



(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 I851598 B

(45)公告日：中華民國 113 (2024) 年 08 月 11 日

(21)申請案號：108132158

(22)申請日：中華民國 108 (2019) 年 09 月 06 日

(51)Int. Cl. : C10G7/00 (2006.01)

C07C7/04 (2006.01)

B01D3/14 (2006.01)

(30)優先權：2018/09/06

中國大陸

201811039335.9

(71)申請人：大陸商中國石油化工科技開發有限公司(中國大陸) CHINA PETROCHEMICAL TECHNOLOGY CO., LTD. (CN)

中國大陸

(72)發明人：袁清 YUAN, QING (CN)；毛俊義 MAO, JUNYI (CN)；朱振興 ZHU, ZHENXING (CN)；黃濤 HUANG, TAO (CN)；趙志海 ZHAO, ZHIHAI (CN)；李永祥 LI, YONGXIANG (CN)；胡立峰 HU, LIFENG (CN)；唐曉津 TANG, XIAOJIN (CN)

(74)代理人：陳展俊

(56)參考文獻：

CN 201753330U

審查人員：陳子明

申請專利範圍項數：18 項 圖式數：2 共 26 頁

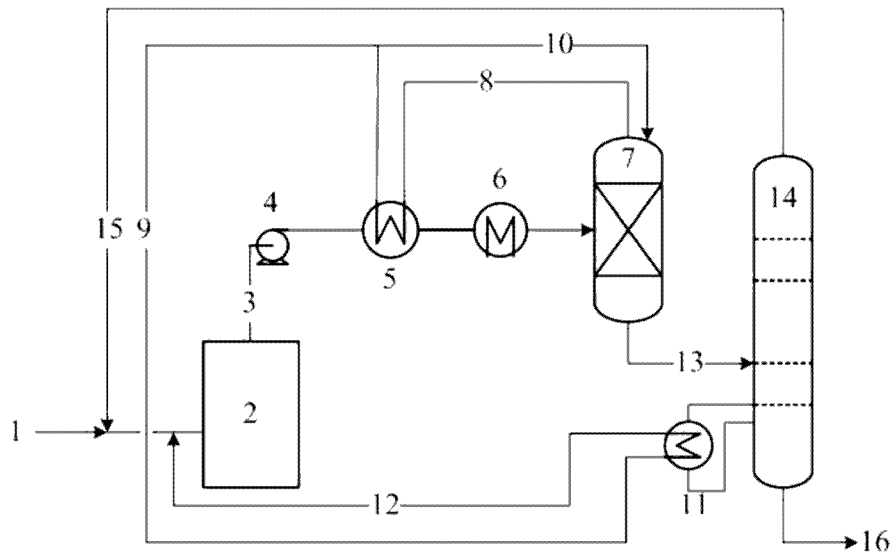
(54)名稱

一種烷基化產物的分離方法、烷基化反應與分離方法、及相關裝置

(57)摘要

一種烷基化產物的分離方法，來自烷基化反應單元的液相烷基化產物直接或經增壓泵升壓後引入第一熱交換器，與來自高壓分餾塔塔頂的氣相物料熱交換後，進入第二熱交換器進一步加熱到 100°C-180°C，然後進入高壓分餾塔，在 2.0MPa-6.0MPa 的條件下進行分餾，所述的高壓分餾塔塔頂氣相物料與待分離的液相烷基化產物熱交換，所述的高壓分餾塔塔底液相物料進入低壓分餾塔，在 0.2MPa-1.0MPa 的條件下進行分餾，所述的低壓分餾塔塔頂得到低碳烷烴，塔底的液相物料為烷基化油產品；所述的低壓分餾塔設置中間再沸器，第一熱交換器的熱交換後的高壓分餾塔塔頂氣相物料作為中間再沸器的熱源。本發明提供的方法能提高熱利用效率，降低烷基化過程的分離操作能耗。

指定代表圖：



【圖1】

符號簡單說明：

1:烷基化原料管線

2:烷基化反應單元

3:烷基化產物管線

4:液相增壓泵

5:第一熱交換器

6:第二熱交換器

7:高壓分餾塔

11:中間再沸器

14:低壓分餾塔

8、9、10、12、13、

15、16、17:管線



I851598

【發明摘要】

【中文發明名稱】 一種烷基化產物的分離方法、烷基化反應與分離方法、及相關裝置

【中文】

一種烷基化產物的分離方法，來自烷基化反應單元的液相烷基化產物直接或經增壓泵升壓後引入第一熱交換器，與來自高壓分餾塔塔頂的氣相物料熱交換後，進入第二熱交換器進一步加熱到100°C-180°C，然後進入高壓分餾塔，在2.0MPa-6.0MPa的條件下進行分餾，所述的高壓分餾塔塔頂氣相物料與待分離的液相烷基化產物熱交換，所述的高壓分餾塔塔底液相物料進入低壓分餾塔，在0.2MPa-1.0MPa的條件下進行分餾，所述的低壓分餾塔塔頂得到低碳烷烴，塔底的液相物料為烷基化油產品；所述的低壓分餾塔設置中間再沸器，第一熱交換器的熱交換後的高壓分餾塔塔頂氣相物料作為中間再沸器的熱源。本發明提供的方法能提高熱利用效率，降低烷基化過程的分離操作能耗。

【指定代表圖】 圖1

【代表圖之符號簡單說明】

- 1-烷基化原料管線
- 2-烷基化反應單元
- 3-烷基化產物管線
- 4-液相增壓泵

5-第一熱交換器

6-第二熱交換器

7-高壓分餾塔

11-中間再沸器

14-低壓分餾塔

8、9、10、12、13、15、16、17-管線

【特徵化學式】無

【發明說明書】

【中文發明名稱】 一種烷基化產物的分離方法、烷基化反應與分離方法、及相關裝置

【技術領域】

【0001】 本申請要求2018年9月6日提交的中國專利申請201811039335.9的優先權。

【0002】 本發明涉及一種混合物分離方法及分離裝置，更具體地說，涉及一種低碳烯烴和烷烴的烷基化產物的分離方法及分離裝置。

【先前技術】

【0003】 烷基化油是一種清潔的高辛烷值汽油調和組份。在強酸的作用下，異構烷烴（主要是異丁烷）和烯烴（C3-C5烯烴）反應可以生成以異辛烷為主的烷基化油。烷基化技術按催化劑形式可以分為液體酸烷基化和固體酸烷基化。烯烴與烷烴的烷基化反應非常複雜，其主反應是烯烴和烷烴的加成反應，但同時還有各種副反應發生，主要是烯烴的疊合以及大分子的裂解等。為了提高反應物異丁烷的濃度以及抑制烯烴的疊合等副反應的發生，在反應體系中需要保持較高的烷烯比。目前工業上應用的硫酸法烷基化工藝中，反應器進料的外部烷烯比大約7-10，內比則高達幾百甚至上千；氫氟酸法也採用大量異丁烷循環，根據所選反應器形式不同，異丁烷與烯烴的外比約5-20；對於固體酸烷基化技術，所採用的外比和內比則更高，專利US5986158和專利US 7875754公開的固體酸烷基化方法中，要求採用的外比

至少為5:1，優選16-32。由於採用了較高的外比，導致的結果是反應器出口物料中烷基化油所占的比例非常低，液體酸工藝主分餾塔入口烷基化油比例約為10%-30%，固體酸則更低，通常小於10%。大量的異丁烷循環導致主分餾塔能耗極高，這也是造成烷基化工藝能耗較高的最主要原因。在現有技術中，液體酸法能耗約100 kgEo/t烷基化油，固體酸法則更是高達200 kgEo/t烷基化油。所有能耗中至少80%以上是用在產物中烷基化油和循環異丁烷的分離過程，能量損耗主要是因為大量低碳烴類的冷凝低溫熱無法有效回收利用造成的。

【發明內容】

【0004】 本發明要解決的技術問題是提供一種低碳烯烴和烷烴的烷基化產物的分離方法和裝置，能夠提高熱利用效率，顯著降低烷基化產物分離過程的能耗。

【0005】 一種烷基化產物的分離方法，來自烷基化反應單元的液相烷基化產物直接或經增壓泵升壓後引入第一熱交換器，與來自高壓分餾塔塔頂的氣相物料熱交換後，進入第二熱交換器進一步加熱到100°C-180°C，然後進入高壓分餾塔，在2.0MPa-6.0MPa的條件下進行分餾，所述的高壓分餾塔塔頂氣相物料與待分離的液相烷基化產物熱交換，所述的高壓分餾塔塔底液相物料進入低壓分餾塔，在0.2MPa-1.0MPa的條件下進行分餾，所述的低壓分餾塔塔頂得到低碳烷烴，塔底的液相物料為烷基化油產品；其中所述的低壓分餾塔設置中間再沸器，第一熱交換器的熱交換後的高壓分餾塔塔頂氣相物料作為所述的中間再沸器的熱源，優選地，其中，所述的高壓分餾塔為驟沸塔。

【0006】 一種烷基化反應與分離方法，包括：（1）在烷基化反應單元中，烷基化原料與酸性催化劑接觸進行烷基化反應，反應後物料作為烷基化產物排出烷基化反應單元；（2）來自烷基化反應單元的液相烷基化產物直接或經增壓泵升壓後引入第一熱交換器，與來自高壓分餾塔塔頂的氣相物料熱交換後，進入第二熱交換器進一步加熱到100°C-180°C，然後進入高壓分餾塔，在2.0MPa-6.0MPa的條件下進行分餾，所述的高壓分餾塔塔頂氣相物料與待分離的液相烷基化產物熱交換，所述的高壓分餾塔塔底液相物料進入低壓分餾塔，在0.2MPa-1.0MPa的條件下進行分餾，所述的低壓分餾塔塔頂得到低碳烷烴，塔底的液相物料為烷基化油產品；所述的低壓分餾塔設置中間再沸器，第一熱交換器的熱交換後的高壓分餾塔塔頂氣相物料作為所述的中間再沸器的熱源。

【0007】 一種烷基化產物的分離裝置，包括依次串聯的第一熱交換器、第二熱交換器、高壓分餾塔和低壓分餾塔，其中，所述的第一熱交換器與待分離物料連通（即，待分離物料直接輸入第一熱交換器），第二熱交換器的出口連通所述的高壓分餾塔的原料入口，所述的低壓分餾塔設置中間再沸器，所述的高壓分餾塔的塔底物料出口連通所述的低壓分餾塔的原料入口，所述的高壓分餾塔的塔頂物料出口連通所述的第一熱交換器熱流介質入口，所述第一熱交換器熱流介質出口一部分連通所述的高壓分餾塔的塔頂迴流入口，另一部分經所述的低壓分餾塔中間再沸器後返回烷基化反應器入口。

【0008】 本發明提供的烷基化產物分離方法和裝置的有益效果為：

【0009】 （1）針對烷基化產物中循環物料比例大、冷凝溫位低的特點，採用高壓驟沸的方法提高循環物料的溫位，並通過與待分離的烷基化產物熱交換、設置低壓分餾塔中間再沸器進行熱量回收，從而達到節能降耗的目的。

【0010】 (2) 通過高壓分餾塔先對大部分的循環物料進行分離，從而實現了烷油在低壓分餾塔內的濃縮，減少分餾塔內汽相總量，有利於提高低壓分餾塔的操作合理性，大大縮小單體設備結構尺寸。

【0011】 (3) 高壓分餾-低壓分餾設備簡單、操作難度小，易於控制，節能效果顯著。

【0012】 (4) 本發明的技術方案特別適用於使用固體酸催化劑的烷基化反應產物的分離。

【圖式簡單說明】

【0013】

附圖1為本發明所提供的烷基化產物的分離方法的流程示意圖。

附圖2為對照例1、2採用的烷基化產物分離方法的流程示意圖。

【實施方式】

【0014】 以下結合附圖對本發明的具體實施方式進行詳細說明。應當理解的是，此處所描述的具體實施方式僅用於說明和解釋本發明，並不用於限制本發明。

【0015】 1. 定義

【0016】 除非另有定義，本說明書所用的所有技術和科學術語都具有本領域技術人員常規理解的含義。在有衝突的情況下，以本說明書的定義為準。

【0017】 在本發明中，壓力是以表壓表示；塔的操作壓力以塔頂壓力錶示。

【0018】 (1) 烷基化反應單元

【0019】 根據本發明，烷基化反應是指在壓力下，在催化劑的作用下，烷烴（例如具有3-5個碳原子的烷烴）與烯烴（例如具有3-5個碳原子的烯烴）反應生成更長鏈的烷烴（特別是異構烷烴），烷基化產物處於液相狀態。在烷基化反應單元中，使用固體或液體催化劑。在固體催化劑的情況下，烷基化反應的產物可以直接離開烷基化反應器，進入接下來的分離單元。在液體催化劑的情況下，烷基化反應單元還包括除酸操作，除酸後的烷基化反應的產物離開烷基化反應單元，進入接下來的分離單元。烷基化反應單元中的烷基化反應以及除酸過程和相關的裝置是本領域中已知的。

【0020】 (2) 液相烷基化產物

【0021】 根據本發明，液相烷基化產物包括未反應的C3-C5烷烴（質量分數大於50%，例如50-90%，50-95%，或50-99%）和剩餘少量烯烴（質量分數小於10%，小於9%，小於8%，小於7%，小於6%，小於5%，小於4%，小於3%，小於2%，小於1%），以及作為產物的餾程範圍約25°C-約220°C、特別是約25°C-約180°C的混合物（質量分數1%-40%）。在固體催化劑的情況下，液相烷基化產物可以包含5%-15%的作為產物的餾程範圍約25°C-約220°C、特別是約25°C-約180°C的混合物；在液體催化劑的情況下，液相烷基化產物可以包含10%-30%的作為產物的餾程範圍約25°C-約220°C、特別是約25°C-約180°C的混合物。

【0022】 (3) 低碳烷烴

【0023】 在本發明中，低碳烷烴是指以異構烷烴（例如異丁烷）為主要成分的C3-C5烴類，其中以低碳烷烴的總重量為基準，異構烷烴的含量為高於50%、60%或更多、70%或更多、80%或更多、90%或更多、95%或更多、96%

或更多、97%或更多、98%或更多、99%或更多，低碳烷烴還包括其他C3-C5的烷烴和烯烴。

【0024】 (4) 烷基化油產品

【0025】 在本發明中，烷基化油產品是指餾程範圍約25°C-約220°C、特別是約25°C-約180°C的混合物。烷基化油產品以異構烷烴為主，大於80%，烯烴小於2%，異辛烷大於50%。

【0026】 (5) 分餾塔和驟沸塔

【0027】 在本發明中，分餾塔包括進料口、精餾段、汽提段、塔頂冷凝器、塔底再沸器、任選的中間冷凝器、和任選的中間再沸器。

【0028】 在本發明中，驟沸塔是指這樣的分餾塔，其不包括一般的分餾塔的汽提段和再沸器，更特別地，其不包括一般的分餾塔的汽提段、塔底再沸器、中間冷凝器、和中間再沸器，而包括一般的分餾塔的進料口、精餾段、塔頂冷凝器。

【0029】 (6) 烷基化原料

【0030】 在本發明中，烷基化原料是指C3-C5烷烴和C3-C5烯烴，其中烷烴與烯烴的摩爾比5-30:1，例如5-15:1或8-20:1。

【0031】 2. 烷基化產物的分離方法

【0032】 在本節的基礎實施方案中，本發明提供了一種烷基化產物的分離方法，所述方法包括：來自烷基化反應單元的液相烷基化產物直接或經增壓泵升壓後引入第一熱交換器，與來自高壓分餾塔塔頂的氣相物料熱交換後，進入第二熱交換器進一步加熱到100°C-180°C，然後進入高壓分餾塔，在2.0MPa-

6.0MPa的條件下進行分餾，所述的高壓分餾塔塔頂氣相物料與待分離的液相烷基化產物熱交換，所述的高壓分餾塔塔底液相物料進入低壓分餾塔，在0.2MPa-1.0MPa的條件下進行分餾，所述的低壓分餾塔塔頂得到低碳烷烴，塔底的液相物料為烷基化油產品；所述的低壓分餾塔設置中間再沸器，第一熱交換器的熱交換後的高壓分餾塔塔頂氣相物料作為所述的中間再沸器的熱源。

【0033】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，所述的高壓分餾塔優選為驟沸塔。所述的驟沸塔內可以裝有一定高度的填料或塔板，塔頂設迴流，塔底無再沸器。

【0034】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，所述的低壓分餾塔為傳統填料塔或板式塔，塔頂設迴流，塔釜設再沸器。

【0035】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，所述的第一熱交換器中進行熱交換的液相烷基化產物與所述的氣相物料的溫差至少為10°C、更優選至少為30°C。

【0036】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，所述的液相烷基化產物的溫度為0°C-100°C，壓力為0.1MPa-4.0MPa；所述的高壓分餾塔的操作溫度為100°C-180°C，塔頂迴流比為0.1-2.0；所述的低壓分餾塔的塔頂溫度為20°C-80°C，例如30°C-60°C，塔釜溫度為100°C-180°C，塔頂迴流比0.5-5.0。

【0037】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，所述的中間再沸器設置在低壓分餾塔中部，所述中間再沸器引出物料的溫度為20°C-120°C，例如30°C-120°C。所述的低壓分餾塔的中部是指低壓

分餾塔由上至下30%-70%的位置。低壓分餾塔可以是板式塔或填料塔，對於板式塔來說，所述的低壓分餾塔的中部是指所有塔板由上至下30%-70%的位置。對於填料塔來說，所述的低壓分餾塔的中部是指填料由上至下30%-70%的位置。

【0038】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，經增壓泵增壓後的液相烷基化產物壓力為2.0MPa-6.0MPa。

【0039】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，經所述的第一熱交換器、第二熱交換器熱交換升溫後，所述的液相烷基化產物的溫度為100°C-180°C，汽相分率0.3-1.0。所述的汽相分率是指物料中汽相的百分比含量。

【0040】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，所述的增壓泵為液相泵，優選管道式泵，更優選為離心泵。

【0041】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，所述的經第一熱交換器熱交換後的高壓分餾塔的氣相物料全部冷凝為液相，冷凝液相一部分返回所述的高壓分餾塔頂作為迴流，一部分返回烷基化反應單元，來自所述的低壓分餾塔塔頂的低碳烷烴返回烷基化反應單元。

【0042】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，所述的第一熱交換器中待分離的烷基化產物與來自高壓驟沸塔塔頂的汽相物料進行熱交換，優選採用錯流熱交換，熱交換後待分離烷基化產物的溫度為70-150°C，例如90-140°C。

【0043】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，全部熱交換器採用錯流熱交換。

【0044】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，所述的高壓分餾塔的操作壓力比低壓分餾塔的操作壓力高2-4 MPa，例如，2-2.5MPa，例如大於2MPa並且小於2.5MPa。

【0045】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，所述的高壓分餾塔的塔頂汽相溫度為100°C-180°C，塔底液相溫度為100°C-180°C並且高於塔頂汽相溫度，塔頂迴流比為0.1-2.0（例如0.5-0.6），操作壓力為0.1MPa-4.0MPa（例如2.0MPa-4.0MPa，更進一步2.9MPa-3.5MPa），所述的低壓分餾塔的塔頂溫度為20°C-80°C（例如30°C-60°C），塔釜溫度為100°C-180°C，塔頂迴流比為0.5-5.0（例如1），操作壓力為0.2MPa-1.0MPa（例如0.3MPa-0.6MPa）。

【0046】 3. 烷基化反應與分離方法

【0047】 在本節的基礎實施方案中，本發明提供了一種烷基化反應與分離方法，包括：（1）在烷基化反應單元中，烷基化原料與酸性催化劑接觸進行烷基化反應，反應後物料作為烷基化產物排出烷基化反應單元；（2）來自烷基化反應單元的液相烷基化產物直接或經可選的增壓泵升壓後引入第一熱交換器，與來自高壓分餾塔塔頂的氣相物料熱交換後，進入第二熱交換器進一步加熱到100°C-180°C，然後進入高壓分餾塔，在2.0MPa-6.0MPa的條件下進行分餾，所述的高壓分餾塔塔頂氣相物料與待分離的液相烷基化產物熱交換，所述的高壓分餾塔塔底液相物料進入低壓分餾塔，在0.2MPa-1.0MPa的條件下進行分餾，所述的低壓分餾塔塔頂得到低碳烷烴，塔底的液相物料為烷基化油產品；

所述的低壓分餾塔設置中間再沸器，第一熱交換器的熱交換後的氣相物料作為所述的中間再沸器的熱源。

【0048】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，所述的高壓分餾塔為驟沸塔，塔頂設有迴流，塔底不設再沸器。

【0049】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，所述的烷基化催化劑可以為液體酸催化劑或固體酸催化劑。

【0050】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，烷基化反應單元採用液體酸催化劑，其中所述的液體酸催化劑選自硫酸、氫氟酸或離子液體。採用硫酸作為催化劑的烷基化反應條件為：反應溫度為 0°C - 50°C ，反應絕對壓力為 0.1MPa - 1.0MPa ，外部烷烯比為 5 - 15 : 1 。

【0051】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，烷基化反應單元採用固體酸催化劑，所述的固體酸催化劑為雜多酸催化劑、雜多酸鹽催化劑、分子篩催化劑、超強酸催化劑、離子交換樹脂和酸處理的氧化物催化劑中的一種或幾種。採用固體酸為催化劑的烷基化反應條件優選為：反應溫度為 50°C - 100°C ，反應絕對壓力為 1.0MPa - 4.0MPa ，外部烷烯比為 8 - 20 : 1 。來自烷基化反應單元的待分離烷基化產物的溫度為 0°C - 100°C 。

【0052】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，烷基化反應單元採用負載型分子篩催化劑，例如負載鉑的Y型分子篩。優選地，所述負載型分子篩催化劑是如下製備的：將FAU結構的NaY型分子篩先通過銨鹽交換步驟對分子篩進行脫鈉改性，然後用離子交換法進行催化劑載鉑，金屬含量為 $0.3\text{wt}\%$ ，最後將所得載鉑分子篩與氧化鋁以 70 : 30 的比例混合均勻，進一步經乾燥、焙燒製成條形催化劑。

【0053】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，所述的烷基化產物中烷基化油產品的質量分數1%-40%（例如5%-15%或者10%-30%），剩餘組份為未反應的低碳烷烴等。

【0054】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，所述的待分離液相烷基化產物經過液相泵增壓後依次通過第一熱交換器熱交換、第二熱交換器進一步加熱後進入高壓驟沸塔，加熱後進入高壓驟沸塔物料的汽相分率為0.3-1.0。所述的氣相分率是指氣相占全部物料的百分比。

【0055】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，所述的高壓分餾塔的操作壓力為2.0MPa-6.0MPa，操作溫度為100°C-180°C，塔頂設冷凝迴流，迴流比0.1-2.0。高壓驟沸塔的頂汽相物料與待分離的液相烷基化產物進行熱交換並全部冷凝為液相，實現潛熱的回收利用。液化後的氣相物料一部分返回高壓分餾塔頂作為迴流，一部分與反應器入口物料直接混合熱交換，從而大大提高熱利用率和熱交換效率。

【0056】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，所述的高壓分餾塔的塔底物料進入低壓分餾塔進行烷基化油和剩餘低碳烷烴的分離，所述的低壓分餾塔操作條件優選為：壓力為0.2MPa-1.0MPa，塔頂迴流比0.5-5.0，塔底溫度100°C-180°C。

【0057】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，所述的高壓分餾塔和低壓分餾塔的塔頂採出物料返回反應器入口，與新鮮進料混合、熱交換後進入反應器再次進行烷基化反應。

【0058】 4. 烷基化產物的分離裝置

【0059】 在本節的基礎實施方案中，本發明提供了一種烷基化產物的分離裝置，包括依次串聯的第一熱交換器、第二熱交換器、高壓分餾塔和低壓分餾塔，其中，所述的第一熱交換器與待分離物料連通（即，待分離物料直接輸入第一熱交換器），第二熱交換器的出口連通所述的高壓分餾塔的原料入口，所述的低壓分餾塔設置中間再沸器，所述的高壓分餾塔的塔底物料出口連通所述的低壓分餾塔的原料入口，所述的高壓分餾塔的塔頂物料出口連通所述的第一熱交換器熱流介質入口，所述第一熱交換器熱流介質出口一部分連通所述的高壓分餾塔的塔頂迴流入口，另一部分經所述的低壓分餾塔中間再沸器後返回反應器入口。

【0060】 在上述第2節所提及的一個或多個實施方案可以被用於第4節所提及的任何實施方案中從而構成一個新的技術方案。例如，優選地，所述的高壓分餾塔為驟沸塔，塔頂設有冷凝槽和迴流管線，塔底不設有再沸器。

【0061】 在一種與本節中所提及的實施方案中的一個或多個相結合的實施方案中，烷基化產物的分離裝置還包括增壓泵，所述增壓泵被設置在待分離物料與第一熱交換器之間，所述增壓泵的入口與待分離物料連通，所述增壓泵的出口連通第一熱交換器，所述的增壓泵為液相泵。更優選離心泵。

【0062】 5. 烷基化反應與分離裝置

【0063】 在本節的基礎實施方案中，本發明提供了一種烷基化反應與分離裝置，包括烷基化反應單元和如上第4節所述的烷基化產物的分離裝置，其中所述的烷基化反應單元出口連通所述的烷基化產物的分離裝置的第一熱交

換器或者增壓泵入口，所述的烷基化反應單元為液體酸烷基化反應單元或固體酸烷基化反應單元，優選地，所述的烷基化反應單元為固體酸烷基化反應單元。

【0064】 6. 示意性技術方案

【0065】 以下結合附圖具體說明本發明的方法，附圖1為本發明提供的烷基化反應與分離方法的流程示意圖，如附圖1所示，新鮮的烷基化原料1與循環物料9/12和15按照一定比例混合並熱交換到反應所需溫度後進入烷基化反應器2發生反應，反應器出口物料3經液相增壓泵4調整壓力後先通過內部熱交換器5與高壓驟沸塔7的塔頂物料8進行熱交換，然後通過外部加熱器6加熱至一定溫度後進入高壓驟沸塔7，在驟沸塔7內進行汽液相的分離，塔頂汽相物料8通過內部熱交換器5與反應器出口物料3熱交換並全部冷凝成液相，冷凝後的液相一部分9返回反應器入口與原料1和循環物料15進行直接混合和熱交換後進入反應器2內再次進行反應，另一部分液相10返回至高壓驟沸塔7頂部作為迴流，以控制塔頂採出物料9中的烷基化油的含量。高壓驟沸塔底物料13進入低壓分餾塔14進行烷基化油和低碳烷烴的分離，其中塔頂採出的低碳烷烴15循環利用，塔底的烷基化油16出裝置。

【0066】 7. 實施例

【0067】 下面結合具體實施例對本發明做進一步說明，但並不因此而限制本發明。

【0068】 對照例1

【0069】 對照例1的流程示意圖如附圖2所示。

【0070】 在烷基化反應單元，以C4烷烴和烯烴在液體酸催化劑下進行烷基化反應。採用96wt%的濃硫酸（市售）做催化劑，烷基化原料中的異構烷烴以異丁烷為主，購自北京華元氣體化工有限公司，其組成在表1中列出；以醚後碳四作為烯烴的原料，取自中國石化燕山分公司煉廠MTBE裝置，其組成在表1中列出。烷基化反應溫度為5°C，反應壓力為0.6MPa，外部烷烯比為8:1。

【0071】 烷基化反應器出口的烷基化產物溫度為5°C，壓力為0.6MPa，除酸後直接進入低壓分餾塔進行烷基化油和C4的分離，待分離物料中烷基化油含量為20%，其餘為未反應的異丁烷和正丁烷。低壓分餾塔操作壓力0.3MPa，塔頂溫度32°C，塔底溫度123°C，迴流比1.0。

【0072】 低壓分餾塔進料和產品性質如表2所示，主要分餾能耗對照如表3所示。

【0073】 實施例1

【0074】 實施例1說明本發明提供的烷基化產物分離方法的效果。

【0075】 採用附圖1所示的反應分離流程，烷基化反應單元同對照例1，烷基化反應器得到的烷基化產物待分離物料同對照例1。

【0076】 採用本發明所述的烷基化產物分離系統和方法，具體操作條件如下：增壓泵出口壓力3.6MPa，冷物料熱交換器出口溫度76°C，外部加熱器出口溫度160°C，汽相分率0.6，高壓驟沸塔操作壓力3.5MPa，塔頂汽相溫度148°C，迴流比0.6，塔底液相溫度157°C。塔頂汽相與反應器出口物料熱交換後溫度降為80°C並冷凝為全液相，再與低壓分餾塔中間再沸器熱交換至50°C。高壓驟沸

塔低物料進入低壓分餾塔進行烷基化油和C4的分離，低壓分餾塔中間再沸器設置在精餾段，物料採出溫度36°C，返回溫度37°C，其它操作條件同對照例1。

【0077】 低壓分餾塔進料和產品性質如表2所示，主要分餾能耗對照如表3所示。

【0078】 對照例2

【0079】 對照例2的流程示意圖如附圖2所示。

【0080】 在烷基化反應單元，以C4烷烴和烯烴在固體酸催化劑下進行烷基化反應。烷基化原料同對照例1，採用的催化劑為負載型分子篩催化劑，製備方法為：將FAU結構的NaY型分子篩（中國石化催化劑分公司生產），先通過銨鹽交換等步驟對分子篩進行脫鈉改性，然後用離子交換法進行催化劑載鉑，金屬含量為0.3wt%。最後將所得載鉑分子篩與氧化鋁以70:30的比例混合均勻，進一步經乾燥、焙燒製成條形催化劑；烷基化反應溫度60°C，壓力3.1MPa，外部烷烯比25:1。烷基化反應器出口物料中烷基化油含量為5.6%，其餘為未反應的異丁烷和正丁烷。

【0081】 烷基化反應器出口物料直接進入低壓分餾塔進行烷基化油和C4的分離，低壓分餾塔塔頂壓力0.6MPa，塔頂溫度53°C，塔底溫度159°C，迴流比1.0。

【0082】 低壓分餾塔進料和產品性質如表2所示，主要分餾能耗對照如表3所示。

【0083】 實施例2

【0084】 實施例2說明本發明提供的烷基化產物分離方法的效果。

【0085】 採用附圖2所示的反應分離流程，烷基化反應單元同對照例2，反應器出口壓力3.0MPa，高壓驟沸壓力2.9MPa，因此中間不需要設置增壓泵。冷物料第一熱交換器出口溫度為115°C，第二熱交換器出口溫度為135°C，汽相分率0.9，高壓驟沸塔操塔頂汽相溫度128°C，迴流比0.5，塔底液相溫度133°C。驟沸塔頂汽相與反應器出口物料熱交換後溫度降為120°C並冷凝為全液相，再與低壓分餾塔中間再沸器熱交換至80°C。高壓驟沸塔低物料進入低壓分餾塔進行烷基化油和C4的分離，低壓分餾塔中間再沸器設置在汽提段，物料採出溫度65°C，返回溫度90°C，其它操作條件同對照例2。

【0086】 低壓分餾塔進料和產品性質如表2所示，主要分餾能耗對照如表3所示。

【0087】表1 反應原料性質

組份		質量分數 (%)
異丁烷	丙烷	1.7
	異丁烷	95.2
	正丁烷	2.0
	丁烯	1.1
醚後C4	正構丁烯和異構丁烯	0.94
	正丁烷	4.96
	順-2-丁烯	24.57
	反-2-丁烯	12.33
	異丁烷	57.20

【0088】表2 低壓分餾塔進料和產品性質

項目	對照例1	實施例1	對照例2	實施例2
原料油含量，%	20.0		5.6	
低壓分餾塔進塔油含量，%	20.0	27.1	5.6	12.4
烷油D86				
IBP	26.8	26.3	24.8	24.5
10	57.0	57.8	58.2	58.7
30	99.1	99.8	99.8	99.6
50	104.8	104.6	105.2	105.3
70	113.7	113.4	113.9	113.1
90	126.5	126.7	126.8	126.3
FBP	180.5	180.9	180.7	181.7

【0089】表3 分離能耗對照

熱量消耗 MJ/t烷油	外部 加熱器	分餾塔 再沸器	總計	蒸汽消耗 降低%
對照例1	0	3136	3136	-
實施例1	1464	322	1786	43.1
對照例2	0	10196	10196	-
實施例2	3490	281	3771	63.0

【符號說明】

【0090】

- 1-烷基化原料管線
- 2-烷基化反應單元
- 3-烷基化產物管線
- 4-液相增壓泵
- 5-第一熱交換器
- 6-第二熱交換器
- 7-高壓分餾塔
- 11-中間再沸器
- 14-低壓分餾塔
- 8、9、10、12、13、15、16、17-管線

【發明申請專利範圍】

【請求項1】 一種烷基化產物的分離方法，其特徵在於，來自烷基化反應單元的液相烷基化產物直接或經增壓泵升壓後引入第一熱交換器，與來自高壓分餾塔塔頂的氣相物料熱交換後，進入第二熱交換器進一步加熱到 100°C - 180°C ，然後進入高壓分餾塔，在 2.0MPa - 6.0MPa 的條件下進行分餾，所述的高壓分餾塔塔頂氣相物料與待分離的液相烷基化產物熱交換，所述的高壓分餾塔塔底液相物料進入低壓分餾塔，在 0.2MPa - 1.0MPa 的條件下進行分餾，所述的低壓分餾塔塔頂得到低碳烷烴，塔底的液相物料為烷基化油產品；其中所述的低壓分餾塔設置中間再沸器，第一熱交換器的熱交換後的高壓分餾塔塔頂氣相物料作為中間再沸器的熱源。

【請求項2】 如請求項1所述的烷基化產物的分離方法，其中所述的高壓分餾塔為驟沸塔。

【請求項3】 如請求項1或2的烷基化產物的分離方法，其中所述的中間再沸器設置在低壓分餾塔中部，所述中間再沸器引出物料的溫度為 20°C - 120°C 。

【請求項4】 如請求項1或2所述的烷基化產物的分離方法，其中所述的第一熱交換器和中間再沸器中進行熱交換的冷熱物料的溫差至少為 10°C 。

【請求項5】 如請求項1或2所述的烷基化產物的分離方法，其中所述的第一熱交換器和中間再沸器中進行熱交換的冷熱物料的溫差至少為 30°C 。

【請求項6】 如請求項1或2所述的烷基化產物的分離方法，其中所述的液相烷基化產物的溫度為 0°C - 100°C ，壓力為 0.1MPa - 4.0MPa ；所述的高壓分餾

(2023年11月修正)

塔的操作溫度為 100°C - 180°C ，塔頂迴流比為 0.1 - 2.0 ；所述的低壓分餾塔的塔頂溫度為 20°C - 80°C ，塔釜溫度為 100°C - 180°C ，塔頂迴流比 0.5 - 5.0 。

【請求項7】 如請求項1或2所述的烷基化產物的分離方法，其中，經泵增壓後的液相烷基化產物壓力為 2.0MPa - 6.0MPa 。

【請求項8】 如請求項1或2所述的烷基化產物的分離方法，其中，經所述的第一熱交換器、第二熱交換器熱交換升溫後，所述的液相烷基化產物的溫度為 100°C - 180°C ，汽相分率 0.3 - 1.0 。

【請求項9】 如請求項1或2所述的烷基化產物的分離方法，其中所述的增壓泵為液相離心泵。

【請求項10】 如請求項1或2所述的烷基化產物的分離方法，其中所述的經第一熱交換器熱交換後的高壓分餾塔的氣相物料全部冷凝為液相，冷凝液相一部分返回所述的高壓分餾塔頂作為迴流，一部分作為低壓分餾塔中間再沸器熱源進行熱交換，熱交換後物料返回烷基化反應單元，所述的低壓分餾塔塔頂的低碳烷烴返回烷基化反應單元。

【請求項11】 一種烷基化反應與分離方法，其特徵在於，（1）在烷基化反應單元中，烷基化原料與酸性催化劑接觸進行烷基化反應，反應後物料作為烷基化產物排出烷基化反應單元；（2）來自烷基化反應單元的液相烷基化產物直接或經可選的增壓泵升壓後引入第一熱交換器，與來自高壓分餾塔塔頂的氣相物料熱交換後，進入第二熱交換器進一步加熱到 100°C - 180°C ，然後進入高壓分餾塔，在 2.0MPa - 6.0MPa 的條件下進行分餾，所述的高壓分餾塔塔頂氣相物料與待分離的液相烷基化產物熱交換，所述的高壓分餾塔塔底液相物料進入低壓分餾塔，在 0.2MPa - 1.0MPa 的條件下進行分餾，所述的低壓分餾塔塔頂

(2023年11月修正)

得到低碳烷烴，塔底的液相物料為烷基化油產品；所述的低壓分餾塔設置中間再沸器，第一熱交換器的熱交換後的氣相物料作為所述的中間再沸器的熱源。

【請求項12】 如請求項11所述的烷基化反應與分離方法，其中所述的高壓分餾塔為驟沸塔。

【請求項13】 如請求項11或12所述的烷基化反應與分離方法，其中所述的烷基化催化劑為固體酸催化劑，選自雜多酸催化劑、雜多酸鹽催化劑、分子篩催化劑、超強酸催化劑、離子交換樹脂和酸處理的氧化物催化劑中的任一種。

【請求項14】 如請求項11或12所述的烷基化反應與分離方法，其中所述的烷基化反應條件為：反應溫度為 50°C - 100°C ，反應絕對壓力為 1.0MPa - 4.0MPa ，外部烷烯比為8-30:1。

【請求項15】 一種烷基化產物的分離裝置，其特徵在於，包括依次串聯的第一熱交換器、第二熱交換器、高壓分餾塔和低壓分餾塔，其中，所述的第一熱交換器與待分離物料連通，第二熱交換器的出口連通所述的高壓分餾塔的原料入口，所述的低壓分餾塔設置中間再沸器，所述的高壓分餾塔的塔底物料出口連通所述的低壓分餾塔的原料入口，所述的高壓分餾塔的塔頂物料出口連通所述的第一熱交換器熱流介質入口，所述第一熱交換器熱流介質出口一部分連通所述的高壓分餾塔的塔頂迴流入口，另一部分經所述的低壓分餾塔中間再沸器後返回反應器入口。

【請求項16】 如請求項15所述的烷基化產物的分離裝置，其中所述的高壓分餾塔為填料型驟沸塔，塔頂設有冷凝槽和迴流管，塔底不設有再沸器。

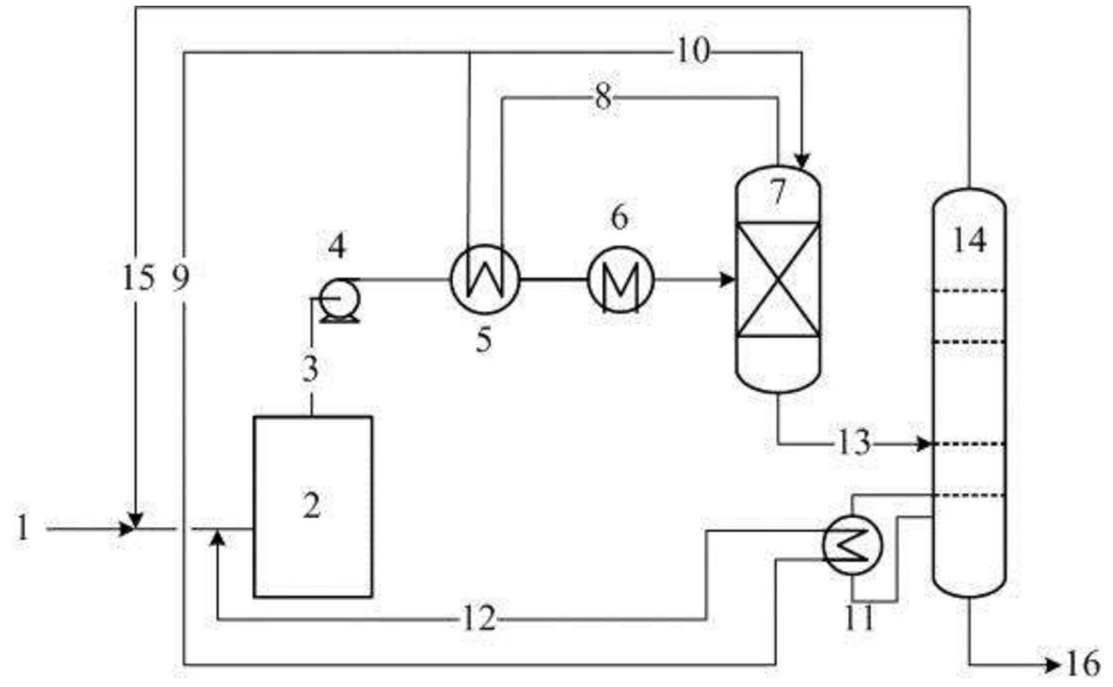
【請求項17】 如請求項15或16的烷基化產物的分離裝置，其還包括增壓泵，所述增壓泵被設置在待分離物料與第一熱交換器之間，所述增壓泵的入口

(2023年11月修正)

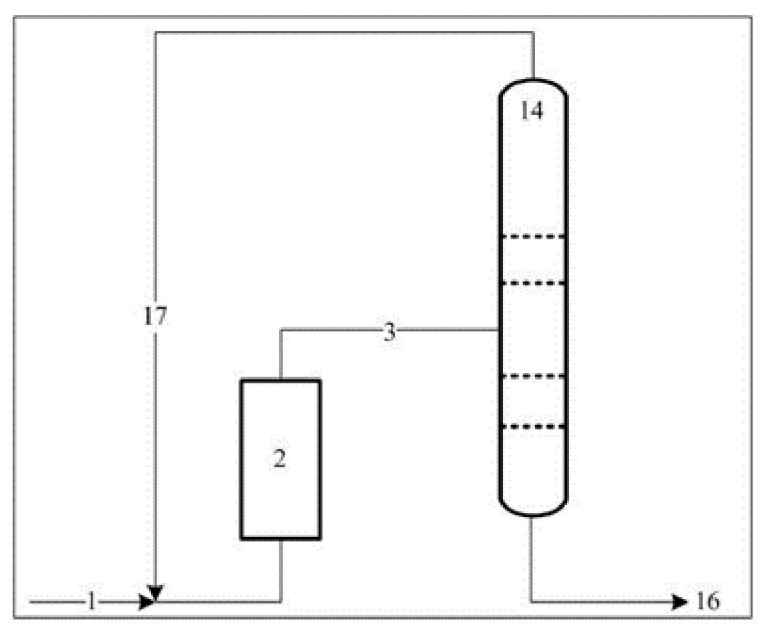
與待分離物料連通，所述增壓泵的出口連通第一熱交換器，所述的增壓泵為液相泵。

【請求項18】 一種烷基化反應與分離裝置，其特徵在於，包括烷基化反應單元和如請求項15或16的烷基化產物的分離裝置，所述的烷基化反應單元出口連通所述的烷基化產物的分離裝置的第一熱交換器入口，所述的烷基化反應單元為固體酸烷基化反應單元。

【發明圖式】



【圖1】



【圖2】