



(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 I838559 B

(45)公告日：中華民國 113 (2024) 年 04 月 11 日

(21)申請案號：109123780

(22)申請日：中華民國 109 (2020) 年 07 月 14 日

(51)Int. Cl. : C10G11/18 (2006.01)

B01J8/18 (2006.01)

(30)優先權：2019/07/15 美國

16/511,645

(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：陳亮 CHEN, LIANG (US)；洛伊佐斯 彼得 LOEZOS, PETER (US)；瑪莉 拉
瑪 R MARRI, RAMA RAO (US)；湯姆蘇拉 布萊恩 TOMSULA, BRYAN (US)；
胡德 瓊 A HOOD, JON A. (US)；辛格 哈迪克 SINGH, HARDIK (US)；多爾西
麥可 DORSEY, MICHAEL (US)；布瑞克里吉 賈斯汀 BRECKENRIDGE,
JUSTIN (US)

(74)代理人：劉法正；尹重君

(56)參考文獻：

CN 107828443A

US 2014/0014555A1

US 2018/0079973A1

審查人員：林春佳

申請專利範圍項數：16 項 圖式數：12 共 75 頁

(54)名稱

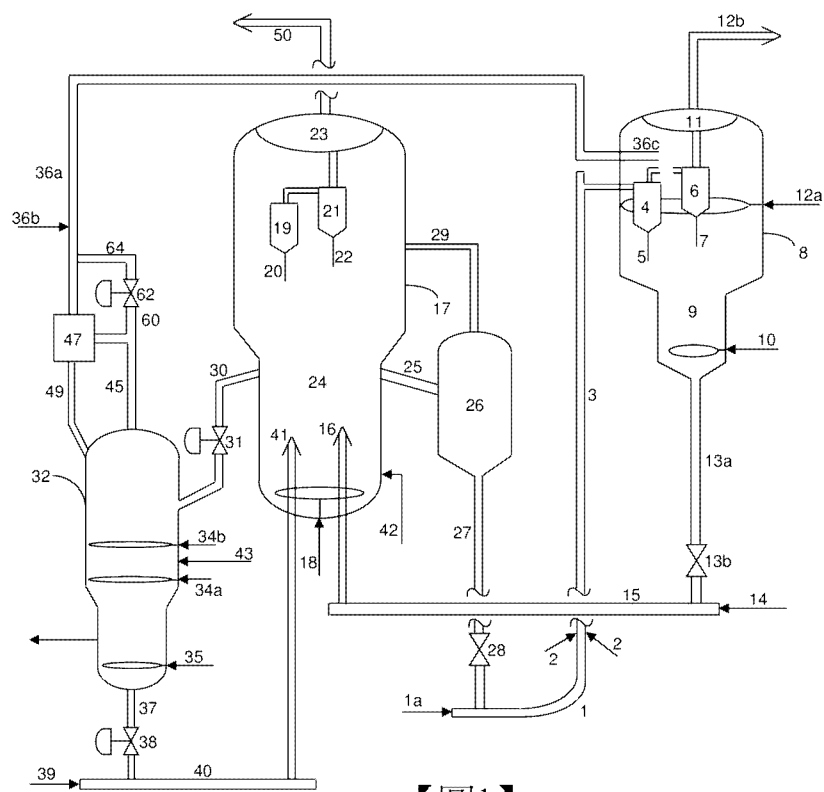
流體催化裂解方法以及用於使輕質烯烴產率最大化及其他應用之裝置

(57)摘要

本文中提供用於將烴饋料轉化成輕質烯烴及其他烴之裝置及方法。在一些實施例中，該方法及裝置包括將一烴、一第一催化劑及一第二催化劑饋入至一反應器中，其中該第一催化劑具有一較小平均粒度且密度小於該第二催化劑。該第二催化劑之一第一部分可作為一底部產物自該反應器回收，且一裂解烴流出物、該第二催化劑之一第二部分及該第一催化劑可作為一塔頂產物自該反應器回收。該第二催化劑之該第二部分可自該塔頂產物分離，從而提供一包含該第一催化劑及該烴流出物之第一物料流及一包含經分離第二催化劑之第二物料流，進而允許該第二物料流中之經分離第二催化劑返回至該反應器中。

Apparatus and processes herein provide for converting hydrocarbon feeds to light olefins and other hydrocarbons. The processes and apparatus include, in some embodiments, feeding a hydrocarbon, a first catalyst and a second catalyst to a reactor, wherein the first catalyst has a smaller average particle size and is less dense than the second catalyst. A first portion of the second catalyst may be recovered as a bottoms product from the reactor, and a cracked hydrocarbon effluent, a second portion of the second catalyst, and the first catalyst may be recovered as an overhead product from the reactor. The second portion of the second catalyst may be separated from the overhead product, providing a first stream comprising the first catalyst and the hydrocarbon effluent and a second stream comprising the separated second catalyst, allowing return of the separated second catalyst in the second stream to the reactor.

指定代表圖：



【圖1】

符號簡單說明：

- 1: J 型彎管
- 1a: 氣體分配器
- 2: 饋料注入器
- 3: 第一反應器
- 4: 一級旋風器
- 5, 7, 20, 22: 浸入管
- 6, 21: 第二段旋風器
- 8: 釋放器/旋風器密閉容器
- 9: 汽提塔
- 10: 蒸汽分配器
- 11: 充氣室
- 12a: 分配器管線
- 12b: 二級旋風器出口
- 13a: 廢催化劑豎管
- 13b: 廢催化劑滑動閥
- 14, 35, 16, 36b: 分配器
- 15, 40: 上升管線
- 17: 再生器
- 18: 空氣分配器
- 19: 第一段旋風器
- 23: 再生器充氣室
- 24: 再生器床
- 25: 抽取管線
- 26: 再生催化劑(RCSP)料斗
- 27: 豎管
- 28, 31, 38: 滑動閥
- 29: 壓力等化管線
- 30, 37: 豎管/管線
- 32: 第二反應器
- 34a, 34b: 饋料分配器
- 36a, 42, 43, 64: 流動管線
- 36c: 單段旋風器
- 39: 載氣
- 41: 廢催化劑分配器

45:流動管線/管道/容
納容器流出物

47:固體分離器/固體分
離容器

49:流動管線/返回管線

50:廢氣管線

60:分離器旁路管線

62:流動控制閥



I838559

公告本

【發明摘要】

【中文發明名稱】

流體催化裂解方法以及用於使輕質烯烴產率最大化及其他應用之裝置

【英文發明名稱】

FLUID CATALYTIC CRACKING PROCESS AND APPARATUS FOR
MAXIMIZING LIGHT OLEFIN YIELD AND OTHER APPLICATIONS

【中文】

本文中提供用於將烴饋料轉化成輕質烯烴及其他烴之裝置及方法。在一些實施例中，該方法及裝置包括將一烴、一第一催化劑及一第二催化劑饋入至一反應器中，其中該第一催化劑具有一較小平均粒度且密度小於該第二催化劑。該第二催化劑之一第一部分可作為一底部產物自該反應器回收，且一裂解烴流出物、該第二催化劑之一第二部分及該第一催化劑可作為一塔頂產物自該反應器回收。該第二催化劑之該第二部分可自該塔頂產物分離，從而提供一包含該第一催化劑及該烴流出物之第一物料流及一包含經分離第二催化劑之第二物料流，進而允許該第二物料流中之經分離第二催化劑返回至該反應器中。

【英文】

Apparatus and processes herein provide for converting hydrocarbon feeds to light olefins and other hydrocarbons. The processes and apparatus include, in some embodiments, feeding a hydrocarbon, a first catalyst and a second catalyst to a reactor, wherein the first catalyst has a smaller average particle size and is less dense than the second catalyst. A first portion of the second catalyst may be recovered as a bottoms product from the reactor, and a cracked hydrocarbon effluent, a second portion of the second catalyst, and the first catalyst may be recovered as an overhead product from the reactor. The second portion of the second catalyst may be separated from the overhead product, providing a first stream comprising the first catalyst and the hydrocarbon effluent and a second stream comprising the separated second catalyst, allowing return of the separated second catalyst in the second stream to the reactor.

【指定代表圖】圖1

【代表圖之符號簡單說明】

- | | |
|------------------|--------------------|
| 1: J型彎管 | 23:再生器充氣室 |
| 1a:氣體分配器 | 24:再生器床 |
| 2:饋料注入器 | 25:抽取管線 |
| 3:第一反應器 | 26:再生催化劑(RCSP)料斗 |
| 4:一級旋風器 | 27:豎管 |
| 5,7,20,22:浸入管 | 28,31,38:滑動閥 |
| 6,21:第二段旋風器 | 29:壓力等化管線 |
| 8:釋放器/旋風器密閉容器 | 30,37:豎管/管線 |
| 9:汽提塔 | 32:第二反應器 |
| 10:蒸汽分配器 | 34a,34b:饋料分配器 |
| 11:充氣室 | 36a,42,43,64:流動管線 |
| 12a:分配器管線 | 36c:單段旋風器 |
| 12b:二級旋風器出口 | 39:載氣 |
| 13a:廢催化劑豎管 | 41:廢催化劑分配器 |
| 13b:廢催化劑滑動閥 | 45:流動管線/管道/容納容器流出物 |
| 14,35,16,36b:分配器 | 47:固體分離器/固體分離容器 |
| 15,40:上升管線 | 49:流動管線/返回管線 |
| 17:再生器 | 50:廢氣管線 |
| 18:空氣分配器 | 60:分離器旁路管線 |
| 19:第一段旋風器 | 62:流動控制閥 |

【特徵化學式】

(無)

【發明說明書】

【中文發明名稱】

流體催化裂解方法以及用於使輕質烯烴產率最大化及其他應用之裝置

【英文發明名稱】

FLUID CATALYTIC CRACKING PROCESS AND APPARATUS FOR
MAXIMIZING LIGHT OLEFIN YIELD AND OTHER APPLICATIONS

【技術領域】

發明領域

【0001】 本文中之實施例大體上係關於用於提高混合催化劑系統之產率及/或靈活性之系統及方法。本文揭露之一些實施例關於用於使重質烴饋料(諸如真空氣態油及/或重質油殘渣)轉化成極高產率之輕質烯烴(諸如丙烯及乙烯、具有高辛烷值之芳族物及汽油)最大化之流體催化裂解裝置及方法。

【先前技術】

發明背景

【0002】 近年來，已將經由流體催化裂解(FCC)方法產生輕質烯烴視為最有吸引力的提議之一。另外，對石化構造模塊之需求不斷增加，該等構造模塊諸如丙烯、乙烯及芳族物(苯、甲苯、二甲苯等)。此外，出於經濟及環境因素二者，整合石油精煉廠與石化產品複合物已成為一種較佳選擇。

【0003】 全球趨勢亦表明，與汽油產品的需求相比，對中等蒸餾油(柴油)之需求增加。為了使來自 FCC 方法之中等蒸餾油最大化，需要在較低反應器溫度及不同催化劑調配物下操作 FCC。由於 FCC 單元在低得多的反應器溫度下操作，因此該改變之不利方面為輕質烯烴產率降低。此亦將減少烷基化單元之原料。

【0004】 在過去的二十年中，已研發出若干流體化床催化方法，以適應變化的市場需求。舉例而言，US7479218 揭露一種流體化催化反應器系統，其中上

升反應器分成二個不同半徑之區段以提高輕質烯烴產生之選擇性。上升反應器的半徑較小之第一部分用於將重質饋料分子裂解為石腦油範圍。半徑較大的部分(上升反應器之第二部分)用於進一步將石腦油範圍產物裂解為輕質烯烴，諸如丙烯、乙烯等。儘管反應器系統概念極其簡單，但出於以下原因限制對輕質烯烴之選擇性程度：(1)石腦油範圍饋料流接觸部分焦化或失活的催化劑；(2)由於二個區段中反應之吸熱性質，反應區段之第二部分中之溫度比第一區低得多；及(3)與重質烴相比，缺乏輕質饋料裂解所需之高活化能。

【0005】 US6106697、US7128827 及 US7323099 利用二段流體催化裂解(FCC)單元以允許對於選擇性裂解重質烴及石腦油範圍饋料流之較高控制程度。在由上升反應器、汽提塔及再生器組成之第 1 段 FCC 單元中，其用於在 Y 型大孔沸石催化劑存在的情況下將氣態油/重質烴饋料轉化成石腦油沸程產物。具有類似容器/組配集合之第 2 段 FCC 單元用於催化裂解來自第 1 段之再循環石腦油流。當然，第 2 段 FCC 單元採用 ZSM-5 型(較小孔沸石)催化劑以提高對輕質烯烴之選擇性。儘管在廣義上此方案提供對於饋料、催化劑及操作窗選擇及最佳化之較高控制程度，但石腦油饋料之第 2 段處理產生的焦化極小而不足以維持熱平衡。此需要來自外部源之熱在再生器中具有足夠溫度以達成良好燃燒並供應熱以用於饋料氣化及吸熱反應。通常，點火油(torch oil)在第 2 段 FCC 再生器中燃燒，其由於較高催化劑顆粒溫度及熱點而導致過度催化劑去活化。

【0006】 US7658837 揭露藉由利用習知汽提塔床之一部分作為反應性汽提塔以最佳化 FCC 產物之產率的方法及器件。第二反應器之此反應性汽提概念在一定程度上損害汽提效能且因此可能導致對於再生器增大的焦化負荷。由於饋料接觸焦化或去活催化劑，因此亦可能影響產物產率及選擇性。此外，由於直接控制上升管頂部溫度以維持上升管中所需條件集合，因此無法獨立地改變反應性汽提塔溫度。

【0007】 US2007/0205139 揭露經由位於上升管之底部區段處的第一分配器注入烴饋料以使汽油產率最大化之方法。當目標為使輕質烴烴最大化時，意圖減小烴蒸氣在上升管中之滯留時間，而在上升管之上部區段處經由類似饋料分佈系統注入饋料。

【0008】 WO2010/067379 旨在藉由在重質烴饋料注入區下方之上升管之上升區中注入 C₄ 及烯系石腦油流而逐漸增大丙烯及乙烯產率。此等物料流不僅提高輕質烴烴產率，且亦充當替代蒸汽之用於催化劑輸送之介質。此概念有助於降低催化劑之熱去活化程度。然而，此缺乏對於裂解此類輕質饋入蒸汽至關重要之不同操作條件(諸如上升區中之溫度及 WHSV)之靈活性。此可能引起對於所需輕質烴烴之較差選擇性。

【0009】 US6869521 揭露使衍生自 FCC 產物之饋料(特定言之石腦油)與快速流化狀態下操作之第二反應器中之催化劑接觸適用於促進氫轉移反應以及控制催化裂解反應。

【0010】 US7611622 揭露一種採用雙上升管將含 C₃/C₄ 之原料轉化為芳族物之 FCC 方法。在富含鎂之催化劑存在的情況下將第一及第二烴饋料供應至各別第 1 及第 2 上升管且與第一上升管相比，第 2 上升管在更高反應溫度下操作。

【0011】 US5944982 揭露一種藉由雙上升管以產生低硫及高辛烷汽油之催化方法。第二上升管用於在氫處理後處理再循環重質石腦油及輕質循環油以使汽油產率及辛烷值最大化。

【0012】 US20060231461 揭露一種使輕質循環油(LCO)或中等蒸餾油產物及輕質烴烴之產生最大化的方法。此方法採用二反應器系統，其中第一反應器(上升管)用於將氣態油饋料裂解為主要 LCO 且第二共存的密集床反應器用於裂解自第一反應器再循環之石腦油。由於第一反應器在實質上較低反應溫度下操作，因此此方法受催化劑選擇性限制且缺乏所需位準之含烴烴之石腦油。

【0013】 US6149875 涉及藉由吸附劑移除饋料污染物，諸如康氏殘碳 (concarbon) 及金屬。使用 FCC 催化劑及吸附劑之輸送/末端速率之間的差值將 FCC 催化劑與吸附劑分離。

【0014】 US7381322 揭露在用於消除吸附劑上沈積之污染金屬之副作用的再生步驟之前將汽提塔連同分離器中之催化劑與金屬吸附劑分離之裝置及方法。此專利採用最小/鼓泡速率差值中之差值且應用主要為將 FCC 催化劑與吸附劑分離。

【發明內容】

發明概要

【0015】 已發現有可能使用二反應器方案裂解烴(包括裂解 C_4 、更輕質 C_5 餾分、石腦油餾分、甲醇等)以產生輕質烯烴，其中該二反應器方案不具有對選擇性及可操作性之限制，符合熱平衡需求，且亦維持較低工件數(piece count)。本文所揭露之選擇實施例使用經設計用於使輕質烯烴產生最大化之習知上升反應器與混合流動(例如，包括對流及並流催化劑流動二者)流體化床反應器的組合。在共用催化劑脫離容器中處理來自上升反應器及混合流動反應器之流出物，且用於上升反應器及混合流動反應器中之每一者的催化劑可在共用催化劑再生容器中再生。此流程方案有效於維持較高裂解活性，克服熱平衡問題，且亦提高來自各種烴流之輕質烯烴的產率及選擇性，同時簡化產物淬滅及單元硬體，如下文將更詳細地描述。

【0016】 在一個態樣中，本文揭露之實施例係關於一種用於轉化或催化裂解烴之方法。該方法可包括將烴、第一顆粒及第二顆粒饋入反應器中，其中第一顆粒具有較小平均粒度及/或密度小於第二顆粒，且其中第一及第二顆粒可為催化或非催化的。第二顆粒之第一部分可作為底部產物自反應器回收；且經裂解烴流出物、第二顆粒之第二部分以及第一顆粒可作為塔頂產物自反應器回收。第二

顆粒之第二部分可自塔頂產物分離以提供包含第一顆粒及烴流出物之第一物料流及包含經分離第二顆粒之第二物料流，從而允許第二物料流中之經分離第二顆粒返回至反應器中。

【0017】 在另一態樣中，本文揭露之實施例係關於一種用於催化裂解烴之系統。該系統可包括第一反應器，其用於使第一及第二裂解催化劑與烴原料接觸以將至少一部分烴原料轉化為較輕質烴。塔頂產物管線提供自第一反應器回收包含第一裂解催化劑、第二裂解催化劑之第一部分及烴之第一物料流。底部產物管線提供自第一反應器回收包含第二裂解催化劑之第二部分之第二物料流。分離器可用於自第一物料流分離第二裂解催化劑，產生包含烴及第一裂解催化劑之烴流出物。提供饋料管線以將來自分離器之經分離第二裂解催化劑返回至第一反應器。

【0018】 用於催化裂解烴之系統亦可包括上升反應器，其用於使第一裂解催化劑及第二裂解催化劑之混合物與第二烴原料接觸以將至少一部分第二烴原料轉化為較輕質烴且回收包含較輕質烴及第一裂解催化劑及第二裂解催化劑之混合物的上升反應器流出物。第二分離器可經提供以自烴流出物分離第二裂解催化劑且用於自上升反應器流出物分離第一及第二裂解催化劑之混合物。亦可使用催化劑再生器，其用於再生第二分離器中回收之第一及第二裂解催化劑及底部產物管線中回收之第一裂解催化劑之第二部分。

【0019】 在另一態樣中，本文揭露之實施例係關於一種用於轉化烴之方法。該方法可包括：將第一催化劑饋入反應器中；將第二催化劑饋入反應器中，其中第一催化劑具有較小平均粒度及/或密度小於第二催化劑，以及將烴原料饋入反應器中。可自反應器回收塔頂流出物，該流出物包括經裂解烴、第一催化劑及第二催化劑。可自塔頂產物分離第二催化劑以提供包含第一催化劑及烴流出物之第一物料流及包含經分離第二催化劑之第二物料流，從而允許第二物料流中之

經分離第二催化劑返回至反應器中。

【0020】 在另一態樣中，本文中之實施例係關於一種用於基於大小及/或密度差分離催化劑或其他顆粒之分離器。分離器可具有最少一個入口且亦可具有最少二個出口以分離顆粒與載氣。載氣因慣性與顆粒一起進入分離器，可將離心力及/或重力施加於顆粒上，使得將一部分顆粒及載氣收集於第一出口中且將一部分顆粒連同載氣收集於第二出口中。分離器中力之組合可具有使出口物料流在粒度及/或密度上相對於入口濃度富集之效果。分離器可具有容器/腔室之額外載氣分佈或流體化內部以將額外的力施加於顆粒上，其可有助於增強型分類法。

【0021】 在另一態樣中，本文中之實施例係關於一種用於基於大小及/或密度分離催化劑或其他顆粒之慣性分離器。慣性分離器可包括用於接收包含載氣、第一顆粒類型及第二顆粒類型之混合物的入口。各顆粒類型可具有平均粒度及粒度分佈(其可為不同的或重疊的)以及平均密度。第二顆粒類型可具有大於第一顆粒類型的平均粒度及/或平均密度。慣性分離器可包括 U 形管道，其包括第一豎直支腳、U 形基座以及第二豎直支腳。U 形管道可經由第一豎直支腳將入口以流體方式連接至第一出口及第二出口，第一出口緊接 U 形管道之基座連接且第二出口連接至第二豎直支腳。U 形慣性分離器可經組配以：將至少一部分第二顆粒類型與載氣及第一顆粒類型分離，經由第一出口回收第二顆粒類型，以及經由第二出口回收載氣及第一顆粒類型。分離器亦可包括分配器，其安置於第二出口內或緊接第二出口安置以引入流體化氣體，便於將第一顆粒類型與第二顆粒類型再次分離。在一些實施例中，分離器可經組配以使得 U 形管道或其部分之橫截面積為可調節的。舉例而言，在一些實施例中，分離器可包括可移動擋板，其安置於 U 形管道之一或多個區段內。

【0022】 在另一態樣中，如上所述，本文中之實施例係關於一種用於基於大小及/或密度分離催化劑或其他顆粒之慣性分離器。慣性分離器可包括入口水

平管道，其在藉由擋板偏轉之前橫穿腔室。腔室連接至第一豎直出口及第一水平出口。擋板可位於中部，緊接入口或緊接腔室之出口。擋板可呈一定角度或為可移動的，使得偏轉更多或更少的催化劑顆粒。擋板室分離器可經組配以：將至少一部分第二顆粒類型與載氣及第一顆粒類型分離，經由第一豎直出口回收第二顆粒類型，以及經由第一水平出口回收載氣及第一顆粒類型。分離器亦可包括分配器，其安置於第一豎直出口內或緊接第一豎直出口安置以引入流體化氣體，便於將第一顆粒類型與第二顆粒類型再次分離。

【0023】 在另一態樣中，如上所述，本文中之實施例係關於一種用於基於大小及/或密度分離催化劑或其他顆粒之慣性分離器。慣性分離器可包括連接至腔室之豎直入口，其中腔室之一或多個豎直側配備有狹窄縫隙出口，可將其描述為百葉窗。百葉窗之數目可依據應用而變化且百葉窗之角度可為可調節的以控制離開百葉窗出口之蒸氣量。腔室亦連接至腔室之底部處之第一豎直出口。百葉窗分離器可經組配以：將至少一部分第二顆粒類型與載氣及第一顆粒類型分離，經由第一豎直出口回收第二顆粒類型，以及經由百葉窗出口回收載氣及第一顆粒類型。分離器亦可包括分配器，其安置於第一豎直出口內或緊接第一豎直出口安置以引入以引入流體化氣體，便於將第一顆粒類型與第二顆粒類型再次分離。

【0024】 上述分離器亦可與反應器、再生器及催化劑饋料系統關聯使用以提高系統效能及靈活性。

【0025】 在一個態樣中，本文揭露之實施例係關於一種用於轉化烴之方法。該方法可包括在再生器中再生包含第一催化劑及第二顆粒之催化劑混合物，其中第一催化劑具有較小平均粒度及/或密度小於第二顆粒，且其中第二顆粒可為催化或非催化的。可將催化劑混合物及烴饋入上升反應器以轉化至少一部分烴並回收包含催化劑混合物及經轉化烴之第一流出物。亦可將催化劑混合物饋入第二反應器。將烴原料饋入至第二反應器並使催化劑混合物流體化可使烴原料

與催化劑混合物接觸以轉化烴且提供自第二反應器回收塔頂產物，該塔頂產物包含第二顆粒、第一催化劑及經反應烴產物。隨後可自塔頂產物分離第二顆粒以提供包含第一催化劑及經反應烴產物之第一物料流及包含經分離第二顆粒之第二物料流，使第二物料流中之經分離第二顆粒返回至反應器中。

【0026】 在另一態樣中，本文揭露之實施例係關於一種用於轉化烴之方法。該方法可包括自催化劑再生器抽取包含第一催化劑及第二催化劑之混合物並將混合物及烴饋入至上升反應器以轉化至少一部分烴，以及回收包含催化劑混合物及經轉化烴之第一流出物，其中第一催化劑具有較小平均粒度及/或密度小於第二催化劑。該方法亦可包括自催化劑再生器抽取包含第一催化劑及第二催化劑之混合物並將混合物饋入至催化劑分離系統，藉由流體化介質使包含第一催化劑及第二催化劑之混物流體化，以及將催化劑分離系統中之第一催化劑與第二催化劑分離以回收包含第一催化劑及流體化介質之第一物料流及包含第二催化劑之第二物料流。隨後可將烴原料及第一物料流或第二物料流饋入至反應器以使至少一部分烴反應，以產生經轉化烴。

【0027】 在另一態樣中，本文揭露之實施例係關於一種用於轉化烴之方法。該方法可包括將烴原料及包含第一催化劑及第二催化劑之催化劑混合物饋入至上升反應器，其中第一催化劑具有較小平均粒度及/或密度小於第二催化劑。來自上升反應器之流出物隨後可經分離以回收包含第一催化劑及經轉化烴原料之第一物料流及包含第二催化劑之第二物料流，且可將第二物料流饋入至上升反應器。

【0028】 在另一態樣中，本文揭露之實施例係關於一種用於轉化烴之方法。該方法可包括自催化劑再生器抽取包含第一催化劑及第二催化劑之混合物並將混合物饋入至催化劑饋入/分離系統，其中第一催化劑具有較小平均粒度及/或密度小於第二催化劑。可將催化劑饋入/分離系統中之第一催化劑與第二催化劑分

離以產生包含第一催化劑之第一物料流及包含第二催化劑之第二物料流。隨後可將烴原料及第一物料流或第二物料流饋入至上升反應器以使至少一部分烴反應以產生經轉化烴。

【0029】 在另一態樣中，本文揭露之實施例係關於一種用於轉化烴之系統。該系統可包括催化劑再生器及用於自催化劑再生器抽取包含第一催化劑及第二催化劑之混合物並將混合物饋入至上升反應器的第一催化劑饋料管線，其中第一催化劑具有較小平均粒度及/或密度小於第二催化劑。該系統亦可包括第二催化劑饋料管線，其用於自催化劑再生器抽取包含第一催化劑及第二催化劑之混合物並將混合物饋入至催化劑分離系統；及流體化介質饋料管線，其用於藉由流體化介質使經由第二催化劑饋料管線抽取之混物流體化並將催化劑分離系統中之第一催化劑與第二催化劑分離，以回收包含第一催化劑及流體化介質之第一物料流及包含第二催化劑之第二物料流。可提供反應器以使烴原料與第一物料流或第二物料流接觸以使至少一部分烴反應以產生經轉化烴。

【0030】 在另一態樣中，本文揭露之實施例係關於一種用於轉化烴之系統。該系統可包括用於使烴原料與包含第一催化劑及第二催化劑之催化劑混合物接觸的上升反應器，其中第一催化劑具有較小平均粒度及/或密度小於第二催化劑。提供催化劑分離系統以分離上升反應器流出物，以回收包含第一催化劑及經轉化烴原料之第一物料流及包含第二催化劑之第二物料流。流動管線將第二物料流饋入至上升反應器。

【0031】 在另一態樣中，本文揭露之實施例係關於一種用於轉化烴之系統。該系統可包括用於自催化劑再生器抽取包含第一催化劑及第二催化劑之混合物並將混合物饋入至催化劑饋入/分離系統的催化劑抽取管線，其中第一催化劑具有較小平均粒度及/或密度小於第二催化劑。催化劑饋入/分離系統將催化劑饋入/分離系統中之第一催化劑與第二催化劑分離以產生包含第一催化劑之第一物料

流及包含第二催化劑之第二物料流。上升反應器使烴原料及第一物料流或第二物料流接觸以使至少一部分烴反應，以產生經轉化烴。

【0032】 本文揭露之裝置及方法使用與上文專利(諸如 US6149875 及 US7381322)中所揭露之技術明顯不同的技術來分離顆粒混合物。本揭露內容之目的亦為不同的；先前技術揭露案聚焦於藉由引入吸附劑自催化劑移除污染物。然而，本發明旨在藉由濃縮反應器中之選定催化劑，諸如濃縮第二反應器中之 ZSM-5/11 來改良轉化、選擇性及熱平衡。

【0033】 一種用於轉化烴之方法。該方法可包括將來自再生器之第一顆粒及第二顆粒之混合物饋入至輸送容器或上升反應器。第一顆粒具有較小平均粒度及/或密度小於第二顆粒，且第一顆粒及第二顆粒可獨立地為催化性或非催化性顆粒。該方法亦可包括將反應性及/或非反應性載體流體饋入至輸送容器或上升反應器，且自輸送容器/上升反應器回收包含載體流體及/或載體流體之反應產物、第二顆粒及第一顆粒的塔頂產物。

【0034】 可將塔頂產物饋入至整合式脫離容器。整合式脫離容器可包括殼體。固體分離器件可安置於殼體內以自塔頂產物分離第二顆粒以提供第一物料流(包含第一顆粒及載體流體及/或載體流體之反應產物)及第二物料流(包含經分離第二顆粒)。一或多個旋風器亦可安置於殼體內，提供該等旋風器以分離第一物料流以回收固體餾分(包含第一顆粒)及蒸氣餾分(包含載體流體及/或載體流體之反應產物)。此外，內部容器可安置於殼體內以接收包含經分離第二顆粒之第二物料流。環形區可形成於殼體與內部容器之間以接收包含第一顆粒之固體餾分。脫離容器亦可包括蒸氣出口，其用於回收蒸氣餾分；第一固體出口，其用於自環形區回收固體餾分；以及第二固體出口，其用於自內部容器回收經分離第二顆粒。

【0035】 該方法亦可包括經由第一固體出口自環形區回收固體餾分。此外，

可經由第二固體出口回收經分離第二顆粒。

【0036】 在一些實施例中，可將包含經分離第一顆粒之固體餾分自環形區饋入至再生器。可將來自內部容器之經分離第二顆粒饋入至輸送容器或上升反應器，其中經分離第二顆粒與來自再生器的第一顆粒及第二顆粒之混合物混合。

【0037】 在一些實施例中，可將經分離第二顆粒自內部容器饋入至再生器。可將包含經分離第一顆粒之固體餾分自環形區饋入至輸送容器或上升反應器，其中經分離第二顆粒與來自再生器之第一顆粒及第二顆粒之混合物混合。

【0038】 在又其他實施例中，可將經分離第二顆粒自內部容器饋入至額外反應器。經分離第二顆粒可在額外反應器中與烴原料接觸以裂解烴原料。

【0039】 在另一態樣中，本文揭露之實施例係關於一種用於轉化烴之方法。該方法可包括將來自再生器之第一顆粒及第二顆粒之混合物饋入至上升反應器，其中第一顆粒具有較小平均粒度及/或密度小於第二顆粒，且其中第一顆粒及第二顆粒可獨立地為催化性或非催化性顆粒。可將烴餾分饋入至上升反應器，該方法包括使烴餾分與第一顆粒及第二顆粒之混合物接觸以轉化至少一部分烴餾分。可自上升反應器回收包含經轉化烴餾分、第二顆粒及第一顆粒之塔頂產物。隨後可將塔頂產物饋入至整合式脫離容器，該整合式脫離容器包含：殼體；固體分離器件，其安置於殼體內以自塔頂產物分離第二顆粒以提供第一物料流(包含第一顆粒及載體流體及/或載體流體之反應產物)及第二物料流(包含經分離第二顆粒)；一或多個旋風器，其安置於殼體內以分離第一物料流，以回收固體餾分(包含第一顆粒)及蒸氣餾分(包含載體流體及/或載體流體之反應產物)；內部容器，其安置於殼體內以接收包含經分離第二顆粒之第二物料流；環形區，其在殼體與內部容器之間以接收包含第一顆粒之固體餾分；以及，蒸氣出口，其用於回收蒸氣餾分。可將固體餾分自環形區饋入至再生器。此外，該方法可包括藉由將來自內部容器之經分離第二顆粒饋入至上升反應器來提高上升反應器內之第

二顆粒之濃度，其中經分離第二顆粒與來自再生器之第一顆粒及第二顆粒之混合物混合。

【0040】該方法可進一步包括將第二烴原料及第一顆粒及第二顆粒之混合物饋入至第二反應器。在第二反應器中，可使第一及第二顆粒之混合物與第二烴原料接觸以裂解第二烴原料且形成包含較輕質烴及第一及第二顆粒之混合物的第二反應器流出物。可將第二反應器流出物饋入至分離器中，以將第一及第二顆粒與較輕質烴及經轉化烴流出物分離，且可自分離器回收烴產物。

【0041】在其他實施例中，該方法可進一步包括饋入經由蒸氣出口回收之蒸氣餾分且將自分離器回收之烴產物饋入至分餾系統以將其中的烴產物分離成二種或更多種烴餾分，包括石腦油餾分。可將石腦油餾分饋入上升反應器作為烴原料。

【0042】在其他實施例中，該方法可包括調節固體分離器件中之蒸氣分流比以使第二催化劑之一部分殘留在第一物料流中。

【0043】在另一態樣中，本文中之實施例係關於一種用於裂解烴之系統。該系統可包括再生器、上升反應器以及整合式脫離容器。上升反應器可經組配以自再生器接收第一顆粒及第二顆粒之混合物，其中第一顆粒具有較小平均粒度及/或密度小於第二顆粒，且其中第一顆粒及第二顆粒可獨立地為催化或非催化顆粒。上升反應器亦可經組配以使烴餾分與第一顆粒及第二顆粒之混合物接觸，以轉化至少一部分烴餾分並自包含經轉化烴餾分、第二顆粒及第一顆粒之上升反應器產生塔頂產物。

【0044】整合式脫離容器經組配以接收塔頂產物，整合式脫離容器可包括殼體。固體分離器件可安置於殼體內且可經組配以將第二顆粒與塔頂產物分離，以提供第一物料流，其包含第一顆粒及載體流體及/或載體流體之反應產物，且提供第二物料流，其包含經分離的第二顆粒。一或多個旋風器亦可安置於殼體

內，提供該等旋風器分離第一物料流以提供固體餾分(包含第一顆粒)及蒸氣餾分(包含載體流體及/或載體流體之反應產物)。內部容器亦可安置於殼體內，內部容器經組配以接收第二物料流，其包含經分離的第二顆粒。環形區可形成於殼體與內部容器之間，環形區經組配以接收固體餾分，其包含第一顆粒。整合式脫離容器亦可包括：蒸氣出口，其用於回收蒸氣餾分；流動管線，其用於將來自環形區之固體餾分饋入至再生器；以及流動管線，其用於藉由將來自內部容器之經分離的第二顆粒饋入至上升反應器來提高上升反應器內之第二顆粒之濃度，其中經分離的第二顆粒與來自再生器之第一顆粒及第二顆粒之混合物混合。在一些實施例中，該系統亦可包括控制器，其經組配以調節固體分離器件中之蒸氣分流比以使第二催化劑之一部分殘留在第一物料流中。

【0045】 綜上所述，大部分現有技術水平包括雙上升管/反應器組配或二段流體催化裂解方法流程/裝置。用於處理輕質饋料(石腦油或/及 C4 物料流)之第二/平行反應器為共存的氣動流動上升管型或密集床反應器。此項技術中熟知 ZSM-5 為將石腦油/C4 物料流轉化成丙烯及乙烯之較佳催化劑/添加劑。然而，在採用二個反應器之方法中，第二反應器亦接收具有少量 ZSM-5 添加劑餾分之 Y-沸石催化劑。在其他方法流程中，採用 FCC 型反應器-再生器概念以使來自石腦油/C4 物料流之輕質烴烴最大化。此類流程形成因產生不充分焦化所致之熱平衡問題。本文揭露之方法及系統考慮將混合物中之催化劑(諸如 ZSM-5 或 ZSM-11 添加劑)與 Y-沸石及 ZSM-5/ZSM-11 分離，以便在第二反應器處理輕質饋料中具有最佳 ZSM-5 或 11 濃度。另外，該額外/第二反應器與習知 FCC 單元之整合基本上有助於克服先前部件之此等缺點(特定言之產物選擇性及熱平衡)且實質上增大總體轉化及輕質烴烴產率並增大處理較重質原料之能力。

【0046】 其他態樣及優勢將自以下描述及隨附申請專利範圍顯而易見。

【圖式簡單說明】

【0047】圖 1 為根據本文揭露之一或多個實施例的用於裂解烴並產生輕質烴之系統的簡化方法流程圖。

【0048】圖 2 至圖 5 為適用於根據本文揭露之一或多個實施例之系統的分離器之簡化方法流程圖。

【0049】圖 6 為根據本文揭露之一或多個實施例的用於裂解烴並產生輕質烴之系統的簡化方法流程圖。

【0050】圖 7 為根據本文揭露之一或多個實施例的用於裂解烴並產生輕質烴之系統的簡化方法流程圖。

【0051】圖 8A 為根據本文揭露之一或多個實施例的用於裂解烴並產生輕質烴之系統的簡化方法流程圖。

【0052】圖 8B 為根據本文揭露之一或多個實施例的用於裂解烴並產生輕質烴之系統的簡化方法流程圖。

【0053】圖 8C 為根據本文揭露之一或多個實施例的用於裂解烴並產生輕質烴之系統的簡化方法流程圖。

【0054】圖 9A 為根據本文揭露之一或多個實施例的用於裂解烴並產生輕質烴之系統的簡化方法流程圖。

【0055】圖 9B 為根據本文揭露之一或多個實施例的用於裂解烴並產生輕質烴之系統的簡化方法流程圖。

【0056】圖 10 為根據本文揭露之一或多個實施例的用於裂解烴並產生輕質烴之系統的簡化方法流程圖。

【0057】圖 11 為根據本文揭露之一或多個實施例的用於裂解烴並產生輕質烴之系統的簡化方法流程圖。

【0058】圖 12 為根據本文揭露之一或多個實施例的用於裂解烴並產生輕質烴之系統的簡化方法流程圖。

【實施方式】

較佳實施例之詳細說明

【0059】 如本文所用，術語「催化劑」及「顆粒」及類似術語可互換使用。上文所概述且如下文進一步描述，本文中之實施例基於大小及/或密度分離混合粒狀材料，以在反應器系統中達成有利效果。用於促進催化或熱反應之顆粒或粒狀材料可包括例如催化劑、吸收劑及/或不具有催化活性之熱轉移材料。

【0060】 在一個態樣中，本文中之實施例係關於流體催化裂解裝置及方法，該方法用於使重質烴饋料(諸如真空氣態油及/或重質油殘渣)轉化為極高產率之輕質烯烴(諸如丙烯及乙烯、具有高辛烷值之芳族物及汽油或中等蒸餾油)最大化，同時使較重質底部產物之產率最小化。為實現此目標，可將二級反應器(其可為混合式流動反應器(包括相對於蒸氣流動並流及對流的顆粒流二者)或催化劑濃縮反應器)與習知流體催化裂解反應器(諸如上升反應器)整合在一起。在上升反應器中將重質烴饋料催化裂解為石腦油、中等蒸餾油及輕質烯烴，該上升反應器為氣動流動並流型反應器。為提高輕質烯烴(乙烯及丙烯)之產率及選擇性，可將來自上升反應器之裂解烴產物(諸如 C₄ 及石腦油範圍烴(烯烴及烷烴))再循環至二級反應器(混合式流動反應器或催化劑濃縮反應器)中並進行處理。可替代地或另外，可在二級反應器中處理外部饋料流，諸如 C₄、石腦油或來自諸如蒸汽裂解器、複分解反應器或延遲焦化單元之其他方法的其他烴餾分及石腦油範圍物料流(諸如直餾石腦油)或來自延遲焦化、減黏裂解或天然氣縮合物之石腦油範圍物料流，以及其他烴原料，以產生輕質烯烴，諸如乙烯及丙烯。根據本文所揭露之實施例的二級反應器與習知 FCC 上升反應器之整合可克服先前方法之缺點，可實質上增大總轉化率及輕質烯烴產率，及/或可提高處理較重質原料之能力。

【0061】 根據本文所揭露之實施例之二級反應器與習知 FCC 上升反應器

之整合可如下促進：(a)使用共用催化劑再生容器，(b)使用二種類型之催化劑，一種對於裂解較重質烴具有選擇性，且另一種對於裂解 C₄ 及石腦油範圍烴具有選擇性以產生輕質烯烴，及(c)在流動方案中使用混合式流動反應器或催化劑濃縮反應器，此將部分地分離二種類型之催化劑，有利於使 C₄ 或石腦油饋料與對於使其裂解及產生輕質烯烴具有選擇性之催化劑接觸。

【0062】 為增強二級反應器之操作窗及提供更大的方法靈活性，可以流動方案操作二級反應器以夾帶對於裂解較重質烴具有選擇性之催化劑且夾帶對於裂解 C₄ 及石腦油範圍烴具有選擇性之催化劑的至少一部分。隨後將裂解烴產物及夾帶催化劑饋入至分離器，以使對裂解 C₄ 及石腦油範圍烴具有選擇性之催化劑與經裂解烴產物及對裂解較重質烴具有選擇性的催化劑分離。此固體分離容器為反應器之外部容器，且在增強基於催化劑物理特性(諸如粒度及/或密度)分離二種類型之催化劑的流體動力學特性下操作。對於裂解 C₄ 及石腦油範圍烴具有選擇性之經分離催化劑可隨後返回至反應器以繼續反應，且提供增強濃度的對於在反應器內裂解 C₄ 及石腦油範圍烴具有選擇性之催化劑，從而提高總體方法之選擇性，同時由於操作窗增強亦提高總體方法靈活性。

【0063】 如上文所提及，裂解系統可利用二種類型之催化劑，其各自有利於不同類型之烴饋料。第一裂解催化劑可為 Y 型沸石催化劑、FCC 催化劑或適用於裂解較重質烴原料之其他類似催化劑。第二裂解催化劑可為 ZSM-5 或 ZSM-11 型催化劑或適用於裂解 C₄ 或輕質油系列烴且對於產生輕質烯烴具有選擇性的類似催化劑。為有助於本文揭露之二個反應器方案，第一裂解催化劑可具有第一平均粒度及密度，且可小於及/或低於第二裂解催化劑之平均粒度及密度，使得催化劑可基於密度及/或大小(例如，基於催化劑顆粒之末端速率或其他特徵)而分離。

【0064】 在催化劑再生容器中，自上升反應器及二級反應器二者回收之廢

催化劑得以再生。在再生之後，可將混合催化劑之第一部分自再生容器饋入至上升反應器(並流流動反應器)。可將混合催化劑之第二部分自再生容器饋入至二級反應器。

【0065】 在並流流動反應器中，使第一烴饋料與再生催化劑之第一部分接觸以裂解至少一部分烴，形成較輕質烴。可隨後自並流流動反應器回收流出物，該流出物包含第一裂解烴產物及混合的廢催化劑餾分。

【0066】 在一些實施例中，在足以夾帶第一裂解催化劑及第二裂解催化劑的流體化方案下操作二級反應器，其中烴產物經回收作為來自二級反應器塔頂出口之流出物。隨後將流出物饋入至分離器以使經裂解烴產物及第一裂解催化劑與第二裂解催化劑分離。

【0067】 隨後可轉遞自分離器回收的蒸氣/第一裂解催化劑以進行分離。如上文所述，可將自分離器回收的第二裂解催化劑再循環至二級反應器以繼續反應。

【0068】 可將第一流出物(來自上升反應器之裂解烴及混合的廢催化劑)及第二流出物(來自二級反應器之裂解烴及經分離的第一裂解催化劑)二者饋入至脫離容器以將混合的廢催化劑餾分及經分離的第一裂解催化劑與第一及第二經裂解烴產物分離。隨後可分離包括輕質烯烴、C₄烴、石腦油範圍烴以及較重質烴之經裂解烴產物以回收所需產物或產物餾分。

【0069】 因此，本文揭露之方法將二級混合流動或催化劑濃縮反應器、外部固體分離器以及上升反應器與常見產物分離及催化劑再生整合在一起，其中用於二級反應器之催化劑對於裂解 C₄ 及石腦油範圍烴以產生輕質烯烴具有高選擇性。常見催化劑再生提供熱平衡，且常見產物分離(脫離容器及/或產物分餾系統等)提供操作之簡化及減少之工件數以及其他優勢。

【0070】 現參看圖 1，例示根據本文揭露之實施例的用於裂解烴並產生輕

質烯烴之系統的簡化方法流程圖。該系統包括二個反應器組配，其用於使自石油殘留物原料或其他烴物料流產生丙烯及乙烯的產率最大化。舉例而言，第一反應器 3 可為用於裂解較重質烴饋料之上升反應器。第二反應器 32 為流體化床反應器，其可配備有擋板或內部構件。可在第二反應器 32 中處理來自第一反應器 3 之 C₄ 烯烴及/或輕質石腦油產物或來自外部源之類似饋料流，以提高輕質烯烴(包括丙烯及乙烯)及芳族物/較高辛烷汽油之產率。

【0071】 重質石油殘餘饋料係經由位於第一反應器 3 之底部附近的一或多個饋料注入器 2 注入。重質石油饋料接觸經由 J 型彎管 1 引入之熱再生催化劑。饋入至第一反應器 3 中之催化劑為催化劑混合物，包括對於裂解較重質烴具有選擇性之第一催化劑，諸如 Y 型沸石類催化劑，以及對於裂解 C₄ 及石腦油範圍烴以產生輕質烯烴具有選擇性之第二催化劑，諸如 ZSM-5 或 ZSM-11，其亦可與其他催化劑組合使用。第一及第二催化劑可在一個或二個粒度及密度上不同。諸如 Y 型類沸石的第一催化劑可具有在 20 至 200 微米之範圍內之粒度及在 0.60 至 1.0 g/ml 之範圍內的表觀鬆密度。諸如 ZSM-5 或 ZSM-11 之第二催化劑可具有在 20 至 350 微米之範圍內的粒度及在 0.7-1.2 g/ml 之範圍內的表觀鬆密度。

【0072】 用於氣化饋料及/或將饋料溫度升高至諸如 500°C 至約 700°C 範圍內之所需反應器溫度及用於吸熱熱量(反應熱)所需之熱量可由來自再生器 17 之熱再生催化劑提供。第一反應器 3 中之壓力通常在約 1 巴至約 5 巴範圍內。

【0073】 在完成裂解反應之主要部分之後，使產物、未經轉化饋料蒸氣及廢催化劑之混合物流入旋風器密閉容器 8 所容納之二段旋風器系統中。二段旋風器系統包括用於將廢催化劑與蒸氣分離之一級旋風器 4。廢催化劑經由一級旋風器浸入管 5 排放至汽提塔 9 中。夾帶有來自一級旋風器 4 之經分離蒸氣及來自第二反應器 32 之產物蒸氣的經由流動管線 36a 及單段旋風器 36c 引入之細催化劑顆粒在第二段旋風器 6 中分離。所收集之催化劑混合物經由浸入管 7 排放

至汽提塔 9 中。來自第二段旋風器 6 之蒸氣經由可連接至充氣室 11 之二級旋風器出口 12b 排放，且隨後導引至主分餾器/氣體分餾裝置(未圖示)以回收產物，包括所需烯烴。視需要，產物蒸氣藉由經由分配器管線 12a 引入輕質循環油(LCO)或蒸汽作為淬滅介質以進一步冷卻。

【0074】 經由浸入管 5、7 回收之廢催化劑在汽提塔床 9 中經歷汽提以藉由對流接觸蒸汽來移除間隙蒸氣(催化劑顆粒之間滯留的烴蒸氣)，該蒸汽係經由蒸汽分配器 10 引入至汽提塔 9 之底部。廢催化劑隨後經由廢催化劑豎管 13a 及上升管線 15 轉移至再生器 17 中。位於廢催化劑豎管 13a 上之廢催化劑滑動閥 13b 用於控制催化劑自汽提塔 9 流動至再生器 17。一小部分燃燒空氣或氮氣可經由分配器 14 引入以幫助平穩轉移廢催化劑。

【0075】 焦化或廢催化劑經由密集再生器床 24 之中心中之廢催化劑分配器 16 排放。燃燒空氣藉由位於再生器床 24 之底部處之空氣分配器 18 引入。沈積於催化劑上之焦炭隨後經由與燃燒空氣反應在再生器 17 中燒盡。舉例而言，再生器 17 可在約 640°C 至約 750°C 範圍內之溫度及約 1 巴至約 5 巴範圍內之壓力下操作。夾帶有廢氣之催化劑細粒經收集於第一段旋風器 19 及第二段旋風器 21 中，且經由各別浸入管 20、22 排出至再生器催化劑床中。自第二段旋風器 21 之出口回收的廢氣經由再生器充氣室 23 導引至廢氣管線 50，以用於下游廢熱量回收及/或電力回收。

【0076】 再生催化劑混合物之第一部分經由與 J 型彎管 1 流動連通之再生催化劑豎管 27 抽取。催化劑自再生器 17 流動至反應器 3 可藉由位於再生催化劑豎管 27 上之滑動閥 28 來調節。調節滑動閥 28 之開口以控制催化劑流動，以維持反應器 3 中所需的頂部溫度。

【0077】 除上升蒸汽以外，亦規定經由位於 Y 區段處之氣體分配器 1a 將諸如 C₄ 烯烴及石腦油或類似外部物料流之饋料流作為上升介質注入至 J 型彎管

1 中，以能夠將經再生催化劑自 J 型彎管 1 平穩轉移至反應器 3 中。J 型彎管 1 亦可充當用於在有利於此類反應之條件下使 C₄ 烯烴及石腦油流裂解為輕質烯烴之密集床反應器，該等條件諸如為 0.5 至 50 h⁻¹ 之 WHSV、640°C 至 750°C 之溫度及 3 至 10 秒之滯留時間。

【0078】 再生催化劑混合物之第二部分經由豎管 30 抽取至第二反應器 32 中。滑動閥 31 可用於基於蒸氣出口溫度設定點來控制催化劑自再生器 17 流動至第二反應器 32。C₄ 烯烴及石腦油流以液相或氣相形式經由一或多個饋料分配器 34 (34a、34b) 注入至催化劑床之底部區段中。第二反應器 32 以混合流動方法操作，其中一部分經再生催化劑向下流動(自反應器床之頂部至底部)且一部分經再生催化劑混合物及饋料烴物料流向上流動(自反應器床之底部至頂部)。

【0079】 第二反應器 32 可配備有幫助緊密接觸及混合催化劑及饋料分子之擋板或結構化內部構件(未顯示)。此等內部構件亦可幫助使溝流(channeling)、氣泡生長及/或聚結最小化。第二反應器 32 亦可沿長度在不同區段擴大以在區段內維持恆定或所需表觀氣速。

【0080】 在反應完成後，使用經由分配器 35 引入之蒸汽作為汽提介質在第二反應器 32 之最底部部分處汽提催化劑以分離夾帶的烴饋料/產物。在反應器 32 之底部回收的廢催化劑隨後經由豎管 37 及上升管線 40 至廢催化劑分配器 41 轉移至再生器 17 中。燃燒空氣或氮氣可經由分配器 39 引入以能夠將催化劑平穩轉移至再生器 17 中。滑動閥 38 可用於控制催化劑自第二反應器 32 流動至再生器 17。來自反應器 3、32 二者的廢催化劑隨後在以完整燃燒模式操作的常見再生器 17 中再生。

【0081】 如上文所提及，第二反應器 32 利用可在粒度及密度中之一者或二者方面不同的二種不同催化劑，諸如較輕質及較小 Y 型沸石或 FCC 催化劑及較大及/或密度較高的 ZSM-5/ZSM-11 形狀選擇性五角星形小孔沸石。維持第二反

應器 32 中之表觀氣速，使得基本上所有或大部分較輕質、較小催化劑(例如，Y 型沸石/FCC 催化劑)及一部分較重質、較大催化劑(例如，ZSM-5/ZSM-11)自反應器中排出並經由流動管線 45 回收裂解烴及蒸汽。如上文所述，可將一部分較大及/或密度較高催化劑保留在反應器 32 內，形成朝向反應器下部之密集床。

【0082】 因此，經由流動管線 45 自反應器 32 回收之流出物可包括裂解烴產物、未反應之烴原料、蒸汽(汽提介質)及催化劑混合物，該催化劑混合物包括引入反應器中之基本上所有較輕質及/或較小催化劑及一部分較大及/或密度較高催化劑。流出物隨後可經由流動管線 45 輸送至固體分離器 47。分離器 47 可為經組配以基於催化劑的物理特性(亦即粒度及/或密度)分離二種類型之催化劑的分離器。舉例而言，分離器 47 可使用慣性力或離心力之差值以將 FCC 催化劑與 ZSM-5 分離。固體分離容器 47 為第二反應器 32 之外部容器，且在增強基於其物理特性分離二種類型之催化劑的流體動力學特性下操作。

【0083】 在分離器 47 中分離之後，較小及/或較輕質催化劑(Y 型沸石/FCC 催化劑)隨後經由出口管線 36a 自分離器 47 輸送至常見釋放器或密閉容器 8，其容納上升反應器旋風器及/或反應末端系統。較大及/或密度更大催化劑(ZSM-5/ZSM-11)可經由流動管線 49 返回至混合式流動反應器 32 中以繼續與經由分配器 34 引入之烴饋料反應。

【0084】 夾帶基本上所有較輕質/較小催化劑及一部分較大及/或密度較高催化劑，隨後分離且使較大及/或密度較高催化劑再循環至反應器 32 可使得反應器 32 中之較大及/或密度較高催化劑顯著積聚。由於此催化劑對於裂解 C₄ 及石腦油範圍烴更具有選擇性，因此更大及/或密度更大催化劑之累積可提供選擇性及產率優勢。此外，如上文所論述，以流體化流動方案操作反應器以夾帶二種類型之催化劑可提供提高的反應器之可操作性或操作靈活性。

【0085】 諸如重質真空氣態油或重質殘餘饋料、輕質循環油(LCO)或蒸汽

之烴饋料可作為淬滅介質經由分配器 36b 注入出口管線 36a 中。此類淬滅介質之流速可藉由設定物料流進入密閉容器 8 中之溫度來控制。來自第二反應器 32 之所有蒸氣(包括經由分配器 36b 饋入之彼等蒸氣)經由單段旋風器 36c 排放至密閉容器 8 之稀釋相中。採用烴饋料作為淬滅介質為較佳的，此係由於其用於冷卻來自第二反應器 32 之產物以及提高中等蒸餾油之產量的雙重目的。

【0086】 第一段反應器 3 (諸如上升反應器)可在頂部區段中以快速流體化方案(例如，在底部區段處在約 3 至約 10 m/s 範圍內之氣體表觀速度下)及氣動輸送方案(例如，在約 10 至約 20 m/s 範圍內之氣體表觀速度下)操作。

【0087】 第二反應器 32 中之 WHSV 通常在約 0.5 h^{-1} 至約 50 h^{-1} 之範圍內；蒸氣及催化劑滯留時間可在約 2 秒至約 20 秒之間變化。當引入不同饋料時， C_4 饋料較佳在低於石腦油饋料注入之高度處注入。然而，互換饋料注入位置係可能的。

【0088】 視需要，補充催化劑可經由一或多個流動管線 42、43 引入。舉例而言，新鮮或補充 FCC 或 Y 型沸石催化劑或此二種之混合物可經由流動管線 42 引入至再生器 17 中，且新鮮或補充 ZSM-5/ZSM-11 催化劑可經由流動管線 43 引入第二反應器 32 中。舉例而言，總體系統催化劑存量可藉由自再生器 24 抽取混合催化劑來維持。如下文將描述，催化劑存量及較佳催化劑的積聚可經由控制反應器及分離器 47 操作來控制反應器 32 內。

【0089】 在一些實施例中，再生催化劑之第一部分經由與再生器 17 及經再生催化劑豎管 27 流動連通之抽取管線 25 自再生器 17 抽取至再生催化劑(RCSP)料斗 26 中。RCSP 料斗 26 中之催化劑床以再生器 17 床位準浮動。隨後經由與 J 型彎管 1 流動連通的再生催化劑豎管 27 將再生催化劑自 RCSP 料斗 26 轉移至反應器 3。催化劑自再生器 17 流動至反應器 3 可藉由位於再生催化劑豎管 27 上之 RCSP 滑動閥 28 進行調節。亦可提供壓力等化管線 29。

【0090】 亦可使用分離器旁路管線 60 以促進顆粒自反應器 32 之頂部轉移至諸如圖 1 中所例示之容器 8。如關於上文圖 1 所描述，第二反應器 32 利用可在粒度及密度中之一者或二者不同的二種不同催化劑，諸如較輕質及/或較小的 Y 型沸石或 FCC 催化劑及較大及/或密度較高的 ZSM-5/ZSM-11 形狀選擇性五角星形小孔沸石。可維持第二反應器 32 中之表觀氣速，使得基本上所有較輕質、較小催化劑(例如，Y 型沸石/FCC 催化劑)及一部分較大及/或密度較高催化劑(例如，ZSM-5/ZSM-11)自反應器中排出並經由流動管線 45 回收裂解烴及蒸汽。

【0091】 因此，來自反應器 32 經由流動管線 45 回收之流出物可包括裂解烴產物、未反應之烴原料、蒸汽(汽提介質)及催化劑混合物，該催化劑混合物包括引入反應器中之基本上所有較輕質、較小催化劑及一部分較大及/或密度較高催化劑。流出物隨後可經由流動管線 45 輸送至固體分離器 47。分離器 47 可為經組配以基於催化劑的物理特性(亦即粒度及/或密度)分離二種類型之催化劑的分離器。在流體動力學特性下操作分離器 47，其基於該等催化劑的物理特性該而增強二種類型之催化劑的分離。

【0092】 在分離器 47 中分離之後，隨後經由出口管線 36a 將較小/較輕質催化劑(Y 型沸石/FCC 催化劑)自分離器 47 輸送至共用釋放器或密閉容器 8，該脫離或密閉容器 8 容納上升反應器旋風器及/或反應終止系統。可使較大及/或密度較高的催化劑(ZSM-5/ZSM-11)返回至混合流動反應器 32 以繼續與經由分配器 34 引入之烴饋料反應。

【0093】 連續或間歇地，可將經由流動管線 45 輸送的含有二種類型之催化劑的流出物的一部分分流至旁路分離器 47。流出物之分流部分可經由流動管線 60 圍繞分離器 47 流動，該流動管線 60 可包括分流器或流動控制閥 62。流出物可隨後經由流動管線 64 繼續回至釋放器 8 以使烴產物與催化劑分離。流動管線 64 可與經由流動管線 36a 自分離器 47 回收之流出物及較小催化劑組合，且可引

入至分配器 36b 之上游或下游。可替代地，可將管線 60 中之分流流出物直接饋入至釋放器/密閉容器 8 中。

【0094】 儘管圖 1 中所例示具有分流閥 62，但本文中之實施例涵蓋使用 y 形流動管道或類似裝置以將含有二種催化劑顆粒類型之流出物的一部分連續輸送至釋放器 8，同時將流出物的一部分連續輸送至分離器 47，因此允許在反應器 32 內較大及/或密度更高催化劑顆粒之所需積聚。如圖 1 中所描繪，來自第二反應器之催化劑亦可經由管線 37、滑動閥 38 及轉移管線 40 轉移至再生器 17。風機空氣用作載氣 39 以將催化劑轉移至再生器 17。此催化劑轉移設施不僅將幫助控制反應器 32 中之催化劑床位準，且亦幫助更頻繁的催化劑再生。

【0095】 如上文所述，使用增大之載流流動及/或使用流動分流器可有益地提供對於在第二反應器(反應器 32)中裂解石腦油範圍烴具有選擇性的催化劑之積聚。在一些實施例中，已發現反應器 32 可以提供再生催化劑且維持反應器 32 之催化劑床內之充分活性的方式操作，使得可自流程圖省略催化劑轉移管線(流動管線 37、40)及相關設備(如圖 6 中所展示)而不損害反應器之選擇性及輸送量且具有減小機械複雜度且減小資金及操作成本之額外益處。

【0096】 現參看圖 6，例示根據本文所揭露之實施例的用於裂解烴並產生輕質烯烴之系統的簡化方法流程圖，其中類似數字表示類似部件。類似於上文所述之圖 1 中所例示的方法方案，如圖 6 中所例示之系統將具有二個反應器流程且在二級反應器 32 中引入二個種類之顆粒(諸如較輕質及/或更小 Y 型或 FCC 催化劑及較大及/或密度更高 ZSM-5 或 ZSM-11 催化劑)。較大及/或密度更高催化劑添加劑(例如，ZSM-5 或 ZSM-11)可經由流動管線 43 直接添加至二級反應器容器 32 中。再生催化劑混合物經由管道 30 自再生器 17 轉移至反應器容器 32 中。

【0097】 預期二級反應器容器 32 中之催化劑床將在湍流床、鼓泡床或快速流體化方案下操作。如所例示，可將輕質石腦油饋料 34a (諸如來自一級反應器

或上升反應器 3 之輕質石腦油產物)饋入至二級反應器 32 中且在混合催化劑存在的情況下轉化為輕質烯烴。容器 32 中之上升氣體連同產物氣體將經由管道 45 使包括二種催化劑之固體上升至固體分離容器 47，隨後返回至再生器 17。由於二種催化劑顆粒之大小及/或密度差異，因此固體分離容器 47 中之大部分 ZSM-5 或 ZSM-11 催化劑顆粒將與 Y 型或 FCC 催化劑分離並經由返回管線 49 轉移回至反應器 32。大部分 Y 型或 FCC 催化劑顆粒將轉移回至汽提塔 8 用於氣體固體分離。

【0098】相較於上文所述之其他實施例，主要不同為缺失自二級反應器容器 32 之底部回至再生器容器 17 之催化劑返回管線及相關控制閥以及設備。如上文簡要論述，此方法配置仍可提供高效催化劑再生以及反應器 32 內之所需較大及/或密度更高 ZSM-5 或 ZSM-11 催化劑之積聚及濃縮。預期即使在移除返回管線 37 時，較高濃度之較大及/或密度更高催化劑仍可在二級反應器容器 32 中引起更佳效能。移除返回管線 37 之此設計亦減小機械複雜度並減小資金及操作成本。

【0099】無返回管線 37 之實施例(圖 6)亦包括蒸汽作為上升氣體。由於反應器 32 之底部處不存在催化劑出口，因此催化劑將填充反應器 32 且在一些實施例中，未觀察到催化劑床位準。容器 32 中之上升氣體連同產物氣體將經由管道 45 使包括二種催化劑之固體上升至固體分離容器 47。由於二種催化劑顆粒之大小及/或密度差異，因此固體分離容器 47 中之大部分 ZSM-5 或 ZSM-11 催化劑顆粒將與 Y 型或 FCC 催化劑分離並經由返回管線 49 轉移回至反應器 32。大部分 Y 型或 FCC 催化劑顆粒將轉移回至汽提塔 8 用於氣體固體分離。相較於圖 1，無返回管線 37 之此設計可引起更高濃度的較大及/或密度更高催化劑，其將在反應器 32 中產生更佳反應效能。儘管未例示，容器 32 可包括底部凸緣或出口，以允許容器去存量化催化劑。視需要，此出口亦可用於週期性地移除可能積

聚於容器 32 內之較大及/或較重質催化劑顆粒。

【0100】 如上文所述，根據本文中之實施例之系統可包括經組配以基於催化劑物理特性，諸如粒度及/或密度分離二種類型之催化劑的分離器47。分離器47可為旋風分離器、篩式分離器、機械篩、重力室、離心分離器、擋板室、百葉窗分離器、串聯或氣動分類器或適用於基於大小及/或流體動力學特性高效分離顆粒之其他類型的分離器。

【0101】 圖2至圖5中例示適用於本文中之實施例的分離器或分類器之實例。在一些實施例中，，分離器47可為如圖2中所例示的用以分離具有不同粒度及/或顆粒密度之二種類型之固體顆粒或催化劑的U形慣性分離器。分離器可建成為U形形式，在頂部處具有入口70，在U的另一端具有氣體出口84，以及在U形分離器之基座處具有主要固體出口80。

【0102】 具有不同大小的固體顆粒或催化劑之混合物72連同載氣流經由入口70引入，且藉由進行不超過一圈將慣性分離力施加於固體上以分離不同大小的固體顆粒。較大及/或密度較高固體顆粒78在區段74/76中較佳地向下流至連接至U形基座之豎管或浸入管80，而較輕質或較小固體顆粒較佳地連同氣體流運載至出口82，其中可回收小顆粒及氣體之混合物84。U形分離器之基座處的固體出口80 (用於使較大及/或密度較高催化劑顆粒流回至第二反應器32中之豎管或浸入管之入口)應足夠大以容納正常固體/催化劑流動。

【0103】 藉由控制進入向下豎管及離開主要氣體流出口之氣流速率，可操控U形慣性分離器之總體分離效率及將較大及/或密度較高顆粒與較小且/或密度較低顆粒分離的選擇性。此延伸至完全密封的浸入管，其中離開浸入管之唯一氣體流為藉由離開固體/催化劑流夾帶的彼等氣體流。由於U形慣性分離器提供操縱分離效率之能力，因此可能在如上文所指出之系統中積聚的中間大小的顆粒可定期或連續地夾帶有自分離器47回收之烴產物，用於在容器8中分離且在再生

器24中再生。

【0104】 在一些實施例中，氣體鼓泡器75或額外蒸汽/惰性氣體可設置於緊接出口區段80之頂部，諸如靠近豎管入口之頂部。提供於分離器內之額外上升氣體可進一步促進使較大及/或密度較高固體顆粒與密度較低及/或較小固體顆粒分離，此係由於額外氣體可較佳地使較輕質固體顆粒上升至氣體出口84，從而得到最佳的固體分類。

【0105】 可調節入口70、出口82處之U形分離器及整個U形分離器(包括區域74、76)的橫截面積，以操控裝置內之表觀氣速來控制分離效率及選擇性。在一些實施例中，分離器壁中之一或多者的位置可為可調節的，或可移動擋板可安置於分離器之一或多個區段內，該擋板可用於控制分離效率及選擇性。在一些實施例中，系統可在出口82下游包括粒度分析器，使得能夠實時調整通過U形分離器之流動組配以實現所需分離。

【0106】 利用串聯連接之U形慣性分離器或U形慣性分離器與旋風器之組合可提供允許同時達成較大及/或密度較高顆粒相對於較小及/或密度較低顆粒的總體目標分離效率及目標選擇性二者的靈活性。

【0107】 如美國專利7,179,427中所描述，二級反應器32亦可配備有擋板或結構化內部構件，諸如模組化網格。亦可使用提高接觸效率及產物選擇性/產率之其他類型的內部構件。內部構件可增強催化劑在反應器上之分佈且提高饋入蒸氣與催化劑之接觸，使得平均反應速率增大，提高催化劑之總體活性且使操作條件最佳化以增大輕質烯烴之產量。

【0108】 本文揭露之實施例使用Y型沸石或習知FCC催化劑，使重質烴饋料之轉化最大化。相較於用於提高對流流動反應器中之輕質烯烴產生之ZSM-5或類似催化劑，Y型沸石或FCC催化劑具有較小及/或較輕質粒度。相較於用於提高混合式流動反應器及固體分離器中之每一者中之催化劑類型分離之Y型沸石或

FCC催化劑，ZSM-5或類似催化劑具有較大粒度及/或更密集。維持第二反應器中之蒸氣的表觀氣速，使得其允許將Y型沸石或FCC催化劑及一部分ZSM-5或ZSM-11催化劑夾帶出混合式流動反應器，且固體分離器可利用單顆粒末端速度之差異或最小流體化/最小鼓泡速度之間的差異來分離且使ZSM-5/ZSM-11返回至混合式流動反應器。此概念允許消除二段FCC系統且因此使方法簡化且高效。該方法中採用之催化劑可為Y型沸石/FCC催化劑及ZSM-5或其他類似催化劑之組合，諸如US5043522及US5846402中所提及之彼等催化劑。

【0109】 自混合式流動反應器夾帶出二種催化劑、隨後分離且在混合式流動反應器中再循環及積聚ZSM-5/ZSM-11催化劑消除了對二級反應器中之表觀氣速的任何潛在限制。因此，使用固體分離容器在二級反應器中提供方法靈活性，使得二級反應器以鼓泡床、湍流床或快速流體化方案操作，而非使操作限制為僅鼓泡床方案。固體分離容器可為旋風器或其他容器，其中固體及氣體在共同入口處且經由脫氣、慣性力及離心力引入，顆粒基於大小及/或密度而經分離，其中利用蒸氣出口夾帶大部分較小FCC型顆粒，且較大及/或密度更高ZSM-5或ZSM-11型顆粒經由密集相豎管或浸入管返回至二級反應器容器32。

【0110】 除關於圖2所描述之U型顆粒分離器之外，圖3至圖5例示用於本文中之實施例之各種額外顆粒分離器件。參考圖3，用於基於大小及/或密度分離催化劑或其他顆粒之擋板室分離器900可包括入口910，諸如水平管道。水平管道中所含有的蒸氣及顆粒接著進入腔室912，隨後藉由擋板914偏轉。腔室912連接至第一豎直出口916及第一水平出口918。擋板914可位於腔室912中部、緊接入口910或緊接腔室之水平出口918。擋板可成一定角度或可移動，使得擋板可用於使或多或少的催化劑顆粒偏轉，且可經組配以用於特定顆粒混合物。

【0111】 本文中之方法可利用擋板室分離器900使載氣(諸如烴反應流出物)中所含有的較大及/或密度更高顆粒與較小及/或密度較低顆粒分離。擋板室分

離器900可經組配以：將至少一部分第二顆粒類型與載氣及第一顆粒類型分離，經由第一豎直出口916回收第二顆粒類型，以及經由第一水平出口918回收包括載氣及第一顆粒類型之混合物。分離器亦可包括分配器(未例示)，其安置於第一豎直出口內或緊接第一豎直出口安置以引入流體化氣體，便於將第一顆粒類型與第二顆粒類型再次分離。

【0112】 現參考圖4，例示根據本文中之實施例使用的百葉窗分離器。類似於所例示及所描述的其他分離器，百葉窗分離器1000可用於基於大小及/或密度分離催化劑或其他顆粒。百葉窗分離器1000可包括連接至腔室1012之豎直入口1010，其中腔室之一或多個豎直側1014配備有狹窄縫隙出口1016，可將其描述為百葉窗。百葉窗之數目可視應用而變化，諸如待分離之所需顆粒混合物，且百葉窗之角度可為可調節的，以控制穿過及離開百葉窗出口之蒸氣量。室1012亦連接至腔室之底部處之第一豎直出口1014。

【0113】 本文中之方法可利用百葉窗分離器1000使載氣(諸如烴反應流出物)中所含有的較大及/或密度更高顆粒與較小及/或密度較低顆粒分離。百葉窗分離器1000可經組配以：將至少一部分第二顆粒類型與載氣及第一顆粒類型分離，經由第一豎直出口1014回收第二顆粒類型，以及經由百葉窗出口1016回收載氣及第一顆粒類型。分離器亦可包括分配器(未例示)，其安置於第一豎直出口內或緊接第一豎直出口安置以引入流體化氣體，便於將第一顆粒類型與第二顆粒類型再次分離。

【0114】 現參考圖5，說明根據本文中之實施例使用的慣性分離器1100。類似於所例示及所描述的其他分離器，慣性分離器1100可用於基於大小及/或密度分離催化劑或其他顆粒。分離器可包括在腔室1112之頂部處且延伸至腔室1112中的入口1110。在一些實施例中，腔室1112內之入口1110之高度或安置可為可調節的。分離器亦可包括一或多個側出口1114、1116，諸如一至八個側出口，以及豎

直出口1118。分離器亦可包括分配器(未例示)，其安置於豎直出口1118內或靠近豎直出口1118以引入流體化氣體。

【0115】 具有不同大小之固體顆粒或催化劑之混合物1172連同載氣流經由入口1110引入。混合物1172中之氣體較佳地基於壓差經導引朝向出口1114、1116，且藉由使顆粒及載氣自腔室1112內之延伸入口1110轉向流向出口1114、1116來將慣性分離力施加於固體上，該慣性力使不同大小/密度之顆粒分離。較大及/或較重質固體顆粒1174在區段1118中較佳地向下流至連接至分離器之基座之豎管或浸入管(未顯示)，而較輕質或較小固體顆粒1176較佳地連同氣體流運載至出口1114、1116，其中可回收小顆粒及氣體之混合物。

【0116】 在本文中所述之分離器中之每一者中，藉由控制進入向下豎管/分離室及離開主要氣流出口之氣流速率，可操控分離器之總體分離效率及對於將較重質及/或密度較高顆粒與較輕質或更小顆粒分離的選擇性。此延伸至完全密封的浸入管，其中離開浸入管之唯一氣體流為藉由離開固體/催化劑流夾帶的彼等氣體流。

【0117】 在一些實施例中，可將氣體鼓泡器或額外蒸汽/惰性氣體設置於靠近重質/密集顆粒出口區段之頂部，諸如靠近豎管入口之頂部。提供於分離器內之額外上升氣體可進一步促進使較重質及/或較大固體顆粒與較輕質或較小固體顆粒分離，此係由於額外氣體可較佳地使較輕質固體顆粒上升至氣體出口，從而得到更佳的固體分類。

【0118】 本文所述之顆粒分離器可安置於容器外部或內部。此外，在一些實施例中，例如，顆粒分離器之較大/密集顆粒出口可以流體方式連接至外部容器，從而向所需反應器提供經分離顆粒之選擇性再循環或饋入，以便維持例如所需催化劑平衡。

【0119】 藉由上文所述之方法，本文所揭露之實施例顯著提高了二級反應

器(容器32)中所需催化劑的濃度，因此提高輕質烯烴產率。另外，此方法亦充當使抽取及添加ZSM-5及ZSM5-11與抽取及添加FCC催化劑解耦之方法。總而言之，本揭露中所呈現之FCC方法在二級反應器32中形成富含所需ZSM-5或ZSM-11催化劑添加劑之環境，其可較佳地轉化輕質石腦油產物，諸如衍生自一級反應器之彼等輕質石腦油產物，以提高輕質烯烴產率同時藉由在一級反應器或上升反應器或上升管中應用最佳操作條件而使中等蒸餾油產率最大化。

【0120】 本文揭露之實施例之另一益處為整合式二反應器方案克服獨立C₄/石腦油催化裂解方法中之熱平衡限制。二級(混合式流動)反應器由於與催化劑再生器整合而充當散熱片，使處理殘餘原料時催化劑冷卻劑需求最小化。

【0121】 將來自二級反應器之產物蒸氣輸送至第一段反應器/脫離容器或反應末端器件中，其中此等蒸氣與來自第一段之產物及或外部淬滅介質(諸如LCO或蒸汽)混合且經其淬滅，以使非所要熱裂解反應最小化。可替代地，二級反應器/固體分離器之產物出口管線亦可用於引入額外量之重質饋料或重新導引來自第一段反應器(上升反應器)之饋料的一部分。此用於二個目的：(1)固體分離器蒸氣出口管線中之催化劑主要為Y型沸石/習知FCC催化劑，其較佳使此等重質饋料分子裂解成中等蒸餾油，及(2)此類裂解反應為吸熱的，有助於降低流出產物蒸氣之溫度以及減少滯留時間。

【0122】 在本文揭露之一些實施例中，現有FCC單元可經改造具有如上文所述之二級反應器。舉例而言，適當大小的反應器可流體地連接至現有催化劑再生容器以提供催化劑饋料且自混合式流動容器返回，且流體地連接至現有脫離容器以將烴產物與催化劑分離。在其他實施例中，可將混合式流動反應器添加到旨在以汽油模式、輕質烯烴模式或柴油模式操作的基層(grass-root) FCC單元。

【0123】 上文關於圖1及圖6所述之反應器系統主要係關於輕質烯烴產生及混合催化劑系統中之催化劑的有利濃度以提高系統之反應度及選擇性。此反應

器系統亦可用於其他混合催化劑系統，其中催化劑中之一者之濃度可為有利的。

【0124】舉例而言，在一些實施例中，反應系統可用於汽油脫硫，其中催化劑混合物可包括較小及/或密度較低FCC催化劑，諸如沸石Y，及較大及/或密度較高催化劑，諸如汽油脫硫添加劑。關於圖7描述此方法。

【0125】現參看圖7，例示根據本文揭露之實施例的用於使烴裂解並脫硫之系統的簡化方法流程圖。該系統包括二個反應器組配，其用於利用石油原料或其他烴物料流產生烯烴，諸如丙烯及乙烯。舉例而言，第一反應器3可為用於裂解較重質烴饋料之上升反應器。第二反應器32為流體化床反應器，其可配備有擋板或內部構件。包括來自第一反應器3之烯烴及/或輕質石腦油產物或來自外部源之類似饋料流之裂解烴產物可在第二反應器32中進行處理以提高產物品質，諸如減小第二反應器中處理的烴之總體硫含量。

【0126】重質石油殘餘饋料經由位於第一反應器3之底部附近的一或多個饋料注入器2注入。重質石油饋料接觸經由J型彎管1引入之熱再生催化劑。饋入至第一反應器3之催化劑為催化劑混合物，包括對於裂解較重質烴具有選擇性之第一催化劑，諸如基於Y型沸石之催化劑；及對於脫硫石腦油範圍烴具有選擇性之第二催化劑，其亦可與其他催化劑組合使用。第一及第二催化劑可在一個或二個粒度及密度上不同。

【0127】用於氣化饋料及/或將饋料溫度升高至諸如500℃至約700℃範圍內之所需反應器溫度及用於吸熱熱量(反應熱)所需之熱量可由來自再生器17之熱再生催化劑提供。

【0128】在完成裂解反應之主要部分之後，使產物、未經轉化饋料蒸氣及廢催化劑之混合物流入旋風器密閉容器8所容納之二段旋風器系統中。二段旋風器系統包括用於將廢催化劑與蒸氣分離之一級旋風器4。廢催化劑經由一級旋風器浸入管5排放至汽提塔9中。夾帶有來自一級旋風器4之經分離蒸氣及來自第二

反應器32之產物蒸氣的經由流動管線36a及單段旋風器36c引入之細催化劑顆粒在第二段旋風器6中分離。所收集之催化劑混合物經由浸入管7排放至汽提塔9中。將來自第二段旋風器6之蒸氣經由可連接至充氣室11之二級旋風器出口12b排放，且隨後導引至分餾器/氣體分餾裝置410以回收產物，包括所需烯烴。視需要，產物蒸氣藉由經由分配器管線12a引入輕質循環油(LCO)或蒸汽作為淬滅介質以進一步冷卻。

【0129】 分餾器410可為例如FCC分餾裝置之主分餾器，且可產生各種烴餾分，包括含有輕質烯烴之餾分412、石腦油餾分414、重質餾分416以及其他各種烴餾分。導引至分餾器/氣體分餾裝置410之產物可包括其他輕質氣體，諸如可在脫硫期間產生的硫化氫；可包括分離器、吸收器或其他單元操作，其中需要此類雜質在主分餾器/氣體分餾裝置之上游分離。

【0130】 經由浸入管5、7回收之廢催化劑在汽提塔床9中經歷汽提以藉由對流接觸蒸汽來移除間隙蒸氣(催化劑顆粒之間滯留的烴蒸氣)，該蒸汽係經由蒸汽分配器10引入至汽提塔9之底部。廢催化劑隨後經由廢催化劑豎管13a及上升管線15轉移至再生器17中。位於廢催化劑豎管13a上之廢催化劑滑動閥13b用於控制催化劑自汽提塔9流動至再生器17。一小部分燃燒空氣或氮氣可經由分配器14引入以幫助平穩轉移廢催化劑。

【0131】 焦化或廢催化劑經由密集再生器床24之中心中之廢催化劑分配器16排放。燃燒空氣藉由位於再生器床24之底部處之空氣分配器18引入。沈積於催化劑上之焦炭隨後經由與燃燒空氣反應在再生器17中燒盡。夾帶有廢氣之催化劑細粒經收集於第一段旋風器19及第二段旋風器21中，且經由各別浸入管20、22排出至再生器催化劑床中。自第二段旋風器21之出口回收的廢氣經由再生器充氣室23導引至廢氣管線50，以用於下游廢熱量回收及/或電力回收。

【0132】 再生催化劑混合物之第一部分經由與J型彎管1流動連通之再生催

化劑豎管27抽取。催化劑自再生器17流動至反應器3可藉由位於再生催化劑豎管27上之滑動閥28來調節。調節滑動閥28之開口以控制催化劑流動，以維持反應器3中所需的頂部溫度。

【0133】 除上升蒸汽以外，亦規定經由位於Y區段處之氣體分配器1a將諸如C₄烯烴及石腦油或類似外部物料流之饋料流作為上升介質注入至J型彎管1中，以能夠將經再生催化劑自J型彎管1平穩轉移至反應器3中。J型彎管1亦可充當密集床反應器以在有利於此類反應之條件下使C₄烯烴及石腦油物料流裂解成輕質烯烴。

【0134】 再生催化劑混合物之第二部分經由豎管30抽取至第二反應器32中。閥31可用於基於蒸汽出口溫度設定點來控制催化劑自再生器17流動至第二反應器32。一或多個烴餾分(諸如石腦油物料流)可以液相或氣相形式經由一或多個饋料分配器34 (34a、34b)注入至催化劑床之底部區段中。在一些實施例中，石腦油饋料可包括來自分餾器410之石腦油414之一部分或全部。第二反應器32以混合流動方式操作，其中再生催化劑之一部分向下流動(自反應器床之頂部至底部)及/或在容器32內循環，且再生催化劑混合物之一部分及饋料烴物料流向上流動(自反應器床之底部至頂部，更小/密度更低顆粒與流出物烴流出反應器之頂部)。

【0135】 第二反應器32可配備有幫助緊密接觸及混合催化劑及饋料分子之擋板或結構化內部構件(未顯示)。此等內部構件亦可幫助使溝流、氣泡生長及/或聚結最小化。第二反應器32亦可沿長度在不同區段擴大以在區段內維持恆定或所需表觀氣速。

【0136】 在反應完成後，使用經由分配器35引入之蒸汽作為汽提介質在第二反應器32之最底部部分處汽提催化劑以分離夾帶的烴饋料/產物。在反應器32之底部回收的廢催化劑隨後可經由催化劑抽取管線418抽取。替代地，在反應器

32之底部處回收的廢催化劑可如上文關於圖1所描述而轉移至再生器17 (經由豎管37及上升管線40至廢催化劑分配器41，其中燃燒空氣或氮氣可經由分配器39引入以能夠將催化劑平穩轉移至再生器17)。閥(未例示)可用於控制來自第二反應器32之催化劑流動。

【0137】 如上文所提及，第二反應器32利用可在粒度及/或密度中之一或二者方面不同的二種不同催化劑，諸如密度較低及/或更小Y型沸石或FCC催化劑及較大及/或密度較高脫硫催化劑。維持第二反應器32中之表觀氣速，使得基本上所有或大部分較輕質、更小催化劑及一部分較大及/或密度更高催化劑自反應器中排出並經由流出物流動管線45回收烴產物及蒸汽。如上文所述，可將一部分較大及/或密度較高催化劑保留在反應器32內，形成朝向反應器下部之密集床。

【0138】 因此，經由流動管線45自反應器32回收之流出物可包括脫硫化烴產物、未反應之烴原料、蒸汽(汽提介質)及催化劑混合物，該催化劑混合物包括引入反應器32中之基本上所有較輕質及/或較小催化劑及一部分較重質及/或較大催化劑。流出物隨後可經由流動管線45輸送至固體分離器47。分離器47可為經組配以基於催化劑的物理特性(亦即粒度及/或密度)分離二種類型之催化劑的分離器。舉例而言，分離器47可使用慣性力或離心力之差值以將較小及/或較輕質催化劑與較大及/或較重質催化劑分離。固體分離容器47為第二反應器32之外部容器，且在增強基於其物理特性分離二種類型之催化劑的流體動力學特性下操作。

【0139】 在分離器47中分離之後，較小及/或較輕質催化劑(Y型沸石/FCC催化劑)隨後經由出口管線36a自分離器47輸送至常見釋放器或密閉容器8，其容納上升反應器旋風器及/或反應末端系統。較大及/或較重質脫硫催化劑可經由流動管線49返回至混合流動反應器32中以繼續與經由分配器34a/b引入之烴饋料反應。

【0140】夾帶基本上所有較輕質/較小催化劑及一部分較重質及/或較大催化劑，隨後分離且將較重質及/或較大催化劑再循環至反應器32可使得反應器32中之較大及/或較重質脫硫催化劑顯著積聚。由於此催化劑對於脫硫石腦油範圍烴更具有選擇性，因此較大及/或較重質催化劑之積聚可提供選擇性及產率優勢。此外，如上文所論述，以流體化流動方案操作反應器以夾帶二種類型之催化劑可提供提高的反應器之可操作性或操作靈活性。

【0141】諸如重質真空氣態油或重質殘餘餡料、輕質循環油(LCO)或蒸汽之烴餡料可作為淬滅介質經由分配器36b注入出口管線36a中。此類淬滅介質之流速可藉由設定物料流進入密閉容器8中之溫度來控制。來自第二反應器32之所有蒸氣(包括經由分配器36b饋入之彼等蒸氣)經由單段旋風器36c排放至密閉容器8之稀釋相中。採用烴餡料作為淬滅介質為較佳的，此係由於其用於冷卻來自第二反應器32之產物以及提高中等蒸餾油之產量的雙重目的。

【0142】第一段反應器3 (諸如上升反應器)可在頂部區段中以快速流體化方案(例如，在底部區段處在約3至約10 m/s範圍內之氣體表觀速度下)及氣動輸送方案(例如，在約10至約20 m/s範圍內之氣體表觀速度下)操作。

【0143】第二反應器32中之WHSV通常在約0.5 h⁻¹至約50 h⁻¹之範圍內；蒸氣及催化劑滯留時間可在約2秒至約20秒之間變化。視需要，補充催化劑可經由一或多個流動管線42、43引入。舉例而言，新鮮或補充FCC或Y型沸石催化劑或此二種之混合物可經由流動管線42引入至再生器17中，且新鮮或補充汽油脫硫添加劑可經由流動管線43引入第二反應器32中。總體系統催化劑存量可藉由例如自再生器24及/或反應器32抽取混合催化劑來維持。可諸如上文所述控制反應器32內之催化劑存量及較佳催化劑之積聚。另外，在一些實施例中，如上文所述，催化劑料斗26可結合催化劑抽取管線25、壓力等化管線29及豎管27使用。

【0144】類似地，圖7之反應器系統可用於有利地處理重質烴原料，包括重

質原油或原生原油。在此實施例中，混合催化劑系統可包括例如更小及/或密度較低FCC催化劑(諸如沸石-Y)及較大及/或密度更高重質油處理添加劑。舉例而言，重質油處理添加劑可為以下中之一者：活性基質催化劑、金屬捕獲添加劑、粗糙及/或密度均衡催化劑(Ecat)、基質或黏合型催化劑(諸如高嶺土或沙)或高基質/沸石比FCC催化劑以及其他催化劑。重質油處理添加劑可具有關於裂解較重質烴之最小催化活性且可僅僅供應發生熱裂解反應所需之表面面積。重質烴饋料可經由分配器43 a/b引入至反應器32中，且系統可如上文所述經操作以增強重質烴原料之處理。

【0145】 當在重質烴處理條件下操作時，第二反應器32中之WHSV通常在0.1-100 hr⁻¹之範圍內；蒸氣及顆粒滯留時間可在1至400秒之間變化。視需要，補充顆粒可經由一或多個管線42、43引入；可能有利的係經由管線42將FCC或Y型催化劑添加至再生器17以及經由管線43將重質油處理添加劑添加至第二反應器32。總體系統活性藉由經由管線418自第二反應器32且自再生器24抽取顆粒來保持。可經由管線43添加及經由管線418抽取來控制第二反應器32中之固體存量及較佳重質油處理添加劑之積聚。第二反應器32中之操作溫度係經由閥31使用來自再生器17管線30之催化劑來控制且可介於400至700℃之範圍內。在一些實施例中，第二反應器32之產物可基本上為用於一級上升反應器3之饋料。另外，在一些實施例中，如上文所述，催化劑料斗26可結合催化劑抽取管線25、壓力等化管線29及豎管27使用。

【0146】 一般而言，圖1、圖6及圖7中所例示之方法流程圖使用催化劑/顆粒分離技術以在二級容器中處理額外或再循環烴原料。循環通過系統之催化劑混合物可包括對特定反應，諸如裂解、脫硫、脫金屬、脫氮及其他反應具有選擇性之催化劑，其中選擇混合物之催化劑以具有如上文所述之不同物理特性，使得所需催化劑可在二級反應器中濃縮。將再生催化劑饋入至可以快速流體化、鼓泡或

湍流床操作(視應用而定)操作之二級反應器/容器中。二級反應器/容器之流出物進入分離器47，其中一級及二級催化劑基於尺寸及/或密度分離，且富含二級催化劑之分離器底部再循環回至二級反應器/容器中。二級反應器/容器具有可視應用而為有利的任擇的催化劑抽取物以及視應用而定之不同烴饋料。二級催化劑之濃度可提高總體反應系統之可操作性、靈活性及選擇性。

【0147】 如上文關於圖2所描述之分離器47可用於提高混合催化劑烴處理系統之生產力及靈活性，其中分離器47可位於系統內之其他有利位置處。此類方法及系統在下文關於圖8至圖11進一步描述，其中類似數字表示類似部件。

【0148】 現參考圖8A，例示根據本文所揭露之實施例的用於轉化烴並產生烯烴之系統的簡化方法流程圖，其中類似數字表示類似部件。圖8A之方法流程增加催化劑容納容器510，其經由催化劑抽取管線30及閥31饋入來自FCC再生器之再生催化劑。容納容器510可藉由例如經由流動管線516引入之流體化介質(諸如空氣、氮氣或蒸汽)進行流體化。將容納容器流出物45傳送至分離催化劑混合物之分離器47中。富集較大及/或較重質催化劑之分離器底部49經再循環回至催化劑容納容器510，其中將積累較大及/或密度更高催化劑之濃度。在此實施例中，來自分離器510之剩餘物料流514返回至脫離容器8。容納容器之底部512可耦接至可控制將催化劑饋入至二級反應器/容器32之滑動閥(未例示)，其可以類似於上文關於圖1、圖6及圖7所述之方式進行操作。有利地，容器510中濃縮之催化劑將不藉由烴飽和且可允許降低與二級反應器/容器32中之催化劑之接觸時間。

【0149】 圖8B例示與圖8A之系統類似的系統，相對於轉遞至脫離容器8，經由流動管線514自分離器47回收的催化劑返回至催化劑再生器17。流動管線514中之催化劑轉遞之容器可視經由流動管線516引入之流體化氣體的類型以及分別經由流動管線50及12b自再生器17或容器8接收流動之系統之能力而定。舉例而言，在流體化氣體為蒸汽的情況下，流動管線514中之催化劑較佳地經轉遞

至容器8；例如在流體化氣體為空氣或氮氣的情況下，流動管線514中之催化劑較佳地經轉遞至再生器17。

【0150】 圖8A及圖8B例示隨著轉遞至再生器17或脫離容器8而經由流動管線514回收之較小顆粒及隨著轉遞至二級反應器32而經由流動管線512回收之較大及/或較重質顆粒。本文中之實施例亦涵蓋將經由分離器47及流動管線514回收之較小及/或較輕質顆粒轉遞至二級反應器32同時使較大及/或較重質顆粒再循環至再生器17或汽提塔9。

【0151】 圖8A及圖8B進一步例示具有累積/濃縮用於二級反應器之大顆粒之容器510的系統。在單程分離可滿足的情況下，可自系統排除密閉容器510，如圖9A及圖9B中所例示，其中類似數字表示類似部件。在此等實施例中，催化劑混合物經由浸入管30自催化劑再生器17直接饋入至分離器47中。空氣或其他流體化氣體可經由流動管線610供應，以足以慣性分離之流速提供。較小/較輕質顆粒可經由流動管線612回收且較大及/或較重質顆粒可經由流動管線614回收。圖9A例示轉遞至二級反應器32之較大及/或較重質顆粒，而圖9B例示轉遞至二級反應器32之較小及/或較輕質顆粒。

【0152】 圖9A及圖9B例示顆粒部分返回至再生器17。類似於關於圖8A及圖8B之以上描述，未饋入至反應器32之顆粒可返回至再生器17或脫離容器8，且此可視流體化介質及/或後續加工能力而定。

【0153】 圖9A及圖9B中所例示的方法流程使用分離器之單一傳遞版本，其與併入再循環以增大濃度之彼等版本相反。在此流程中，再生催化劑經引導至分離器，其中分離器之底部或塔頂可經引導至二級反應器。若底部為待引導的，則催化劑將基於較大及/或密度更高顆粒而富集。若分離器之塔頂待引導至二級反應器，則催化劑將富集較小及/或密度較低顆粒。此流程亦可經配置以使得不存在二級反應器，且分離器在再生器與一級上升反應器之間，濃縮與下文關於圖11

之方法描述之催化劑類似的催化劑。

【0154】 圖8A/B之實施例使再循環催化劑與二級反應器解耦，從而在二級反應器中達成較高濃度之所需催化劑，然而，需要額外資金成本。舉例而言，相較於圖7之流程圖，6A/B之實施例亦使再循環催化劑與二級反應器解耦，從而達成所需催化劑之濃度之適度增大，但以與圖9A/B之實施例相比更低的資金成本。

【0155】 現參考圖10，例示根據本文所揭露之實施例的用於處理烴之系統之簡化方法流程圖，其中類似數字表示類似部件。此方法流程移除二級反應器且具有自一級上升管3接收流出物之分離器47。含有混合催化劑之上升管流出物可引導至分離器47，其中一部分催化劑自分離器底部710再循環至上升管3，從而在上升反應器3中富集較大及/或較重質催化劑之濃度。分離器47之塔頂712將繼續至汽提塔容器8，其中烴產物將與剩餘催化劑分離。此組配亦可隨著將廢催化劑再循環至上升管3之方法與不具有分類程度之催化劑混合物使用。

【0156】 富集催化劑餾分710可自豎管27引入至再生催化劑饋料入口之上游或下游的上升管3(如所例示)中，且在一些實施例中可沿上升反應器3之長度引入至一或多個點處。入口點可基於二級烴饋料、再循環催化劑710之溫度及可用於有利地處理上升反應器3中之烴的其他變量。

【0157】 自脫離容器8/汽提塔9回收之烴產物可如上文所述轉遞至分餾器/氣體分餾裝置720，以分離及回收一或多種烴餾分722、724、726、728、730。本文中實施例中之來自分餾器/氣體分餾裝置之經回收烴餾分中之一或多者可經再循環至上升反應器3或二級反應器32中以供進一步處理。

【0158】 例示根據本文所揭露之實施例的用於處理烴之系統之簡化方法流程圖，其中類似數字表示類似部件。在此方法流程中，再生器催化劑料斗26經流體地連接至上升反應器3。含有較小及/或密度較低催化劑及較大及/或密度較高催化劑之再生混合催化劑自再生器17流動至再生器催化劑料斗26。料斗26經由

分配器810提供之蒸汽及/或空氣流體化。料斗之塔頂流出物816流動至分離器47。在作為如先前所描述之分離器件之分離器47中，催化劑經分離，且富集較大及/或密度更高催化劑之底部814可在諸如藉由空氣流體化時反饋回至再生器催化劑料斗26或諸如在藉由蒸汽流體化時反饋回至脫離容器8。此將增大再生器催化劑料斗26中之較大及/或密度更高催化劑之濃度。分離器47之塔頂812可引導至再生器或汽提塔容器。再生器催化劑料斗之底部27具有帶滑動閥28之抽取，該滑動閥28控制富集較大及/或密度更高催化劑之催化劑流動至上升管3。以此方式，上升管3操作濃度高於系統中之存量之有效濃度催化劑，基於催化劑之特性產生較佳產物。

【0159】 如上文關於圖11所描述之再生器催化劑料斗中之催化劑之濃縮可間歇地執行。該系統可使催化劑混合物循環經過上升管、汽提塔及再生器，而不在料斗26中充分流體化以將催化劑夾帶至分離器47。當所需產物混合物、烴饋料或其他因素改變時，其中可能有利的係與催化劑混合物中之較高濃度之特定催化劑一起操作，再生器料斗26中之催化劑可經流體化並使用分離器47分離。當因素再次改變時，可停止催化劑料斗之流體化。以此方式，可增強系統關於產物及饋料之靈活性。

【0160】 儘管圖10及圖11例示有單一上升管，但固體分離器件可用於提高多上升管系統之效能。舉例而言，二上升管系統可受益於上升管中一種催化劑之濃度，其可為與第二上升管處理不同的饋料。

【0161】 本文中之實施例可利用各種類型的催化劑或顆粒執行所需反應，其中共同再生器可用於再生催化劑之混合物，且分離器經有利地安置以使一或多個反應器富集催化劑混合物中所含有的特定催化劑。本文中的實施例可用於改良單元操作並提高反應系統之選擇性及靈活性，諸如對於包括輕質烯烴產生、汽油脫硫及重質油處理之應用。

【0162】 如上文所述，輕質烴烴產生可包括進入上升管之各種輕質、中等及重質烴餵料。進入第二反應器32之餵料可包括石腦油，諸如直餾石腦油或再循環催化石腦油以及其他餵料。用於輕質烴烴產生之催化劑混合物可包括較小及/或密度更低催化劑，諸如FCC催化劑(例如沸石Y)，以及較重/密度更高催化劑，諸如ZSM-5或ZSM-11以及其他組合。亦可使用其他裂解催化劑。用於裂解烴之各種催化劑揭露於美國專利第7,375,257號、第7,314,963號、第7,268,265號、第7,087,155號、第6,358,486號、第6,930,219號、第6,809,055號、第5,972,205號、第5,702,589號、第5,637,207號、第5,534,135號及第5,314,610號以及其他專利中。

【0163】 如上文所述，涉及汽油脫硫之實施例可包括進入上升管中之各種輕質、中等及重質烴餵料。進入第二反應器32之餵料亦可包括石腦油，諸如直餾石腦油或再循環催化石腦油以及其他餵料。用於輕質烴烴生產之催化劑混合物可包括較小及/或密度較低催化劑，諸如FCC催化劑(例如沸石Y)及具有脫硫官能度之較大/密度較高催化劑，諸如MgO/Al₂O₃與各種金屬促進。其他脫硫催化劑亦可如尤其美國專利第5,482,617號、第6,482,315號、第6,852,214號、第7,347,929號中所揭露來使用。在一些實施例中，催化劑混合物可包括具有脫硫活性之裂解催化劑組合物，諸如US5376608中所揭露之彼等催化劑以及其他催化劑。

【0164】 如上文所述，涉及重質油處理之實施例可包括進入上升管中之各種輕質、中等及重質烴餵料。進入第二反應器32之餵料可包括沸點或沸點範圍高於約340°C之烴或烴混合物。可與本文所揭露之方法一起使用的烴原料可包括各種精煉廠及其他烴物料流，諸如石油常壓或真空殘餘油、脫瀝青油、脫瀝青的瀝青、加氫裂解常壓塔或真空塔底部、直餾真空氣態油、加氫裂解真空氣態油、流體催化裂解(FCC)漿料油、來自沸騰床加氫裂解方法之真空氣態油、葉岩衍生油、煤衍生油、焦油砂瀝青、妥爾油(tall oil)、生物衍生原油、黑色油以及其他類似烴流或此等之組合，其中之每一者可為直餾物料流、方法衍生物料流、加氫裂解

物料流、部分脫硫物料流及/或部分解金屬化物物料流。在一些實施例中，殘餘烴餾分可包括具有至少480°C、至少524°C或至少565°C之正常沸點的烴。用於重質烴處理之催化劑混合物可包括較小及/或密度較低催化劑，諸如FCC催化劑(例如沸石Y)及較大及/或密度較高的催化劑，諸如活性基質催化劑、金屬捕獲催化劑、粗糙/密集平衡催化劑(Ecat)、基質或黏合劑型催化劑(諸如高嶺土或沙)或較高基質/沸石FCC催化劑。亦可使用其他裂解催化劑，諸如(例如)揭露於US5160601、US5071806、US5001097、US4624773、US4536281、US4431749、US6656347、US6916757、US6943132及US7591939中之彼等催化劑以及其他催化劑中之一或多者。

【0165】 本文系統亦可用於預處理重質粗產物或原始粗產物，諸如自焦油砂回收之原油或瀝青。舉例而言，諸如圖1或圖9以及其他中之反應器32可用於在下游操作中進一步處理經處理重質粗產物之前預處理瀝青，該處理可包括在下游分離系統中分離且使一或多種餾分再循環以在反應器3中進一步轉化。藉由顆粒或催化劑混合物內之較佳顆粒預處理重質粗產物之能力可有利地允許對重質粗產物處理進行整合，否則其將對催化劑及總系統效能有害。

【0166】 本文中之實施例描述藉由分離器分離之催化劑混合物及反應器中混合物內之催化劑的有效較佳濃度。如圖式中所例示，反應器中濃縮之催化劑例示為自分離器返回接近反應器或容器之頂部。本文中之實施例亦涵蓋催化劑自分離器返回至反應器之中部或下部，且催化劑返回之地方可視所處理烴饋料、混合物中之催化劑類型及反應器容器內之所需催化劑梯度而定。本文中之實施例亦涵蓋催化劑返回至反應器內之多個位置。儘管提供提高給定反應器中混合物內的特定催化劑或顆粒之濃度的能力，但本文中之實施例亦可用於一種催化劑系統；本文所述之顆粒分離器及系統可增大催化劑/油比率，其增大催化接觸時間。

【0167】 如上文所述，本文中各種實施例利用以足以夾帶第一裂解催化劑及第二裂解催化劑的流體化方案操作的二級反應器，其中烴產物自二級反應器塔頂出口回收作為流出物。在一些實施例(諸如圖12中所例示)中，二級反應器可為以足以夾帶第一裂解催化劑及第二裂解催化劑的流體化方案操作的二級上升反應器，其中烴產物自二級反應器塔頂出口回收作為流出物。在如圖12中所例示的其他實施例中，二級反應器可為以足以夾帶第一裂解催化劑、一部分第二裂解催化劑及烴產物之流化方案操作的鼓泡或流體化床反應器。隨後可將流出物饋入至固體分離容器以使經裂解烴產物及第一裂解催化劑與第二裂解催化劑分離。此固體分離容器可為反應器之外部容器，且可在增強基於催化劑物理特性(諸如粒度及/或密度)分離二種類型之催化劑的流體動力學特性下操作。對於裂解C₄及石腦油範圍烴具有選擇性之經分離催化劑可隨後返回至反應器以繼續反應，且提供增強濃度的對於在反應器內裂解C₄及石腦油範圍烴具有選擇性之催化劑，從而提高總體方法之選擇性，同時由於操作窗增強亦提高總體方法靈活性。

【0168】 現參考圖12，圖12例示根據本文中之實施例之另一方法流程，其中類似數字表示類似部件。類似於其他方法流程，諸如圖1及圖6中所例示之彼等方法流程，使用二種催化劑/固體顆粒，例如其中第一催化劑為較小及/或較輕質習知FCC催化劑且第二催化劑為較大及/或較重質ZSM-5或ZSM-11催化劑。

【0169】 混合的第一及第二催化劑可經由流動管線30至控制閥門31自共同再生器17饋入至二級上升反應器171之底部。在二級上升反應器171之底部，催化劑與經由流動管線174a饋入之催化劑混合，該等催化劑之流動可由控制閥174調節。流動管線174a中之催化劑可具有較高濃度之較大及/或較重質第二裂解催化劑(諸如ZSM-5)，其有利於石腦油裂解反應為輕質烯烴產物，諸如丙烯。

【0170】 相比於來自再生器17之混合物中所供應之催化劑，具有更高濃度

之較大及/或較重質第二裂解催化劑之混合催化劑隨後可與二級上升反應器171中之烴接觸。舉例而言，石腦油饋料可經由流動管線143引入且上升蒸汽可經由流動管線135饋入。如上文所述，石腦油饋料可為來自下游產物分餾器之石腦油或可為來自其他單元之石腦油饋料，諸如煉焦器石腦油等等。視需要，石腦油饋料亦可饋入或來自圖12中未展示之不同位置。

【0171】 石腦油裂解反應出現在二級上升反應器171中，石腦油饋料及蒸汽饋料足以夾帶第一及第二裂解催化劑二者以及裂解烴產物。產物流以及催化劑混合物隨後進入固體分離器件(SSD) 47，其可用於促進濃縮密度更高及/或較大第二裂解催化劑。SSD 47可將來自二級上升反應器171之流出物分離為蒸汽/第一裂解催化劑物料流147a及第二裂解催化劑物料流147b中。如上文所述，可將自分離器回收的第二裂解催化劑再循環回至二級反應器以繼續反應。

【0172】 來自二級上升反應器之裂解烴及經分離第一裂解催化劑隨後可饋入至脫離容器170，來自裂解烴產物之第一裂解催化劑中。如下文將進一步描述，包括輕質烯烴、C₄烴、石腦油範圍烴以及較重質烴之裂解烴產物可經由流動管線180回收，且可隨後經分離以回收所需產物或產物餾分。在一些實施例中，經由流動管線180回收之裂解烴產物可與流動管線12中之烴組合並饋入至共同分離系統中用於組合處理並回收所需產物或產物餾分。

【0173】 在一些實施例中，如圖12中所例示，SSD 47可位於脫離容器170內。脫離容器170可容納內部容器173，自SSD 47接收較大及/或密度更高第二裂解催化劑。脫離容器170之內壁與內部容器173之外壁之間的環形區178可接收較小及/或密度較低第一裂解催化劑。

【0174】 如上文所述，在SSD 47中，可將二級上升反應器流出物分離成蒸汽/第一裂解催化劑物料流147a及第二裂解催化劑物料流147b。基於密度及/或粒度，藉由較大及/或較重質ZSM-5之第二催化劑濃縮的催化劑物料流147b可饋入

至豎管172，隨後進入內部容器173且經由控制閥174最終反饋回至二級上升反應器171。內部容器173可為開放式的，使得可與催化劑物料流147b一起回收之任何夾帶氣體可與內部開放式容器173中之催化劑分離，離開開放式容器173之頂部，與容器170中之蒸氣混合，且經由流動管線180與產物一起回收。

【0175】 內部容器173中之催化劑位準可由控制閥174及相關控制器或控制系統控制，且位準跡象亦可用於調節SSD 47的蒸氣分流比率以操控較大及/或更密集第二裂解催化劑顆粒之分離效率。以此方式，條件可經調節使得一部分第二裂解催化劑顆粒可殘留至旋風器中且經回收於環形區中，以供返回至再生器用於再生。

【0176】 蒸氣/第一裂解催化劑物料流147a進入可將第一裂解催化劑與產物氣體分離之旋風器176中。藉由較小及/或較輕質FCC催化劑濃縮之分離顆粒隨後可經由浸入管177饋入至環形部分178中。環形部分178中之催化劑可經由流動管線175a饋入至再生器17，該催化劑之流動可由控制閥175控制。環形區178中之催化劑位準可由控制閥175控制。類似於一級旋風器4及二級旋風器6，脫離容器8、容器170中亦可容納額外旋風器(未顯示)以完整地分離或回收來自容器170中之催化劑的產物氣體。包括源自內部容器173及環形區178之夾帶氣體以及自旋風器176回收之彼等氣體的產物氣體可經由充氣室179回收且可經由流動管線180饋入至產物分餾。

【0177】 除上升蒸汽135之外，亦可規定經由氣體分配器171a將諸如C₄烯烴及石腦油或類似外部物料流之饋料流作為上升介質注入至二級上升反應器171中，該氣體分配器171a可位於Y區段處以能夠將再生催化劑自流動管線174a及30平穩轉移至二級上升反應器171。二級上升反應器171之此最低部分亦可充當用於在有利於此類反應之條件下使C₄烯烴及石腦油流裂解為輕質烯烴之密集床反應器，該等條件諸如為0.5至50 h⁻¹之WHSV、640°C至750°C之溫度及3至10秒之滯

留時間。

【0178】輸送區171及脫離容器170之整合亦可用於本文描述之其他實施例中。舉例而言，參考圖8A及圖8B，二級容器510及SSD47可類似於輸送區171及脫離容器170配置以提供可提供至二級反應器32之蒸氣產物流180 (514)及經濃縮第二裂解催化劑流動174a (512)。舉例而言，在圖8C中例示此實施例。作為另一實施例，輸送區171及脫離容器170之類似整合可用於圖11之實施例中。

【0179】此外，如同圖9A及圖9B之實施例，出口75a、74a可經組配以使得較輕質/較小顆粒在第二上升反應器71中濃縮。舉例而言，內部容器73中之較重質/較大顆粒可返回至再生器24，而環形區78中之較輕質/較小顆粒可饋入至第二上升反應器71中。以此方式，最適合於將饋料轉化至第二上升反應器71中之顆粒可在反應器內濃縮。

【0180】如針對上文實施例所述，第二反應器與FCC上升反應器及分離系統整合。此反應器與其他容器流體連通，從而允許選擇性催化處理及整合式烴產物淬滅、分離及催化劑再生。此類整合型反應器系統具有本文所揭露之方法的實施例之以上優點及特徵中之一或多者，可提供用於催化裂解烴以產生輕質烯烴的經改進或最佳方法。

【0181】本文中之實施例可採用二種類型之催化劑顆粒，諸如粒度較小及/或密度較小的Y型沸石/FCC催化劑及大小及/或密度比前者更大的ZSM-5顆粒。可利用具有選擇性再循環之分離器以較佳地使Y型沸石與ZSM-5催化劑分離。使用此類催化劑系統允許夾帶較輕質及較小顆粒，由此使ZSM-5型顆粒保留在額外新反應器床內。反應物在ZSM-5型催化劑存在下經歷選擇性催化裂解，該催化劑較佳使由C₄及石腦油饋料流產生輕質烯烴的產率最大化。分離器為一種基於催化劑粒度及/或密度之差異可有助於分離二種類型之催化劑的器件。具有選擇性再循環之分離器的實例可為旋風分離器、篩檢分離器、機械分隔器、重力室、離

心分離器、串聯或氣動分類器或適用於基於大小及/或流體動力學特性有效分離顆粒之其他類型的分離器。分離器連接至第二反應器之頂部，該頂部與第二反應器以及再生器及第一反應器/汽提塔流體連通。

【0182】 在一些實施例中，反應器可具有擋板或模組柵格內部構件。此使得催化劑與烴饋料分子緊密接觸，有助於氣泡破裂且避免因催化劑或饋料之聚結、溝流或旁流(bypassing)所致的氣泡生長。

【0183】 習知地，使用分餾裝置空氣將用於維持催化劑活性之新鮮催化劑補充劑引入至再生器床中。相比之下，提出使用蒸汽或氮氣作為輸送介質將所需較高濃度催化劑/添加劑直接注入至第二反應器床中。此有助於使得濃度增加及有利的選擇性。

【0184】 本文所述之反應器組配提供足夠靈活性及操作窗以調節操作條件，諸如重量每小時空間速度(WHSV)、催化劑及烴蒸氣滯留時間、反應溫度、催化劑/油比率等。舉例而言，在一些實施例中，藉由調節自再生器之催化劑流動來控制第二反應器頂部/床溫度，該催化劑流動間接控制催化劑/油比率。然而反應器床位準可藉由操縱廢催化劑自反應器流動至再生器來控制，其控制WHSV及催化劑滯留時間。

【0185】 儘管本揭露內容包括有限數目個實施例，但受益於本揭露之熟習此項技術者應瞭解，可設計不脫離本揭露內容之範疇的其他實施例。因此，範疇應僅由所附申請專利範圍限制。

【符號說明】

【0186】

1: J型彎管

1a,171a:氣體分配器

2:饋料注入器

- 3:第一反應器
- 4:一級旋風器
- 5,7,20,22,177:浸入管
- 6,21:第二段旋風器
- 8:釋放器/旋風器密閉容器
- 9:汽提塔
- 10:蒸汽分配器
- 11,179:充氣室
- 12,36a,42,43,64,135,143,175a,516,610,612,614:流動管線
- 12a:分配器管線
- 12b:二級旋風器出口
- 13a:廢催化劑豎管
- 13b:廢催化劑滑動閥
- 14,16,35,36b,810:分配器
- 15,40:上升管線
- 17:再生器
- 18:空氣分配器
- 19:第一段旋風器
- 23:再生器充氣室
- 24:再生器床
- 25:抽取管線
- 26:再生催化劑(RCSP)料斗
- 27,172:豎管
- 28,31,38:滑動閥

29:壓力等化管線
 30,37:豎管/管線
 32:第二反應器
 34,34b:饋料分配器
 34a:饋料分配器/輕質石腦油饋料
 36c:單段旋風器
 39:載氣/分配器
 41:廢催化劑分配器
 45:流動管線/管道/容納容器流出物
 47:固體分離器/固體分離容器
 49:流動管線/返回管線
 50:廢氣管線
 60:分離器旁路管線
 62:流動控制閥
 70,910,1110:入口
 71:第二上升反應器
 72,1172:混合物
 73,173:內部容器
 74,76,82:區段
 74a,75a:出口
 75:氣體鼓泡器
 78:固體顆粒/環形區
 80:主要固體出口
 84:氣體出口

147a:第一裂解催化劑物料流
 147b:第二裂解催化劑物料流
 170:脫離容器
 171:二級上升反應器/輸送區
 174,175:控制閥
 174a:第二裂解催化劑流動
 176:旋風器
 178:環形區
 180:流動管線/蒸氣產物流
 410:氣體裝備/分餾器
 412:餾分
 414:石腦油餾分
 416:重質餾分
 418:催化劑抽取管線
 510:催化劑容納容器/分離器
 512:底部/流動管線/第二裂解催化劑流動
 514:物料流/蒸氣產物流
 710:底部/催化劑餾分/催化劑
 712,812:塔頂
 720:分餾器/氣體裝備
 722,724,726,728,730:烴餾分
 814:底部
 816:塔頂流出物
 900:擋板室分離器

912,1012,1112:腔室

914:擋板

916:第一豎直出口

918:第一水平出口

1000:百葉窗分離器

1010,1118:豎直入口

1014:豎直側/側出口

1016:狹窄縫隙出口

1100:慣性分離器

1114,1116:側出口

1174:較大及/或較重質固體顆粒

1176:較輕質及/或較小固體顆粒

【發明申請專利範圍】

【請求項1】 一種用於轉化烴之方法，其包含：

將來自一再生器之第一顆粒及第二顆粒之一混合物饋入至一輸送容器或上升反應器，其中該等第一顆粒具有一較小平均粒度及/或密度小於該等第二顆粒，且其中該等第一顆粒及第二顆粒可獨立地為催化性或非催化性顆粒；

將一反應性及/或非反應性載體流體饋入至該輸送容器或上升反應器中；

自該輸送容器/上升反應器回收一塔頂產物，該塔頂產物包含該載體流體及/或該載體流體之一反應產物、該等第二顆粒以及該等第一顆粒；

將該塔頂產物饋入至一整合式脫離容器，該整合式脫離容器包含：

一殼體；

一固體分離器件，其安置於該殼體內以自該塔頂產物分離該等第二顆粒以提供一第一物料流及一第二物料流，該第一物料流包含該等第一顆粒及該載體流體及/或該載體流體之一反應產物，該第二物料流包含經分離之第二顆粒；

一或多個旋風器，其安置於該殼體內以分離該第一物料流，以回收一固體餾分及一蒸氣餾分，該固體餾分包含該等第一顆粒，該蒸氣餾分包含該載體流體及/或該載體流體之一反應產物；

一內部容器，其安置於該殼體內以接收包含經分離第二顆粒的該第二物料流；

一環形區，其在該殼體與該內部容器之間以接收包含該等第一顆粒之該固體餾分；

一蒸氣出口，其用於回收該蒸氣餾分；

一第一固體出口，其流體地連接至該環形區；以及

一第二固體出口，其流體地連接至該內部容器；

經由該第一固體出口自該環形區回收該固體餾分；以及

經由該第二固體出口回收經分離之第二顆粒。

【請求項2】 如請求項 1 之方法，其進一步包含將來自該環形區之包含經分離之第一顆粒之該固體餾分饋入至該再生器。

【請求項3】 如請求項 2 之方法，其其進一步包含將來自該內部容器之經分離之第二顆粒饋入至該輸送容器或上升反應器，其中經分離之第二顆粒與來自該再生器之第一顆粒及第二顆粒之該混合物混合。

【請求項4】 如請求項 1 之方法，其進一步包含將來自該內部容器之經分離之第二顆粒饋入至該再生器。

【請求項5】 如請求項 4 之方法，其進一步包含將來自該環形區之包含經分離之第一顆粒之該固體餾分饋入至該輸送容器或上升反應器，其中經分離之第二顆粒與來自該再生器之第一顆粒及第二顆粒之該混合物混合。

【請求項6】 如請求項 1 之方法，其進一步包含：

將來自該內部容器之經分離之第二顆粒饋入至一反應器中；

使經分離之第二顆粒與一烴原料接觸以裂解該烴原料。

【請求項7】 一種用於轉化烴之方法，其包含：

將來自一再生器之第一顆粒及第二顆粒之一混合物饋入至一上升反應器，其中該等第一顆粒具有一較小平均粒度及/或密度小於該等第二顆粒，且其中該等第一顆粒及第二顆粒可獨立地為催化性或非催化性顆粒；

將一烴餾分饋入至該上升反應器並使該烴餾分與第一顆粒及第二顆粒之該混合物接觸以轉化該烴餾分之至少一部分；

可自該上升反應器回收一包含經轉化之烴餾分、該等第二顆粒及該等第一顆粒之塔頂產物；

將該塔頂產物饋入至一整合式脫離容器，該整合式脫離容器包含：

一殼體；

一固體分離器件，其安置於該殼體內以自該塔頂產物分離該等第二顆粒以提供一第一物料流及一第二物料流，該第一物料流包含該等第一顆粒及該載體流體及/或該載體流體之一反應產物，該第二物料流包含經分離之第二顆粒；

一或多個旋風器，其安置於該殼體內以分離該第一物料流，以回收一固體餾分及一蒸氣餾分，該固體餾分包含該等第一顆粒，該蒸氣餾分包含該載體流體及/或該載體流體之一反應產物；

一內部容器，其安置於該殼體內以接收包含經分離第二顆粒的該第二物料流；

一環形區，其在該殼體與該內部容器之間以接收包含該等第一顆粒之該固體餾分；

一蒸氣出口，其用於回收該蒸氣餾分；

將來自該環形區之該固體餾分饋入至該再生器；以及

藉由將來自該內部容器之經分離之第二顆粒饋入至該上升反應器來提高該上升反應器內之該等第二顆粒之一濃度，其中經分離之第二顆粒與來自該再生器之第一顆粒及第二顆粒之該混合物混合。

【請求項8】 如請求項 7 之方法，其進一步包含：

將一第二烴原料及第一顆粒及第二顆粒之一混合物饋入至一第二反應器；

使第一及第二顆粒之該混合物與一第二烴原料接觸以裂解該第二烴原料並形成一包含較輕質烴及第一及第二顆粒之一混合物的第二反應器流出物；

將該第二反應器流出物饋入至一分離器以將該等第一及第二顆粒與該等較輕質烴及經轉化之烴流出物分離；以及

自該分離器回收一烴產物。

【請求項9】 如請求項 8 之方法，其進一步包含：

將新鮮第二顆粒饋入至該上升反應器；以及

將新鮮第一顆粒饋入至該再生器。

【請求項10】 如請求項 8 之方法，其進一步包含：

饋入經由該蒸氣出口回收之該蒸氣餾分且將自該分離器回收之該烴產物饋入至一分餾系統以將其中的該等烴產物分離成二種或更多種烴餾分，包括一石腦油餾分；以及

將該石腦油餾分作為該烴原料饋入至該上升反應器。

【請求項11】 如請求項 7 之方法，其進一步包含調節該固體分離器件中之一蒸氣分流比以將該第二催化劑之一部分殘留在該第一物料流中。

【請求項12】 一種用於裂解烴之系統，其包含：

一再生器；

一上升反應器，其經組配以：

自該再生器接收第一顆粒及第二顆粒之一混合物，其中該等第一顆粒具有一較小平均粒度及/或密度小於該等第二顆粒，且其中該等第一顆粒及第二顆粒可獨立地為催化性或非催化性顆粒；

使一烴餾分與第一顆粒及第二顆粒之該混合物接觸以轉化該烴餾分之至少一部分；以及

可自該上升反應器產生一包含經轉化之烴餾分、該等第二顆粒及該等第一顆粒之塔頂產物；

一整合式脫離容器，其經組配以接收該塔頂產物，該整合式脫離容器包含：

一殼體；

一固體分離器件，其安置於該殼體內以自該塔頂產物分離該等第二顆粒以提供一第一物料流及一第二物料流，該第一物料流包含該等第一顆粒

及該載體流體及/或該載體流體之一反應產物，該第二物料流包含經分離之第二顆粒；

一或多個旋風器，其安置於該殼體內以分離該第一物料流，以回收一固體餾分及一蒸氣餾分，該固體餾分包含該等第一顆粒，該蒸氣餾分包含該載體流體及/或該載體流體之一反應產物；

一內部容器，其安置於該殼體內以接收包含經分離第二顆粒的該第二物料流；

一環形區，其在該殼體與該內部容器之間以接收包含該等第一顆粒之該固體餾分；

一蒸氣出口，其用於回收該蒸氣餾分；

一流動管線，其用於將來自該環形區之該固體餾分饋入至該再生器；以及

一流動管線，其用於藉由將來自該內部容器之經分離之第二顆粒饋入至該上升反應器來提高該上升反應器內之該等第二顆粒之一濃度，其中經分離之第二顆粒與來自該再生器之第一顆粒及第二顆粒之該混合物混合。

【請求項13】 如請求項 12 之系統，其進一步包含：

一第二反應器，其組配以接收一第二烴原料及來自該再生器之第一顆粒及第二顆粒之一混合物，其中第一及第二顆粒之該混合物與一第二烴原料接觸以裂解該第二烴原料並形成一第二反應器流出物，該第二反應器流出物包含較輕質烴及第一及第二顆粒之一混合物；

一分離器，其經組配以接收該第二反應器流出物並將該等第一及第二顆粒與該等較輕質烴及經轉化之烴流出物分離。

【請求項14】 如請求項 12 之系統，其進一步包含：

一流動管線，其用於將新鮮第二顆粒饋入至該上升反應器；以及

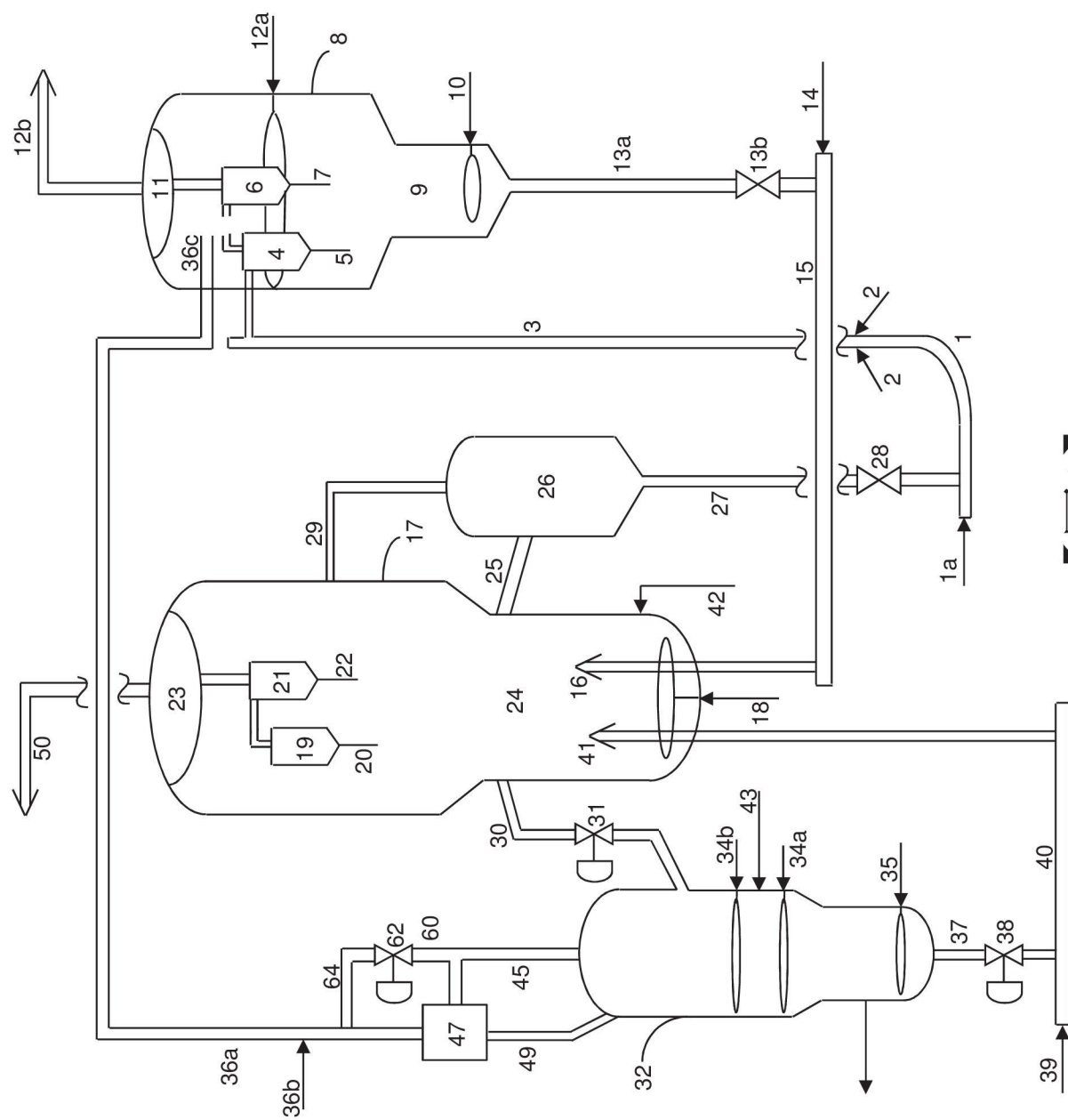
一流動管線，其用於將新鮮第一顆粒饋入至該再生器。

【請求項15】如請求項 12 之系統，其進一步包含：

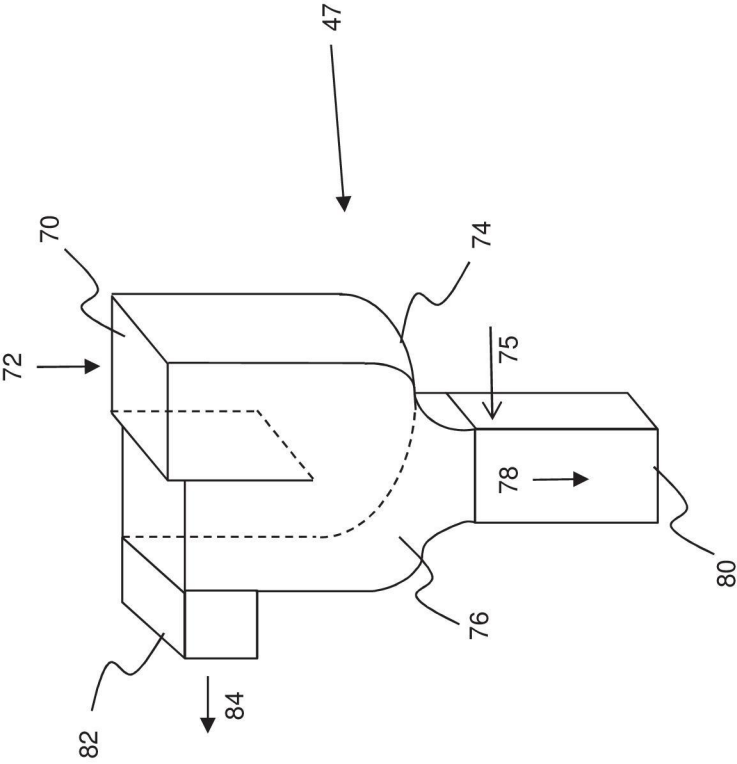
一分餾系統，其經組配用於接收經由該蒸氣出口回收之該蒸氣餾分及自該分離器回收之該烴產物二者且用於將其中之該等烴產物分離成二種或更多種烴餾分，包括一石腦油餾分；以及

一流動管線，其用於將該石腦油餾分作為該烴原料饋入至該上升反應器。

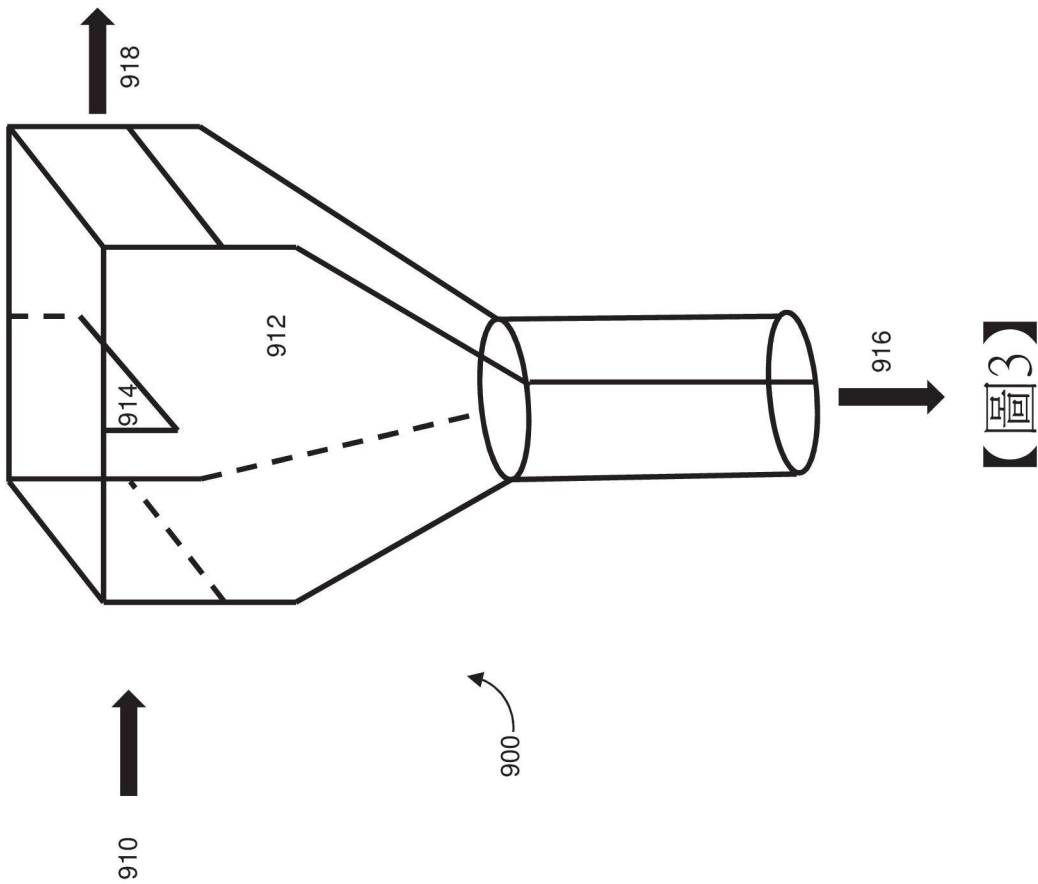
【請求項16】如請求項 12 之系統，其進一步包含一控制器，其經組配以調節該固體分離器件中之一蒸氣分流比以將該第二催化劑之一部分殘留在該第一物料流中。



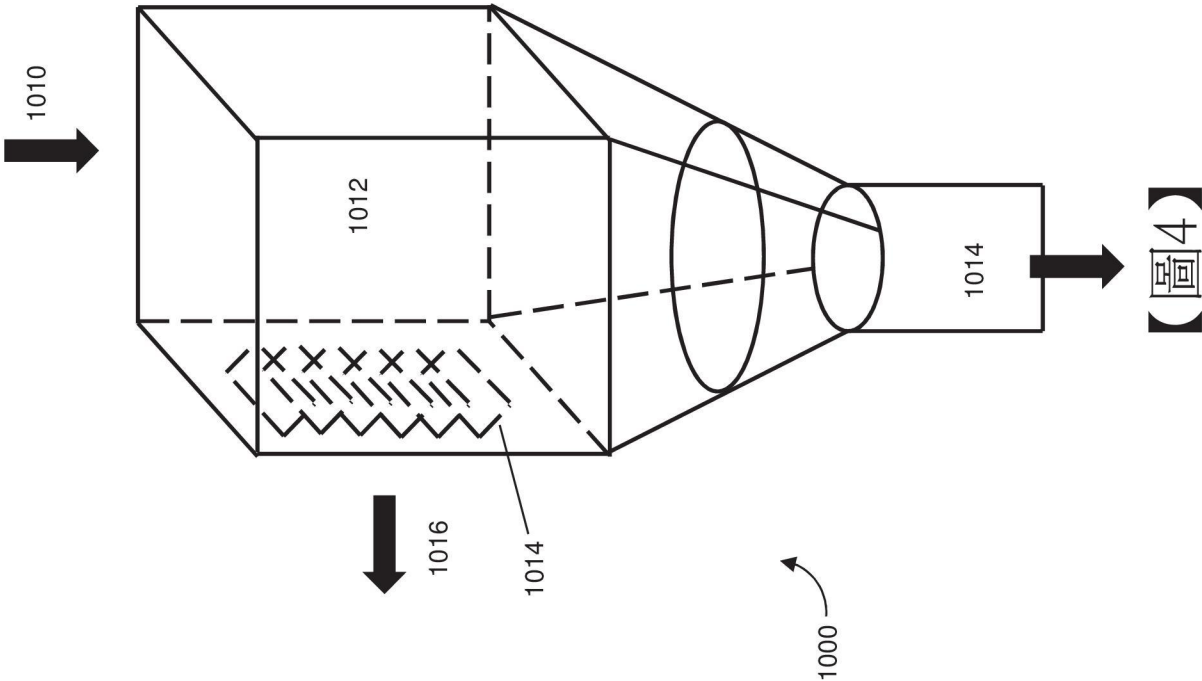
【圖】

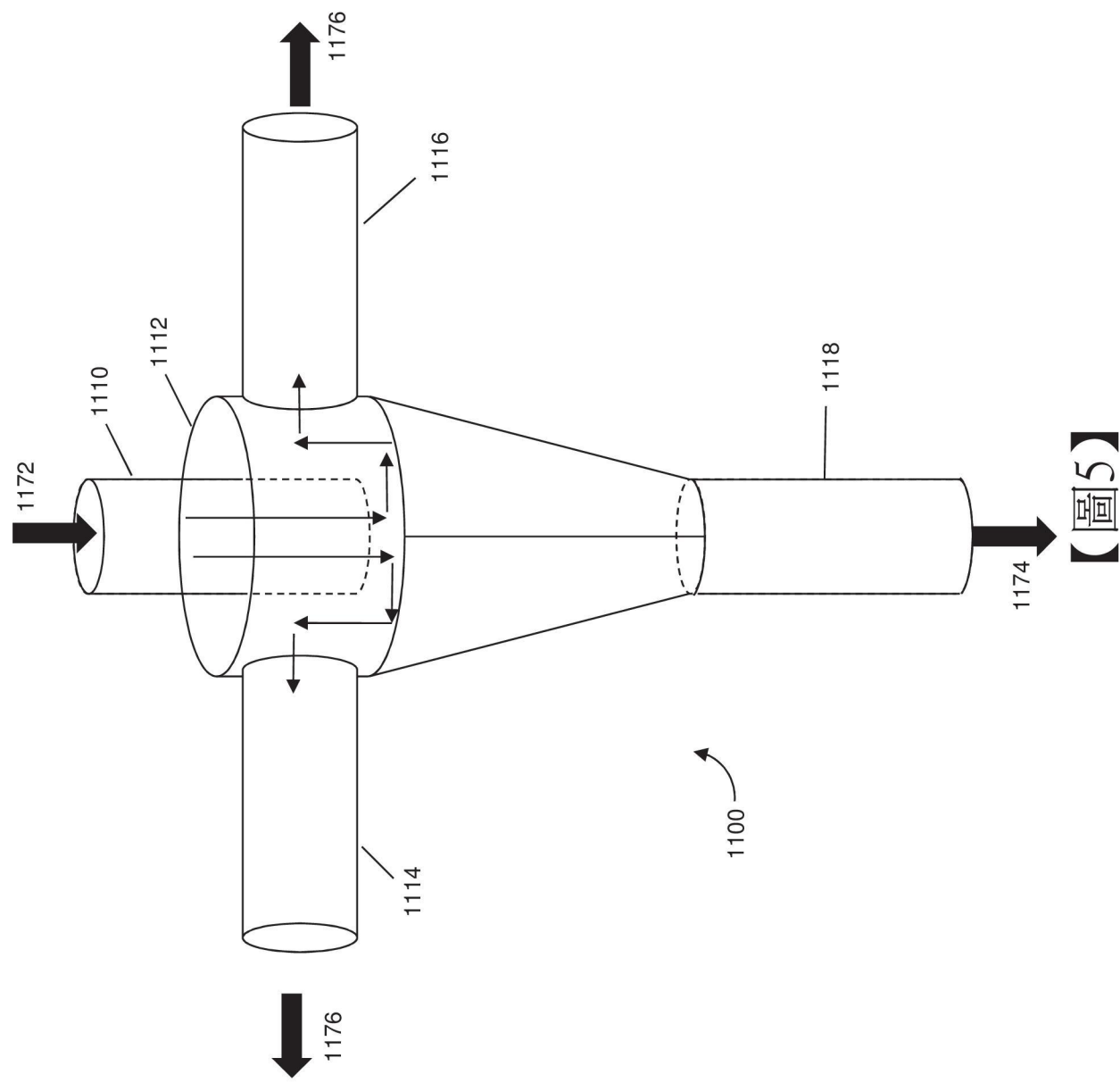


【圖2】

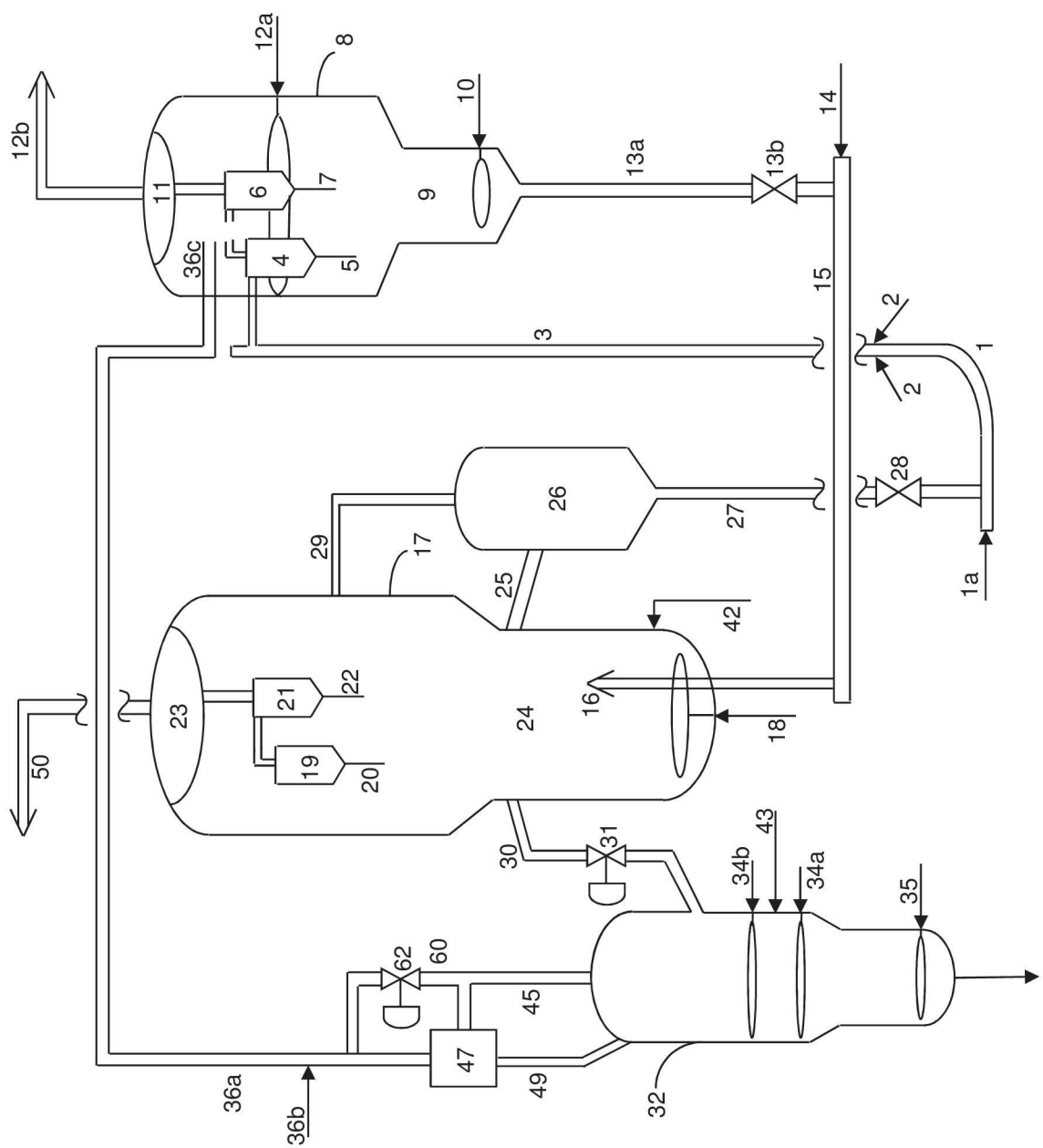


【圖3】



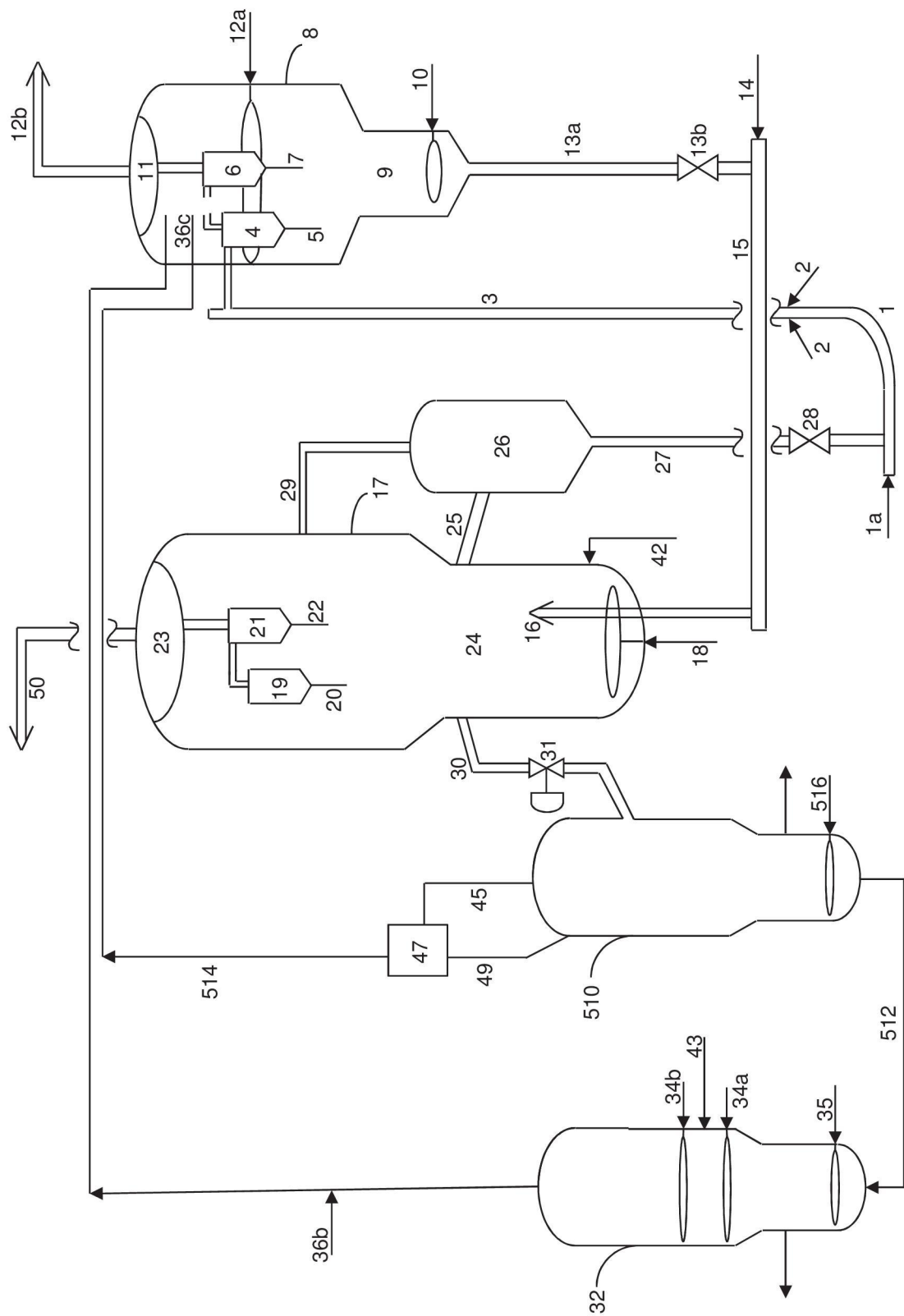


【圖5】

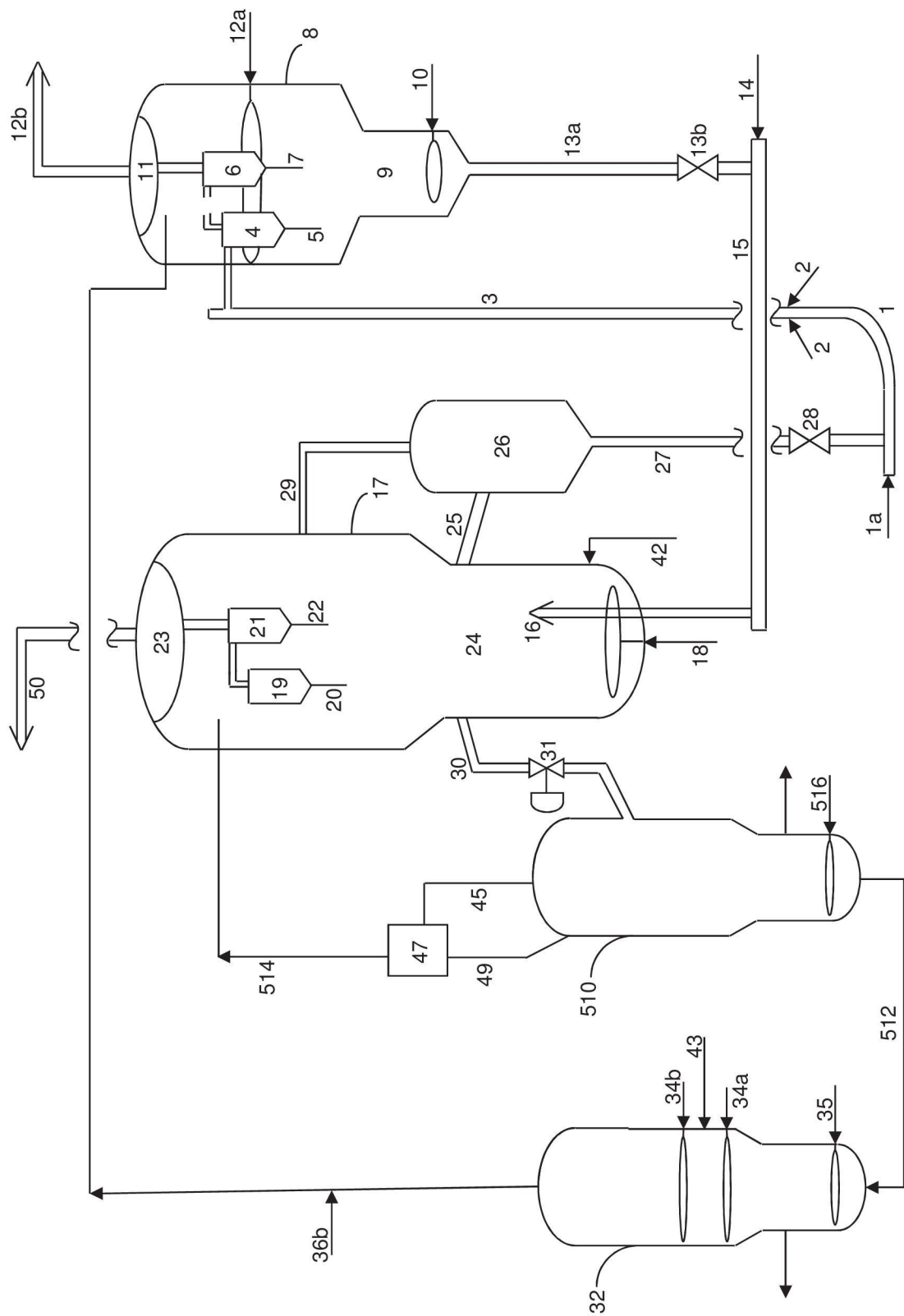


【圖6】



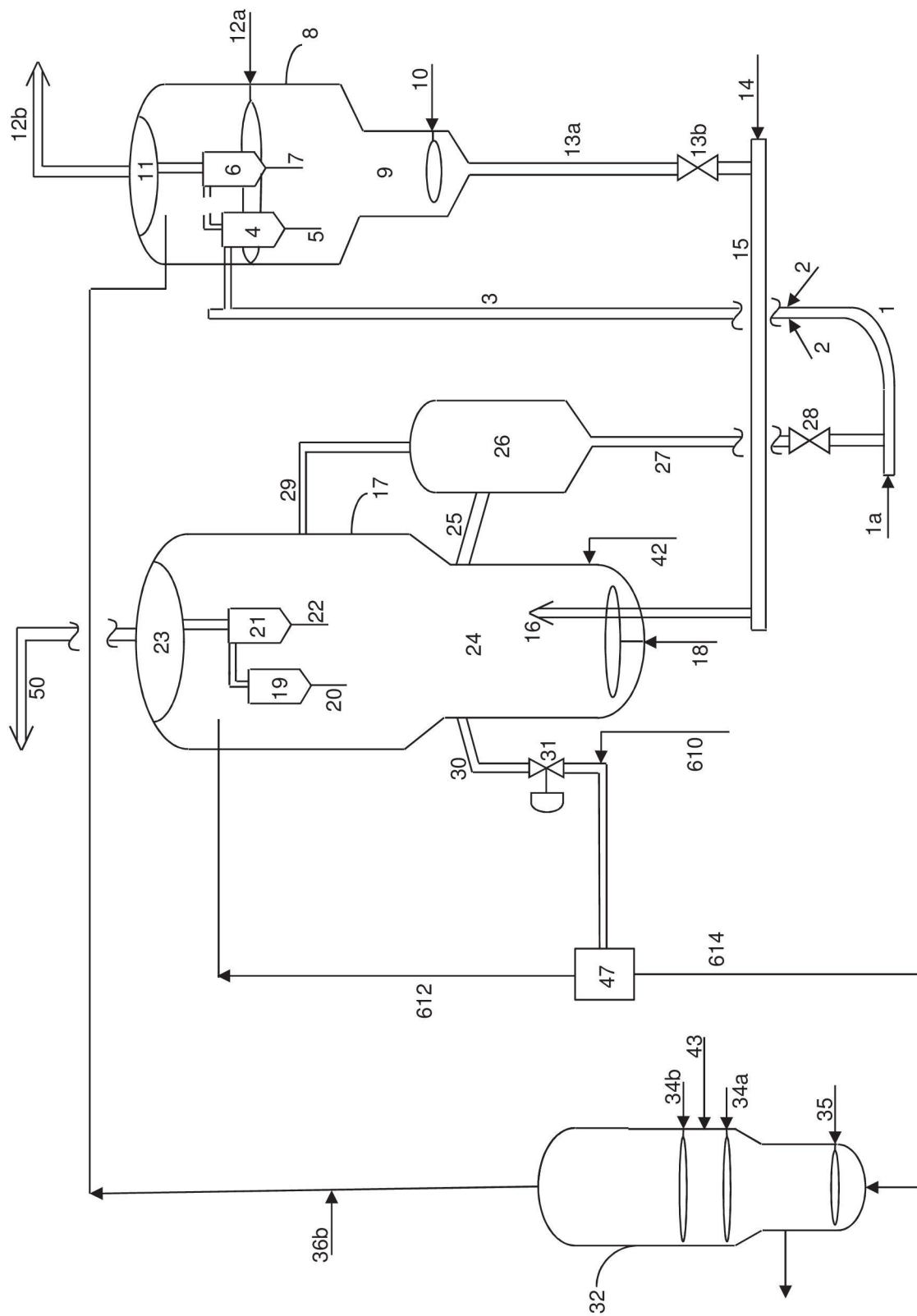


【圖8A】

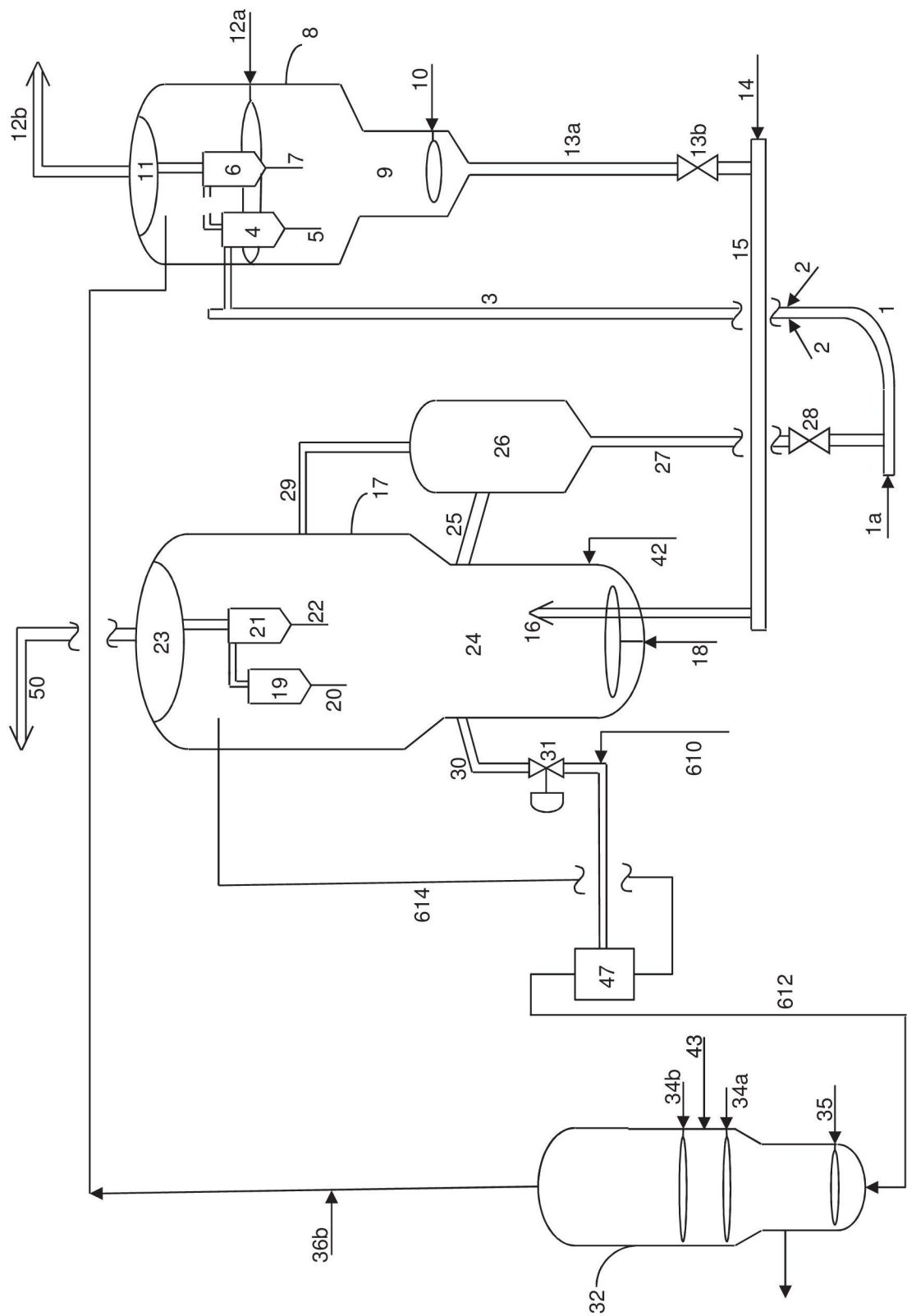


【圖8B】

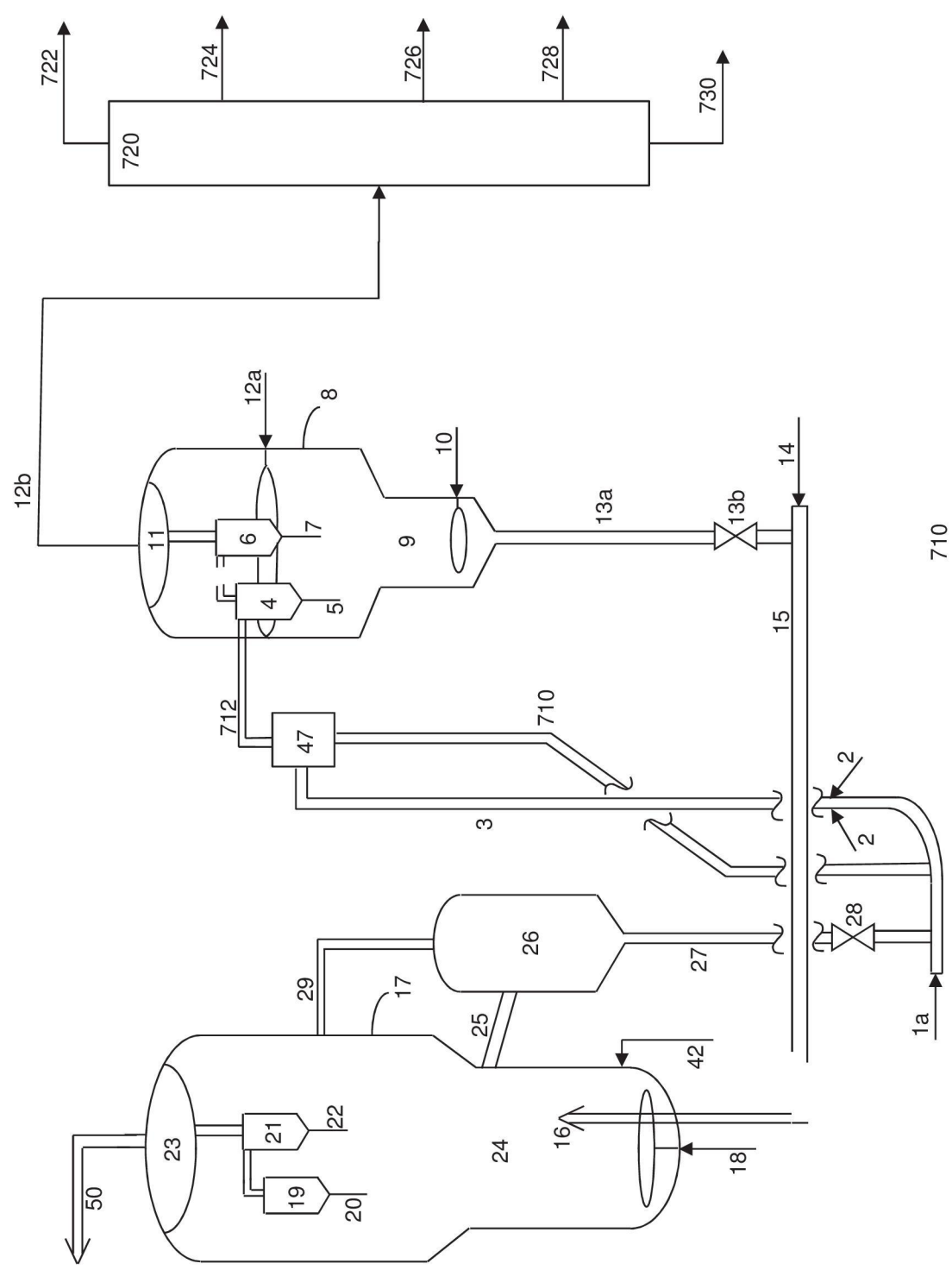




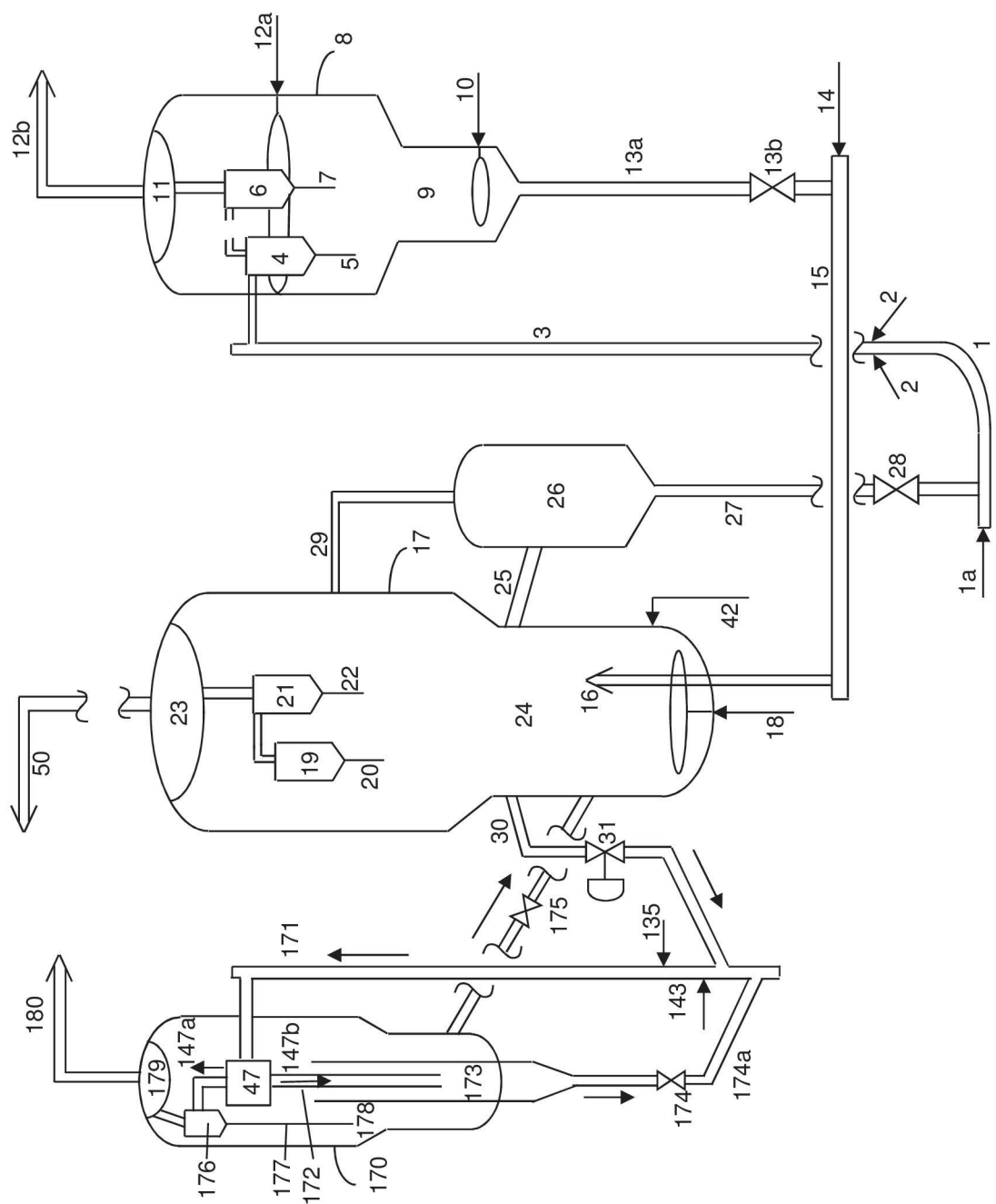
【圖9A】



【圖9B】



【圖10】



【圖12】