



(19)中華民國智慧財產局

(12)發明說明書公告本

(11)證書號數：TW I857530 B

(45)公告日：中華民國 113 (2024) 年 10 月 01 日

(21)申請案號：112110772

(22)申請日：中華民國 112 (2023) 年 03 月 22 日

(51)Int. Cl. : C10G9/36 (2006.01)

C10G9/00 (2006.01)

(30)優先權：2022/03/22 美國

63/269,775

(71)申請人：美商魯瑪斯科技有限責任公司(美國) LUMMUS TECHNOLOGY LLC (US)
美國

(72)發明人：桑達拉姆 坎達薩米 M SUNDARAM, KANDASAMY M. (US)；格羅納爾 托馬斯 W GRONAUER, THOMAS W. (US)；趙 寶終 ZHAO, BAOZHONG (US)；史丹利 史蒂芬 J STANLEY, STEPHEN J. (US)；康普豪斯 馬林 KAMPHUIJS, MARIJN (NL)；麥卡錫 法蘭克 D MCCARTHY, FRANK D. (US)；巴羅斯 何塞德 BARROS, JOSE DE (US)

(74)代理人：黃瑞賢

(56)參考文獻：

TW 201614053A

TW 202045701A

US 2020/0172814A1

審查人員：黃詩涵

申請專利範圍項數：13 項 圖式數：2 共 22 頁

(54)名稱

用於烯烴生產之低二氧化碳排放及氫氣輸入裂解加熱器

(57)摘要

一種製程，包含於對流區域之第一預熱區預熱烴化合物進料，回收預熱之烴化合物流；於二級輸送線交換器中加熱預熱之烴化合物流，回收加熱之烴化合物流；將加熱之烴化合物流送入對流區域之第二預熱區，使加熱之烴化合物流的一部分汽化，回收裂解進料流；於輻射區域之一或多個線圈中裂解裂解進料流中之烴化合物，回收裂解之烴化合物產品；及在二級輸送線交換器中與預熱之烴化合物流間接交換熱以冷卻裂解之烴化合物產品，回收冷卻之烴化合物產品流。

A process including preheating a hydrocarbon feed in a first preheat zone of a convection section, recovering a preheated hydrocarbon stream; heating the preheated hydrocarbon stream in a secondary transferline exchanger, recovering a heated hydrocarbon stream; feeding the heated hydrocarbon stream to a second preheat zone of the convection section to vaporize a portion of heated hydrocarbon stream, recovering a cracking feedstream; cracking hydrocarbons in the cracking feedstream in one or more coils in a radiant section, recovering a cracked hydrocarbon product; and cooling the cracked hydrocarbon product in the secondary transferline exchanger in indirect heat exchange with the preheated hydrocarbon stream, recovering a cooled hydrocarbon product stream.



I857530

【發明摘要】

【中文發明名稱】

用於烯烴生產之低二氧化碳排放及氫氣輸入裂解加熱器

【英文發明名稱】

LOW CO2 EMISSION AND HYDROGEN IMPORT CRACKING HEATERS FOR OLEFIN PRODUCTION

【中文】

一種製程，包含於對流區域之第一預熱區預熱烴化合物進料，回收預熱之烴化合物流；於二級輸送線交換器中加熱預熱之烴化合物流，回收加熱之烴化合物流；將加熱之烴化合物流送入對流區域之第二預熱區，使加熱之烴化合物流的一部分汽化，回收裂解進料流；於輻射區域之一或多個線圈中裂解裂解進料流中之烴化合物，回收裂解之烴化合物產品；及在二級輸送線交換器中與預熱之烴化合物流間接交換熱以冷卻裂解之烴化合物產品，回收冷卻之烴化合物產品流。

【英文】

A process including preheating a hydrocarbon feed in a first preheat zone of a convection section, recovering a preheated hydrocarbon stream; heating the preheated hydrocarbon stream in a secondary transferline exchanger, recovering a heated hydrocarbon stream; feeding the heated hydrocarbon stream to a second preheat zone of the convection section to vaporize a portion of heated hydrocarbon stream,

第1頁，共 2 頁(發明摘要)

L00063-P04

recovering a cracking feedstream; cracking hydrocarbons in the cracking feedstream in one or more coils in a radiant section, recovering a cracked hydrocarbon product; and cooling the cracked hydrocarbon product in the secondary transferline exchanger in indirect heat exchange with the preheated hydrocarbon stream, recovering a cooled hydrocarbon product stream.

【指定代表圖】 無

【代表圖之符號簡單說明】 無

【發明說明書】

【中文發明名稱】

用於烯烴生產之低二氧化碳排放及氫氣輸入裂解加熱器

【英文發明名稱】

LOW CO2 EMISSION AND HYDROGEN IMPORT CRACKING HEATERS FOR OLEFIN PRODUCTION

【技術領域】

【0001】 本文揭露之實施方式一般關於烴混合物（例如全原油或其他烴混合物）之整合熱裂解與加氫裂化以生產烯烴及其他化學品。提供反應熱的方式之一為空氣加熱器。目前工廠主要使用燃料燃燒的空氣加熱器，其會導致與燃燒相關的排放。

【先前技術】

【0002】 傳統上，燃燒加熱器用於熱裂解烴類進料以生產乙烯。以相同方式，乙烷亦被裂解以生產乙烯。儘管乙烷產生大量的氫氣，但在滿足乙炔氫化（以生產額外的乙烯）及甲基乙炔與丙二烯（MAPD）氫化的需求後，多餘的氫往往不足以滿足傳統裂解加熱器之熱需求。此導致額外的甲烷或其他烴化合物需要被添加到燃料氣體混合物中。任何額外的烴化合物在燃燒時都會產生二氧化碳，因此會造成二氧化碳排放。

【0003】 目前裂解加熱器使用化石燃料燃燒以提供製程負荷。製程負荷為裂解反應與汽化進料，與預熱進料及稀釋蒸汽所需的負荷。此構成反應熱及

第1頁，共 15 頁(發明說明書)

L00063-P04

顯熱。一部分顯熱及煙道氣中之多餘能量被回收為高壓蒸汽及預熱的鍋爐給水。由於產生大量的蒸汽，且其中一部分用於過熱蒸汽及預熱鍋爐給水，故燃料消耗很大。

【0004】 為了減少加熱器中之二氧化碳排放，先前技術提出的一種方法係使用空氣預熱或預熱燃料。以傳統加熱器設計使用空氣預熱時，超高壓（SHP）蒸汽產量很高，因此減少的燃料消耗量很小。

【發明內容】

【0005】 現已開發整合熱裂解及加氫裂化製程，用於靈活地處理含有高沸點結焦前驅物之全原油及其他烴混合物。本發明實施方式可有利地減少與操作整合熱裂解及加氫裂化單元有關的資本及能量要求。

【0006】 於一態樣中，本發明實施方式關於一種用於轉化烴混合物以生產烯烴之整合熱裂解及加氫裂化製程。該製程包含於對流區域之第一預熱區預熱烴化合物進料，回收預熱之烴化合物流；於二級輸送線交換器中加熱該預熱之烴化合物流，回收加熱之烴化合物流；將該加熱之烴化合物流送入該對流區域之第二預熱區，使該加熱之烴化合物流之一部分汽化，回收裂解進料流；於輻射區域之一或多個線圈中裂解該裂解進料流中之烴化合物，回收裂解之烴化合物產品；及於該二級輸送線交換器中與該預熱之烴化合物流間接熱交換以冷卻該裂解之烴化合物產品，回收冷卻之烴化合物產品流。

【0007】 於另一態樣中，本發明實施方式關於一種用於轉化烴混合物以生產烯烴及/或二烯之整合熱裂解及加氫裂化系統。該系統包含一熱裂解加熱器，包含對流加熱區及輻射加熱區；該對流加熱區之第一預熱區，配置為預熱

烴化合物混合物並回收預熱之烴化合物流；二級輸送線交換器，配置為加熱該預熱之烴化合物流並回收加熱之烴化合物流；該對流加熱區之第二預熱區，配置為汽化該加熱之烴化合物流之一部分並回收裂解進料流；該輻射加熱區之一或多個線圈，配置為裂解該裂解進料流中之烴化合物，並回收裂解之烴化合物產品；及進料管線，用於將該裂解之烴化合物產品引向該二級輸送線交換器以與該預熱之烴化合物流間接熱交換進行冷卻，回收冷卻之烴化合物產品流。

【0008】 所附圖式中之製程流程圖可針對特定的原油及產品板塊稍作修改。其他態樣及優勢將從以下描述及所附請求項中顯而易見。

【圖式簡單說明】

【0009】

〔圖1〕說明根據本發明揭露之一或多個實施方式之系統及製程的簡化製程流程圖。

〔圖2〕說明根據本發明揭露之一或多個實施方式之系統及製程的簡化製程流程圖。

【實施方式】

【0010】 本發明揭示之實施方式一般關於烴混合物如全原油或其他烴混合物之熱裂解及加氫裂化以產生烯烴，例如乙烯。

【0011】 本發明揭示之實施方式中有用的烴混合物可包含具有一沸點範圍的各種烴混合物，其中混合物之沸點端點可大於 450°C 或大於 500°C，例如大於 525°C、550°C 或 575°C。高沸點烴化合物，如沸點超過 550°C 的烴化合物

的量可少至 0.1wt%、1wt%或 2wt%，但可高至 10wt%、25wt%、50wt%或更高。此處揭示之製程可應用於原油、凝結油及具有寬沸點曲線且端點高於 500°C 的烴類。此種烴類混合物可包含全原油、原生原油 (virgin crude)、加氫處理原油、製氣油 (gas oil)、真空製氣油、加熱油 (heating oil)、噴射燃料、柴油、煤油、汽油、合成石腦油、萃餘物重組油、費托氏液體 (Fischer-Tropsch liquids)、費托氏氣體、天然汽油、餾出物、原生石腦油、天然氣凝結油、常壓管餾底部物 (atmospheric pipestill bottoms)、包含底部物之真空管餾流、寬沸點範圍石腦油至製氣油凝結油、來自精煉之重質非原生烴流、真空製氣油、重質製氣油、常壓殘留物、加氫裂解蠟，及費托氏蠟等。於部分實施方式中，烴混合物可包含沸點從石腦油範圍或更輕至真空製氣油範圍或更重之烴類。若需要，該些進料可進行預處理，以於本發明所揭示製程之上游去除一部分硫、氮、金屬及康拉遜碳 (Conradson carbon)。較輕的烴化合物進料，如乙烷、丙烷、丁烷等，及此等各種較輕烴化合物多種的混合物亦可作為本發明中裂解爐的原料使用。

【0012】 熱裂解反應藉由自由基機制進行。因此，當烴化合物在高溫下裂解時，可獲得高乙烯產量。較輕的進料，如丁烷及戊烷，需要高反應器溫度以獲得高烯烴產量。重質進料，如製氣油及真空製氣油 (VGO)，需要較低的溫度。原油包含從丁烷到 VGO 及殘留物 (例如正常沸點超過 520°C 之材料) 的化合物分佈。

【0013】 許多國家要求減少二氧化碳排放。於燃燒化石燃料以提供能量時，二氧化碳的產量往往很高。本發明揭示之實施方式旨在藉由有效設計加熱器以減少相同製程負荷的燃料消耗。於傳統製程中，煙道氣中的多餘烴被用以

產生高壓蒸汽。減少蒸汽產生並將燃料中之熱能僅用於製程負荷為可能的。於此作法，加熱器可減少或消除二氧化碳的產生及氫氣的輸入。

【0014】 目前的加熱器設計係基於生產盡可能多的蒸汽，以滿足烯烴廠驅動渦輪機的能量需求。此導致在裂解加熱器中燃燒更多的燃料。本發明揭示之實施方式旨在藉由重新設計加熱器以達更高燃料效率及產生更少的蒸汽來減少燃料消耗。此減少乙烯廠的一個主要來源之加熱器中的二氧化碳排放。於部分實施方式中，乙烷裂解也產生大量的氫氣，但其之量不足以滿足燃燒需求。為了獲得零二氧化碳排放，必須進口額外的氫氣。因此，所揭示之實施方式關於加熱器設計，其需要零氫氣輸入，且仍然產生零或低的二氧化碳排放。

【0015】 為了減少加熱器中之二氧化碳排放，先前技術中提出的一種方法為使用空氣預熱或預熱燃料。當空氣預熱與傳統加熱器設計一起使用時，超高壓（SHP）蒸汽產量高，因此燃料消耗的減少量很小。建議採用替代性加熱器設計，首先利用交換器先加熱製程流體，接著用剩餘的能量產生 SHP 蒸汽以淬火熱的出料。

【0016】 本發明揭示之實施方式使用熱裂解反應器的對流區域（或加熱器）預熱並將進料烴混合物分離成各種餾分。可在適當的位置注入蒸汽，以增加烴混合物的汽化，並控制加熱及分離的程度。烴化合物的汽化發生在相對較低的溫度及/或絕熱狀態下，故對流區域的煉焦將被抑制。

【0017】 對於混合進料，例如具有高沸點成分之原油或其他烴混合物，可因此使用對流區域以加熱整個烴混合物，形成汽液混合物。接著，氣態烴化合物將從液態烴化合物中分離出來，且只有分離出來的蒸汽被送入單個加熱器之一或多個輻射單元中的輻射線圈。對於較輕的混合物或單組分進料，如乙烷

進料，可能不需要分離未蒸發的烴化合物。輻射線圈的幾何形狀可為任何類型。對於期望的進料烴化合物蒸汽混合物及反應強度，可選擇一個最佳滯留線圈，以使烴及運行長度最大化。

【0018】 可使用多個加熱步驟將烴化合物加熱到期望溫度。此將允許進行最佳的裂解，如此可將產量、蒸汽與油的比率、加熱器入口與出口溫度以及其他變量控制在期望的程度，以達到期望的反應結果，例如達到期望的產品輪廓，同時限制輻射線圈及相關下游設備之煉焦。

【0019】 於熱裂解反應器中裂解烴化合物的過程可分為三個部分，即對流區域、輻射區域及淬火區域，例如在輸送線交換器（transfer line exchanger，TLE）中。於對流區域，進料被預熱、部分汽化，並與蒸汽混合。於輻射區域，進料被裂解（主要裂解反應發生於此）。於 TLE 中，反應流體被快速淬火以停止反應並控制產品混合物。代替通過熱交換的間接淬火，用油直接淬火亦為可接受的。

【0020】 於此之實施方式有效地利用對流區域來增強裂解製程。於部分實施方式中，所有加熱可在單個反應器的對流區域進行。於其他實施方式中，各餾分可使用單獨的加熱器。於部分實施方式中，烴化合物進料進入對流區域的頂排，並以加熱器輻射區域產生的熱煙道氣進行預熱，於不添加任何蒸汽下在操作壓力達到中等溫度。出口溫度可為從 150°C 至 400°C 之間，取決於烴化合物進料及產出量。在這些條件下，5%到 70%（體積）的原油可被汽化。例如，第一加熱步驟的出口溫度可使石腦油（其正常沸點高達約 200°C）被汽化。亦可以使用其他切點（終點），如 350°C（製氣油）等。由於烴混合物是用加熱器輻射區域產生的熱煙道氣預熱的，因此可以預期出口溫度的有限溫度變

化及靈活性。

【0021】 在輻射線圈中裂解後，可使用一或多個輸送線交換器（TLE）快速冷卻產品並產生蒸汽。一或多個線圈可合併並連接到各交換器。TLE 可為雙管或多個管殼式交換器。本發明揭示之實施方式係針對減少 SHP 蒸汽生產的 TLE，從而減少二氧化碳的產生及氫氣的輸入需求。

【0022】 於一或多個實施方式中，最大的燃料能量可轉移至加熱反應混合物及啟動反應。只有在反應後出料混合物快速淬火時，烯烴選擇性可為高的。快速淬火反應、停止生產烯烴的一種方法是用冷流體直接淬火出料。作為冷流體，可使用水、油或蒸汽。由於線圈出口壓力低，亦可使用低壓蒸汽或中壓蒸汽。當使用間接淬火時，可使用小的 TLE，且可能需要最小量的蒸汽。於此等實施方式中，溫度可以充分降低，以便快速降低反應速率，同時，出料混合物仍然足夠熱以使用一或多個下游交換器對反應混合物進行預加熱。由於 TLE 可為小的，SHP 的蒸汽產量可為低的。由於 SHP 蒸汽產量減少，對流區域可被修改為對於不同的進料及操作模式有靈活性。同樣的對流區域亦可在脫焦及高蒸汽條件下工作。

【0023】 參照圖 1 說明上述實施方式的簡化製程圖。燃燒管式爐 100 用於將烴化合物進料流 10 中的烴化合物裂解為乙烯及其他烯烴化合物。燃燒管式爐 100 具有對流區域或區 110 及輻射區域或區 120。爐包含一或多個製程管（輻射線圈）122，藉由該管，通過烴化合物進料管線 10 輸入的部分烴化合物被裂解，在施熱後產生產品氣體。輻射及對流熱係藉由通過多個燃燒器噴嘴 124（如爐床燃燒器、爐底燃燒器或爐壁燃燒器）引入爐之輻射區域 120 的加熱介質的燃燒提供，並通過爐頂部的排氣裝置排出。

【0024】 爐由對流區域及輻射箱（或輻射區域）組成。輻射區域的下游為一級 TLE 130 及二級 TLE 140。於對流區域頂部，空氣 12 被送入空氣預熱區（APH）150，以預熱將用於輻射區域 120 之燃燒器 124 的空氣。在對流區域 110，烴化合物流 10 於進入輻射區域前在第一預熱區及過熱的第二預熱區預熱。在輻射區域，裂解反應繼續進行，以產生所需產品。輻射區域的燃料消耗完全由輻射區域底端的燃燒器、輻射區域壁上的燃燒器，或兩者決定。預熱空氣 14 被用於一或多個輻射區域燃燒器 124。烴化合物流 10 與稀釋蒸汽 16 混合，並在對流區域中加熱，合併形成混合流 A。混合流 A 隨後可被送入二級 TLE 140，於 TLE 140 該混合流 A 相對正在冷卻的產品烯烴進一步加熱。加熱混合流 B 隨後被送回對流區域 110 進行額外的加熱。在第二次通過對流區域後，加熱混合流 18 被送入輻射區域 120 進行裂解，以生產烯烴，如乙烯。從輻射區域出來的裂解產品隨後被送入一級 TLE 130 進行快速淬火。部分冷卻的產品混合物 20 隨後被送入二級 TLE140，以進一步冷卻及預熱烴化合物進料流與蒸汽混合物。

【0025】 若將反應負荷降至最低，只將進料轉化為產品，可減少輻射區域的燃料消耗。此可藉由在高入口溫度下送入原料來實現。於輻射區域後，為了保留烯烴，反應混合物可被快速淬火。此可以藉由兩種方式實現。以淬火流體如水、蒸汽或油直接淬火。抑或，亦可使用間接淬火。間接淬火會產生高壓蒸汽。反應混合物將進入一級 TLE 130 的管側（或殼側）。一級 TLE 130 的另一側將通過鍋爐給水蒸汽生成系統 160 產生蒸汽 22。由於產生的蒸汽具有非常高的熱傳係數，混合物可在一級 TLE 130 中的短距離內快速淬火。通常，輻射線圈的出口溫度將為 750 至 950°C，取決於進料及線圈的設計。產品混合物在

操作開始時被冷卻到 300 到 450 °C，在操作結束時可能達到 500 到 650 °C。大多數裂解反應在 650 °C 左右停止，因此一級 TLE 130（用於快速淬火流體的第一交換器）被設計為獲得高操作開始出口溫度（~600 °C）。此將只產生少量的 SHP 蒸汽。因此，對流區域不需要過熱大量的 SHP 蒸汽，從而節省了部分蒸汽過熱的能量。藉由只產生少量的 SHP 蒸汽，蒸汽中的能量被轉移到製程流體中以提高裂解性能。此可以顯著降低加熱負荷，從而減少燃料消耗及二氧化碳的產生。

【0026】 通常，火箱高度為 20 至 50 英尺，使用爐底及爐壁燃燒器或只使用爐底燃燒器或只使用爐壁燃燒器進行燃燒。藉由只使用爐底燃燒器，可進一步提高輻射效率。並且，使用短焰爐底燃燒器，底部的輻射熱強度為高的。高含氫量的燃料亦會自然增加輻射效率。所有此等因素可減少燃料消耗，從而減少煙道氣中產生的二氧化碳。亦可使用用於製程加熱的二級 TLE 140。在二級 TLE 中，製程流體（烴化合物及稀釋蒸汽）被加熱。根據進料，出料出口溫度可為 190 °C 至 400 °C。於一或多個實施方式中，部分合併的進料烴化合物及稀釋蒸汽可繞過二級 TLE，從而在預計會出現嚴重積垢的情況下，可控制出口溫度。當出口溫度相對較高時，一級（產生蒸汽的第一交換器）及二級 TLE 皆可在線清洗。最佳的一級/二級分離取決於進料。在任何情況下，一級 TLE 將在高溫下操作，只產生少量的蒸汽。

【0027】 於一或多個實施方式中，用於 SHP 蒸汽生成的小型一級 TLE，接著是用於反應混合物預熱的大型二級 TLE，以及在對流區域修改的佈局及在頂部進行空氣預熱，在減少燃料消耗方面帶來最大的好處，從而減少加熱器的二氧化碳排放。可考慮為單一進料，整個工廠的許多加熱器提供一個共同的

級 TLE。於此等實施方式中，備用 TLE 增加了投入使用的時間。

【0028】 抑或（此處未示出）出料可藉由在一級 TLE 之後產生低壓蒸汽、中壓蒸汽或高壓蒸汽來冷卻，且該熱流與預熱空氣交換。

【0029】 表 1 示出不同進料的反應熱及顯熱。反應熱為反應所需的最低熱。額外負荷為顯熱，其作為蒸汽或製程預熱被回收。最佳藉由提高進料入口溫度，在對流區域不發生重大反應的情況下，儘量減少顯熱。於表中，反應負荷與輻射負荷的比例以%表示。

表 1

進料	S/O	C ₂ H ₄ , wt%	輻射負荷 KCAL/Kg HC	反應熱		%
				KCAL/ Kg HC	KCAL/ Kg C ₂	
乙烷	0.3	52.2	865	672	1287	77.7
丙烷	0.3	39.1	652	464	1187	71.2
正丁烷	0.4	37.7	673	454	1204	67.5
異丁烷	0.4	13.1	605	386	2949	63.8
石腦油	0.5	32.0	689	431	1345	62.6
	0.5	26.6	644	385	1448	59.8
AGO	0.75	25.0	664	347	1390	52.3
HVGO	0.75	31.7	710	402	1267	56.6

【0030】 若使用被污染的進料或高沸點進料（如 VGO 或 HVGO），則有可能在二級 TLE 中積垢。當必須對殼側進行清洗時，可使用機械清洗。抑或，可使用蒸汽/空氣清洗。為此，空氣在對流區域被加熱並被送到殼側。

【0031】 於部分實施方式中，可能需要進行 HVGO 裂解。於此等實施方式中，TLE 的殼側可包含液滴或液體（兩相流），且此可能會在汽化過程中引起積垢。由於熱平衡可能不允許 HVGO 在與稀釋蒸汽混合後在入口處完全汽

化，兩相流為可能的。對於此等實施方式，並非 HVGO 與稀釋蒸汽進入交換器的殼側，而是只有稀釋蒸汽進入。其在出口與熱 HVGO 進料混合，接著像往常一樣在對流區域過熱。此可避免在二級 TLE 的殼側出現任何結焦。

【0032】 於其他實施方式中，稀釋蒸汽可被輸送到二級 TLE。於此等實施方式中，可減少對流區域的加熱負荷，減少燃燒所需的氫氣量。

【0033】 參照圖 2，說明稀釋蒸汽 16 被送入二級 TLE 140 的實施方式。與圖 1 相同，空氣 12 在對流區域頂部的 APH 區域 150 中被預熱以提高燃燒中效率。烴化物流 10 在對流區域 110 中被預熱，並與稀釋蒸汽 16 一起被送入二級 TLE 140 進行額外加熱。接著，熱的、合併的烴化物流與稀釋蒸汽被送回對流區域 110 進行額外加熱。加熱烴化物流 18 與稀釋蒸汽流接著被送入輻射區域進行裂解。烯烴產品隨後被送入一級 TLE 130 進行淬火，與圖 1 類似。

【0034】 於此等實施方式中，工廠中通過乙烷裂解產生的氫氣量可用於輻射區域的燃燒器中。然而，該氫氣可能無法作為氫氣燃料的氫氣產品回收。在滿足乙炔及 MAPD 氫化的用量後，90%以上之生成氫氣可作為產品回收。只有此種量的氫氣可作為燃料在裂解加熱器中燃燒。根據滿足氫化要求後的可用氫氣，只有多餘的氫氣在加熱器內作為燃料燃燒。輻射效率可藉由提高空氣預熱溫度及提高燃料預熱溫度來提高。所有可用於進料加熱及預熱空氣的能量皆受到煙道氣中可用能量的限制。因此，只有當最小量的 SHP 被過熱時，才有大量的能量可用於處理流體（乙烷及 DS）。此意味著必須生成最低量的 SHP。此可藉由在輻射線圈之後產生 SHP 蒸汽的短一級 TLE 來實現。

【0035】 表 2 示出 1000 KTA 工廠運行 8400 小時的總體材料平衡。

表 2

第11頁，共 15 頁(發明說明書)

進料, kg/h	
新鮮乙烷	154191
DMS	23
反應蒸汽	385
總共	154599
產物, Kg/h	
氫氣	8791
甲烷	14912
乙烯	119048
C3s	3414
C4 plus	8081
酸性氣體	353
總共	154599
可用於燃燒的氫氣 (100%純)	8352

【0036】 表 3 示出單個加熱器的性能，其中可用氫氣之 100%用於燃燒及電爐的額外加熱。

表 3

乙烷流量, kg/h	39162
S/O, w/w	0.3
COP, bara	2.1
轉變溫度(Cross over Temp.), C	743
線圈出口溫度, C	835
一級 TLE 輸出溫度, C	593
二級 TLE 輸出溫度, C	215
輻射負荷, MMKcal/h	29.8
至 APH 之空氣入口溫度, C	35
從 APH 之空氣出口溫度, C	593
燃料入口溫度, C	260
燃料釋出, MMKCal/h	39.9
燃料, Kg/h	1391.6
輻射效率, %	60.6
所有加熱器的燃料, kg/h	8350
生產燃料, kg/h	8791
% 回收	95.0
SHP 蒸汽, T/h/加熱器	23.8
所需空氣, Kg/h	51351
總空氣預熱負荷, MM Kcal/h	7.7
氫氣燃料預熱負荷, MMKcal/h	1.1
電負荷, MMKcal/h 每加熱器	5.0

電負荷，MW 每加熱器	5.8
乙烯生產，KTA 每加熱器	166.6
工廠乙烯生產，MMTA (6 個加熱器在運行)	1000

【0037】 上述例子說明，裂解加熱器可被設計成燃燒 100% 的氫氣，且如需要的話，額外負荷由電力提供。電加熱係在相對較低的溫度下進行的。於製程側（回收區域）有部分可用的中至低溫的熱源，如淬火水、鍋爐給水及 LP 蒸汽。一些空氣在對流區域由煙道氣預熱，且只有剩餘負荷係由電力供應。藉由改變 APH 溫度，可進一步減少氫氣燃燒。藉由電加熱過熱稀釋蒸汽及/或乙烷與稀釋蒸汽混合物，可進一步減少燃料。一加熱器的電力需求約為 6 MW。電力可從非化石資源中產生，以減少裂解裝置的整體淨氫氣用量。

【0038】 除非另有定義，所使用的技術及科學術語與該些系統、裝置、方法、製程及組成物之技術領域中具通常知識者通常理解的含義相同。

【0039】 單數形式的「一」、「一個」及「該」包含複數指稱，除非上下文明確規定了其他情況。

【0040】 如同本發明及所附請求項中使用的，詞語「包含」、「具有」及「包括」以及其所有語法變化各自旨在具有開放的、非限制性的含義，不排除其他元素或步驟。

【0041】 「可選地」係指隨後描述的事件或情況可以發生或不發生。該描述包含發生該事件或情況的例子及不發生的例子。

【0042】 當使用「約」或「大約」一詞時，該用語可能意味著可有不超過±10%、不超過 5%、不超過 2%、不超過 1%、不超過 0.5%、不超過 0.1% 或不超過 0.01% 的值差異。

【0043】 範圍可以表示為從大約一個特定值到大約另一個特定值，包含端值。當表達這樣的範圍時，應理解為另一個實施方式是從一個特定值到另一個特定值，以及該範圍內的所有特定值及其組合。

【0044】 雖然本發明內容包含有限數量的實施方式，但受益於本發明內容的本發明所屬技術領域中具通常知識者將理解，可設計出不偏離本發明範圍的其他實施方式。因此，其範圍應僅由所附的請求項來限制。

【符號說明】

【0045】

10: 烴化物流

12: 空氣

14: 預熱空氣

16: 稀釋蒸汽

18: 加熱混合流

20: 產品混合物

22: 蒸汽

100: 燃燒管式爐

110: 對流區域

120: 輻射區域

122: 製程管

124: 燃燒器噴嘴、燃燒器

130: 一級TLE

140:二級TLE

150:空氣預熱區域

160:鍋爐給水蒸汽生成系統

A:混合流

B:加熱混合流

【發明申請專利範圍】

【請求項1】一種用於轉化烴混合物以生產烯烴之整合熱裂解及加氫裂化製程，該製程包含：

於對流區域之第一預熱區預熱烴化合物進料，回收預熱之烴化合物流；

於二級輸送線交換器中加熱該預熱之烴化合物流，回收加熱之烴化合物流；

將該加熱之烴化合物流送入該對流區域之第二預熱區，使該加熱之烴化合物流之一部分汽化，回收裂解進料流；

於輻射區域之一或多個線圈中裂解該裂解進料流中之烴化合物，回收裂解之烴化合物產品；及

於該二級輸送線交換器中與該預熱之烴化合物流間接熱交換，冷卻該裂解之烴化合物產品，回收冷卻之烴化合物產品流。

【請求項2】如請求項1所述之製程，進一步包含將稀釋蒸汽流送入該對流區域之該第一預熱區，並將該稀釋蒸汽流與該烴化合物進料混合，產生該預熱之烴化合物流。

【請求項3】如請求項1所述之製程，進一步包含：

將稀釋蒸汽流與該預熱之烴化合物流混合，產生混合烴化合物-蒸汽流；及

將該混合烴化合物-蒸汽流送入該二級輸送線交換器，並回收該加熱之烴化合物流。

【請求項4】如請求項1所述之製程，進一步包含：

將空氣流送入該對流區域之第三預熱區；

回收預熱空氣流；及

將該預熱空氣流送入該輻射區域，其中該預熱空氣流減少於該輻射區域之該一

或多個線圈中裂解烴化合物所需的燃料量。

【請求項5】如請求項1所述之製程，進一步包含：

於該二級輸送線交換器上游之一級輸送線交換器中淬火該裂解之烴化合物產品。

【請求項6】如請求項1所述之製程，進一步包含將該冷卻之烴化合物產品流送入下游回收製程。

【請求項7】一種用於轉化烴混合物以生產烯烴及/或二烯之整合熱裂解及加氫裂化系統，該系統包含：

熱裂解加熱器，包含對流加熱區及輻射加熱區；

該對流加熱區之第一預熱區，配置為預熱烴化合物進料並回收預熱之烴化合物流；

二級輸送線交換器，配置為加熱該預熱之烴化合物流並回收加熱之烴化合物流；

該對流加熱區之第二預熱區，配置為汽化該加熱之烴化合物流之一部分並回收裂解進料流；

該輻射加熱區之一或多個線圈，配置為裂解該裂解進料流中之烴化合物，並回收裂解之烴化合物產品；及

進料管線，用於將該裂解之烴化合物產品引向該二級輸送線交換器以與該預熱之烴化合物流間接熱交換進行冷卻，回收冷卻之烴化合物產品流。

【請求項8】如請求項7所述之系統，進一步包含稀釋蒸汽流入口，配置為向該對流加熱區之該第一預熱區提供稀釋蒸汽流，及混合T形管，配置為將該稀釋蒸汽流與該烴化合物進料混合，產生該預熱之烴化合物流。

【請求項9】如請求項7所述之系統，進一步包含：

混合T形管，用於將稀釋蒸汽流與該預熱之烴化合物流混合，產生混合烴化合物-蒸汽流；及

混合進料入口，配置為將該混合烴化合物-蒸汽流送入該二級輸送線交換器。

【請求項10】如請求項7所述之系統，進一步包含：

該對流加熱區之第三預熱區，配置為接收空氣流並加熱該空氣流以產生預熱之空氣流；及

進料管線，配置為將該預熱之空氣流送入該輻射加熱區域，其中該預熱之空氣流減少於該輻射加熱區之該一或多個線圈中裂解烴化合物所需之燃料量。

【請求項11】如請求項7所述之系統，進一步包含：

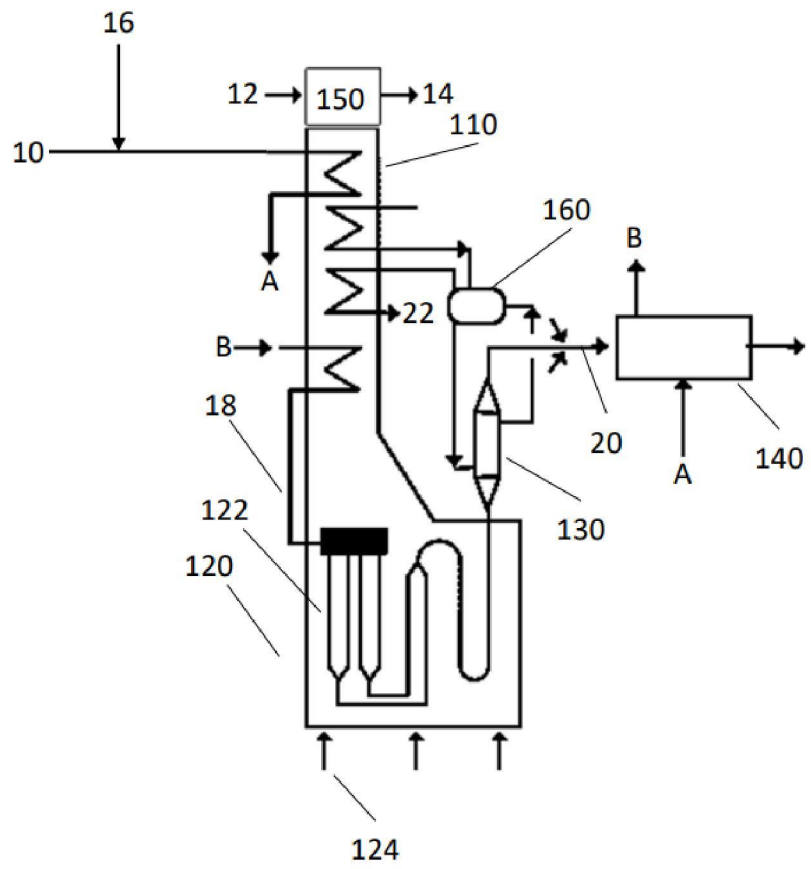
該二級輸送線交換器上游之一級輸送線交換器，配置為快速淬火該裂解之烴化合物產品。

【請求項12】如請求項7所述之系統，進一步包含一產品出口，配置為將該冷卻之烴化合物產品流回收並送入下游回收製程。

【請求項13】如請求項7所述之系統，進一步包含電加熱器，配置為加熱或預熱空氣流、該烴化合物進料、水或蒸汽中之一或多個。

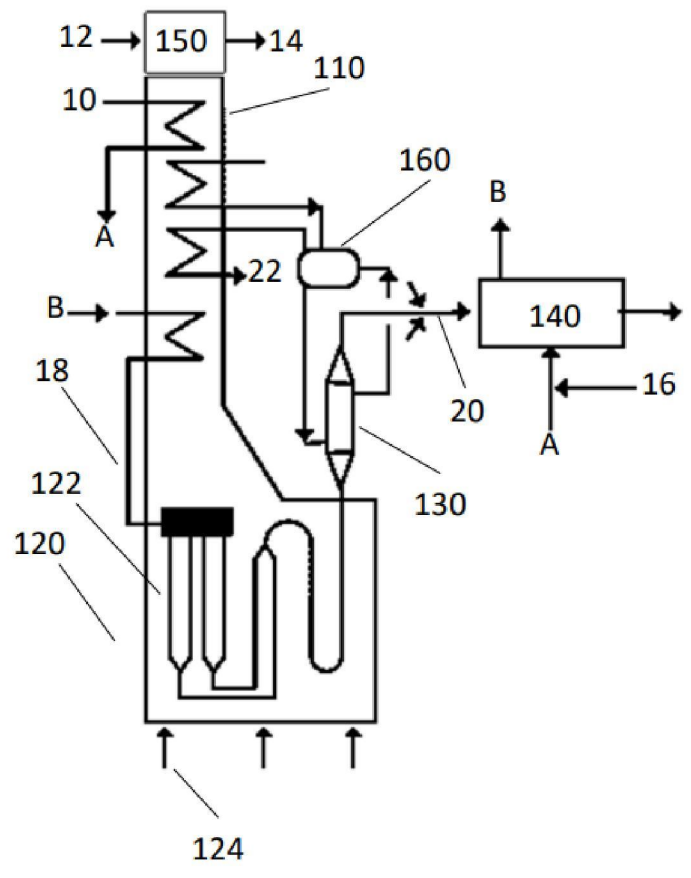
【發明圖式】

100



【圖 1】

100



【圖 2】