



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 106518654 A

(43)申请公布日 2017.03.22

(21)申请号 201610958773.X

C07C 51/12(2006.01)

(22)申请日 2011.08.11

C07C 53/08(2006.01)

(30)优先权数据

12/857,323 2010.08.16 US

(62)分案原申请数据

201180047552.2 2011.08.11

(71)申请人 国际人造丝公司

地址 美国得克萨斯

(72)发明人 R·齐诺比莱 R·D·谢弗

(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 王翊钧

(51)Int.Cl.

C07C 51/42(2006.01)

C07C 51/44(2006.01)

权利要求书2页 说明书9页 附图1页

(54)发明名称

从干燥塔供给蒸气到轻馏分塔的方法和系统

(57)摘要

本发明涉及通过将来自干燥塔的一个或多个蒸气侧线物流导向轻馏分塔从而加热轻馏分塔的方法。本发明还涉及用于生产乙酸的羰基化方法,其中来自干燥塔的一个或多个蒸气侧线物流提供驱动轻馏分塔中的分离所需的外部能量。

1. 生产乙酸的羰基化方法,所述方法包括以下步骤:
在轻馏分塔中纯化粗产物物流以产生产物物流;和
将产物物流导向干燥塔以产生干燥的产物物流和一个或多个蒸气侧线物流;
其中所述一个或多个蒸气侧线物流向一个或多个分离体系提供能量。
2. 根据权利要求1的方法,还包括将一个或多个蒸气侧线物流导向轻馏分塔。
3. 根据权利要求2的方法,其中将所述一个或多个蒸气侧线物流从干燥塔的下部取出。
4. 根据权利要求2的方法,其中将所述一个或多个蒸气侧线物流给进到轻馏分塔的基底。
5. 根据权利要求2的方法,其中再沸器不与轻馏分塔的塔底部分连接。
6. 根据权利要求1的方法,其中所述一个或多个蒸气侧线物流加热轻馏分塔中的粗产物物流。
7. 根据权利要求1的方法,其中所述干燥塔与再沸器连接。
8. 根据权利要求1的方法,其中所述一个或多个蒸气侧线物流包含乙酸和水。
9. 根据权利要求8的方法,其中所述一个或多个蒸气侧线物流包含90wt.%-99.9wt.%的量的乙酸。
10. 根据权利要求8的方法,其中所述一个或多个蒸气侧线物流包含0.01wt.%-10wt.%的量的水。
11. 根据权利要求1的方法,其中所述一个或多个蒸气侧线物流具有130°C-185°C的温度。
12. 根据权利要求1的方法,其中将所述一个或多个蒸气侧线物流给进到轻馏分塔的基底。
13. 根据权利要求1的方法,其中所述轻馏分塔在120°C-170°C的基底温度内操作。
14. 根据权利要求1的方法,其中驱动轻馏分塔中的分离所需的能量总量的1%-50%由一个或多个蒸气侧线物流提供。
15. 根据权利要求1的方法,其中驱动轻馏分塔中的分离所需的能量总量的50%-100%由一个或多个蒸气侧线物流提供。
16. 根据权利要求1的方法,还包括以下步骤:
使一氧化碳与至少一种反应物在含反应介质的第一反应器中反应以产生含乙酸的粗产物物流,
其中所述至少一种反应物选自甲醇,乙酸甲酯,甲酸甲酯,二甲基醚和它们的混合物,
和
其中所述反应介质包含水,乙酸,甲基碘,乙酸甲酯和催化剂。
17. 生产乙酸的羰基化方法,所述方法包括以下步骤:
将粗产物物流在轻馏分塔中纯化以脱除甲基碘和乙酸甲酯并产生产物物流,所述产物物流具有比粗产物物流低的甲基碘和乙酸甲酯浓度;
从轻馏分塔的侧馏分取出产物物流;和
将产物物流导向干燥塔以产生干燥的产物物流和一个或多个蒸气侧线物流;
其中来自干燥塔的一个或多个蒸气侧线物流加热轻馏分塔中的产物物流。
18. 根据权利要求17的方法,其中所述一个或多个蒸气侧线物流包含乙酸和水。

19. 根据权利要求17的方法,其中所述一个或多个蒸气侧线物流具有130°C-185°C的温度。

20. 加热轻馏分塔的方法,所述方法包括以下步骤:

在轻馏分塔中纯化粗产物物流以产生产物物流;

将纯化的产物物流导向干燥塔以产生干燥的产物物流;和

从干燥塔转移热量至轻馏分塔。

21. 根据权利要求20的方法,其中转移热量的步骤还包括:

从干燥塔取出一个或多个蒸气侧线物流;和

将一个或多个蒸气侧线物流导向轻馏分塔。

22. 根据权利要求20的方法,其中所述一个或多个蒸气侧线物流包含乙酸和水。

23. 根据权利要求20的方法,其中所述一个或多个蒸气侧线物流具有130°C-185°C的温度。

从干燥塔供给蒸气到轻馏分塔的方法和系统

[0001] 本申请是申请日为2011年8月11日、申请号为201180047552.2、发明名称为“从干燥塔供给蒸气到轻馏分塔的方法和系统”的发明专利申请的分案申请。

[0002] 优先权要求

[0003] 本发明要求2010年8月16日提交的美国申请号12/857,323的优先权,将其全部内容和公开通过引用并入本文。

技术领域

[0004] 本发明涉及通过将来自干燥塔的一个或多个蒸气侧线物流导向轻馏分塔从而对轻馏分塔进行加热的方法。本发明还涉及用于生产乙酸的羰基化方法,其中来自干燥塔的一个或多个蒸气侧线物流提供驱动轻馏分塔中的分离所需的能量。

背景技术

[0005] 用于合成乙酸的广泛使用的和成功的商业方法包括甲醇与一氧化碳的催化羰基化。该催化剂包含铑和/或铱和卤素促进剂,典型地为甲基碘。通过使一氧化碳连续鼓泡通过其中溶解催化剂的液体反应介质来进行该反应。反应介质包含乙酸,乙酸甲酯,水,甲基碘和催化剂。用于甲醇羰基化的常规商业方法包括在美国专利号3,769,329,5,001,259,5,026,908,和5,144,068中描述的那些,将其全部内容和公开通过引用并入本文。另一常规的甲醇羰基化方法包括在Jones, J.H. (2002), "The Cativa™ Process for the Manufacture of Acetic Acid," Platinum Metals Review, 44 (3): 94-105中描述的Cativa™方法,将其全部内容和公开通过引用并入本文。

[0006] 将来自反应器的粗乙酸产物在纯化部分进行处理以除去杂质和回收乙酸。可能以痕量存在的这些杂质影响乙酸的质量,特别地当杂质通过反应工艺循环时,这尤其可致这些杂质随着时间而累积。除去这些杂质的常规纯化技术包括使用氧化剂,臭氧,水,甲醇,活性-碳,胺,和类似物对乙酸产物物流进行处理。该处理也可与粗乙酸产物的蒸馏组合。通常,在许多化学方法例如乙酸生产中,蒸馏塔消耗大量的能量。蒸馏塔可各自独立地接受驱动塔内分离所需的能量。本发明通过从系统内另一位置提供驱动分离体系,优选轻馏分塔中的分离所需的能量来提供新型的和改进的方法以有利地增加乙酸生产方法的整体效率。

发明内容

[0007] 本发明涉及通过从系统内另一位置提供驱动分离体系,优选轻馏分塔中的分离所需的能量来有利地增加乙酸生产方法的整体效率。目前已发现可对干燥塔中的能量有利地控制并转移到分离体系的其它部分,特别地轻馏分塔。例如,在第一实施方案中,本发明涉及生产乙酸的羰基化方法,该方法包括以下步骤:在轻馏分塔中纯化粗产物物流以产生产物物流,将产物物流导向干燥塔以产生干燥的产物物流和一个或多个蒸气侧线物流,其中该一个或多个蒸气侧线物流提供能量至一个或多个分离体系。

[0008] 在第二实施方案中,本发明涉及加热轻馏分塔的方法,该方法包括以下步骤:使一

氧化碳与至少一种反应物在含反应介质的第一反应器中反应以产生包含乙酸的粗产物物流,其中该至少一种反应物选自甲醇,乙酸甲酯,甲酸甲酯,二甲基醚和它们的混合物,和其中反应介质包含水,乙酸,甲基碘,乙酸甲酯,和催化剂,在轻馏分塔中纯化粗产物物流以生产物物流,将该产物物流导向干燥塔以产生干燥的产物物流和一个或多个蒸气侧线物流,和将该一个或多个蒸气侧线物流导向轻馏分塔,其中该一个或多个蒸气侧线物流加热轻馏分塔中的粗产物物流。在一些实施方案中,再沸器没有与轻馏分塔的塔底部分连接。在一些实施方案中,干燥塔与再沸器连接。

[0009] 在第三实施方案中,本发明涉及生产乙酸的羰基化方法,该方法包括以下步骤:在轻馏分塔中纯化粗产物物流以除去甲基碘和乙酸甲酯并生产物物流,该产物物流的甲基碘和乙酸甲酯浓度比粗产物物流低,和从轻馏分塔的侧馏分取出产物物流,将产物物流导向干燥塔以产生干燥的产物物流和一个或多个蒸气侧线物流,其中来自干燥塔的一个或多个蒸气侧线物流加热轻馏分塔中的粗产物物流。

[0010] 在第四实施方案中,本发明涉及加热轻馏分塔的方法,该方法包括以下步骤:在轻馏分塔中纯化粗产物物流以生产物物流,将纯化的产物物流导向干燥塔以产生干燥的产物物流,和将热量从干燥塔转移到轻馏分塔。在一些实施方案中,转移热量的步骤还包括从干燥塔取出一个或多个蒸气侧线物流,和将该一个或多个蒸气侧线物流导向轻馏分塔。

附图说明

[0011] 参考非限制性附图将更好地理解本发明,其中

[0012] 附图1说明根据本发明一个实施方案的示例性方案。

[0013] 发明详述

[0014] 本发明总体上涉及用来自干燥塔的一个或多个蒸气侧线物流供给乙酸生产方法中部分分离体系的至少一些能量需求。在优选实施方案中,将一个或多个蒸气侧线物流导向轻馏分塔,和提供其中驱动分离所需的能量。换句话说,本发明一些实施方案涉及从干燥塔转移热量,优选过多的热量,以驱动轻馏分塔中的分离。在常规系统中,驱动轻馏分塔中的分离所需的部分能量由给进到塔的粗乙酸产物提供。该粗乙酸产物典型地在蒸气相中。对于常规系统,除了来自粗乙酸产物提供的能量,轻馏分塔也可从在轻馏分塔基底的分立的再沸器接受能量。

[0015] 本发明通过消除对再沸器的需要并使用来自干燥塔的一个或多个蒸气物流中的能量来驱动轻馏分塔的分离从而有利地改进乙酸生产的效率。在优选实施方案中,从干燥塔和更优选从干燥塔基底获得该一个或多个蒸气侧线物流。一个或多个蒸气侧线物流各自可包含乙酸和水。类似于给进到轻馏分塔的粗乙酸产物,将一个或多个蒸气侧线物流直接给进到轻馏分塔中。

[0016] 如下描述本发明的说明性实施方案。为了清楚的目的,在本说明书中没有描述实际实施的所有特征。当然,将意识到在任何这样的实际实施方案的发展中,必须做出许多实施-特定的决定以达到发展者的特定目的,例如遵循系统-相关的和商业-相关的约束,这将从一个实施到另一实施变化,而对受益于本公开的本领域技术人员将是常规的任务。

[0017] 与例如,甲醇与一氧化碳在均相催化反应体系中的羰基化结合可领会到本发明,该均相催化反应体系包含反应溶剂,甲醇和/或它们的反应性衍生物,VIII族催化剂,至少

[0025] 图1显示根据本发明实施方案的用于生产乙酸的示例性羰基化系统100。可用于本发明实施方案的其它羰基化系统包括在美国专利号7,223,886,7,005,541,6,6657,078,6,339,171,5,731,252,5,144,068,5,026,908,5,001,259,4,994,608,和美国公开号2008/0287706,2008/0293966,2009/0107833,2009/0270651中描述的那些,将其全部内容和公开通过引用并入本文。系统100包括羰基化部分101和纯化部分102。应理解在图1中所示的羰基化部分101是示例性的和在本发明范围之内可使用其它组成部分。

[0026] 羰基化部分101包括一氧化碳进料物流103,反应物进料物流104,反应器105,闪蒸器106和回收装置107。优选地分别通过进料物流103和104将一氧化碳和至少一种反应物连续地给进到反应器105。反应物进料物流104可将选自甲醇,乙酸甲酯,甲酸甲酯,二甲基醚,和/或它们的混合物的至少一种反应物供给到反应器105。在优选实施方案中,反应物进料物流104可供给甲醇和/或乙酸甲酯。任选地,反应物进料物流104可连接到存储用于羰基化方法的新鲜反应物的一个或多个容器(未示出)。此外,虽然没有显示,但是可能存在甲基碘存储容器和/或催化剂容器,其连接到反应器105以根据需要供给新鲜的甲基碘和催化剂以维持反应条件。

[0027] 可将优选来自纯化部分的一个或多个循环进料物流108,108',给进到反应器105。虽然在图1中显示两个循环进料物流108,108',但是可能存在分别给进到反应器105的多个物流。如下所讨论,循环进料物流108可包含反应介质的组分,以及残余的和/或夹带的催化剂和乙酸。

[0028] 任选地,可能存在可给进到反应器105的至少一个新鲜的水物流(未示出)。

[0029] 在优选实施方案中,反应器105是液相羰基化反应器。反应器105优选为具有或不具有搅拌器的搅拌容器或鼓泡-塔类型容器,其中优选自动地维持反应的液体内容物在预定水平,该预定水平优选在正常操作期间基本保持恒定。将来自进料物流104的新鲜的甲醇,来自进料物流103的一氧化碳,和循环物流108,与任选的甲基碘物流,催化剂物流,和/或水物流一起,连续地引入到反应器105中,根据需要进行以维持反应介质中水浓度至少为0.1wt.%-14wt.%。

[0030] 在典型的羰基化方法中,优选通过分布器将一氧化碳连续地引入到羰基化反应器中,和期望地在可用于搅拌内容物的搅拌器下方。优选地通过搅拌措施将气体进料充分分散遍及反应液体。期望地将气态/蒸气吹扫物流109从反应器105排出以避免气态副-产物,惰性物的累积,和在给定的总反应器压力下维持设定的一氧化碳分压。可控制反应器的温度并将一氧化碳进料以足以维持总反应器压力的速率引入。在回收装置107中可用乙酸和/或甲醇洗涤气态吹扫物流109以回收低沸点组分,例如甲基碘。可将气态吹扫物流109冷凝并给进到可将低沸点组分110返回到反应器105顶部的回收装置107。低沸点组分110可包含乙酸甲酯和/或甲基碘。气态吹扫物流109中的一氧化碳可在管线111中进行吹扫或通过管线111'给进到闪蒸器106的基底以提高铑的稳定性。

[0031] 将羰基化产物以足以维持其中恒定水平的速率从羰基化反应器105取出并通过物流112提供至闪蒸器106。在闪蒸器106中,将羰基化产物在具有或不具有添加的热量的闪蒸分离步骤中分离以获得包含乙酸的粗产物物流113,和催化剂循环物流114,其包含优选通过物流108循环至反应器的含催化剂的溶液。如上所述,含催化剂的溶液主要包含乙酸,铑催化剂,和碘化物盐,以及少量的乙酸甲酯,甲基碘,和水。粗产物物流113包含乙酸,乙酸甲

酯, 甲基碘, 水, 烷烃, 和高锰酸盐还原化合物 (PRC' s)。PRC' s 可包括, 例如, 化合物例如乙醛, 丙酮, 甲基乙基酮, 丁醛, 巴豆醛, 2-乙基巴豆醛, 2-乙基丁醛和类似物, 和它们的醛醇缩合产物。离开反应器105和进入闪蒸器106的溶解的气体包含部分一氧化碳和也可包含气态副-产物例如甲烷, 氢, 和二氧化碳, 和惰性物例如氮和氩, 和氧。这样的溶解的气体作为部分粗产物物流113离开闪蒸器106。将来自闪蒸器106的粗产物物流113导向纯化部分102。

[0032] 在一个实施方案中, 纯化部分102包含轻馏分塔120和干燥塔130。在其它的实施方案中, 纯化部分102可包含用于脱除PRC' s的一个或多个塔, 保护床, 排空洗涤器, 和/或重质尾部馏分塔。PRC脱除塔描述于美国专利号6,143,930, 6,339,171, 和7,223,886, 和美国公开号2005/0197513, 2006/0247466, 和2006/0293537中, 将其全部内容和公开通过引用并入本文。保护床描述于美国专利号4,615,806, 4,894,477, 和6,225,498中, 将其全部内容和公开通过引用并入本文。

[0033] 将来自羰基化部分101的粗产物物流113给进到轻馏分塔120以获得低沸点塔顶馏出物蒸气物流121, 产物侧线物流122, 和任选的塔底物流123。在轻馏分塔120的基底的温度, 即, 任选的离开的塔底物流123的温度, 优选为120°C-170°C。此外, 轻馏分塔顶部的温度, 即, 低沸点塔顶馏出物蒸气物流121的温度, 优选为100°C-145°C。

[0034] 低沸点塔顶馏出物蒸气物流121可包含甲基碘, 乙酸甲酯, 水, PRC' s, 乙酸, 烷烃, 和溶解的气体。如所示, 优选将低沸点塔顶馏出物蒸气物流121冷凝并导向塔顶馏出物相分离装置, 如由塔顶馏出物接收器或倾析器124所示。期望维持这样的条件使得低沸点塔顶馏出物蒸气物流121, 一旦在倾析器124中, 将分离为轻相125和重相126。不可冷凝性气体可通过排出物流127移出并任选地给进到一个或多个洗涤器(未示出)以回收任何低沸点组分。

[0035] 轻相125优选包含水, 乙酸, 和PRC' s, 以及甲基碘和乙酸甲酯。如在图1中所示, 可将轻相125回流到轻馏分塔120。也可将部分轻相125分离和在一个或多个塔(未示出)中处理以通过管线128移除PRC' s。任选地, 也可将部分轻相125返回到羰基化部分101和与循环物流108' 共-给进到反应器105。可将来自倾析器124的重相126方便地循环, 直接或间接地通过循环物流108' 至反应器105。例如, 可将部分重相126与滑流(未示出)循环至反应器105, 通常地将少量, 例如, 5-40vol.%, 或5-20vol.%的重相126, 导向一个或多个塔以脱除PRC' s。

[0036] 来自轻馏分塔的产物侧线物流122可包含乙酸和水。在一个实施方案中, 产物侧线物流122可包含至少70wt.%, 例如, 至少80wt.%或至少85wt.%的乙酸, 和可包含小于15wt.%, 例如, 小于10wt.%或小于5wt.%的水。就范围而言, 产物物流122包含0.01wt.%-20wt.%, 0.1wt.%-10wt.%, 或1wt.%-5wt.%的水。产物侧线物流122优选地在液相中和在115°C-160°C, 例如, 125°C-155°C的温度从轻馏分塔120取出。可将产物侧线物流122给进到干燥塔130以获得干燥的产物物流131和主要包含分离的水的塔顶馏出物物流132。干燥的纯化的产物物流131优选包含大于90wt.%, 例如, 大于95wt.%或大于98wt.%的量的乙酸。任选地, 可将干燥的纯化的产物物流131在一个或多个保护床(未示出)和/或重质尾部馏分塔(未示出)中进一步处理以进一步除去杂质。可将干燥塔的塔顶馏出物物流132冷凝并在接收器133中分离。可将来自接收器133的部分液体通过管线134回流到干燥塔130和可将另一部分通过管线135返回到羰基化部分101。在干燥塔130的基底的温度, 即, 离开的干燥的纯化的产物物流131的温度, 优选为130°C-185°C。此外, 在干燥塔130的顶部温度, 即,

塔顶馏出物物流132的温度,优选为110℃-150℃。

[0037] 为分离干燥塔130中的产物侧线物流122的组分所引入的外部能量(例如来自再沸器的热交换或直接注入的能量)通常比轻馏分塔120所需的外部能量多。在一个实施方案中,干燥塔130的再沸器136提供在正常或部分条件下基本上相同量的能量,和因此可导致过多的潜能,该过多的潜能可用作驱动轻馏分塔120中的分离的能量的外部来源。如在图1中所示,再沸器136可用于供给干燥塔130的能量需求。可将部分干燥的纯化的产物物流131通过再沸器136再循环到干燥塔130。

[0038] 返回到轻馏分塔120,因为任选的轻馏分塔底物流123典型地将包含重组分,乙酸,水,和夹带的催化剂,所以将全部或部分轻馏分塔底物流123通过一个或多个循环物流108循环到反应器105可能是有利的。轻馏分塔底物流123可与来自闪蒸器106的催化剂循环物流114组合并一起返回到反应器105,如在图1中所示。任选地,可将轻馏分塔底物流123给进到闪蒸器106的基底。

[0039] 在常规系统中,驱动轻馏分塔中的分离的能量可由粗产物物流的热量和/或再沸器供给。粗产物物流113在115℃-170℃,例如,125℃-165℃或130℃-160℃的温度离开闪蒸器106。在一个示例性实施方案中,驱动轻馏分塔中的分离所需的能量为至少6,000,000BTU/hr,例如,至少10,000,000BTU/hr,或至少15,000,000BTU/hr。

[0040] 当在稳态条件或在正常操作操作时,粗产物物流113通常提供足够的能量以驱动轻馏分塔120中的分离。然而,正常操作或部分操作条件之外,例如在开车或反应器停车模式,粗产物物流113单独可能不提供足够的能量以驱动轻馏分塔中的分离。在这些条件下,通常需要单独的再沸器以将能量供给到轻馏分塔基底以驱动分离。甚至在正常条件下,超过粗产物物流的能力之外,可能需要将另外的能量供给到轻馏分塔。

[0041] 在生产乙酸期间,该方法优选在正常的稳态条件下连续操作。然而,由于开车,反应器停车,反应器速率降低,跳脱(trip),或蒸馏组列不正常(upset),生产蒸馏方法可在部分条件(partial condition)下操作。当在这些部分条件下和正产操作之外操作时,驱动轻馏分塔中的分离所需的能量需要除了粗产物物流113的来源。本发明实施方案使用来自干燥塔130的一个或多个蒸气物流140从而有利地提供驱动轻馏分塔120中的分离的能量。优选地,一个或多个蒸气物流140允许轻馏分塔在正常和部分条件下操作。更优选地,该一个或多个蒸气物流140允许不需要专门的再沸器而操作轻馏分塔。

[0042] 在正常操作期间,一个或多个蒸气侧线物流140可提供驱动轻馏分塔中的分离所需的少部分能量,即,小于50%的总所需能量。就范围而言,一个或多个蒸气侧线物流140可提供1%-50%,例如,1%-25%的总所需能量。轻馏分塔可同时使用来自粗产物物流113和一个或多个蒸气侧线物流140的能量。在一个实施方案中,当来自闪蒸器106的能量不足以驱动轻馏分塔120中的分离时,一个或多个蒸气侧线物流140可从干燥塔130的过多的潜能提供能量。

[0043] 在部分操作期间,一个或多个蒸气侧线物流140可提供驱动轻馏分塔中的分离所需的大部分能量。在向轻馏分塔提供很少至没有粗产物物流113的某些条件下,一个或多个蒸气侧线物流140可提供驱动轻馏分塔中的分离所需的全部能量。在一个优选实施方案中,在部分条件下,一个或多个蒸气侧线物流140可提供驱动轻馏分塔中的分离所需的1%-100%,例如,10%-85%的总能量。一个或多个蒸气侧线物流140优选提供轻馏分塔所需的

全部能量或至少20%，例如，至少50%或至少70%的总能量。在一些实施方案中，例如在反应器停车操作期间，一个或多个蒸气侧线物流140可提供驱动轻馏分塔中的分离所需的90%-100%的总能量。此外，在蒸馏系统开车期间，一个或多个蒸气侧线物流140可提供驱动轻馏分塔中的分离所需的1%-100%的总能量。在一些实施方案中，例如，在初始反应器开车操作期间，一个或多个蒸气侧线物流140可提供驱动轻馏分塔中的分离所需的50%-100%的能量。在一些实施方案中，在反应器开车操作期间，一个或多个蒸气侧线物流140可提供驱动轻馏分塔中的分离所需的1%-50%的能量。在其它实施方案中，当从正常操作条件使反应器进料速率降低50%或更小时，干燥塔130可为轻馏分塔120供给1-60%的能量。在反应器跳脱期间，提供来自干燥塔130的外部能量允许维持蒸馏系统在稳定的，稳固的条件使得反应器可更快速地重启并重新开始以正常操作速率生产乙酸产物。

[0044] 在一个实施方案中，干燥塔可具有过多的潜能和一个或多个蒸气侧线物流140可转移该过多的能量和/或潜能。过多的能量或潜能指从再沸器提供至干燥塔的能量，该能量不用于驱动干燥塔中的分离和可取决于该条件的条件而变化。在一个实施方案中，可将来自干燥塔的至少3%，例如，至少20%或至少45%的潜能转移。在优选实施方案中，一个或多个蒸气物流140可转移来自干燥塔的全部的过多的潜能。

[0045] 将一个或多个蒸气侧线物流140从干燥塔130的下部137取出，并导向轻馏分塔120的下部129。优选地，在其中纯化的产物物流122给进至干燥塔130的下方位置取出干燥塔的下部137。在一个实施方案中，将一个或多个蒸气物流在接近于其中将来自再沸器136的返回给进至干燥塔的蒸气附近从干燥塔的基底部分取出。当将一个或多个蒸气侧线物流140导向轻馏分塔120的下部129时，将一个或多个蒸气侧线物流在其中排出产物侧线物流122的下方的位置给进至轻馏分塔120中。在一些实施方案中，轻馏分塔120包含分层遍及塔长度的许多塔板(未示出)。在一些实施方案中，将一个或多个蒸气侧线物流在从基底的第一塔板(或第一填料部分)下方的位置给进到轻馏分塔120中。在一些实施方案中，将一个或多个蒸气侧线物流在从基底第十个塔板下方的位置给进到轻馏分塔120中。在一些实施方案中，将一个或多个蒸气侧线物流在其中物流122离开轻馏分塔下方的位置给进到轻馏分塔120中。

[0046] 一个或多个蒸气侧线物流140包含乙酸和水。在一些实施方案中，一个或多个蒸气侧线物流140包含大部分的乙酸和少部分的水。就范围而言，一个或多个蒸气侧线物流140包含90wt.%-99.9wt.%,例如,95wt.%-99.95wt.%的乙酸,和0.01wt.%-10wt.%,例如,0.05wt.%-1wt.%的水。优选地,一个或多个蒸气侧线物流140的组成的水含量比从轻馏分塔120给进至干燥塔130的产物侧线物流122的低。一个或多个蒸气侧线物流优选具有130°C-185°C,例如,130°C-180°C,150°C-180°C,155°C-180°C,或160°C-175°C的温度,和可具有2.5atm-5atm,例如,3atm-4.5atm的压力。在一个实施方案中,优选地一个或多个蒸气侧线物流140具有比粗乙酸产物113高,例如,高至少5°C,10°C,20°C,或30°C的温度。在另一个实施方案中,优选地一个或多个蒸气侧线物流140具有比产物侧线物流122高的温度。

[0047] 将在一个或多个蒸气物流140中给进的乙酸优选在轻馏分塔120中分离并返回到干燥塔130和最终作为干燥的纯化的产物物流131而取出。在优选实施方案中,当塔130不在内部回流模式,没有干燥的纯化的产物物流131时,与干燥塔130的基底区域137中气化的乙酸相比,导向一个或多个蒸气物流的乙酸是较少量的。

[0048] 在一些实施方案中,可将部分轻馏分塔底物流123导向系统的其它部分,这取决于系统的操作条件。例如,在反应器停车操作期间,可将部分轻馏分塔底物流123通过返回管线141引入到轻馏分塔120。返回管线141优选地在其中取出产物侧线物流122的位置或该位置下方进入轻馏分塔120。在一些实施方案中,可将部分侧线物流122返回到轻馏分塔120。如上所述,一个或多个蒸气物流140具有大部分的乙酸。因此,可预期塔底物流123中的乙酸浓度增加返回到反应器105的乙酸的量。为促进乙酸到干燥塔130的返回,返回141将部分富含乙酸的塔底物流123进一步引入到轻馏分塔120。

[0049] 在常规方法中,可分配部分产物物流122并在较低塔板处返回到轻馏分塔120。这称做至轻馏分塔120的较低部分的回流物流,并提供至较低部分的洗涤用于脱除夹带的催化剂(通常为wppm水平)。此外,回流物流提供在轻馏分塔120的较低部分129的工作基底存量(working base inventory)。在本发明实施方案中,通过管线141使用用于该目的的物流123的一部分,可降低和/或消除对来自产物物流122的回流物流的需要。有利地,本发明实施方案可允许将较高的净百分比的物流122送至干燥塔130。物流141可降低边际量(a marginal amount)的用于轻馏分塔120的精馏负荷。

[0050] 在其它实施方案中,可将部分轻馏分塔底物流123通过管线142导向干燥塔130。管线142可与侧线物流122共-给进或任选地单独给进至干燥塔130。例如,在干燥塔总循环操作期间,管线142中的部分轻馏分塔底物流123可提供直接的循环以维持干燥塔130基底液体存量。

[0051] 在一些实施方案中,本发明方法还包括调节一个或多个蒸气侧线物流140。通过一个或多个阀143可达到一个或多个蒸气侧线物流140的调节。在一些实施方案中,一个或多个阀包括手动的逆止类别的阀,流量控制类别的阀,正隔离类别的阀(positive isolation type valve),和它们的组合。虽然不受特殊理论限制,一个或多个阀的存在提供控制轻馏分塔基底温度和/或抑制交叉污染/逆流到干燥塔中的能力。在一些实施方案中,一个或多个阀143提供调节一个或多个蒸气侧线物流140单向流动到轻馏分塔120的较低蒸气部分129的能力。有利地,一个或多个阀143抑制来自进入干燥塔130的在轻馏分塔120基底的任何物质的逆流。

[0052] 为了可更有效地理解本文所公开的本发明,下面提供非限制性实施例。下面的实施例描述本发明方法的各种实施方案。

实施例

[0053] 使用ASPEN Radfrac™计算机模型,模拟了在正常操作条件下图1的部分102所示的方法。对于正常操作条件,轻馏分塔接收来自干燥塔的一个或多个蒸气物流的热量而不需要接受来自在轻馏分塔基底附着的专门的再沸器(在Radfrac建模能力之内)的任何热量。

[0054] 实施例1

[0055] 在用于乙酸生产的设计的生产速率时,干燥塔的再沸器提供足够的能量至干燥塔以驱动分离而没有过多的能量。驱动轻馏分塔中的分离所需的能量由来自闪蒸器的能量提供。

[0056] 实施例2

[0057] 当使实施例1的生产速率降低一半,来自闪蒸器的能量提供驱动轻馏分塔中的分

离所需的约90%的总能量。轻馏分塔需要约另外的10%的能量。干燥塔具有可获得的约38%的相对过多的能量。一个或多个蒸气侧线物流从干燥塔转移部分过多能量到轻馏分塔和提供驱动轻馏分塔中的分离所需的另外的约10%的能量。

[0058] 实施例3

[0059] 当实施例1的生产速率为四分之一时,来自闪蒸器的能量提供驱动轻馏分塔中的分离所需的约25%的总能量。轻馏分塔需要约另外的75%的能量。干燥塔具有可获得的约49%的相对过多的能量,和一个或多个蒸气侧线物流从干燥塔转移部分过多能量到轻馏分塔和提供驱动轻馏分塔中的分离所需的另外的约75%的能量。

[0060] 实施例4

[0061] 在当反应器跳脱和纯化部分保持操作的部分条件期间,没有从闪蒸器提供能量至轻馏分塔。干燥塔具有可获得的约49%的相对过多的能量,和一个或多个蒸气侧线物流从干燥塔转移部分过多能量和提供驱动轻馏分塔中的分离所需的能量。

[0062] 实施例5

[0063] 在当纯化部分在反应器开车之前开车的部分条件期间,没有从闪蒸器提供能量至轻馏分塔。干燥塔具有可获得的约49%的相对过多的能量,和一个或多个蒸气侧线物流从干燥塔转移部分过多能量以提供驱动轻馏分塔中的分离所需的能量。在这些条件下所需的总能量可能小于在实施例4中所述的部分条件下所需的能量。预期改变实施例4中的反应器操作速率也改变用于轻馏分塔所需的总能量。

[0064] 实施例6

[0065] 在当反应器和纯化部分正在开车的部分条件期间,来自闪蒸器的能量提供驱动轻馏分塔中的分离所需的约25%的总能量。与实施例3类似,轻馏分塔需要约另外的75%的总能量。干燥塔具有可获得的约49%的相对过多的能量,和一个或多个蒸气侧线物流转移部分过多能量以提供驱动轻馏分塔中的分离所需的能量。

[0066] 实施例7

[0067] 在当反应器和纯化部分继续转变到实施例1的操作速率的部分条件期间,来自闪蒸器的能量提供驱动轻馏分塔中的分离所需的约85%的总能量。轻馏分塔需要约另外的15%的能量。干燥塔具有可获得的约49%的相对过多的能量,和一个或多个蒸气侧线物流从干燥塔转移部分过多能量以提供驱动轻馏分塔中的分离所需的能量。

[0068] 虽然详细描述了本发明,但在本发明的精神和范围内的各种修改对于本领域技术人员而言将是显而易见的。根据之前的讨论、本领域中相关的知识和上文与背景技术和发明详述相关讨论的参考文献,将其公开通过引用并入本文。此外,应理解在本文和/或在所附权利要求书中引述的本发明的各个方面以及多个实施方案和多个特征各个部分可以部分或全部地进行组合或者互换。在前述各个实施方案的描述中,如本领域技术人员所可认识到的,引用另一个实施方案的那些实施方案可以与其它实施方案适当地组合。此外,本领域技术人员将认识到前述描述仅仅是举例方式,并且不意欲限制本发明。

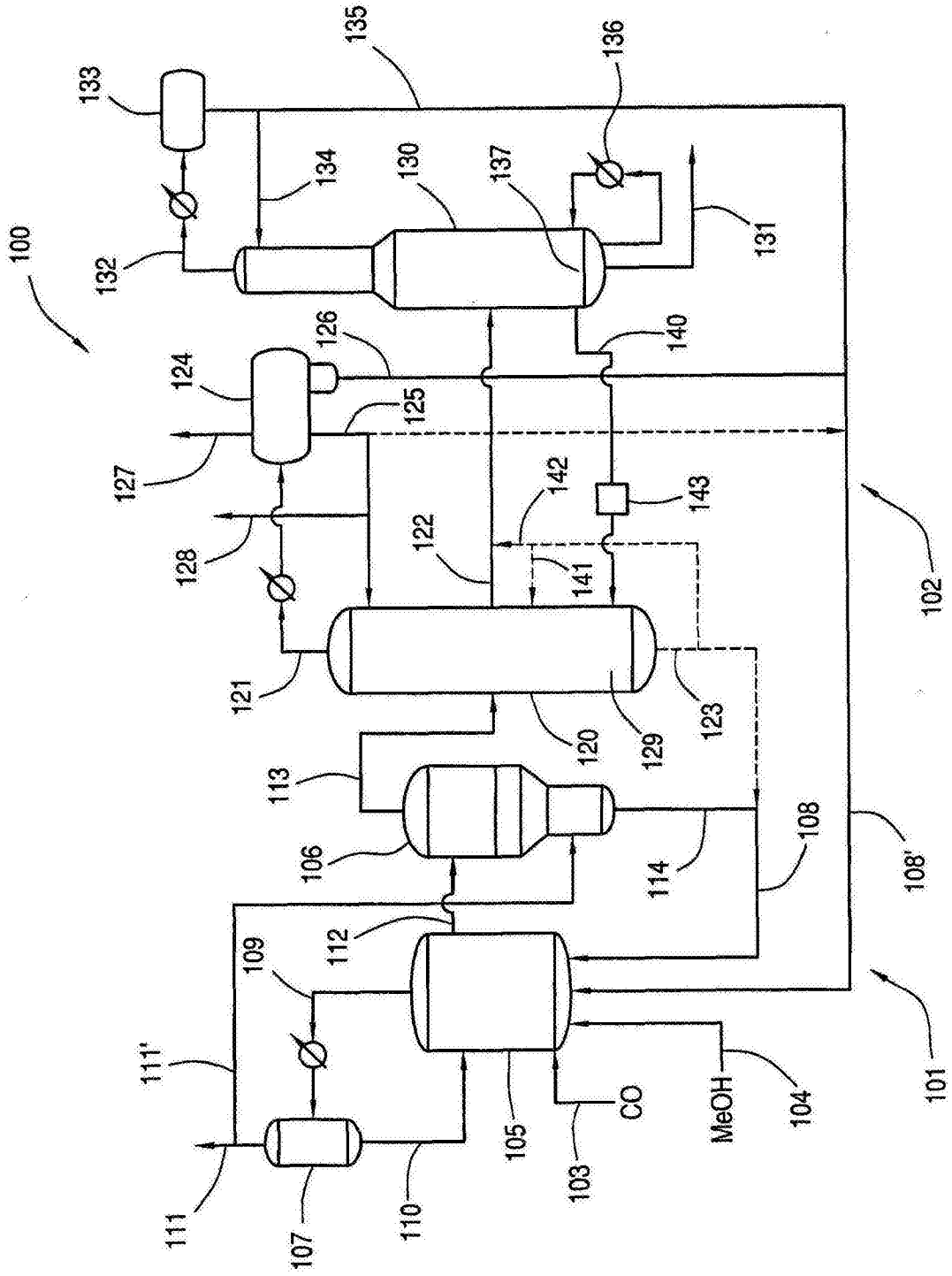


图1