201739908

(19)中華民國智慧財產局

(12)發明說明書公開本 (11)公開編號：TW 201739908 A

(43)公開日： 中華民國 106 (2017) 年 11 月 16 日

(21)申請案號：105142633 (22)申請日： 中華民國 105 (2016) 年 12 月 22 日

(51)Int. Cl.： *C10G50/00 (2006.01)* *C10G7/00 (2006.01)*
C10G7/02 (2006.01)

(30)優先權：2015/12/22 法國 1563036

(71)申請人：艾克森斯公司 (法國) AXENS (FR)
法國

(72)發明人：皮霍斯 伊莎貝拉 PREVOST, ISABELLE (FR)；皮高瑞爾 傑羅姆 PIGOURIER, JEROME (FR)

(74)代理人：陳長文

申請實體審查：無 申請專利範圍項數：13 項 圖式數：3 共 19 頁

(54)名稱

寡聚合輕烯烴製程之分餾方法

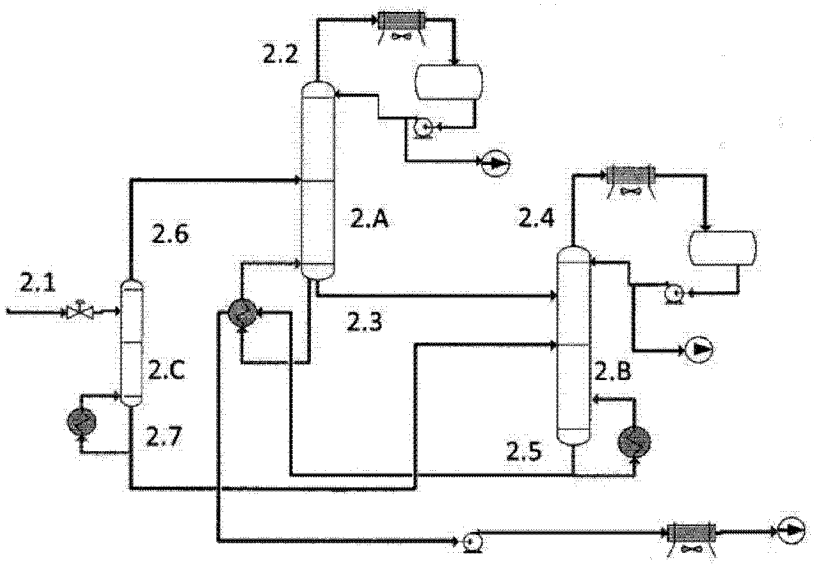
FRACTIONATION PROCESS FOR A PROCESS FOR OLIGOMERISING LIGHT OLEFINS

(57)摘要

本發明係關於一種寡聚合輕烯烴製程，其中來自寡聚合區之流出物傳送至預分餾塔，該預分餾塔產生至少一種含有液化石油氣與輕汽油之混合物的頂部餾份及含有重汽油與中間餾出物之混合物的底部餾份，該頂部餾份傳送至去丁烷塔，該去丁烷塔產生至少一種液化石油氣子餾份及輕汽油子餾份；該底部餾份及該輕汽油子餾份之至少一部分傳送至分離器，該分離器使得能夠獲得至少氣體餾份、汽油餾份及氣油餾份。

The invention relates to a process for oligomerising light olefins in which the effluent from the oligomerisation section is passed to a prefractionator that leads to at least one head fraction containing a mixture of liquefied petroleum gas and light gasoline and a bottom fraction containing a mixture of heavy gasoline and middle distillate, the said head fraction being passed to a debutaniser that leads to at least one liquefied petroleum gas cut and a light gasoline cut, the said bottom fraction and at least part of the said light gasoline cut being passed to a separator enabling at least a gaseous fraction, a gasoline fraction and a gasoil fraction to be obtained.

指定代表圖：



【圖2】

符號簡單說明：

2.A・・・去丁烷塔

2.B・・・分離器

2.C・・・預分餾塔

2.3・・・去丁烷塔之底部子餾份

2.5・・・分離器之底部流出物

2.6・・・頂部餾份

2.7・・・底部餾份

201739908
專利案號：105142633
201739908
申請日：105/12/22
IPC分類：C10G 50/00 (2006.01)
C10G 7/00 (2006.01)
C10G 7/02 (2006.01)

【發明摘要】

【中文發明名稱】

寡聚合輕烯烴製程之分餾方法

【英文發明名稱】

FRACTIONATION PROCESS FOR A PROCESS FOR OLIGOMERISING LIGHT OLEFINS

【中文】

本發明係關於一種寡聚合輕烯烴製程，其中來自寡聚合區之流出物傳送至預分餾塔，該預分餾塔產生至少一種含有液化石油氣與輕汽油之混合物的頂部餾份及含有重汽油與中間餾出物之混合物的底部餾份，該頂部餾份傳送至去丁烷塔，該去丁烷塔產生至少一種液化石油氣子餾份及輕汽油子餾份；該底部餾份及該輕汽油子餾份之至少一部分傳送至分離器，該分離器使得能夠獲得至少氣體餾份、汽油餾份及氣油餾份。

【英文】

The invention relates to a process for oligomerising light olefins in which the effluent from the oligomerisation section is passed to a prefractionator that leads to at least one head fraction containing a mixture of liquefied petroleum gas and light gasoline and a bottom fraction containing a mixture of heavy gasoline and middle distillate, the said head fraction being passed to a debutaniser that leads to at least one liquefied petroleum gas cut and a light gasoline cut, the said bottom fraction and at least part of the said light gasoline cut being passed to a separator enabling at least a gaseous fraction, a gasoline fraction and a

gasoil fraction to be obtained.

【指定代表圖】

圖2

【代表圖之符號簡單說明】

2.A　去丁烷塔

2.B　分離器

2.C　預分餾塔

2.3　去丁烷塔之底部子餾份

2.5　分離器之底部流出物

2.6　頂部餾份

2.7　底部餾份

【發明說明書】

【中文發明名稱】

寡聚合輕烯烴製程之分餾方法

【英文發明名稱】

FRACTIONATION PROCESS FOR A PROCESS FOR OLIGOMERISING LIGHT OLEFINS

【技術領域】

本發明係關於由輕烯烴製備寡聚物之領域，且更特定言之，具有多於8個碳原子之沸點介於汽油、煤油及氣油範圍內的寡聚物。特定言之，本發明係關於分離在寡聚合製程過程中所獲得之產物的步驟。

【先前技術】

寡聚合反應產生具有不同沸點之不同產物，且因此在寡聚合區下游需要分餾區以分離所需產物，諸如液化石油氣(LPG)、汽油及中間餾出物。

一般而言，能夠獲得LPG、汽油及中間餾出物之寡聚合製程的分餾區採用兩個分餾塔。來自寡聚合區之流出物傳送至第一蒸餾，即去丁烷塔，其使得主要為含有4個或少於4個碳原子之烴的最輕組分得以分離，從而產生蒸汽壓介於0.005 MPa與0.09 MPa之間的輕汽油子餾份。因此，去丁烷塔在頂部產生含有4個或少於4個碳原子之富烴流，其傳送至液化石油氣(LPG)儲存區，且在底部產生汽油與餾出物之混合物，其隨後在第二蒸餾，即分離器(separator，根據英語術語為分離器(splitter))中得以分餾，從而產生具有精煉所需之規格的汽油及餾出物。為了使分餾階段中之能量消耗量降至最低，將兩個塔之操作壓力降至最低，但不使其冷凝溫度降至

低於可由可用低溫單元實現之冷卻條件。因此，塔冷凝器之溫度通常介於約30℃與約50℃之間，且去丁烷塔之壓力為約0.6 MPa至0.7 MPa，且分離器之壓力通常為約常壓(0.1 MPa)。

美國專利4 720 600描述一種輕烯烴寡聚合製程，其中碳原子數目介於3與6之間的烯烴在沸石催化劑存在下於反應區中寡聚合。所獲得之流出物藉由三個塔得到分餾，從而獲得構成所需產物之餾出物、至少部分再循環至寡聚合反應區之輕餾份及重餾份。介於煤油範圍內之該餾出物尤其包括沸點介於165℃與290℃之間的化合物。

美國專利申請案2014/0134064描述一種分餾裝置，其根據寡聚合反應區下游之兩個分餾區變體使寡聚產物得以升級，該等變體含有一連串三個蒸餾塔以獲得三種主要產物及C5烴流。根據第一變體，該分餾區包含第一分餾塔(去丁烷塔)，該第一分餾塔使含有1至4個碳原子之烴與含有至少5個碳原子之烴分離。包含含有至少5個碳原子之烴的餾份添加至第二分餾塔(去戊烷塔)中，該第二分餾塔使含有5個碳原子之烴在塔頂得以回收，該等烴可再循環至反應區，且使含有至少6個碳原子之烴在塔底得以回收，該等烴之一部分可升級為汽油基且第二部分可傳送至第三分餾塔(中間餾出物回收塔)，該第三分餾塔使包含含有6至9個碳原子之烴的子餾份與柴油子餾份得以分離。根據第二變體，第二分餾塔(去戊烷塔)替換為與去丁烷塔相鄰之汽提器(根據英語術語為側汽提器(side-stripper))。此汽提器由位於去丁烷塔上且充分位於塔頂之側排出物供應，以便能夠對含有5個碳原子之烴子餾份進行取樣。此側排出物之一部分可再循環至寡聚合反應器以使寡聚合反應區維持液相，從而控制放熱性且使汽油產率最大化，而第二部分傳送至汽提器以使含有4個或少於4個碳原子之烴與含有5

個碳原子之烴分離，該等含有4個或少於4個碳原子之烴傳送至去丁烷塔。

分離三種所需產物，即液化石油氣、汽油及中間餾出物所需之寡聚產物分餾為一種高成本操作，其通常呈現大於70%之寡聚合單元總能量消耗量。分餾區熱能源(hot utility)之總消耗量相當於與蒸餾之再沸相關的供熱量(根據英語術語為負荷(duty))之總和。由於寡聚產物含有具有大量碳原子之分子，因此去丁烷塔(第一塔)之塔再沸溫度通常大於140℃，且第二汽油/中間餾出物分離塔(分離器)之塔再沸溫度大於200℃。此等再沸溫度視寡聚產物之組成以及操作壓力之選擇而定。此外，單元中可獲得極少或甚至未獲得具有足以允許進行熱整合之熱能的熱流體。

因此，確實需要改良分餾區從而限制能量消耗。

出人意料地，納入預分餾塔已使本申請人能夠大大降低寡聚產物分餾方法之能量需求。

【發明內容】

定義

熱流體理解為意謂經歷再冷卻的方法之流體。

冷流體理解為意謂經歷再加熱的方法之流體。

熱能源理解為意謂方法外部經歷冷卻以向冷流體傳遞熱之流體。

冷能源(cold utility)理解為意謂方法外部經歷再加熱以自熱流體提取熱之流體。

因此，方法之熱能源之消耗量相當於一或多種熱能源向該方法供應之熱的總量。

供熱量(根據英語術語為負荷(duty))理解為意謂兩種流體之間轉移之熱能的量。

因此，再沸供熱量相當於供應至蒸餾塔之熱能的量，且冷凝供熱量相當於自蒸餾塔提取之熱能的量。

本發明之目標

因此，本發明係關於一種寡聚合輕烯烴製程之分餾流程，其包含對來自反應區之流出物進行預分餾。

更特定言之，本發明係關於一種寡聚合輕烯烴製程，其中來自寡聚合區之流出物傳送至預分餾塔，該預分餾塔提供至少一種含有液化石油氣與輕汽油之混合物的頂部餾份及含有重汽油與中間餾出物之混合物的底部餾份，該頂部餾份傳送至去丁烷塔，該去丁烷塔提供至少液化石油氣子餾份及輕汽油子餾份；該底部餾份及該輕石油子餾份之至少一部分傳送至分離器，該分離器使得能夠獲得至少氣體餾份、石油餾份及氣油餾份。

本發明之優點在於，其顯著降低熱能源之消耗量而不會對所獲得之LPG、汽油及氣油之量及品質產生不利影響。

本發明之另一優點在於，其藉由使用方法中可用之一或多種熱流體而允許進行熱整合，該等熱流體諸如為第二塔之底部產物、反應器間流出物及來自寡聚合反應區之最後一個反應器的流出物。

本發明之另一優點在於，可獲得兩種汽油子餾份，即獲自高溫預分餾塔底部之富含中間餾出物的重子餾份及獲自最低溫去丁烷塔底部之缺乏中間餾出物的輕子餾份，其使得能夠在兩個不同位準處對分離器加以供應，藉此促成汽油餾份與中間餾出物餾份分離。

【圖式簡單說明】

圖1顯示用於獲得LPG餾份、汽油餾份及中間餾出物餾份之根據先前技術的習知分餾方法流程。寡聚產物(1.1)傳送至去丁烷塔(1.A)，該去丁

烷塔分離出至少兩種餾份，即塔頂餾份(1.2)及塔底餾份(1.3)。隨後，該塔底餾份(1.3)傳送至分離器(1.B)，該分離器繼而分離出兩種餾份(1.4及1.5)。

圖2顯示根據本發明方法之實施例，其中預分餾塔(2.C)安裝於圖1中所示之方法的上游。來自預分餾塔(2.C)之含有液化石油氣與輕汽油之混合物的頂部餾份(2.6)傳送至去丁烷塔(2.A)，而含有重汽油與中間餾出物之混合物的底部餾份(2.7)直接傳送至分離器(2.B)。

圖3顯示與圖2中所示之根據本發明方法的實施例類似之實施例，其中此外，來自去丁烷塔(3.A)的含有重汽油與中間餾出物之混合物的底部餾份(3.7)之一部分再循環(3.8)至該預分餾塔(3.C)。

【實施方式】

寡聚合反應為放熱反應，且反應區之溫度通常介於120℃與300℃之間。

根據本發明，由寡聚合區產生之流出物傳送至分餾區，該分餾區主要包含能夠進行預分餾階段之預分餾塔。

因此，在除經由例如熱交換器進行可能的熱交換外無任何處理之情況下，獲自寡聚合反應區之寡聚產物之至少一部分傳送至蒸餾塔，即所謂的能夠進行該寡聚產物之預分餾的預分餾塔。

該預分餾產生至少兩種餾份：

• 含有液化石油氣(LPG)/輕汽油之混合物的頂部餾份，其含有小於15重量%且較佳小於10重量%的含有至少8個碳原子之烴原料。

• 含有重汽油/中間餾出物混合物之底部餾份，其含有小於15重量%且較佳小於8重量%的含有至多5個碳原子之烴原料。

根據本發明之一較佳變體，預分餾塔含有介於5與20個之間，且較佳介於8與18個之間的理論塔盤，且在0.1 MPa與2 MPa之間，較佳0.3 MPa與1.2 MPa之間的壓力下操作，原料饋入至位於塔頂之塔盤，較佳饋入至塔盤1至6 (自塔頂開始對塔盤進行編號)，頂部蒸汽在介於100℃與150℃之間，較佳介於110℃與140℃之間的溫度下排出，且底部液體在介於170℃與220℃之間，較佳介於185℃與205℃之間的溫度下排出。

根據本發明，該頂部餾份傳送至第二塔，即所謂的產生至少以下兩種子餾份之去丁烷塔：

• 含有LPG之頂部子餾份，該LPG含有具有4個或少於4個碳原子之烴，

• 含有輕汽油之底部子餾份，該輕汽油含有具有至少5個碳原子之烴。

根據一較佳變體，去丁烷塔含有介於15與35個之間，且較佳介於18與30個之間的理論塔盤，且在與預分餾塔相同之壓力下操作，原料饋入理論塔盤8與25之間，且較佳饋入理論塔盤10與18之間(自塔頂開始對塔盤進行編號)，在氣冷式冷凝器中移除、冷凝頂部蒸汽且使其過冷至介於35℃與55℃之間，較佳介於40℃與50℃之間的溫度，且在介於100℃與130℃之間，較佳介於105℃與125℃之間的溫度下排出底部液體。

根據本發明，該底部餾份及該底部子餾份之至少一部分傳送至第三蒸餾塔，即所謂的分離器，以使各種所需產物彼此分離。所獲得之主要產物為汽油及中間餾出物(煤油及/或氣油)。

根據一較佳變體，分離器含有介於20與40個之間，且較佳介於25與35個之間的理論塔盤，且在低於該去丁烷塔之壓力的壓力下操作，該壓力

介於0.01 MPa與0.6 MPa之間，且較佳介於0.05 MPa與0.3 MPa之間。獲自預分餾塔之該底部餾份饋入塔盤5與15之間，且較佳饋入塔盤7與12之間，獲自去丁烷塔之該底部子餾份饋入理論塔盤2與12之間，且較佳饋入塔盤2與6之間(自塔頂開始對塔盤進行編號)。在氣冷式冷凝器中移除、冷凝頂部蒸汽且使其過冷至介於40℃與80℃之間，較佳介於50℃與70℃之間的溫度，在介於200℃與240℃之間，較佳介於210℃與230℃之間的溫度下移除底部液體。

較佳地，該底部餾份及該底部子餾份在兩個不同位準處饋入分離器，以促成汽油/中間餾出物分離。分離器通常含有介於20與40個之間的理論塔盤。

在該底部餾份及該底部子餾份於兩個不同位準處饋入分離器之情況下，該底部餾份較佳引入於理論塔盤7與15之間，且該底部子餾份引入於該等理論塔盤上方，較佳引入於塔盤2與12之間(自塔頂開始對塔盤進行編號)。

有利地，該底部子餾份亦部分傳送至汽油池，部分得到淨化，部分返回至寡聚合反應區，或較佳地部分再循環至預分餾塔。

在該底部子餾份部分再循環至預分餾塔之情況下，該底部子餾份較佳經引入至再沸器上方之若干塔盤。該底部子餾份之再循環程度較佳介於5重量%與20重量%之間，且更佳介於7重量%與15重量%之間。

在不使待供應至再沸器之能量的量增加的情況下，配置於去丁烷塔上游之預分餾塔使運行去丁烷塔所需的再沸溫度降低至少30℃，該溫度降低允許進行熱整合，其尤其歸功於在大於或等於130℃之溫度下可用的方法之熱流體或在相對較低溫度下可用的熱能源。此外，該底部子餾份部分

再循環至該預分餾塔亦使該預分餾塔之再沸溫度降低，該溫度降低量介於5℃與15℃之間。

方法之不同熱流體使得能夠設想出該熱整合之若干實施形式。

在第一較佳實施例中，該分離器之底部流出物用於與該去丁烷塔之再沸器進行熱交換。

在第二實施例中，獲自第一反應器之流出物在該第一反應器壓力減小之前冷卻，且將其引入至預分餾塔中，使熱得以回收且使該去丁烷塔之再沸器得以再加熱。

可對此兩個實施例加以組合，從而確保經由熱整合使去丁烷塔之較大部分再沸。

實例

所有實例1至3，即獲自寡聚合區之21噸/小時的寡聚產物係由以下各者組成：28重量%的含有4個或少於4個碳原子之烴、14重量%的含有5個碳原子之烴、10重量%的含有6個碳原子之烴、2重量%的含有7個碳原子之烴、12重量%的含有8個碳原子之烴及34重量%的含有至少9個碳原子之烴。

調整操作條件以將該寡聚產物分餾為3種產物，該等產物之量在下表中給出：

產物	流動速率(噸/小時)
液化石油氣	5.8
汽油	7.8
中間餾出物	7.4

液化石油氣含有2重量%的含有5個或多於5個碳原子之烴。

汽油之特徵在於：初沸點D 86為13℃且終沸點D 86為140℃，且含

有4個或少於4個碳原子之烴的含量僅為1.9重量%。

中間餾出物之特徵在於：初沸點D 86為164℃，且藉由尼耳森法(Nelson method)測定之閃點為43.9℃。

實例1 (比較)：

實例1之製程展示於圖1中。寡聚產物(1.1)傳送至去丁烷塔(1.A)，該去丁烷塔將其分離為至少兩種餾份，即塔頂餾份(1.2)及塔底餾份(1.3)。隨後，該塔底餾份(1.3)傳送至分離器(1.B)，該分離器繼而分離出兩種餾份(1.4及1.5)。來自去丁烷塔(1.A)之底部產物與饋入其中之流出物(1.3)交換其熱。去丁烷塔及分離器用23個理論塔盤進行操作，最佳化其進料位置從而使分配至再沸器之熱降至最低。因此，去丁烷塔(1.A)之進料位於塔盤13處且分離器(1.B)之進料位於塔盤8處(自塔頂開始對塔盤進行編號)。去丁烷塔(1.A)在0.65 MPa下操作，且分離器(1.B)在0.2 MPa下操作。

實例2 (根據本發明)：

實例2之方法展示於圖2中。在實例2中，預分餾塔(2.C)安裝於實例1方法之上游。來自預分餾塔之頂部餾份(2.6)傳送至去丁烷塔(2.A)，而底部餾份(2.7)直接傳送至分離器(2.B)。

預分餾塔(2.C)包含14個理論塔盤且在0.65 MPa下操作。來自分離器之底部流出物(2.5)用於與去丁烷塔(2.A)之再沸器進行熱交換，隨後冷卻且儲存該底部流出物。去丁烷塔之底部子餾份(2.3)及獲自預分餾之底部餾份(2.7)整體傳送至分離器(2.B)，分別至塔盤4及塔盤10(自塔頂開始對塔盤進行編號)。

實例3 (根據本發明)：

實例3之方法展示於圖3中。在實例3中，實施與實例2 (圖2)中相同之

方法，其中此外，來自去丁烷塔(3.A)之該底部子餾份(3.3)以0.5噸/小時再循環(3.8)至預分餾塔(3.C)之塔盤12的位準處(自塔頂開始對塔盤進行編號且塔含有14個塔盤)。

	實例 1	實例 2	實例 3
預分餾塔			
流動速率(噸/小時)		11.9	11.9
再沸器供熱量(MW)		0.63	0.58
再沸器溫度(℃)		197.6	187.1
第一塔			
回流速率(噸/小時)	13.9	12.8	12.8
側再沸器供熱量(MW)			
側再沸器溫度(℃)			
再沸器供熱量(MW)	1.0	0.53	0.52
再沸器溫度(℃)	145.0	116.7	116.4
冷凝器供熱量(MW)	1.9	1.75	1.75
冷凝器溫度(℃)	45.0	45.0	45.0
第二塔			
回流速率(噸/小時)	5.4	4.2	4.1
再沸器供熱量(MW)	1.20	1.08	1.13
再沸器溫度(℃)	224	224	224
冷凝器供熱量(MW)	1.7	1.4	1.4
冷凝器溫度(℃)	45.0	61.0	61.0
總再沸器供熱量	**2.2**	**2.24**	**2.23**
總熱能量(MW)	**2.2**	**1.71**	**1.71**
	不一致	一致	一致

針對相同量及規格的所獲得之產物，相比不含預分餾區而藉助於兩

次連續蒸餾而進行的簡單分餾，根據本發明之方法使得寡聚產物分餾階段中之熱能源消耗量能夠減少22%。

此外，藉由將缺乏中間餾出物之輕汽油子餾份簡單地部分再循環至預分餾塔，可調整重汽油子餾份與輕汽油子餾份之比例，從而調節預分餾塔之再沸器的溫度。

【符號說明】

1.A　去丁烷塔

1.B　分離器

1.1　寡聚產物

1.2　塔頂餾份

1.3　塔底餾份

1.4　餾份

1.5　餾份

2.A　去丁烷塔

2.B　分離器

2.C　預分餾塔

2.3　去丁烷塔之底部子餾份

2.5　分離器之底部流出物

2.6　頂部餾份

2.7　底部餾份

3.A　去丁烷塔

3.C　預分餾塔

3.3　底部子餾份

3.7 底部餾份

3.8 再循環

【發明申請專利範圍】

【第1項】

一種寡聚合輕烯烴製程，其中來自寡聚合區之流出物傳送至預分餾塔，該預分餾塔產生至少一種含有液化石油氣與輕汽油之混合物的頂部餾份及含有重汽油與中間餾出物之混合物的底部餾份，該頂部餾份傳送至去丁烷塔，該去丁烷塔產生至少一種液化石油氣子餾份及輕汽油子餾份；該底部餾份及該輕汽油子餾份之至少一部分傳送至分離器，該分離器使得能夠獲得至少氣體餾份、汽油餾份及氣油餾份。

【第2項】

如請求項1之製程，其中該頂部餾份含有液化石油氣(LPG)/輕汽油混合物，其含有小於15重量%的含有至少8個碳原子之烴原料，且該底部餾份含有重汽油/中間餾出物混合物，其含有小於15重量%的含有至多5個碳原子之烴原料。

【第3項】

如請求項1及2之製程，其中該預分餾塔含有介於5與20個之間的理論塔盤，在介於0.1 MPa與2 MPa之間的壓力下操作，該原料供應至位於該塔頂處之塔盤，頂部蒸汽在介於100℃與150℃之間的溫度下排出，且底部液體在介於170℃與220℃之間的溫度下排出。

【第4項】

如前述請求項中任一項之製程，其中該液化石油氣子餾份含有包含4個或少於4個碳原子之烴，且該輕汽油子餾份含有包含至少5個碳原子之烴。

【第5項】

如前述請求項中任一項之製程，其中該去丁烷塔含有介於15與35個之間的理論塔盤，且在與該預分餾塔相同之壓力下操作，自該塔頂開始對該等塔盤進行編號，該原料饋入理論塔盤8與25之間，在氣冷式冷凝器中移除、冷凝該頂部蒸汽且使其過冷至35℃與55℃之間的溫度，且在介於100℃與130℃之間的溫度下移除該底部液體。

【第6項】

如前述請求項中任一項之製程，其中該分離器含有介於20與40個之間的理論塔盤，且在低於該去丁烷塔壓力之壓力下操作，即該壓力介於0.01 MPa與0.6 MPa之間。

【第7項】

如前述請求項中任一項之製程，其中自該塔頂開始對該等塔盤進行編號，獲自該預分餾塔之該底部餾份饋入該分離器之塔盤5與15之間，獲自該去丁烷塔之該底部餾份饋入該分離器之理論塔盤2與12之間，在氣冷式冷凝器中移除、冷凝該頂部蒸汽且使其過冷至40℃與80℃之間的溫度，且在介於200℃與240℃之間的溫度下移除該底部液體。

【第8項】

如前述請求項中任一項之製程，其中該底部餾份及該底部子餾份在兩個不同位準處供應該分離器。

【第9項】

如前述請求項中任一項之製程，其中該底部子餾份部分再循環至該預分餾塔。

【第10項】

如請求項9之製程，其中該底部子餾份較佳引入至再沸器上方之若干

塔盤中。

【第11項】

如請求項9及10之製程，其中該底部子餾份之再循環程度介於5重量%與20重量%之間。

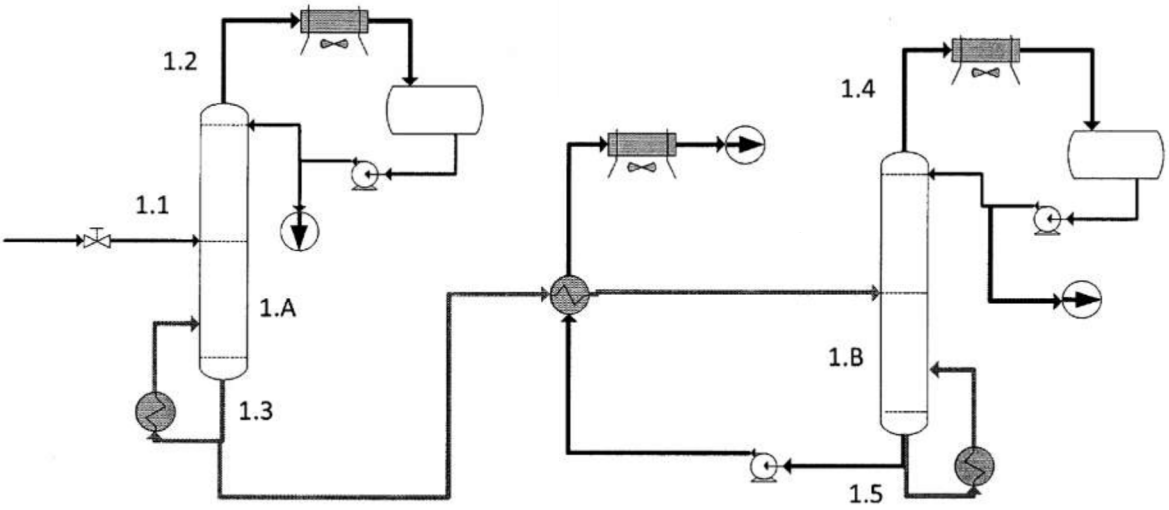
【第12項】

如前述請求項中任一項之製程，其中來自該分離器之底部流出物用於與該去丁烷塔之該再沸器進行熱交換。

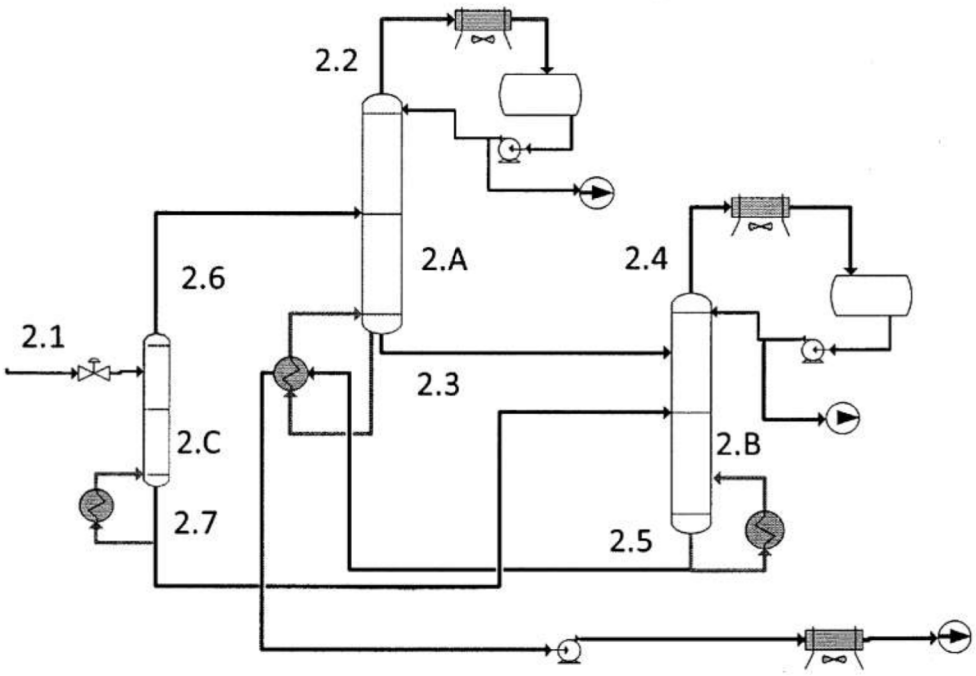
【第13項】

如前述請求項中任一項之製程，其中獲自最後一個反應器之該流出物在其壓力釋放之前冷卻，且將其引入至該預分餾塔中，使熱得以回收且使該去丁烷塔之該再沸器得以再加熱。

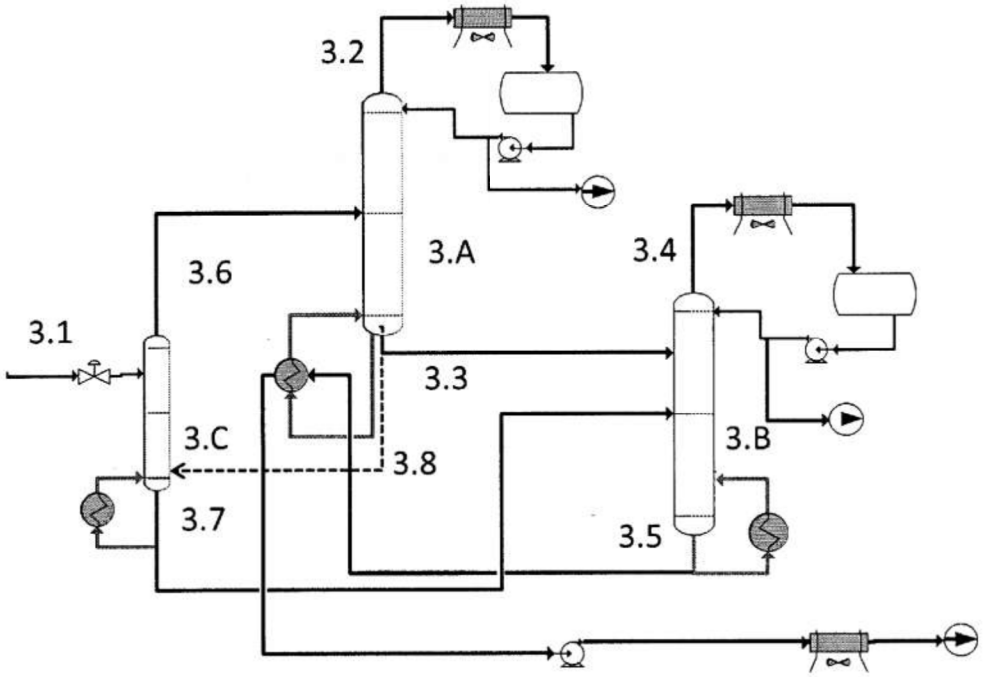
【發明圖式】



【圖1】



【圖2】



【圖3】