

[12] 发明专利申请公开说明书

[21]申请号 95101614.8

[51]Int.Cl⁶

C10G 45/02

[43]公开日 1995 年 9 月 27 日

[22]申请日 95.1.27

[30]优先权

[32]94.1.27 [33]US[31]187,932

[71]申请人 凯洛格总公司

地址 美国得克萨斯州

[72]发明人 K·W·戈贝尔

M·G·亨特

[74]专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司

代理人 谭明胜 魏金玺

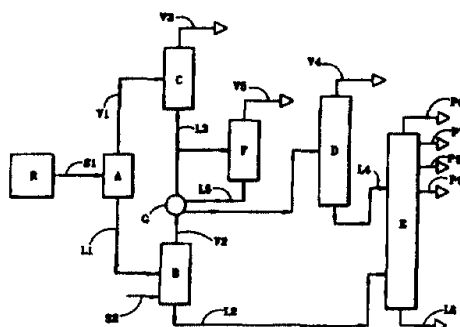
说明书页数:

附图页数:

[54]发明名称 联合馏出物回收方法

[57]摘要

本发明公开了一种由石油加氢处理或加氢裂化反应器流出物流回收烃馏出物产品的联合三塔方法及烃馏出物产品回收系统。按照本发明的回收方法,将来自裂化反应器的流出物流冷却并分离成轻相物流和重相物流。在蒸汽汽提塔中将重相物流降压并汽提轻质组分。轻相物流进一步冷却以分离出液体物流,该液体物流再与来自汽提塔的轻质馏分合并,并送入脱丁烷塔。



权利要求书

1. 一种从加氢转化反应器流出物流中回收产品的方法，它包含下述步骤：

- (a) 将相对高压且高温的流出物流分离成热蒸气物流和热液体物流；
- (b) 将来自步骤(a)的热液体物流加至汽提区中以形成热的塔顶蒸气物流和基本上不含丁烷及更轻组分的热的塔底物流，汽提区在相对低于分离步骤(a)压力的中压下操作；
- (c) 将来自步骤(a)的热蒸气物流冷却并分离成相对冷的蒸气物流和液体物流；
- (d) 在一个以相对中等压力下操作的塔内对至少部分来自步骤(b)的塔顶蒸气物流和来自步骤(c)的液体物流进行脱丁烷处理，得到一种或多种基本上不含戊烷和更重组分的轻质组分产品物流和一种脱丁烷的液体物流；和
- (e) 在一个以相对低的压力下操作的塔内对来自步骤(b)的热的塔底物流和来自步骤(d)的脱丁烷的液体物流进行分馏处理，形成多种石油馏出物产品和残留的塔底物流。

2. 按权利要求1的方法，该方法还包括：

- (1) 将来自步骤(b)的蒸气物流与来自步骤(c)的液体物流混合；和
- (2) 在中压下将来自步骤(1)的混合物分离成挥发性蒸气物流和加至脱丁烷步骤(d)的液体物流。

3. 按权利要求2的方法，其中分离步骤(a)中的高压大于约3 MPa，汽提区和脱丁烷步骤(d)中的中压大于1 MPa且小于3 MPa，

分馏步骤 (e) 中的低压小于约 0.5MPa。

4 . 按权利要求 3 的方法, 其中步骤 (b) 的汽提区是由邻近汽提区低端供给的蒸汽进行汽提的。

5 . 按权利要求 3 的方法, 其中来自步骤 (b) 的热的塔顶蒸气物流经与来自步骤 (2) 的液体物流进行热交换而冷却。

6 . 按权利要求 3 的方法, 其中经与反应器流出物流或来自步骤 (e) 的残留塔底物流进行热交换而使步骤 (d) 中的脱丁烷塔至少部分再沸。

7 . 按权利要求 3 的方法, 其中经与反应器流出物流进行热交换而使来自步骤 (b) 的塔底物流部分加热而用于分馏步骤 (e) 。

8 . 按权利要求 4 的方法, 其中向步骤 (b) 的汽提区供给的蒸汽是经与反应器流出物流或来自分馏步骤 (e) 的残留塔底物流进行热交换通过加热水而产生的。

9 . 按权利要求 3 的方法, 其中来自步骤 (2) 的挥发性蒸气物流包含氢气和甲烷, 来自步骤 (d) 的轻质组分产品物流包括含甲烷的蒸气物流和液化石油气物流。

10 . 按权利要求 3 的方法, 其中石油馏出物产品包含轻粗汽油、重粗汽油、喷气式发动机燃料、柴油或它们的混合物。

11 . 一种从加氢转化反应器流出物流中回收产品的设备, 它包括:

(a) 一个用于将流出物流分离成蒸气物流和液体物流的热高压分离器;

(b) 一个用于在中压下从来自热高压分离器的液体物流中汽提挥发性组分并产生经汽提的基本上不含丁烷和更轻组分的塔底物流及塔顶

蒸气物流的汽提区：

(c) 一个用于在相对低的温度下将来自热高压分离器的蒸气物流分离成适于循环至反应器的蒸气物流及液体物流的冷高压分离器；

(d) 一个用于在中压下对至少部分来自汽提区的塔顶蒸气物流和来自冷高压分离器的液体物流进行脱丁烷处理从而得到一种或多种基本上不含戊烷和更重组分的轻质组分产品物流及脱丁烷的液体物流的脱丁烷塔：

(e) 一个用于在相对低的压力下将脱丁烷的液体物流和来自汽提塔的塔底物流蒸馏成多种石油馏出物产品和残留塔底物流的分馏塔。

1 2 . 按权利要求 1 1 的设备，它还包括一个在中压下将来自冷高压分离器的液体物流和来自汽提区的塔顶物流的混合物分离成挥发性蒸气物流及用于加至脱丁烷塔的液体物流的冷中压分离器。

1 3 . 按权利要求 1 2 的设备，其中高压分离器的压力大于约 3 MPa，汽提区和脱丁烷塔的压力大于 1 MPa 且小于 3 MPa，分馏塔的压力小于约 0.5 MPa。

1 4 . 按权利要求 1 3 的设备，还包括一条将蒸汽供给汽提区低端的管路。

1 5 . 按权利要求 1 3 的设备，还包括一个用于用来自冷中压分离器的液体物流冷却来自汽提塔的塔顶物流的换热器。

1 6 . 按权利要求 1 3 的设备，还包括一个用于用相对高温的反应器流出物流或残留塔底物流加热脱丁烷塔的汽提区的再沸器。

1 7 . 按权利要求 1 3 的设备，还包括若干个用于用反应器流出物流加热来自汽提区的塔底物流的换热器。

1 8 . 按权利要求 1 3 的设备，还包括一个用于经与反应器流出

物流或残留塔底物流进行热交换而生产用于汽提区的蒸汽的换热器。

19. 适合于生产来自冷 高压分离器并含氢气和甲烷的蒸气物流的权利要求 13 的设备，其中来自脱丁烷塔的轻质组分产品物流包括含甲烷的蒸气物流及液化石油气物流。

20. 适合于生产作为石油馏出物产品的轻粗汽油、重粗汽油、喷气式发动机燃料、柴油或它们的混合物的权利要求 13 的设备。

说明书

联合馏出物回收方法

本发明涉及一种由石油加氢转化反应器的流出物流中回收液体石油产品的联合方法。

在现有技术中，将石油及其它类似的高分子量烃原料转化为有用的低分子量产品如液体石油气、汽油、喷气式发动机燃料和柴油是众所周知的。为了改善各种烃原料的质量和/或将高分子量且高沸点的物料裂化为低分子量且低沸点的产品，常规采用的转化反应包括加氢处理（中度加氢处理和重度加氢处理）和加氢裂化。中度加氢处理一般在下述条件下进行：350℃—425℃，压力为3.5—10 MPa，使用无需再生的固定床催化剂。而重度加氢处理则在高压（7—21 MPa）及具有再生循环的固定床催化剂存在下进行。加氢裂化的条件与加氢处理的条件类似，只是增加了反应条件的强度并延长了催化剂的接触时间。

从转化反应器得到的流出物流包含各种分子量的烃，在下游可对这些烃进行加工处理以回收可用于各种目的的烃产品。产品回收设备通常包括分离出轻质组分（如丁烷及更轻的组分）的装置和回收馏出物组分（如戊烷及更重的组分）的分馏塔。但在回收产品前，通常要回收反应热以预热反应器进料物流，从而将流出物流冷却并使重相冷凝。将形成的混合相物流引入转鼓式分离器以实现相分离。由于原料的预热（和流出物的冷凝）分两段进行，因而产生了具有恒定压力和

重迭组成的“热”和“冷”流体物流。通常须将这些液体物流合并、减压，再引入产品回收系统以作进一步的分离。

用于回收轻质馏分的分离技术通常包含汽提塔或脱丁烷蒸馏塔。可以使用低压分馏塔将重质馏分分馏成烃馏出物产品。如现有技术中公知的那样，在产品回收设备中可首先设置分馏塔或者首先设置轻质馏分分馏塔。

但是现有技术中这两种操作方式均存在若干缺陷（在后的轻质馏分分离器或在先的分馏塔）。当轻质馏分分离器包括一个设置在分馏塔上游的汽提塔时，该汽提塔的尺寸必须设计成能接受所有的反应流出物流。由于流出物流中存在硫化氢，因此须用耐腐蚀材料制造该汽提塔。另外，因汽提塔塔顶馏出物物流损失了部分粗汽油产品，使得下游的粗汽油（用于汽油）产量要比相应的分馏过程在先的方法的产量低一些。进而，也不能将汽提塔塔顶馏出物物流冷凝以产生液体石油气。因此，汽提塔在先的回收方法不能重复分馏塔在先的方法的产品回收分布。

在另一种情形下，轻质馏分分离器可包括一个设置在分馏塔上游的脱丁烷塔。这种回收过程也存在若干严重缺陷。同样，该脱丁烷塔的尺寸必须设计成能接受所有的流出物流。由于包含所有的烃馏分，脱丁烷塔的再沸器必须在高温（约 $340-370^{\circ}\text{C}$ ）下操作。因而，由于在该相对较高的温度下不能获得工艺热量，再沸器必须用火加热。

在另一种实施方式中，可将分馏塔设置在脱丁烷塔的上游以避免必须再沸最重的组分。由于仅接收来自分馏塔的塔顶馏出物，脱丁烷塔的尺寸可小一些。但是，由于分馏塔的操作压力低于脱丁烷塔的操作压力，因而脱丁烷塔的进料必须被冷却并重新压缩，这使得能耗及

基建费用增加。显然，即能保持产品的品种适应性又能避免重新合并已分离的物流、再加热已冷却的物流及再压缩的低压物流是非常理想的，特别是从能量效益及基建费用方面考虑更是如此。

在本发明的联合三塔方法中，在对馏出物分馏前，分别对经两段冷却反应器流出物流而产生的相对热和冷的高压液体物流进行加工处理以分离轻质馏分。由汽提塔从热液体物流分离得到的轻质馏分与冷液体物流合并，然后再加至脱丁烷塔中。与现有技术中的两塔技术相比，本发明方法的优点在于：与脱丁烷塔在先的方法相比，本发明的方法可用较小的脱丁烷塔代替较大的脱丁烷塔，并减少或消除了再沸器用火加热的需求；与汽提塔在先的方法相比，本发明的方法可用较小的汽提塔代替较大的汽提塔，并增强了液体石油气（ $< P G$ ）的回收；与分馏塔在先的方法相比，本发明的方法消除了对下游压缩过程的需求。

在一种实施方式中，本发明提供了一种由加氢转化反应器的流出物流回收产品的方法，该方法包含如下步骤：

- （a）将相对高压且高温的流出物流分离成热蒸气物流和热液体物流；
- （b）将来自步骤（a）的热液体物流加至汽提区中以形成热的塔顶蒸气物流和基本上不含丁烷及更重组分的热的塔底物流，汽提区在低于分离步骤（a）的压力的中压下操作；
- （c）将来自步骤（a）的热蒸气物流冷却并分离成相对冷的蒸气物流和液体物流；
- （d）在一个以相对中等压力操作的塔内对来自上述汽提区的塔顶蒸气物流和来自步骤（c）的液体物流进行脱丁烷处理，得到一种或多种基本上不含戊烷和更重组分的轻质组分产品物流和一种脱丁烷的液

体物流：和

(e) 在一个以相对低的压力操作的塔内对来自步骤 (b) 的热的塔底物流和来自步骤 (d) 的脱丁烷的液体物流进行分馏处理形成多种石油馏出物产品和残留的塔底物流。

本发明的方法可进一步包含下述步骤：

(1) 将来自步骤 (b) 的蒸气物流与来自步骤 (c) 的液体物流混合：和

(2) 在中压下将来自步骤 (1) 的混合物分离成挥发性蒸气物流和加至脱丁烷步骤 (d) 的液体物流。

在分离步骤 (a) 中流出物流的压力优选大于约 3 MPa，汽提区和脱丁烷步骤 (d) 中的中压优选为大于 1 MPa 且小于 3 MPa，分馏步骤 (e) 中的低压优选为小于约 0.5 MPa。

在优选的实施方式中，进料步骤 (b) 的汽提区优选由邻近汽提区的低端供给的蒸汽进行加热。来自步骤 (b) 的汽提区的热的塔顶蒸气物流优选经与来自步骤 (2) 的液体物流进行热交换而冷却。步骤 (d) 中的脱丁烷塔优选经与高温反应器的流出物流进行热交换而再沸。来自步骤 (b) 的热塔底物流优选经与高温反应器的流出物流进行热交换而至少被部分加热以用于分馏步骤 (e)。向步骤 (b) 的汽提区供给的蒸汽优选是经与来自分馏步骤 (e) 的残留塔底物流进行热交换对水进行加热而生产的。来自步骤 (2) 的挥发性蒸气物流优选包含氢气和甲烷，来自步骤 (d) 的轻质组分产品物流包括含甲烷和液化石油气物流的蒸气物流。石油馏出物产品优选包含轻石脑油、重石脑油、喷气式发动机燃料、柴油或它们的混合物。

另一方面，本发明提供了一种由加氢转化反应器的流出物流回收

产品的设备，它包括：

一个热高压分离器，用于将流出物流分离成蒸气物流和液体物流；

一个汽提区，用于在中压下从来自热高压分离器的液体物流中汽提挥发性组分并产生汽提过的基本上不含丁烷和更重组分的塔底物流及塔顶蒸气物流；

一个冷高压分离器，用于在相对低的温度下将来自热高压分离器的蒸气物流分离成适于循环至反应器的蒸气物流及液体物流；

一个脱丁烷塔，用于在中压下至少对部分来自汽提区的塔顶蒸气物流和来自冷高压分离器的液体物流进行脱丁烷处理，从而得到一种或多种基本上不含戊烷和更重组分的轻质组分产品物流及脱丁烷的液体物流；

一个分馏塔，用于在相对低的压力下将脱丁烷的液体物流和来自汽提区的塔底物流蒸馏成多种石油馏出物产品和残留的塔底物流。

本发明的设备可包括一个冷中压分离器，用于在中压下将来自冷高压分离器的液体物流和来自汽提区的塔顶物流的混合物分离成挥发性蒸气物流及加至脱丁烷塔的液体物流。

在本发明的设备中高压大于约 3 MPa，中压大于 1 MPa 且小于 3 MPa，设备的低压优选小于约 0.5 MPa。

在一种优选实施方式中，本发明的设备优选包括：一条将蒸汽供给汽提区低端的管路；一个用于用来自冷低压分离器的液体物流冷却来自汽提区的塔顶物流的换热器；一个用于用高温反应器流出物流加热脱丁烷塔汽提区的再沸器；若干个用于用相对高温反应器流出物流加热来自汽提区的塔底物流的换热器；一个用于通过与残留塔底物流进行热交换而产生用于汽提区的蒸汽的换热器。本发明的设备优选用

于从冷高压分离器产生含氢气和甲烷的蒸气物流，还用于生产作为石油馏出物产品的轻粗汽油、重粗汽油、喷气式发动机燃料、柴油或它们的混合物。来自脱丁烷塔的轻质组分产品物流优选包括一种含甲烷和液化石油气物流的蒸气物流。

图 1 显示的是本发明联合馏出物回收方法的简化方框流程图。

图 2 显示的是图 1 的联合馏出物回收方法的一种实施方式的更详细的示意图。

在重质馏分分馏之前将第一部分来自加氢转化反应器的流出物流加至蒸汽汽提塔并将第二部分反应器流出物流加至脱丁烷蒸馏塔而进行轻质馏分分离可增强能量和产品回收效率，并能降低基建投资。以这种方式，可以避免已分离物流再次合并的功耗损失，可以减小轻质馏分回收塔的尺寸，可以采用工艺热量取代用火加热再沸器而使脱丁烷塔再沸，可以完全消除通常需对脱丁烷塔的进料在下游的压缩和冷却。

参看图 1，图 1 简要概述了本发明的方法和设备。在加氢转化反应器 R 中将烃原料转化，在热高压分离器 A 中将烃转化形成的流出物流 S 1 分离成蒸气物流 V 1 和液体物流 L 1。将热液体物流 L 1 加至汽提塔 B 中，塔 B 在低于分离器 A 的压力的中压下操作。经管路 S 2 向汽提塔 B 的低端供给蒸汽。由汽提塔 B 得到热塔顶蒸气物流 V 2 和热塔底物流 L 2。将物流 V 1 冷却并加至分离器 C 中，得到冷蒸气物流 V 3 和冷液体物流 L 3。

在脱丁烷塔 D 中对所有的或部分的蒸气物流 V 2 和液体物流 L 3 脱丁烷处理，得到加至分馏塔 E 的脱丁烷的液体物流 L 4 以及基本上不含戊烷和更重组分的塔顶物流 V 4。理想的情形是首先将物流 V 2

和 L 3 混合在一起，然后在分离器 F 中分离成挥发性物流 V 5 和加至脱丁烷塔 D 的液体物流 L 5。优选在分馏之前使物流 L 5 在交叉（Cross）换热器 G 中经物流 V 2 加热，V 2 被冷却以实现在分离器 F 中的气液分离。

随后在以相对低的压力操作的分馏塔 E 中对 L 2 和 L 4 物流进行蒸馏，得到多种塔顶及侧馏分产品物流 P 6、P 7、P 8 和 P 9，以及残留的塔底物流 L 6。现有技术的流程中，来自高压分离器的所有液体馏分或者加至轻质馏分分离器或者加至分馏塔；与之相对照，本发明的流程中，来自热和冷分离过程的液体物流分裂为直接加至分馏器 E 的物流和经脱丁烷塔 D 间接加至分馏器 E 的物流。总的液体进料在物流 L 5 和 L 2 间的分裂将取决于加氢裂化反应器 R 的运行强度，强度大通常会增加加入物流 L 5 中的轻质组分的生产。本发明的方法不仅可用于粗汽油或柴油或者是两种产品均为主要目的产品的情况下，而且由于在物流 L 2 中液体进料部分更多一些，当柴油产品为目的产品（与石脑油产品相反）时获得的效益更为明显。以直接加至分馏塔 E 的物流 L 2 和加至脱丁烷塔 D 的物流 L 5（然后经塔底物流 L 4 加至分馏塔 E）的总质量流率计，物流 L 5 的百分比通常为约 10—70，而物流 L 2 的百分比为约 90—30（即物流与 L 5 与 L 2 的重量比 L 5：L 2 为约 10：90—约 70：30），优选 L 5 的百分比为约 10—40，L 2 为约 90—60（即物流 L 5 与 L 2 的重量比为约 10：90 的约 40：60）。

参看图 2 所示的具体的代表性实施方式，本发明的石油炼制方法包括：前端反应加氢转化区 10A，热回收区 10B 和联合馏出物回收区 10C。反应加氢转化区 10A 的操作方式在现有技术中是公知的。简而言

之，在热、高压、适宜的催化剂及氢气存在下，加氢转化反应器 1 2 将高分子量液体烃原料如粗石油（如必要，已按现有技术进行脱盐脱水处理）转化成多种低分子量烃产品，在下游的产品回收区 10C 中，最后将这些烃产品分离成馏出物烃馏分。但是在产品回收之前，先将反应流出物通过热回收区 10B；在区 10B 中，可将反应热用于进行各个工艺加热步骤，包括预热反应进料物流及生产蒸汽。

反应器 1 2 的操作温度和压力与所希望的转化反应类型有关，如加氢处理（适度加氢处理或重度加氢处理）或加氢裂化。反应器 1 2 在 $350^{\circ}\text{C} - 400^{\circ}\text{C}$ ，及 $1.5\text{MPa} - 2.2\text{MPa}$ 下操作（适度加氢处理），或在 $350^{\circ}\text{C} - 500^{\circ}\text{C}$ 及 $7 - 21\text{MPa}$ 下操作（重度加氢处理和加氢裂化）。对加氢处理和加氢裂化反应通常可使用固定床催化剂（可包含或不包含催化剂再生过程）。

按照常规的操作方式，经管路 1 4 将补充的氢气进料物流引入含氢气的再循环气体管路 3 2，再将其通过一系列换热器 16a、16b 进行热交换以预热含氢气的物流并从反应流出物流 1 8 回收热量。然后在一个点火加热炉 2 2 中将已预热的含氢气物流 2 0 进一步加热至反应器的温度。包括原料和再循环油（来自管路 182）的进料物流 2 3 通过一系列换热器 24a、24b、24c、24d 进行热交换的预热进料物流并从反应流出物流 1 8 回收更多的热量。预热后的进料物流 2 6 与来自加热炉 2 2 的已加热气体物流 2 8 合并，再经管路 3 0 加至反应器 1 2 中。另外，再循环气体物流 3 4 的侧物流 3 6 可用作反应器催化剂床间的骤冷气。如现有技术中公知的那样，加氢处理和加氢裂化反应的氢气消耗量通常随所采用的反应条件的强度而增加，同时氢气消耗量还取决于进料中硫、芳香物质及烯烃的量。

反应流出物流 1 8 适于在热回收区10B中冷却并经管中 3 8 引至馏出物产品回收系列10C中。在产品回收系统10C中，包含多种低分子量物质的物流 3 8 被分离成所希望的可用于各种目的的多种馏出物馏分。由反应器流出物流回收的液体烃产品包括液体石油气（LPG）、轻粗汽油馏分（LNAP）、重粗汽油馏分（HNAP）、喷气式发动机燃料和柴油。另外，通常还产生废气，而比柴油还重的塔底物流则常作为再循环油物流182再循环至反应器 1 2 中。

如公知的那样，经冷却后，反应流出物流 3 8 变成可区分的高温和低温沸腾馏分相，对这些相可进行粗分离。随后，冷却的流出物流 3 8 经管路加至高压分离器 4 0 中，蒸气相物流经管路 4 2 从分离器中排出，液体相物流经管路 4 4 从分离器中排出。此后如上所述蒸气相物流 4 2 再经与再循环油物流在换热器24a中进行热交换而进一步冷却，再在空气冷却器 4 6 中使蒸气物流 4 2 进一步冷凝。经冷却并部分冷凝的物流通过管路 4 8 加至第二个高压分离器 5 0 中，第二个高压分离器 5 0 比第一个高压分离器 4 0 的操作温度低。主要包含气态氢气和甲烷的蒸气物流经管路 5 2 从第二个高压分离器 5 0 中排出。然后将蒸气物流 5 2 用压缩机 5 4 压缩形成富含氢气的再循环气体物流 3 4。液体相物流通过管路 5 6 从第二个高压分离器 5 0 中排出。

按本发明的操作方式，来自第一高压分离器 4 0 的液体物流 4 4 和来自第二高压分离器 5 0 的液体物流 5 6 并不完全合并在一起，而完全合并是现有技术方法的特征。与之相反，在本发明方法中，首先在蒸汽汽提塔 5 8 中将热液体物流 4 4 进行汽提以分离出轻质组分，随后将回收的轻质组分与冷液相物流 5 6 合并。再将一部分形成的合并物流 7 8 加至脱丁烷塔 6 2 中。因而，通过采用轻质组分回收在先

设置，无需现有技术中目前常规采用的下游再压缩步骤，即可确定并达到汽提塔 5 8 和脱丁烷塔 6 2 所希望的操作压力；通过将进料分离而加至介丁蒸汽汽提塔 5 8 和脱丁烷塔 6 2 间的轻质组分回收装置，可降低汽提塔和脱丁烷塔的尺寸。此外，由于在本发明中组合使用汽提塔/脱丁烷塔以回收轻质组分，从而与现有技术的设置相比，LPG 生产效率得以提高。

来自第一高压分离 4 0 的液体物流 4 4 通过减压阀 6 6 引入汽提塔 5 8 的上端 6 4，汽提蒸汽经减压阀 6 7 节流后经管路 7 0 引入邻近下端 6 8 处。富含轻质组分的物流经管路 7 2 从上端 6 4 排出，塔底物流经管路 7 4 从汽提塔 5 8 排出以加至分馏塔 7 5 中。如公知的现有分离技术，汽提塔 5 8 通常包括适宜数量的接触塔板（通常约 10—30）和/或填料元件以增大烃/蒸汽接触面积。汽提塔 5 8 的操作压力为中等压力，约为 1.4-2.4MPa（200-350psig）。

从第二个高压分离器 5 0 排出的液相物流 5 6 通过降压阀 7 3 降压后经管路 7 6 和 7 8 引至脱丁烷塔 6 2。来自汽提塔 5 8 的富含轻质馏分的物流 7 2 也被引入管路 7 8 中；形成了合并物流。管路 7 8 中的合并物流被冷却至约 40—60℃而冷凝的重相，优选采用空气冷却器 8 0。混合相物流经管路 8 2 引至低压分离器 8 4 中，该分离器在近似脱丁烷塔 6 2 的压力下操作，即约 1.4—2.4 MPa（200—350psig）。从低压分离器 8 4 分离出液相物流后经管路 8 6 将物流加至脱丁烷塔 6 2。经管路 8 8 排出主要含氢气、甲烷和硫化氢的蒸气相物流。

在与来自第二个高压分离器 5 6 的降压液相物流 7 6 合并之前，富含轻质馏分的物流 7 2 在换热器 9 2 中冷却至约 100—200℃，产生

富含轻质馏分的物流 9 0。富含轻质馏分的物流 7 2 优选在换热器 9 2 中经与来自低压分离器 8 4 的液相物流 8 6 进行热交换而冷却。以这种方式，将富含轻质馏分的物流 7 2 冷却，并将液相物流 8 6 预热至约 120–180℃ 而经管路 9 4 加至脱丁烷塔 6 2 的进料区。

与现有技术相比，由于塔尺寸降低以及绝大部分的最重的烃组分已从脱丁烷塔进料物流 9 4 中分离出去，因而脱丁烷塔 6 2 可在更低的塔底平衡温度通常低于 300℃，优选为约 200–250℃）和更小的流率下进行操作，大大地减少了热负荷。因此，可以使用转化反应器 1 2 产生的工艺热量使本发明的脱丁烷塔 6 2 再沸。这样，本发明的方法和设备消除了现有技术的脱丁烷塔通常需要大的用火加热的再沸器的需求。

经预热的脱丁烷塔进料物流 9 4 在脱丁烷塔的进料区处引入脱丁烷塔 6 2。基本上所有的 C₄ 和更轻的烃组分（包括非烃杂质如硫化氢、水、氨和残余氢气）经管路 9 6 作为塔顶馏分回收。脱丁烷塔塔底物流 9 8 从脱丁烷塔 6 2 排出后加至分馏塔 7 5 中。

经管路 96 脱丁烷塔塔顶物流使用空气冷却器 102 和水冷换热器 104 进行部分冷凝向脱丁烷塔 6 2 提供冷凝回流物流 106。部分冷凝的物流 106 引入转鼓式分离器 108 进行会液分离，该分离器的压力通常低于脱丁烷塔 6 2 的压力约 0.03MPa（5 psi）。从转鼓式分离器 108 将主要包含硫化氢、氢气和 C₁ – C₂ 的轻烃的废气蒸气物流 110 排出。主要含 C₃ – C₄ 轻烃的液相物流 114 作为回流液经泵 112 向脱丁烷塔 6 2 泵送。回流液物流 114 的侧物流 116 作为 LPG 产品排出。

从脱丁烷塔 6 2 的低端 120 排出的液体物流 118 加至再沸器 122 中。经管路 124 再沸的流体返回脱丁烷塔 6 2 的低端 120。再端器 122 的加

热介质优选为在管路136中来自热回收系统10B的热反应流出物。经过热交换，相对冷的反应流出物流经管路128返回热回收系统10B。

脱丁烷塔塔底物流 9 8 经减压阀 9 9 节流至约大气压以向分馏塔 7 5 引入。分馏塔进料物流在相当高的进料塔板处引入，该塔板位置相应于进料处温度近似为 $200-500^{\circ}\text{C}$ 。汽提塔塔底物流 7 4 最好经降压阀129降压，再引入分馏塔 7 5。因而，汽提塔塔底物流 7 4 优选在加热炉130中汽化至约 $300-400^{\circ}\text{C}$ ，然后经管路131引至分馏塔 7 5 中。在加热炉130中加热之前，汽提塔塔底物流 7 4 最好在预热器132中经与来自管路126的反应流出物进行热交换而预热。预热后的汽提塔塔底物流134被引至加热炉130，而从预热器132放出的反应器流出物侧物流136可按前面的描述作为加热介质引至脱丁烷塔的再沸器122中。如果分馏塔再沸的流体的需求量超过从汽提塔塔底管路134的供给量，则可从脱丁烷塔塔底物流 9 8 中分出侧物流138作为加热炉130的附加进料。

在分馏塔 7 5 中，产生了适宜的烃馏出物馏分，或者作为具有目的特性的燃料产品，或者作为产品精制塔中的进料。而分馏塔 7 5 和相关的精制塔的运行及设计在现有技术中均是公知的。馏出物馏分遵从所要产品（或精制塔）的适当的始沸点范围，同时，这些馏分或作为回流液的侧馏分非塔 7 5 排出，或从几个中间塔板排出。塔底液体包含一个再循环油，它可按前面的描述经管路182返回转化反应器12。这样一种塔 7 5 通常将包含约 30 - 50 级气液平衡塔板或塔盘，而且在塔顶温度及压力约为 $100-140^{\circ}\text{C}$ 及 $0.07-0.21\text{MPa}$ （10-30psip）和塔底温度和压力约为 $300-400^{\circ}\text{C}$ 及 $0.14-0.27\text{MPa}$ （20-40psig）下进行操作。

塔顶蒸气管路140优选在空气冷却器142中冷却以将使蒸气冷凝为回流冷凝液。管路144的回流冷凝液被引至转鼓式蓄液器(accumulator drum) 146中再送入回流泵148。回流泵148使回流冷凝液经管路150返回塔75, 只是塔顶馏出物作为轻石脑油产品物流经管路152排出。沿塔顶向下在塔75的第七至第八塔板附近, 馏出物侧馏分154从塔75排出而送入重石脑油汽提塔156。由汽提塔156经管路158可得到作为塔底产品的重石脑油产品。沿塔顶向下在塔75的第十六至十八塔板附近, 另一部分馏出物侧馏分160从塔75排出而送入喷气式发动机燃料汽提塔162。由汽提塔162经管路164可生产作为塔底产品的喷气式发动机燃料。沿塔顶向下在塔75的第二十四塔板附近, 另一部分馏出物侧馏分经管路166排出而送入柴油汽提塔168。由汽提塔168经管路170生产作为塔底产品的柴油。在邻近塔75下端处, 可经泵173排出煤油和/或加热油产品侧馏分172。

低压蒸汽最好经管路174引入塔75的底部。来自塔底的再循环油经泵175泵送再经管路176后优选作为锅炉178的加热介质用以生产蒸汽汽提塔58所使用的蒸汽。锅炉178与锅炉进水管路180连接。除了消洗物流184外, 再循环油离开锅炉178并按上面的描述经热回收系统10B经管路182泵道返回反应转化系统10A中。

参考下述实例进一步说明本发明。

实施例

通过计算机模拟图2所示本发明采用三塔设置的联合馏出物产品回收方法, 从而评价所选择的主要加工物流的流率和组成。这些模拟结果如下表所示。

表

管路号	44	56	72	88	94	110	116	98	74
相态	液体	液体	蒸气	蒸气	混合相	蒸气	液体	液体	液体
温度 (°C)	232	49	237	49	149	38	38	230	233
压力 (MPa(g))	14.0	13.8	2.17	2.07	2.03	1.34	1.34	1.45	2.20
组成	摩尔流率 (kg-mole/hr)								
H ₂ O	1.0408	1.7367	431.535	2.0365	2.0757	0.4938	0.0508	0	101.645
NH ₃	0.9366	0.0053	0.9365	0.2932	0.6486	0.5428	0.1058	0	0.0001
H ₂ S	34.2006	65.4886	34.1984	41.2814	58.1591	45.6350	12.5238	0	0.0022
H ₂	221.107	69.5382	221.107	279.325	11.3200	11.1780	0.1421	0	0
C ₁	19.4227	16.3161	19.4227	28.7970	6.9418	6.5825	0.3593	0	0
C ₂	4.4232	7.7494	4.4231	5.8175	6.3549	5.1841	1.1708	0	0.0001
C ₃	6.8460	18.0472	6.8424	5.7959	19.0937	11.5719	7.5215	0.0003	0.0037
iC ₄	13.2834	40.2311	13.2321	6.5371	46.9259	19.4672	27.3230	0.1357	0.0513
nC ₄	7.5085	20.8199	7.4557	2.5868	25.6891	8.6921	16.4062	0.5905	0.0527
C ₅ -93°C	91.1915	233.111	75.3462	7.2780	301.179	0.3790	1.1620	299.637	15.8454
93-149°C	146.451	182.514	64.5507	0.5525	246.511	0	0	246.511	81.8998
149-266°C	338.889	149.116	55.0387	0.0546	204.100	0	0	204.100	283.851
266-360°C	112.984	6.0225	2.1643	0	8.1869	0	0	8.1869	110.820
360°C+	138.160	0.3894	0.1264	0	0.5157	0	0	0.5157	138.033
总计 1	1136.44	811.085	936.379	380.602	937.702	109.726	66.7653	759.678	732.204
总计 2 (kg/hr)	182,840	70,952	33,709	4043.4	92,885	4028.6	3418.4	85,411	158,718

表

管路号	44	56	72	88	94	110	116	98	74
相态	液体	液体	蒸气	蒸气	混合相	蒸气	液体	液体	液体
温度 (°C)	232	49	237	49	149	38	38	230	233
压力 (MPa(g))	14.0	13.8	2.17	2.07	2.03	1.34	1.34	1.45	2.20
组成	流率 (桶/天)								
C2-	1402.25	962.829	2572.17	1796.10	572.592	467.987	100.444	0	276.252
C3-C4	409.017	1174.78	407.380	216.443	1365.71	584.910	769.825	10.9711	1.6368
C5-93°C	1664.75	4196.92	1360.63	122.977	5434.57	5.7931	17.7614	5411.01	304.120
93-149°C	3390.73	4182.30	1480.46	12.3051	5650.45	0	0	5650.45	1910.27
149-266°C	10821.7	4425.56	1634.54	1.4935	6058.61	0	0	6058.61	9187.15
266-360°C	5766.58	288.427	103.448	0.0004	391.875	9	9	391.874	5663.13
360°C+	12302.7	27.6323	8.9297	0	36.5620	0	0	36.5620	12293.7
总计	35757.7	15258.4	7567.56	2149.32	19510.4	1058.69	888.030	17559.5	29636.3

本发明的石油馏出物回收方法由上面说明书及实例进行描述。上述的描述是一种非限定性的，对本领域的普通技术人员而言其许多种变化方式均是明显的。因此这些变化方式均在本发明权利要求的保护范围内。

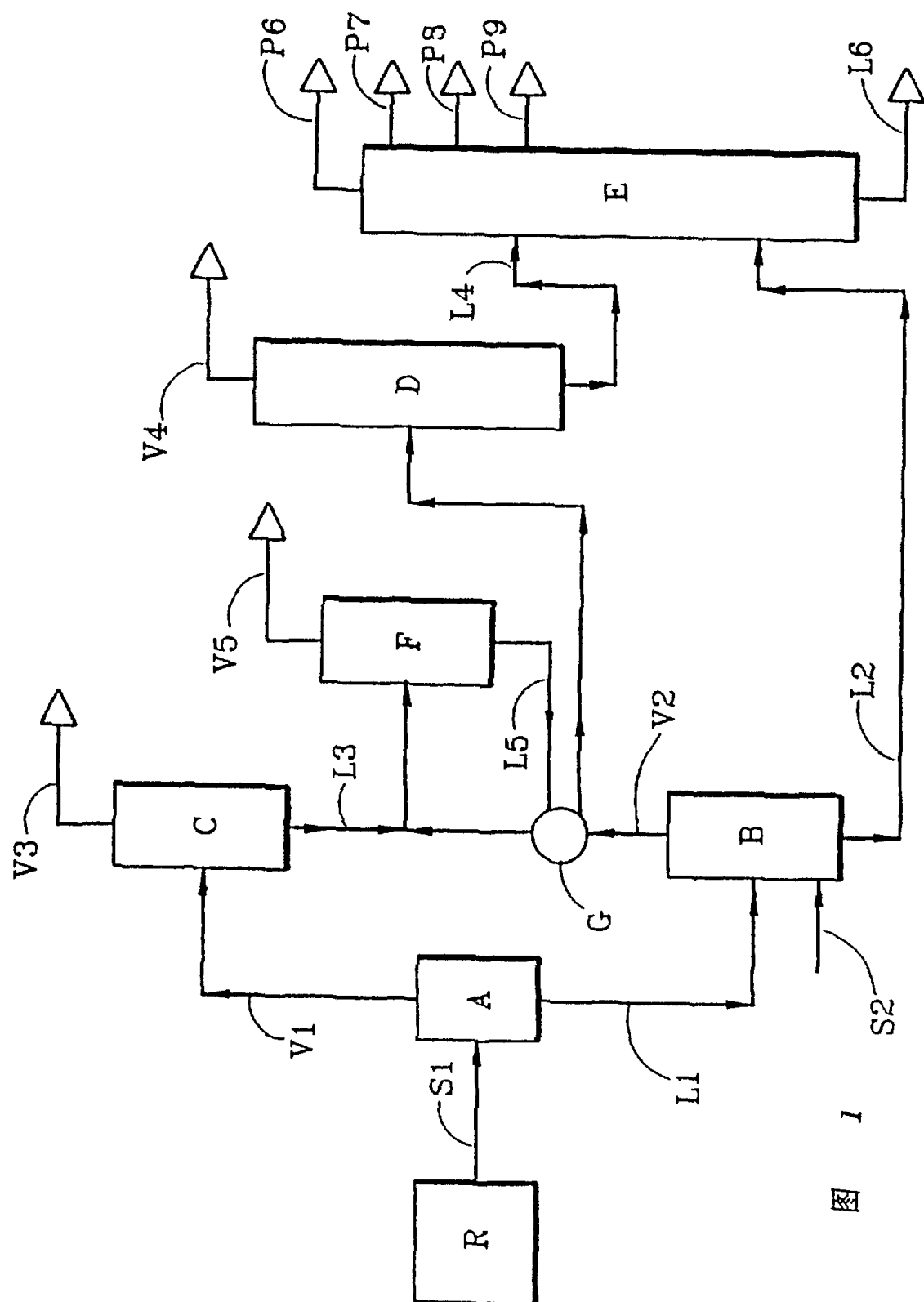


图 1

