



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 106947514 B

(45)授权公告日 2020.09.08

(21)申请号 201610868201.2

(22)申请日 2016.09.30

(65)同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 106947514 A

(43)申请公布日 2017.07.14

(30) 优先权数据
14/877471 2015.10.07 US

(73)专利权人 阿克森斯公司
地址 法国吕埃-马迈松
专利权人 IFP 新能源公司

(72)发明人 H.德勒 R.迪涅 F.费涅
J-M.贝诺 G.迪班

(74) 专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司 72001

代理人 段家荣 李炳爰

(51) Int.Cl.

C10G 7/12(2006.01)

C10G 45/02(2006.01)

C10G 65/04(2006.01)

B01D 3/42(2006.01)

B01D 3/00(2006.01)

(56)对比文件

CN 1555407 A, 2004.12.15

US 2010224536 A1, 2010.09.09

CN 102834491 A, 2012.12.19

CN 103627435 A, 2014.03.12

CN 1604956 A, 2005.04.06

CN 1316914 A, 2001.10.10

审查员 徐国锋

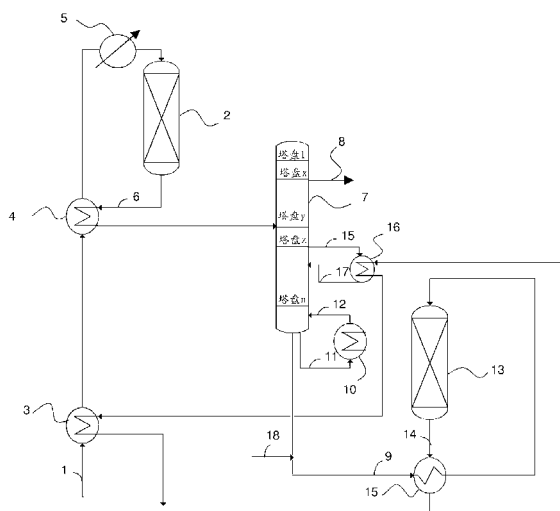
权利要求书2页 说明书8页 附图2页

(54)发明名称

使裂化石脑油脱硫的方法

(57)摘要

本发明涉及使含有有机硫化合物的裂化石脑油脱硫的方法,所述方法包括以下步骤:a)将所述裂化石脑油进料至包括塔底再沸器的蒸馏塔;b)将所述裂化石脑油分馏成轻质石脑油馏分和重质石脑油馏分,将所述重质石脑油馏分作为塔底产物从所述蒸馏塔移除;c)将所述重质石脑油馏分和氢气进料至含有加氢脱硫催化剂的加氢脱硫单元,以产生经脱硫的重质石脑油流出物。所述方法进一步包括通过采用具有比所述塔底再沸器的温度低的温度的热源驱动的中间再沸器将热量提供至所述蒸馏塔的步骤。



1. 使含有有机硫化合物的裂化石脑油脱硫的方法,所述方法包括:

- a) 将所述裂化石脑油进料至包括塔底再沸器的蒸馏塔;
- b) 将所述裂化石脑油分馏成轻质石脑油馏分和重质石脑油馏分,将所述重质石脑油馏分作为塔底产物从所述蒸馏塔移除;
- c) 将所述重质石脑油馏分和氢气进料至含有加氢脱硫催化剂的加氢脱硫单元,以产生经脱硫的重质石脑油流出物;

所述方法进一步包括:

- d) 在位于进料入口下方以及重质石脑油馏分塔底出口上方的侧取塔盘处将中间石脑油馏分作为侧取物从所述蒸馏塔取出,其中所述侧取塔盘具有比所述塔的最下部塔盘的温度低至少10℃的温度;
- e) 采用供应有所述经脱硫的重质石脑油流出物作为具有低于所述塔底再沸器的温度的热源的中问再沸器在低于所述塔底再沸器的温度下加热所述中间石脑油馏分;
- f) 在中间石脑油馏分侧取塔盘处或在位于所述塔的中间石脑油馏分侧取塔盘下方以及所述蒸馏塔的最下部塔盘上方的塔盘处将所述经加热的中间石脑油馏分再循环至所述蒸馏塔。

2. 根据权利要求1的方法,其中所述经加热的中间石脑油馏分在位于所述侧取塔盘下方的塔盘处被再循环,并且其中所述塔盘具有在所述经加热的中间石脑油馏分的温度和所述侧取塔盘的温度之间的温度。

3. 根据权利要求1的方法,其中所述裂化石脑油是热裂化石脑油或催化裂化石脑油。

4. 根据权利要求1的方法,其中所述裂化石脑油是具有从具有五个碳原子的烃(C5)的沸点至250℃的沸点的汽油。

5. 根据权利要求1的方法,其中在a)之前,在选择性加氢单元中在氢气存在下处理所述裂化石脑油并将从所述选择性加氢单元回收的流出物送至a)。

6. 根据权利要求1的方法,其中操作和配置所述蒸馏塔使得在低于160℃的温度下在所述轻质石脑油馏分和所述重质石脑油馏分之间存在分馏点。

7. 根据权利要求6的方法,其中所述分馏点为50℃-100℃。

8. 根据权利要求1的方法,其中在包括至少一个含有加氢脱硫催化剂床的反应器的加氢脱硫单元中、在氢气存在下、在160℃-420℃的温度下、在0.5-8MPa的压力下、在0.5-10h⁻¹的液体空速下并采用100-600升每升的H₂/重质裂化石脑油馏分比来处理所述重质裂化石脑油馏分。

9. 根据权利要求1的方法,其中在包括串联的第一反应器和第二反应器的加氢脱硫单元中、在氢气存在下、在160℃-420℃的温度下、在0.5-8MPa的压力下、在0.5-10h⁻¹的液体空速下并采用100-600升每升的H₂/重质裂化石脑油馏分比来处理所述重质裂化石脑油馏分,所述第一反应器和第二反应器各自包括加氢脱硫催化剂床,并且其中所述第二反应器的温度高于所述第一反应器的温度。

10. 根据权利要求1的方法,其中在加氢脱硫单元中进一步处理所述轻质裂化石脑油馏分。

11. 根据权利要求1的方法,其中所述侧取塔盘具有比所述塔的最下部塔盘的温度低至少20℃的温度。

12. 根据权利要求1的方法, 其中所述侧取塔盘具有比所述塔的最下部塔盘的温度低至少30℃的温度。

13. 根据权利要求6的方法, 其中所述分馏点为55℃-70℃。

使裂化石脑油脱硫的方法

技术领域

[0001] 本发明涉及使裂化石脑油脱硫的方法。

背景技术

[0002] 生产满足最新环境规格的新配方汽油主要要求降低烯烃和/或芳族化合物(特别是苯)和硫(包括硫醇)的浓度。催化裂化汽油具有高烯烃含量,并且存在于新配方汽油中的几乎90%的硫特别可归因于使汽油催化裂化(FCC,流化催化裂化或流化床催化裂化)。因此使汽油和主要是FCC汽油脱硫(加氢脱硫)具有明确的重要性。

[0003] 将被输送用于催化裂化的进料加氢处理(加氢脱硫)产生了通常包含100ppm的硫的汽油。然而,用于将催化裂化进料加氢处理的单元在苛刻的温度和压力条件下运行,这因而意味着相当大的投资。此外,全部进料必须被脱硫,这意味着必须处理非常大体积的进料。

[0004] 当在技术人员已知的常规条件下进行时,将催化裂化汽油加氢脱硫可以降低馏分的硫含量。然而,该方法具有在加氢处理过程中因为所有烯烃的饱和而导致馏分的辛烷值非常大幅下降的主要缺点。

[0005] 在加氢处理之前分离轻质汽油和重质汽油已被公开在美国专利US A 4 397 739中。该专利要求保护将汽油加氢脱硫的方法,所述方法包括将所述汽油分馏成轻质馏分和重质馏分以及将所述重质馏分加氢脱硫。

[0006] 此外,US A 4 131 537教导了作为馏分的沸点的函数来将汽油分馏成若干个(优选三个)馏分是重要的以及在可以不同的条件下将所述馏分脱硫。该专利还指出,当将汽油分馏成三个馏分时以及在温和的条件下处理具有中间沸点的馏分时获得了主要的益处。

[0007] 欧洲专利申请EP A 0 725 126描述了将裂化汽油加氢脱硫的方法,其中将所述汽油分离成多个馏分,其至少包括富含易于脱硫的化合物的第一馏分以及富含难以脱硫的化合物的第二馏分。在进行该分离前,必须通过分析来确定含硫产物的分布。这样的分析是必需的,以便能够选择装置和分离条件。

[0008] 该申请还声称当裂化汽油的轻质馏分在未被分馏的情况下脱硫时,裂化汽油的轻质馏分的烯烃含量和辛烷值大幅下降。与此相反,将该轻质馏分分馏成7-20个馏分,随后分析那些馏分的硫含量和烯烃含量使得能够确定最富含含硫化合物的一个或多个馏分,然后将所述馏分同时或分别脱硫并且与其他经脱硫的馏分或未经脱硫的馏分混合。这样的程序是复杂的并且每一次待处理的汽油的组成改变时就必须重复这样的程序。

[0009] 美国专利5 290 427已经提出了将汽油加氢处理的方法,所述方法由以下组成:将所述汽油分馏、然后将馏分脱硫并将经脱硫的馏分在ZSM-5沸石上转化以通过异构化补偿辛烷值损失。

[0010] US A 5 318 690提出了包括将汽油分馏以及将轻质馏分脱硫(sweeten)同时将重质馏分脱硫、然后在ZSM-5上转化以及在温和的条件下再次脱硫的方法。

[0011] 在上述的现有技术中,催化裂化石脑油的分离(或分馏)通常采用蒸馏塔实现,在

所述蒸馏塔中分馏所必需的热量的供给通过塔底再沸器实施。通常,高压蒸汽或燃料用于为塔底再沸器提供热量,在这两种情况下,高压蒸汽或燃料都是非常昂贵和能量密集的。

发明内容

[0012] 本发明的一个目标是提供使含有硫化合物的裂化石脑油脱硫的在能量效率方面改进的方法并且其因此允许降低脱硫方法的操作成本。

[0013] 为此,本发明涉及使含有有机硫化合物的裂化石脑油脱硫的方法,所述方法包括以下步骤:

[0014] a) 将所述裂化石脑油进料至包括塔底再沸器的蒸馏塔;

[0015] b) 将所述裂化石脑油分馏成轻质石脑油馏分和重质石脑油馏分,将所述重质石脑油馏分作为塔底产物(bottoms)从所述蒸馏塔移除;

[0016] c) 将所述重质石脑油馏分和氢气进料至含有加氢脱硫催化剂的加氢脱硫单元,以产生经脱硫的重质石脑油流出物;

[0017] 所述方法进一步包括以下步骤:

[0018] d) 在位于进料入口下方以及重质石脑油馏分塔底出口上方的侧取塔盘处将中间石脑油馏分作为侧取物从所述蒸馏塔取出;

[0019] e) 采用供应有具有低于所述塔底再沸器的温度的热源的中再沸器,在低于所述塔底再沸器的温度下加热所述中间石脑油馏分;

[0020] f) 在中间石脑油馏分侧取塔盘处或在位于所述塔的中间石脑油馏分侧取塔盘下方以及所述蒸馏塔的最下部塔盘上方的塔盘处将所述经加热的中间石脑油馏分再循环至所述蒸馏塔。

[0021] 因此,根据本发明,运行所述蒸馏塔所需的热量部分地由所述中间石脑油馏分和热物流之间经由中再沸器的间接热交换带来。因为所述中再沸器在低于所述塔底再沸器的温度下提供热量,所以可以使用由本方法本身产生的热物流或在其中本方法被集成的炼油厂中产生的任何热物流作为热源。因此,根据本发明的热集成方案能够降低塔底再沸器的能量消耗以及因此降低整体的加氢脱硫方法的操作成本。

[0022] 根据本发明的方法的第一实施方案,所述中再沸器供应有所述经脱硫的重质石脑油流出物作为热源。替代地,所述中再沸器供应有炼油厂的任何工艺物流作为热源。

[0023] 根据一个优选实施方案,所述侧取塔盘具有比所述塔的最下部塔盘(即位于所述塔的汽提段中的塔盘)的温度低至少10℃、优选至少20℃、更优选至少30℃的温度。

[0024] 在本发明的方法中,所述经加热的中间石脑油馏分优选在位于所述侧取塔盘下方的塔盘处被再循环,并且其中所述塔盘具有在所述经加热的中间石脑油馏分的温度和所述侧取塔盘的温度之间的温度。

[0025] 可以通过所述方法处理的裂化石脑油是热裂化石脑油或催化裂化石脑油。优选地,所述裂化石脑油是具有在从具有五个碳原子的烃(C5)的沸点至250℃的范围内的沸点的汽油。

[0026] 根据所述方法的一个变型,在步骤a)之前,在选择性加氢单元中在氢气存在下处理所述裂化石脑油并将从所述选择性加氢单元回收的流出物送至步骤a)。当所述裂化石脑油含有二烯属化合物时该实施方案是有利的,所述二烯属化合物导致蒸馏塔的结垢以及加

氢脱硫催化剂的失活,因为这些化合物易于通过聚合形成胶质(gum)。

[0027] 在一个优选的实施方案中,操作和配置所述蒸馏塔使得所述轻质石脑油馏分和所述重质石脑油馏分之间的分馏点在低于160℃的温度下。优选地,所述分馏点为50℃-100℃,并且更优选为55℃-70℃。根据一个优选的实施方案,所述轻质石脑油馏分基本由具有5-6个碳原子的烃组成并且所述重质石脑油馏分基本由具有6-12个碳原子的烃组成。

[0028] 根据另一个实施方案,在包括至少一个含有加氢脱硫催化剂床的反应器的加氢脱硫单元中、在氢气存在下、在约160℃-420℃的温度下、在约0.5-约8MPa的压力下、在约0.5-10h⁻¹的液体空速下并采用约100-600升每升的H₂/重质裂化石脑油馏分比来处理所述重质裂化石脑油馏分。

[0029] 在一个变型中,在包括串联的第一反应器和第二反应器(每个反应器含有加氢脱硫催化剂床)的加氢脱硫单元中、在氢气存在下、在约160℃-420℃的温度下、在约0.5-约8MPa的压力下、在约0.5-10h⁻¹的液体空速下并采用约100-600升每升的H₂/重质裂化石脑油馏分比来处理所述重质裂化石脑油馏分,并且其中所述第二反应器的温度高于所述第一反应器的温度。

[0030] 在另一个实施方案中,在加氢脱硫单元中处理所述轻质裂化石脑油馏分。从所述加氢脱硫单元回收的低硫含量的轻质石脑油馏分可以用作醚化或烷基化单元的进料或用作汽油池(gasoline pool)的掺合物流。

附图说明

[0031] 将通过实例的方式并参考附图更详细地解释本发明的这些和其他方面,其中:

[0032] 图1示出了使催化裂化石脑油脱硫的现有技术方法的流程图。

[0033] 图2示出了使催化裂化石脑油脱硫的根据本发明的方法的一个实施方案的流程图。

[0034] 所述附图不按比例绘制。通常,相同的组件通过所述附图中相同的附图标记表示。

具体实施方式

[0035] 本发明的方法包括由包含有价值的烯烃化合物的裂化石脑油生产低硫含量石脑油的方法,所述低硫含量石脑油例如适合用于汽油池中。

[0036] 通常,通过本发明方法处理的裂化石脑油具有从约含5个碳原子的烃(C5)的沸点至约250℃的沸点范围。裂化石脑油进料的终馏点取决于其源自的炼油厂以及市场限制,但通常保持在上述范围内。

[0037] 通常,本发明的方法包括将所述裂化石脑油分离成两个馏分:轻质石脑油馏分和由与所述轻质石脑油馏分互补的重质石脑油馏分构成的重质石脑油馏分。分离或分馏采用本领域技术人员公知的设置有多块塔盘的蒸馏塔实现。

[0038] 通常,选择分馏点使得最大化所述轻质石脑油馏分中的烯烃含量。该含量可以容易地例如通过溴值测定来确定。

[0039] 通常,所述分馏点小于160℃。优选地,所述分馏点为50℃-100℃,并且更优选为55℃-70℃。

[0040] 在催化加氢脱硫单元中、在氢气以及包含沉积在惰性载体上的第VIII族金属和第

VIB族金属的加氢处理(加氢脱硫)催化剂的存在下将作为塔底产物从所述蒸馏塔回收的重质石脑油馏分加氢脱硫。

[0041] 在一个优选的实施方案中,当待脱硫的裂化石脑油进料含有聚烯烃(二烯烃)时,在分馏之前进行所述裂化石脑油的选择性加氢是有利的。

[0042] 现在参考图1,其描绘了现有技术的方法的简化图。图2示出了根据本发明的方法的简化流程图,该流程图与图1的流程图的相同之处在于采用的蒸馏系统。在本发明的图中,包含含硫化合物的待处理的石脑油进料在汽油沸程内(即在C5至250℃的范围内)沸腾。所述方法可用于来自热裂化器产物或催化裂化器产物的石脑油沸程材料,因为它们含有所需的有价值的烯烃和不希望的硫化物。在通过本发明的方法处理的进料中的含硫物质可以是硫醇或杂环化合物,例如噻吩或烷基噻吩或较重质化合物,例如苯并噻吩。所述烃原料优选是通过催化裂化(FCC)产生的汽油馏分,其含有浓度为按重量计5%-60%的烯烃。

[0043] 通过催化裂化(FCC)产生的石脑油馏分的硫含量取决于通过FCC处理的进料的硫含量,并取决于馏分的终馏点。当然,轻质馏分比较重质馏分具有更低的硫分数。通常,整体裂化石脑油馏分(特别是来自FCC的那些)的硫含量大于按重量计100ppm,并且通常大于按重量计500ppm。对于具有超过200℃的终馏点的裂化石脑油而言,硫含量通常大于按重量计1000ppm,并且可以在一些情况下达到按重量计4000-5000ppm的量级的值。

[0044] 在图2中,将所述裂化石脑油进料经由管线1送至选择性加氢单元2,所述选择性加氢单元2包括含有适合于二烯烃加氢的选择性加氢催化剂的反应器,例如固定床反应器。该加氢步骤是任选的但当所述裂化石脑油包含易于聚合并形成引起操作单元的结垢和催化剂失活的胶质的二烯烃化合物时是有利的。二烯烃加氢步骤通常在包含至少一种第VIII族金属(优选选自铂、钯和镍)和惰性载体的催化剂的存在下进行。作为一个实例,可以使用含有按重量计1%-20%的沉积在惰性载体(例如氧化铝、二氧化硅或二氧化硅-氧化铝或含有至少50%的氧化铝的载体)上的镍的催化剂。该加氢步骤在0.4-5MPa的压力下、在50℃-250℃的温度下、采用1-10h⁻¹的液体时空速操作。可以结合另一种金属(例如钌或钨)以形成双金属催化剂。

[0045] 最通常地,操作在相对于将二烯烃加氢所需的化学计量值稍微过量的量的氢气存在下,优选引入的H₂的量使得H₂/多不饱和化合物的摩尔比为1-10mol/mol,优选1-5mol/mol,在压力下进行。将氢气和待处理的进料作为上升流(upflow)或下降流(downflow)注入到优选具有固定催化剂床的反应器中。温度最通常在约50℃-约250℃的范围内,优选在60℃-220℃的范围内,更优选在100℃-200℃的范围内。

[0046] 压力足以使按重量计大于80%、优选大于95%的待处理的裂化石脑油在反应器中保持为液相;更通常,所述压力在0.4-5MPa的范围内,优选大于1MPa。所述压力有利地在1-4MPa的范围内。所述空速在约1-约10h⁻¹的范围内,优选在2-8h⁻¹的范围内。

[0047] 如图2中所示,在进入选择性加氢单元2之前,通过采用分别使用从加氢脱硫单元13回收(经由管线14)的热流出物和从选择性加氢单元2回收(经由管线6)的热流出物作为热交换流体的热交换器3和4的间接热交换预加热所述裂化石脑油进料。通常,经预加热的裂化石脑油进料在进入选择性加氢单元2之前进一步采用加热设备5加热。

[0048] 将从反应器2经由管线6移除的加氢流出物进料至被配置成将裂化石脑油分馏成两个馏分,轻质石脑油馏分8和重质石脑油馏分9的蒸馏塔7,所述轻质石脑油馏分8和重质

石脑油馏分9分别作为侧取物和塔底物流取出。这两个馏分之间的分馏点对应于所述轻质石脑油馏分的终沸点(也被称为终馏点),并对应于所述重质石脑油的初沸点(初馏点)。在所述沸点方面,其在通常为50℃-100℃、优选55℃-70℃的温度下。

[0049] 重质石脑油馏分9对应于与轻质石脑油馏分8互补的馏分。如图2中所示,轻质石脑油馏分和重质石脑油馏分分别作为塔顶物流从所述蒸馏塔的精馏段取出和作为塔底物流从所述蒸馏塔的汽提段取出。

[0050] 在根据本发明的方法中使用的蒸馏塔是技术人员公知的,并且它包括含有内部元件以确保在其中以逆流循环的液体流和气态流之间的良好接触的垂直圆柱形外壳。所述塔的蒸馏区通常包括至少15块理论塔盘,优选至少20块理论塔盘。从精馏段开始向下至再沸段将塔盘编号。

[0051] 如图2中所示,所述蒸馏塔包括塔底再沸器10,其功能是加热通过管线11(或塔底再沸器入口)取出的塔底液体,以便产生蒸馏所需的蒸气相。所述蒸气相通过所述塔的底部塔盘(塔盘n)下方的入口管线12(或塔底再沸器出口)再循环回到蒸馏塔7。塔底再沸器10通过可以是例如高压蒸汽或通过燃料燃烧产生的热气体的高温源驱动。应当理解,所述蒸馏塔还包括回流系统,为了清楚起见未在附图中示出该回流系统。

[0052] 蒸馏塔7的操作条件通常如下:在低于1MPa的压力下并在所述塔中采用60℃-250℃的温度梯度。

[0053] 优选地,操作所述塔底再沸器使得塔底再沸器的入口温度为150℃-250℃,且更优选为180-210℃。

[0054] 将重质石脑油馏分9与氢气混合,然后经历在包括至少一个上升流反应器或下降流反应器的加氢脱硫单元13中进行的加氢脱硫处理,所述上升流反应器或下降流反应器优选具有包含适于在氢气存在下将含硫化合物转化为 H_2S 以便产生满足在硫含量方面的所需规格的脱硫流出物的加氢处理催化剂的固定催化剂床。对所述加氢处理的操作条件进行调节以达到所需的脱硫程度。通常,存在于所述重质石脑油馏分中的至少90%的含硫化合物被转化成 H_2S 。

[0055] 根据一个优选的实施方案并且当人们设法回收非常低的硫含量的重质石脑油馏分时,加氢脱硫单元13包括如在文献EP 755 995和EP 1 174 485中教导的两个串联布置的加氢脱硫反应器。在这种情况下,所述加氢脱硫单元可以在有或没有中间 H_2S 除去步骤的情况下进行操作。优选地,从第一加氢脱硫反应器回收的流出物在随后的第二加氢脱硫反应器中被处理之前被加热,所述第二加氢脱硫反应器在高于所述第一加氢脱硫反应器的温度下操作,例如所述反应器之间的温差 ΔT 为约20-60℃,且更优选为约30-50℃。

[0056] 所述重质石脑油馏分在氢气存在下、采用含有至少一种第VIII族金属和/或至少一种第VIB族金属的催化剂、在约160℃-约420℃的温度下、在通常为约0.5-约8MPa的压力下经历加氢处理。液体空速为约0.5-约 $10h^{-1}$ (表示为每小时每体积催化剂的液体体积),优选为1- $6h^{-1}$ 。将所述(H_2 /重质石脑油馏分)比作为所需的脱硫程度的函数调节至约100-600升每升,优选150-500升每升。所述温度优选为200℃-380℃。所述压力优选为1-4MPa。

[0057] 所述加氢脱硫催化剂通常包含在合适的载体上的至少一种第VIII族金属(来自新的分类的第8、9和10族的金属,即,铁、钌、钨、钴、铈、铈、镍、钨或铂)和至少一种来自第VIB族的金属(来自新的分类的第6族的金属,即铬、钼或钨)。所述第VIII族金属通常为镍或钴,

并且所述第VIB族金属通常为钼或钨。例如镍-钼或钴-钼的组合是优选的。所述催化剂载体通常为多孔惰性固体,例如氧化铝、二氧化硅-氧化铝,或其他多孔固体,例如氧化镁、二氧化硅或氧化钛,其单独使用或与氧化铝或二氧化硅-氧化铝混合。

[0058] 通过管线14从加氢处理单元13回收的热加氢脱硫流出物可以用作间接热交换器15中的热交换流体以预加热重质石脑油馏分9和间接热交换器3中的热交换流体以预加热如上文解释的所述裂化石脑油进料。将所述加氢脱硫流出物送至炼油厂的汽油池或与轻质石脑油馏分重新组合、然后将混合物送至汽油池。

[0059] 如图2中所示,除了塔底再沸器10之外,所述蒸馏塔采用了被连接至被设计为提取中间石脑油馏分的侧取管线15(或中间再沸器入口)的中间再沸器16。经由所述塔中的塔盘z的所述侧取管线15位于塔底再沸器入口11的上方以及所述塔的进料入口的下方。塔盘z的温度应高于进料塔盘的温度并低于用于中间再沸器中的热源的温度,以使所述中间石脑油馏分可以通过所述热源被加热。优选地,所述侧取塔盘具有比位于所述塔的底部段(汽提段)中的最下部塔盘的温度低至少10℃、优选至少20℃、更优选至少30℃的温度。

[0060] 中间再沸器16可以是能够将来自热源的热量传递至所述塔的蒸馏区的任何热交换器。根据本发明,中间再沸器16可以使用通过所述方法产生的内部热物流或在实施所述方法的炼油厂中产生的任何热物流作为热交换源(或流体)。供给到所述中间再沸器的热源的温度应高于取出的中间石脑油馏分的温度。优选地,供给的热源具有比取出的中间石脑油馏分的温度高至少5℃、优选至少10℃、更优选至少20℃的温度。作为优选,操作所述中间再沸器以在100℃-240℃、更优选130℃-210℃、并且甚至更优选140℃-190℃的温度下将热量供给至所述蒸馏塔。

[0061] 在图2中所示的实施方案中,在低于塔底再沸器10的温度下提供热量的热交换源是从加氢脱硫单元13移除的脱硫流出物14。

[0062] 根据本发明,将在中间再沸器16下游收集的经加热的中间石脑油馏分经由在蒸馏塔的侧取塔盘处/或侧取塔盘的下方和所述蒸馏塔的最下部塔盘的上方的管线17在蒸馏塔中再循环。

[0063] 根据一个实施方案,其中经加热的中间石脑油馏分被再循环的塔盘具有与经加热的中间石脑油的温度基本相同的温度。

[0064] 根据本发明,被再循环的所述经加热的中间石脑油馏分可以是蒸气或蒸气和液体的混合物。

[0065] 根据所述方法的一个变型,所述蒸馏塔可以包括多于一个的中间再沸器,例如两个中间再沸器,其中每个中间再沸器供应有由加氢脱硫流出物的一部分或炼油厂的任何其他内部物流提供的热量,条件是所述热源的温度高于所述中间石脑油馏分的温度。

[0066] 根据所述方法的一个变型,除了所述轻质石脑油馏分、中间石脑油馏分和重质石脑油馏分之外,还可以从蒸馏塔提取第四石脑油物流作为补充侧取物流。所述第四物流通常从位于中间侧取塔盘上方和进料塔盘下方的塔盘取出。例如,可被定义(qualify)为“中等裂化石脑油”馏分的第四石脑油物流可以包含每分子具有6-8个碳原子或每分子具有6-7个碳原子的烃。

[0067] 应当指出,在本发明的上下文中,作为侧取物取出的中间裂化石脑油可能并不在所述中间再沸器中被全部加热。在这种情况下,仅将所述中间裂化石脑油的一部分再循环

回到蒸馏塔,而互补的部分被用作产物或用作另一个反应性单元中的原料。

[0068] 因此,根据本发明的方法通过使用热工艺物流作为经由中间再沸器至蒸馏塔的补充热量输入实现了节能。事实上,所述中间再沸器的存在承担了蒸馏的总能量负荷(duty)的份额并且因此能够降低塔底再沸器的负荷。

[0069] 在没有进一步详细说明的情况下,据信本领域的技术人员可以使用前述的说明将本发明利用至最大限度。因此,前述优选的具体实施方案应解释为仅仅是说明性的,并且不得以任何方式限制本公开的其余部分。

[0070] 在前述内容和实施例中,除非另有说明,所有的温度都以未校正的摄氏度表示,且所有份数和百分数均按重量计。

实施例

[0071] 下面的实施例比较了用于实施图1和图2的方法的FCC汽油的加氢脱硫的设施(utility)的能量消耗。FCC汽油的特征是35℃的初沸点和208℃的终沸点、94.4的RON值和按重量计225ppm的总硫含量。所述FCC汽油流量为159吨每小时。

[0072] 实施例1(对比)

[0073] 采用加热设备5在160℃下加热在155℃下的预加热的FCC汽油,并在2.36MPa(绝对压力)下在选择性加氢单元2中对其进行处理,所述加热设备5是高压蒸汽热交换器。

[0074] 将在176℃下从选择性加氢单元2移除的流出物送至包括28块理论塔盘的蒸馏塔7。蒸馏塔的进料入口位于第17块理论塔盘(塔盘1为最高的塔盘)处。塔7在下列条件下操作:

[0075] ·在塔的顶部,在0.68MPa(绝对压力)和88℃下;和

[0076] ·在塔的底部,在199℃和0.71MPa(绝对压力)下。

[0077] 所述塔在其精馏段中分离在105℃的温度下的作为塔顶物流的酸性气体和轻质石脑油馏分(LCN,轻质裂化石脑油),并在其汽提段中分离在190℃的温度下的作为塔底产物的重质石脑油馏分(HCN,重质裂化石脑油)。

[0078] 通过包括高压蒸汽热交换器的塔底再沸器10在199℃下加热所述重质石脑油馏分的一部分,然后返回至所述塔中。

[0079] 所述重质石脑油馏分的其他互补部分构成加氢脱硫单元13的进料,所述加氢脱硫单元13包括两个串联设置的加氢脱硫(HDS)反应器,所述加氢脱硫单元13采用从第一HDS反应器回收的流出物的中间加热设备(燃料气炉)操作。HDS的条件如下:

[0080] ·第一HDS反应器: $T_{入口}=260^{\circ}\text{C}$, $T_{出口}=267^{\circ}\text{C}$, $P_{入口}=2.35\text{MPa}$ (绝对压力)

[0081] ·第二HDS反应器: $T_{入口}=310^{\circ}\text{C}$, $T_{出口}=312^{\circ}\text{C}$, $P_{入口}=2\text{MPa}$ (绝对压力)

[0082] ·中间加热负荷燃料气炉:3,7MW。

[0083] 实施例2(根据本发明)

[0084] 实施例2基于根据本发明的方法。在供应有在188℃下的加氢脱硫流出物作为热源 of 的中间再沸器(热交换器)中加热具有155℃的出口温度的从所述塔的第19块理论塔盘(塔盘1为最高的塔盘)处取出的中间石脑油馏分。然后使在160℃下的回收的中间石脑油馏分在第20块理论塔盘处返回至所述蒸馏塔中。

[0085] 表1汇集了提供运行根据图1和图2的方法所需的热量的能量负荷。

		实施例 1	实施例 2
[0086]	燃料气(MW)	3.87	3.87
	在 HDS1 和 HDS2 之间的中间加热		
	HP 蒸汽(MW)	0.55	0.55
	塔底再沸器(10)	14.66	11.36
	总的热负荷 (MW)	19.08	15.78
节省(MW)		-	3.3
节省率(%)		-	17.3

[0087] 表1。

[0088] 可以理解,由于采用了能够在低于塔底再沸器的温度下提供热量以及供应有经脱硫的重质石脑油馏分作为热源的中间再沸器,因此能够降低塔底再沸器的负荷,导致显著的操作成本节省。

[0089] 本领域技术人员将理解本发明不受在上文中已具体示出和描述的内容限制。本发明在于每个新颖的特性特征以及特性特征的每个组合。权利要求中的附图标记并不限制它们的保护范围。使用动词“包括”及其词形变化并不排除除了所陈述元素之外的其他元素的存在。在元素之前使用冠词“一个”并不排除多个这样的元素的存在。

[0090] 已以具体实施方案的方式描述了本发明,所述具体实施方案是本发明的说明并且不应被解释为限制性的。因此,可以对蒸馏塔做出大量的修改,例如可以改变理论塔盘数和整体的塔设计,但同时仍然提供塔底再沸器和能够通过内部热源在低于塔底再沸器的温度下提供热量的中间再沸器。

[0091] 可以通过用本发明的一般或具体描述的反应物和/或操作条件代替前述实施例中使用的那些同样成功地重复前述实施例。

[0092] 本文中引用的所有申请、专利和出版物的全部公开内容通过引用并入本文。

[0093] 通过前面的描述,本领域的技术人员可以容易地确定本发明的本质性特征,并在不背离其精神和范围的情况下,可以作出本发明的各种改变和修改,以使其适应各种用途和条件。

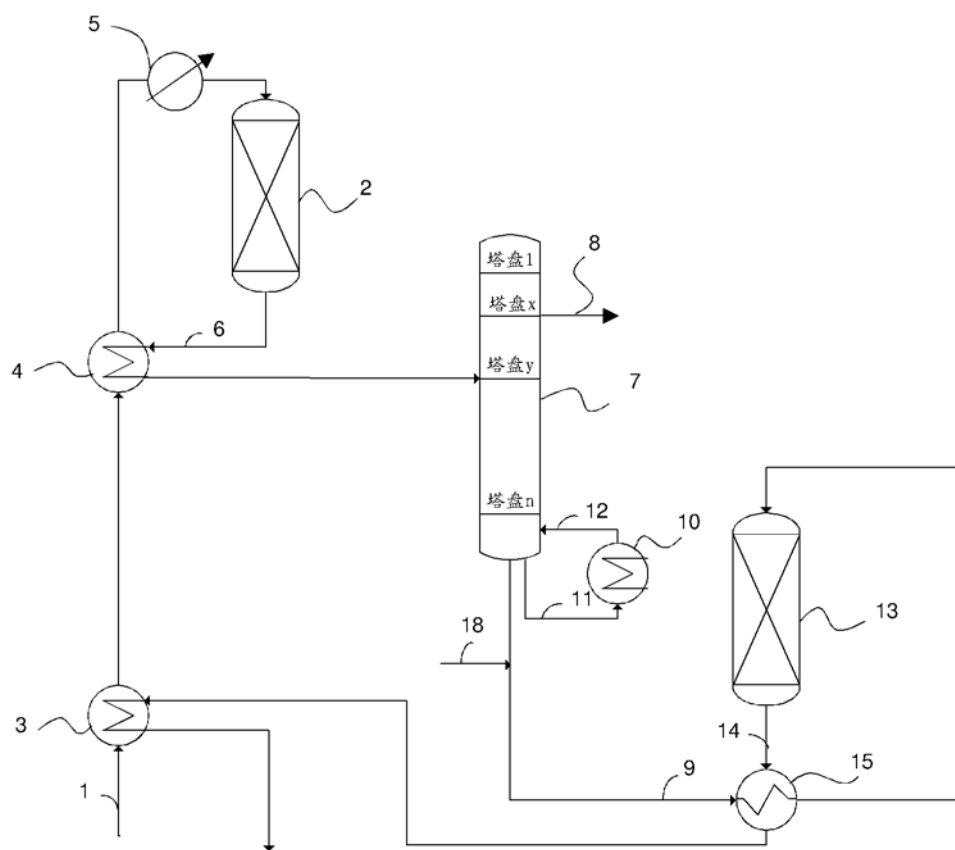


图 1

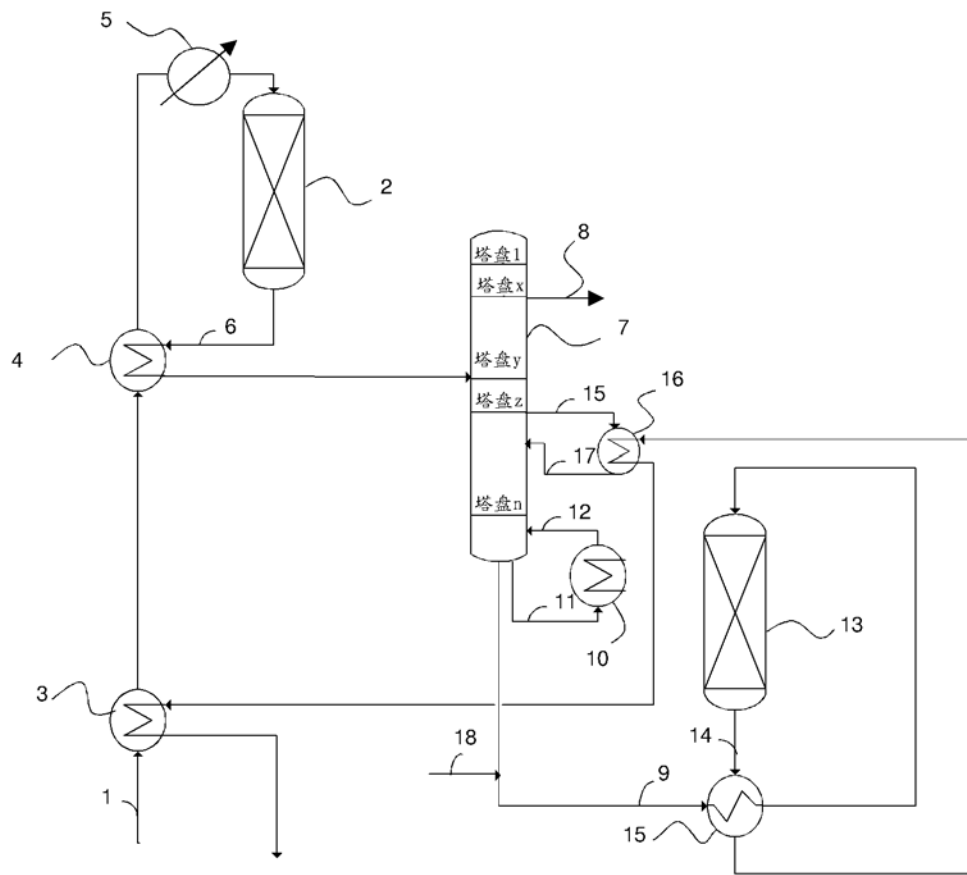


图 2