



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 104487548 B

(45)授权公告日 2018.08.28

(21)申请号 201380038771.3

(22)申请日 2013.06.06

(65)同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 104487548 A

(43)申请公布日 2015.04.01

(30)优先权数据
13/563,385 2012.07.31 US

(85)PCT国际申请进入国家阶段日
2015.01.21

(86)PCT国际申请的申请数据
PCT/US2013/044446 2013.06.06

(87)PCT国际申请的公布数据
W02014/021988 EN 2014.02.06

(73)专利权人 雪佛龙美国公司

地址 美国加利福尼亚

(72)发明人 H·K·C·蒂姆肯
R·F·克莱夫登 B·K·常
D·H·莫尔 C·M·菲利普斯

(74)专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专
利商标事务所 11038

代理人 孙爱

(51)Int.Cl.
C10G 29/20(2006.01)
B01J 31/02(2006.01)

审查员 师琪

权利要求书2页 说明书14页 附图6页

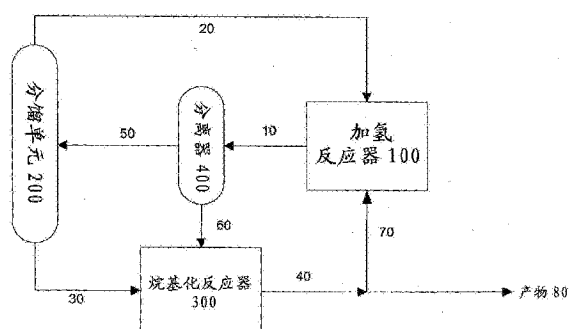
(54)发明名称

在烷基化方法中氢气的循环和氯化氢的回
收

(57)摘要

我们提供烷基化方法,该方法包括:从加氢反应器的废气中分离并循环氢气和氯化氢;其中所述氢气被循环到加氢反应器中;和其中所述氯化氢被循环到烷基化反应器中。我们还提供进行这一方法的烷基化工艺单元。

具有催化剂加氢-再生、氢气循环和
氯化氢回收的烷基化工艺单元;



1. 烷基化方法,该方法包括:从用于再生用过的烷基化催化剂的加氢反应器(100)的废气(50)中分离并循环氢气和氯化氢;其中所述氢气被循环到加氢反应器(100);其中所述氯化氢被循环到烷基化反应器(300),和其中使用烃萃取溶剂(25),从加氢反应器(100)的废气(50)中萃取所述氯化氢,所述烃萃取溶剂(25)包含待烷基化的烯烃和异链烷烃。

2. 权利要求1的烷基化方法,其中所述烃萃取溶剂(25)包括异构化烯烃。

3. 权利要求1的烷基化方法,其中烷基化反应器(300)使用包含氯化物的烷基化催化剂。

4. 权利要求3的烷基化方法,其中所述烷基化催化剂是离子液体催化剂。

5. 权利要求4的烷基化方法,其中所述烃萃取溶剂(25)被进料到选自氢化的流出物(10)、在分离器(400)内分离的加氢反应器(100)的废气(50)及其组合的物流中。

6. 权利要求5的烷基化方法,其中所述烃萃取溶剂(25)以烃萃取溶剂(25)比离子液体催化剂的vol/vol比为1.0-100来进料。

7. 权利要求5的烷基化方法,其中选择所述烃萃取溶剂(25)比离子液体催化剂的vol/vol比以在含氢气(20)的气体部分内提供小于600wppm的氯化氢水平。

8. 权利要求5的烷基化方法,其中选择所述烃萃取溶剂(25)比离子液体催化剂的vol/vol比以提供在加氢反应器(100)中产生的至少85wt%氯化氢,将其回收并循环到烷基化反应器(300)。

9. 权利要求1的烷基化方法,其中在含Pt和Pd的加氢催化剂存在下操作加氢反应器(100)。

10. 权利要求1的烷基化方法,其中在比加氢反应器(100)的废气(50)进料到用于分离的分馏单元(200)内的地方高的位置处,将烃萃取溶剂(25)进料到分馏单元(200)中。

11. 权利要求10的烷基化方法,其中所述烃萃取溶剂(25)包括待烷基化以制备烷基化物汽油共混组分的烯烃和异链烷烃。

12. 权利要求1的烷基化方法,另外包括从加氢反应器(100)的流出物(10)中分离萃取的混合聚合物石脑油(45),并将萃取的混合聚合物石脑油(45)共混到烷基化物汽油内。

13. 烷基化工艺单元,它包括:

a. 用于从再生用过的离子液体催化剂的加氢反应器(100)的废气(50)中分离氢气和氯化氢的分馏单元(200);和

b. 在分馏单元(200)和加氢反应器(100)之间的第一连接器用于传输含氢气的至少一部分到加氢反应器(100)中;和

c. 在分馏单元(200)和烷基化反应器(300)之间的第二连接器用于传输含氯化氢的至少第二部分到烷基化反应器(300)中;所述烷基化工艺单元另外包括入口,其中将烃萃取溶剂(25)进料到分馏单元(200)或者进料到位于加氢反应器(100)和分馏单元(200)之间的分离器(400)中,和所述烃萃取溶剂(25)包含待烷基化的烯烃和异链烷烃。

14. 权利要求13的烷基化工艺单元,其中所述入口在比氢气和氯化氢进料到分馏单元(200)中的地方高的位置处。

15. 权利要求13的烷基化工艺单元,它另外包括在加氢反应器(100)和分馏单元(200)之间的分离器(400)。

16. 权利要求13的烷基化工艺单元,它另外包括离子液体催化剂和烃分离器(500),所

述烃分离器(500)将废气(50)分离成含氯化氢的轻质烃部分(30)、萃取的混合聚合物石脑油(45)和离子液体催化剂物流(60)。

17. 权利要求13的烷基化工艺单元,它另外包括在产物处理单元和第二连接器之间的第三连接器,其中将所述第二部分与含气态氯化氢和丙烷的混合物的来自产物处理单元的循环物流混合。

在烷基化方法中氢气的循环和氯化氢的回收

[0001] 本申请涉及标题为“ALKYLATION PROCESS WITH RECYCLE OF HYDROGEN AND RECOVERY OF HYDROGEN CHLORIDE”和“EXTRACTED CONJUNCT POLYMER NAPHTHA”的共同提交的申请,本文全文将其引入。

技术领域

[0002] 本申请涉及在使用加氢的烷基化方法中,改进的氯化氢和氢气循环的方法和工艺单元。

[0003] 发明背景

[0004] 在使用加氢的烷基化方法中期望循环氢气和氯化氢的改进的方法和工艺单元。

[0005] 发明概述

[0006] 本申请提供烷基化方法,该方法包括:从加氢反应器的废气中分离并循环氢气和氯化氢;其中所述氢气被循环到加氢反应器中;和其中所述氯化氢被循环到烷基化反应器中。

[0007] 本申请还提供烷基化工艺单元,其包括:

[0008] a. 从再生用过的离子液体催化剂的加氢反应器的废气中分离氢气和氯化氢的分馏单元;和

[0009] b. 在分馏单元和加氢反应器之间的第一连接器以传输含氢气的至少一部分到加氢反应器中;和

[0010] c. 在分馏单元和加氢反应器之间的第二连接器以传输含氯化氢的至少第二部分到烷基化反应器中。

[0011] 附图简述

[0012] 图1是具有催化剂加氢-再生、氢气循环和氯化氢回收的烷基化工艺单元的图示;综合情形(comprehensive case)。

[0013] 图2是具有催化剂加氢-再生、氢气循环和通过苛性洗涤除去氯化氢的烷基化工艺单元的图示;比较情形。

[0014] 图3是具有催化剂加氢-再生、从分离器中循环氢气和氯化氢回收的备选烷基化工艺的图示。

[0015] 图4是具有催化剂加氢-再生、氢气循环和氯化氢回收的第二备选烷基化工艺单元的图示。

[0016] 图5是具有催化剂加氢、氢气循环和氯化氢回收的第三备选烷基化工艺单元的图示。这一图示包括选择性烯烃异构化反应器。

[0017] 图6是没有烃萃取溶剂的加氢-再生工艺的图示。

[0018] 详细说明

[0019] 使用烷基化方法和烷基化工艺单元,制备烷基化产物,其中包括烷基化芳烃和烷基化异链烷烃。烷基化产物可具有宽范围的用途,其中包括例如汽油共混组分,中间蒸馏物,基础油,和石化组分。在这些烷基化方法中所使用的烷基化催化剂常常含有氯化物。烷

基化催化剂的实例是具有金属氯化物(例如,氯化锌)的氧化铝/氧化硅气溶胶和Friedel-Crafts烷基化催化剂。Friedel-Crafts烷基化牵涉使用强路易斯酸催化剂,用烷基卤或任何碳阳离子中间体烷基化芳烃环或异链烷烃。碳阳离子中间体的实例是由烷烃类和质子酸,路易斯酸,烯酮和环氧化物衍生的那些。一些离子液体催化剂是Friedel-Crafts催化剂。

[0020] 在使用含氯化物的反应物或者催化剂的烷基化方法中,其中加氢反应器提供废气给烷基化反应器,常常优选的是维持所需水平的氯化物在该工艺中以及有效地利用氢气。“废气”本文中定义为来自加氢反应器的气态流出物。“循环(Recycling)”在本文中定义为在循环过程中返回物质到前一段中。“回收(Recovering)”在本文中定义为或者显著量或者完全保留,这与弃置或除去相反。显著量为至少50wt%。

[0021] 在一个实施方案中,烷基化反应器使用包含氯化物的烷基化催化剂。

[0022] 由于烷基化方法包括氯化物,因此,加氢单元释放氯化氢,氯化氢可累积到过量的水平并可抑制加氢反应器内的转化,除非将其除去。可使用酸气体处理方法,例如碱性含水洗涤系统,但在烷基化方法中不可能简单地再使用氯化氢。在烷基化装置中可如何使用酸气体处理方法的一个实例示出在图3中。若氢氧化钠(NaOH)用作碱性(苛性)反应物,则氯化氢(HCl)转化成氯化钠(NaCl)和水,且它不适合于循环到离子液体烷基化工艺中。当HCl必须通过额外的氯化物注入到烷基化工艺单元内弥补时,在HCl除去步骤中破坏的HCl可代表显著的操作成本。它也可导致在设施的水处理系统中必须中和并除去的含水废物流。进一步地,循环的氢气然后必须彻底干燥,之后在使用或再生水反应性催化剂的加氢反应器中使用。

[0023] 参考图1,示出了在使用具有氯化物的反应物或具有氯化物的催化剂的烷基化方法中,通过下述方法,在几乎没有过量氯化氢累积,和在有效地使用氢气的情况下,可连续使用加氢反应器(100):

[0024] 将来自烷基化反应器的流出物(40)分离成一部分流出物(70)和烷基化产物(80)。该部分流出物(70)在加氢反应器(100)中氢化。加氢反应器(100)产生氢化的流出物(10),它在分离器(400)内被分离成废气(50)和离子液体催化剂物流(60)。该废气包括氢气和氯化氢。离子液体催化剂物流(60)被任选地循环到烷基化反应器(300)中。来自加氢反应器(100)的废气(50)在分馏单元(200)内被分离成含氢气的气体部分(20)和含氯化氢的轻质烃部分(30)。至少一部分含氢气的气体部分(20)被循环到加氢反应器(100)中,和至少一部分含氯化氢的轻质烃部分(30)被循环到烷基化反应器(300)中。

[0025] 图2示出了没有回收含氯化氢的轻质部分的比较工艺单元。在图2中,氢气(90),和含来自烷基化反应器(300)的用过的催化剂的一部分流出物(70)在加氢反应器中再生。氢化的流出物(10)在气/液分离单元,分离器(400)中分离。来自分离器的废气(50)随后在苛性处理单元(600)和干燥器(700)中处理,除去氯化氢(这与回收相反),以生产含氢气的干燥气体部分(20)。含氢气的气体部分(20)被输送到加氢反应器中。循环气体清洗(15)物流从该工艺单元中除去过量氢气和轻质烃。来自分离器的已分离液体(85)与烃萃取溶剂(25)混合,并将该混合物进料到离子液体催化剂和烃分离器(500)中,将该混合物分离成含混合(conjunct)聚合物和萃取溶剂(35)二者的物流以及离子液体催化剂物流(60)。含混合聚合物和萃取溶剂(35)二者的物流被输送到烷基化产物(80)的炼油厂烃池(pool)中。离子液体

催化剂物流 (60) 被循环到烷基化反应器 (300) 中。需要添加氯化物 (95) 以补充在苛性处理单元 (600) 内被除去的氯化氢。

[0026] 图3示出了与图2相比的改进方法,其中氢气被循环且氯化氢被回收和有效地循环。在图3中,氢气 (90) 和含来自烷基化反应器 (300) 的用过的催化剂的一部分流出物 (70) 在加氢反应器中再生。氢化的流出物 (10) 在气/液分离单元,分离器 (400) 内分离。烃萃取溶剂 (25) 被进料到分离器 (400) 中,使得分离器 (400) 产生已分离的液体 (85) 和含氢气的气体部分 (20)。含氢气的气体部分 (20) 具有降低量的氯化氢,并且含氢气的气体部分 (20) 被循环到加氢反应器 (100) 中。来自分离器 (400) 的已分离的液体 (85) 包括氯化氢。已分离的液体 (85) 被进料到离子液体催化剂和烃分离器 (500) 中,将已分离的液体 (85) 分离成烃物流 (52) 和离子液体催化剂物流 (60)。烃物流 (52) 被进料到分馏单元 (200) 中,在此它被分离成两种物流。一种物流是含氯化氢的轻质烃部分 (30)。第二种物流是萃取的混合聚合物石脑油 (45)。含氯化氢的轻质烃部分 (30) 也被循环到烷基化反应器 (300) 中。在这一方法中,回收并循环,而不是除去氯化氢,如图2中一样。萃取的混合聚合物石脑油 (45) 被输送到烷基化产物 (80) 的炼油厂烃池中。

[0027] 图4示出了一种备选的方法,其中氢气被循环和氯化氢被回收和循环。在图4中,氢气 (90),和含来自烷基化反应器 (300) 的用过的催化剂的一部分流出物 (70) 被进料到加氢反应器 (100) 中。来自加氢反应器 (100) 的氢化的流出物 (10) 被进料到分离器 (400) 中,将氢化的流出物 (10) 分离成废气 (50) 和已分离的液体 (85)。废气 (50) 被进料到分馏单元 (200) 中。烃萃取溶剂 (例如,进到烷基化反应器的异链烷烃原料) 也被进料到分馏单元 (200) 中。分馏单元 (200) 将废气 (50) 分离成含氢气的气体部分 (20) 和含氯化氢的轻质烃部分 (30)。含氢气的气体部分 (20) 被循环到加氢反应器 (100) 中。含氯化氢的轻质烃部分 (30) 被回收并循环到烷基化反应器中。混合来自分离器 (400) 的已分离的液体 (85) 与混合聚合物的萃取溶剂 (55),并将该混合物进料到离子液体催化剂和烃分离器 (500) 中。离子液体催化剂和烃分离器 (500) 将已分离的液体 (85) 和混合聚合物的萃取溶剂 (55) 的混合物分离成萃取的混合聚合物石脑油 (45) 和离子液体催化剂物流 (60)。萃取的混合聚合物石脑油 (45) 被输送到烷基化产物 (80) 的炼油厂烃池中。离子液体催化剂物流被循环到烷基化反应器 (300) 中。

[0028] 图5示出了另一备选的方法,其中氢气被循环和氯化氢被回收并循环。在图5中,含来自烷基化反应器 (300) 的用过的催化剂的一部分流出物 (70),和任选地氢气 (90) 被进料到加氢反应器 (100) 中。来自加氢反应器 (100) 的氢化的流出物 (10) 被进料到分离器 (400) 中,将氢化的流出物 (10) 分离成废气 (50) 和已分离的液体 (85)。在一个实施方案中,氢气 (90) 没有独立地进料到加氢反应器 (100) 中,因为加氢所需的所有氢气通过来自分馏单元 (200) 的含氢气的气体部分 (20) 供应。将废气 (50) 进料到分馏单元 (200) 中。氢气 (90) 和烯烃原料 (75) (例如,1-丁烯) 被进料到选择性烯烃异构化反应器 (800) 中,其中烯烃原料 (75) 转化成异构化烯烃 (12) (例如,2-丁烯)。将烃萃取溶剂 (25) (例如,在烷基化反应器中待烷基化的异链烷烃原料 (65)) 与异构化烯烃 (12) 混合,并将该混合物进料到分馏单元 (200) 中。分馏单元 (200) 将废气 (50) 分馏成含氢气的气体部分 (20) 和含氯化氢的轻质烃部分 (30)。含氢气的气体部分 (20) 被循环到加氢反应器 (100) 中。过量的氢气和轻质烃在循环气体清洗 (15) 中被除去。含氯化氢的轻质烃部分 (30) 被回收并循环到烷基化反应器中。混合来自分离器 (400) 的已分离的液体 (85) 可与聚合物的萃取溶剂 (55) 或来自烷基化反应器的

流出物(40)(正如所示的)混合,并将该混合物进料到离子液体催化剂和烃分离器(500)中。离子液体催化剂和烃分离器(500)将已分离的液体(85)和一种或多种混合聚合物的萃取溶剂(55)和来自烷基化反应器的流出物(40)的混合物分离成由萃取的混合聚合物石脑油(45)和离子液体催化剂物流(60)组成的物流。萃取的混合聚合物石脑油(45)被输送到烷基化产物(80)的炼油厂烃池中。离子液体催化剂物流(60)被循环到烷基化反应器(300)中。视需要,可将氯化物(95)加入到烷基化反应器(300)中。

[0029] 加氢

[0030] 加氢是导致氢气加成到起始分子上的还原反应。加氢改变起始分子的物理和化学性质。氢气的加成可解离起始分子,除去非所需的杂质(例如,硫,氧,氮,混合聚合物),或引起起始分子经历重排(例如,异构化)。常常在加氢催化剂存在下进行加氢。加氢的一种用途是氢化用过的烷基化催化剂,例如用过的酸性离子液体烷基化催化剂。

[0031] 在一个实施方案中,烷基化催化剂在使用期间失活且要求再生。失活可通过例如在烷基化催化剂内混合聚合物累积引起。可在加氢反应器(在本文中也称为加氢-再生反应器)内实现再生。加氢从烷基化催化剂中除去杂质,例如混合聚合物,从而增加酸度和催化剂进行烷基化的能力。在这一实施方案中,使用加氢反应器来再生用过的烷基化催化剂。

[0032] 在一个实施方案中,在烷基化反应器中所使用的催化剂在加氢反应器中再生。加氢反应器接触用过的催化剂与氢气和典型地加氢催化剂,以再生烷基化催化剂。在一个实施方案中,加氢催化剂被承载。

[0033] 在一个实施方案中,一部分流出物包括可在加氢反应器内再生的用过的催化剂。在一个实施方案中,加氢反应器接触用过的离子液体催化剂与氢气和加氢催化剂,以再生用过的离子液体催化剂。在一个实施方案中,添加沸石或分子筛到加氢催化剂中,以改进催化剂的性能。在一个实施方案中,加氢催化剂被承载。加氢催化剂用的典型载体材料是硅藻土,氧化铝,氧化硅,和氧化硅-氧化铝。其他载体材料包括氧化铝-氧化硼,氧化硅-氧化铝-氧化镁,氧化硅-氧化镁-氧化钛,和通过添加沸石和其他复杂氧化物到其中而获得的材料。当使用时,载体材料在加氢反应温度下具有充足的机械强度和化学稳定性。

[0034] 在一个实施方案中,在催化剂存在下进行加氢,所述催化剂通常包括在多孔载体材料,例如天然粘土或合成氧化物上的金属或非金属加氢组分。可使用的金属加氢组分的实例是Fe,Co,Ni,Ru,Rh,Pd,Pt,Ir,Os,Cr,Mn,Ti,V,Zr,Mo,W及其混合物。非金属加氢组分的实例是Te,As及其混合物。加氢组分可单独或组合使用。

[0035] 可在宽范围的氢气压力,典型地约50-5,000psig下进行加氢。加氢条件可包括-20℃至400℃,或50℃至300℃的温度;和大气压到5,000psig,或50到2,500psig的总压力。加氢接触时间可以是0.1分钟到24小时,例如10分钟到12小时。在加氢期间原料与催化剂之比可以从0.1变化到10vol/vol/h。正构烃可任选地在加氢反应器内用作溶剂。

[0036] 在US7691771,US7651970,US7678727,和US7825055中给出了离子液体催化剂加氢以供再生的实例。

[0037] 氢化的流出物用分离器

[0038] 在一个实施方案中,分离器(400)分离氢化的流出物,例如,再生过的催化剂流出物流以供有效的下游加工。可按照若干不同的方式构造分离器。例如,在图1中,分离器首先将离子液体催化剂物流(60)与再生过的催化剂流出物相分离。然后含有氢气、氯化氢和

烃的废气(50)物流被输送到分馏单元(200)中以便进一步分离成含氢气的气体部分(20)和含氯化氢的轻质烃部分(30)。在图2,4和5中,分离器将再生过的催化剂流出物物流分离成含氯化氢气体的废气(50)和已分离的液体(85)。在图3中,将烃萃取溶剂(25)加入到分离器中,有助于将氯化氢萃取到液体物流内。分离器(400)产生氯化氢水平下降的含氢气的气体部分(20)和已分离的液体(85)。含氯化氢、烃和离子液体催化剂的已分离的液体(85)被输送到离子液体催化剂和烃分离器(500)中。离子液体催化剂和烃分离器的实例是离心机,液-液萃取器,选择性过滤器,沉降罐和凝聚过滤器。合适的凝聚过滤器实例公开于US8,067,656中。

[0039] 烃萃取溶剂

[0040] 在一个实施方案中,使用烃萃取溶剂,从加氢反应器的废气中萃取氯化氢。氯化氢可被萃取到烃萃取溶剂内,将其传输到烷基化反应器中。在图3-5中示出了这一实施方案。烃萃取溶剂可以是可充当烷基化工艺用溶剂或反应物的任何烃。制备烷基化物汽油的合适的烷基化工艺用萃取溶剂的实例是异丁烷,烷基化物汽油,异构化烯烃及其混合物。

[0041] 在一个实施方案中,烃萃取溶剂包括异构化烯烃。异构化烯烃的实例是2-丁烯。在US7553999中教导了异构化烯烃制备具有改进的RON的烷基化物汽油的方法。

[0042] 在一个实施方案中,将烃萃取溶剂(25)加入到加氢反应器(100)中。在另一实施方案中,将烃萃取溶剂(25)加入到氢化的流出物(10)中。在又一实施方案中,将烃萃取溶剂加入到或者分离器(400)或者分馏单元(200)中。在一个实施方案中,将烃萃取溶剂进料到选自氢化的流出物(10),来自分离器的废气(50)或其组合中的物流中。

[0043] 在图3中,例如,将烃萃取溶剂加入到或者在分离器内的氢化的流出物(10)中或者在分离之前的氢化的流出物(10)中。在一个实施方案中,可通过一系列的气/液分离器,液/液分离器,和分馏单元(它是蒸馏塔),分离来自加氢反应器的流出物。在一个实施方案中,来自加氢反应器(100)的流出物通过气/液分离器分离成:a)含氢气的气体部分(20)和b)已分离的液体(85)。已分离的液体包括含氯化氢的轻质烃部分(30)。在一个实施方案中,液/液分离器从含烃萃取溶剂和氯化氢的第二液体中除去一种液体(再生过的烷基化催化剂),它被循环回到烷基化反应器中。可在分馏单元内蒸馏第二液体成至少两种物流,一种是含氯化氢和烃萃取溶剂的一部分轻质烃部分,和另一种是萃取的混合聚合物石脑油。在这一实例中,烃萃取溶剂也可以是在烷基化反应器内的反应物。在这一实例中,可使用烃萃取溶剂,冷却来自加氢反应器的流出物。

[0044] 可在分馏单元(它是蒸馏塔)内进行氢气和氯化氢的分离。例如,在图5中,烃萃取溶剂包括异链烷烃(例如异丁烷)和异构化烯烃。在这一实例中,在分馏单元,例如蒸馏塔内,混合烃萃取溶剂与来自加氢反应器的废气。在一个实施方案中,在比其中加氢反应器的废气进料到分馏单元内的地方高的位置处,将异链烷烃和异构化烯烃进料到分离所使用的分馏单元中。换句话说,在比其中氢气和氯化氢进料到分馏单元的地方高的位置处将烃萃取溶剂进料到分馏单元中。在一个实施方案中,烃萃取溶剂与流入到分馏单元的废气逆流地进料到分馏单元中。在这一实例和其他实施方案中,烃萃取溶剂包括烯烃和异链烷烃。烯烃和异链烷烃可以被烷基化,制备烷基化物汽油共混组分。在一些实施方案中,烷基化催化剂是氯铝酸盐离子液体催化剂。

[0045] 在一个实施方案中,包含待烷基化以制备烷基化物汽油的烯烃和异链烷烃的烃萃

取溶剂具有大于10wt%，大于15wt%，大于30wt%，大于40wt%，大于50wt%，大于60wt%或大于70wt%烃萃取溶剂内烯烃的异构化烯烃量。例如，为了制备高RON的烷基化物汽油共混组分，烯烃是大于40wt%，大于50wt%，和最多100wt%的2-丁烯和异链烷烃是异丁烷。

[0046] 在一个实施方案中，在烃萃取溶剂与离子液体催化剂的vol/vol比为0.5-20.0，1.0-10.0，或1.5-5.0下进料烃萃取溶剂。可选择该vol/vol比，在含氢气的气体部分(20)内提供所需的氯化氢水平。在含氢气的气体部分中所需的氯化氢水平可以是比氢化的流出物内的氯化氢的水平低至少25wt%的水平，例如小于1,000wppm，小于600wppm，小于或等于500wppm，小于200wppm，或小于100wppm。或者，可选择该vol/vol比，提供在加氢反应器中生产的所需的wt%氯化氢，将其回收并循环到烷基化反应器中。在一些实施方案中，在含氢气的气体部分内所需水平的氯化氢下降很多，例如下降至少50wt%到最多下降99wt%。

[0047] 氯化物保留

[0048] 在一个实施方案中，至少80wt%在加氢反应器中生产的氯化氢被回收并循环到烷基化反应器中。例如，至少85wt%，至少90wt%，至少94wt%，最多98wt%的氯化氢可被循环。在一个实施方案中，在用过的催化剂内的氯化物是氯化氢助催化剂。

[0049] 通过循环氯化物，需要加入到该工艺中的氯化物量大大地下降。可加入到该方法中以维持离子液体催化剂活性的氯化物的实例包括氯化氢、烷基氯和金属氯化物。在一个实例中，加入到该方法中的氯化物是正丁基氯或叔丁基氯。加入到该方法中的氯化物可在该方法的任何点处添加，但通常以或者单独物流形式引入到烷基化反应器(300)中，或者可与离子液体催化剂物流(60)或含氯化氢的轻质烃部分(30)混合。

[0050] 氢气循环

[0051] 分离氢气并循环到加氢反应器中。循环氢气可节约与氢气供应有关的显著的成本。在一个实施方案中，该方法另外包括从分馏单元(200)中除去来自流出物的循环气体清洗(15)。在一个实施方案中，循环气体清洗(15)包括来自加氢反应器中废气(50)的过量氢气。这示于图5中。来自循环气体清洗(15)的过量氢气然后可在一体化的炼油厂设备的其他部分中使用，储存或者用于其他目的。除去过量氢气可省去在蒸馏塔的塔顶系统内过量氢气的担心。

[0052] 在一个实施方案中，该方法包括压缩在含氢气的气体部分(20)内的循环的氢气，之后将其循环到加氢反应器(100)中。当使用时，压缩可使用常规的压缩机设备和管道，因为含氢气的气体部分含有有限量的氯化氢，和因此不是高度腐蚀性的。

[0053] 分离

[0054] 在一个实施方案中，在蒸馏塔内进行从废气中分离氢气和氯化氢。在另一实施方案中，在烷基化反应器内待烷基化的反应物也被进料到分离氢气和氯化氢所使用的蒸馏塔中。图4中示出了这一实施方案。可将该反应物或者作为混合物或者独立地进料到蒸馏塔内。

[0055] 在一个实施方案中，其中在待烷基化的反应物进料到其内的蒸馏塔中进行分离，在比其中来自加氢反应器的废气进料到蒸馏塔中的地方高的位置处，反应物可进料到蒸馏塔中。在一个实施方案中，待烷基化的反应物，例如补充的异丁烷和异构化烯烃或者独立地或者组合地进料到蒸馏塔中。

[0056] 在图5所示的一个实施方案中，首先通过气/液分离器，将来自加氢反应器的废气

分离成含氢气和氯化氢的气体物流和含再生过的催化剂和萃取的混合聚合物石脑油的离子液体催化剂物流。在蒸馏单元内,混合该废气与异构化烯烃(例如,2-丁烯)和异丁烷,其中它们被蒸馏成含氢气的气体部分和含氯化氢的轻质烃部分。含氯化氢的轻质烃部分另外包括异链烷烃(例如异丁烷),异构化烯烃(例如,2-丁烯)和氯化氢,且轻质烃部分被循环到烷基化反应器中。

[0057] 在一个实施方案中,混合来自蒸馏塔的含氯化氢的物流与来自烷基化反应器的含氯化氢和丙烷的混合物的循环物流,之后将该混合物循环回到烷基化反应器中。

[0058] 在一个实施方案中,来自蒸馏塔的含氯化氢的轻质烃部分还包括异丁烷和烯烃。这一轻质烃馏分可与来自离子液体反应器的循环的物流混合,之后循环该混合物回到烷基化反应器中。来自离子液体反应器的循环物流可例如包括氯化氢、丙烷和异丁烷。

[0059] 再生过的烷基化催化剂

[0060] 在一个实施方案中,使用加氢反应器,再生用过的烷基化催化剂。在一个实施方案中,再生过的烷基化催化剂被循环到烷基化反应器中。例如,再生过的烷基化催化剂可以是在离子液体催化剂物流(60)内的再生的离子液体催化剂。图3,4和5中示出了这一实施方案,其中再生过的烷基化催化剂(它是离子液体催化剂物流)被循环到烷基化反应器中。

[0061] 在一个实施方案中,在第一分离器内分离来自加氢反应器的流出物,生产含氢气的气体部分和含氯化氢的轻质烃部分。含氢气的气体部分被循环到加氢反应器中。在第二分离器内分离轻质烃部分,生产含再生过的烷基化催化剂(例如,离子液体催化剂)的物流和含一种或多种反应物、萃取过的混合聚合物石脑油和氯化氢的较轻质的物流。较轻质的物流在蒸馏塔内被进一步分离,以生产含烃反应物的塔顶馏分和含萃取的混合聚合物石脑油的塔底馏分。塔顶馏分被循环到烷基化反应器中,和塔底馏分与烷基化产物混合。

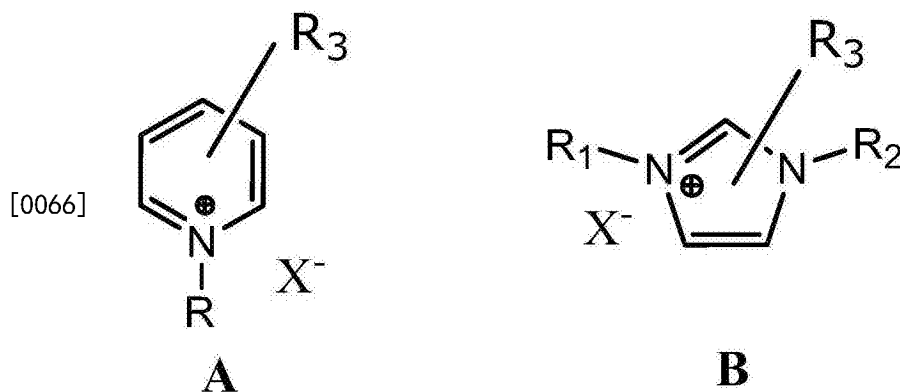
[0062] 离子液体催化剂

[0063] 在一个实施方案中,烷基化反应器使用烷基化催化剂,所述烷基化催化剂是离子液体催化剂。该离子液体催化剂是发挥与作为助催化剂的氯化物进行烷基化反应有效地工作的任何离子液体。该离子液体催化剂是有机盐或盐的混合物。该离子液体催化剂的特征在于下述通式 Q^+A^- ,其中 Q^+ 是铵,磷,硼鎓,碘鎓,或铈阳离子,和 A^- 是带负电的离子,例如 Cl^- , Br^- , ClO_4^- , NO_3^- , BF_4^- , BCl_4^- , PF_6^- , SbF_6^- , $AlCl_4^-$, TaF_6^- , $CuCl_2^-$, $FeCl_3^-$, HSO_3^- , RSO_3^- , $SO_3CF_3^-$,烷基-芳基磺酸根,和苯磺酸根(例如,3-硫三氧苯基(3-sulfurtrioxyphenyl))。在一个实施方案中,离子液体催化剂选自具有季铵卤化物的那些,所述季铵卤化物含有一个或多个具有约1-约12个碳原子的烷基部分,例如三甲胺盐酸盐,甲基三丁基铵卤化物,或取代的杂环铵卤化物化合物,例如烃基取代吡啶鎓卤化物化合物,如1-丁基吡啶鎓卤化物、苄基吡啶鎓卤化物,或烃基取代咪唑鎓卤化物如1-乙基-3-甲基-咪唑鎓氯化物。

[0064] 在一个实施方案中,离子液体催化剂性质上是吸湿的且倾向于吸引并保持来自周围环境的水分子的有机盐。在采用这些离子液体催化剂的情况下,为了维持离子液体催化剂的完整性和它的催化性能,在合成催化剂之前,彻底干燥离子液体催化剂由其合成的有机盐,并在烷基化反应中维持不含湿气的条件。

[0065] 在一个实施方案中,离子液体催化剂选自烃基取代吡啶鎓氯铝酸盐、烃基取代咪唑鎓氯铝酸盐、季胺氯铝酸盐、三烷基胺氯化氢氯铝酸盐、烷基吡啶氯化氢氯铝酸盐和它们的混合物。例如,所使用的离子液体催化剂可以是酸性卤铝酸盐离子液体,例如分别具有通

式A和B的烷基取代吡啶鎓氯铝酸盐或烷基取代咪唑鎓氯铝酸盐。



[0067] 在式A和B中, R, R₁, R₂和R₃是H, 甲基、乙基、丙基、丁基、戊基或己基, X为氯铝酸根。在另一实施方案中, R, R₁, R₂和R₃是甲基、乙基、丙基、丁基、戊基或己基, X为氯铝酸根。在一个实施方案中, X是AlCl₄⁻, Al₂Cl₇⁻, 或Al₃Cl₁₀⁻。在式A和B中, R, R₁, R₂和R₃可以相同或不同。在一个实施方案中, 离子液体催化剂是N-丁基吡啶鎓七氯二铝酸盐[Al₂Cl₇⁻]。在一个实施方案中, 离子液体催化剂是1-乙基-3-甲基咪唑鎓四氯铝酸盐[emim⁺][AlCl₄⁻]。

[0068] 产物

[0069] 可通过这一方法生产的烷基化产物包括烷基化芳烃和烷基化异链烷烃。该烷基化产物可具有宽范围的用途, 其中包括例如, 作为汽油共混组分, 中间蒸馏物, 基础油, 和石化组分。汽油共混组分可具有优良的性能, 其中包括高RON和低RVP。基础油可具有优良的性能, 其中包括低倾点, 低浊点, 和变化的粘度指数和动力学粘度。中间蒸馏物可具有独特的支化性能, 从而使得它们中的一些甚至适合作为喷气燃料。制备高质量烷基化物汽油共混组分的方法例如公开于早期专利公布中, 其中包括US7432408, US7432409, US7553999, US7732363, 和US20110230692。制备基础油的方法例如公开于US7569740, US7576252, US8124821, US8101809, 和专利申请Nos. 12/966638 (2010年12月13日提交) 和12/966738 (2010年12月13日提交) 中。制备中间蒸馏物的方法例如公开于US7923593, US7919664, US7955495和US7923594中。烷基化芳烃产物和方法公开于US7732651中。

[0070] 在一个实施方案中, 来自烷基化反应器的流出物(40)包括烷基化产物(80)。在一个实施方案中, 将丙烷产物、正丁烷产物和烷基化物汽油共混组分产物与来自烷基化反应器(40)的流出物相分离。

[0071] 萃取的混合聚合物石脑油

[0072] 在一个实施方案中, 该方法另外包括将萃取的混合聚合物石脑油(45)与来自加氢反应器的流出物相分离, 并将萃取的混合聚合物石脑油共混到烷基化物汽油内。可在催化剂和烃分离器(500)中或在分馏单元(200)中进行萃取的混合聚合物石脑油(45)的萃取。混合聚合物的氢化可改进在烷基化反应过程中制备的混合聚合物的性能, 使得它具有共混到高质量烷基化物汽油内的合适的沸程和纯度。按照这一方式共混萃取的混合聚合物石脑油(45)可大大地降低废物弃置和设备成本。例如, 可从烷基化工艺单元中省去焚烧、中和及储存设备。

[0073] 来自加氢反应器的废气中的萃取的混合聚合物石脑油(45)的最终沸点可以小于246°C (475°F), 例如沸程分布为90°F-474°F (32°C-246°C), 95°F-460°F (35°C-238°C), 100°

F-450°F (38°C-232°C), 105°F-445°F (41°C-229°C), 或 110°F-440°F (43°C-227°C)。测定沸程分布所使用的试验方法是 ASTM D86-11b。另外, 甚至在没有额外的处理情况下, 萃取的混合聚合物石脑油可具有低的硫含量 (例如, 0.05wt%-0.5wt%), 低的溴值 (例如, 从 <1 到 5) 和低的氯化物含量 (例如, 5ppm-500ppm)。

[0074] 在一个实施方案中, 该方法生产独特的烷基化物汽油产物, 它包括已经被氢化且从氢化的流出物 (10) 中萃取的已萃取的混合聚合物石脑油 (45)。在一个实施方案中, 烷基化物汽油包括萃取的混合聚合物石脑油 (45), 其沸点小于 246°C (475°F) 和进一步如上所述, 从一部分流出物 (70) 中萃取得到。

[0075] 来自加氢反应器中废气的萃取的混合聚合物石脑油 (45) 的最终沸点可以是小于 246°C (475°F), 例如沸程分布为 100°F-474°F (38°C-246°C), 120°F-460°F (49°C-238°C), 130°F-450°F (54°C-232°C), 或 140°F-440°F (60°C-227°C)。测定沸程分布所使用的试验方法是 ASTM D2887-08。另外, 甚至在没有额外的处理情况下, 萃取的混合聚合物石脑油可具有低的硫含量 (例如, 0.05wt%-0.5wt%), 低的溴值 (例如, 从 <1 到 5) 和低的氯化物含量 (例如, 5ppm-500ppm)。

[0076] 在一个实施方案中, 该方法生产独特的烷基化物汽油产物, 它包括萃取的混合聚合物石脑油, 其已经被氢化且从氢化的流出物 (10) 中萃取。在一个实施方案中, 烷基化物汽油包括萃取的混合聚合物石脑油, 其沸点小于 246°C (475°F) 和进一步如上所述, 从用过的烷基化催化剂中萃取得到。

[0077] 烷基化工艺单元

[0078] 烷基化工艺单元是为进行本文描述的方法而设计的工艺单元。在图 1, 3, 4 和 5 中示出了进行这些方法的工艺单元。这些工艺单元全部包括加氢反应器和与该加氢反应器流体相连的分馏单元, 在分馏单元和加氢反应器之间的第一连接器以供传输至少一部分氢气到加氢反应器中, 以及在分馏单元和烷基化反应器之间的第二连接器, 以传输至少一部分氯化氢到烷基化反应器中。“流体相连”是指该连接提供导管, 其中内容物自由地在彼此上移动通过, 且倾向于具有它们的容器的形状; 液体或气体。

[0079] 在一个实施方案中, 该分馏单元包括气/液分离器。在另一实施方案中, 该分馏单元包括蒸馏塔。在又一实施方案中, 该分馏单元包括气/液分离器以及离子液体催化剂和烃分离器。该离子液体催化剂和烃分离器可包括重力分离器、凝聚过滤器、液-液萃取器、蒸馏塔或其组合。

[0080] 在一个实施方案中, 烷基化工艺单元另外包括在分馏单元和加氢反应器之间的压缩机。压缩机是通过减少其体积, 增加气体压力的机械装置。压缩机类型的实例是气密、敞开式或半-气密的离心机、对角混合流、轴向流、往复、旋转螺杆、旋叶、卷轴 (scroll)、隔膜和气泡。

[0081] 在一个实施方案中, 烷基化工艺单元另外包括在产物处理单元和第二连接器之间的第三连接器, 其中从加氢反应器的废气中分离的含氯化氢的物流与来自产物处理单元的含气态氯化氢和丙烷的混合物的循环物流混合。使用该产物处理单元, 分离并精制通过该方法生产的产物且可包括进一步的加氢处理和分离步骤。

[0082] 在一个实施方案中, 烷基化工艺单元另外包括入口, 其中将烃萃取溶剂进料到分馏单元或位于加氢反应器和分馏单元之间的分离器中。

实施例

[0083] **实施例1**:含无水金属卤化物的离子液体催化剂

[0084] 由金属卤化物,例如 AlCl_3 , AlBr_3 , GaCl_3 , GaBr_3 , InCl_3 和 InBr_3 制备的各种离子液体催化剂可用于催化工艺。 N -丁基吡啶鎓氯铝酸盐($\text{C}_5\text{H}_5\text{NC}_4\text{H}_9\text{Al}_2\text{Cl}_7$)离子液体催化剂是在我们的方法中使用的实例。该催化剂具有下述组成:

Wt% Al 12.4

Wt% Cl 56.5

[0085] **Wt% C 24.6**

Wt% H 3.2

Wt% N 3.3

[0086] **实施例2**:在 HCl 循环和不循环的情况下, C_4 烯烃和异丁烷的烷基化制备烷基化物汽油

[0087] 在连续搅拌罐反应器内,使用典型的炼油厂混合 C_4 烯烃原料和异丁烷,进行用异丁烷的 C_4 烯烃烷基化评价。在剧烈搅拌的同时,将8:1mol的异丁烷和烯烃混合物进料到反应器中。将离子液体催化剂借助第二入口端口进料到反应器中,其目标是占据反应器内6vol%。添加少量正丁基氯,生产无水 HCl 气体。平均停留时间(原料和催化剂的组合体积)为约4分钟。出口压力维持在200psig下,且使用外部冷却,维持反应器温度在 95°F (35°C)下。

[0088] 采用重力分离器,将反应器流出物分离成烃相和离子液体催化剂相。烃物流被进一步分离成多种物流:含 HCl 的 C_3 物流, $n\text{C}_4$ 物流, $i\text{C}_4$ 物流和烷基化物汽油物流。烷基化产物具有94的研究辛烷值和 410°F (210°C)的终点。当含有 HCl 的 C_3 物流被循环到烷基化反应器中时,我们能降低正丁基氯的用量10%且没有影响烷基化物汽油的性能。这证明用轻质烃回收 HCl 是捕获 HCl 并再利用的有效方式。

[0089] **实施例3**:烯烃原料的异构化,烷基化,通过加氢再生离子液体催化剂以及加氢反应器废气的组成

[0090] 在 66°C (150°F)和250psig下,在氢气存在下,采用 $\text{Pd}/\text{Al}_2\text{O}_3$ 催化剂,异构化来自流体催化裂化单元(FCC单元)的炼油厂 C_3 和 C_4 烯烃物流,生产组成如表1所示的异构化的 C_3 和 C_4 烯烃原料。

[0091] 表1

[0092] 烯烃原料的组成

[0093]

组成	Mol %
丙烷, C_3	13.3
丙烯, $\text{C}_3=$	25.4
1-丁烯, $1-\text{C}_4=$	2.3
2-丁烯, $2-\text{C}_4=$	16.2

异丁烯,i-C4=	6.7
n-丁烷,nC4	12.4
异丁烷,iC4	22.2
C5+	1.6
总和	100.0

[0094] 在连续搅拌罐反应器内,用异丁烷烷基化异构化的烯烃。在剧烈搅拌的同时,将8:1mol的异丁烷和烯烃的混合物进料到反应器中。将离子液体催化剂借助第二入口端口进料到反应器中,其目标是占据反应器内6vol%。添加少量正丁基氯,生产无水HCl气体。平均停留时间(原料和催化剂的混合体积)为约4分钟。出口压力维持在200psig下,和使用外部冷却,维持反应器温度在95°F(35°C)下。分离烷基化反应器流出物成烃物流和离子液体催化剂物流。将离子液体催化剂循环回到烷基化反应器中,并逐渐增加离子液体催化剂中的混合聚合物水平。

[0095] 在H₂氛围下,通过使离子液体催化剂流经加氢反应器,再生含有5wt%混合聚合物的用过的离子液体催化剂。使用100%的纯氢气。在350°F(177°C),350psig,5000scf H₂/bbl离子液体催化剂,和0.2的线性时空速度(LHSV)下,在含有Pt和Pd的加氢催化剂存在下,操作离子液体催化剂的加氢-再生。在图6所示的气/液分离器内,将加氢反应器流出物分离成废气和已分离的液体物流。已分离的液体包括再生过的离子液体催化剂和萃取的混合聚合物石脑油。在这些条件下,在离子液体催化剂内80wt%的混合聚合物转化成轻质材料,和再生的离子液体催化剂含有1%的混合聚合物。来自气-液分离单元的加氢反应器废气主要含有H₂和6000ppm HCl。废气还含有95%H₂和5vol%C₃-C₆轻质烃,而轻质烃本体是丙烷和异丁烷。氢气的纯度在单程中从100%下降到95%。为了循环加氢反应器废气回到加氢单元中,需要除去HCl和轻质烃。

[0096] 这一实施例清楚地表明,高度期望具有有效的方式除去并再利用废气内的HCl和烃。通过除去废气内的HCl和烃,废气气体可循环回到加氢反应器中以供反复使用。为了除去氯化氢,图2所示的苛性处理方法将导致HCl和轻质烃显著损失。

[0097] 来自加氢单元的已分离的液体物流被进一步分离成萃取的混合聚合物石脑油和再生的离子液体催化剂。再生的离子液体催化剂被循环回到烷基化反应器中以供再利用。

[0098] 实施例4:采用烃萃取溶剂从离子液体催化剂的加氢中改进回收HCl

[0099] 在H₂氛围下,通过使离子液体催化剂流经加氢反应器,再生来自烷基化反应器的含有4wt%的混合聚合物的用过的离子液体催化剂。100%的纯氢气被进料到加氢反应器中。在350°F(177°C),400psig,1500scf H₂/bbl离子液体催化剂,和2.0LHSV下,在含有Pt和Pd的加氢催化剂存在下,操作该加氢反应器。加氢反应器流出物被分离成气体和液体物流,如图3和6所示,在这些条件下,25wt%在离子液体催化剂内的混合聚合物转化成轻质烃材料,和再生的离子液体催化剂含有3wt%的混合聚合物。来自气-液分离器的加氢反应器废气主要含有H₂和1500ppm HCl。废气还含有93vol%H₂和7vol%C₃-C₆轻质烃,而约85-90vol%的轻质烃是丙烷和异丁烷。

[0100] 为了证明用烃萃取溶剂萃取HCl的概念,添加正己烷溶剂到加氢反应器流出物中,其中正己烷的体积为离子液体催化剂流体的2和4倍。然后采用相同的分离器,进一步分离该混合物。在下表1中概述了废气物流的分析结果。

[0101] 表2

[0102] 采用烃萃取溶剂在加氢废气内的HCl含量

[0103]

正己烷流速	没有正己烷 流动	2.0vol/vol 正己 烷/离子液体流体 比加氢反应器流 出物	4.0vol/vol 正己 烷/离子液体流 体比加氢反应器 流出物
HCl, ppm	1500	500	300
H ₂ 纯度, vol%	93	94	95
C ₃ -C ₆ , vol%	7	6	5

[0104] 当我们添加正己烷溶剂到加氢反应器流出物中时,废气内的氯化氢含量从1500ppm下降到300ppm。这些结果清楚地表明可通过添加烃萃取溶剂,萃取在废气物流内的氯化氢。上述装置是简单的单段分离器。氯化氢的萃取将采用多段分离萃取器,和可能地采用进到分离器的两种原料的逆流而进一步改进。

[0105] 实施例5:从离子液体催化剂加氢中循环H₂和回收HCl的一体化方法

[0106] 这一实施例表明使用进到烷基化反应器的原料,有效的H₂纯化/HCl回收方法。在图5中示出了一个实施方案。

[0107] 混合来自加氢反应器(100)的与氢化的流出物(10)相分离的废气(50)与异构化烯烃(12)和含补充的异丁烷的异链烷烃原料(65),其量如表3所示。在分馏单元(200)(它是蒸馏塔)内分离混合的混合物,将该混合物分离成a)具有低氯化氢含量的含氢气的气体部分(20),和b)含氯化氢的轻质烃部分(30)。含氯化氢的轻质烃部分(30)含有通过氢化在一部分流出物(70)内的用过的催化剂(在这一实施例中,离子液体催化剂)而生成的氯化氢本体(>90wt%)。表3中示出了在HCl萃取之前和之后氢气物流的组成(即,分别为加氢单元废气[废气(50)]和纯化气体物流[含氢气的气体部分(20)])的组成。

[0108] 含氢气的气体部分(20)(也称为纯化的氢气物流)被循环回到加氢反应器(100)以供再生在部分流出物(70)内的用过的催化剂,在这一情况下,用过的离子液体催化剂。使用循环的氢气,和0.2重时空速度(WHSV),在含Pt和Pd的加氢催化剂存在下,使含有5wt%混合聚合物的用过的离子液体催化剂在350°F(177°C),450psig,5000scfH₂/bbl离子液体催化剂下流经加氢反应器(100)。在这些条件下,在用过的离子液体催化剂内80wt%的混合聚合物转化成轻质材料,和再生的离子液体催化剂含有1%的混合聚合物。来自气-液分离单元[分离器(400)]的加氢反应器废气[废气(50)]含有6000ppm HCl和显著量的氢气和轻质烃。

[0109] 表3

[0110] 具有回收的HCl的循环H₂物流和烷基化反应器原料的组成

[0111]

	加氢单元的 废气(废气 (50))	异构化烯烃 (12)	补充的异 丁烷(异链 烷烃原料 (65))	纯化的气 体物流(含 氢气的气 体部分 (20))	富含 HCl 的 烃原料(含 氯化氢的轻 质烃部分 (30))
物料平衡					
HCl, mol/day	0.605	0	0	0.024	0.581
H ₂ , mol/day	76	6	0	82	0.02
C ₃ ⁻ , mol/day	0	170	0	0.35	169
C ₃ , mol/day	12	74	44	16	113
C ₄ ⁻ , mol/day	0	215	0	0	215
iC ₄ , mol/day	13	165	243	22	398
nC ₄ , mol/day	1	97	28	1	124
HCl 浓度					
HCl 回收, wt%	来源	--	--	4%	96%
HCl, ppm	6000	--	--	200	--

[0112] 表3的结果表明,通过我们的一体化工艺,使用烃萃取溶剂(25),回收来自加氢-再生废气[废气(50)]的96%氯化氢。加氢-再生废气[废气(50)]具有非常高浓度的氯化氢,6000ppm。在分馏之后,纯化的气体物流[含氢气的气体部分(20)]含有仅仅200ppm HCl,和纯化的气体物流被循环到加氢反应器(100)中。这一方法还产生具有很少的残留氢气的所需的含氯化氢的轻质烃部分(30)并且含氯化氢的轻质烃部分(30)被输送到烷基化反应器(300)中。

[0113] 这一实施例表明可广泛采用烃萃取溶剂,实现氯化氢的最大回收,其中补充的异丁烷和烯烃烷基化原料二者被用于从加氢废气中萃取氯化氢。有效地回收和循环氯化氢大大地降低了操作成本并减少加入到该工艺中所需的组成HCl的数量。

[0114] 过渡术语“包括”,与“包含”,“含有”或“特征在于”同义,是包含性或开放式的且不排除额外的未引证的要素或方法步骤。过渡措辞“由…组成”排除没有在权利要求中规定的任何要素,步骤或成分。过渡措辞“基本上由…组成”限制权利要求的范围到特定的材料或步骤和没有实质上影响要求保护的发明的基本和新型特征的那些。

[0115] 对于本说明书和所附权利要求的目的来说,除非另外标明,表达量、百分比或比例的所有数和和说明书和权利要求所用的其它数都应理解为在所有情况下用术语“约”做修饰。此外,本文公开的所有范围是包含端点在内并可以独立组合。只要公开了具有下限和上限的数值范围,则落入该范围内的任何数字也被明确公开。

[0116] 未定义的任何术语、缩写或简写按照提交本申请时本领域技术人员所使用的普通含义来理解。单数形式的“一”、“一个”和“该”包括复数提及物,除非明确地和毫无疑义地限于一种的情形。

[0117] 本申请中引用的所有出版物、专利和专利申请通过引用以它们的全文并入本文,其程度与好像将所公开的每个单独出版物、专利申请或专利明确地且单独地表明通过引用

将其以全文并入本文相同。

[0118] 所撰写的说明书使用实施例(包括最佳实施方式)来公开本发明,并且还能够使任何本领域技术人员实施和使用本发明。上文公开的本发明示例性实施方案的许多改变对于本领域技术人员而言是易于进行的。因此,本发明应理解为包括落入所附权利要求书范围内的所有结构和方法。除非另有规定,从中选择引述单独组分或组分混合物的上位要素、材料或其它组分,意欲包括所列组分及其混合物的所有可能的次级组合。

具有催化剂加氢-再生、氢气循环和
氯化氢回收的烷基化工艺单元;

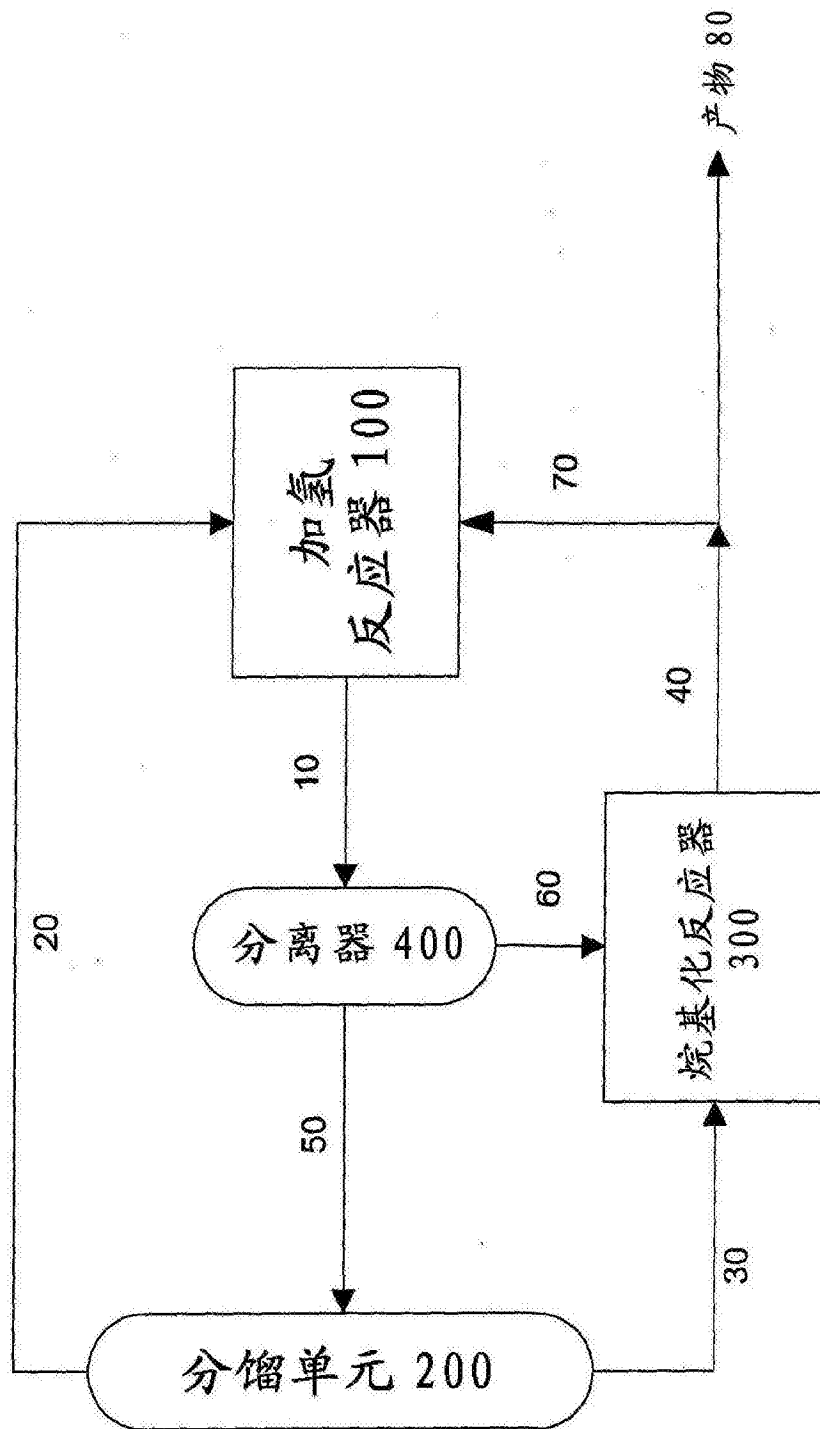


图1

来自离子液体催化剂加氢的H₂循环和
HCl 的回收，比较情形

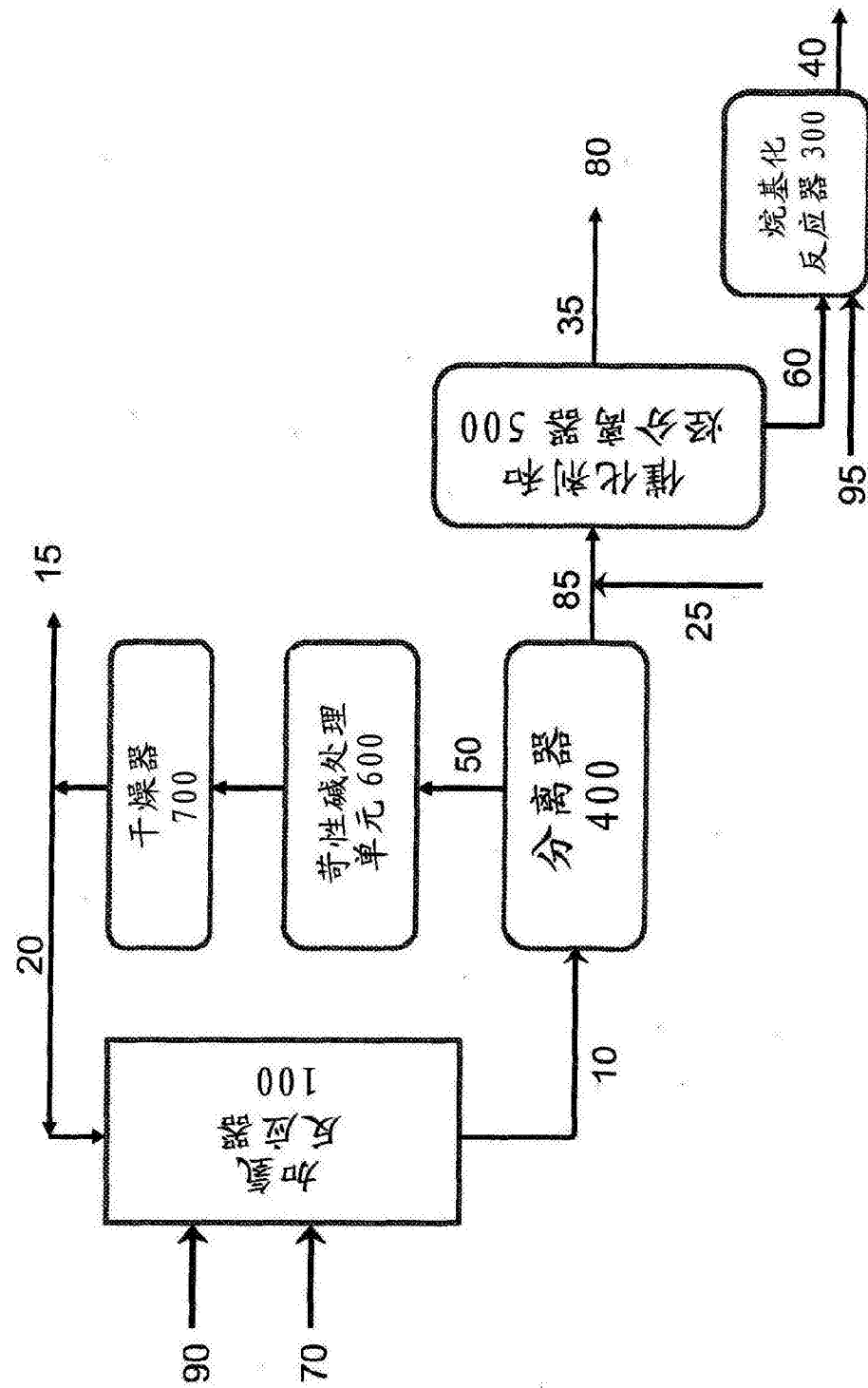


图2

来自离子液体催化剂加氢的
 H_2 循环和 HCl 的回收

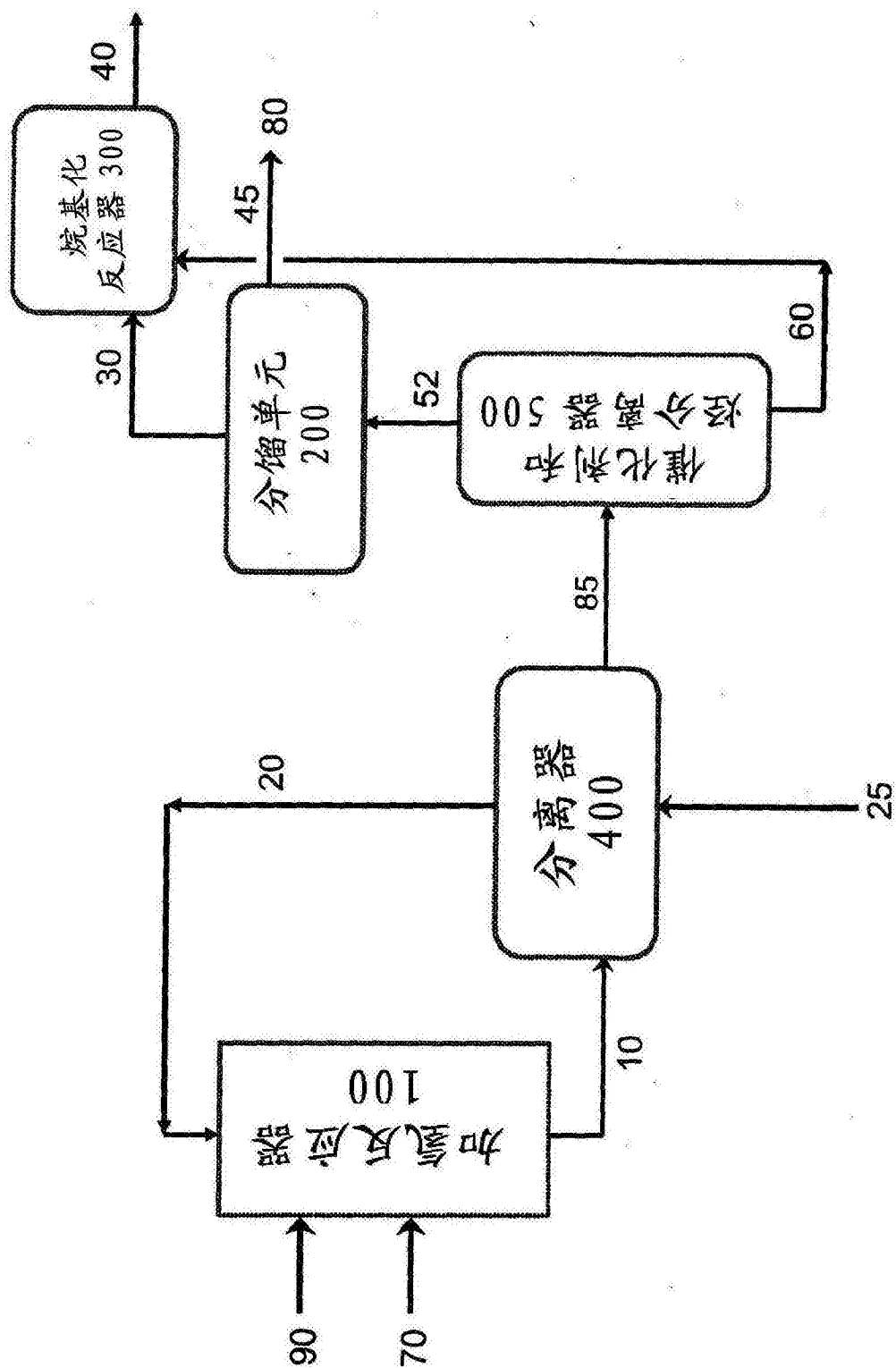


图3

来自离子液体催化剂加氢的 H_2 循环和 HCl 的回收

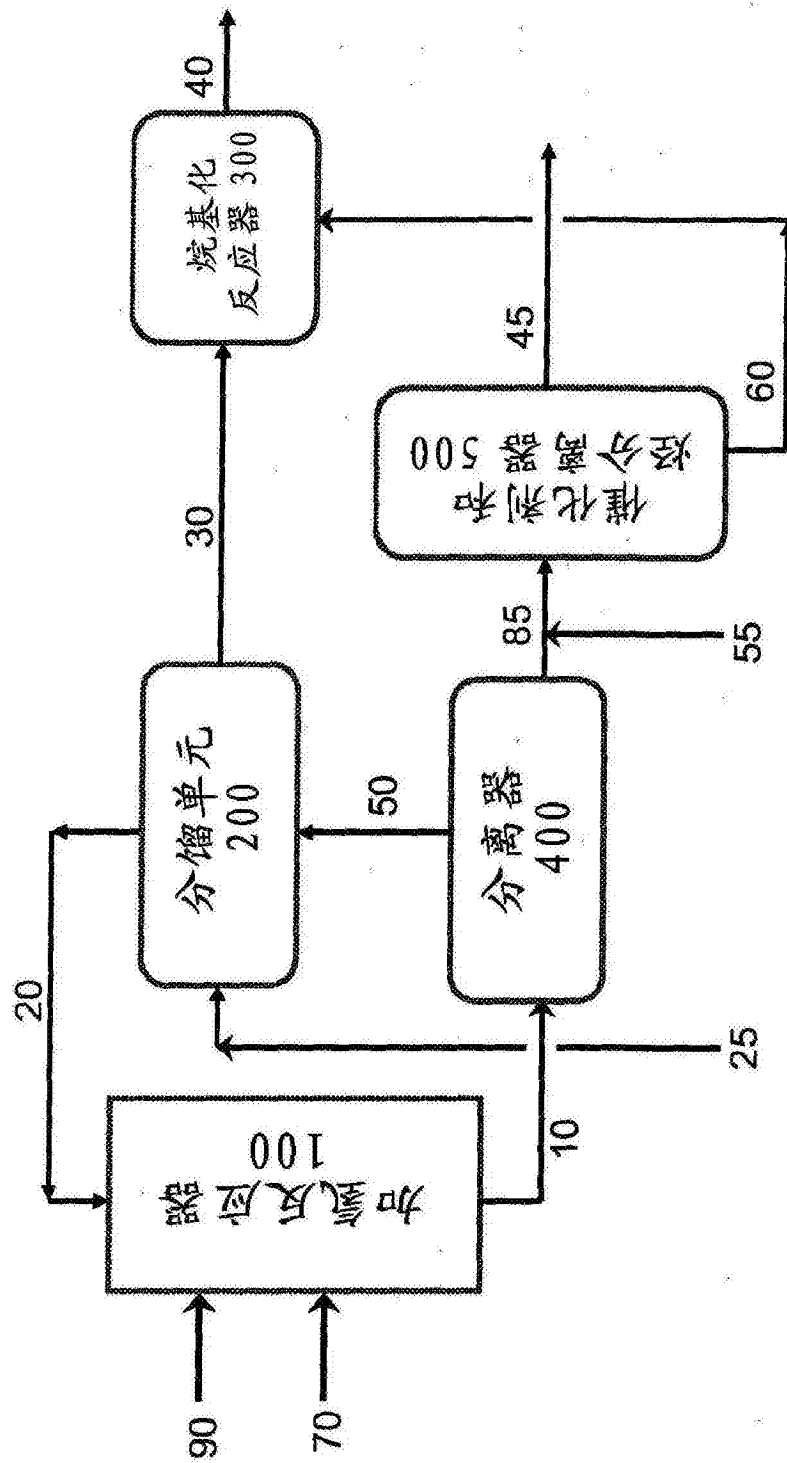


图4

来自离子液体催化剂加氢的
H₂循环和 HCl 的回收

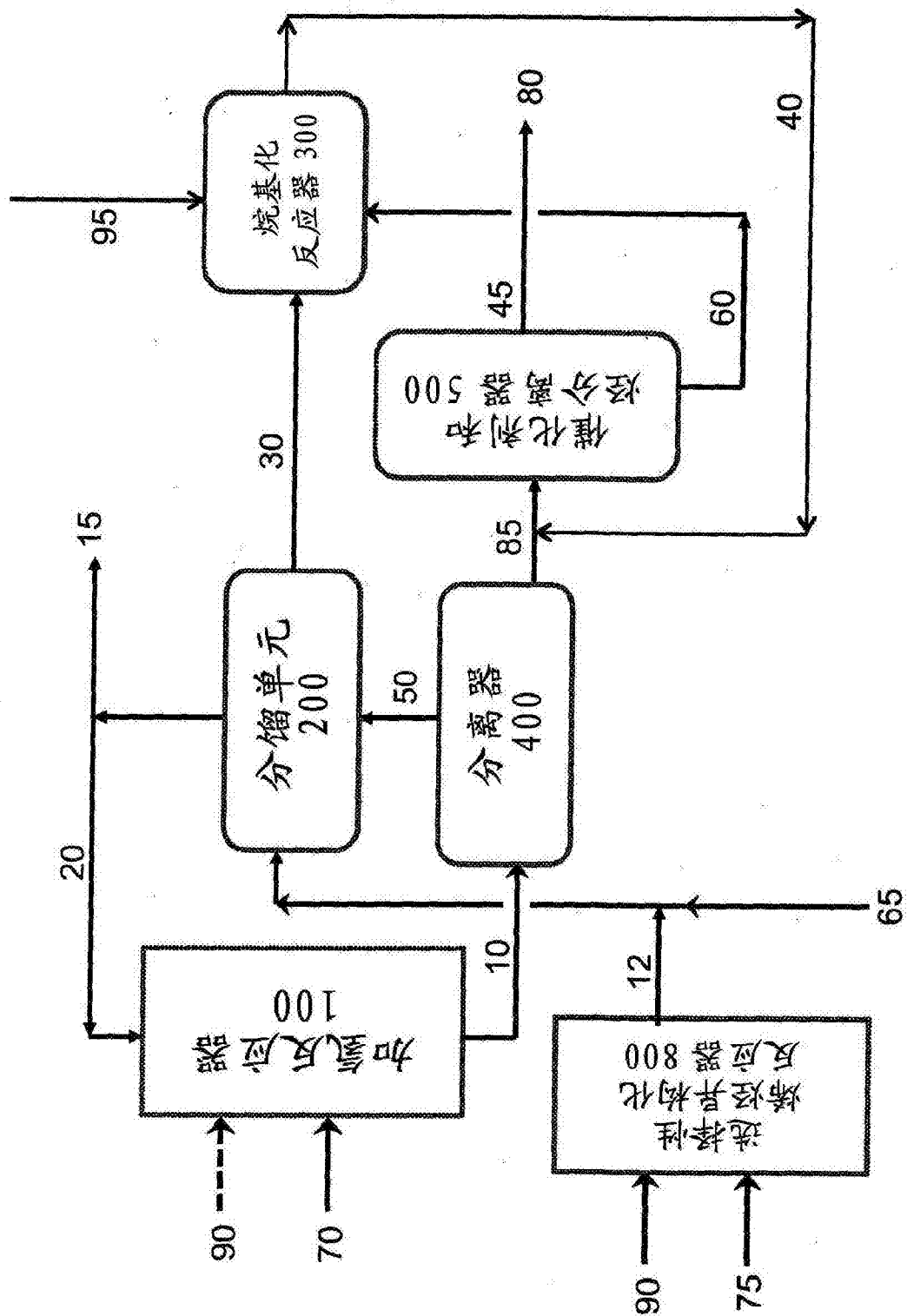


图5

没有烃萃取溶剂的加氢-再生工艺

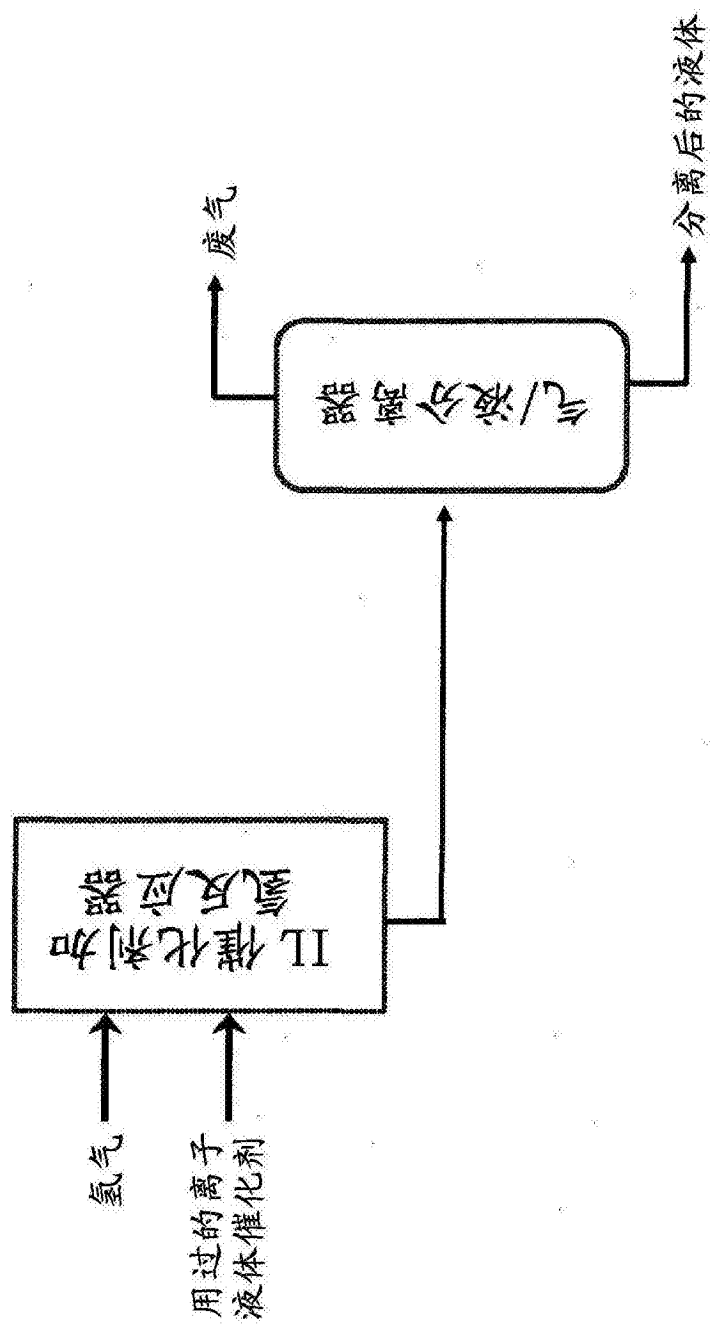


图6