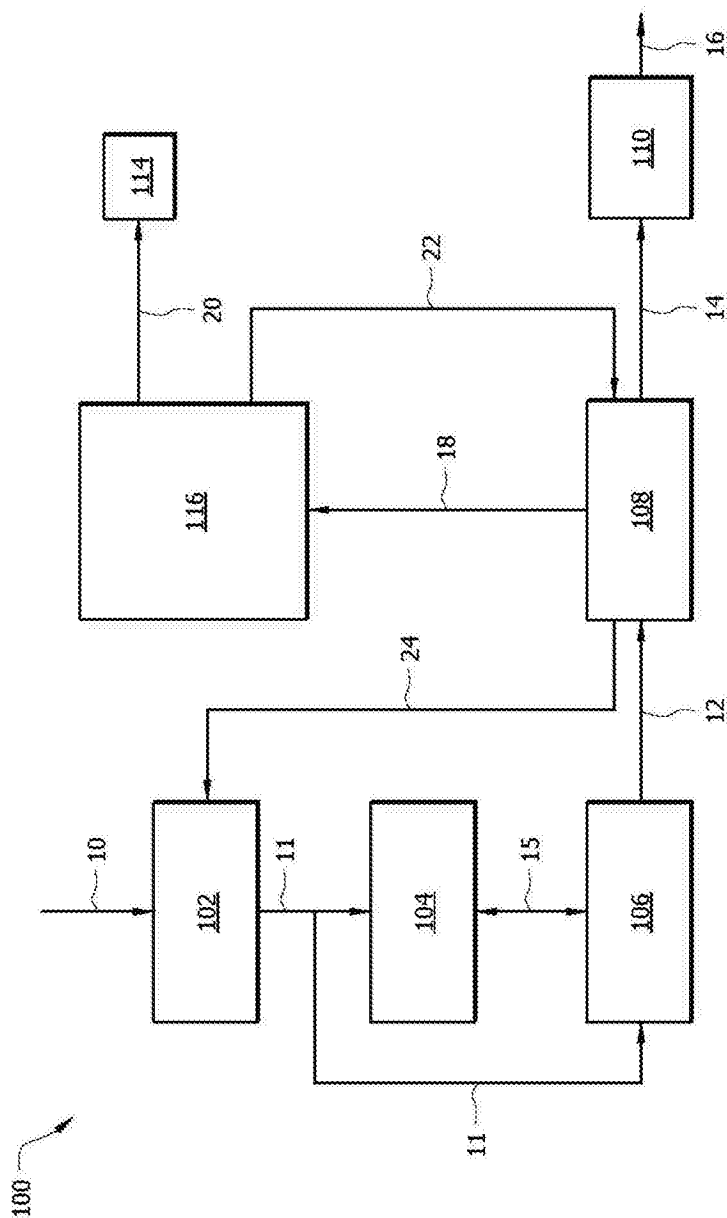


图1

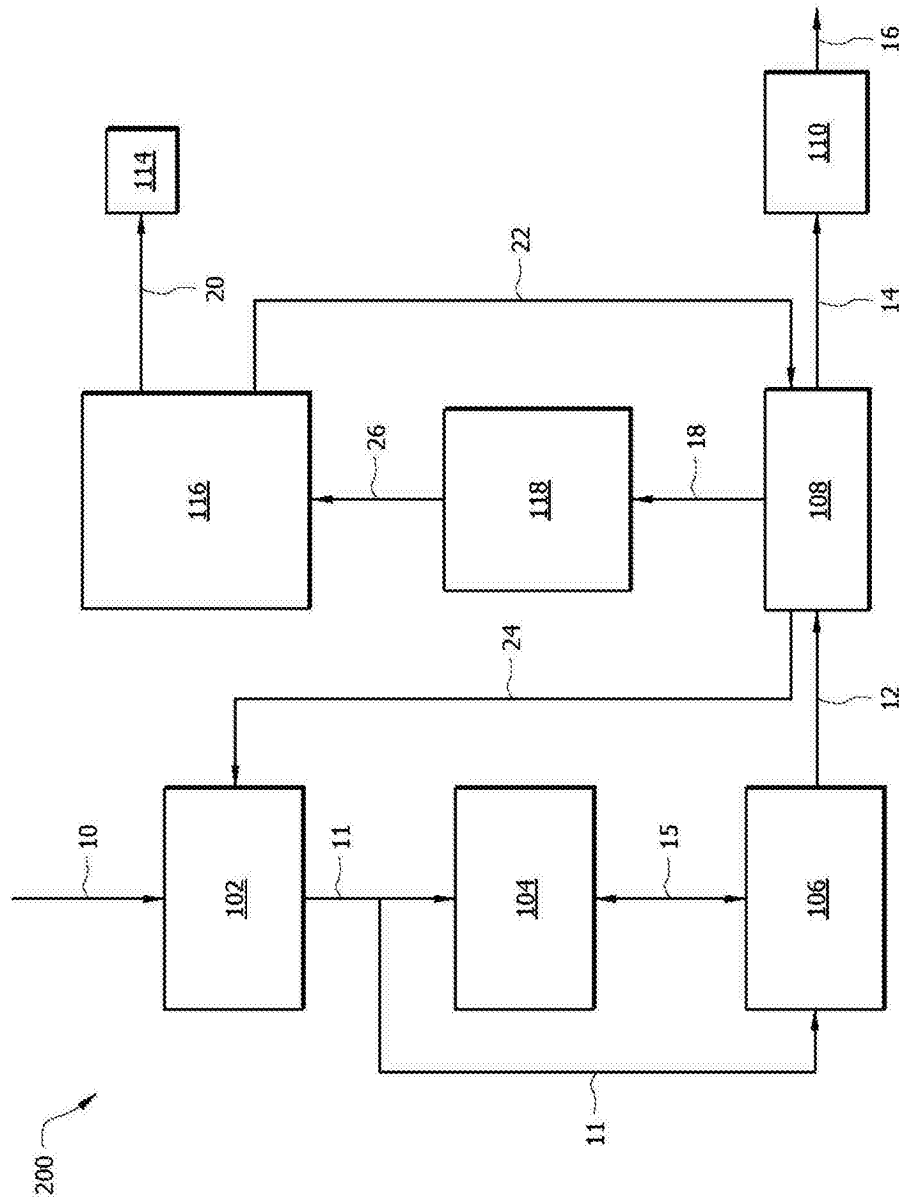


图2

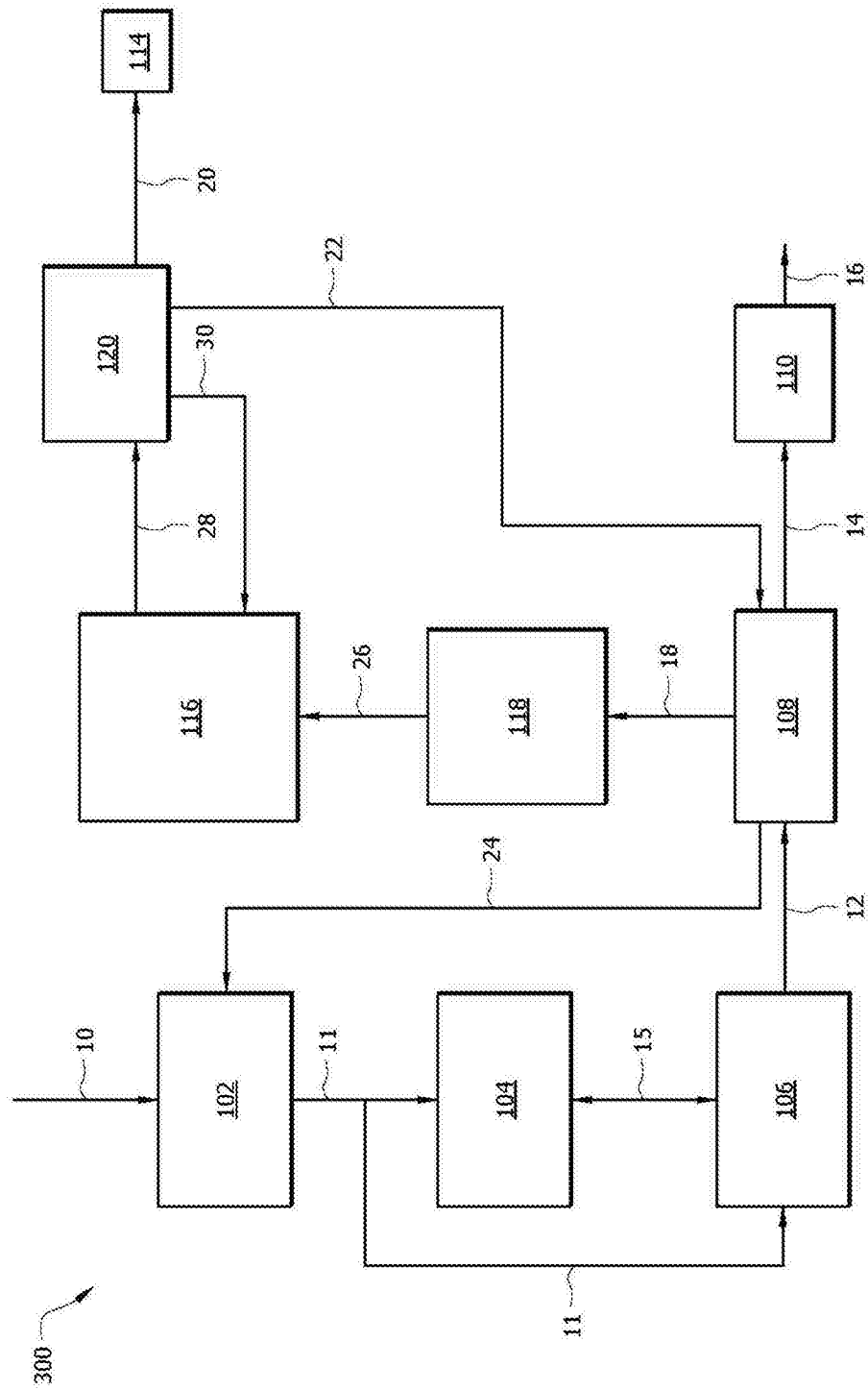


图3

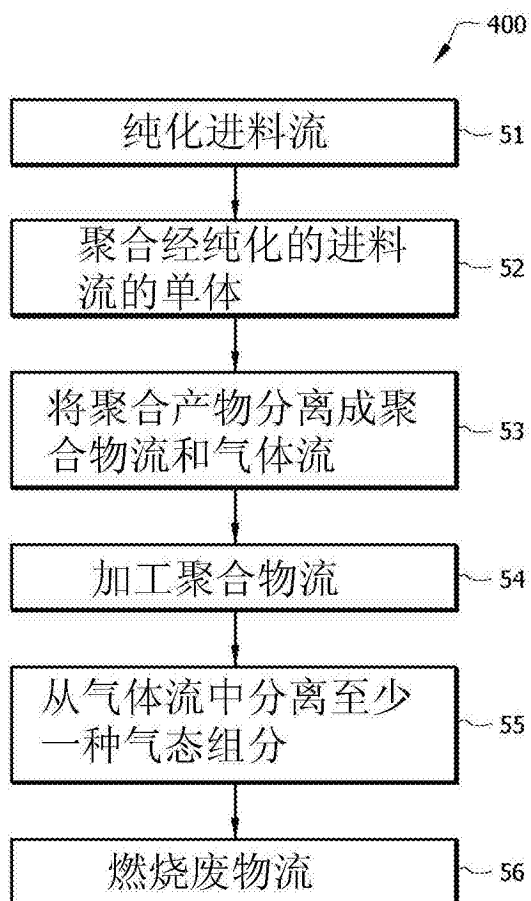


图4

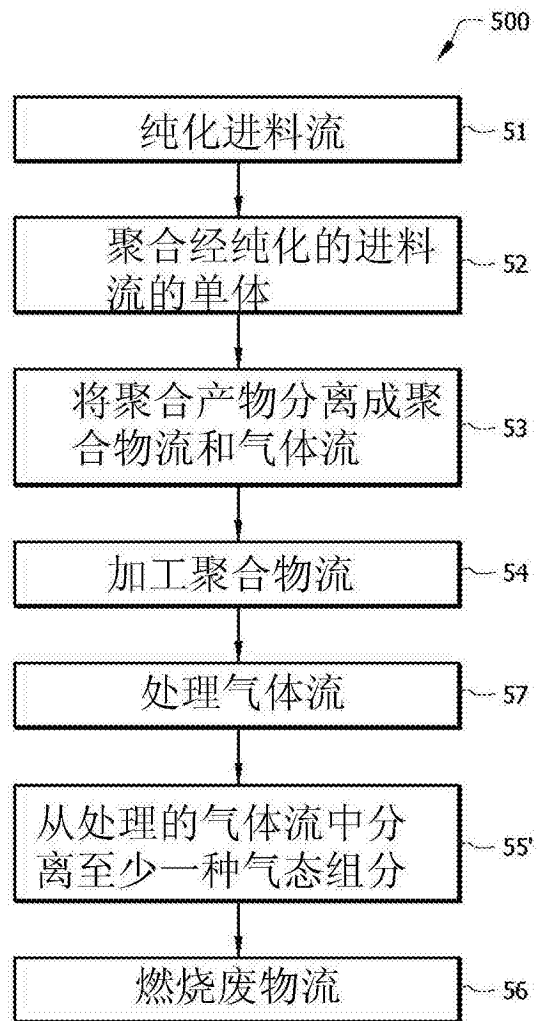


图5

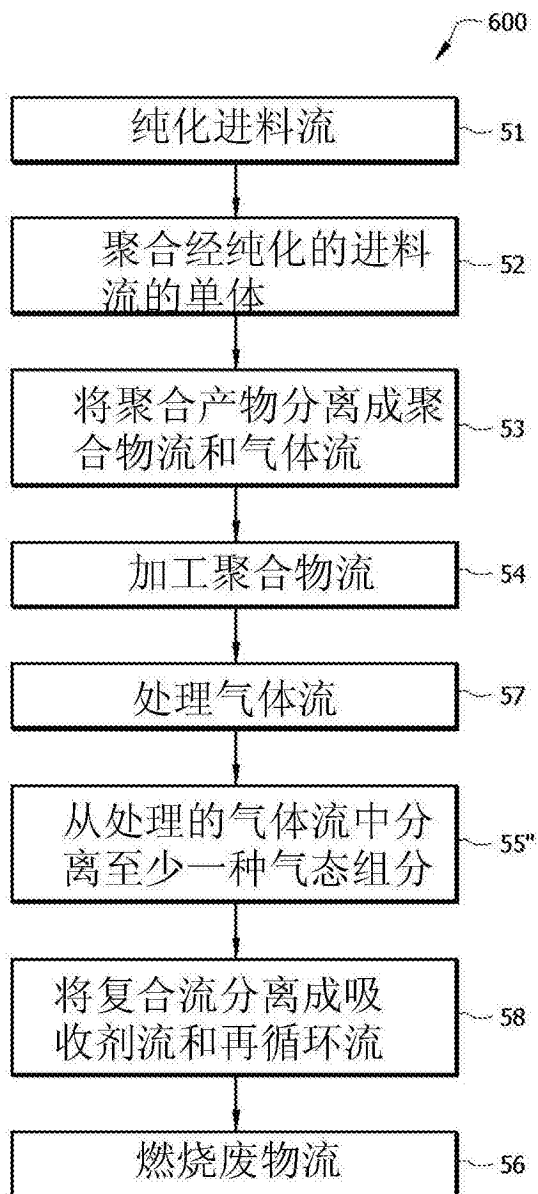


图6

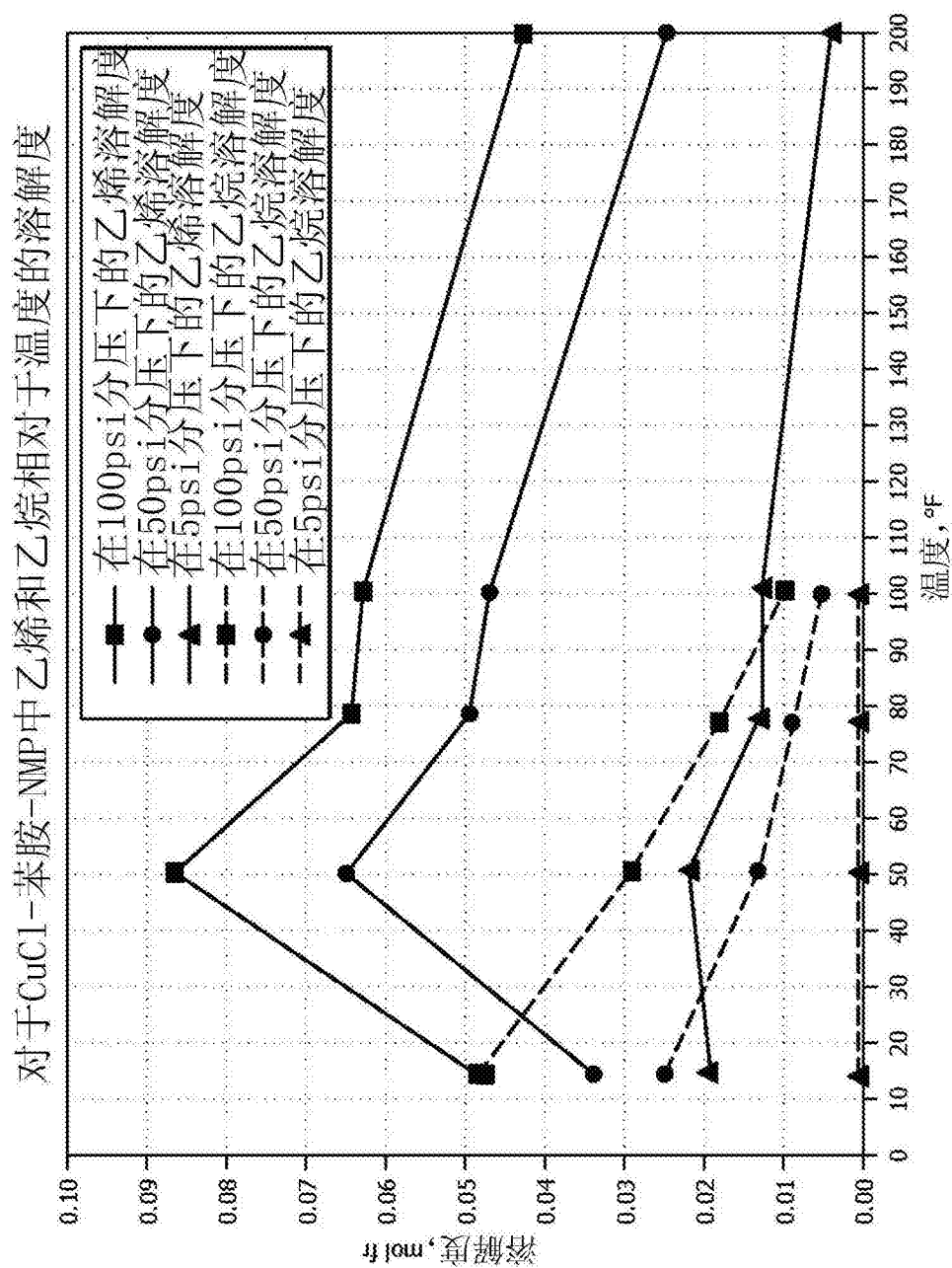


图7

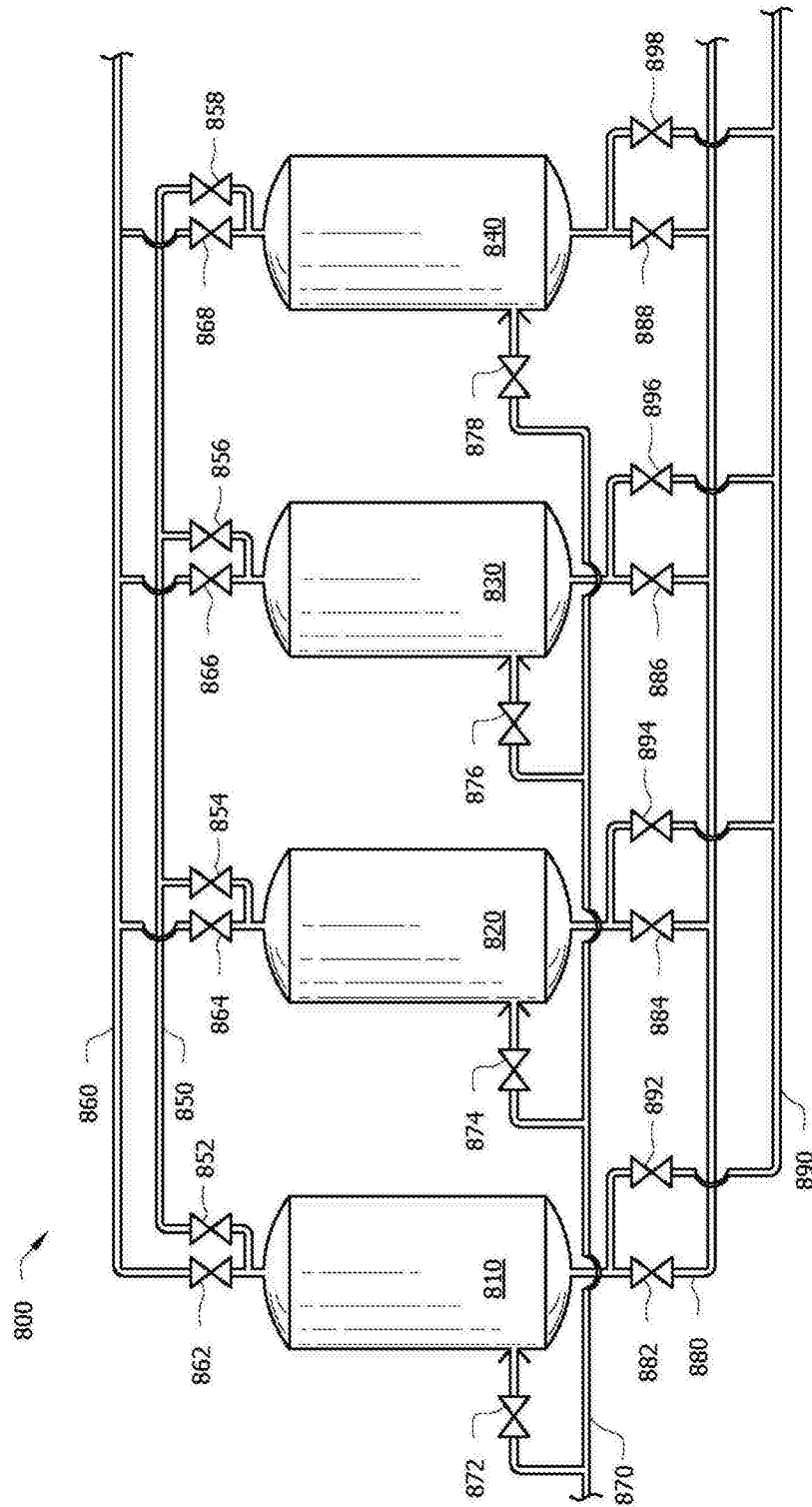


图8

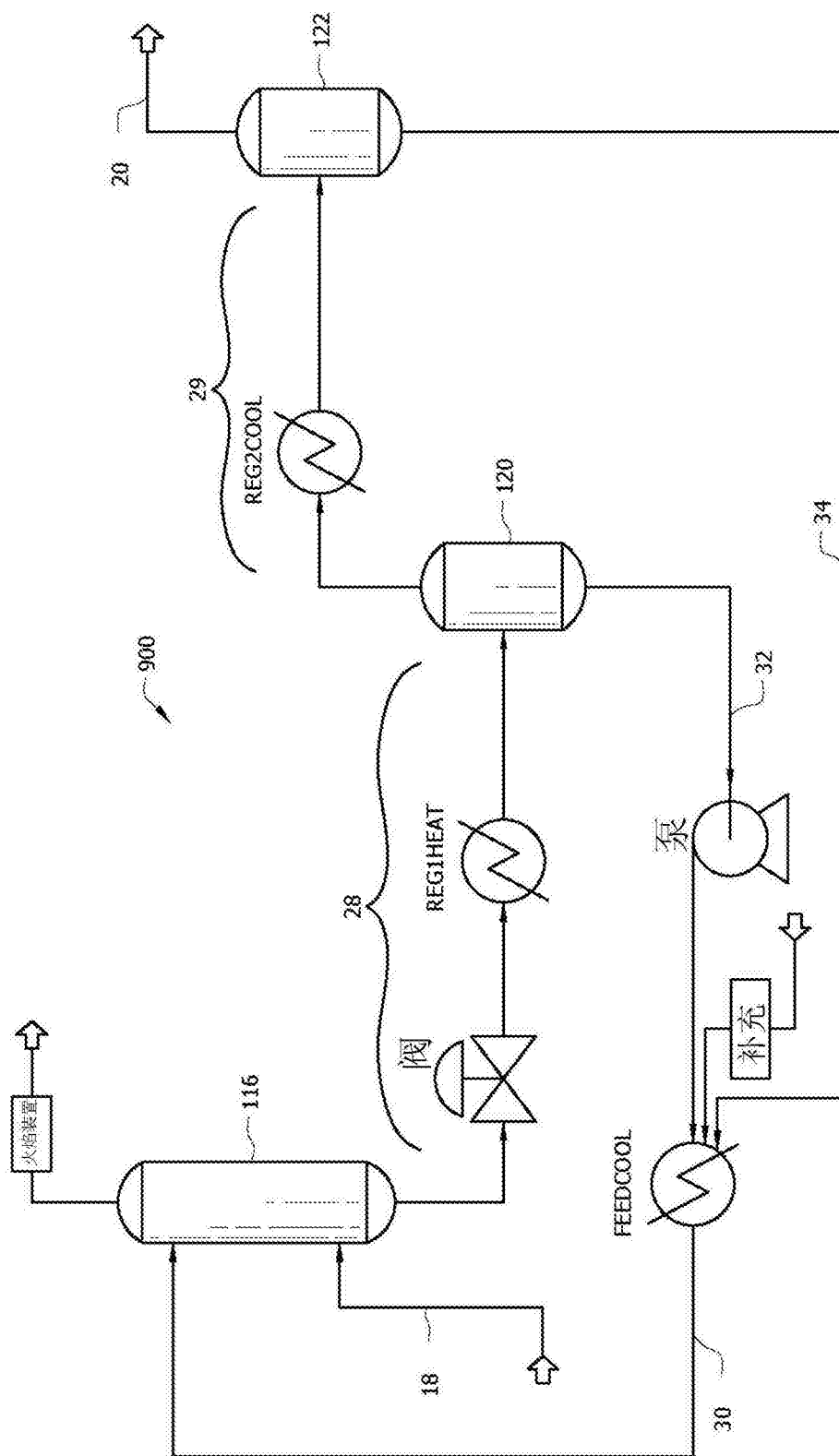


图9

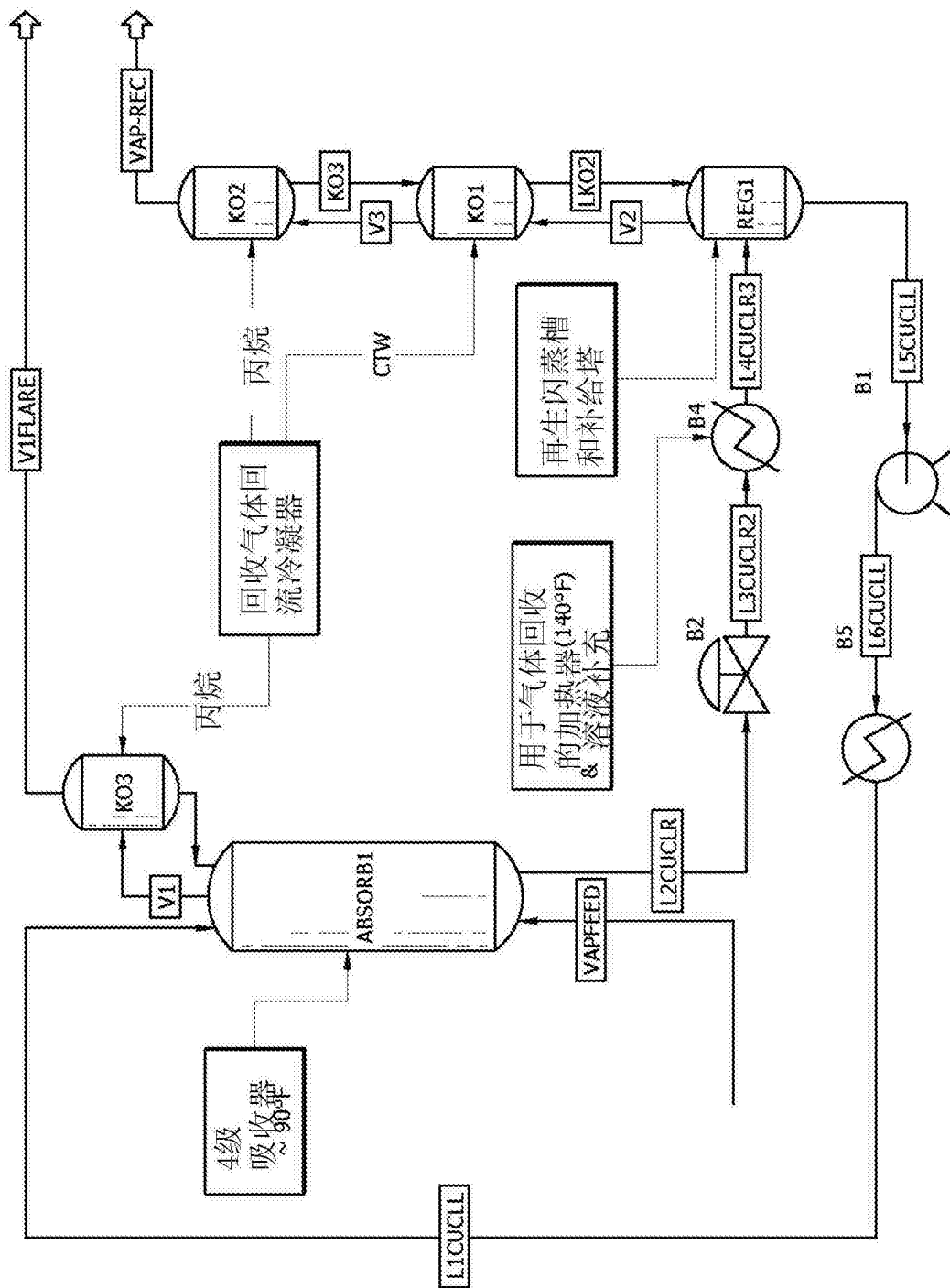


图10