

(21)申請案號：102134773

(22)申請日：中華民國 102 (2013) 年 09 月 26 日

(51)Int. Cl. : C07C11/08 (2006.01)

C07C11/167 (2006.01)

(30)優先權：2012/10/09 美國

61/711,540

(71)申請人：魯瑪斯科技股份有限公司 (美國) LUMMUS TECHNOLOGY INC. (US)
美國

(72)發明人：柏瑪 羅伯特 J BRUMMER, ROBERT JOHN (US) ; 德耶 湯瑪斯 A DWYER,
THOMAS ALEXANDER (US)

(74)代理人：憚軼群；陳文郎

申請實體審查：無 申請專利範圍項數：15 項 圖式數：1 共 29 頁

(54)名稱

靈活的丁二烯萃取方法

FLEXIBLE BUTADIENE EXTRACTION PROCESS

(57)摘要

被設計成用於靈活操作、具有或不具有壓縮器之丁二烯萃取方法被揭示。得以於高及低壓兩者下運作的能力提供更多的方法靈活性。

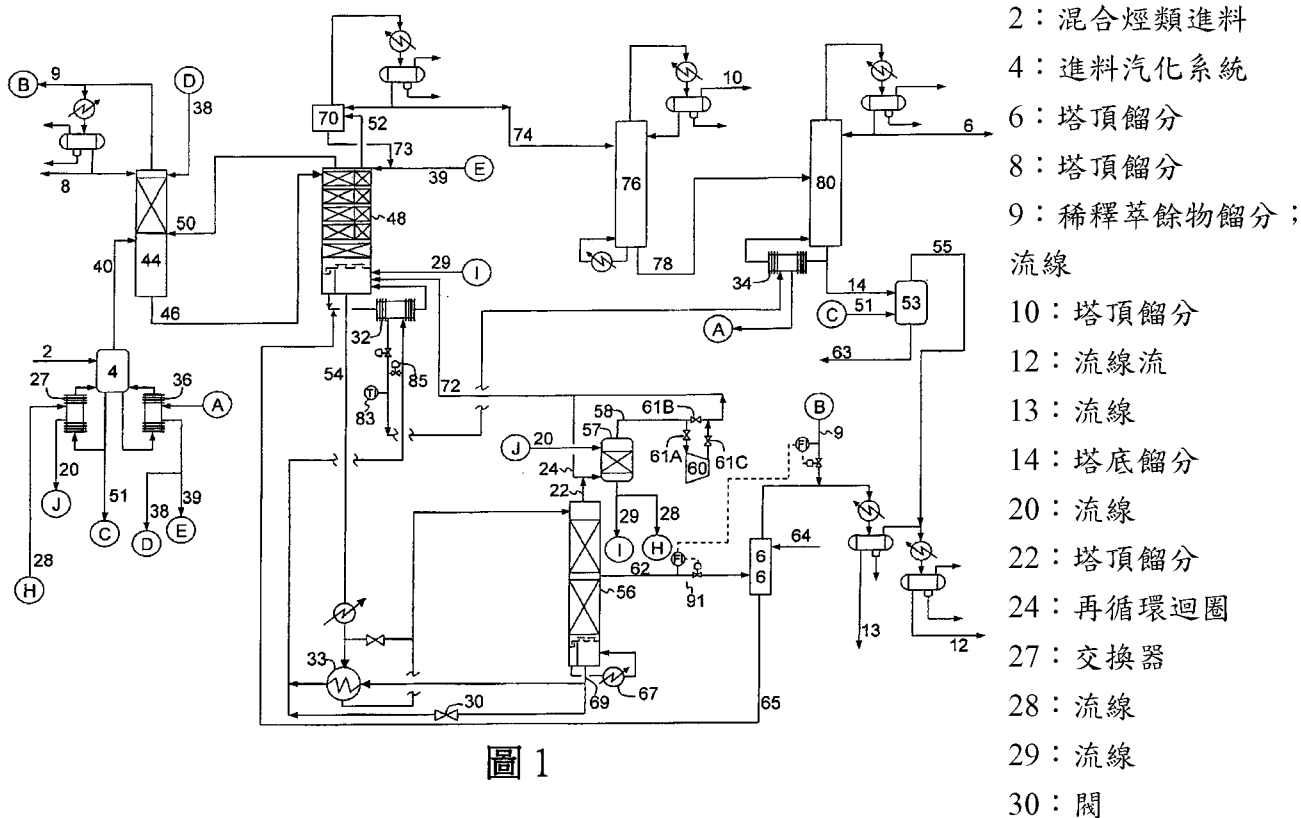


圖 1

38：流線
39：流線
40：流線
44：主要洗滌管柱
46：塔底餾分
48：精煉器管柱
50：塔頂餾分
51：預加熱排放流
52：塔頂排放流
53：筒
54：塔底餾分；脫氣
器進料
55：塔頂排放流
56：脫氣器
57：冷卻管柱
58：流線
60：壓縮器
61A：閥
61B：閥
61C：閥
62：側排放流
63：塔底餾分
64：流線
65：流線
66：乙炔洗滌器
67：再沸器
69：塔底餾分
70：回洗管柱
72：流線
73：塔底餾分
74：塔頂餾分
76：甲基乙炔蒸餾管
柱
78：塔底餾分
80：丁二烯萃取器
83：溫度指示計
85：線路
91：流動指示計

(21)申請案號：102134773

(22)申請日：中華民國 102 (2013) 年 09 月 26 日

(51)Int. Cl. : C07C11/08 (2006.01)

C07C11/167 (2006.01)

(30)優先權：2012/10/09 美國

61/711,540

(71)申請人：魯瑪斯科技股份有限公司 (美國) LUMMUS TECHNOLOGY INC. (US)
美國

(72)發明人：柏瑪 羅伯特 J BRUMMER, ROBERT JOHN (US) ; 德耶 湯瑪斯 A DWYER,
THOMAS ALEXANDER (US)

(74)代理人：憐軼群；陳文郎

申請實體審查：無 申請專利範圍項數：15 項 圖式數：1 共 29 頁

(54)名稱

靈活的丁二烯萃取方法

FLEXIBLE BUTADIENE EXTRACTION PROCESS

(57)摘要

被設計成用於靈活操作、具有或不具有壓縮器之丁二烯萃取方法被揭示。得以於高及低壓兩者下運作的能力提供更多的方法靈活性。

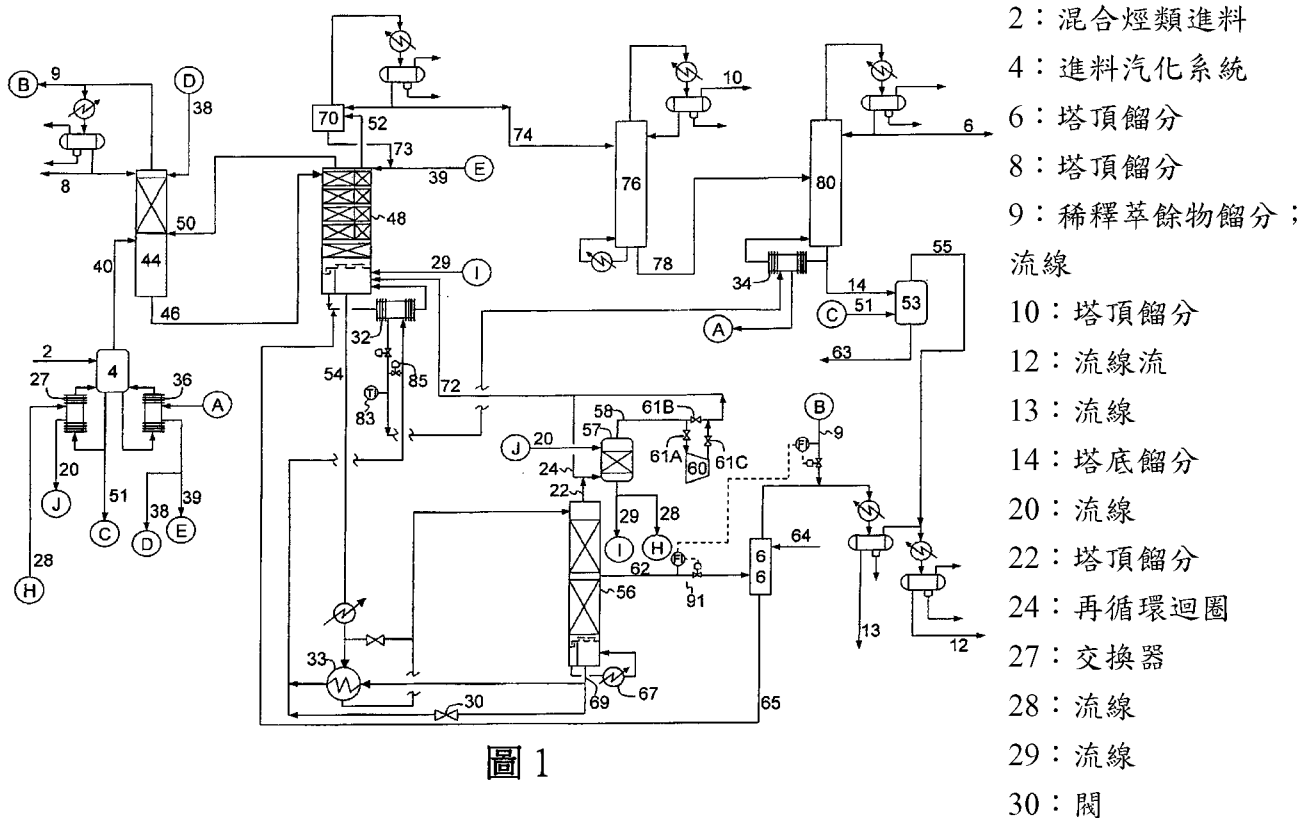


圖 1

發明摘要

※ 申請案號：102/134773

※ 申請日：102.9.16

※IPC 分類：

C07C2/08 (2006.01)
B01D11/16 (2006.01)

【發明名稱】(中文/英文)

靈活的丁二烯萃取方法

FLEXIBLE BUTADIENE EXTRACTION PROCESS

【中文】

被設計成用於靈活操作、具有或不具有壓縮器之丁二烯萃取方法被揭示。得以於高及低壓兩者下運作的能力提供更多的方法靈活性。

【英文】

A butadiene extraction processes designed for flexible operations, with or without a compressor, is disclosed. The ability to run at both high and low pressures provides added process flexibility.

【代表圖】

【本案指定代表圖】：第（ 1 ）圖。

【本代表圖之符號簡單說明】：

2…混合烴類進料	53…筒
6；8；10；22；50；74…塔頂餾分	54…塔底餾分；脫氣器進料
4…進料汽化系統	55…塔頂排放流
9…稀釋萃餘物餾分；流線	56…脫氣器
12…流線流	57…冷卻管柱
13；20；28；29；38；39；40；58；64； 65；72…流線	60…壓縮器
14；46；63；69；73；78…塔底餾分	61A；61B；61C…閥
24…再循環迴圈	62…側排放流
27；32；33；36…交換器	66…乙炔洗滌器
30…閥	70…回洗管柱
34；67…再沸器	76…甲基乙炔蒸餾管柱
44…主要洗滌管柱	80…丁二烯萃取器
48…精煉器管柱	83…溫度指示計
51…預加熱排放流	85…線路
52…塔頂排放流	91…流動指示計

【本案若有化學式時，請揭示最能顯示發明特徵的化學式】：

(無)

發明專利說明書

(本說明書格式、順序，請勿任意更動)

【發明名稱】(中文/英文)

靈活的丁二烯萃取方法

FLEXIBLE BUTADIENE EXTRACTION PROCESS

【技術領域】

發明領域

[0001]此處所揭示之實施例係有關自混合烴類流回收丁二烯。更具體而言，此處所揭示之實施例係有關得以在高或低壓條件下操作之經改良的丁二烯萃取方法。

【先前技術】

發明背景

[0002]丁二烯為一重要基礎化學物質，且係被用於，例如，製備合成橡膠(丁二烯同元聚合物、苯乙烯-丁二烯-橡膠或丁腈橡膠)或用於製備熱塑三元共聚物(丙烯腈-丁二烯-苯乙烯共聚物)。丁二烯亦被轉換成四氫噻吩磺(sulfolane)，氯丁二烯和1,4-六亞甲基二胺(經由1,4-二氯丁烯和己二腈)。丁二烯之二聚合亦允許乙烯基環己烯的產生，其可被脫氫以形成苯乙烯。

[0003]丁二烯可藉由精煉方法或藉由熱裂解(氣體裂解)方法由飽和烴類而製備，於其中石油腦(naphtha)係典型地被用為原料。在石油腦之精煉或氣體裂解的方法中，甲烷、乙烷、乙烯、乙炔、丙烷、丙烯、丙炔、丙二烯、丁烯、丁二烯、丁炔、甲基丙二烯、C₄及更高碳數之烴類的混合物被獲得。

[0004]由於一C₄餾出物(cut)之該等組分的相對揮發性之微小的不同，自該C₄餾出物(cut)獲得1,3-丁二烯為複雜的蒸餾難題。因此，該分離係藉由萃取蒸餾進行，即，以添加一具有高於將被分離之混合物之沸點的萃取物蒸餾，且該萃取物增加該等將被分離之組分的相對揮發性之差異。使用合適之萃取物允許自該前述C₄餾出物藉由萃取蒸餾之手段獲得一粗1,3-丁二烯餾分，且該餾分係接著進一步於純化蒸餾管柱中純化。

[0005]丁二烯回收方法典型地使用3-或4-管柱萃取蒸餾系統以將一經混合之C₄流分離成產物餾分，包括一輕質/丁烷/丁烯流(萃餘物-1產物)、一粗丁二烯產物，其可被送至一傳統蒸餾系統用於進一步純化，以及C₃炔類(丙炔)及C₄炔類流，其可被送至，例如，一選擇性氫化單元。

[0006]於本內容中，粗1,3-丁二烯代表一烴類混合物，其係自一C₄餾出物獲得，其中至少90重量%之丁烷及丁烯的總和，較佳至少98重量%之丁烷及丁烯的總和，更佳至少99重量%之丁烷及丁烯的總和，以及同時至少90重量%之該等C₄炔類，較佳至少96重量%之該等C₄炔類，更佳至少99重量%之該等C₄炔類，被移除。粗1,3-丁二烯包含該1,3-丁二烯產物，其值通常為至少80重量%，較佳90重量%，更佳95重量%的比例，餘量為不純物。因此，純1,3-丁二烯代表一烴類混合物，其包含該1,3-丁二烯於至少98重量%，較佳至少99.5重量%，更佳介於99.7及99.9重量%的比例，餘量為不純物。

[0007]用以自混合C4流回收丁二烯之典型地方法包括萃取蒸餾方法，其可併入選擇性溶劑的使用。萃取蒸餾方法之實例可見於，例如，美國專利Nos. 7,692,053、7,393,992、7,482,500、7,226,527、4,310,388，7,132,038等中。

[0008]敘述於上面提及的專利中之該等萃取蒸餾方法典型地落於兩種類型中，一包括一壓縮器之傳統低壓方法或高壓“無壓縮器”方法，諸如揭示於美國專利No. 7,692,053中者。

[0009]相較於該“無壓縮器”高壓方法，於該“傳統”低壓設計中之各種設備規格(設計準則)為不同的。例如，對於無壓縮器設計，該脫氣器可於一約 4.21 kg/cm^2 規數(gage)之塔頂壓力下操作，稍微高於該萃取蒸餾系統(包括該主要洗滌器、精煉器及回洗器)之壓力。因此，該脫氣器係於較高之溫度下操作：於該脫氣器之頂部約 148°C 及於該脫氣器之底部約 193°C 。相對地，於該傳統設計中之該脫氣器可於僅 0.7 kg/cm^2 規數之塔頂壓力，及於低得多之溫度下操作：於該脫氣器之頂部約 105°C 及於該脫氣器之底部約 149°C 。另外，溶劑熱回收方案於該等兩種設計之間為不同的，以在該等不同的壓力下達成相應的方法效率。

【發明內容】

發明概要

[0010]現今被發現的是，丁二烯萃取方法可被設計用於靈活的操作，具有或不具有壓縮器，而添加很少的額外資本投資成本。於高及低壓兩者下運作的能力提供增加的方

法靈活性。

[0011]於一態樣中，此處所揭示之實施例有關於用於在高壓模式或低壓模式兩者下，自一C₄餾分回收1,3-丁二烯的系統。該系統可包括以下組分等：一進料汽化系統，用於至少部分汽化包含丁烷、丁烯、1,2-丁二烯、1,3-丁二烯、C₄炔類、C₃炔類，及C₅₊烴類的烴類流；一萃取蒸餾系統，用於將該經汽化之烴類餾分與一溶劑相接觸以選擇性溶解該烴類餾分之一部分，形成(a)包含該1,3-丁二烯、該1,2-丁二烯、C₄炔類、C₃炔類、C₅₊烴類，及該等丁烷及該等丁烯之第一部分的富含溶劑餾分，及(b)包含該等丁烷及該等丁烯之第二部分的蒸氣餾分；一精煉器及回洗器，用於將該富含之溶劑至少部分脫氣及回收包含該等丁烷及丁烯之該第一部分的一第一蒸氣餾分、包含該等C₃及C₄炔類、1,3-丁二烯、1,2-丁二烯，及C₅₊烴類的第二蒸氣餾分，以及包含經部分脫氣之溶劑的塔底餾分；一脫氣器及冷卻管柱，用於進一步脫氣該溶劑及回收包含經脫氣之溶劑的液體餾分、包含C₄炔類及1,2-丁二烯之至少一者的第三蒸氣餾分，及包含C₄炔類的餾分。該用於回收1,3-丁二烯之系統被建構以交替(a)於高壓模式下具有該脫氣器，或(b)於低壓模式下具有該脫氣器而操作。

[0012]於另一態樣中，此處所揭示之實施例係關於用於在高壓模式或低壓模式兩者下，自一C₄餾分回收1,3-丁二烯的系統。該系統可包括：一進料汽化系統，用於至少部分汽化包含丁烷、丁烯、1,2-丁二烯、1,3-丁二烯、C₄炔類、

C₃炔類，及C₅₊烴類的烴類流；一萃取蒸餾系統，用於將該經汽化之烴類餾分與一溶劑相接觸以選擇性溶解該烴類餾分之一部分，形成(a)包含該1,3-丁二烯、該1,2-丁二烯、C₄炔類、C₃炔類、C₅₊烴類，及該等丁烷及該等丁烯之第一部分的富含溶劑餾分，及(b)包含該等丁烷及該等丁烯之第二部分的蒸氣餾分；一精煉器及回洗器，用於至少部分將該富含溶劑脫氣及回收包含該等丁烷及丁烯之該第一部分的第一蒸氣餾分、包含該等C₃及C₄炔類、1,3-丁二烯、1,2-丁二烯，及C₅₊烴類的第二蒸氣餾分，以及包含經部分脫氣之溶劑的塔底餾分；一脫氣器及冷卻管柱，用於進一步脫氣該溶劑及回收包含經脫氣之溶劑的液體餾分、包含C₄炔類及1,2-丁二烯之至少一者的第三蒸氣餾分，即包含C₄炔類的餾分；一壓縮器用於在於該低壓模式下操作時壓縮該第三蒸氣餾分；及一熱交換器用，於在於該低壓模式中操作時，以包含經脫氣之溶劑的液體餾分間接加熱該經部分脫氣之溶劑。

[0013]於另一態樣中，此處所揭示之實施例係有關於，交替於一高壓模式及一低壓模式下，用於自C₄餾分回收1,3-丁二烯之系統。該系統可包括：於一進料汽化系統，用於至少部分汽化一包含丁烷、丁烯、1,2-丁二烯、1,3-丁二烯、C₄炔類、C₃炔類，及C₅₊烴類之烴類進料；一萃取蒸餾系統，用於以一溶劑接觸該經汽化之烴類餾分而選擇性溶解該烴類餾分之一部分，形成(a)包含該1,3-丁二烯、該1,2-丁二烯、C₄炔類、C₃炔類、C₅₊烴類，及該等丁烷及該等丁烯之第一

部分的一富含溶劑餾分及(b)包含該等丁烷及該等丁烯之第二部分的一蒸氣餾分；一精煉器及回洗器，用於至少部分脫氣該富含溶劑，及回收包含該等丁烷及丁烯之該第一部分的第一汽化餾分，包含該等C₃及C₄炔類、1,3-丁二烯、1,2-丁二烯，及C₅+烴類之第二蒸氣餾分，及包含經部分脫氣之溶劑的塔底餾分；一脫氣器及一冷卻管柱，用於進一步脫氣該溶劑，及回收包含經脫氣之溶劑的液體餾分、包含C₄炔類及1,2-丁二烯之至少一者的第三蒸氣餾分，及包含C₄炔類之一餾分。該用於回收1,3-丁二烯之系統被建構成使得該冷卻管柱係於該高壓模式及該低壓模式兩者期間操作。

[0014]於另一態樣中，此處所揭示之實施例係有關於交替於一高壓模式及一低壓模式中，自一C₄餾分回收1,3-丁二烯的方法。該系統可包括：於一進料汽化系統中至少部分汽化包含丁烷、丁烯、1,2-丁二烯、1,3-丁二烯、C₄炔類、C₃炔類，及C₅+烴類的烴類進料；於一萃取蒸餾系統中，藉由將該經汽化之烴類餾分與一溶劑相接觸而選擇性溶解該烴類餾分之一部分，形成(a)包含該1,3-丁二烯、該1,2-丁二烯、C₄炔類、C₃炔類、C₅+烴類，及包含該等丁烷及該等丁烯之第一部分的一富含溶劑餾分，以及(b)包含該等丁烷及該等丁烯之第二部分的蒸氣餾分；於一精煉器及回洗器中至少部分脫氣該富含溶劑，並回收包含該等丁烷及丁烯之該第一部分的第一蒸氣餾分、包含該等C₃及C₄炔類、1,3-丁二烯、1,2-丁二烯，及C₅+烴類之第二蒸氣餾分，及包含經部分脫氣之溶劑的塔底餾分；於一脫氣器及一冷卻管柱

中進一步脫氣該溶劑並回收含經脫氣之溶劑的液體餾分、包含C₄炔類及1,2-丁二烯之至少一者的第三蒸氣餾分；交替地(a)於高壓模式下操作該脫氣器；及(b)於低壓模式下操作該脫氣器。

[0015]前述設計可能需要對該程序方案進行更多改變，造成更多投資成本或是較不具效能的方法。藉由減少用於該傳統方法中之許多裝置，及當於無壓縮器模式下操作時使用此設備，根據此處所揭示之實施例的丁二烯萃取方法為靈活的且無須該溶劑熱回收系統之再次最佳化。對於額外的資本花費，僅需要一額外的熱交換器，伴隨次要改變以控制及設置設計條件以允許於高及低壓兩者下操作。

[0016]其他態樣及優點由下列說明及所附申請專利範圍將為顯見的。

【圖式簡單說明】

[0017]圖1為根據此處所述之實施例用於丁二烯回收之方法的簡化流程圖。

[0018]如前所述，於圖1中之流程圖為經簡化者，且並未顯示泵、閥、控制閥、過濾器、再沸器、冷凝器，及其他通常與蒸餾管柱及一般石化操作相關聯之設備，且由熟習此藝者基於該等圖及下面提供之詳細說明可明瞭此等是存在的。

【實施方式】

詳細說明

[0019]此處所揭示之實施例係有關於自混合C₄烴類流

回收丁二烯。更具體而言，此所揭示之實施例係有關於得以於高或低壓條件下操作之經改良的丁二烯萃取方法，提供方法靈活性。

[0020]於本發明之方法中為用作起始混合物之該C₄餾分為具有主要每分子四個碳原子之烴類的混合物。C₄餾分係得自，例如，於藉由熱或催化性裂解石油餾分，諸如液化石油氣、輕質石油腦或汽油而製備乙烯及/或丙烯之中。C₄餾分亦可得自正丁烷及/或正丁烯之催化脫氫反應(氧化及/或非氧化脫氫反應)。該等所得之C₄餾分通常包括丁烷、正丁烷、異丁烷、1,3-丁二烯及少量之C₃及C₅烴類，包括甲基乙炔，以及丁炔，特別是1-丁炔(乙基乙炔)及丁二炔(乙烯乙炔)。該1,3-丁二烯含量通常為自5至80重量%。例如，一裂解器或一CATADIENE單元可包含15至17重量%之丁二烯。其他混合C₄進料流可包含更大或更少量的丁二烯。當存在於該混合進料流中，乙烯乙炔可在該混合C₄流進給至該丁二烯萃取單元前，被選擇性氫化成該所欲之1,3-丁二烯產物。於一些實施例中，該混合C₄烴類流可被提供，例如，藉由將包含丁烷之一C₄烴類流於一或多個脫氫反應器中進行裂解、氧化脫氫，及非氧化脫氫之至少一者以產生包含丁烷、丁烯，及丁二烯之產物氣體流。

[0021]該上述烴類餾分包含丁烷、丁烯、1,2-丁二烯、1,3-丁二烯、C₄炔類、C₃炔類，及C₅₊烴類，被進給至一丁二烯萃取單元用於分離並回收該等各種烴類，包括輕組份/丁烷/丁烯餾分(通常稱為萃餘物-1產物)、一1,3-丁二烯餾分、

一C₃炔類(丙炔)餾分、一C₄炔類餾分，其可包括該1,2-丁二烯之一部分，以及一重餾分，其可包括該1,2-丁二烯及該C₅₊烴類之一部分之一或多者。於一些實施例中，丁二烯之二聚體可形成於該丁二烯萃取單元之上游或於該丁二烯萃取單元內處理烴類餾分的過程中。該乙烯環己烯組分可隨該重餾分回收，或可作為包含乙烯環己烯之分離餾分被回收。

[0022]現今被發現的是，丁二烯萃取方法可被設計用於靈活的操作，具有或不具有一壓縮器，同時添加很少的額外資本投資花費。於高及低壓兩者下運作的能力提供經添加之方法靈活性。

[0023]現參照圖1，根據此處所揭示之實施例的用於在高及低壓兩者下操作之回收丁二烯的簡化方法流程圖被顯示。一混合烴類流2，包括烴類諸如丁烷、丁烯、1,2-丁二烯，1,3-丁二烯、甲基乙炔、乙烯基乙炔，及C₅₊烴類，可被進給至一進料汽化系統4以汽化該混合烴類進料。該經汽化之進料接著經由流線40進給至主要洗滌管柱44。於主要洗滌管柱44中，該經汽化之進料係與一經由流線68進給之溶劑相接觸，且該等丁烷及丁烯係自該更為可溶性的1,3-丁二烯、1,2-丁二烯、甲基乙炔、乙烯基乙炔，及C₅₊烴類分離。

[0024]可用於圖1中顯示之方法的溶劑可包括丁內酯、腈類諸如乙腈、丙腈、甲氧基丙腈，酮類諸如丙酮、糠醛(furfural)、N-烷基取代低碳數脂族醯胺諸如二甲基甲醯胺、

二乙基甲醯胺、二甲基乙醯胺、二乙基乙醯胺、N-甲醯嗎啉，N-烷基取代環醯胺(內醯胺)諸如N-烷基吡咯烷酮，特別是N-甲基吡咯烷酮(NMP)。於一些實施例中，使用烷基取代低碳數脂族醯胺或N-烷基取代環醯胺、二甲基乙醯胺、丙腈、糠醛或NMP。

[0025]於一些實施例中，亦可使用此等萃取物與他者，例如NMP及丙腈之混合物，此等萃取物與共溶劑及/或三級丁基醚之混合物，例如甲基三級丁基醚、乙基三級丁基醚、丙機三級丁基醚、n-或異丁基三級丁基醚。於其他實施例中，NMP可為於水溶液中，具有自0至約20重量%水，或於其他實施例中，具有自7至10重量%水，或具有8至8.5重量%之水。

[0026]該等丁烷及丁烯係自主要洗滌管柱44作為塔頂餾分8(萃餘物1)及一稀釋萃餘物餾分9回收。該富含溶劑，包括該等經溶解之烴類，係作為塔底餾分46自主要洗滌管柱44回收。

[0027]塔底餾分46接著被進給至精煉器48以至少部分脫氣該富含溶劑。任何經溶解之丁烷及丁烯，以及其他輕質組份可自精煉器48作為一塔頂餾分50回收，該塔頂餾分可被再循環用於在主要洗滌管柱44中再次處理。甲基乙炔及丁二烯，包括1,2-丁二烯及1,3-丁二烯兩者，及C₅+烴類可自精煉器48作為塔頂分流52回收，而一經脫氣之溶劑，其可包含各種C₄組份包括1,2-丁二烯、1-丁炔，及乙烯基乙炔，可自精煉氣48作為一塔底餾分54回收。

[0028]塔底餾分54亦可被進給至一脫氣器56，用以分離該溶劑、經輸送之C₄組分，及一C₄炔類餾分，其亦可包括1,2-丁二烯。該等C₄氣體亦可自脫氣器56及冷卻管柱57作為一塔頂餾分58而回收。於一些實施例中，於傳統低壓分離條件下操作，塔頂餾分58可藉由壓縮器60壓縮；於其他實施例中，於高壓下無壓縮器下操作，塔頂餾分可跳過壓縮器60。該等所欲之操作條件可藉由開啓及關閉閥61A、61B、61C至該所欲之流路而被影響。

[0029]依照該等所欲之操作，自冷卻管柱57回收之該等塔頂餾分可接著不被壓縮直接經由流線72被再循環至精煉器48，或接續壓縮而經由流線72被再循環至精煉器48。

[0030]一乙炔基乙炔餾分可自脫氣器56作為一側排放餾分62而撤除，以經由線64進給之水於乙炔洗滌器66中清洗，並作為乙炔基乙炔餾分12回收。乙炔洗滌器塔底餾分，經由流線65回收，可被再循環回到精煉器48。一乙炔基環己烷餾分可經由流線13被回收。該經脫氣之溶劑可自脫氣器56作為一塔底餾分69被回收用以再循環及進給至主要洗滌管柱44及精煉器48。

[0031]於塔頂排放餾分52中之該等烴類可自於回洗管柱70中之夾帶溶劑分離。溶劑可自回洗管柱70作為塔底餾分73而回收並再循環至精煉器48，且一丁二烯粗產物流可自回洗管柱70作為一塔頂餾分74被回收。

[0032]該丁二烯粗產物(塔頂餾分74)離開該萃取蒸餾部分且接著被進給至一甲基乙炔蒸餾管柱76，其處甲基乙

炔係作為一塔頂餾分10被回收。該塔底餾分78包含該1,3-丁二烯、1,2-丁二烯，及較重之烴類，且被進給至丁二烯萃取器80。具有大於99.6%之純度的1,3-丁二烯係自丁二烯管柱80作為一塔頂餾分6回收，且該1,2-丁二烯及重組分係作為塔底餾分14被回收。

[0033]於一些實施例中，可能希望氫化於餾分10、12中之炔類，以製造額外烯烴及二烯。額外，或交替的，可能希望使用一綠油管柱以回收可能於上述分離中產生之於該烴類進料流中的丁二烯之寡聚物(乙烯基環己烷)及其他烯烴組分之寡聚物。例如，塔底餾分14可接著被與於筒53中之進料預加熱排放流51相組合，自其該1,2-丁二烯可做為一塔頂排放流55回收用於與乙烯基乙炔最終組合並經由流線流12回收。一重餾分，包括各種C₄'s、C₅'s，及較重化合物可自筒53作為一塔底餾分63回收。

[0034]為了提供有效的操作及最小化投資支出，以得到具有一壓縮器或不具有一壓縮器操作該方法之選擇，如節省操作花費(電力等)，該方法之各種態樣需適當建構或設計。本發明之方法將該傳統丁二烯方法與該無壓縮器方法結合，以此方法兩種操作具有有效地對工廠之最小額外投資花費以提供該所欲之靈活性。被使用以提供該所欲之靈活性的該等態樣現將被更詳細地敘述。

[0035]如上所述，適當地閥可被提供於壓縮器60周圍。例如，當閥61B被關閉而閥61A及61C開啓，該方法可於該傳統方式(低壓)中操作。或是，當閥61A及61C被關閉，而

閥61B開啓，該方法可以無壓縮器(高壓)運行。

[0036]因操作壓力及溫度的不同，該等各種管柱、交換器，及相關聯之管道須被設計以符合該較為廣泛地操作窗口。例如，當於高壓模式(無壓縮器)中運行，脫氣器56可被於約4至約5 kg/cm² gage的一塔頂壓力下操作，稍微高於該萃取蒸餾系統(包括該主要洗滌器、精煉器即回洗器)壓力。因此，脫氣器56於相對較高溫度下操作：於該脫氣器之頂端自約140°C至約160°C及於該脫氣器之底部自約180°C至約200°C。相對地，於傳統設計(低壓模式)中之該脫氣器可被於一在自約0.5至約0.7 kg/cm² 規數之範圍中的塔頂壓力下操作，及於更低之溫度：於該脫氣器之頂端自約95°C至約115°C及於該脫氣器之底部自約140°C至約160°C。該等較高之壓力及溫度可能因此被需要，例如，對於用於脫氣管柱之設計參數的次要改變(壁厚度等)。與脫氣器56相關聯之熱交換器(諸如再沸器67等)亦須被設計以於可能遇到的不同溫度下操作，其中設計須配合溫度及壓力需求兩者，以及提供充足的表面區域以符合在該等不同操作條件下所需的熱負載。用於該等操作之熱交換介質亦可為不同的，其中中壓力氣體(或自一高壓氣體供給充足降壓者)可被使用以於低壓操作下提供再沸器67熱量，而於無壓縮器操作時，需要高壓氣體。

[0037]對於再沸器67之熱交換需求為對於該兩種方法(無壓縮器及傳統)之操作的該整體熱需求是為何不同有關。自溶劑再循環之有效熱回收亦需被設計以配合兩種操作模

式。一種用於自該溶劑循環迴圈回收熱量之可能的方式顯示於圖1(溶劑貯存未顯示)。於傳統(低壓)操作中，經由流線69自脫氣器56之底部回收之稀溶劑(lean solvent)被經由閥30循環，且首先用作於再沸器32(該精煉管柱48之底部)中之熱交換介質。該稀溶劑接著被用於在再沸器34(丁二烯管柱80之底部)中提供熱。該稀溶劑可接著被用於在熱交換器36中汽化進料2之一部分。接續於此等交換器內之熱回收，該稀溶劑可接著被各自藉由流線38及39進給至主要洗滌管柱44之頂端及精煉器48，用於上述丁二烯之回收。於無壓縮器(高壓)操作中，自脫氣器56經由流線69回收之稀溶劑係首先用於預熱於熱交換器33中之該脫氣器進料54，接著如上述用於傳統低壓操作而回收。適當的閥及控制(未顯示)被包括以提供各自於低壓或高壓操作下，環繞或通過交換器33之該所欲的循環。

[0038]於傳統及無壓縮器操作兩者中，熱亦可經由一水循環迴圈(可包含水及一些溶劑)而回收。例如，水及溶劑可經由流線20被進給至冷卻管柱57，並經由直接熱交換自該脫氣器56塔頂餾分22及壓縮器60在循環迴圈24回收。自該冷卻管柱57之底部回收的該水/溶劑餾分26可接著被用於經由於交換器27中之間接熱交換汽化進料2之一部分及/或被注入精煉器48之底部中，各自經由流線28及29進給。離開熱交換器27之水/溶劑可接著被經由流線20再循環回冷卻管柱57。

[0039]於一典型地習知技藝無壓縮器方法中，冷卻管柱

57，在其他設備之部件中，未被使用，且該溶劑熱回收方法被改變(再次最佳化)以使該方法有效率，造成許多設備之部件地改變。如圖1中所顯示，然而，該靈活地方法將該冷卻管柱併入該熱回收系統，用於有效地操作及於傳統及無壓縮器操作兩者中熱交換。此高度最小化自該傳統轉換至無壓縮方法所需之改變。

[0040]溫度指示計或熱電偶的位置亦須被適用於低壓及高壓操作兩者。例如，因為用於脫氣器管柱56之底部溫度的不同，溫度指示計83應被適當地設置旁通線85的下游。此使得該溶劑開及/或跳過交換器32之溫度得以準確量測，因此允許適當控制進給至交換器34或返回至溶劑再生(未顯示)之溶劑的量。相似地，閥內件及設備之該等無數部件之其他態樣應被適當地選擇以配合於兩種操作模式終將會遇到之流速、溫度，及壓力的範圍。

[0041]流動控制亦可被調整以配合兩種操作模式。例如，經由側排放流62來自脫氣器56之流速，經流動指示計91測量，可被用於控制經由流線9進給至該乙炔洗滌器66塔頂系統之稀釋萃餘物的量。

[0042]除了上述考量，一數位控制系統(DCS)或其他控制手段可被配置以於兩種操作配置下控制系統。例如，於無壓縮器操作中，被循環通過交換器33之稀溶劑可被控制以達成一所欲之脫氣器入口進料溫度。然而，當該DCS被轉換用於低壓操作，該DCS可能停用閥或其他與交換器33相關聯的組分之操作，因其被跳過。設定點、控制參數(PID

設置等，用於控制一閥或其他設備自設定點對一偏差作出反應的速度)及其他控制態樣亦可被配置以在操作配置之間轉換時自動改變。另外，該DCS可被編程或配置以提供在該等操作性配置之間的流暢轉換，諸如藉由將壓縮器操作、交換器33操作，及該方法之其他態樣提高/降低以避免在該轉換期間終之管柱失衡。

[0043]如上所述，根據此處所揭示之實施例的丁二烯萃取方法被設計用於靈活地操作，具有或不具有一壓縮器，同時添加很少地額外資本投資花費。先前設計可能需要對該方法方案更多改變的需要，造成更多投資花費抑或是更少的有效方法。藉由保留用於傳統方法中之大多設備，及在無壓縮器模式中操作時使用此設備，根據此處所揭示之實施例的丁二烯萃取方法為靈活地且不需要溶劑熱回收系統之再度最佳化。對於額外資本開支，僅需一個額外熱交換器，伴隨對於控制及設備設計條件以允許在高及低壓兩者下操作的次要變化。

[0044]雖然本發明包括經限制數量之實施例，對本發明有益之熟習此藝者，將可了解到其他實施例可在不背離本發明之範圍下被設計。因此，該範圍僅應被由所附之申請專利範圍所限制。

【符號說明】

2...混合烴類進料

6；8；10；22；50；74...塔頂餾分

4...進料汽化系統

9...稀釋萃餘物餾分；流線

12...流線流
13 ; 20 ; 28 ; 29 ; 38 ; 39 ; 40 ; 58 ; 64 ; 65 ; 72...流線
14 ; 46 ; 63 ; 69 ; 73 ; 78...塔底餾分
24...再循環迴圈
27 ; 32 ; 33 ; 36...交換器
30...閥
34 ; 67...再沸器
44...主要洗滌管柱
48...精煉器管柱
51...預加熱排放流
52...塔頂排放流
53...筒
54...塔底餾分 ; 脫氣器進料
55...塔頂排放流
56...脫氣器
57...冷卻管柱
60...壓縮器
61A ; 61B ; 61C...閥
62...側排放流
66...乙炔洗滌器
70...回洗管柱
76...甲基乙炔蒸餾管柱
80...丁二烯萃取器
83...溫度指示計
85...旁通線
91...流動指示計

申請專利範圍

1. 一種用於在高壓模式或低壓模式兩者下自C₄餾分回收1,3-丁二烯之系統，包含：

一進料汽化系統，用於至少部分汽化包含丁烷、丁烯、1,2-丁二烯、1,3-丁二烯、C₄炔類、C₃炔類，及C₅₊烴類之烴類進料；

一萃取蒸餾系統，用於將該經汽化之烴類餾分與一溶劑相接觸以選擇性溶解該烴類餾分之一部分，形成(a)包含該1,3-丁二烯、該1,2-丁二烯、C₄炔類、C₃炔類、C₅₊烴類，以及該等丁烷及該等丁烯之第一部分的富含溶劑餾分，及(b)包含該等丁烷及該等丁烯之第二部分的蒸氣餾分；

一精餾塔及回洗器，用於至少部分脫氣該富含溶劑以及回收包含該等丁烷及丁烯之該第一部分之第一蒸氣餾分、包含該等C₃及C₄炔類、1,3-丁二烯、1,2-丁二烯，及C₅₊烴類之第二蒸氣餾分，以及包含經部分脫氣之溶劑的塔底餾分；

一脫氣器及冷卻管柱，用於進一步脫氣該溶劑並回收包含經脫氣之溶劑的液體餾分、包含C₄炔類及1,2-丁二烯之至少一者的第三蒸氣餾分，及包含C₄炔類之一餾分；

其中該用於回收1,3-丁二烯之系統被建構以於交替地(a)於高壓模式下具有該脫氣器而操作，或(b)於低壓

模式下具有該脫氣器而操作。

2. 如請求項1之系統，進一步包含：

一壓縮器，用於在該低壓模式操作時，壓縮該第三蒸氣餾分；及

一熱交換器，用於在該低壓模式操作時，以包含經脫氣之溶劑的該液體餾分間接加熱該經部分脫氣之溶劑。

3. 如請求項2之系統，其中與該熱交換器及壓縮器相關聯之閥及流線導管各自為可操作地，使得(a)於低壓模式中，包含經脫氣之溶劑的該液體餾分跳過該熱交換器，且該第三蒸氣餾分通過該壓縮器，以及(b)於高壓模式中，包含經脫氣之溶劑的該液體餾分流經該熱交換器，且該第三蒸氣餾分跳過該壓縮器。

4. 如請求項1-3之任一項的系統，進一步包含：

一控制系統，其被建構以具有或不具有該壓縮器而操作該用於回收1,3-丁二烯之系統。

5. 如請求項4之系統，其中該控制系統被進一步建構以基於該經選擇之操作模式中斷或起動該用於回收1,3-丁二烯之系統之部分的操作。
6. 如請求項4之系統，其中該控制系統被進一步建構以於該等操作模式之間轉換。
7. 如請求項1-6之任一項的系統，其中該用於回收1,3-丁二烯之系統被建構為使得該冷卻管柱於該高壓模式及該低壓模式兩者期間操作。

8. 如請求項1-7之任一項的系統，其中該冷卻管柱、脫氣器及一脫氣器再沸器被設計以用於兩種操作模式所需之溫度及壓力條件。
9. 一種在高壓模式或低壓模式兩者下，自一C₄餾分回收1,3-丁二烯之系統，包含：

一進料汽化系統，用於至少部分汽化包含丁烷、丁烯、1,2-丁二烯、1,3-丁二烯、C₄炔類、C₃炔類，及C₅₊烴類之烴類進料；

一萃取蒸餾系統，用於將該經汽化之烴類餾分與一溶劑相接觸以選擇性溶解該烴類餾分之一部分，形成(a)包含該1,3-丁二烯、該1,2-丁二烯、C₄炔類、C₃炔類、C₅₊烴類，及該等丁烷及該等丁烯之第一部分的富含溶劑餾分，及(b)包含該等丁烷及該等丁烯之第二部分的蒸氣餾分；

一精煉器及回洗器，用於至少部分脫氣該富含溶劑及回收包含該等丁烷及該等丁烯之該第一部分的一第一蒸氣餾分、包含該等C₃及C₄炔類、1,3-丁二烯、1,2-丁二烯，及C₅₊烴類之一第二蒸氣餾分，以及包含經部分脫氣之溶劑的一塔底餾分；

一脫氣器及冷卻管柱，用於進一步脫氣該溶劑及回收包含經脫氣之溶劑的一液體餾分、包含C₄炔類及1,2-丁二烯至少一者的一第三蒸氣餾分，以及包含C₄炔類之一餾分；

一壓縮器，用於在該低壓模式中操作時，壓縮該第

三蒸氣餾分；以及

一熱交換器，用於在該低壓模式中操作時，以包含經脫氣之溶劑的該液體餾分間接加熱該經部分脫氣之溶劑。

10. 一種用於在高壓模式或低壓模式中自一C₄餾分回收1,3-丁二烯之系統，包含：

一進料氣化系統，用於至少部分汽化包含丁烷、丁烯、1,2-丁二烯、1,3-丁二烯、C₄炔類、C₃炔類，及C₅₊烴類之烴類進料；

一萃取蒸餾系統，用於以一溶劑接觸該經汽化之烴類餾分以選擇性溶解該烴類餾分之一部分，形成(a)包含該1,3-丁二烯、該1,2-丁二烯、C₄炔類、C₃炔類、C₅₊烴類，及該等丁烷及該等丁烯之第一部分的富含溶劑餾分，及(b)包含該等丁烷及該等丁烯之第二部分的蒸氣餾分；

一精煉器及回洗器，用於至少部分脫氣該富含溶劑及回收包含該等丁烷及該等丁烯之該第一部分的第一蒸氣餾分、包含該等C₃及C₄炔類、1,3-丁二烯、1,2-丁二烯，及C₅₊烴類之一第二蒸氣餾分，以及包含經部分脫氣之溶劑的一塔底餾分；

一脫氣器及冷卻管柱，用於進一步脫氣該溶劑及回收包含經脫氣之溶劑的一液體餾分、包含C₄炔類及1,2-丁二烯至少一者的一第三蒸氣餾分，以及包含C₄炔類之一餾分；

其中該用於回收1,3-丁二烯之系統被建構使得該冷卻管柱於該高壓模式及該低壓模式兩者期間操作。

11. 一種用於交替在高壓模式及低壓模式下，自一C₄餾分回收1,3-丁二烯之方法，包含：

於一進料汽化系統中至少部分汽化包含丁烷、丁烯、1,2-丁二烯、1,3-丁二烯、C₄炔類、C₃炔類，及C₅₊烴類之烴類進料；

於一萃取蒸餾系統中，藉由將該經汽化之烴類餾分與一溶劑相接觸以選擇性溶解該烴類餾分之一部分，形成(a)一包含該1,3-丁二烯、該1,2-丁二烯、C₄炔類、C₃炔類，及C₅₊烴類，以及該等丁烷及該等丁烯之一第一部分的富含溶劑的餾分，及(b)包含該等丁烷及該等丁烯之一第二部分的蒸氣餾分；

於一精煉器及回洗器中至少部分脫氣該富含溶劑，及將包含該等丁烷及該等丁烯之該第一部分的一第一蒸氣餾分、包含該等C₃及C₄炔類、1,3-丁二烯、1,2-丁二烯，及C₅₊烴類之一第二蒸氣餾分，以及回收包含經部分脫氣之溶劑的一塔底餾分；

於一脫氣器及冷卻管柱中進一步脫氣該溶劑及回收包含經脫氣之溶劑的一液體餾分、包含C₄炔類及1,2-丁二烯至少一者的一第三蒸氣餾分，以及包含C₄炔類之一餾分；

交替地(a)於高壓模式中操作該脫氣器，及(b)於低壓模式中操作該脫氣器。

12. 如請求項14之方法，進一步包含於在高壓模式中操作該脫氣器及在低壓模式中操作該脫氣器之間轉換。
13. 如請求項14或15之方法，其中在低壓模式中操作該脫氣器進一步包含使用一壓縮器將該第三蒸氣餾分壓縮，及其中在高壓模式下操作該脫氣器包含於一熱交換器中，以包含經脫氣之溶劑的該液體餾分間接加熱該經部分脫氣之溶劑。
14. 如請求項16之方法，進一步包含各自操作與該熱交換器及壓縮器相關聯之閥及流導管，使得(a)於低壓模式中，包含經脫氣之溶劑的該液體餾分跳過該熱交換器且該第三蒸氣餾分通過該壓縮器，及(b)於高壓模式中，包含經脫氣之溶劑的該液體餾分流經該熱交換器且該第三蒸氣餾分跳過該壓縮器。
15. 如請求項14之方法，其中該方法包含在該高壓模式及該低壓模式兩者的其間操作該冷卻管柱。

圖式

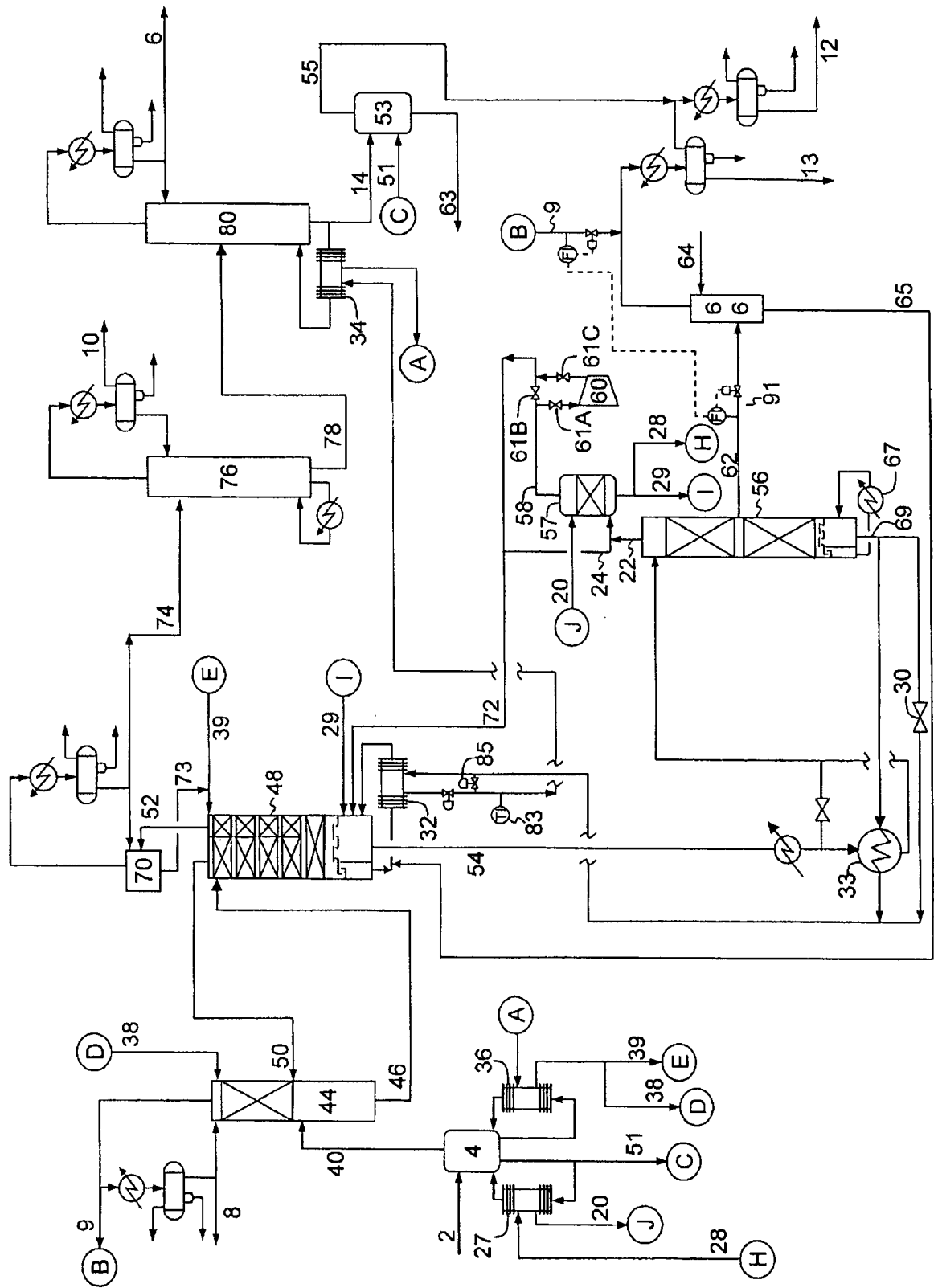


圖 1