



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 106906002 B

(45) 授权公告日 2021.04.02

(21) 申请号 201611273066.3

(22) 申请日 2016.12.23

(65) 同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 106906002 A

(43) 申请公布日 2017.06.30

(30) 优先权数据
1563173 2015.12.23 FR

(73) 专利权人 阿克森斯公司
地址 法国吕埃-马迈松

(72) 发明人 O·拉热内斯 P-Y·阿尔斯佩克托
P·帕克 N·皮帕

(74) 专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司
72001
代理人 马蔚钧 黄念

(51) Int.Cl.

C10G 67/02 (2006.01)

(56) 对比文件

US 2015240169 A1, 2015.08.27

CN 104774656 A, 2015.07.15

CN 105051165 A, 2015.11.11

CN 103608431 A, 2014.02.26

US 2013043159 A1, 2013.02.21

US 3733260 A, 1973.05.15

US 3371029 A, 1968.02.27

审查员 李良伟

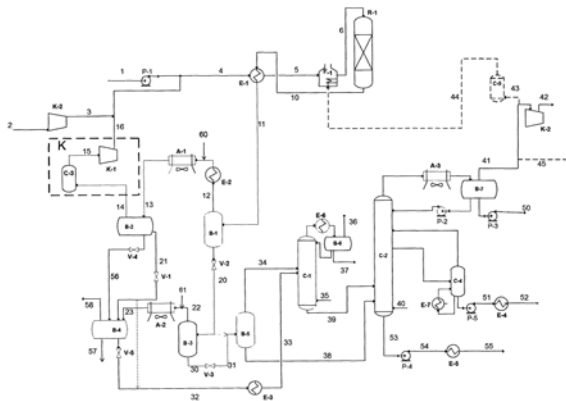
权利要求书1页 说明书8页 附图2页

(54) 发明名称

在分馏段中使用汽提塔和低压分离器鼓的加氢处理或加氢转化方法

(57) 摘要

本发明涉及用于加氢处理或加氢转化的设施和方法,其中分馏段包括对获自低压分离器鼓的顶部馏分进行操作的汽提塔。



1. 用于加氢处理或加氢转化瓦斯油、减压馏出物、常压或减压渣油或来自费-托单元的流出物的设施,所述设施至少包括:

- 反应段R-1,
- 高压热分离器鼓B-1,向其供应获自反应段R-1的流出物,并且将其底部物流供应到分离器鼓B-5,
- 高压冷分离器鼓B-2,向其供应离开高压热分离器鼓B-1的顶部物流,并且将其底部物流供应到汽提塔C-1,
- 压缩区K,其用于获自B-2的称为再循环氢的气体流出物,
- 低压热分离器鼓B-5,向其供应获自B-1的液体物流,并且其顶部气体流出物构成汽提塔C-1的进料的一部分,并且其液体流出物构成分馏塔C-2的进料的第一部分,
- 分离塔C-1,也称为汽提塔,向其供应获自B-2的液体物流、和获自B-5的气体物流,其底部产物构成分馏塔C-2的进料的另一部分,
- 主分馏塔C-2,向其供应来自汽提塔C-1的底部产物和获自B-5底部的液体物流,并且其分离出以下馏分:轻质和重质石脑油、柴油、煤油和渣油,
- 炉F-1,其加热用于反应段R-1的进料和/或用于所述反应段所需的氢的一部分,

其中,将获自B-5的液体馏分直接供应到主分馏塔C-2,而没有在汽提塔或再沸分离塔中分离酸性气体;在除去获自裂化的气体后,汽提塔C-1产生汽提的底部产物和酸性气体馏分;分馏塔C-2产生含有残留酸性气体的顶部馏分。

2. 如权利要求1所述的设施,其中所述获自裂化的气体是 H_2S 。

3. 如权利要求1所述的设施,所述设施进一步包括:

- 中压热分离器鼓B-3,向其供应获自B-1的液体物流,并且将其液体流出物供应到鼓B-5,
- 中压冷分离器鼓B-4,向其供应获自B-2的液体物流和获自B-3的气体物流,并且其液体流出物构成汽提塔C-1的进料的一部分。

4. 使用如权利要求1-3任一项所述的设施来加氢处理或加氢转化瓦斯油、减压馏出物、常压或减压渣油的方法,其中分离塔C-1在以下条件下操作:总压力在0.6至2.0MPa范围内。

5. 如权利要求4所述的方法,其中分离塔C-1在以下条件下操作:总压力在0.7至1.8MPa范围内。

6. 如权利要求4所述的方法,其中分馏塔C-2在以下压力条件下操作:总压力在0.1MPa至0.4MPa范围内。

7. 如权利要求6所述的方法,其中分馏塔C-2在以下压力条件下操作:总压力在0.1MPa至0.3MPa的范围内。

8. 如权利要求4-7任一项所述的方法,其中将含有残留酸性气体的获自分馏塔C-2的顶部馏分的至少一部分送至在非常低的压力下操作的涤气塔C-5,以除去至少一部分 H_2S ,然后将顶部馏分的所述部分通过作为用于反应段的炉F-1中的燃料的补充来使用。

9. 如权利要求4-7任一项所述的方法,其中将含有残留酸性气体的获自分馏塔C-2的顶部馏分的至少一部分送至流化催化裂化单元(FCC)的酸性气体压缩机。

10. 如权利要求4-7任一项所述的方法,其中高压热分离器鼓B-1的温度以使得主分馏塔C-2的进料不需要炉的方式选择。

在分馏段中使用汽提塔和低压分离器鼓的加氢处理或加氢转化方法

技术领域

[0001] 本发明涉及加氢处理或加氢转化方法的领域。用于加氢处理或加氢转化瓦斯油、减压馏出物、常压或减压渣油或来自费-托单元的流出物的常规方法通常包括用于分馏来自反应段的流出物的分段,其主要具有两个目的,即除去 H_2S 和轻质化合物,以及来自该单元的产物的主分馏。无论在绝对值上还是相对于整个过程,实现这两个目的需要消耗能量并且代表了大量的投资和高的操作成本。

背景技术

[0002] 专利US 3733260描述了用于瓦斯油的加氢脱硫的方法,其包括加氢脱硫反应段,在高温和高压下将来自该段的流出物分离成气体馏分和第一液体馏分,将所述气相部分冷凝成基本上包含氢的气体馏分和第二液体馏分,使用预处理的氢从第一和第二液体馏分中汽提 H_2S 和轻质烃,将汽提的烃分离成石脑油和瓦斯油,并将所述石脑油再循环到冷凝步骤。

[0003] 这种配置需要产生回流以进行汽提,并且具有在汽提塔的顶部空气冷凝器中消耗来自反应段的流出物中所包含的一些能量的缺点。此外,由于供应到汽提塔所需的最佳温度低于下游分离所需的最低温度,这意味着用于该分离的进料必须被加热。

[0004] 专利US 3371029描述了用于分离来自烃转化反应器的含氢流出物的方法,其中在将主要的烃分离为石脑油、瓦斯油和较重的化合物上游不存在汽提 H_2S 和烃。

[0005] 后一种配置具有的缺点在于,在除去 H_2S 之后,不可避免地获自在接近大气压的压力下操作的主分离的酸性气体必须在返回到炼油厂的燃料气系统之前被压缩。

[0006] 本发明通过最小化或甚至省去顶部分离压缩机,同时使过程的能量效率最大化来克服这些缺点。

附图说明

[0007] 对于设施的相同设备,图1和图2具有相同的编号。

[0008] 图1描述了根据本发明的方法的布置,其中向汽提塔C-1供应来自中压冷分离器鼓B-4的底部馏分、和接连地在高压鼓B-1、然后中压鼓B-3、然后低压鼓B-5中分离获自反应段R-1的流出物之后获得的最轻的馏分。

[0009] 向主分馏塔C-2供应来自鼓B-5和来自汽提塔C-1的底部馏分。

[0010] 图2描述了根据现有技术的方法的布置,其中既没有鼓B-5也没有汽提塔C-1。将获自反应段R-1的流出物接连地送到高压鼓B-1、然后是中压鼓B-3、然后直接与获自鼓B-4的底部馏分一起送到主分馏塔C-2。

发明内容

[0011] 本发明描述了用于加氢处理或加氢转化瓦斯油、减压馏出物、常压或减压渣油或

来自费-托单元的流出物的设施,其至少包括:

[0012] • 反应段R-1,

[0013] • 高压热分离器鼓B-1,向其供应获自反应段R-1的流出物,并且将其底部物流供应到分离器鼓B-5,

[0014] • 高压冷分离器鼓B-2,向其供应离开高压热分离器鼓B-1的顶部物流,并且将其底部物流供应到汽提塔C-1,

[0015] • 压缩区K,其用于获自B-2的称为再循环氢的气体流出物,

[0016] • 低压热分离器鼓B-5,向其供应获自B-1的液体物流,并且其顶部气体流出物构成汽提塔C-1的进料的一部分,并且其液体流出物构成分馏塔C-2的进料的第一部分,

[0017] • 分离塔C-1(也称为汽提塔),向其供应获自B-2的液体物流、和获自B-5的气体物流,其底部产物构成分馏塔C-2的进料的另一部分,

[0018] • 主分馏塔C-2,向其供应来自汽提塔C-1的底部产物和获自B-5底部的液体物流,并且其分离出以下馏分:石脑油(轻质和重质)、柴油、煤油和渣油,

[0019] • 炉F-1,其用于加热反应段R-1的进料和/或所述反应段所需的氢的一部分。

[0020] 在根据本发明的设施的变体中,所述设施进一步包括:

[0021] • 中压热分离器鼓B-3,向其供应获自B-1的液体物流,并且将其液体流出物供应到鼓B-5,

[0022] • 中压冷分离器鼓B-4,向其供应获自B-2的液体物流和获自B-3的气体物流,并且其液体流出物构成汽提塔C-1的进料的一部分。

[0023] 本发明还涉及使用上述设施对瓦斯油、减压馏出物、常压或减压渣油进行加氢处理或加氢转化的方法。

[0024] 在根据本发明的方法中,分离塔C-1通常在以下条件下操作:总压力在0.6至2.0MPa的范围内,优选在0.7至1.8MPa的范围内。

[0025] 在根据本发明的方法中,分馏塔C-2通常在以下压力条件下操作:总压力在0.1MPa至0.4MPa的范围内,优选在0.1MPa至0.3MPa的范围内。

[0026] 根据本发明的方法的一个变体,将含有残留酸性气体的获自分馏塔C-2的顶部馏分的至少一部分送至在非常低的压力下操作的涤气塔C-5,以除去至少一部分H₂S,然后将顶部馏分的所述部分通过作为用于反应段的炉F-1中的燃料的补充来使用。

[0027] 根据本发明的方法的另一变体,将含有残留酸性气体的获自分馏塔C-2的顶部馏分的至少一部分送至流化催化裂化单元(FCC)的酸性气体压缩机。

[0028] 最后,根据本发明的方法的进一步变体,高压热分离器鼓B-1的温度以使得主分馏塔C-2的进料不需要炉的方式选择。

[0029] 发明详述

[0030] 本说明书的其余部分提供了关于该方法的操作条件和在反应段中使用的催化剂的补充信息。

[0031] 通常,在使用根据本发明的设施的方法中,反应段R-1可以包括串联或并联设置的多个反应器。

[0032] 反应段的每个反应器包括至少一个催化剂床。催化剂可以在固定床或膨胀床中使用,或者事实上在沸腾床中使用。在其中催化剂在固定床中使用的情况下,可以在至少一个

反应器中提供多个催化剂床。

[0033] 本领域技术人员已知的任何催化剂可以用于根据本发明的方法中,例如包含选自周期分类的第VIII族(新周期分类的第8、9和10族)的元素中的至少一种元素,以及任选地选自周期分类的第VIB族(新周期分类的第6族)的元素中的至少一种元素的催化剂。

[0034] 加氢处理或加氢转化反应段R-1的操作条件通常如下:

[0035] 温度通常在约200°C至约460°C的范围内,

[0036] 总压力通常在约1MPa至约20MPa的范围内,通常在2至20MPa的范围内,优选在2.5至18MPa的范围内,并且高度优选在3至18MPa的范围内,

[0037] 每个催化步骤的液体进料的总时空速通常在约0.1至约12的范围内,优选在约0.4至约10h⁻¹的范围内(时空速定义为进料的体积流量除以催化剂的体积),

[0038] 在根据本发明的方法中使用的再循环氢的纯度通常在50体积%至100体积%的范围内,

[0039] 相对于液体进料的再循环氢的量通常在约50至约2500Nm³/m³的范围内。

[0040] 为了实施根据本发明的方法,可以使用包含在无定形载体上的至少一种具有加氢脱氢功能的金属或金属化合物的常规加氢转化催化剂。该催化剂可以是包含来自第VIII族的金属如镍和/或钴,并且通常结合有至少一种来自第VIB族的金属如钼和/或钨的催化剂。

[0041] 作为实例,可以使用包含在无定形矿物载体上的0.5重量%至10重量%的镍(以氧化镍NiO表示)和1重量%至30重量%的钼,优选5重量%至20重量%的钼(以氧化钼MoO₃表示)的催化剂。

[0042] 在催化剂中来自第VI和VIII族的金属氧化物的总量通常在5重量%至40重量%的范围内,优选在7重量%至30重量%的范围内。来自第VI族的金属(一种或多种)与来自第VIII族的金属(一种或多种)的重量比(基于金属氧化物表示)通常为约20至约1,并且通常为约10至约2。

[0043] 作为实例,载体选自氧化铝、二氧化硅、二氧化硅-氧化铝、氧化镁、粘土和这些矿物中至少两种的混合物。

[0044] 该载体也可以包括其它化合物,例如选自氧化硼、氧化锆、氧化钛和磷酸酐的氧化物。

[0045] 通常,使用氧化铝载体,优选 η 或 γ 氧化铝。

[0046] 催化剂还可以含有助催化剂元素,例如磷和/或硼。该元素可以已经被引入到基质中,或者优选地,其可以已经沉积在载体上。硅也可以单独或与磷和/或硼一起沉积在载体上。

[0047] 优选地,催化剂包含沉积在载体如氧化铝上的硅,任选地具有沉积在载体上的磷和/或硼,并且还包含至少一种来自第VIII族的金属(Ni、Co)和至少一种来自第VIB族的金属(Mo、W)。所述元素的浓度通常小于约20重量%(基于氧化物计),通常小于约10%。

[0048] 三氧化二硼(B₂O₃)的浓度通常为约0至约10重量%。

[0049] 另一种催化剂是包含至少一种来自第VIII族的金属和至少一种来自第VIB族的金属的二氧化硅-氧化铝。

[0050] 可用于根据本发明的方法的另一种类型的催化剂是含有至少一种基质、至少一种Y沸石和至少一种加氢脱氢金属的催化剂。上述基质、金属和附加元素也可以形成该催化剂

的组成的一部分。

[0051] 在专利申请WO 00/71641、EP 0911077以及US 4738940和US 4738941中描述了在根据本发明的方法的背景下使用的有利的Y沸石。

[0052] 已知具有碱性性质的某些化合物如碱性氮显著降低酸催化剂如二氧化硅-氧化铝或沸石的裂化活性。催化剂(二氧化硅-氧化铝、或甚至沸石)的酸性性质越明显,通过稀释降低的碱性化合物浓度越大,这会对温和加氢裂化反应具有有利的影响。

[0053] 分离塔(汽提塔)C-1旨在除去获自裂化的气体(通常称为酸性气体),特别是获自反应段的反应的 H_2S 。所述塔C-1可以使用任何汽提气体,例如含氢气体或蒸汽。优选地,使用蒸汽进行根据本发明的汽提。

[0054] 在本发明的一个变体中,分离塔(汽提塔)C-1可以再沸。

[0055] 该分离塔C-1的压力通常足够高,以能够将获自该分离的酸性气体再注入到现场(site)的燃料气系统中,所述酸性气体所含的 H_2S 已经被清除。总压力通常在约0.4MPa至约2.0MPa的范围内,通常在0.6至2.0Ma的范围内,优选在0.7至1.8MPa的范围内。

[0056] 优选向分馏塔C-2供应任何汽提气体,优选蒸汽。分馏塔C-2的总压力通常在0.1MPa至0.4MPa的范围内,优选在0.1MPa至0.3MPa的范围内。

[0057] 来自分馏塔C-2的顶部馏分含有残留酸性气体,其在被送往通常使用胺涤气塔的酸性气体处理段之前在压缩机K-2中被压缩。在涤气之后,然后将该酸性气体馏分送往燃料气系统。

[0058] 根据该变体,将含有残留酸性气体的获自分馏塔C-2的顶部馏分的至少一部分送至在非常低的压力下操作的涤气塔C-5,以除去至少一部分 H_2S ,然后顶部馏分的所述部分作为用于反应段的炉F-1中的燃料(通过补充的方式)来使用。

[0059] 根据本发明的进一步变体,其特别适用于目的在于构成用于催化裂化单元的进料的加氢脱硫单元,将含有残留酸性气体的获自分馏塔C-2的顶部馏分的至少一部分送到流化催化裂化单元(FCC)的酸性气体压缩机。因此,这可以用于省去用于加氢脱硫单元的酸性气体压缩机。

[0060] 高压热分离器鼓B-1通常在稍低的压力,例如比反应器R-1的压力低0.1MPa至1.0MPa的压力下操作。热分离器鼓B-1的温度通常在200°C至450°C的范围内,优选在250°C至380°C的范围内,并且高度优选在260°C至360°C的范围内。

[0061] 根据优选的变体,高压热分离器鼓B-1的温度以使得主分馏塔C-2不需要炉的方式选择。

[0062] 因此进料是获自热分离器鼓B1的气体物流的高压冷分离器鼓B-2在比B-1的压力稍低的压力,例如比B-1的压力低0.1MPa至1.0Mpa的压力下操作。

[0063] 将获自B-2的称为再循环氢的气体流出物任选在塔C-3中涤气,然后在压缩机K-1中压缩。

[0064] 考虑到现场可用的冷却装置,高压冷分离器鼓B-2的温度通常可能是最低的,以使再循环氢的纯度最大化。

[0065] 根据本发明的变体,将获自冷分离器鼓B-2的液体在阀或涡轮机中减压,并且送入中压冷分离器鼓B-4中。后者中的总压力优选是以有效的方式回收在所述鼓中分离的气体馏分中包含的氢所需的压力。该氢回收优选在变压吸附单元中进行。

[0066] 所述鼓B-4中的压力通常在1.0MPa至3.5MPa的范围内,优选在1.5MPa至3.5MPa的范围内。

[0067] 在本发明的另一变体中,将获自高压热分离器鼓B-1的液体物流送至中压热分离器鼓B-3。所述分离器鼓B-3的压力以能够向中压冷分离器鼓B-4供应在高压热分离器鼓B-3中分离的气体物流的方式选择。

[0068] 根据优选的变体,可以将获自B-3的一部分液体再注入到B-2中,以促进其中轻质烃的溶解并使再循环气体的氢的纯度最大化。

[0069] 优选地,将获自中压热分离器鼓B-3的液体物流减压并送往低压热分离器鼓B-5。选择所述鼓B-5的压力足够高,从而可以将获自B-5的气体流出物送往分离塔C-1。分离器鼓B-5的总压力通常在约0.2MPa至约2.5MPa的范围内,通常在0.3至2.0MPa的范围内,优选在0.4至1.8MPa的范围内。

[0070] 本发明与现有技术不同之处在于:

[0071] • 与其中在主分馏塔C-2上游不存在分离塔的图2的现有技术相比,在根据本发明的方法中,来自反应器R-1的流出物的轻质馏分经历旨在除去这些轻质化合物,特别是H₂S的分离。该分离由汽提塔C-1进行。在分馏塔C-2上游的这种分离可用于显著减少在所述主分馏塔C-2的顶部的酸性气体,以及降低功率和尺寸,并且在一些情况下甚至可以省去用于废气的压缩机。

[0072] • 在位于主分馏(塔C-2)上游的塔C-1中汽提的来自反应区R-1的流出物的最轻的馏分通过汽提塔C-1的顶部物流来除去,并且仅将来自反应器的流出物的重质馏分(在鼓B-5的出口处的物流38,和汽提塔C-1的底部物流)在连续任选的减压之后送往主分馏塔C-2。

[0073] 热分离器鼓(一个或多个)的温度以使得向分馏塔C-2供应获得分馏产物50、52和55所需的热量的方式选择。根据本发明,高压热鼓B-1的温度可以使得主分馏塔的进料不需要炉的方式选择。

[0074] • 此外,来自反应段R-1的重质流出物的分馏是在最低压力下在分离塔C-2中以集成的方式进行。由于在低压下更容易通过蒸馏进行分离,所以该方法的能量效率将得到改进,特别是由于在塔顶的空气冷凝器中的能量损失的减少。

具体实施方式

[0075] 下面的描述借助于图1进行,其描述了根据本发明的方法的可能的实施方案之一。反应区R-1是加氢裂化区;然而,这不构成对本发明的限制,本发明涉及具有在主分馏塔C-2上游的分离器鼓(B-5)和汽提塔(C-1)组合件的设施。

[0076] 进料是具有在350°C至530°C范围内的沸点的馏分,其是70重量%的重质减压馏出物和30重量%的来自焦化的重质瓦斯油的混合物,具有以下特征:

[0077]	比重		0.965
	硫含量	重量%	2.8
	氮含量	重量ppm	5000

[0078] 该进料经由管线1通过泵P-1供应。补充氢(优选相对于进料过量)经由管线2和压缩机K-2然后管线3供应,并在进入进料-流出物换热器(E1)之前经由管线4与进料1混合。

[0079] 使用换热器E-1以使用来自加氢裂化反应器R-1的流出物预热进料。在该交换之

后,将进料经由管线5供应到炉F-1,使得其可以达到加氢裂化反应所需的温度,然后经由管线6将热进料送至由至少一个加氢裂化反应器R-1构成的加氢转化段,所述加氢裂化反应器包含至少一种加氢裂化催化剂。

[0080] 反应段R-1由2个串联的反应器组成,每个具有3个催化剂床。第一反应器的第一床由Axens HMC 868、HF858和HR844催化剂组成。其它床由Axens HR844催化剂组成。

[0081] 所述床在约12.5MPa和在350℃至370℃的温度下操作。在反应段中氢的消耗量为相对于新鲜进料的2%。

[0082] 然后将来自反应段的流出物经由管线10送至换热器E-1,然后经由管线11送至高压热分离器鼓B-1。在该鼓中将气体顶部馏分分离并经由管线12回收。

[0083] 将液体馏分经由管线20从鼓B-1的底部回收。所述气体馏分(12)包括未反应的氢、反应期间形成的H₂S以及获自加氢裂化反应段R-1的进料中的烃的转化的轻质烃。

[0084] 在换热器E-2和空气冷凝器A-1中冷却之后,将该馏分经由管线13供应到高压冷分离器鼓B-2以进行气-液分离和倾析水性液相两者。在阀或液体涡轮机V-1中减压之后,将液态烃相经由管线21送至中压冷分离器鼓B-4。

[0085] 在阀或液体涡轮机V-2中减压之后,将获自鼓B-1的液体流出物经由管线20送至中压热分离器鼓B-3。在该鼓中将气体馏分分离出并经由管线22回收。气体馏分包括未反应的氢、H₂S以及通常获自反应段R-1的进料的烃的转化的轻质烃。

[0086] 在空气冷凝器A-2中冷却之后,将该馏分经由管线23供应到中压冷分离器鼓B-4。将液体馏分从底部回收,经由管线30和31在阀或液体涡轮机V-3中减压并送至低压分离器鼓B-5。

[0087] 将获自高压冷分离器鼓B-2的气体馏分经由管线14送至胺吸收器或涤气塔C-3,以除去至少一部分H₂S。然后将含有氢的气体馏分经由管线15和16在使用压缩机K-1压缩并与进料1混合之后再循环到加氢裂化反应器。

[0088] 获自鼓B-4的液体烃流出物经由管线32和33,阀或液体涡轮机V-5和换热器E-3供应到汽提塔C-1。

[0089] 根据优选的变体,优选将蒸汽经由管线60和61添加到来自鼓B-1和/或B-3的顶部流出物中以便于分馏。将该水在鼓B-2和B-4中分离,并在分离后经由管线57排出。将在鼓B-2中分离的水经由管线56和阀V-4送至鼓B-4。管线58可用于排出气体物流。

[0090] 汽提塔C-1在塔顶处为0.9MPa、回流鼓B-6为45℃、和底部温度为180℃下操作。

[0091] 在鼓B-5中分离气体馏分。将该气体馏分经由管线34供应到汽提塔C-1。向汽提塔C-1供应经由管线35以每1标准m³塔底产物7kg/h蒸汽的比率的汽提蒸汽。从汽提塔的顶部,经由管线36回收气体馏分(通常称为酸性气体),并且经由管线37借助于鼓B-6和换热器E-6回收具有通常大于100℃的终沸点的石脑油。将从汽提塔底部回收的液体经由管线39送至主分馏塔C-2,而不需要在炉或换热器中再加热。

[0092] 将获自鼓B-5的液体馏分经由管线38直接供应到主分馏塔C-2,而不需要在汽提塔或再沸分离塔中进行分离酸性气体的操作。

[0093] 主分馏塔C-2在塔顶处为0.29MPa的低压、回流鼓B-7为45℃(在通过空气冷凝器A-3和泵P-2之后)、底部温度为330℃下操作。分离所需的热量优选由在340℃和1.1MPa下操作的热分离器鼓B-5的温度供应。还向该塔C-2供应经由管线40以每1标准m³塔底产物7kg/h蒸

汽的比率的汽提蒸汽。

[0094] 经由管线41回收的顶部馏分含有残留的酸性气体,其在输出到酸性气体处理(通常为胺涤气器或涤气塔)之前,并在经由管线42送至燃料气系统之前在压缩机K-2中被压缩。

[0095] 根据本发明的变体,将残留的酸性气体经由管线43送至在非常低的压力下操作的胺吸收器或涤气塔C-5,其可在较小程度地经由管线44用作反应段的炉F-1中的燃料之前除去至少一部分H₂S。

[0096] 根据本发明的另一变体,其特别适合于目的在于构成用于催化裂化单元的进料的加氢脱硫单元,将这些残留的酸性气体经由管线45送往流化催化裂化单元的酸性气体压缩机。

[0097] 经由泵P-3获自管线50的产物由石脑油馏分构成,其通常具有小于200℃的终沸点。

[0098] 将来自自主分馏塔C-2的通过任选配备有再沸器E-7的中间塔C-4(任选的)经由管线51获得的中间馏分在通过泵P-5之后例如借助于换热器E-4来冷却,然后经由管线52回收。例如为具有95体积%蒸馏温度(NF EN ISO标准3405)小于360℃的瓦斯油馏分。

[0099] 还将来自自主分馏塔的经由管线53和54获得的重质馏分在通过泵P-4之后借助于换热器E-5来冷却。由此经由管线55获得的馏分是具有接近初始进料的馏出温度的减压瓦斯油。

[0100] 根据另一个实施方案,可以经由管线50回收从石脑油到轻质瓦斯油的馏分和经由管线55回收补充重质瓦斯油馏分。在这种情况下,分馏塔C-2不包括在C-4的中间分馏并且不存在管线51和52。

[0101] 根据分馏塔C-2的另一个实施方案,可以作为侧物流取出煤油馏分和柴油馏分(图1中未示出)。

[0102] 实施例

[0103] 表1比较了根据现有技术即没有汽提塔C-1的温和加氢裂化方法(图2)和根据本发明即使用鼓B-5和汽提塔C-1的温和加氢裂化方法(图1)。

[0104] 表1

质量流量 (kg/h)	现有技术(图2)	根据本发明(图1)		
	顶部气体, 主分 馏塔(41)	顶部气体, 汽提塔(36)	顶部气体, 主 分馏塔(41)	酸性气体的总量 (36)+(41)
H ₂	28	23	6	29
H ₂ S	125	99	26	125
NH ₃	9	4	3	7
甲烷	51	41	11	52
乙烷	91	77	14	91
丙烷	132	100	20	120
异丁烷	68	41	11	52
正丁烷	104	55	15	70
总计	608	440	107	547

[0105] 在根据本发明的方法中, 来自低压主分馏塔的必须在压缩机K-2中被压缩的顶部酸性气体的量(物流41)与根据现有技术的方法相比除以6(与608kg/h相比的107kg/h)。

[0106] 在根据现有技术的温和加氢裂化的情况下(根据图2), 将来自中压热分离器鼓B-3的底部馏分和来自中压冷鼓B-4的底部馏分的全部供应到分馏塔C-2。

[0107] 在根据本发明的方法(图1)中, 低压热分离器鼓B-5的温度为340°C, 这意味着可以省去用于加热从低压鼓B-5的底部取出并供应到塔C-2的进料38的炉。

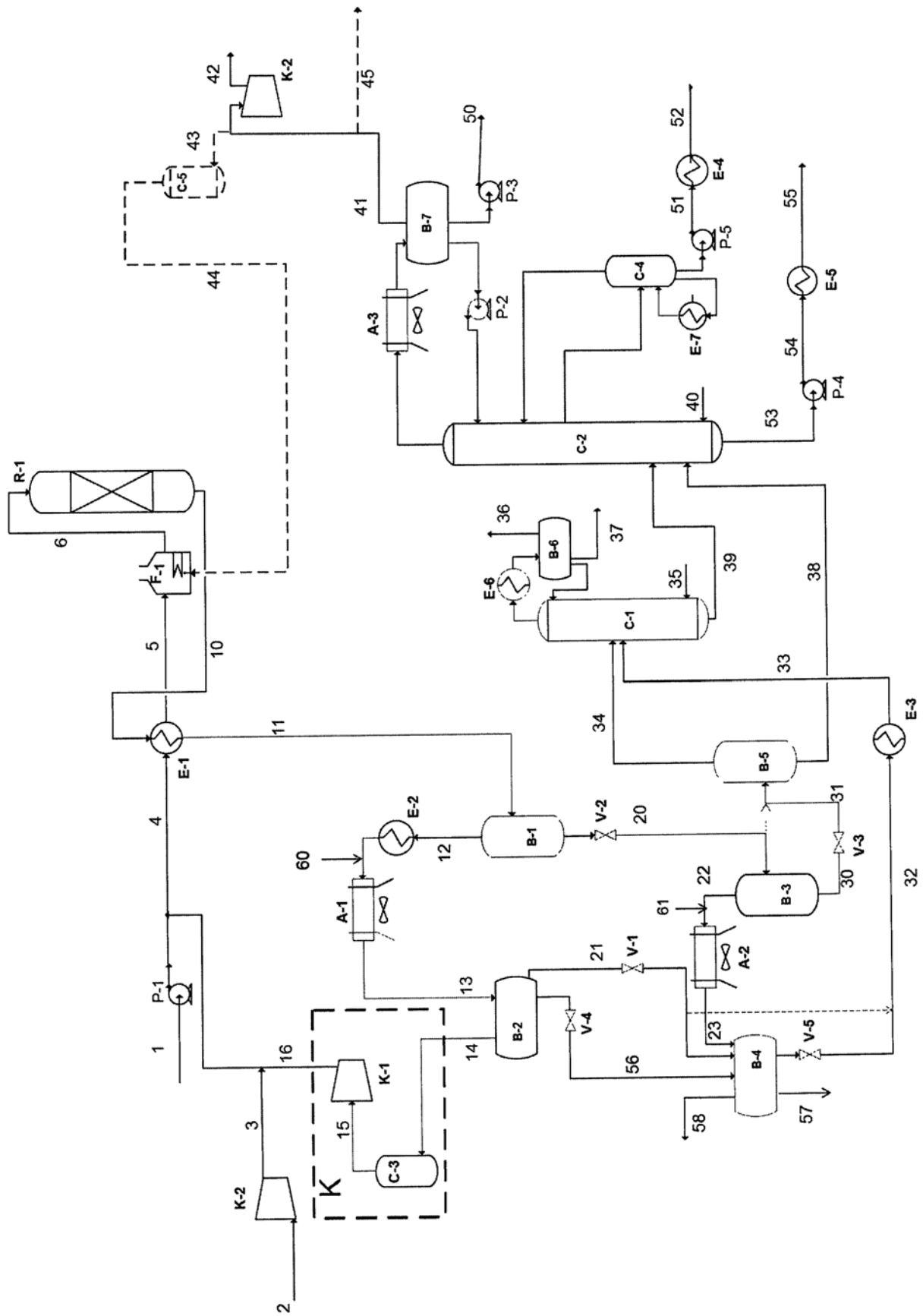


图1

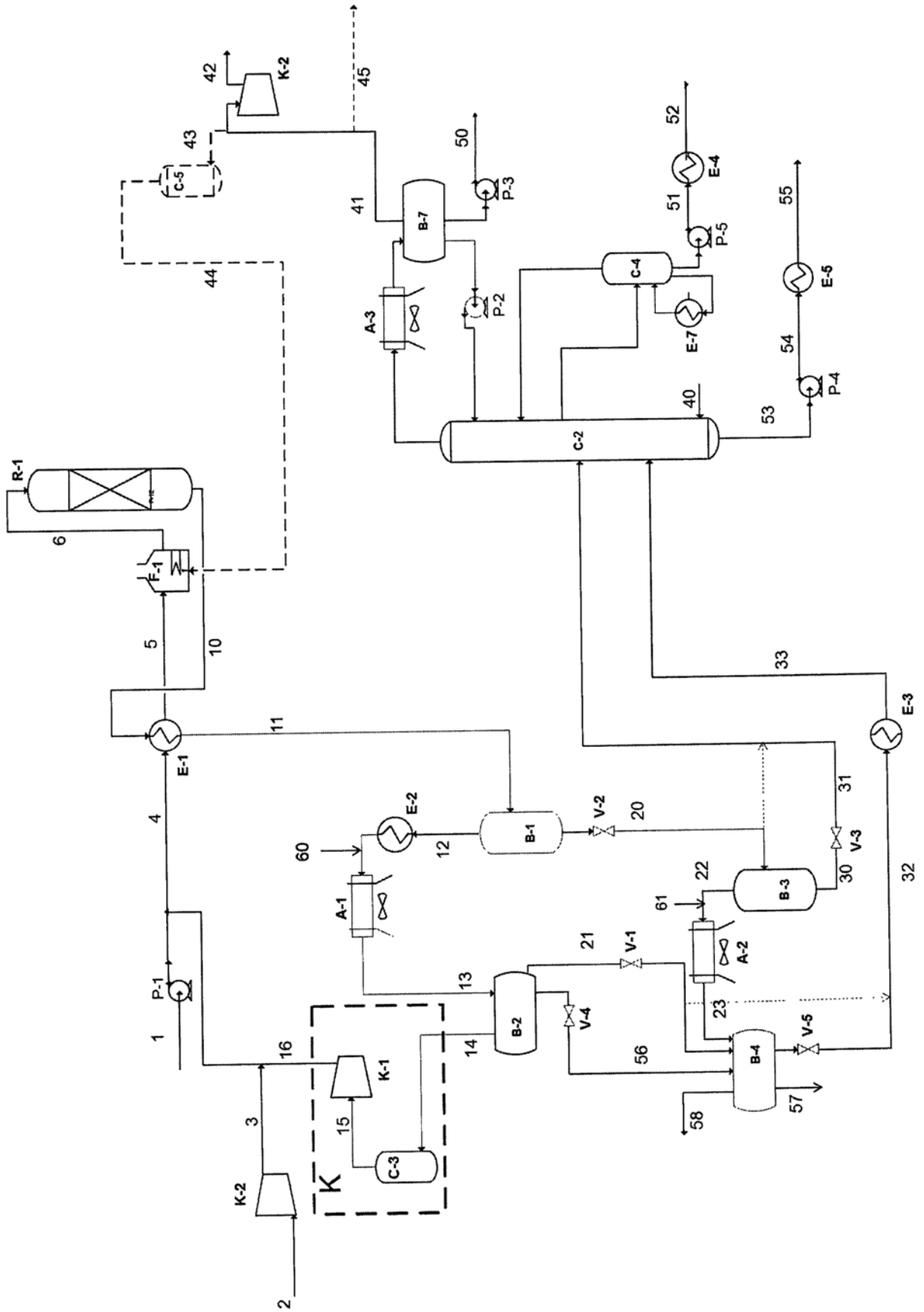


图2