



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 108473391 B

(45) 授权公告日 2021.08.17

(21) 申请号 201680073279.3

(22) 申请日 2016.11.29

(65) 同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 108473391 A

(43) 申请公布日 2018.08.31

(30) 优先权数据
62/268,041 2015.12.17 US

(85) PCT国际申请进入国家阶段日
2018.06.14

(86) PCT国际申请的申请数据
PCT/US2016/063923 2016.11.29

(87) PCT国际申请的公布数据
W02017/105818 EN 2017.06.22

(73) 专利权人 环球油品公司
地址 美国伊利诺伊

(72) 发明人 J·A·卡菲什耶 B·E·卡巴那

(74) 专利代理机构 北京市中咨律师事务所
11247

代理人 张蓉珺 林柏楠

(51) Int.Cl.
C07C 7/04 (2006.01)
C07C 7/11 (2006.01)
C07C 11/06 (2006.01)

(56) 对比文件
US 5360533 A, 1994.11.01
CN 101417915 A, 2009.04.29
CN 103946191 A, 2014.07.23
US 3893905 A, 1975.07.08
EP 0509592 A1, 1992.10.21
CN 102040445 A, 2011.05.04
CN 102597179 A, 2012.07.18
CN 104650962 A, 2015.05.27

审查员 李伟

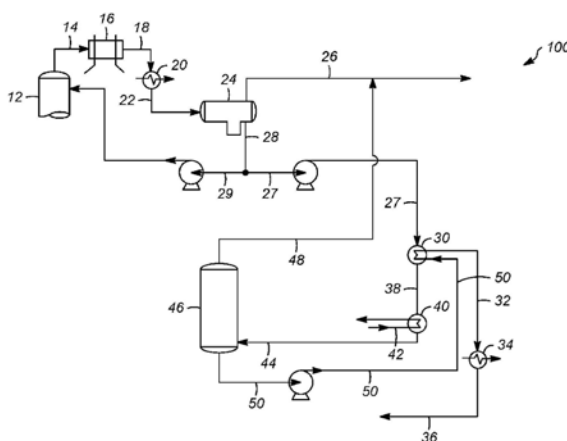
权利要求书1页 说明书8页 附图3页

(54) 发明名称

用于改进FCC回收单元的丙烯回收率的方法

(57) 摘要

本主题大体上涉及丙烯回收方法。更具体地,本主题涉及通过将用作FCC气体浓缩单元的初级吸收塔的贫油的未稳定汽油中的轻馏分和丙烯减至最少而增强从流体催化裂化(FCC)单元中生成的燃料气中回收丙烯和液化石油气(LPG)的方法。



1. 一种回收丙烯的方法,其包含:
 - (i) 在流体催化裂化工艺中使烃进料与催化剂接触以产生物料流;
 - (ii) 在分馏塔中蒸馏所述产物料流以获得作为侧取/底部馏分的较重液体产物和气态顶部产物;
 - (iii) 冷却和冷凝所述气态顶部产物和此后,在接收器中分离所得气-液混合物以获得未稳定汽油液体馏分和轻质气体馏分;
 - (iv) 将获自步骤(iii)的气体馏分继续送往湿气压缩机组;
 - (v) 将步骤(iii)中获得的液体馏分的第一部分送回分馏塔;
 - (vi) 将步骤(iii)中获得的液体馏分的第二部分供入至少一个热交换器以产生加热料流;和
 - (vii) 将所述加热料流供入闪蒸罐以产生闪蒸轻馏分料流和塔底液体料流,其中闪蒸轻馏分料流包含轻馏分和丙烯;
 - (viii) 将所述闪蒸轻馏分料流送至步骤(iv)中的湿气压缩机组;和
 - (ix) 将所述塔底液体料流送往步骤(vi)中的一个或多个热交换器,并且然后将所述液体料流送往FCC气体浓缩吸收塔。
2. 权利要求1的方法,其中所述至少一个热交换器将步骤(iii)中获得的液体馏分的第二部分从38°C加热至80°C。
3. 权利要求1的方法,其中所述闪蒸轻馏分料流含有闪蒸罐进料中的丙烯的接近70%。
4. 权利要求1的方法,其中一个或多个热交换器使用废热工艺料流。
5. 权利要求1的方法,其中使用两个热交换器加热步骤(iii)中获得的液体馏分的第二部分。

用于改进FCC回收单元的丙烯回收率的方法

[0001] 优先权声明

[0002] 本申请要求2015年12月16日提交的美国申请No.62/268,041的优先权,其内容全文经此引用并入本文。

技术领域

[0003] 本主题整体上涉及丙烯回收方法。更具体地,本主题涉及通过将用作FCC气体浓缩单元的初级吸收剂的贫油的未稳定汽油中的轻馏分和丙烯减至最少而增强从流体催化裂化(FCC)单元中生成的燃料气中回收丙烯和液化石油气(LPG)的方法。

背景技术

[0004] 在FCC单元中,大部分丙烯在气相中离开FCC分馏塔塔顶接收器,从此处回收在下游FCC气体浓缩设施中。由于在常规塔顶冷凝和接收步骤中在液相和气相之间发生的混合,离开接收器的液相携带显著量的丙烯和轻馏分。该液体是用作FCC气体浓缩单元的初级吸收剂的贫油的未稳定汽油。轻馏分和丙烯在该未稳定汽油中的存在增加初级吸收塔的负荷并且会导致丙烯损失到燃料气中和较低的丙烯回收率。鉴于在较高压力下的液-气平衡促使更多丙烯在液相中的事实,当主塔接收器处的单元运行压力提高时,损失提高。UOP发现了在送往初级吸收塔之前将未稳定汽油中的丙烯减至最少的相同概念并论述在专利号US 3,893,905中。

[0005] 专利号US 3,893,905中论述的设备要求是修改FCC分馏塔塔顶接收器冷凝器的设计。这造成设计的复杂性并且不可能用于现有FCC单元。本发明使用可用于现有FCC单元的更简单的设备设计。

[0006] 在传统方法中,来自FCC主塔塔顶的包含汽油、LPG和燃料气的产物混合物首先冷凝并重力分离以产生未稳定汽油,其随后用于初级吸收塔以从燃料气中吸收丙烯和LPG。但是,由于轻馏分和丙烯存在于未稳定汽油中,使用传统回收方法时丙烯的高回收率变得更困难或不经济。未稳定汽油中的丙烯可以为2摩尔%至5摩尔%或更高。

[0007] 本发明降低在较低或较高压力下运行的FCC单元中损失的丙烯和LPG的量。在本发明的实施方案中,初级吸收塔进料闪蒸罐减少未稳定汽油中的丙烯和轻馏分并在将其送往初级吸收塔时回收更多丙烯和LPG。

发明内容

[0008] 概述

[0009] 本发明的一个实施方案包含一种回收丙烯的方法,其包括(i)在流体催化裂化工艺中使烃进料与催化剂接触以产生产物流;(ii)在分馏塔中蒸馏所述产物流以获得作为侧取/底部馏分的较重液体产物和气态顶部产物;(iii)冷却和冷凝所述气态顶部产物和此后,在接收器中分离所得气-液混合物以获得液体馏分和轻质气体馏分;(iv)将获自步骤(iii)的气体馏分继续送往湿气压缩机组;(v)将步骤(iii)中获得的液体馏分的第一部分

送回分馏塔；(vi) 将步骤(iii)中获得的液体馏分的第二部分供入至少一个热交换器以产生加热料流；和(vii)将所述加热料流供入闪蒸罐以产生要送回步骤(iv)中的湿气压缩机的闪蒸轻馏分料流和塔底液体料流，其中在将所述液体料流送往FCC气体浓缩吸收塔之前将所述塔底料流送往步骤(vi)中的一个或多个热交换器。

[0010] 本发明的另一实施方案包含一种回收丙烯的方法，其包括(i)在流体催化裂化工艺中使烃进料与催化剂接触以产生产物流；(ii)在分馏塔中蒸馏所述产物流以获得作为侧取/底部馏分的较重液体产物和气态顶部产物；(iii)冷却和冷凝所述气态顶部产物和此后，在接收器中分离所得气-液混合物以获得液体馏分和轻质气体馏分；(iv)将获自步骤(iii)的气体馏分继续送往湿气压缩机；(v)将步骤(iii)中获得的液体馏分的第一部分送回分馏塔；(vi)将步骤(iii)中获得的液体馏分的第二部分供入至少一个热交换器以产生加热料流；和(vii)将所述加热料流供入具有第一侧和第二侧的分壳式闪蒸罐，其中将所述加热料流送往所述分壳的第一侧以产生要送回步骤(iv)中的湿气压缩机的第一闪蒸轻馏分料流和第一塔底料流，其中将所述塔底料流加热并送往所述分壳式闪蒸罐的第二侧以产生要送回步骤(iv)中的湿气压缩机的第二闪蒸轻馏分料流和第二塔底料流，其中在将液体料流送往FCC气体浓缩吸收塔之前将第二塔底料流送往步骤(vi)中的一个或多个热交换器。

[0011] 这些实例的另外的目的、优点和新颖特征部分阐述在下列说明书中，部分是本领域技术人员在审查下列说明书和附图时显而易见，或可通过这些实例的生产或运行获悉。可以借助所附权利要求书中特别指出的方法、手段和组合实现和达到这些概念的目的和优点。

[0012] 定义

[0013] 本文所用的术语“料流”、“进料”、“产物”、“部分(part)”或“portion”可包括各种烃分子，如直链、支化链或环状烷烃、烯烃、烷二烯和炔，和任选其它物质，如气体，例如氢气，或杂质，如重金属，和硫和氮化合物。该料流还可包括芳族和非芳族烃。此外，烃分子可缩写为 C_1 、 C_2 、 C_3 、 C_n ，其中“n”代表所述一种或多种烃分子中的碳原子数或该缩写可用作例如非芳族或化合物的形容词。类似地，芳族化合物可缩写为 A_6 、 A_7 、 A_8 、 A_n ，其中“n”代表所述一种或多种芳族分子中的碳原子数。此外，上标“+”或“-”可以与缩写的一种或多种烃符号一起使用，例如 C_{3+} 或 C_{3-} ，其包括该缩写的一种或多种烃。例如，缩写“ C_{3+} ”是指具有三个或更多个碳原子的一种或多种烃分子。

[0014] 本文所用的术语“区”可以是指包括一个或多个设备项和/或一个或多个子区的区域。设备项可包括但不限于一个或多个反应器或反应容器、分离容器、蒸馏塔、加热器、交换器、管、泵、压缩机和控制器。另外，设备项，如反应器、干燥器或容器可进一步包括一个或多个区或子区。

[0015] 术语“塔”是指用于分离一种或多种具有不同挥发度的组分的蒸馏塔。除非另行指明，各塔包括在塔顶的冷凝器以将一部分塔顶料流冷凝并回流回塔顶，和在塔底的再沸器以将一部分塔底料流汽化和送回塔底。塔的进料可以预热。顶部压力是在塔的蒸气出口处的塔顶蒸气的压力。底部温度是液体底部出口温度。塔顶线路和塔底线路是指从塔下游的任何回流或再沸到该塔的净线路。汽提塔省略在塔底的再沸器，取而代之由流化惰性介质(如蒸汽)提供加热要求和分离动力。

[0016] 本文所用的术语“分离器”是指具有入口和至少顶部蒸气出口和底部液体出口并且还可能具有来自防护罩 (boot) 的水性料流出口的容器。闪蒸罐是一种类型的分离器,其可与可在更高压力下运行的分离器下游连通。

[0017] 附图简述

[0018] 附图仅作为实例而非作为限制描绘根据本概念的一个或多个实施方案。在附图中,类似标号是指相同或类似的元件。

[0019] 图1图解现有技术方法。

[0020] 图2是在将未稳定汽油送往气体浓缩单元的初级吸收塔之前对其使用闪蒸罐以改进从FCC气体中回收丙烯的系统的总流程图的图示。

[0021] 图3是在将未稳定汽油送往气体浓缩单元的初级吸收塔之前对其使用分壳式闪蒸罐以改进从FCC气体中回收丙烯的系统的总流程图的图示。

具体实施方式

[0022] 详述

[0023] 下列详述仅是示例性的并且无意限制所述实施方案的应用和用途。此外,无意受制于前述背景或下列详述中给出的任何理论。

[0024] 图1图解本文所述的方法的各种实施方案的图。本领域技术人员会认识到,已通过删除对理解该工艺不必要的工艺设备的许多零件,包括例如热交换器、工艺控制系统、泵、分馏塔塔顶、再沸器系统和反应器内部构件等简化这一工艺流程图。还容易认识到,附图中呈现的工艺流程可以在许多方面中修改而不背离基本的整体概念。例如,附图中的所需热交换器的描绘已经为简化起见保持在最低限度。本领域技术人员会认识到,用于获得在该工艺内的各种点的必要加热和冷却的热交换方法的选择在其如何实施方面存在大量变化。在如此复杂的工艺中,不同工艺料流之间的间接热交换存在许多可能性。根据本工艺的具体安装位置和环境,也可能需要使用与蒸汽、热油或来自附图中没有显示的其它加工单元的工艺料流的热交换。

[0025] 从通过在流体催化裂化工艺中使烃进料与催化剂接触而得的产物混合物中回收气体产物的现有方法显示在图1中。将来自自主分馏塔12顶部的气体混合物经由气体导管14供往塔顶冷却器-冷凝器16。由此获得的气体-液体馏分在塔顶接收罐分离器24中分离。将被称作未稳定石脑油的分离液体馏分作为贫油经由液体导管27供往初级吸收塔75。将气体馏分经由导管26供往第一级压缩机76的吸气口。排出料流经由导管77在级间冷却器78中冷却后在级间罐80中分离成气体和液体馏分。来自级间罐80的气体馏分经由导管81供往第二级压缩机84。经由导管82来自级间罐80的级间液体馏分在导管85中与在第二级84中压缩的气体馏分合并。导管85中的合并料流与经由导管94来自初级吸收塔75的富油料流液体和经由导管93来自汽提塔92的塔顶气体馏分进一步合并。所得料流87在高压冷却器86中冷却后在高压接收器分离器89中分离成气体和液体馏分。

[0026] 获自分离器89的液体馏分经由导管91供入汽提塔92,在此从进料中汽提出比乙烷轻的组分并经由导管93再循环回高压分离器89。汽提塔92的塔底物经由导管95供入脱丁烷塔96,在此作为塔顶物分离出进料中存在的比丁烷轻的组分并经由导管97进一步供入丙烯分离单元。在导管97中的脱丁烷塔96的塔底物在交换器98中冷却到38°C至40°C后分流到汽

油再循环并经由导管100供往初级吸收塔75。

[0027] 来自高压分离器89的包含轻质物和 C_3-C_5 组分的气体馏分经由导管90供往初级吸收塔75的底部,在此 C_3-C_5 组分被向下流动的吸收塔贫油吸收。获自初级吸收塔75的气体馏分经由导管101供往海绵吸收塔(sponge absorber)102。经由导管104使用轻质循环油作为海绵吸收塔102中的贫油,来自海绵吸收塔102的导管103中的所得气体馏分含有 C_2 和更轻的轻质气体和一些 C_3 损失。海绵吸收塔102中的吸收的烃经由导管105再循环回主分馏塔。

[0028] 如上解释,从通过在流体催化裂化工艺中使烃进料与催化剂接触而得的产物混合物中回收气体产物的现有方法使用来自自主分馏塔塔顶接收器的未稳定汽油作为气体浓缩初级吸收塔的贫油。但是,在送往初级吸收塔之前加热未稳定汽油和闪蒸轻馏分和丙烯会提高气体浓缩单元中的总丙烯回收率。这一设计不仅改进丙烯的回收,而且使用闪蒸罐比气体浓缩单元中所用的其它传统方法更经济,主要是从脱丁烷塔再循环汽油(其增加设备尺寸和水电费(utilities))更经济。这一设计会将湿气压缩机上的负荷提高2%至5%,但比提高气体浓缩单元中的汽油再循环经济得多。对于新装置的设计,使用传统方法提高丙烯回收率在一定程度上变得不经济。

[0029] 对于现有装置,提高丙烯回收率的投资太大并且需要许多设备改造。借助本发明和对于新装置的设计,接近99.6%的丙烯回收率是经济上可行的。对于现有装置,可以在不改造现有设备的情况下将丙烯回收率提高接近1%。如果压缩机接近其最大极限,可以通过轻微改变吸入运行压力适应在现有湿压缩机上2%至5%的额外负荷。对于现有FCC装置,可以设计新设备并在典型的周转期中安装或在一些情况下可能在该装置运行的同时安装。此外,对于具有汽提塔、脱丁烷塔、汽提塔再沸器、脱丁烷塔再沸器和脱丁烷塔塔顶冷凝器的设备限制的现有装置,可以降低汽油再循环并保持相同的 C_3 回收率。这允许更多进料进入气体浓缩单元或在FCC反应器中产生更多丙烯。

[0030] 如图2中的优选实施方案中所示,描绘用于回收丙烯的方法100。在这一实施方案中,将来自自主分馏塔12顶部的导管14中的气体混合物供往塔顶空气冷却器16,然后经由气体/液体导管18供往冷却器-冷凝器20。由此获得的气体-液体馏分在塔顶接收器24中分离。分离的液体馏分未稳定汽油经由液体导管28离开接收器24,同时气体经由导管26离开接收器到湿气压缩机。将经由导管28的未稳定汽油分流并将一部分液体馏分在导管29中送回自主分馏塔12。导管27中的净未稳定汽油液体馏分然后经由进料/塔底物换热器30加热。将获自热交换器30的在导管38中的所得料流供入热交换器40以被导管42中的料流进一步加热。导管42中的料流可以是工艺料流或LP蒸汽。来自热交换器40的液体气体混合物经由导管44供入闪蒸罐46。

[0031] 将获自闪蒸罐46的在导管48中的气体馏分供往湿气压缩机前的导管26。导管48中的闪蒸罐蒸气含有轻馏分和来自导管44的闪蒸罐进料中的丙烯的接近70%。将导管50中的闪蒸罐液体泵往进料/塔底物换热器30,在水冷却器34中冷却到35°C至40°C,然后送往初级吸收塔。因此,送往初级吸收塔的液体具有较少轻质材料和丙烯,因此初级吸收塔上的负荷较低,这使得气体浓缩单元的丙烯回收率更高。

[0032] 如图3中的另一优选实施方案中所示,描绘用于回收丙烯的方法200。在这一方法中在送往气体浓缩单元初级吸收塔之前使用未稳定汽油的两级闪蒸。在这一实施方案中,将来自自主分馏塔12顶部的导管14中的气体混合物供往塔顶空气冷却器16,然后经由气体/

液体导管18供往冷却器-冷凝器20。由此获得的气体-液体馏分在塔顶接收器24中分离。分离的液体馏分未稳定汽油经由液体导管28离开接收器24,同时气体经由导管26离开接收器到湿气压缩机。将经由导管28的未稳定汽油分流并将一部分液体馏分在导管29中送回主分馏塔12。导管27中的净未稳定汽油液体馏分然后经由进料/塔底物换热器30加热。将获自热交换器30的在导管38中的所得料流供入分壳式闪蒸罐60。图2中所示的闪蒸罐包含具有第一侧70和第二侧72的分壳式闪蒸罐,其中第一侧70和第二侧72被垂直壁完全分隔并且第一侧和第二侧的内容物不互相接触。将获自闪蒸罐60和侧70的在导管48中的气体馏分供往湿气压缩机前的导管26。

[0033] 将来自分壳式闪蒸罐60的第一侧70的第一塔底料流44经由导管44泵往热交换器40以被导管42中的料流进一步加热。导管42中的料流可以是工艺料流或LP蒸汽。来自交换器40的所得料流经由导管51离开并送往分壳式闪蒸罐60的第二侧72。来自分壳式闪蒸罐60的第二侧72的第二塔顶料流58供往湿气压缩机前的导管26。来自分壳式闪蒸罐60的第二侧72的第二塔底料流50泵往进料/塔底物换热器30,在水冷却器34中冷却到35°C至40°C,然后送往初级吸收塔。因此,送往初级吸收塔的液体具有较少轻质材料和丙烯,因此初级吸收塔上的负荷较低,这使得气体浓缩单元的丙烯回收率更高。

[0034] 实施例

[0035] 下列实施例意在进一步例示本发明的实施方案。不同实施方案的举例说明无意将权利要求限于这些实施例的特定细节。

[0036] 实施例1:

[0037] 根据现有技术工艺流程设计FCC单元。可以实现98.93摩尔%的丙烯回收率。使用传统方法的任何额外丙烯回收不可能并且不经济。通过将该新发明增加到该单元的设计中,可以实现更高回收率,这导致更高的收益和基于新设备成本几个月的投资回报期。基础情况vs.增加新设备的情况的比较显示在表1中。

[0038] 表1

	基础情况	新情况: 增加新设备的基础情况	Delta 新 vs. 基础
丙烯回收率, %	98.93	99.61	0.68
回收的丙烯, 公吨/年	735848.1	740848.3	5000.2
回收的丙烷, 公吨/年	118510.8	119091.5	580.7
delta 回收的丙烯 & 丙烷价值, MMS/年		5.86	
[0039] 燃料气中的丙烯 & 丙烷价值的损失 MMS/年		-1.21	
使用 LP 蒸汽的运行成本, MMS/年		-1.5	
净收益, MMS/年		3.15	
设备成本, MMS		0.86	
基于设备成本的投资 回报期, 月		3 至 4	

[0040] 如上表1中所示, 借助新发明可以实现更高丙烯回收率并且新设备投资的回报期预计为几个月。此外, 对使用LP蒸汽加热未稳定汽油的最糟糕情况进行上述分析。在大多数情况下可以用可获自气体回收或FCC主分馏段的废热工艺料流加热未稳定汽油。这将年收益从MM\$3.15增加到MM\$4.65。

[0041] 另一分析是该新发明对汽油再循环的影响。

[0042] 对于与实施例1的基础情况相同的丙烯和通过添加闪蒸罐, 可以将从脱丁烷塔到吸收塔的汽油再循环减少50%。这极大节省气体浓缩设备上的设备尺寸和耗用(utilities), 如初级吸收塔、汽提塔、脱丁烷塔、汽提塔再沸器、脱丁烷塔再沸器/塔顶冷凝器和气体浓缩单元水冷却器。

[0043] 实施例2:

[0044] 对于现有装置并且如果由于容量限制而需要降低湿气压缩机上的负荷, 可以如图2中所示对闪蒸罐使用分壳式设计。益处是在保持气体浓缩单元中的相同回收率的同时减少进入湿气压缩机的蒸气。从未稳定汽油中除去的丙烯量与使用单个闪蒸罐相同但进入湿气压缩机的蒸气量如下表2中所示较低。

[0045] 表2

[0046] 未稳定汽油流, kg/h: 257, 508

	无分隔壁 的闪蒸罐 蒸气	来自第一隔 室的闪蒸罐 分隔壁蒸气	来自第二隔 室的闪蒸罐 分隔壁蒸气	来自 1 st & 2 nd 隔 室的闪蒸罐分隔壁 总蒸气
蒸气流量, kg/h	25671	3925	18404	22329
[0047] 作为湿气压缩机正 常流量的%的蒸气 流量	4.77	0.73	3.42	4.15
温度, °C	79	60	79	76
蒸气中的丙烯, kg/h	1794	567	1234	1801
湿气压缩机吸入温 度(正常流量+闪蒸罐 蒸气), °C	39.7			39.3

[0048] 如上表中所示,当使用分壳式或分隔壁罐时,在从未稳定汽油中除去几乎相同量的丙烯时,进入湿气压缩机的流量降低。此外,进入湿气压缩机的总流在略低的温度下。

[0049] 应该指出,对本文所述的目前优选的实施方案的各种改变和修改是本领域技术人员显而易见的。可以作出这样的改变和修改而不背离本主题的精神和范围并且不削减其附随优点。

[0050] 具体实施方案

[0051] 尽管下面联系具体实施方案进行描述,但要理解的是,该描述意在举例说明而非限制上文的描述和所附权利要求书的范围。

[0052] 本发明的第一实施方案是一种回收丙烯的方法,其包含 (i) 在流体催化裂化工艺中使烃进料与催化剂接触以产生产物流; (ii) 在分馏塔中蒸馏所述产物流以获得作为侧取/底部馏分的较重液体产物和气态顶部产物; (iii) 冷却和冷凝所述气态顶部产物和此后,在接收器中分离所得气-液混合物以获得液体馏分和轻质气体馏分; (iv) 将获自步骤 (iii) 的气体馏分继续送往湿气压缩机组; (v) 将步骤 (iii) 中获得的液体馏分的第一部分送回分馏塔; (vi) 将步骤 (iii) 中获得的液体馏分的第二部分供入至少一个热交换器以产生加热料流;和 (vii) 将所述加热料流供入闪蒸罐以产生要送回步骤 (iv) 中的湿气压缩机的闪蒸轻馏分料流和塔底液体料流,其中在将所述液体料流送往FCC气体浓缩吸收塔之前将所述塔底料流送往步骤 (vi) 中的一个或多个热交换器。本发明的一个实施方案是从这一段中的所述第一实施方案引申出的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案,其中所述一个或多个热交换器将所述液体馏分从38°C加热至80°C。本发明的一个实施方案是从这一段中的所述第一实施方案引申出的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案,其中所述闪蒸轻馏分料流含有闪蒸罐进料中的丙烯的接近70%。本发明的一个实施方案是从这一段中的所述第一实施方案引申出的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案,其中一个或多个热交换器使用废热工艺料流。本发明的一个实施方案是从这一段中的所述第一实施方案引申出的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案,其中使用两个热交换器加热所述液体馏分。

[0053] 本发明的第二实施方案是一种回收丙烯的方法,其包含(i)在流体催化裂化工艺中使烃进料与催化剂接触以产生物料流;(ii)在分馏塔中蒸馏所述产物料流以获得作为侧取/底部馏分的较重液体产物和气态顶部产物;(iii)冷却和冷凝所述气态顶部产物和此后,在接收器中分离所得气-液混合物以获得液体馏分和轻质气体馏分;(iv)将获自步骤(iii)的气体馏分继续送往湿气压缩机;(v)将步骤(iii)中获得的液体馏分的第一部分送回分馏塔;(vi)将步骤(iii)中获得的液体馏分的第二部分供入至少一个热交换器以产生加热料流;和(vii)将所述加热料流供入具有第一侧和第二侧的分壳式闪蒸罐,其中将所述加热料流送往所述分壳的第一侧以产生要送回步骤(iv)中的湿气压缩机的第一闪蒸轻馏分料流和第一塔底料流,其中将所述塔底料流加热并送往所述分壳式闪蒸罐的第二侧以产生要送回步骤(iv)中的湿气压缩机的第二闪蒸轻馏分料流和第二塔底料流,其中在将液体料流送往FCC气体浓缩吸收塔之前将第二塔底料流送往步骤(vi)中的一个或多个热交换器。本发明的一个实施方案是从这一段中的所述第二实施方案引申出的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案,其中所述一个或多个热交换器将所述液体馏分从38°C加热至80°C。本发明的一个实施方案是从这一段中的所述第二实施方案引申出的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案,其中所述闪蒸轻馏分料流含有闪蒸罐进料中的丙烯的接近70%。本发明的一个实施方案是从这一段中的所述第二实施方案引申出的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案,其中一个或多个热交换器使用废热工艺料流。本发明的一个实施方案是从这一段中的所述第二实施方案引申出的这一段中的一个、任一或所有在先实施方案,其中使用两个热交换器加热所述液体馏分。

[0054] 无需进一步详述,相信利用上文的描述,本领域技术人员可以最大限度地利用本发明并容易确定本发明的基本特征,在不背离其精神和范围的情况下,作出本发明的各种变动和修改并使其适应各种用途和条件。因此,上述优选的具体实施方案应被解释为仅示例性的而非以任何方式限制本公开的其余部分,并意在涵盖所附权利要求书的范围内所含的各种修改和等效布置。

[0055] 除非另行指明,在上文中,所有温度以摄氏度阐述,且所有份数和百分比按重量计。

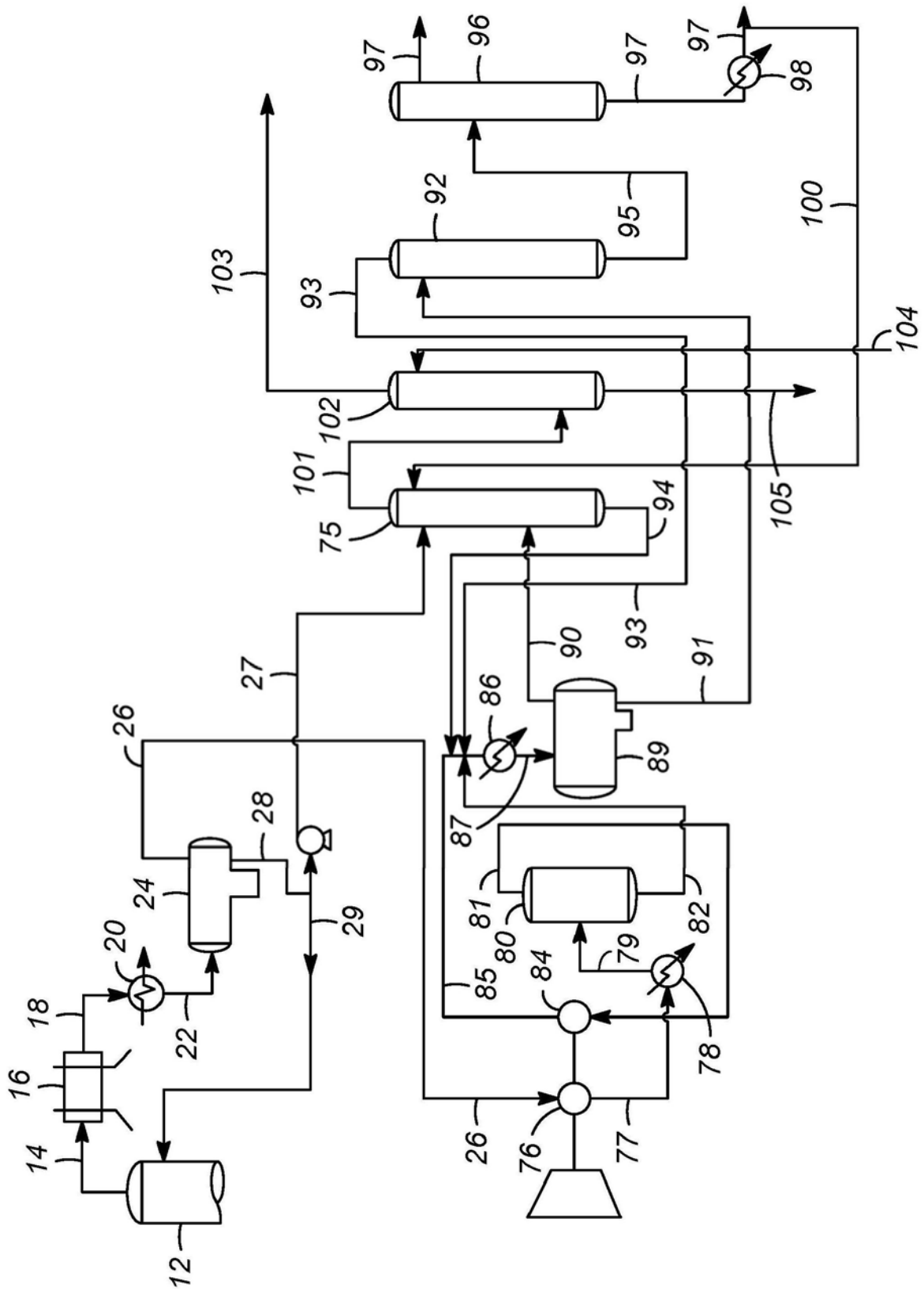


图1 (现有技术)

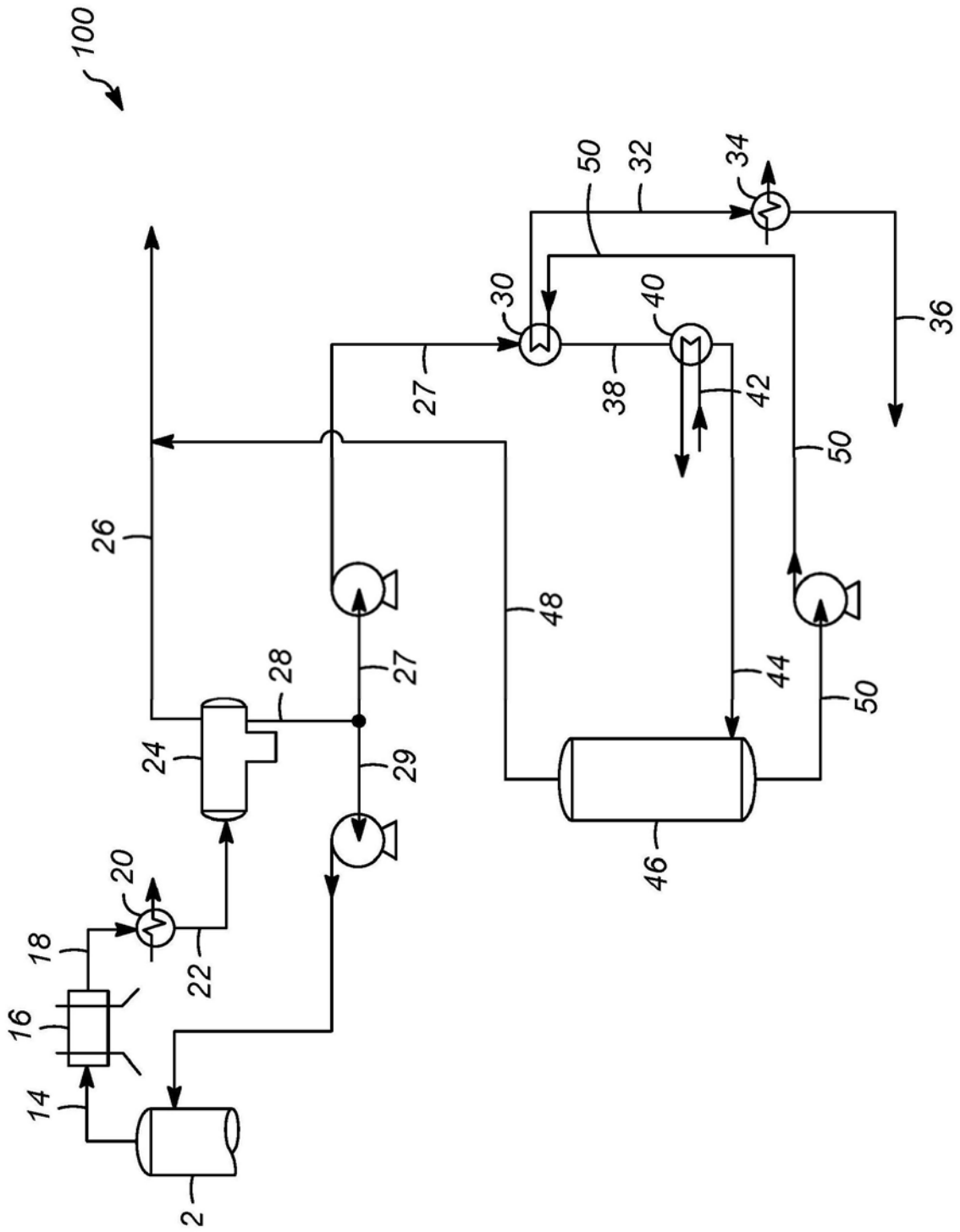


图2

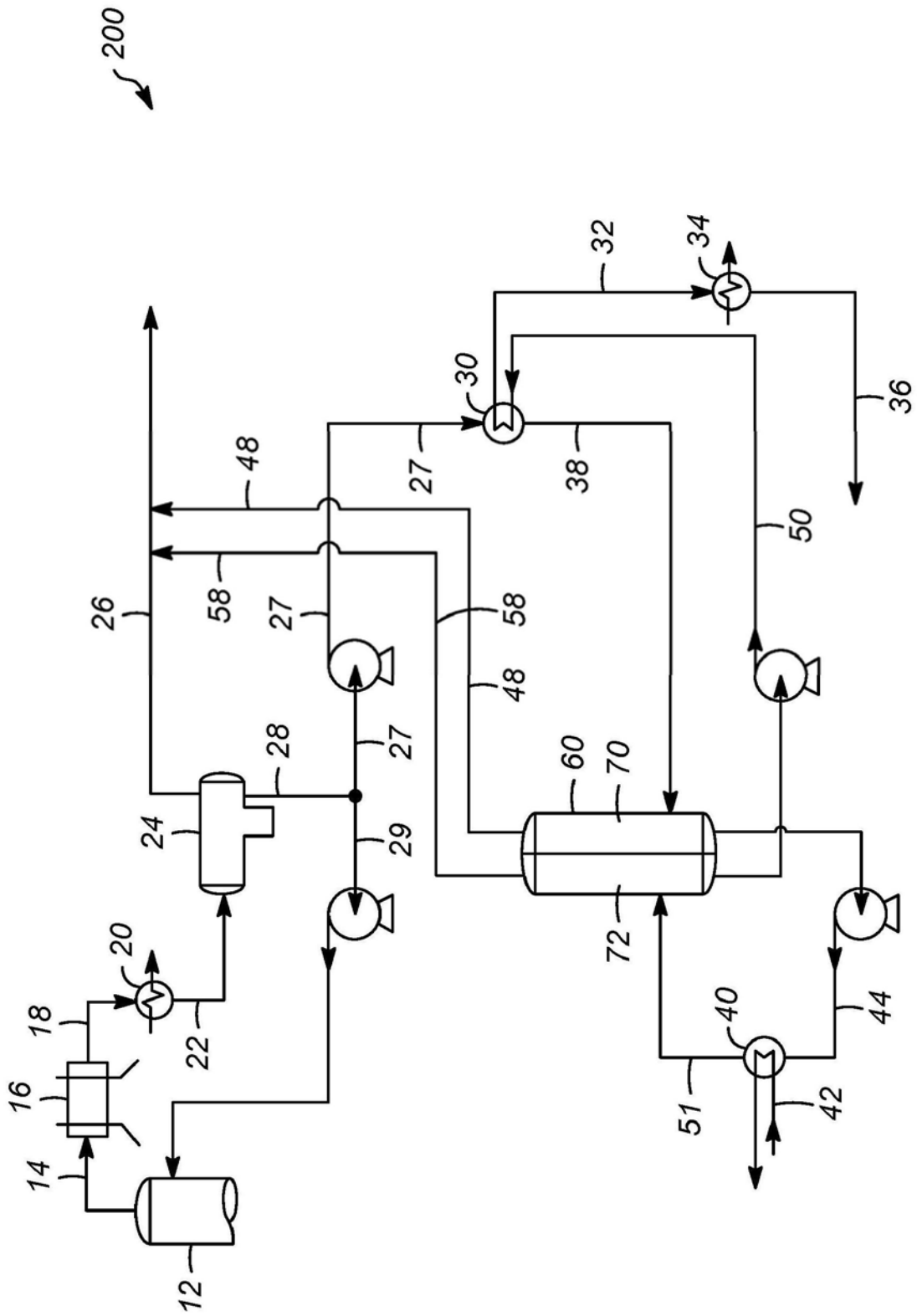


图3