



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 107828443 A

(43)申请公布日 2018.03.23

(21)申请号 201710841557.1

(22)申请日 2017.09.18

(30)优先权数据

62/395,707 2016.09.16 US

(71)申请人 鲁姆斯科技公司

地址 美国新泽西州

(72)发明人 陈亮 P·洛佐斯 R·R·马里

B·托姆斯拉 J·A·胡德

H·辛格 M·多尔西

J·布雷肯里奇

(74)专利代理机构 上海专利商标事务所有限公

司 31100

代理人 陆嘉

(51)Int.Cl.

C10G 11/18(2006.01)

C10G 55/06(2006.01)

C07C 4/06(2006.01)

C07C 11/04(2006.01)

C07C 11/06(2006.01)

C07C 15/04(2006.01)

C07C 15/06(2006.01)

C07C 15/08(2006.01)

C07C 2/86(2006.01)

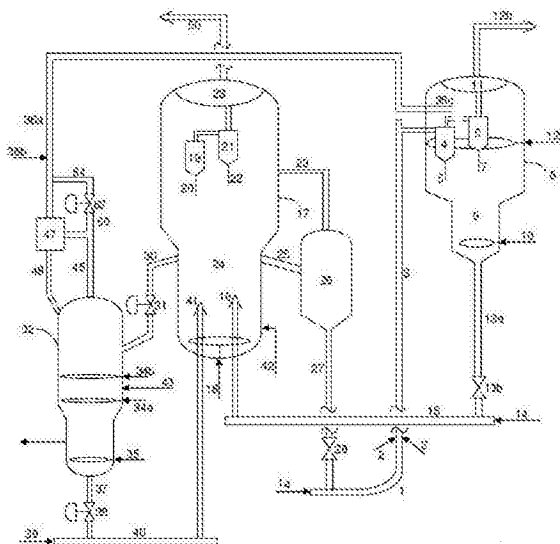
权利要求书5页 说明书23页 附图12页

(54)发明名称

用于使轻烯烃产率最大化及其他应用的流
化催化裂化方法和装置

(57)摘要

本文的装置和方法提供将烃进料转化成轻
质烯烃和其它烃。在一些实施方式中,所述方法
和装置包括将烃、第一催化剂和第二催化剂进料
到反应器中,其中第一催化剂具有较小的平均粒
径并且比第二催化剂更不致密。第二催化剂的第
一部分可以作为来自反应器的塔底产物回收,并
且裂化烃流出物、第二催化剂的第二部分和第一
催化剂可以作为来自反应器的塔顶产物回收。第
二催化剂的第二部分可以与塔顶产物分离,提供
包含第一催化剂和烃流出物的第一物流和包含
分离的第二催化剂的第二物流,允许将第二物流
中的分离的第二催化剂返回到反应器。



1. 一种烃的转化方法,包括:

将第一颗粒和第二颗粒进料到反应器,其中,所述第一颗粒具有比所述第二颗粒更小的平均粒径和/或密度,并且其中所述第一颗粒和第二颗粒可以独立地是催化或非催化颗粒;

将烃原料进料到所述反应器中;

从所述反应器回收包含转化的烃流出物、所述第二颗粒和所述第一颗粒的塔顶产物;

将所述第二颗粒与所述塔顶产物分离以提供包含所述第一颗粒和所述转化的烃流出物的第一物流和包含所分离的第二颗粒的第二物流;

将所述第二物流中的所分离的第二颗粒返回到所述反应器。

2. 根据权利要求1所述的方法,还包括从所述反应器回收包含所述第二颗粒的塔底产物。

3. 根据权利要求1所述的方法,还包括:

将第二烃原料以及第一颗粒和第二颗粒的混合物进料到第二反应器;

使所述第一和第二颗粒的混合物与所述第二烃原料接触以裂化所述第二烃原料并形成包含较轻的烃和所述第一和第二颗粒的混合物的第二反应器流出物;

将所述第一物流和所述第二反应器流出物进料到分离器以将第一和第二颗粒与所述较轻的烃和所述转化的烃流出物分离;以及

从所述分离器回收烃产物。

4. 根据权利要求3所述的方法,其中,所述第二反应器是提升管反应器。

5. 根据权利要求3所述的方法,还包括:

从所述反应器中的所述第二颗粒中汽提额外的烃,并将经汽提的颗粒进料到再生器;以及

将从所述分离器回收的所分离的第一和第二颗粒进料到所述再生器。

6. 根据权利要求5所述的方法,还包括在所述再生器中再生所述第一和第二颗粒。

7. 根据权利要求6所述的方法,其中,进料到所述反应器的所述第一和第二颗粒包括来自所述再生器的再生的第一和第二颗粒。

8. 根据权利要求7所述的方法,还包括:

将新鲜的第二颗粒进料到所述反应器;

将新鲜的第一颗粒进料到所述再生器。

9. 根据权利要求6所述的方法,还包括将第一颗粒和第二颗粒的混合物从所述再生器进料到所述第二反应器,作为供给到所述第二反应器的所述第一和第二颗粒的混合物。

10. 根据权利要求1所述的方法,其中,所述第二颗粒包括ZSM-5或ZSM-11,并且其中,所述第一颗粒包括Y型裂化催化剂或FCC裂化催化剂。

11. 根据权利要求5所述的方法,还包括:

用于将所述烃产物分离成包括石脑油馏分的两个或更多个烃馏分的分离系统;以及

将所述石脑油馏分作为烃原料进料至所述反应器。

12. 根据权利要求1所述的方法,其中,将所述第二颗粒与所述塔顶产物分离以提供包含所述第一颗粒和所述烃流出物的第一物流和包含所述分离的第二颗粒的第二物流包括:使用颗粒分离系统将所述第二催化剂和所述第一催化剂分离。

13. 根据权利要求12所述的方法, 其中, 所述颗粒分离系统被配置为使用离心力、惯性力和/或重力来分离所述第一颗粒和所述第二颗粒。

14. 根据权利要求12所述的方法, 还包括以足以携带所述第一物流中的一部分所述第二催化剂的表观气体速度来操作所述分离系统。

15. 根据权利要求14所述的方法, 其中, 所述反应器和颗粒分离系统以足以携带所述第一物流中的一部分第二催化剂的表观气体速度来操作, 以保持所述反应器中的催化剂库存平衡的。

16. 一种用于裂化烃的系统, 包括:

第一反应器, 用于使包含第一颗粒和第二颗粒的混合物与烃原料接触, 以将至少一部分所述烃原料转化为较轻的烃;

塔顶产物管线, 用于从所述第一反应器回收包含第一颗粒、第二颗粒的第一部分和烃的第一物流;

塔底产物管线, 用于从所述第一反应器回收包含第二颗粒的第二部分的第二物流;

颗粒分离器, 用于从所述第一物流分离第二颗粒, 产生包含烃和所述第一颗粒的烃流出物;

进料管线, 用于将来自所述颗粒分离器的经分离的第二颗粒返回到所述第一反应器;

提升管反应器, 用于使第一颗粒和第二颗粒的混合物与第二烃原料接触, 以将至少一部分所述第二烃原料转化为较轻的烃, 并回收包含所述较轻的烃和所述第一和第二颗粒的混合物的提升管反应器流出物;

分离系统, 用于将所述第二颗粒与所述烃流出物分离以及将第一和第二颗粒的混合物与所述提升管反应器流出物分离; 以及

再生器, 用于再生从所述第二分离器回收的第一和第二颗粒以及从所述塔底产物管线回收的所述第二颗粒的第二部分。

17. 根据权利要求16所述的系统, 还包括:

所述分离系统和所述再生器中间的汽提塔, 用于从所分离的颗粒中汽提额外的烃, 并将经汽提的颗粒进料到所述再生器。

18. 根据权利要求16所述的系统, 还包括第二分离系统, 用于将从所述第二分离器回收的烃产物流分离成包含石脑油馏分的两个或更多个烃馏分。

19. 根据权利要求18所述的系统, 还包括用于将所述石脑油馏分作为所述烃原料进料到所述反应器的进料管线。

20. 根据权利要求16所述的系统, 还包括:

用于将新鲜的第二催化剂进料到所述反应器的第一进料管线;

用于将新鲜的第一催化剂进料到所述再生器的第二进料管线。

21. 一种转化烃的方法, 包括:

将第一催化剂进料到反应器;

将第二催化剂进料到所述反应器, 其中所述第一催化剂具有比所述第二催化剂更小的平均粒径和/或密度;

将烃原料进料到所述反应器;

回收来自所述反应器的塔顶流出物, 所述流出物包括裂化的烃、所述第一催化剂和所

述第二催化剂；

将所述第二催化剂与所述塔顶产物分离以提供包含所述第一催化剂和烃流出物的第一物流和包含所分离的第二催化剂的第二物流；

将所述第二物流中的所分离的第二催化剂返回到所述反应器。

22. 根据权利要求21所述的方法，其中，将所述第二催化剂与所述塔顶流出物分离以提供包含所述第一催化剂和所述烃流出物的第一物流和包含所述分离的第二催化剂的第二物流包括：使用颗粒分离系统分离所述第二催化剂和所述第一催化剂。

23. 根据权利要求22所述的方法，还包括以足以携带所述第一物流中的一部分所述第二催化剂的表观气体速度来操作所述颗粒分离系统。

24. 根据权利要求23所述的方法，其中，所述反应器和颗粒分离系统以足以携带所述第一物流中的一部分第二催化剂的表观气体速度来操作，以保持所述反应器中的催化剂库存平衡。

25. 一种用于基于尺寸和/或密度分离催化剂或其它颗粒的颗粒分离器，包括：

用于提供包含载气、第一颗粒类型和第二颗粒类型的混合物的入口，每种颗粒类型具有粒径分布、平均粒径和平均密度，所述第二颗粒类型具有比所述第一颗粒类型更大的平均粒径和/或平均密度；

用于接收所述混合物的腔室，其中，所述腔室被配置为将所述第二颗粒类型的至少一部分与所述载气和所述第一颗粒类型分离；

用于回收所述第二颗粒类型的第一出口；

用于回收所述载气和所述第一颗粒类型的第二出口；和

布置在所述第一出口内或附近的分布器，用于引入流化气体，促进所述第一颗粒类型与所述第二颗粒类型的额外分离。

26. 根据权利要求25所述的分离器，其中，所述腔室或其一部分的横截面面积是可调节的。

27. 根据权利要求25所述的分离器，还包括设置在所述腔室的一个或多个部分内的可移动挡板。

28. 一种转化烃的方法，包括：

在再生器中再生含有第一催化剂和第二颗粒的催化剂混合物，其中，所述第一催化剂具有比所述第二颗粒更小的平均粒径和/或密度，并且其中，所述第二颗粒可以是催化或非催化的；

将所述催化剂混合物和烃进料到提升管反应器以转化至少一部分烃，并回收包含所述催化剂混合物和转化的烃的第一流出物；

将所述催化剂混合物进料至第二反应器；

将烃原料进料至所述第二反应器并使所述催化剂混合物流化；

从所述第二反应器回收包含所述第二颗粒、所述第一催化剂和反应的烃产物的塔顶产物；

将所述第二颗粒与所述塔顶产物分离以提供包含所述第一催化剂和所述反应的烃产物的第一物流和包含所分离的第二颗粒的第二物流；

将所述第二物流中的所分离的第二颗粒返回到所述反应器。

29. 根据权利要求28所述的方法, 其中, 所述第一催化剂是裂化催化剂, 并且所述第二颗粒是脱硫催化剂。

30. 根据权利要求28所述的方法, 其中, 所述第一催化剂是FCC裂化催化剂, 并且所述第二颗粒是重烃处理添加剂。

31. 根据权利要求28所述的方法, 其中, 所述第一催化剂是沸石Y, 并且所述第二颗粒包含ZSM-5或ZSM-11。

32. 根据权利要求28所述的方法, 还包括:

将所述第一物流和所述第一流出物进料到脱离容器;

将所述第一催化剂和所述第二颗粒与所述第一物流和第一流出物中的烃分离;

将所分离的第一催化剂和第二颗粒进料到所述再生器。

33. 根据权利要求32所述的方法, 还包括将从所述第一和第二催化剂分离出的烃分馏以产生两个或更多个烃馏分。

34. 根据权利要求33所述的方法, 还包括将所述两个或更多个烃馏分中的至少一个进料至所述提升管反应器和所述第二反应器中的一者或两者。

35. 一种转化烃的方法, 包括:

从催化剂再生器中抽出包含第一催化剂和第二催化剂的混合物, 并且将所述混合物和烃进料到提升管反应器以转化至少一部分烃并回收包含所述催化剂混合物和转化的烃的第一流出物, 其中, 所述第一催化剂具有比所述第二催化剂更小的平均粒径和/或密度;

从所述催化剂再生器中抽出包含第一催化剂和第二催化剂的所述混合物, 并将所述混合物进料到催化剂分离系统;

用流化介质使包含第一催化剂和第二催化剂的所述混合物流化;

在所述催化剂分离系统中将所述第一催化剂与所述第二催化剂分离以回收包含所述第一催化剂和所述流化介质的第一物流和包含所述第二催化剂的第二物流;

将烃原料和所述第一物流或所述第二物流进料到反应器以使至少一部分烃反应以产生转化的烃。

36. 根据权利要求35所述的方法, 还包括将所述第二物流进料到所述反应器, 并将包含所述第一催化剂和流化介质的所述第一物流进料到所述再生器。

37. 根据权利要求35所述的方法, 还包括将所述第二物流进料到所述反应器, 并将包含所述第一催化剂和流化介质的所述第一物流进料到催化剂汽提塔。

38. 根据权利要求35所述的方法, 还包括将所述第一物流进料到所述反应器, 并将所述第二物流进料到所述再生器。

39. 一种转化烃的方法, 包括:

将烃原料和包含第一催化剂和第二催化剂的催化剂混合物进料到提升管反应器, 其中, 所述第一催化剂具有比所述第二催化剂更小的平均粒径和/或密度;

分离来自所述提升管反应器的流出物以回收包含所述第一催化剂和转化的烃原料的第一物流和包含所述第二催化剂的第二物流;

将所述第二物流进料到所述提升管反应器。

40. 一种转化烃的方法, 包括:

从催化剂再生器中抽出包含第一催化剂和第二催化剂的混合物, 并将所述混合物进料

到催化剂进料/分离系统,其中,所述第一催化剂具有比所述第二催化剂更小的平均粒径和/或密度;

在所述催化剂进料/分离系统中将所述第一催化剂与所述第二催化剂分离以产生包含所述第一催化剂的第一物流和包含所述第二催化剂的第二物流;

将烃原料和所述第一物流或所述第二物流进料到提升管反应器使至少一部分烃反应以产生转化的烃。

41.一种用于转化烃的系统,包括:

催化剂再生器;

第一催化剂进料管线,用于从所述催化剂再生器中抽出包含第一催化剂和第二催化剂的混合物,并将所述混合物进料到提升管反应器,其中,所述第一催化剂具有比所述第二催化剂更小的平均粒径和/或密度;

第二催化剂进料管线,用于从所述催化剂再生器中抽出包含第一催化剂和第二催化剂的所述混合物,并将所述混合物进料到催化剂分离系统;

流化介质进料管线,用于利用流化介质使经由所述第二催化剂进料管线抽出的所述混合物流化,并在所述催化剂分离系统中将所述第一催化剂与所述第二催化剂分离,以回收包含所述第一催化剂和所述流化介质的第一物流与包含所述第二催化剂的第二物流;

反应器,用于使烃原料和所述第一物流或所述第二物流接触以使至少一部分烃反应,以产生转化的烃。

42.一种用于转化烃的系统,包括:

提升管反应器,用于使烃原料与包含第一催化剂和第二催化剂的催化剂混合物接触,其中,所述第一催化剂具有比所述第二催化剂更小的平均粒径和/或密度;

催化剂分离系统,用于分离提升管反应器流出物以回收包含所述第一催化剂和转化的烃原料的第一物流和包含所述第二催化剂的第二物流;

流动管线,用于将所述第二物流进料到所述提升管反应器。

43.一种用于转化烃的系统,包括:

催化剂抽出管线,用于从催化剂再生器抽出包含第一催化剂和第二催化剂的混合物并将所述混合物进料到催化剂进料/分离系统,其中,所述第一催化剂具有比所述第二催化剂更小的平均粒径和/或密度;

所述催化剂进料/分离系统,用于在所述催化剂进料/分离系统中将所述第一催化剂与所述第二催化剂分离以产生包含所述第一催化剂的第一物流和包含所述第二催化剂的第二物流;

提升管反应器,用于使烃原料和所述第一物流或所述第二物流接触以使至少一部分烃反应,以产生转化的烃。

用于使轻烯烃产率最大化及其他应用的流化催化裂化方法和装置

技术领域

[0001] 本发明公开的实施方式总体上涉及用于提高混合催化剂系统的生产率和/或灵活度的系统和方法。本发明公开的一些实施方式涉及用于使例如减压瓦斯油和/或重油残渣等重烃进料向诸如丙烯、乙烯、芳烃和具有高辛烷值的汽油等具有极高产量的轻烯烃转化的转化率最大化的装置和方法。

背景技术

[0002] 近来,通过流化催化裂化(FCC)方法生产轻烯烃已被认为是最具吸引力的提议之一。此外,对诸如丙烯、乙烯和芳烃(苯、甲苯、二甲苯等)的石化基础材料的需求则不断增加。而且,由于经济和环境双重原因,石油炼制厂与石油化工联合工厂的一体化已成为首选。

[0003] 全球趋势还显示,与对汽油产品的需求相比,对中间馏出物(柴油)的需求提升更大。为了使来自FCC方法的中间馏出物最大化,需要在较低的反应器温度下操作FCC,还需要使用不同的催化剂配方。这种变化的缺点在于,由于在更低温度下操作FCC单元,从而降低了轻烯烃的产量,并且减少了用于烷基化单元的原料。

[0004] 在过去二十年中已经开发了数个流化床催化方法,以适应不断变化的市场需求。例如,US7479218公开了一种流化催化反应器系统,其中提升管反应器被分成不同半径的两部分,以改善对轻烯烃生产的选择性。具有较小半径的提升管反应器的第一部分用来将重质进料分子裂化至石脑油范围。扩大半径的部分,即提升管反应器的第二部分,用来将石脑油范围的产物进一步裂化为诸如丙烯、乙烯等的轻烯烃。虽然反应器系统概念相当简单,但是对轻烯烃的选择性的程度却是有限的,其原因如下:(1)石脑油范围进料流部分地接触结焦或失活的催化剂;(2)因为两部分中的反应的吸热特性,反应段的第二部分中的温度远低于第一区的温度;以及(3)与重烃相比,缺乏轻质进料裂化需要的高活化能。

[0005] US6106697、US7128827和US7323099使用了两阶段流化催化裂化(FCC)单元以实现对于重质烃和石脑油范围进料流的选择性裂化进行高度控制。在第一阶段FCC单元中,包括提升管反应器、汽提塔和再生器,用于在存在Y型大孔沸石催化剂的情况下,将瓦斯油/重烃进料转化为石脑油沸程的产物。具有一组相似容器/配置的第二阶段FCC单元被用于催化裂化由第一阶段回收的石脑油流。当然,第二阶段FCC单元采用ZSM-5型(小孔沸石)催化剂以改善对轻烯烃的选择性。虽然从广义上说,该方案提供了对进料、催化剂和操作视窗选择及最优化的高度控制,但是石脑油进料的第二阶段处理产生了极少的焦炭,不足以维持热平衡。这就需要来自外部的热,以使得再生器中具有足够高的温度来获得良好的燃烧,以及提供用于进料汽化和吸热反应的热。通常,燃烧油(torch oil)在第二阶段FCC再生器中燃烧,这导致较高的催化剂颗粒温度和热点,进而导致过多的催化剂失活。

[0006] US7658837公开了一种方法和装置,通过将传统汽提塔床的一部分作为反应汽提塔来优化FCC产物的产量。第二反应器的这种反应汽提概念在一定程度上损害汽提效率,并

因此可导致再生器的焦炭负荷增加。由于进料与结焦或失活的催化剂的接触,产物产量和选择性也可能受到影响。此外,由于提升管顶部温度被直接控制以维持提升管中的一系列所需条件,反应汽提塔温度不能单独改变。

[0007] US2007/0205139公开了一种方法,通过位于提升管底部区段的第一分布器来注入烃进料从而使汽油产量最大化。当目的是使轻烯烃最大化时,通过类似的进料分布系统在提升管的上部区段注入进料,旨在减少烃蒸气在提升管中的停留时间。

[0008] W02010/067379的目的是通过在重烃进料注入区之下的提升管的提升区中注入C₄和烯烃石脑油流来提高丙烯和乙烯产量。这些流不仅提高了轻烯烃产量,而且代替蒸汽作为用于催化剂输送的介质。该概念有助于降低催化剂热失活的程度。然而,这不能灵活地变化操作条件,例如提升区中的温度和WHSV,而这是裂化此类轻质进料流的关键。这可能导致对所需轻烯烃的选择性较差。

[0009] US6869521公开了将衍生自FCC产物(特别是石脑油)的进料与催化剂在快速流态化规则中操作的第二反应器中接触,其有利于促进氢转移反应并且有利于控制催化裂化反应。

[0010] US7611622公开了一种FCC方法,该方法使用双提升管将含C₃/C₄的原料转化为芳烃。在富镓催化剂存在的情况下将第一和第二烃进料供应至各自的第一和第二提升管中,并且第二提升管在比第一提升管更高的反应温度下操作。

[0011] US5944982公开了一种使用双提升管生产低硫和高辛烷值的汽油的催化方法。第二提升管用来在加氢处理之后加工回收重石脑油和轻循环油,以使石油产量和辛烷值最大化。

[0012] US20060231461公开了一种使轻循环油(LCO)或者中间馏出物产物和轻烯烃的产量最大化的方法。该方法使用双反应器系统,其中第一反应器(提升管)用来将瓦斯油进料主要裂化为LCO,并且第二并流密相床反应器用来裂化从第一反应器回收的石脑油。由于第一反应器在明显较低的反应温度下操作,该方法受限于催化剂选择性并且在石脑油中缺乏所需的烯烃水平。

[0013] US6149875涉及使用吸附剂去除诸如康拉逊残碳和金属等进料污染物。使用FCC催化剂和吸附剂之间运移/终端速度的不同来将FCC催化剂与吸附剂分离。

[0014] US7381322公开了一种装置和方法,其在用于消除沉积在吸附剂上的污染物金属的不利效果的再生步骤之前,在汽提塔兼分离器中使催化剂与金属吸附剂分离。该专利使用了最小/鼓泡速度的差异,并且主要应用于将FCC催化剂与吸附剂分离。

发明内容

[0015] 已发现可以使用双反应器方案裂化烃,包括裂化C₄、较轻C₅馏分、石脑油馏分、甲醇等,用于生产轻烯烃,其中该双反应器方案没有对选择性和可操作性的限制、满足热平衡需要,并且还维持较低的计件数(piece count)。本文公开的精选实施方式使用传统提升管反应器结合为使轻烯烃生产最大化而设计的混合流动(例如,同时包含逆流和并流的催化剂流动)流化床反应器。将来自提升管反应器和混合流动反应器的流出物在共同的催化剂脱离容器中处理,并且可以将提升管反应器和混合流动反应器中各自使用的催化剂在共同的催化剂再生容器中再生。如将在下文更详细说明的那样,该流动方案有效维持了高裂化活

性,克服了热平衡问题,并且还提高了来自各种烃流的轻烯烃产量和选择性,还简化了产物淬冷和装置硬件。

[0016] 在一个方面,本文公开的实施方式涉及用于烃的转化或催化裂化的方法。该方法可包括将烃、第一颗粒和第二颗粒进料至反应器,其中第一颗粒具有比第二颗粒更小的平均粒径和/或密度,并且第一和第二颗粒可以是具催化作用的或不具催化作用的。可从反应器将第二颗粒的第一部分作为塔底产物回收;并且,可从反应器将裂化烃流出物、第二颗粒的第二部分和第一颗粒作为塔顶产物回收。可将第二颗粒的第二部分从塔顶产物中分离,以提供包括第一颗粒和烃流出物的第一物流和包括分离的第二颗粒的第二物流,使得可以将第二物流中的分离的第二颗粒返回至反应器。

[0017] 在另一个方面,本文公开的实施方式涉及用于烃的催化裂化的系统。该系统可包括第一反应器,其用于使第一和第二裂化催化剂与烃原料接触以将烃原料的至少一部分转化为较轻的烃。提供了塔顶产物管线用于从第一反应器回收包括第一裂化催化剂、第二裂化催化剂的第一部分和烃的第一物流。提供了塔底产物管线用于从第一反应器回收包括第二裂化催化剂的第二部分的第二物流。可使用分离器将第二裂化催化剂从第一物流中分离,产生包括烃和第一裂化催化剂的烃流出物。提供了进料管线用于将来自分离器的分离的第二裂化催化剂返回至第一反应器。

[0018] 该用于烃的催化裂化的系统还可包括提升管反应器,用于将第一裂化催化剂和第二裂化催化剂的混合物与第二烃原料接触,以将第二烃原料的至少一部分转化为较轻的烃,并回收包括所述较轻的烃和第一裂化催化剂和第二裂化催化剂的混合物的提升管反应器流出物。可提供第二分离器,用于将第二裂化催化剂从烃流出物中分离以及将第一和第二裂化催化剂从提升管反应器流出物中分离。还可以使用催化剂再生器,用于再生从第二分离器回收的第一和第二裂化催化剂以及从塔底产物管线回收的第二裂化催化剂的第二部分。

[0019] 在另一个方面,本文公开的实施方式涉及烃的转化方法。该方法可包括:将第一催化剂进料至反应器;将第二催化剂进料至反应器,其中第一催化剂具有比第二催化剂更小的平均粒径和/或密度;以及将烃原料进料至反应器。可从反应器回收塔顶流出物,该塔顶流出物包括裂化的烃、第一催化剂和第二催化剂。可将第二催化剂从塔顶产物中分离,以提供包括第一催化剂和烃流出物的第一物流和包括分离的第二催化剂的第二物流,使得可以将第二物流中的分离的第二催化剂返回至反应器。

[0020] 在另一个方面,本文公开的实施方式涉及一种分离器,其基于尺寸和/或密度差异分离催化剂或其他颗粒。该分离器可具有最少一个入口,并还可具有最少两个出口,用于将颗粒与载气分离。载气携带颗粒进入分离器,可对颗粒施加惯性力、离心力和/或重力,使得在第一出口收集到一部分颗粒和载气,并且在第二出口收集到随着载气的一部分颗粒。分离器中力的组合可具有使出口流在粒径和/或密度上相对于进口浓度更高的效果。分离器可在容器/腔室中具有额外的载气分布或流化,以向颗粒施加额外的力,其可以促进增强分类。

[0021] 在另一个方面,本文公开的实施方式涉及一种惯性分离器,其基于尺寸和/或密度分离催化剂或其他颗粒。该惯性分离器可包括用于接收包括载气、第一颗粒类型和第二颗粒类型的混合物的进口。各颗粒类型可具有平均粒径和粒径分布(可以不同或重叠)以及平

均密度。第二颗粒类型可具有比第一颗粒类型大的平均粒径和/或平均密度。惯性分离器可包括U形管,该U形管包括第一垂直腿、U形底部和第二垂直腿。U形管可经由第一垂直腿将入口流体连接至第一出口和第二出口,第一出口靠近U形管的底部被连接,并且第二出口连接至第二垂直腿。可将U形惯性分离器配置为:使第二颗粒类型的至少一部分与载气和第一颗粒类型分离,经由第一出口回收第二颗粒,并且经由第二出口回收载气和第一颗粒类型。分离器还可包括布置在第二出口内或附近的分布器,用于引入流化气体,促进第一颗粒类型和第二颗粒类型的额外分离。在一些实施方式中,分离器可被配置为使得U形管的横截面面积或其一部分是可调节的。例如,在一些实施方式中,分离器可包括布置在U形管的一个或多个区段内的可移动挡板。

[0022] 在另一个方面,本文公开的实施方式涉及一种惯性分离器,其如上基于尺寸和/或密度分离催化剂或其他颗粒。该惯性分离器可包括进口水平管,其在被挡板偏转之前穿过腔室。腔室连接于第一垂直出口和第一水平出口。挡板可位于中间,可靠近入口或靠近腔室的出口。挡板可处于一角度或可移动,从而偏转更多或更少的催化剂颗粒。该挡板腔室分离器可被配置为:使第二颗粒类型的至少一部分与载气和第一颗粒类型分离,经由第一垂直出口回收第二颗粒类型,并经由第一水平出口回收载气和第一颗粒类型。分离器还可包括布置在第一垂直出口内或附近的分布器,用于引入流化气体,促进第一颗粒类型和第二颗粒类型的额外分离。

[0023] 在另一个方面,本文公开的实施方式涉及一种惯性分离器,其如上基于尺寸和/或密度分离催化剂或其他颗粒。该惯性分离器可包括连接至腔室的垂直入口,其中腔室的一个或多个垂直边配备有狭缝出口,该狭缝出口可被描述为活百叶。活百叶的数目可根据应用有所不同,并且活百叶的角度可以是可调节的,以便控制离开活百叶出口的蒸气量。腔室还连接到腔室底部的第一垂直出口。活百叶分离器可以被配置为:将第二颗粒类型的至少一部分与载气和第一颗粒类型分离,经由第一垂直出口回收第二颗粒类型,并经由活百叶出口回收载气和第一颗粒类型。分离器还可以包括布置在第一垂直出口内或附近的分布器,用于引入流化气体,促进第一颗粒类型与第二颗粒类型的额外分离。

[0024] 上述分离器还可以与反应器、再生器和催化剂进料系统结合使用以增强系统性能和灵活性。

[0025] 在一个方面,本文公开的实施方式涉及烃的转化方法。该方法可以包括在再生器中再生包含第一催化剂和第二颗粒的催化剂混合物,其中第一催化剂具有比第二颗粒更小的平均粒径和/或密度,并且其中第二颗粒可以是具催化作用或不具催化作用的。可将催化剂混合物和烃进料到提升管反应器以转化至少一部分烃,并回收包含催化剂混合物和转化的烃的第一流出物。也可将催化剂混合物进料到第二反应器。将烃原料进料到第二反应器并使催化剂混物流化可以使烃原料与催化剂混合物接触以转化烃并提供从包含第二颗粒、第一催化剂和反应的烃产物的第二反应器中回收塔顶产物。然后可以将第二颗粒与塔顶产物分离以提供包含第一催化剂和反应的烃产物的第一物流和包含分离的第二颗粒的第二物流,将第二物流中的分离的第二颗粒返回到反应器。

[0026] 在另一方面,本文公开的实施方式涉及烃的转化方法。该方法可以包括从催化剂再生器中抽出包含第一催化剂和第二催化剂的混合物,并将该混合物和烃进料至提升管反应器以转化至少一部分烃并回收包含催化剂混合物和转化的烃的第一流出物,其中第一催

化剂具有比第二催化剂更小的平均粒径和/或密度。该方法还可以包括从催化剂再生器中抽出包含第一催化剂和第二催化剂的混合物,并将该混合物进料至催化剂分离系统,用流化介质使包含第一催化剂和第二催化剂的混合物流化,以及在催化剂分离系统中使第一催化剂与第二催化剂分离以回收包含第一催化剂和流化介质的第一物流和包含第二催化剂的第二物流。然后可以将烃原料和第一物流和包含第二催化剂的第二物流。然后可以将烃原料和第一物流或第二物流进料至反应器以使至少一部分烃反应以产生转化的烃。

[0027] 在另一方面,本文公开的实施方式涉及烃的转化方法。该方法可以包括将烃原料和包含第一催化剂和第二催化剂的催化剂混合物进料到提升管反应器,其中第一催化剂具有比第二催化剂更小的平均粒径和/或密度。然后可以分离来自提升管反应器的流出物以回收包含第一催化剂和转化的烃原料的第一物流和包含第二催化剂的第二物流,并且可将第二物流进料至提升管反应器。

[0028] 在另一方面,本文公开的实施方式涉及烃的转化方法。该方法可以包括从催化剂再生器中抽出包含第一催化剂和第二催化剂的混合物,并将该混合物进料到催化剂进料/分离系统中,其中第一催化剂具有比第二催化剂更小的平均粒径和/或密度。可以在催化剂进料/分离系统中将第一催化剂与第二催化剂分离以产生包含第一催化剂的第一物流和包含第二催化剂的第二物流。然后可将烃原料和第一物流或第二物流进料到提升管反应器中以使至少一部分烃反应以产生转化的烃。

[0029] 在另一方面,本文公开的实施方式涉及用于转化烃的系统。该系统可以包括催化剂再生器,和用于从催化剂再生器中抽出包括第一催化剂和第二催化剂的混合物以及将该混合物进料至提升管反应器的第一催化剂进料管线,其中第一催化剂具有比第二催化剂更小的平均粒径和/或密度。该系统还可以包括第二催化剂进料管线,用于从催化剂再生器中取出包含第一催化剂和第二催化剂的混合物并将该混合物进料到催化剂分离系统;以及流化介质进料管线,用于使用流化介质将经由第二催化剂进料管线抽出的混合物流化,并且在催化剂分离系统中将第一催化剂与第二催化剂分离以回收包含第一催化剂和流化介质的第一物流和包含第二催化剂的第二物流。可以提供反应器用于使烃原料和第一物流或第二物流接触以使烃的至少一部分反应以产生转化的烃。

[0030] 在另一方面,本文公开的实施方式涉及用于转化烃的系统。该系统可以包括提升管反应器,用于使烃原料与包含第一催化剂和第二催化剂的催化剂混合物接触,其中第一催化剂具有比第二催化剂更小的平均粒径和/或密度。提供催化剂分离系统用于分离提升管反应器流出物以回收包含第一催化剂和转化的烃原料的第一物流和包含第二催化剂的第二物流。流动管线将第二物流进料至提升管反应器。

[0031] 在另一方面,本文公开的实施方式涉及用于转化烃的系统。该系统可以包括用于从催化剂再生器中抽出包含第一催化剂和第二催化剂的混合物并将该混合物进料到催化剂进料/分离系统的催化剂抽出管线,其中第一催化剂具有比第二催化剂更小的平均粒径和/或密度。催化剂进料/分离系统在催化剂进料/分离系统中将第一催化剂与第二催化剂分离以产生包含第一催化剂的第一物流和包含第二催化剂的第二物流。提升管反应器使烃原料和第一物流或第二物流接触以使烃的至少一部分反应以产生转化的烃。

[0032] 本文公开的装置和方法使用与上述专利(例如US6149875和US7381322)中公开的技术明显不同的技术来分离颗粒混合物。本公开的目的也是不同的;现有技术的公开集中

于通过引入吸附剂从催化剂中去除污染物。然而,本发明旨在通过将选择的催化剂在反应器中浓缩来提高转化率、选择性和热平衡,例如在第二反应器中将ZSM-5/11浓缩。

[0033] 总而言之,大部分当前技术包括双提升管/反应器构造或两阶段流化催化裂化工艺方案/装置。用于处理轻质进料(石脑油或/和C4流)的第二/并联反应器要么是并流气动流提升管型反应器,要么是密相床反应器。在本领域中众所周知,ZSM-5是将石脑油/C4流转化为丙烯和乙烯的优选催化剂/添加剂。然而,在使用两个反应器的方法中,第二反应器还接收具有少部分ZSM-5添加剂的Y-沸石催化剂。在其他工艺方案中,FCC型反应器-再生器概念用于使来自石脑油/C4流的轻质烯烃最大化。这种方案由于焦炭产生不足造成了热平衡问题。本文公开的方法和系统考虑将混合物中的催化剂分离(例如将ZSM-5或ZSM-11添加剂从Y-沸石&ZSM-5/ZSM-11中分离出来),以使加工轻质进料的第二反应器中的ZSM-5或ZSM-11具有最佳浓度。此外,所述附加/第二反应器与常规FCC单元的集成基本上有助于克服现有技术的这些缺点(特别是产物选择性和热平衡),并且基本上增加总转化率和轻烯烃产率,并增加处理较重原料的能力。

[0034] 其他方面和优点在下面的详细介绍和所附的权利要求中将是显而易见的。

附图说明

[0035] 图1是根据本文公开的一个或多个实施方式的用于裂化烃和生产轻烯烃的系统的简化工艺流程图。

[0036] 图2至图5是用于根据本文公开的一个或多个实施方式的系统中的分离器的简化工艺流程图。

[0037] 图6是根据本文公开的一个或多个实施方式的用于裂化烃和生产轻烯烃的系统的简化工艺流程图。

[0038] 图7是根据本文公开的一个或多个实施方式的用于裂化烃和生产轻烯烃的系统的简化工艺流程图。

[0039] 图8A是根据本文公开的一个或多个实施方式的用于裂化烃和生产轻烯烃的系统的简化工艺流程图。

[0040] 图8B是根据本文公开的一个或多个实施方式的用于裂化烃和生产轻烯烃的系统的简化工艺流程图。

[0041] 图9A是根据本文公开的一个或多个实施方式的用于裂化烃和生产轻烯烃的系统的简化工艺流程图。

[0042] 图9B是根据本文公开的一个或多个实施方式的用于裂化烃和生产轻烯烃的系统的简化工艺流程图。

[0043] 图10是根据本文公开的一个或多个实施方式的用于裂化烃和生产轻烯烃的系统的简化工艺流程图。

[0044] 图11是根据本文公开的一个或多个实施方式的用于裂化烃和生产轻烯烃的系统的简化工艺流程图。

具体实施方式

[0045] 如本文所用,术语“催化剂”和“颗粒”及类似术语可以互换使用。如上所述,并且如

下面进一步描述的,本文的实施方式基于尺寸和/或密度分离混合颗粒材料,以在反应器系统中实现有利的效果。用于促进催化或热反应的颗粒或颗粒材料可以包括例如催化剂、吸收剂和/或不具有催化活性的传热材料。

[0046] 在一个方面,本文的实施方式涉及流化催化裂化装置和方法,用于使重质烃进料如减压瓦斯油和/或重油残渣转化成非常高产率的轻质烯烃(例如丙烯、乙烯、芳烃和具有高辛烷值的汽油或中间馏出物),同时使较重塔底产物的产率最小化。为了实现这个目的,可以将次级反应器(其可以是混合流动反应器(同时包括颗粒相对于蒸气流动的并流和逆流流动)或催化剂浓缩反应器)与常规的流化催化裂化反应器(如提升管反应器)整合。在提升管反应器中,重质烃进料被催化裂化成石脑油、中间馏出物和轻烯烃,提升管反应器是气流流动并流型反应器。为了提高轻烯烃(乙烯和丙烯)的产率和选择性,来自提升管反应器的裂化烃产物如C4和石脑油范围烃(烯烃和链烷烃)可以循环并在次级反应器(混合流动反应器或催化剂浓缩反应器)中处理。可替代地,又或额外地,可以在次级反应器中处理外部进料流(例如C4、石脑油或来自其它方法如蒸汽裂化器、复分解反应器或延迟焦化单元的其它烃馏分,和石脑油范围流如直馏石脑油或来自延迟焦化、减粘裂化或天然气冷凝物,以及其它烃原料)以生产轻烯烃如乙烯和丙烯。根据本文公开的实施方式将次级反应器与常规FCC提升管反应器整合可以克服现有方法的缺点,可以显著增加总转化率和轻烯烃产率,和/或可以增加处理较重原料的能力。

[0047] 根据本文公开的实施方式的对次级反应器与常规FCC提升管反应器的整合可以通过以下方式来促进:(a)使用共同的催化剂再生容器;(b)使用两种类型的催化剂,一种用于选择性裂化较重的烃,另一种用于选择性裂化C4和石脑油范围烃以生产轻烯烃;和(c)使用混合流动反应器或催化剂浓缩反应器,其流动方式将部分分离两种类型的催化剂,有利于C4或石脑油进料与相应的选择性催化剂接触以裂化并产生轻烯烃。

[0048] 为了增强次级反应器的操作窗口,并且为了提供更大的工艺灵活性,次级反应器可以以夹带用于选择性裂化较重的烃的催化剂并且夹带一部分用于选择性裂化C4和石脑油范围烃的催化剂的流动方式操作。然后将裂化的烃产物和夹带的催化剂进料到分离器中,以将用于选择性裂化C4和石脑油范围烃的催化剂与裂化的烃产物和用于选择性裂化较重的烃的催化剂分离。该固体分离容器是反应器的外部容器,并且以这样的水动力学性质操作:基于两种催化剂的物理性质(例如粒径和/或密度)增强它们的分离。然后将分离的用于选择性裂化C4和石脑油范围烃的催化剂返回到反应器中以进行连续反应,并使反应器内用于选择性裂化C4和石脑油范围烃的催化剂的浓度增强,提供了整体过程的选择性,同时由于增强的操作窗口也提高了整体过程的灵活性。

[0049] 如上所述,裂化系统可以利用两种类型的催化剂,每种催化剂有利于不同类型的烃进料。第一裂化催化剂可以是Y型沸石催化剂、FCC催化剂或其它用于裂化较重烃原料的类似催化剂。第二裂化催化剂可以是ZSM-5或ZSM-11型催化剂或用于裂化C4或石脑油范围烃并选择性地产生轻烯烃的类似催化剂。为了促进本文公开的双反应器方案,第一裂化催化剂可以具有第一平均粒径和密度,并且可以比第二裂化催化剂的平均粒径和密度小,使得可以基于密度和/或尺寸分离催化剂(例如,基于终端速度或催化剂颗粒的其它特性)。

[0050] 在催化剂再生容器中,从提升管反应器和次级反应器回收的废催化剂被再生。在再生之后,混合催化剂的第一部分可以从再生容器进料到提升管反应器(并流流动反应

器)。混合催化剂的第二部分可以从再生容器进料到次级反应器。

[0051] 在并流流动反应器中,第一烃进料与再生催化剂的第一部分接触以裂化至少一部分烃以形成较轻的烃。然后可以从并流流动反应器回收流出物,该流出物包含第一裂化烃产物和废混合催化剂馏分。

[0052] 在一些实施方式中,次级反应器在足以在作为来自次级反应器塔顶出口的流出物回收的烃产物中夹带第一裂化催化剂和第二裂化催化剂的流化状态下操作。然后将该流出物进料到分离器以将裂化的烃产物和第一裂化催化剂与第二裂化催化剂分离。

[0053] 然后可以将从分离器回收的蒸气/第一裂化催化剂流送出以进行分离。如上所述,从分离器回收的第二裂化催化剂可以再循环回到次级反应器继续反应。

[0054] 可将第一流出物(来自提升管反应器的裂化的烃和废混合催化剂)和第二流出物(来自次级反应器的裂化的烃和分离的第一裂化催化剂)都进料到脱离容器中以将废混合催化剂馏分以及分离的第一裂化催化剂与第一和第二裂化烃产物分离。然后可以分离裂化的烃产物(包括轻质烯烃、C4烃、石脑油范围烃和较重的烃)以回收所需的产物或产物馏分。

[0055] 因此,本文公开的方法将次级混合流动或催化剂浓缩反应器、外部固体分离器和提升管反应器与常用的产物分离和催化剂再生相结合,其中用于次级反应器的催化剂具有高度选择性地裂化C4和石脑油范围烃以产生轻质烯烃。常用的催化剂再生提供了热平衡,并且常用的产物分离(脱离容器等)提供操作的简单性和减少的件数以及其他优点。

[0056] 现在参考图1,示出了根据本文公开的实施方式的用于裂化烃和生产轻质烯烃的系统的简化工艺流程图。该系统包括用于使从石油渣油原料或其它烃流产生的丙烯和乙烯的产率最大化的双反应器构造。例如,第一反应器3可以是用于裂化较重烃进料的提升管反应器。第二反应器32是流化床反应器,其可以配备挡板或内部件。来自第一反应器3的C4烯烃和/或轻质石脑油产物或来自外部来源的类似进料流可以在第二反应器32中处理,以提高包括丙烯和乙烯以及芳烃/高辛烷值汽油的轻质烯烃的产率。

[0057] 通过位于第一反应器3的底部附近的一个或多个进料注入器2注入重质石油渣油进料。重质石油进料接触通过J型弯管1引入的热再生催化剂。进料到第一反应器3的催化剂是一种催化剂混合物,包括用于选择性裂化较重烃的第一催化剂(例如Y型沸石基催化剂),以及用于选择性裂化C4和石脑油范围烃以生产轻烯烃的第二催化剂(例如ZSM-5或ZSM-11),该催化剂混合物也可以与其它催化剂组合使用。第一和第二催化剂可以在粒径和密度中的一个或两个方面不同。第一催化剂(例如Y型基沸石)可以具有在20-200微米范围内的粒径和在0.60-1.0g/ml范围内的表观堆积密度。第二催化剂(例如ZSM-5或ZSM-11)可以具有在20-350微米范围内的粒径和在0.7-1.2g/ml范围内的表观堆积密度。

[0058] 进料蒸发所需的热量和/或将进料的温度提高到所需的反应器温度(例如在500℃至约700℃范围内)和吸热(反应热)可以由来自再生器17的热再生催化剂提供。第一反应器3中的压力通常在约1barg至约5barg的范围内。

[0059] 在大部分裂化反应完成之后,产物、未转化的进料蒸气和废催化剂的混合物流入容纳在旋风收集容器8中的两级旋风分离器系统。两级旋风分离器系统包括主旋风分离器4,用于从蒸气中分离废催化剂。废催化剂通过主旋风分离器料腿5排出到汽提塔9中。来自第一旋风分离器4的分离的蒸气中夹带的细催化剂颗粒和通过流动管线36a和单级旋风分离器36c引入的来自第二反应器32的产物蒸气在第二级旋风分离器6中分离。收集的催化剂

混合物经由料腿7排放到汽提塔9中。来自第二级旋风分离器6的蒸气通过次级旋风出口12b(其可连接到增压室11)排出,然后被送至主分馏塔/气体分馏装置(未示出)用于回收产物(包括所需的烯烃)。如果需要,经由分布器管线12a引入轻循环油(LCO)或蒸汽作为淬冷介质来进一步冷却产物蒸气。

[0060] 经由料腿5、7回收的废催化剂在汽提塔9中进行汽提,以通过逆流接触蒸汽来去除间隙蒸气(捕获在催化剂颗粒之间的烃蒸气),所述蒸汽通过蒸汽分布器10引入到汽提塔9的底部。然后,废催化剂经由废催化剂立管13a和提升管线15转移到再生器17中。位于废催化剂立管13a上的废催化剂滑阀13b用于控制从汽提塔9到再生器17的催化剂流动。一小部分燃烧空气或氮气可以通过分布器14引入,以有助于平滑转移废催化剂。

[0061] 焦化或废的催化剂通过在密相再生器床24的中心的废催化剂分布器16排出。燃烧空气由位于再生器床24底部的空气分布器18引入。然后将沉积在催化剂上的焦炭在再生器17中通过与燃烧空气的反应而烧除。例如,再生器17可以在约640℃至约750℃范围内的温度和约1barg至约5barg范围内的压力下操作。废气夹带的催化剂细粉被收集在第一级旋风分离器19和第二级旋风分离器21中,并通过相应的料腿20,22排放到再生器催化剂床中。从第二级旋风分离器21的出口回收的废气经由再生器增压室23被导向废气管线50用于下游废热回收和/或功率回收。

[0062] 再生催化剂混合物的第一部分通过与J弯管1流动连通的再生催化剂立管27排出。从再生器17到反应器3的催化剂流动可由位于再生催化剂立管27上的滑阀28调节。调节滑阀28的开口以控制催化剂流动以保持反应器3中所需的顶部温度。

[0063] 除了提升蒸汽之外,还提供了将诸如C4烯烃和石脑油或类似的外部流的进料流作为提升介质通过位于Y型部分的气体分布器1a向J弯管1注入,以使再生催化剂从J弯管1平滑转移到反应器3。J弯管1也可用作密相床反应器,用于在有利于这种反应的条件(例如0.5至50h⁻¹的WHSV,640℃至750℃的温度,3至10秒的停留时间)将C4烯烃和石脑油流裂化成轻质烯烃。

[0064] 再生催化剂混合物的第二部分通过立管30被排入第二反应器32。滑阀31可用于基于蒸气出口温度设定点来控制从再生器17到第二反应器32的催化剂流动。C4烯烃和石脑油流通过一个或多个进料分布器34(34a,34b)以液相或蒸气相注入催化剂床的底部。第二反应器32以混合流动方式操作,其中一部分再生催化剂向下流动(从反应器床的顶部向底部),并且一部分再生催化剂混合物和进料烃流向上流动(从反应器床的底部到顶部)。

[0065] 第二反应器32可以配备有帮助催化剂和进料分子紧密接触和混合的挡板或结构化的内部件(未示出)。这些内部件也可有助于最大限度地减少渠化(channeling)、气泡生长和/或聚结。第二反应器32也可以沿着长度的不同部分扩大,以保持这些部分内的恒定或期望的表观气体速度。

[0066] 反应完成后,使用通过分布器35引入的蒸汽作为汽提介质将催化剂在第二反应器32的最底部分进行汽提,以分离夹带的烃进料/产物。然后,在反应器32的底部回收的废催化剂经由立管37和提升管线40通过废催化剂分布器41转移到再生器17中。可以通过分布器39引入燃烧空气或氮气,以使得催化剂能够平稳地转移到再生器17。滑阀38可以用于控制从第二反应器32到再生器17的催化剂流动。然后在共同的再生器17(在完全燃烧模式下运行)中再生来自两个反应器3、32的废催化剂。

[0067] 如上所述,第二反应器32使用两种不同的催化剂,其可以在粒径和密度中的一个或两个方面不同,例如较轻和较小的Y型沸石或FCC催化剂与较大和/或更致密的ZSM-5/ZSM-11形状选择性pentasil型小孔沸石。维持第二反应器32中的表观气体速度,使得基本上全部或大部分较轻、较小的催化剂(例如,Y型沸石/FCC催化剂)和一部分较重、较大的催化剂(例如ZSM-5/ZSM-11)与通过流动管线45回收的裂化的烃和蒸汽一起被带出反应器。如上所述,一部分较大和/或更致密的催化剂可以保留在反应器32内,朝向反应器更低的部分形成密相床。

[0068] 因此,通过流动管线45回收的来自反应器32的流出物可以包括裂化的烃产物、未反应的烃原料、蒸汽(汽提介质)和催化剂混合物,该催化剂混合物包括引入反应器的基本上所有较轻和/或更小的催化剂和一部分较大和/或更致密的催化剂。流出物然后可以经由流动管线45输送到固体分离器47。分离器47可以是配置成基于两种类型催化剂的物理性质(即粒径和/或密度)将它们分离的分离器。例如,分离器47可以使用惯性力或离心力的差异来将FCC催化剂与ZSM-5分离。固体分离容器47是第二反应器32的外部容器,并且可以根据两种类型催化剂的物理性质增强其分离的水动力特性操作。

[0069] 在分离器47中分离之后,较小和/或较轻的催化剂(Y型沸石/FCC催化剂)然后从分离器47通过出口线36a输送到共同的脱离器或容纳容器8,其容纳提升管反应器旋风分离器和/或反应终止系统。较大和/或更致密的催化剂(ZSM-5/ZSM-11)可以通过流动管线49返回到混合流动反应器32,以便与通过分布器34引入的烃进料继续反应。

[0070] 基本上所有较轻/较小的催化剂以及一部分较大和/或更致密的催化剂被夹带,随后的分离以及较大和/或更致密的催化剂再循环到反应器32中,这些可以使得较大和/或更致密的催化剂在反应器32中显著积聚。由于该催化剂对C4和石脑油范围烃的裂化更具选择性,较大和/或更致密的催化剂的积聚可提供选择性和产率优势。此外,如上所述,以流化流动方式操作反应器以夹带两种类型的催化剂可以提供增强的反应器可操作性或操作中的灵活性。

[0071] 可以通过分布器36b将烃进料如重质减压瓦斯油或重渣油进料、轻循环油(LCO)或蒸汽作为淬冷介质注入出口管线36a。可以通过设定进入容纳容器8的流的温度来控制这种淬冷介质的流速。来自第二反应器32的所有蒸气,包括通过分布器36b进料的蒸气,通过单级旋风分离器36c排入容纳容器8的稀相。采用烃进料作为淬冷介质是优选的,因为其用于从第二反应器32冷却产物以及增强中间馏出物生产的双重目的。

[0072] 第一级反应器3(例如提升管反应器)可以以快速流化方式(例如,在底部部分处于约3至约10m/s范围内的气体表观速度)和气动输送方式(例如,在顶部部分处于约10至约20m/s范围内的气体表观速度)操作。

[0073] 第二反应器32中的WHSV通常在约 0.5h^{-1} 至约 50h^{-1} 的范围内;蒸气和催化剂停留时间可以在约2至约20秒之间变化。当引入不同的进料时,优选地在低于石脑油进料注入的高度处注入C4进料。然而,进料注入位置的交换是可能的。

[0074] 必要时,补充催化剂可以经由一个或多个流动管线42、43引入。例如,可将新鲜或补充的FCC或Y型沸石催化剂或这两者的混合物通过流动管线42引入再生器17,并且新鲜或补充的ZSM-5/ZSM-11催化剂可以经由流动管线43引入第二反应器32。例如,可以通过从再生器24中抽出混合的催化剂维持总体系统催化剂库存。如下文将要描述的,可以通过控制

反应器和分离器47的操作来控制反应器32内的催化剂库存和优选催化剂的积聚。

[0075] 在一些实施方式中,再生催化剂的第一部分通过与再生器17和再生催化剂立管27流动连通的抽出管线25从再生器17排出到再生催化剂(RCSP)料斗26中。RCSP料斗26中的催化剂床与再生器17的床层浮于相同级别。再生催化剂然后通过J弯管1流动连通的再生催化剂立管27从RCSP料斗26转移到反应器3中。从再生器17到反应器3的催化剂流动可以由位于再生催化剂立管27上的RCSP滑阀28调节。还可以设置压力平衡管线29。

[0076] 分离器旁路管线60还可以用于促进颗粒从反应器32的顶部转移到容器8,如图1所示。如上面参考图1所述,第二反应器32利用可能在粒径和密度中的一个或两个方面不同的两种不同的催化剂,例如较轻和/或较小的Y型沸石或FCC催化剂和较大和/或更致密的ZSM-5/ZSM-11形状选择性pentasil型小孔沸石。可以保持第二反应器32中的表观气体速度,使得基本上所有较轻、较小的催化剂(例如,Y型沸石/FCC催化剂)和一部分较大和/或更致密的催化剂(例如ZSM-5/ZSM-11)连同经由流动管线45回收的裂化的烃和蒸汽一起被带出反应器。

[0077] 因此,通过流动管线45回收的来自反应器32的流出物可以包括裂化的烃产物、未反应的烃原料、蒸汽(汽提介质)和催化剂混合物,该催化剂混合物包括引入反应器的基本上所有较轻、较小的催化剂和一部分较大和/或更致密的催化剂。流出物然后可以经由流动管线45输送到固体分离器47。分离器47可以是配置成基于两种类型的催化剂的物理性质(即粒径和/或密度)将它们分离的分离器。分离器47在基于两种催化剂的物理性质增强其分离的水动力学特性下操作。

[0078] 在分离器47中分离之后,较小/较轻的催化剂(Y型沸石/FCC催化剂)然后通过出口管线36a从分离器47输送到共同的脱离器或容纳容器8,容纳容器8容纳提升管反应器旋风分离器和/或反应终止系统。可以将较大和/或更致密的催化剂(ZSM-5/ZSM-11)返回到混合流反应器32中,以与通过分布器34引入的烃进料继续反应。

[0079] 连续或间歇地,通过流动管线45输送的含有两种类型的催化剂的部分流出物可以分流到旁路分离器47。流出物的分流部分可以通过流动管线60流过分离器47,流动管线60可以包括分流器或流动控制阀62。然后,流出物可以经由流动管线64继续回到脱离器8,以将烃产物与催化剂分离。流动管线64可以与经由流动管线36a从分离器47回收的流出物和较小的催化剂组合,并且可以在淬冷36b的上游或下游引入。或者,管线60中的分流流出物可以直接进料到脱离器/容纳容器8。

[0080] 虽然在图1中示出了分流阀62,但是本文的实施方式考虑使用y形流动管道或类似装置来连续地将一部分含有催化剂颗粒类型的流出物送到脱离器8,同时连续地将一部分流出物送到分离器47,从而允许反应器32内较大和/或更致密的催化剂颗粒的所需积聚。如图1所示,来自第二反应器的催化剂也可以经由管线37、滑阀38和传输管线40转移到再生器17。鼓风机空气用作载气39以将催化剂转移到再生器17。这种催化剂转移设备不仅有助于控制反应器32中的催化剂床层级别,还有助于更频繁的催化剂再生。

[0081] 如上所述,使用增加的载流体流量和/或流量分布器的使用可有利地提供在第二反应器32中用于选择性裂化石脑油范围烃的催化剂的积聚。在一些实施方式中,已经发现反应器32可以提供再生催化剂并且在反应器32的催化剂床内保持足够活性的方式操作,使得可以从流动方案(如图6所示)中省略催化剂输送管线(流动管线37、40)和相关联的设

备,而不损害反应器的选择性和产量,并具有减少机械复杂性以及降低资本和运营成本的附加好处。

[0082] 现在参考图6,示出了根据本文公开的实施方式的用于裂化烃和生产轻质烯烃的系统的简化工艺流程图,其中相同的附图标记表示相同的部分。类似于上述图1所示的工艺方案,如图6所示的系统将具有双反应器方案,并且在次级反应器32中引入两种颗粒(例如较轻和/或较小的Y型或FCC催化剂和较大和/或更致密的ZSM-5或ZSM-11催化剂)。可以经由流动管线32直接将较大和/或更致密的催化剂添加剂(例如,ZSM-5或ZSM-11)添加到次级反应器容器32中。再生催化剂混合物通过管道30从再生器17转移到反应器容器32。

[0083] 预期次级反应器容器32中的催化剂床在湍动床、鼓泡床或快速流化方案中操作。如图所示,轻质石脑油进料34a(例如来自初级反应器或提升管反应器3的轻质石脑油产物)可以进料到次级反应器32中,并在混合催化剂存在的情况下转化为轻质烯烃。提升气体与容器32中的产物气体一起将固体(包括两种催化剂)通过管道45提升到固体分离容器47,然后返回到再生器17中。由于两种催化剂颗粒在尺寸和/或密度上的差异,大部分ZSM-5或ZSM-11催化剂颗粒将在固体分离容器47中于Y型或FCC催化剂分离并通过返回管线49返回到反应器32中。大部分Y型或FCC催化剂颗粒将被转移回汽提塔8以进行气固分离。

[0084] 与上文讨论的其它实施方式相比,主要的区别是没有催化剂返回管线和相关的控制阀和设备从次级反应器容器32的底部回到再生器容器17。如上文简要讨论的,这种工艺配置仍然可以提供有效的催化剂再生,以及在反应器32内所需的较大和/或更致密的ZSM-5或ZSM-11催化剂的积聚和浓缩。可以预期,即使当返回管线37被移除时,较大和/或更致密的催化剂的更高浓度可以在次级反应器容器32中产生更好的性能。这种去除了返回管线37的设计也减轻了机械复杂性,并降低了资本和运营成本。

[0085] 没有返回管线37(图6)的实施方式还包括作为提升气体的蒸汽。由于在反应器32的底部没有催化剂出口,催化剂将填充反应器32,并且在一些实施方式中没有观察到催化剂床层。提升气体与容器32中的产物气体一起将固体(包括两种催化剂)通过管道45提升到固体分离容器47。由于两种催化剂颗粒的尺寸和/或密度的差异,ZSM-5或ZSM-11催化剂颗粒将在固体分离容器47中与Y型或FCC催化剂分离,并通过返回管线49转移回到反应器32。大部分Y型或FCC催化剂颗粒将被转移回到汽提塔8进行气固分离。与图1相比,这种没有返回管线37的设计可能导致较大和/或更致密的催化剂的浓度高得多,这将导致反应器32中更好的反应性能。尽管未示出,容器32可包括底部法兰或出口以允许容器被清除催化剂。如果需要,这样的出口还可用于周期性地去除可能积聚在容器32内的较大和/或较重的催化剂颗粒。

[0086] 如上所述,根据本文实施方式的系统可以包括分离器47,其被配置为基于两种类型的催化剂的物理性质(例如粒径和/或密度)将它们分离。分离器47可以是旋风分离器、筛式分离器、机械筛分机、重力室、离心分离器、挡板室、百叶窗分离器、直列式或气动分级机,或基于尺寸和/或水动力学特性用于有效分离颗粒的其它类型的分离器。

[0087] 可用于本文实施方式的分离器或分级机的示例在图2-5中示出。在一些实施方式中,如图2所示,分离器47可以是U形惯性分离器,以分离具有不同粒径和/或颗粒密度的两种固体颗粒或催化剂。分离器可以以U形的形式构建,在顶部具有入口70,在U的另一端具有气体出口84,在U形分离器的底部具有主固体出口80。

[0088] 具有不同尺寸的固体颗粒或催化剂的混合物72与载气流一起通过入口70引入,并且通过不超过一转向固体颗粒施加惯性分离力以分离不同尺寸的固体颗粒。较大和/或更致密的固体颗粒78优先地在部分74/76中向下进到连接至U形底部的立管或料腿80,同时较轻或较小的固体颗粒优先与气流一起携带到出口82,在此处可以回收小颗粒和气体的混合物84。在U型分离器底部的固体出口80(用于将较大和/或更致密的催化剂颗粒流回第二反应器32的竖管或料腿的入口)应足够大以容纳正常的固体/催化剂流。

[0089] 通过控制进入向下竖管并离开主气流出口的气体流速,U型惯性分离器的总分离效率和将较小和/或密度更小的颗粒与较大和/或更致密的颗粒分离的选择性可以被操纵。这延伸到完全密封的料腿,其中离开料腿的唯一气流是由离开的固体/催化剂流夹带的那些。当U型惯性分离器提供操纵分离效率的能力时,如上所述可能在系统中积聚的中等大小的颗粒可以周期性或连续地被从分离器47回收的烃产物夹带,用于容器8中的分离和再生器24中的再生。

[0090] 在一些实施方式中,可以在出口部分80的顶部附近(例如靠近立管入口的顶部)提供气体分布器75或额外的蒸汽/惰性气体。提供在分离器内的附加提升气体可以进一步促进较大和/或更致密的固体颗粒与较不致密和/或更小的固体颗粒分离,因为额外的气体可以优先将较轻的固体颗粒提升到气体出口84,导致更好的固体分类。

[0091] 入口70、出口82和整个U形分离器(包括区域74、76)的U形分离器横截面面积可被调整以操纵装置内的表观气体速度以控制分离效率和选择性。在一些实施方式中,一个或多个分离器壁的位置可以是可调节的,或者可移动挡板可以设置在分离器的一个或多个部分内,其可以用于控制分离效率和选择性。在一些实施方式中,系统可以包括在出口82下游的粒径分析器,使得能够对通过U形分离器的流动构型进行实时调整以实现所需的分离。

[0092] 使用串联连接的U型惯性分离器或U型惯性分离器与旋风分离器的组合可以提供灵活性,以允许同时实现较大和/或更致密的颗粒相对较小和/或较不致密的颗粒的目标总体分离效率和目标选择性。

[0093] 次级反应器32还可以配备有挡板或结构化的内部件,例如美国专利7,179,427中所述的模块化网格。也可以使用增强接触效率和产物选择性/产率的其它类型的内部件。内部件可以增强催化剂在整个反应器中的分布,并改善进料蒸气与催化剂的接触,导致平均反应速率的增加,提高催化剂的整体活性,并优化操作条件以增加轻质烯烃的生产。

[0094] 本文公开的实施方式使用Y型沸石或常规FCC催化剂,使重烃进料的转化率最大化。Y型沸石或FCC催化剂具有比ZSM-5或用于增强逆流流动反应器中轻质烯烃生产的类似催化剂更小和/或更轻的粒度。ZSM-5或类似的催化剂相比用于增强混合流动反应器和固体分离器的每一个中的催化剂类型分离的Y型沸石或FCC催化剂具有更大的粒径和/或更致密。维持第二反应器中蒸气的表观气体速度,使得其允许将Y型沸石或FCC催化剂和一部分ZSM-5或ZSM-11催化剂夹带到混合流动反应器外,并且固体分离器可以利用单个颗粒末端速度的差异或最小流化/最小鼓泡速度之间的差异来分离并将ZSM-5/ZSM-11返回到混合流动反应器。这个概念允许消除两级FCC系统,从而是一个简化和高效的方法。在该方法中使用的催化剂可以是Y型沸石/FCC催化剂和ZSM-5或其它类似催化剂的组合,例如在US5043522和US5846402中提及的催化剂。

[0095] 来自混合流动反应器的两种催化剂的夹带,随后的分离以及ZSM-5/ZSM-11催化剂

在混合流动反应器中的再循环和积聚消除了次级反应器中表观气体速度的任何潜在限制。因此,固体分离容器的使用在次级反应器中提供了工艺灵活性,允许次级反应器在鼓泡床、湍动床或快速流化方案中操作,而不是将操作仅限制在鼓泡床方案。固体分离容器可以是旋风分离器或其他容器,其中固体和气体在共同的入口引入,并且通过脱气、惯性力和离心力,颗粒基于尺寸和/或密度分离,大部分较小的FCC型颗粒随蒸气出口夹带,并且较大和/或更致密的ZSM-5或ZSM-11型颗粒通过密相立管或者料腿返回到次级反应器容器32。

[0096] 除了关于图2描述的U型颗粒分离器之外,图3-5示出了用于本文实施方式的各种另外的颗粒分离装置。参考图3,用于基于尺寸和/或密度分离催化剂或其它颗粒的挡板室分离器900可以包括入口910,例如水平管道。包含在水平管道中的蒸气和颗粒然后在由挡板914偏转之前进入腔室912。腔室912连接到第一垂直出口916和第一水平出口918。挡板914可以位于腔室912中间、靠近入口910或靠近腔室的水平出口918。挡板可以具有一角度或是可移动的,使得挡板可以用于偏转更多或更少的催化剂颗粒,并且可以被配置用于特定的颗粒混合物。

[0097] 本文中的方法可以利用挡板室分离器900将载气(例如烃反应流出物)中的较大和/或更致密的颗粒与较小和/或较不致密的颗粒分离。挡板室分离器900可以被构造成:将至少一部分第二颗粒类型与载气和第一颗粒类型分离,经由第一垂直出口916回收第二颗粒类型并经由第一水平出口918回收包括载气和第一颗粒类型的混合物。分离器还可以包括设置在第一垂直出口内或附近的分布器(未示出),用于引入流化气体,有助于将第一颗粒类型与第二颗粒类型进一步分离。

[0098] 现在参考图4,示出了根据本文实施方式使用的活百叶分离器。类似于所说明和描述的其它分离器,活百叶分离器1000可以用于基于尺寸和/或密度分离催化剂或其它颗粒。活百叶分离器1000可以包括连接到腔室1012的垂直入口1010,其中腔室的一个或多个垂直侧面1014配备有狭缝出口1016,其可以被描述为活百叶。活百叶的数量可以根据应用(例如要分离的所需颗粒混合物)而变化,并且活百叶的角度可以是可调节的,以便控制通过和离开活百叶出口的蒸气量。腔室1012也连接到腔室底部的第一垂直出口1014。

[0099] 本文的方法可以利用活百叶分离器1000将包含在载气(如烃反应流出物)中的较大和/或更致密的颗粒与较小和/或较不致密的颗粒分离。活百叶分离器1000可以构造成:将第二颗粒类型的至少一部分与载气和第一颗粒类型分离,经由第一垂直出口1014回收第二颗粒类型并经由活百叶出口1016回收载气和第一颗粒类型。分离器还可以包括布置在第一垂直出口内或附近的分布器(未示出),用于引入流化气体,促进第一颗粒类型与第二颗粒类型的额外分离。

[0100] 现在参考图5,示出了根据本文实施方式使用的惯性分离器1100。与所说明和描述的其它分离器类似,惯性分离器1100可用于基于尺寸和/或密度分离催化剂或其它颗粒。分离器可以包括位于腔室1112的顶部并延伸到腔室1112中的入口1110。在一些实施方式中,入口1110在腔室1112内的高度或布置可以是可调节的。分离器还可以包括一个或多个侧出口1114、1116(例如一到八个侧出口)和垂直出口1118。分离器还可以包括设置在垂直出口1118内或附近的分布器(未示出),用于引入流化气体。

[0101] 将具有不同尺寸的固体颗粒或催化剂的混合物1172与载气流一起引入入口1110。混合物1172中的气体基于压差优先被导向出口1114、1116,并且通过使颗粒和载气从在腔

室1112内延伸的入口1110转向流向出口1114、1116使惯性分离力施加在固体上,惯性力使不同尺寸/密度的颗粒分离。较大和/或较重的固体颗粒1174优先在部分1118中向下进入连接到分离器底部的立管或者料腿(未示出),而较轻或更小的固体颗粒1176优先与气流一起携带到出口1114、1116,在此处可以回收小颗粒和气体的混合物。

[0102] 在本文所述的每个分离器中,通过控制进入向下的立管/分离室并离开主气流出口的气体流速,分离器的总分离效率和将较重和/或较大的颗粒与较轻或较小的颗粒分离的选择性可以被操纵。这延伸到完全密封的料腿,其中离开料腿的唯一气流是由离开的固体/催化剂流夹带的那些。

[0103] 在一些实施方式中,可以在重/致密颗粒出口部分的顶部附近(例如靠近立管入口的顶部)提供气体分布器或额外的蒸汽/惰性气体。在分离器内提供的附加提升气体可以进一步促进较重和/或较大固体颗粒与较轻或较小的固体颗粒的分离,因为额外的气体可以优先将较轻的固体颗粒提升到气体出口,从而得到更好的固体分级。

[0104] 本文所述的颗粒分离器可以设置在容器的外部或内部。此外,例如在一些实施方式中,颗粒分离器的大/致密颗粒出口可以流体连接到外部容器,提供将所分离的颗粒选择性地再循环或进料到所需的反应器中,以保持所需的催化剂平衡。

[0105] 通过上述方法公开的实施方式显著增加了次级反应器(容器32)中所需催化剂的浓度,从而提高了轻烯烃产率。此外,该方法还用作使ZSM-5和ZSM5-11的撤出和添加与FCC催化剂的撤出和添加分开的方法。总之,在本公开中提出的FCC方法在次级反应器32中产生了期望的ZSM-5或ZSM-11催化剂添加剂富含环境,其可优先转化轻石脑油产物(例如衍生自初级反应器的那些),以改善轻质烯烃的产率,同时通过在初级反应器或提升管中施加最佳操作条件最大化中间馏出物产率。

[0106] 本文公开的实施方式的另一个优点是集成的双反应器方案克服了独立C4/石脑油催化裂化方法中的热平衡限制。次级(混合流)反应器由于与催化剂再生器的集成而用作散热器,在处理渣油原料时最小化对催化剂冷却器的要求。

[0107] 来自次级反应器的产物蒸气被输送到第一级反应器/脱离容器或反应终止装置,其中这些蒸气与来自第一级的产物和/或外部淬冷介质(如LCO或蒸汽)混合并淬冷,以最小化不需要的热裂化反应。或者,次级反应器/固体分离器的产物出口管线也可用于引入额外量的重质进料或重新回送来自第一级反应器(提升管反应器)的部分进料。这有两个目的:(1)固体分离器蒸气出口管线中的催化剂主要是Y型沸石/常规FCC催化剂,其优选将这些重质进料分子裂化成中间馏出物,和(2)这种裂化反应是吸热的,有助于降低送出的产物蒸气的温度和停留时间。

[0108] 在本文公开的一些实施方式中,现有的FCC单元可以用如上所述的次级反应器进行改装。例如,适当尺寸的反应器可以流体连接到现有的催化剂再生容器以提供催化剂进料并从混合流动容器返回,并且流体连接到现有的脱离容器以分离烃产物和催化剂。在其它实施方式中,混合流反应器可以添加到旨在以汽油模式、轻烯烃模式或柴油模式运行的基层FCC单元中。

[0109] 上文关于图1和图6描述的反应器系统主要涉及轻质烯烃的生产,以及混合催化剂体系中催化剂的有利浓缩以增强系统的反应性和选择性。这种反应器系统也可用于其它混合催化剂体系,其中一种催化剂的浓缩可能是有利的。

[0110] 例如,在一些实施方式中,反应系统可用于汽油脱硫,其中催化剂混合物可以包括较小和/或较不致密的FCC催化剂(例如沸石Y)以及较大和/或更致密的催化剂(例如汽油脱硫添加剂)。关于图7描述了这样一种方法。

[0111] 现在参考图7,示出了根据本文公开的实施方式的用于使烃裂化和脱硫的系统的简化工艺流程图。该系统包括用于从石油原料或其它烃流中生产烯烃如丙烯和乙烯的双反应器构型。例如,第一反应器3可以是用于裂化较重烃进料的提升管反应器。第二反应器32是流化床反应器,其可以配备挡板或内部件。可以在第二反应器32中处理包括来自第一反应器3的烯烃和/或轻质石脑油产物或来自外部来源的类似进料流的裂化烃产物,以提高产物的质量,例如降低在第二反应器中处理的烃的总硫含量。

[0112] 通过位于第一反应器3的底部附近的一个或多个进料注入器2将重质石油渣油进料注入。重质石油进料接触通过J型弯管1引入的热再生催化剂。进料到第一反应器3的催化剂是一种催化剂混合物,其包括用于选择性裂化较重烃的第一催化剂(例如Y型沸石基催化剂)和用于使石脑油范围烃选择性脱硫的第二催化剂,其也可与其它催化剂组合使用。第一和第二催化剂可以在粒径和密度中的一个或两个方面不同。

[0113] 将进料蒸发和/或将进料温度提高到所需反应器温度(例如在500℃至约700℃范围内)和吸热(反应热)所需的热量可以由来自再生器17的热再生催化剂提供。

[0114] 在大部分裂化反应完成之后,产物、未转化的进料蒸气和废催化剂的混合物流入容纳在旋风容纳容器8中的两级旋风分离器系统。两级旋风分离器系统包括主旋风分离器4,用于从蒸气中分离废催化剂。废催化剂通过主旋风分离器料腿5排出到汽提塔9中。通过流动管线36a和单级旋风分离器36c引入的由来自主旋风分离器4的分离的蒸气和来自第二反应器32的产物蒸气所夹带的细催化剂颗粒在第二级旋风分离器6中被分离。收集的催化剂混合物通过料腿7排放到汽提塔9中。来自第二级旋风分离器6的蒸气通过次级旋风出口12b(其可连接到增压室11)排出,然后被送至分馏塔/气体分馏装置410用于回收产物(包括所需的烯烃)。如果需要,通过分布器管线12a引入轻循环油(LCO)或蒸汽作为淬冷介质来进一步冷却产物蒸气。

[0115] 分馏塔410可以是例如FCC装置的主分馏塔,并且可以生产包括含轻烯烃馏分412、石脑油馏分414和重馏分416的各种烃馏分,以及其它各种烃馏分。输送到分馏塔/气体装置410的产品可以包括其它轻质气体,例如可能在脱硫期间产生的硫化氢;可以包括分离器,吸收器或其他单元操作,其中需要在主分馏塔/气体装置的上游分离这些杂质。

[0116] 通过料腿5、7回收的废催化剂在汽提塔9中进行汽提,以通过与蒸汽的逆流接触来去除间隙蒸气(捕获在催化剂颗粒之间的烃蒸气),所述蒸汽通过蒸汽分布器10引入到汽提塔9的底部。然后,废催化剂通过废催化剂立管13a和提升管线15转移到再生器17中。位于废催化剂立管13a上的废催化剂滑阀13b用于控制从汽提器9到再生器17的催化剂流动。小部分的燃烧空气或氮气可以通过分布器14引入,以帮助催化剂的平滑转移。

[0117] 焦化或废的催化剂通过在密相再生器床24的中心的废催化剂分布器16排出。燃烧空气由位于再生器床24底部的空气分布器18引入。然后将沉积在催化剂上的焦炭在再生器17中通过与燃烧空气的反应而烧除。与废气一起携带的催化剂细粉被收集在第一级旋风分离器19和第二级旋风分离器21中,并通过相应的料腿20、22排放到再生器催化剂床中。从第二级旋风分离器21的出口回收的废气通过再生器增压室23被导向废气管线50用于下游废

热回收和/或功率回收。

[0118] 再生催化剂混合物的第一部分通过与J弯管1流动连通的再生催化剂立管27排出。从再生器17到反应器3的催化剂流动可由位于再生催化剂立管27上的滑阀28调节。调节滑阀28的开口以控制催化剂流动以保持反应器3中所需的顶部温度。

[0119] 除了提升蒸汽之外,还提供了将诸如C4烯烃和石脑油或类似的外部流的进料流作为提升介质通过位于Y形部分的气体分布器1a向J弯管1注入,以使得能够将再生催化剂从J弯管1平稳转移到反应器3。J弯管1也可用作密相床反应器,用于在有利于这种反应的条件将C4烯烃和石脑油流裂化成轻质烯烃。

[0120] 再生催化剂混合物的第二部分通过立管30被排入第二反应器32。阀31可用于基于蒸气出口温度设定点控制从再生器17流向第二反应器32的催化剂流动。一种或多种烃馏分(例如石脑油流)可以通过一种或多种进料分布器34(34a,34b)以液相或蒸气相注入催化剂床的底部。在一些实施方式中,石脑油进料可以包括来自分馏塔410的部分或全部石脑油414。第二反应器32以混合流动方式操作,其中一部分再生催化剂向下流动(从反应器床的顶部到底部)和/或在容器32内循环,并且一部分再生催化剂混合物和进料烃流向上流动(从反应器床的底部到顶部,较小/较不致密的颗粒随着流出物烃从反应器顶部带出)。

[0121] 第二反应器32可以配备有帮助催化剂和进料分子紧密接触和混合的挡板或结构化的内部件(未示出)。这些内部件也可有助于最大限度地减少渠化、气泡生长和/或聚结。第二反应器32也可以沿着长度的不同部分扩大,以保持各部分内的恒定或期望的表观气体速度。

[0122] 在反应完成后,在第二反应器32的最底部分将催化剂汽提,以使用通过分布器35引入的蒸汽作为汽提介质来分离夹带的烃进料/产物。然后,在反应器32的底部回收的废催化剂可以通过催化剂排出管线418被排出。或者,在反应器32的底部回收的废催化剂可以转移到再生器17中,如上文关于图1所述(经由立管37和提升管线40通过废催化剂分布器41,其中可以通过分布器39引入燃烧空气或氮气以使得催化剂能够平稳转移到再生器17)。可以使用阀(未示出)来控制来自第二反应器32的催化剂流动。

[0123] 如上所述,第二反应器32使用两种不同的催化剂,其可以在粒径和/或密度中的一个或两个方面不同,例如较不致密和/或较小的Y型沸石或FCC催化剂和较大和/或更致密的脱硫催化剂。维持第二反应器32中的表观气体速度,使得基本上全部或大部分较轻、较小的催化剂和一部分较大和/或更致密的催化剂与通过流出物流动管线45回收的烃产物和蒸汽一起被带出反应器。如上所述,一部分较大和/或更致密的催化剂可以保留在反应器32内,形成朝向反应器下部的密相床。

[0124] 因此,通过流动管线45回收的来自反应器32的流出物可以包括脱硫烃产物、未反应的烃原料、蒸汽(汽提介质)和催化剂混合物,该催化剂混合物包括引入反应器32的基本上所有较轻和/或较小的催化剂和一部分较重和/或较大的催化剂。然后,流出物可以经由流动管线45输送到固体分离器47。分离器47可以是被配置为基于两种类型的催化剂的物理性质(即粒径和/或密度)将它们分离的分离器。例如,分离器47可以使用惯性力或离心力的差异来将较小和/或较轻的催化剂与较大和/或较重的催化剂分离。固体分离容器47是第二反应器32的外部容器,并且可以根据两种类型的催化剂的物理性质来增强其分离的水动力特性操作。

[0125] 在分离器47中分离之后,较小和/或较轻的催化剂(Y型沸石/FCC催化剂)然后通过出口管线36a从分离器47输送到容纳提升管反应器旋风分离器和/或反应终止系统的共同的脱离器或容纳容器8。较大和/或较重的脱硫催化剂可以通过流动管线49返回到混合流动反应器32,以便与通过分布器34a/b引入的烃进料继续反应。

[0126] 基本上所有较轻/较小的催化剂以及一部分较重和/或较大的催化剂的夹带,随后的分离以及较重的和/或较大的催化剂再循环到反应器32中,可以允许较大和/或较重的脱硫催化剂在反应器32中显著积聚。由于该催化剂对于石脑油范围烃的脱硫更具选择性,所以较大和/或较重的催化剂的积聚可提供选择性和产率优点。此外,如上所述,以流化流动方式操作反应器以夹带两种类型的催化剂可以提供增强的反应器可操作性或操作中的灵活性。

[0127] 可以通过分布器36b将诸如重质减压瓦斯油或重渣油进料的烃进料、轻循环油(LCO)或蒸汽作为淬冷介质注入出口管线36a。可以通过设定进入容纳容器8的流的温度来控制这种淬冷介质的流速。来自第二反应器32的所有蒸气,包括通过分布器36b进料的蒸气,都通过单级旋风分离器36c排入容纳容器8的稀相。采用烃进料作为淬冷介质是优选的,因为其用于冷却来自第二反应器32的产物和增强中间馏出物的生产的双重目的。

[0128] 第一级反应器3(例如提升管反应器)可以以快速流化方式(例如,在底部部分处于约3至约10m/s的气体表观速度)和气动输送方式(例如,在顶部部分处于约10至约20m/s范围内的气体表观速度)操作。

[0129] 第二反应器32中的WHSV通常在约 0.5h^{-1} 至约 50h^{-1} 的范围内;蒸气和催化剂停留时间可以在约2至约20秒之间变化。必要时,可以通过一个或多个流动管线42、43引入补充催化剂。例如,可以将新鲜或补充的FCC或Y型沸石催化剂或这两种的混合物经由流动管线42引入再生器17,并且新鲜或补充的汽油脱硫添加剂可以经由流动管线43引入第二反应器32。例如,可以通过从再生器24和/或反应器32中抽出混合催化剂来维持总体系统催化剂库存。如上所述,可以控制反应器32内的优选催化剂的催化剂存量和积聚。另外,在一些实施方式中,如上所述,催化剂料斗26可以与催化剂抽出管线25、压力平衡管线29和立管27结合使用。

[0130] 类似地,图7的反应器系统可用于重烃原料(包括重质原油或原始原油)的有利处理。在这种实施方式中,混合催化剂体系可包括例如较小和/或较不致密的FCC催化剂(例如沸石-Y)以及较大和/或更致密的重油处理添加剂。例如,重油处理添加剂可以是活性基质催化剂、金属捕集添加剂、粗和/或致密的Ecat(平衡催化剂)、基质或粘合剂型催化剂(例如高岭土或砂)或高基质/沸石比FCC催化剂等。重油处理添加剂对于重质烃的裂化可具有极小的催化活性,并且可以简单地提供发生热裂化反应所需的表面积。重烃进料可以通过分布器43a/b引入反应器32,并且系统可以如上所述地操作以增强对重烃原料的处理。

[0131] 在重烃处理条件下操作时,第二反应器32中的WHSV通常在 $0.1\text{--}100\text{h}^{-1}$ 的范围内;蒸汽和颗粒停留时间可以在1-400秒之间变化。根据需要,可以经由一条或多条管线42、43引入补充颗粒;将FCC或Y型催化剂通过管线42添加到再生器17中并将重油处理添加剂经由管线43添加到第二反应器32中可能是有利的。通过经由管线418从第二反应器32和再生器24中抽出颗粒来维持总体系统活性。在第二反应器32中优选的重油处理添加剂的固体库存和积聚可以通过经由管线43的添加和经由管线418的抽出来控制。第二反应器32中的操作温

度使用来自再生器17管线30经由阀31的催化剂来控制并且可以在400–700℃的范围内。在一些实施方式中,第二反应器32的产物可以基本上是初级提升管反应器3的进料。另外,在一些实施方式中,如上所述,催化剂料斗26可以与催化剂抽出管线25、压力平衡管线29和立管27结合使用。

[0132] 通常,图1、6和7中所示的工艺流程图使用催化剂/颗粒分离技术以在次级容器处理附加的或再循环的烃原料。循环通过系统的催化剂混合物可以包括对特定反应(例如裂化、脱硫、脱金属化、脱氮等)具有选择性的催化剂,如上所述,其中混合物的催化剂被选择为具有不同的物理性质,使得所需的催化剂可以在次级反应器中浓缩。再生催化剂被进料到次级反应器/容器中,其可以在快速流化、鼓泡或湍动床操作中操作(取决于应用)。次级反应器/容器的流出物进入分离器47,其中主催化剂和次催化剂基于尺寸和/或密度分离,并且富含次催化剂的分离器塔底物被循环回次级反应器/容器。次级反应器/容器具有任选的催化剂抽出,这根据应用以及根据应用的不同的烃进料而可能是有利的。次催化剂的浓缩可提高整个反应体系的可操作性、灵活性和选择性。

[0133] 如上参照图2所述的分离器47可用于提高混合催化剂烃处理系统的生产率和灵活性,其中分离器47可位于系统内的其它有利位置。下面参照图8–11进一步描述这些方法和系统,其中相同的附图标记表示相同的部分。

[0134] 现在参考图8A,示出了根据本文公开的实施方式的用于转化烃和生产烯烃的系统的简化工艺流程图,其中相同的附图标记表示相同的部分。图8A的工艺方案添加了催化剂保持容器510,其通过催化剂抽出管线30和阀31从FCC再生器供给再生催化剂。保持容器510可以用例如通过流动管线516引入的流化介质(如空气、氮气或蒸汽)进行流化。保持容器流出物45被送到分离器47,在该分离器47中分离催化剂混合物。富含较大和/或较重催化剂的分离器塔底物49被再循环回催化剂保持容器510,在被再循环回催化剂保持容器510中较大和/或更致密的催化剂的浓度将增加。在该实施方式中,来自分离器510的剩余物流514返回到脱离容器8。保持容器的塔底物512可以联接到滑阀(未示出),该滑阀可以控制催化剂进入次级反应器/容器32的进料,该反应器/容器32可以以与上文关于图1、6、7描述的类似方式来操作。有利地,在容器510中浓缩的催化剂不会被烃饱和,并且可允许与次级反应器/容器32中的催化剂的较低接触时间。

[0135] 图8B示出了类似于图8A的系统,除了经由流动管线514从分离器47回收的催化剂返回到催化剂再生器17,而不是送到脱离容器8。流动管线514中的催化剂所送至的容器可以取决于经由流动管线516引入的流化气体的类型以及系统从再生器17或容器8分别经由流动管线50和12b接收流量的能力。例如,在流化气体是蒸汽的情况下,流动管线514中的催化剂优选地被送到容器8;例如,在流化气体是空气或氮气的情况下,流动管线514中的催化剂优选地被送往再生器17。

[0136] 图8A和8B示出了经由流动管线514回收的较小的颗粒被送往再生器17或脱离容器8,并且较大的和/或较重的颗粒通过流动管线512被回送到次级反应器32中。本文的实施方式还考虑将经由分离器47和流动管线514回收的较小和/或较轻的颗粒回送到次级反应器32,同时将较大和/或较重的颗粒再循环到再生器17或汽提塔9。

[0137] 图8A和8B还示出了具有积聚/浓缩用于次级反应器的大颗粒的容器510的系统。如果单通分离就足够了,如图9A和9B所示(其中相同的附图标记表示相同的部分),容纳容器

510可以从系统中排除。在这些实施方式中,催化剂混合物通过料腿30直接从催化剂再生器17进料到分离器47。空气或其它流化气体可以通过流线610供应,以足以进行惯性分离的流速提供。可以经由流动管线612回收较小/较轻的颗粒,并且可以通过流动管线614回收较大和/或较重的颗粒。图9A示出了较大和/或较重的颗粒被送往次级反应器32,而图9B示出了较小和/或较轻的颗粒被送往次级反应器32。

[0138] 图9A和9B示出了颗粒部分返回到再生器17。类似于关于图8A和8B的上述描述,未进料到反应器32的颗粒可以返回到再生器17或脱离容器8,并且这可以取决于流化介质和/或下游处理能力。

[0139] 图9A和9B中所示的工艺方案使用分离器的单通版本,而不是引入再循环以增加浓度的那些版本。在该方案中,再生催化剂被引导到分离器,其中分离器的塔底物或塔顶物可以被引导到次级反应器。如果要引导塔底物,则催化剂将基于较大和/或更致密的颗粒而富集。如果将分离器的塔顶物导向次级反应器,则催化剂将富集较小和/或较不致密的颗粒。该方案还可以被布置为使得不存在次级反应器,并且分离器位于再生器和主提升管反应器之间,分离器浓缩与下面图11的方法所述类似的催化剂。

[0140] 图8A/B的实施方式将再循环催化剂与次级反应器分离,在次级反应器中实现更高浓度的所需催化剂,但需要额外的资金成本。6A/B的实施方式也将再循环催化剂与次级反应器分离,与例如图7的流程图相比,实现了所需催化剂的浓度的适度增加,但是比图9A/B中的实施方式的资金成本更低。

[0141] 现在参考图10,示出了根据本文公开的实施方式的用于处理烃的系统的简化过程流程图,其中相同的附图标记表示相同的部分。该工艺流程移除了次级反应器并且使分离器47接收来自主提升管3的流出物。含有混合催化剂的提升管流出物可以被引导到分离器47,其中一部分催化剂从分离器塔底物710被再循环到提升管3,从而富集提升管反应器3中较大和/或较重的催化剂的浓度。分离器47的塔顶物712将继续进到汽提塔容器8,在其中烃产物将与剩余的催化剂分离。这种构造也可以与没有分级的催化剂混合物一起用作将废催化剂再循环到提升管3的方法。

[0142] 富集的催化剂馏分710可以从立管27引入再生催化剂进料入口上游或下游(如图所示)的提升管3,并且在一些实施方式中可以沿着提升管反应器3的长度在一个或多个点处引入。入口点可以基于次级烃进料、再循环催化剂710的温度和可用于有利地处理提升管反应器3中的烃的其它变量。

[0143] 从脱离容器8/汽提塔9回收的烃产物可以如上所述被送到分馏塔/气体装置720,用于分离和回收一种或多种烃馏分722、724、726、728、730。在本文的实施方式中,从分馏塔/气体装置回收的一个或多个烃馏分可以再循环到提升管反应器3或次级反应器32中用于进一步处理。

[0144] 示出了根据本文公开的实施方式的用于处理烃的系统的简化过程流程图,其中相同的数字表示相同的部分。在该工艺方案中,再生器催化剂料斗26流体地连接到提升管反应器3。再生的混合催化剂(其含有较小和/或较不致密的催化剂和较大和/或更致密的催化剂)从再生器17流向再生催化剂料斗26。用由分布器810提供的蒸汽和/或空气使料斗26流化。料斗的塔顶流出物816流入分离器47。催化剂在作为前述分离装置的分离器47中分离,并且富含较大和/或更致密的催化剂的塔底物814可被送回再生催化剂料斗26(例如当用空

气进行流化时)或者脱离容器8(例如当用蒸汽进行流化时)。这将增加再生催化剂料斗26中较大和/或更致密的催化剂的浓度。分离器47的塔顶物812可以被引导到再生器或汽提塔容器。再生器催化剂料斗的塔底物27具有带滑阀28的抽出,滑阀28控制富含较大和/或更致密的催化剂的催化剂流到提升管3的流动。以这种方式,提升管3以有效的比系统中的库存更高的催化剂浓度操作,根据催化剂的性质创造优选的产物。

[0145] 可以间歇地进行上述关于图11所述的再生催化剂料斗中的催化剂浓缩。该系统可以在料斗26中没有充分流化以将催化剂夹带到分离器47的情况下,使催化剂混合物循环通过提升管、汽提塔和再生器。当所需的产物混合物、烃进料或其它因素发生变化时(其中在催化剂混合物中用较高浓度的特定催化剂操作可能是有利的),再生料斗26中的催化剂可以使用分离器47进行流化和分离。当因素再次改变时,催化剂料斗的流化可被中止。以这种方式,可以提高系统在产物和进料方面的灵活性。

[0146] 虽然图10和11用单个提升管示出,但固体分离装置可用于增强多提升管系统的性能。例如,双提升系统可以从提升管中的一种催化剂的浓度受益,其可以处理与第二提升管不同的进料。

[0147] 本文的实施方式可以利用各种类型的催化剂或颗粒来进行所需的反应,其中可以使用共同的再生器来再生催化剂的混合物,并且将分离器设置于有利位置以使一个或多个反应器中富集催化剂混合物所含的特定催化剂。本文的实施方式可用于改进单元操作,并且增强反应体系的选择性和灵活性,例如用于包括轻质烯烃生产、汽油脱硫和重油加工的应用。

[0148] 如上所述,轻质烯烃生产可以包括提升管的各种轻质、中等和重质烃进料。第二反应器32的进料可以包括石脑油(例如直馏石脑油或再循环催化石脑油)以及其它进料。用于轻质烯烃生产的催化剂混合物可以包括较小和/或较不致密的催化剂(例如FCC催化剂(例如沸石Y))和较重/更致密的催化剂(例如ZSM-5或ZSM-11等)组合。也可以使用其它裂化催化剂。在美国专利号7,375,257、7,314,963、7,268,265、7,087,155、6,358,486、6,930,219、6,809,055、5,972,205、5,702,589、5,637,207、5,534,135和5,314,610等中公开了各种用于烃裂化的催化剂。

[0149] 如上所述,针对汽油脱硫的实施方式可以包括提升管的各种轻质、中等和重质烃进料。第二反应器32的进料还可以包括石脑油(例如直馏石脑油或再循环催化石脑油)以及其它进料。用于轻质烯烃生产的催化剂混合物可以包括较小和/或较不致密的催化剂(例如FCC催化剂(例如沸石Y))以及具有脱硫功能的较大和/或更致密的催化剂(例如具有各种金属促进的MgO/Al₂O₃)。也可以使用如美国专利号5,482,617、6,482,315、6,852,214、7,347,929等所公开的其他脱硫催化剂。在一些实施方式中,催化剂混合物可以包括具有脱硫活性的裂化催化剂组合物,例如在US5376608中公开的那些。

[0150] 如上所述,针对重油处理的实施方式可以包括提升管的各种轻质、中等和重质烃进料。第二反应器32的进料可以包括具有沸点或沸点范围高于约340℃的烃或烃混合物。可以与本文公开的方法一起使用的烃原料可以包括各种炼油厂和其他烃流,例如石油常压或减压渣油、脱沥青油、脱沥青塔沥青、加氢裂化常压塔或减压塔的塔底物、直馏减压瓦斯油、加氢裂化减压瓦斯油、流化催化裂化(FCC)淤浆油、来自沸腾床加氢裂化方法的减压瓦斯油、页岩衍生油、煤衍生油、焦油砂沥青、妥尔油、生物衍生原油、黑油以及其他类似的烃流

或这些的组合,其中每一种可以是直馏的、工艺衍生的、加氢裂化的、部分脱硫的和/或部分去金属的流。在一些实施方式中,渣油馏分可以包括正常沸点为至少480℃、至少524℃或至少565℃的烃。用于重烃处理的催化剂混合物可以包括较小和/或较不致密的催化剂(例如FCC催化剂(例如沸石Y))以及较大和/或更致密的催化剂(例如活性基质催化剂、金属捕集催化剂、粗/致密的Ecat(平衡催化剂)、基质或粘合剂型催化剂(例如高岭土或砂)或高基质/沸石FCC催化剂)。还可以使用其它裂化催化剂,例如US5160601,US5071806,US5001097,US4624773,US4536281,US4431749,US656347,US6916757,US6943132和US7591939等中公开的一种或多种。

[0151] 本文的系统也可用于预处理重质原油或原始原油,例如从焦油砂中回收的原油或沥青。例如,在下游操作中进一步加工已处理的重质原油之前,诸如图1或9中的反应器32等可用于预处理沥青,所述下游操作可包括在下游分离系统中的分离以及一个或多个馏分的再循环以在反应器3中进一步转化。在颗粒或催化剂混合物中用优选颗粒预处理重质原油的能力可以有利地允许整合重质原油处理,否则其将对催化剂和整体系统性能带来损害。

[0152] 本文的实施方式描述了通过分离器分离的催化剂混合物和反应器中混合物内的催化剂的有效优选浓缩。如图所示,在反应器中浓缩的催化剂被说明为从靠近反应器或容器的顶部的分离器返回。本文的实施方式还考虑了催化剂从分离器返回到反应器的中部或下部,并且其中催化剂在何处返回可以取决于正在处理的烃进料、混合物中的催化剂类型和反应器容器内所需的催化剂梯度。本文的实施方式还考虑将催化剂返回到反应器内的多个位置。在提供增强给定反应器中混合物内的特定催化剂或颗粒的浓度的能力的同时,本文的实施方式也可用于一种催化剂体系;本文所述的颗粒分离器和系统可以增加催化剂/油比,这增加了催化接触时间。

[0153] 如对于上述实施方式所述,第二反应器与FCC提升管反应器和分离系统整合。该反应器与其他容器流动连通,允许选择性催化处理和一体化烃产物淬冷、分离和催化剂再生。这种集成的反应器系统提供了上述一个或多个优点,并且本文所述方法的实施方式的特征可提供用于烃的催化裂化以生产轻质烯烃的改进或最佳方法。

[0154] 本文的实施方式可以采用两种类型的催化剂颗粒,例如具有较小粒径和/或较小密度的Y-沸石/FCC催化剂和尺寸更大和/或比前者更致密的ZSM-5颗粒。可以使用具有选择性循环的分离器来优先将Y-沸石与ZSM-5催化剂分离。使用这种催化剂体系允许夹带较轻和较小的颗粒,从而将ZSM-5型颗粒保留在额外的新反应器床内。在优选用于使来自C4和石脑油进料流的轻质烯烃的产率最大化的ZSM-5型催化剂存在的情况下,反应物发生选择性催化裂化。分离器是由于两种催化剂的粒径和/或密度的差异而能够促进它们分离的装置。具有选择性再循环的分离器的示例可以是旋风分离器、筛式分离器、机械筛分机、重力室、离心分离器、直列式或气动分级机,或可用于基于尺寸和/或水动力学性质有效分离颗粒的其它类型的分离器。分离器连接到与第二反应器的顶部,其与第二反应器以及再生器和第一反应器/汽提塔流动连通。

[0155] 反应器可以设置有挡板或模块化网格内部件。这提供了催化剂与烃进料分子的紧密接触,有助于气泡破裂并避免由于催化剂或进料的聚结、渠化或旁通(bypassing)而导致的气泡生长。

[0156] 通常,用于保持催化剂活性的新鲜催化剂补充物使用工厂空气引入再生器床。相

反,建议使用蒸汽或氮气作为输送介质将所需的高浓度催化剂/添加剂直接注入第二反应器床。这有助于产生浓度的递增和有利的选择性。

[0157] 本文所述的反应器构造提供足够的灵活性和操作窗口来调节操作条件,例如重时空速 (WHSV)、催化剂和烃蒸气停留时间、反应温度、催化剂/油比等。例如,在一些实施方式中,通过调节间接控制催化剂/油比的再生器的催化剂流动来控制第二反应器顶部/床温度。而反应器床层可以通过操控从反应器到再生器的废催化剂流动(其控制WHSV和催化剂停留时间)来控制。

[0158] 尽管本公开包括有限数量的实施方式,但是受益于本公开的本领域技术人员将理解,可以设计出不脱离本公开的范围的其他实施方式。因此,本申请的保护范围应当仅由所附权利要求限定。

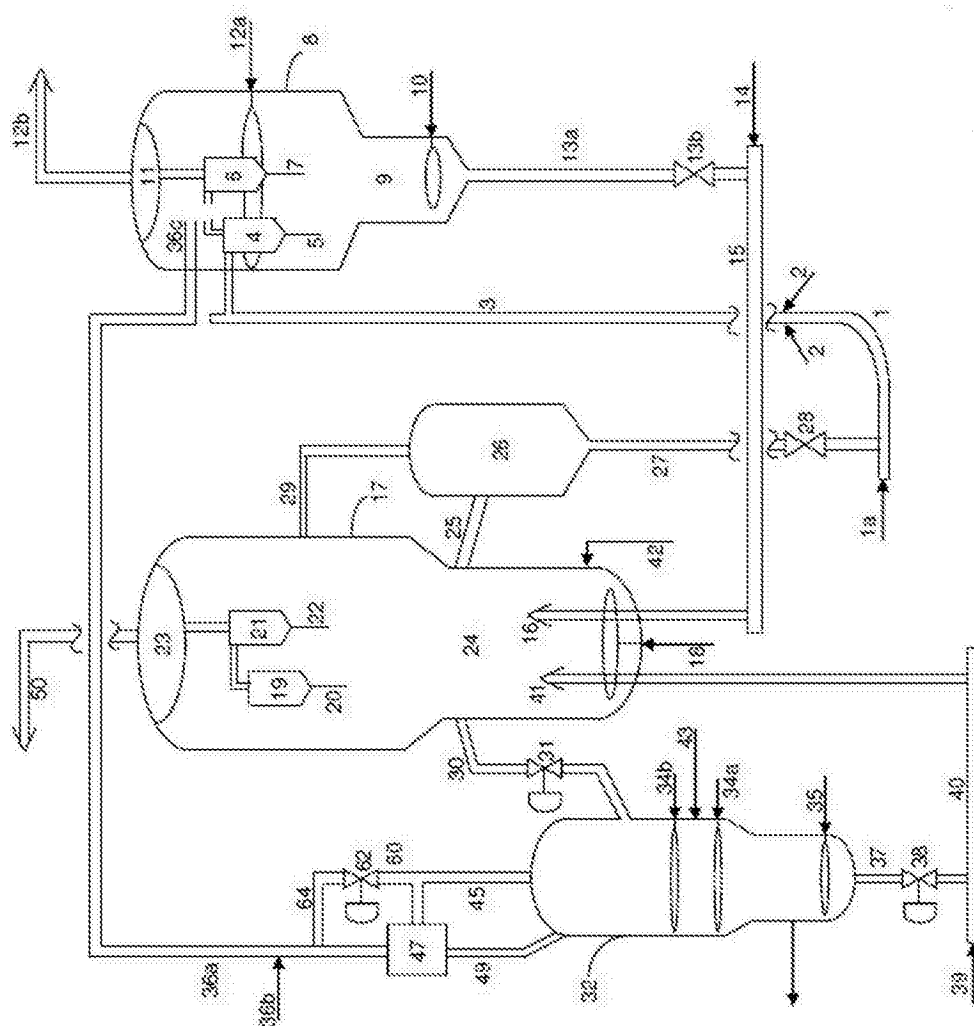


图1

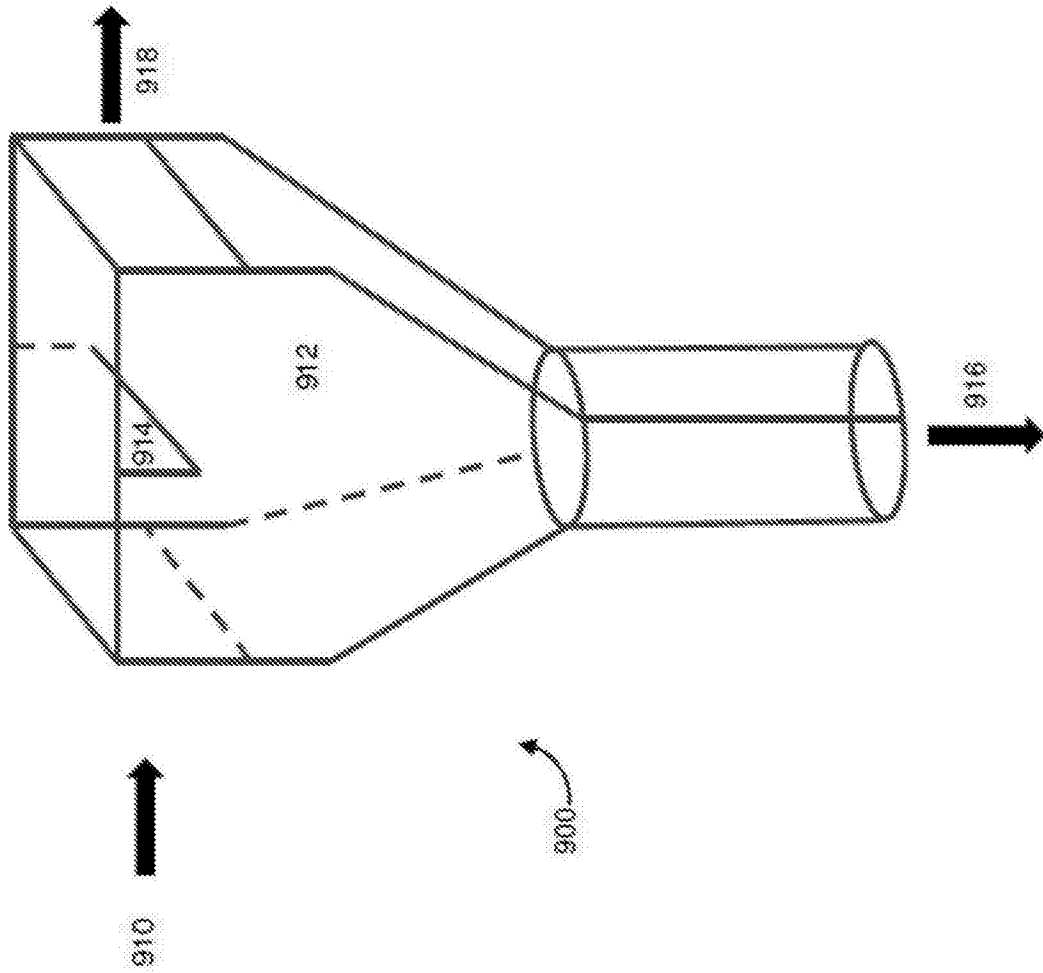


图3

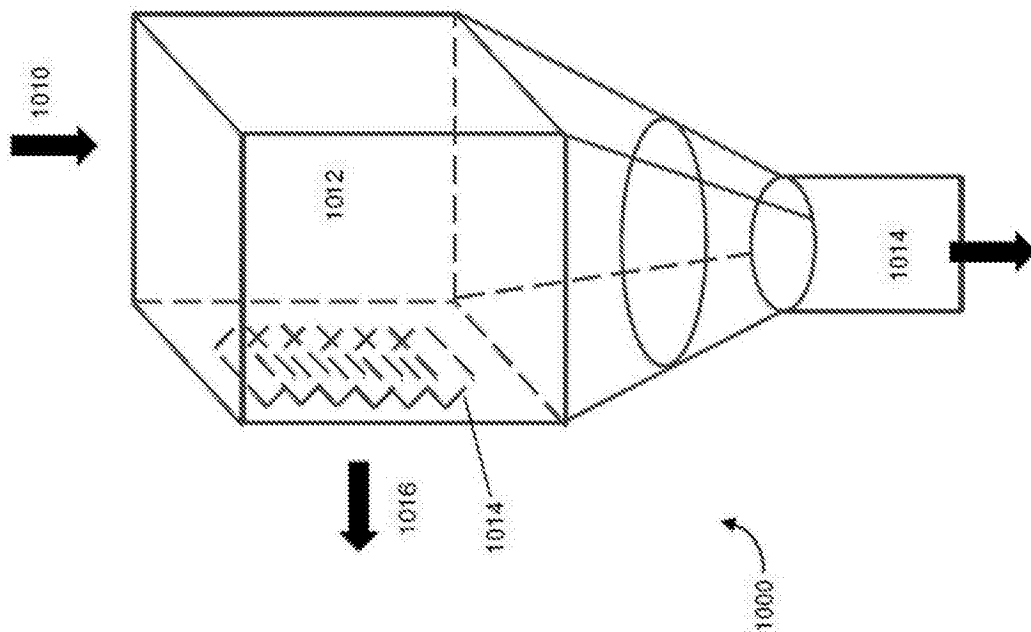


图4

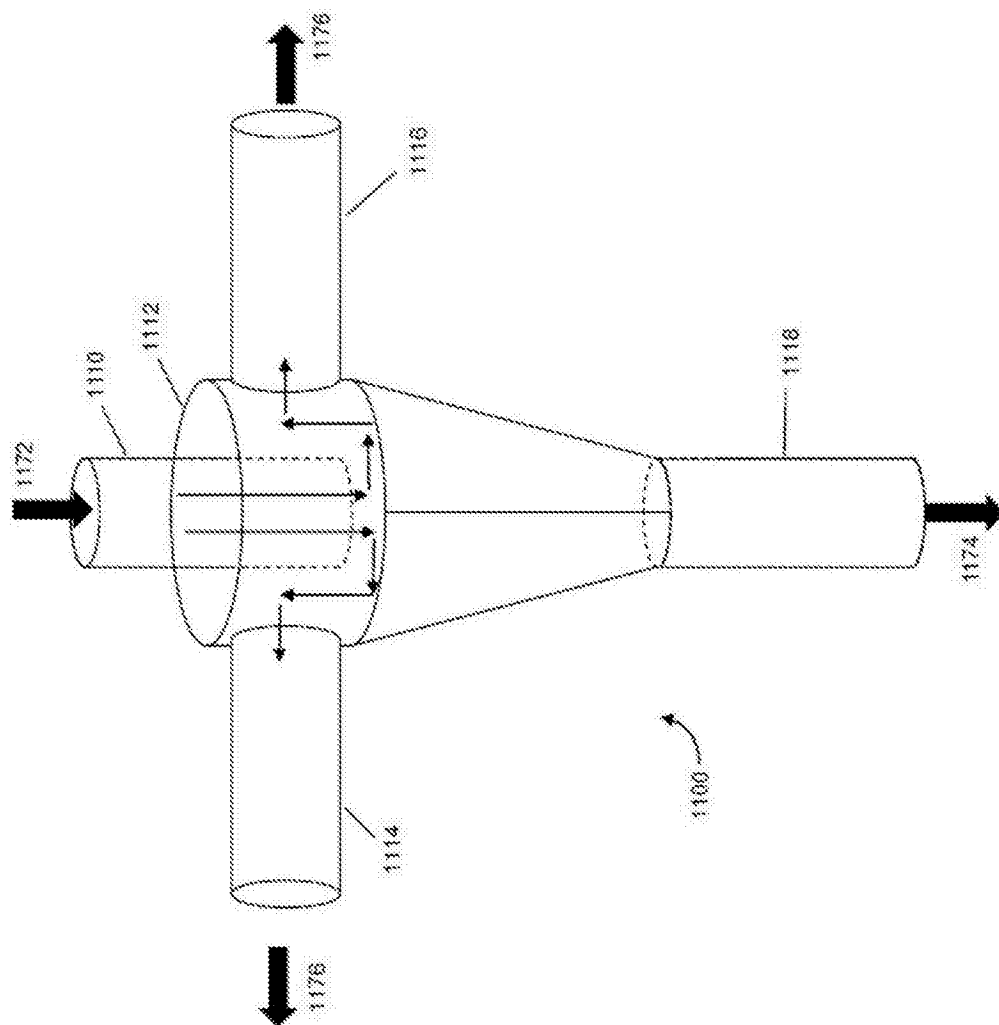


图5

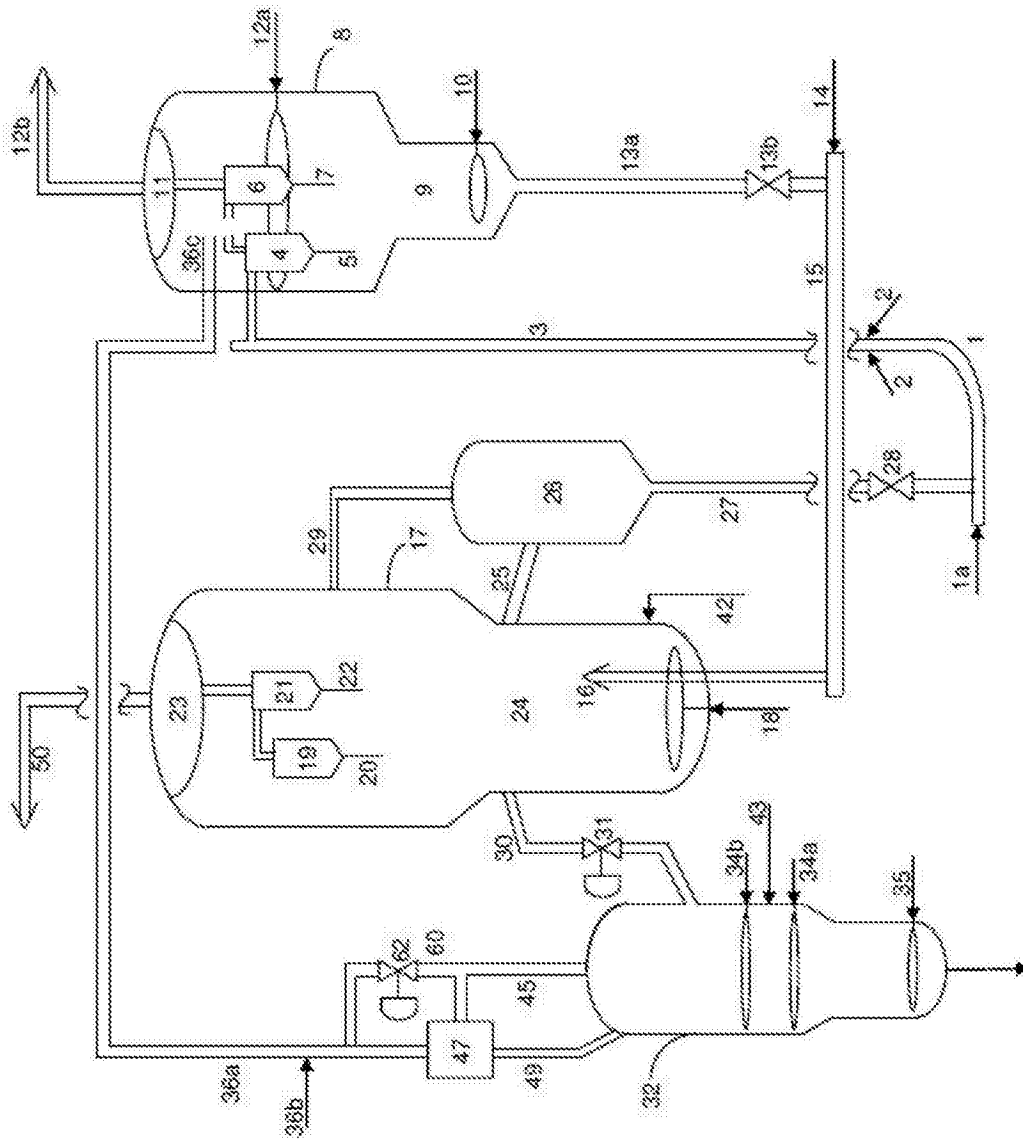


图6

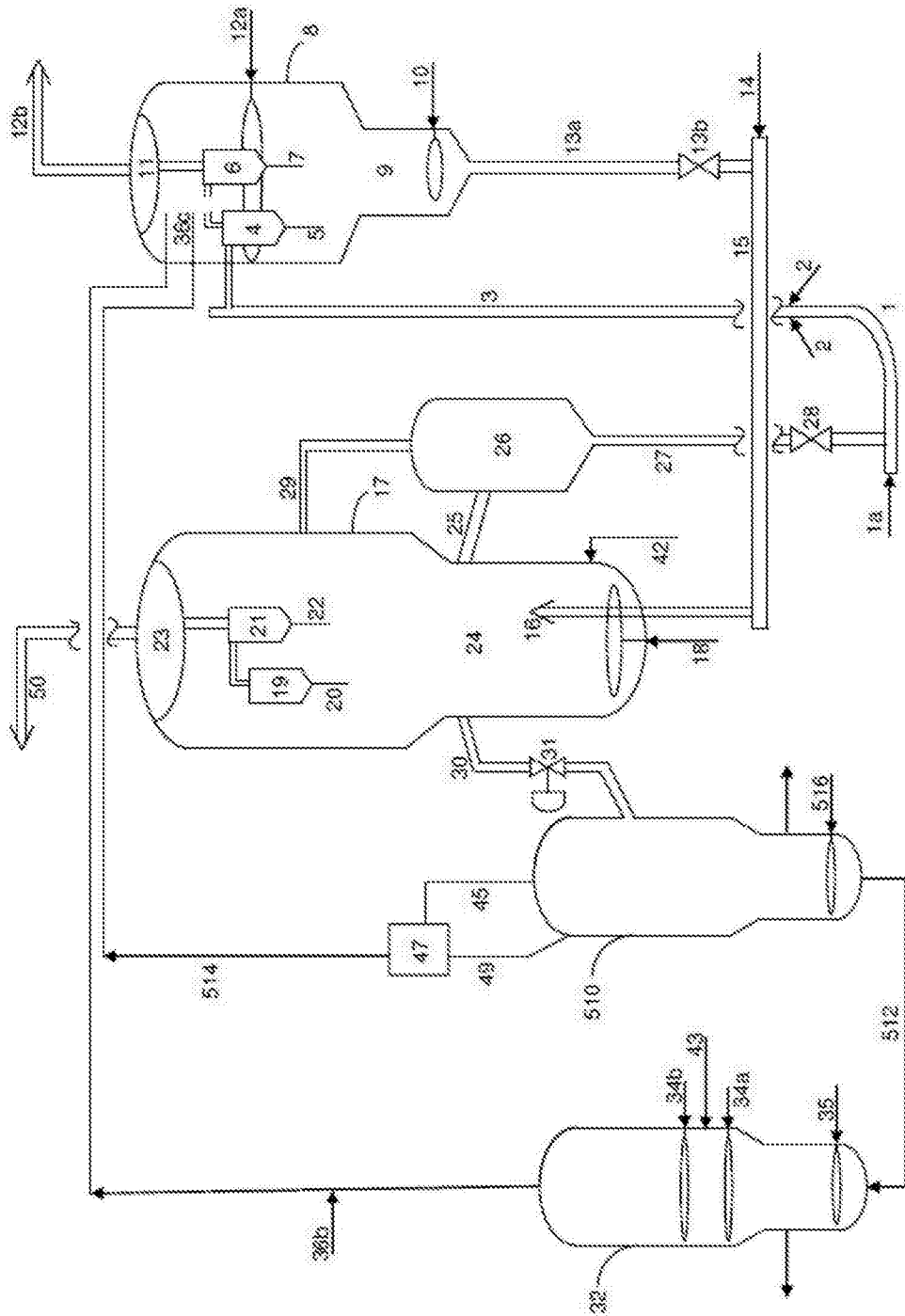


图8A

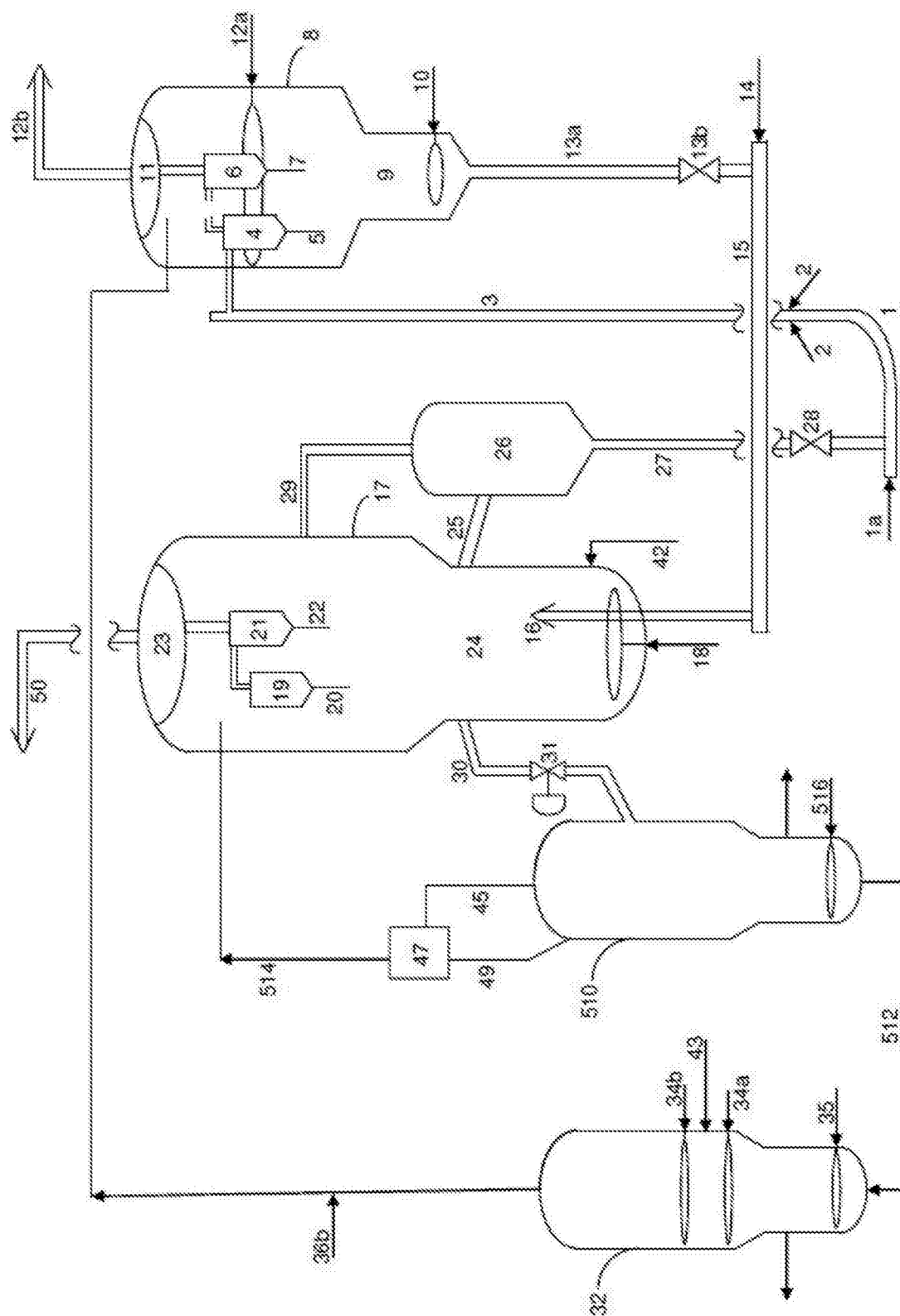


图8B

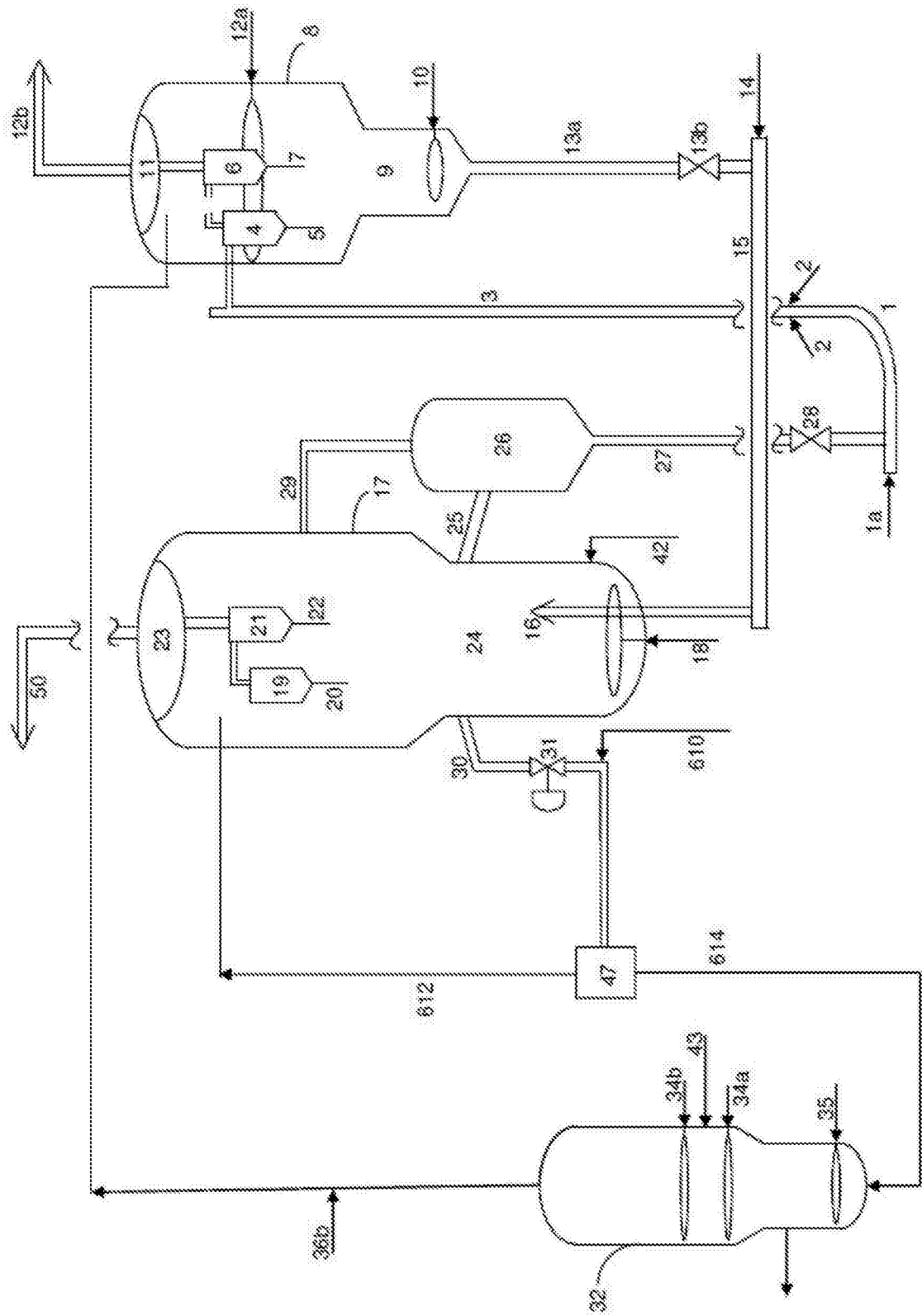


图9A

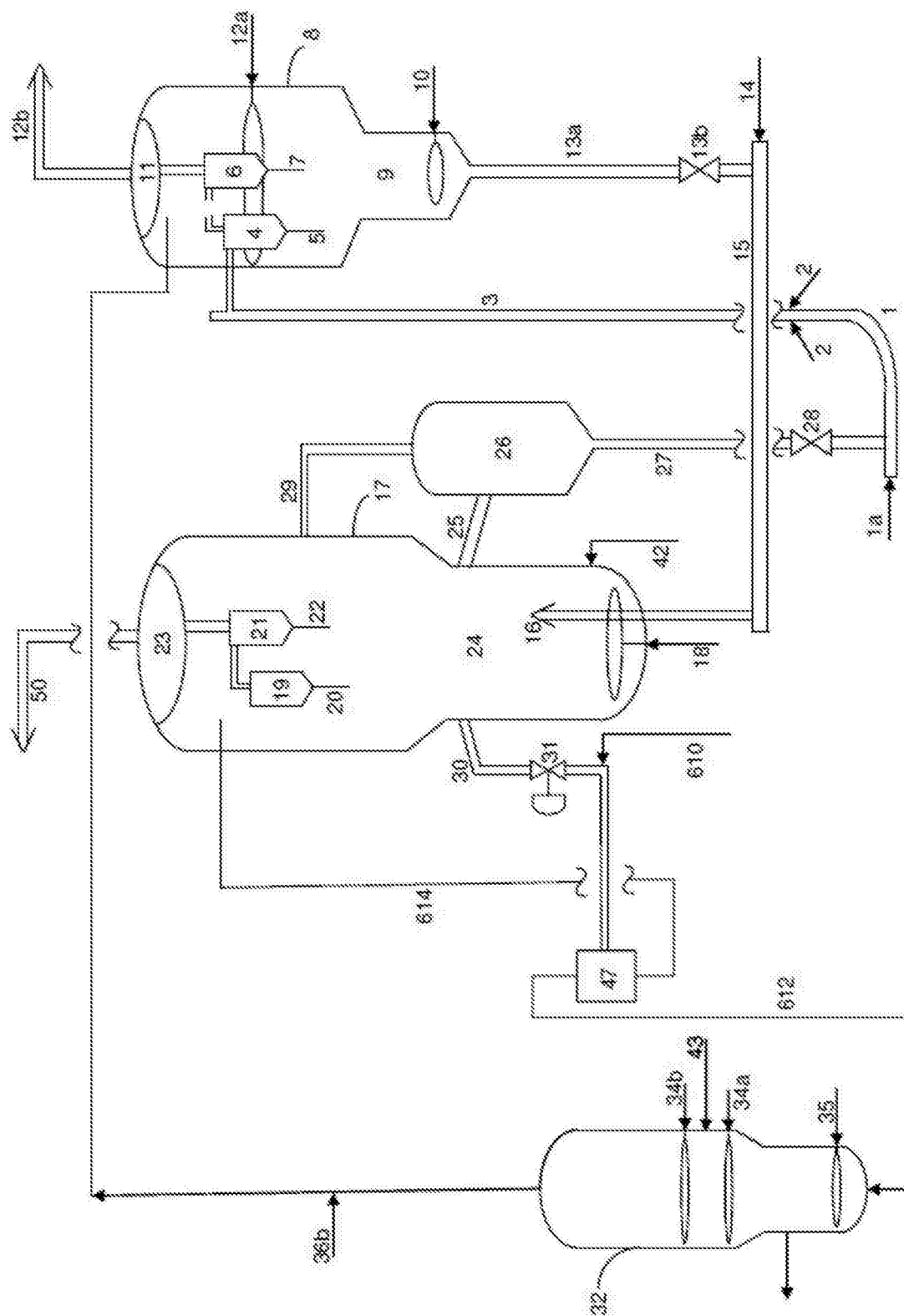


图9B

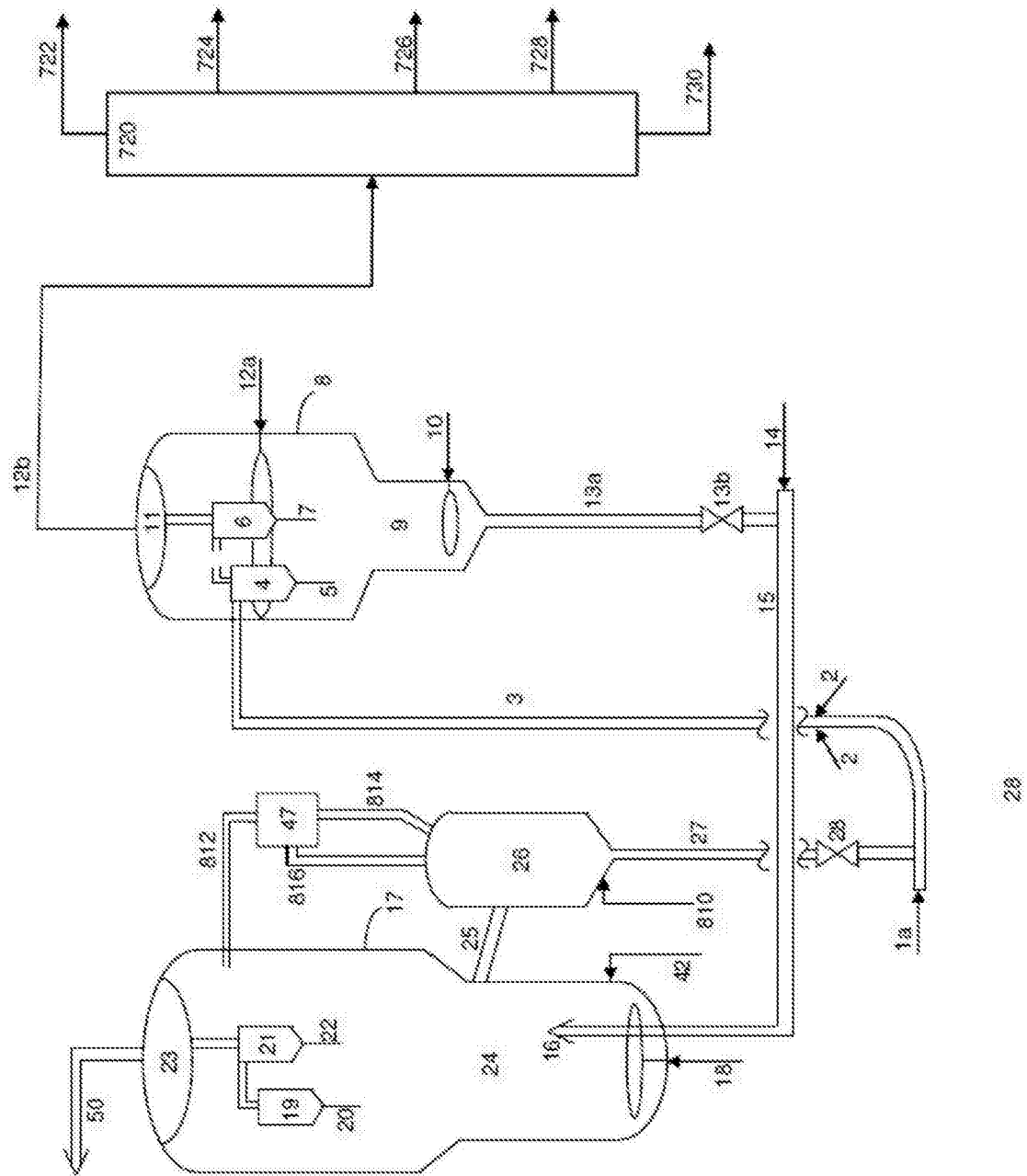


图11