

(19) 日本国特許庁(JP)

(12) 特 許 公 報(B2)

(11) 特許番号

特許第6286077号
(P6286077)

(45) 発行日 平成30年2月28日(2018.2.28)

(24) 登録日 平成30年2月9日(2018.2.9)

(51) Int.Cl.	F I	
C O 7 C 29/80 (2006.01)	C O 7 C 29/80	
C O 7 C 31/10 (2006.01)	C O 7 C 31/10	
C O 7 B 63/00 (2006.01)	C O 7 B 63/00	A
B O 1 J 20/28 (2006.01)	B O 1 J 20/28	Z
B O 1 J 20/34 (2006.01)	B O 1 J 20/34	F
請求項の数 11 (全 10 頁) 最終頁に続く		

(21) 出願番号	特願2017-13124 (P2017-13124)	(73) 特許権者	500239823
(22) 出願日	平成29年1月27日(2017.1.27)		エルジー・ケム・リミテッド
(62) 分割の表示	特願2015-525376 (P2015-525376) の分割		大韓民国 07336 ソウル, ヨンドウ ンボーグ, ヨイーデロ 128
原出願日	平成25年9月6日(2013.9.6)	(74) 代理人	110000040
(65) 公開番号	特開2017-125016 (P2017-125016A)		特許業務法人池内・佐藤アンドパートナーズ
(43) 公開日	平成29年7月20日(2017.7.20)	(72) 発明者	イ ソンキュ
審査請求日	平成29年2月7日(2017.2.7)		大韓民国、デジョン、ユソング、ムンジロ
(31) 優先権主張番号	10-2012-0098644		、188、エルジー・ケム・リサーチ・パーク
(32) 優先日	平成24年9月6日(2012.9.6)	(72) 発明者	イ ジュンク
(33) 優先権主張国	韓国 (KR)		大韓民国、デジョン、ユソング、ムンジロ
(31) 優先権主張番号	10-2013-0107406		、188、エルジー・ケム・リサーチ・パーク
(32) 優先日	平成25年9月6日(2013.9.6)		最終頁に続く
(33) 優先権主張国	韓国 (KR)		

(54) 【発明の名称】 イソプロピルアルコールの製造方法および装置

(57) 【特許請求の範囲】

【請求項1】

イソプロピルアルコールおよび水を含み、含水量が1,000～10,000ppmであるフィードを、分子篩を含む脱水手段に供給する工程と、

前記脱水手段で水を除去して前記フィードの含水量を300ppm以下に調節する工程と、

含水量が300ppm以下に調節された前記フィードを分離壁型蒸溜塔に供給して精製を行う工程と、

を含むことを特徴とする、イソプロピルアルコールの製造方法であって、

前記精製は、含水量が300ppm以下に調節された前記フィードを前記分離壁型蒸溜塔の上部供給領域に供給する工程と、

前記分離壁型蒸溜塔で精製を行う工程と、

精製されたイソプロピルアルコールを含む排出物を前記分離壁型蒸溜塔の下部流出領域から取得する工程を含み、

前記下部流出領域から流出される前記排出物の流れを、前記上部供給領域に供給される前記フィードと熱交換し、

前記分離壁型蒸溜塔の前記上部供給領域は、前記分離壁型蒸溜塔の構造において分離壁により分割される空間であり、かつフィードが供給される側の空間において、前記分離型蒸溜塔の長手方向に二等分した際の上部領域であり、

前記分離壁型蒸溜塔の前記下部排出領域は、前記分離壁型蒸溜塔の構造において前記分

10

20

離壁により分割される空間であり、かつ生成物フィードが排出される側の空間において、前記分離型蒸留塔の長手方向に二等分した際の下部領域である、製造方法。

【請求項 2】

前記分子篩は、細孔の平均大きさが $1.0 \sim 5.0 \text{ \AA}$ であることを特徴とする、請求項 1 に記載のイソプロピルアルコールの製造方法。

【請求項 3】

前記分子篩は、比表面積が $10 \sim 3,000 \text{ m}^2/\text{g}$ であることを特徴とする、請求項 1 または 2 に記載のイソプロピルアルコールの製造方法。

【請求項 4】

脱水手段は、分子篩が充填されているカラムを含むことを特徴とする、請求項 1～3 のいずれか一項に記載のイソプロピルアルコールの製造方法。

10

【請求項 5】

脱水手段において、前記分子篩に吸着された水を脱着して前記分子篩を再生する工程をさらに含み、

前記再生は、窒素ガスを用いて行われる、
、請求項 1～4 のいずれか一項に記載のイソプロピルアルコールの製造方法。

【請求項 6】

前記再生は、 $180 \sim 300^\circ\text{C}$ で行うことを特徴とする、請求項 5 に記載のイソプロピルアルコールの製造方法。

【請求項 7】

20

前記分離壁型蒸留塔の上部および下部運転温度をそれぞれ $40 \sim 140^\circ\text{C}$ および $90 \sim 170^\circ\text{C}$ に調節することを特徴とする、請求項 1～6 のいずれか一項に記載のイソプロピルアルコールの製造方法。

【請求項 8】

イソプロピルアルコールおよび水を含み、含水量が $1,000 \sim 10,000 \text{ ppm}$ であるフィードが供給されると、前記フィードの含水量を 300 ppm 以下に調節して排出されるように、設けられた分子篩を含む脱水手段および

該脱水手段を経たフィードが導入されて精製工程が行われるように設けられた分離壁型蒸留塔を含むことを特徴とする、
イソプロピルアルコールの製造装置であって、

30

前記分離壁型蒸留塔は、含水量が 300 ppm 以下に調節された前記フィードが上部供給領域に供給され、供給された前記フィードから精製されたイソプロピルアルコールが下部流出領域から排出されるように設けられ、

前記分離壁型蒸留塔の下部流出領域から流出される排出物流れと、前記分離壁型蒸留塔の上部供給領域に供給される前記フィードを熱交換するように設けられた熱交換器をさらに含み、

前記分離壁型蒸留塔の前記上部供給領域は、前記分離壁型蒸留塔の構造において分離壁により分割される空間であり、かつフィードが供給される側の空間において、前記分離型蒸留塔の長手方向に二等分した際の上部領域であり、

前記分離壁型蒸留塔の前記下部排出領域は、前記分離壁型蒸留塔の構造において前記分離壁により分割される空間であり、かつ生成物フィードが排出される側の空間において、前記分離型蒸留塔の長手方向に二等分した際の下部領域である、
製造装置。

40

【請求項 9】

前記分子篩は、細孔の平均大きさが $1.0 \sim 5.0 \text{ \AA}$ であることを特徴とする、請求項 8 に記載のイソプロピルアルコールの製造装置。

【請求項 10】

前記分子篩は、比表面積が $10 \sim 3,000 \text{ m}^2/\text{g}$ であることを特徴とする、請求項 8 または 9 に記載のイソプロピルアルコールの製造装置。

【請求項 11】

50

前記分子篩の脱着剤として窒素ガスを含む再生手段をさらに含むことを特徴とする、請求項8～10のいずれか一項に記載のイソプロピルアルコールの製造装置。

【発明の詳細な説明】

【技術分野】

【0001】

本出願は、イソプロピルアルコールの製造方法および装置(METHOD FOR PREPARING ISOPROPYL ALCOHOL)に関する。

【背景技術】

【0002】

イソプロピルアルコール(isopropyl alcohol、以下、「IPA」)は、例えば、半導体やLCD(Liquid crystal display)製造などの電子産業において洗浄剤などの用途を含み、多様な用途として用いられる。

【0003】

IPAは、例えば、プロピレン(propylene)又はアセトン(acetone)などを原料にして製造することができる。ほとんどの場合、IPAを含む反応物は、水を一緒に含む共沸混合物(azeotrope)である。すなわち、沸点が約100℃程度の水と約82.3℃のIPAは、共沸温度約79.5℃で共沸を形成することになるが、しかしながら、上記のフィードから水を除去するのは大変困難であった。

【発明の概要】

【発明が解決しようとする課題】

【0004】

本出願は、IPAの製造方法および装置を提供する。

【課題を解決するための手段】

【0005】

本出願は、IPAの製造方法に関する。例示的な製造方法は、図1のように、フィードを脱水手段に供給して水を除去する工程(100、以下、「脱水工程D」と称する。)と脱水手段を経由して水が除去された前記フィードを精製手段、例えば分離壁型蒸溜塔に導入して精製する工程(200、以下、「精製工程P」と称する。)を含むことができる。

【0006】

一例において、前記脱水手段に供給されるフィードはIPAおよび水を含むことができる。前記フィードの含水量、すなわちフィード内の水の含量が10,000ppm以下、2,500ppm以下、又は2,200ppmとすることができる。また、前記フィード内の含水量の下限は、例えば、1,000ppmとすることができる。フィード内の含水量は、前記方法の効率などに非常に重要な要因として作用し、これによって、フィードの含水量が前記範囲内に調節される必要がある。前記フィードは、IPAと水を含み、含水量が前記範囲内に調節される限り、その具体的な組成は特に制限されない。通常的にIPAを含むフィードがどのような方式で製造されかによって、フィード内には多様な種類の不純物が含まれることができ、該不純物は前記方法により効率的に除去されることができる。

【0007】

前記方法において、フィードが導入される脱水手段は、例えば、分子篩(MS; Molecular Sieve)を含むことができる。分子篩を含む前記脱水手段は、例えば、含水率が3,000ppmのフィードが導入されると、脱水工程を介して前記フィード内の含水率を300ppm以下、250ppm以下、200ppm以下、150ppm以下、又は100ppm以下に低減して排出されるように設けられている。これにより、前記方法においては、脱水手段として供給したフィードから水を除去してフィードの含水率を300ppm以下、250ppm以下、200ppm以下、150ppm以下、又は100ppm以下に調節する工程を含むことができる。脱水手段を介して含水率を前記範囲に調節することで、その後に行う精製工程Pの効率も高められる。

【0008】

前記脱水手段の分子篩においては、上記のような脱水能力を有して設けられる限り、特に制限なしに、公知の分子篩を使用することができる。例えば、分子篩としては、ゼオライト系の分子篩、シリカ系の分子篩、又はアルミナ系の分子篩などが使用される。

【0009】

分子篩としては、例えば、細孔の平均大きさが $1.0 \sim 5.0 \text{ \AA}$ 又は $2.0 \sim 3.0 \text{ \AA}$ 程度の分子篩を使用することができる。また、前記分子篩の比表面積は、例えば、 $10 \sim 3,000 \text{ m}^2/\text{g}$ 程度とすることができる。このような範囲の細孔の大きさおよび比表面積を有する分子篩の使用を介して脱水手段の脱水能力を適切に調節することができる。

【0010】

一例において、脱水手段は、分子篩が充電されたカラムを含むことができる。脱水手段は、上記のようなカラムを、例えば2つ以上含むことができる。図2は、分子篩が充電されたカラム201、202を2つ含む場合を例示的に示す図である。図2のように、2つ以上のカラムに脱水手段に含ませ、前記複数のカラムにフィードを入れ替えて供給するなどの方式を採用する場合、工程の効率がさらに高められる。

【0011】

前記脱水工程Dにおいて、フィードの分子篩としての導入は、例えば、 $20 \sim 135^\circ\text{C}$ 、又は $30 \sim 80^\circ\text{C}$ 程度の温度で行うことができる。また、前記分子篩へのフィードの導入は、例えば、 $1.0 \sim 10.0 \text{ Kg/cm}^2$ 、又は $4.0 \sim 6.0 \text{ Kg/cm}^2$ の圧力で行うことができる。上記のような温度および／又は圧力範囲で脱水工程Dを効率的に行うことができる。しかしながら、前記温度および／又は圧力の範囲は、目標とする脱水量および使用する分子篩の種類を考慮し、適切に変更することができる。

【0012】

前記方法は、脱水過程において分子篩に吸着された水を脱着して分子篩の再生をさらに含むことができる。前記分子篩の脱着工程は、例えば、脱水工程D後に行う精製工程Pの過程で行うことができ、又は前記のように複数のカラムが使用される場合、いずれか1つのカラムが脱水工程Dを行う間に、他のカラムに対して行うことができる。

【0013】

前記再生は、例えば、水素又は窒素ガスなどやメタン、エタン、プロパン又はブタンなどのような低級アルカンなどを用いて行うことができる。一例において、前記再生工程は、窒素ガスを使用して行うことができる。窒素ガスを使用する場合、再生工程は $180 \sim 300^\circ\text{C}$ 又は $200 \sim 260^\circ\text{C}$ 程度の温度で行うことができる。また、脱着のために供給される窒素ガスの流量は、例えば、約 $7 \sim \text{トン/h}$ 程度に調節することができる。前記範囲内において再生あるいは脱着工程が効率的に行われる。しかしながら、前記温度および流量などは具体的な分子篩の種類や使用量などによって異なる。

【0014】

脱水工程Dを経て含水量が 300 ppm 以下に調節されたフィードは、精製手段に供給され、精製工程Pが行われる。前記精製工程Pが行われる精製手段は、例えば1つ以上の蒸溜塔を含むことができる。

【0015】

一例において、精製工程Pは分離壁型蒸溜塔(DWC; Divided Wall Column)で行うことができる。分離壁型蒸溜塔は、いわゆる低沸点、中沸点および高沸点の3成分を含むフィードの蒸溜のために考案された装置である。分離壁型蒸溜塔は、いわゆる熱複合蒸溜カラム(Petlyuk column)と熱力学的な観点から類似の装置である。熱複合蒸溜カラムの場合は、予備分離器と主分離器を熱的に統合した構造に配置して低沸点および高沸点の物質を1次的に予備分離器から分離し、予備分離器の塔頂および塔低部分が主分離器の供給端にそれぞれ流入され、主分離器で低沸点、中沸点および高沸点物質をそれぞれ分離するように考案されている。これに対し、分離壁型蒸溜塔の場合は、塔内に分離壁を設けて予備分離器を主分離器の内部に統合させた形態である。

【0016】

分離壁型蒸溜塔は、例えば、図3に示すような構造を有することができる。図3は、例示的な分離壁型蒸溜塔100を示す。図3に示すように、例示的な蒸溜塔100は、内部が分離壁101により分割されていて、上部の凝縮器(102)および下部の再沸器(reboiler)103などを含む構造を有することができる。また、分離壁型蒸溜塔100の内部は、図面で点線に仮想的に分割されているので、例えば、塔頂領域104、塔低領域105、上部供給領域106、下部供給領域107、上部流出領域108および下部流出領域109に区分される。前記で用語「上部および下部供給領域」は、それぞれ分離壁型蒸溜塔の構造において分離壁により分割される空間のうちのフィードが供給される側の空間を前記空間で分離壁101が存在する領域を蒸溜塔100の長手方向に二等分した際に上部および下部領域を意味する。また、「上部および下部流出領域」は、それぞれ分離壁型蒸溜塔の内部の分離壁により分割される空間のうち生成物が流出される側の空間を前記空間において分離壁101が存在する領域を蒸溜塔100の長手方向に二等分した際に、上部および下部領域を意味する。

10

【0017】

前記精製過程において使用することができる分離壁型蒸溜塔の具体的な種類は特に制限されない。例えば、図3に示すような一般的な構造の蒸溜塔を使用するか、または精製効率を考慮して蒸溜塔内の分離壁の位置や形態が変更設計された蒸溜塔の使用することができる。

【0018】

分離壁型蒸溜塔は、例えば脱水手段を経たフィードが前記蒸溜塔の上部供給領域に供給されるように設けられている。これにより、精製工程Pでは脱水工程Dを経たフィードを蒸溜塔の上部供給領域に供給することができる。分離壁型蒸溜塔においてフィードの供給時には、前記フィードの組成を考慮した場合、例えば図3に示すように、フィードを上部供給領域106に供給すると、効率的な精製ができる。

20

【0019】

フィードは、例えば5,000~13,000Kg/hr程度の流量で蒸溜塔に供給されることができる。また、前記供給されるフィードの温度は、例えば75~135℃、80~100℃、又は85~95℃程度に調節することができる。上記のような流量と温度でフィードを供給すると適切な蒸溜効率が達成される。

【0020】

フィードを分離壁型蒸溜塔に供給して行う蒸溜の際に、分離壁型蒸溜塔の上部運転温度は、例えば40~140℃、又は45~80℃程度に調節することができる。また、分離壁型蒸溜塔の下部運転温度は、例えば90~170℃、又は100~116℃程度に調節することができる。蒸溜塔の運転条件を前記のように調節すると、フィード組成による効率的な蒸溜ができる。

30

【0021】

上記において、分離壁型蒸溜塔の運転条件は、精製効率などを考慮して必要に応じて追加的に調節することができる。

【0022】

例えば、前記精製過程において上部運転圧力は、0.1~10.0Kg/cm²、又は0.2~1.2Kg/cm²程度に調節することができる。このような運転圧力でフィード組成による効率的な蒸溜ができる。このような過程を経て分離壁型蒸溜塔では、前記IPAを含む生成物が下部流出領域に排出されるように設けることができる。すなわち、前記製造方法は、IPAを含む生成物を分離壁型蒸溜塔の下部流出領域から取得する工程を含むことができる。このように生成物の排出位置を調節して精製工程Pの効率をさらに増加することができる。

40

【0023】

一例において、図4のように、分離壁型蒸溜塔の下部流出領域から排出されるIPAを含む生成物流れは、分離壁型蒸溜塔に導入される原料と熱交換器(110)を介して熱交換することができる。前記のように生成物流れと原料を熱交換する場合、分離壁型蒸溜塔

50

の塔低領域から排出される流れの還流比は1000～3000とすることができ、前記範囲において塔低領域の還流比を調節することで、精製効率を極大化することができる。

【0024】

前記分離壁型蒸溜塔の下部流出領域から排出される生成物流れを分離壁型蒸溜塔の原料供給領域に流入される原料と熱交換することで、原料を予熱するのに必要なエネルギー消耗を低減することができ、また、前記IPAを含む流れが凝縮されて製品として生産される前に凝縮器を利用した凝縮工程で使用する冷却水の量を低減することで、前記凝縮工程において必要とするコストを節減する効果がさらに得られる。

【0025】

さらに他の実現例において、前記精製工程Pは、2つ以上、例えば、2つの蒸溜塔を介して行うことができる。このような場合に、脱水手段を経たフィードは、一番目の蒸溜塔に導入されて精製され、前記一番目の蒸溜塔の下部排出物は、再び二番目の蒸溜塔に導入されて精製される。このような場合に、IPAは、例えば二番目の蒸溜塔の上部から排出される。

10

【0026】

図5は、例示的な精製手段であって、2つの蒸溜塔、すなわち、第1蒸溜塔301および第2蒸溜塔302を含む精製手段を例示的に示す。各蒸溜塔301、302は凝縮器Cおよび再沸器Bを含む。

【0027】

図5のような精製手段を用いると、脱水手段を経たフィードは、まず第1蒸溜塔301に供給されて精製される。この過程において、例えば前記第1蒸溜塔の上部運転温度は、約40～66℃又は約45～60℃程度に調節される。また、前記第1蒸溜塔の下部運転温度は、約80～135℃又は約85～130℃程度に調節される。また、前記で前記第1蒸溜塔の上部運転圧力は、例えば、約0.1～10.0Kg/cm²又は約0.2～1.2Kg/cm²程度に調節される。このような条件において、第1蒸溜塔における精製工程Pが効率的に行われることができる。上記のような過程を行うと、第1蒸溜塔の上部ではフィード内の低沸点物質が排出され、残りの下部排出物は第2蒸溜塔に供給される。

20

【0028】

第2蒸溜塔302においては、第1蒸溜塔から供給されたフィードの精製過程が行われる。

30

【0029】

この過程において、例えば、前記第2蒸溜塔の上部運転温度は、約40～130℃又は約60～80℃程度に調節される。また、前記第2蒸溜塔の下部運転温度は、約90～170℃又は約100～120℃程度に調節される。また、前記において前記第2蒸溜塔の上部運転圧力は、例えば約0.1～10.0Kg/cm²又は約0.2～1.2Kg/cm²程度に調節される。このような条件において、第2蒸溜塔における精製工程Pが効率的に行われることができる。上記のような過程を行うと、第2蒸溜塔の上部ではIPAを含む製品が排出される。

【0030】

前記精製工程Pが行われる分離壁型蒸溜塔や蒸溜塔の他の条件、例えば各蒸溜塔の段数又は内径や上部又は下部排出物の還流割合などは特に制限されない。例えば、各蒸溜塔の理論段数は、フィードの蒸溜曲線などにより算出される理論段数に基づいて定まる。また、前記各蒸溜塔における上部および下部排出物の流量やその還流比などは、例えば前記記述の運転圧力および温度を達成することができるよう設定される。

40

【0031】

本出願は、またIPAの製造装置に関するものである。例示的な製造装置は、前記記述の製造方法に適用するための装置とすることができる。

【0032】

これにより、前記製造装置は、例えば前記記述のフィードが供給されると、前記フィードの含水量を300ppm以下に低減して排出するように設けられた脱水手段および前記

50

脱水手段を経たフィードが導入されて精製工程 P が行われる分離壁型蒸溜塔を含むことができる。

【0033】

前記製造装置による具体的な内容は、例えば、既に記述した事項が類似に適用される。

【0034】

例えば、前記脱水手段は、ゼオライト系の分子篩、シリカ系の分子篩又はアルミナ系の分子篩などのような分子篩を含むことができる。前記分子篩としては、例えば、前記記述のような細孔の平均大きさおよび比表面積を有する分子篩が用いられる。

【0035】

脱水手段は、例えば、上記のような分子篩が充電されたカラム、例えば、2 つ以上含むことができる。

10

【0036】

前記製造装置は、例えば、前記脱水手段の分子篩を再生することができる手段として、窒素ガスなどの脱着剤を含む再生手段をさらに含むことができる。また、前記製造装置は、脱着あるいは再生過程において前記窒素ガスを所定温度に加熱して供給することができる加熱手段、例えば、スチームなどが供給される熱交換器をさらに含むことができる。

【0037】

前記製造装置の分離壁型蒸溜塔は、脱水工程 D を経て含水量が 300 ppm 以下に調節されたフィードの精製工程 P を行う精製手段であって、前記分離壁型蒸溜塔は、例えば、脱水手段を経たフィードが分離壁型蒸溜塔の上部供給領域に供給されるように設けられている。また、前記分離壁型蒸溜塔は、IPA を含む生成物が下部流出領域から排出されるように設けられる。

20

【0038】

さらに他の実現例において、前記分離壁型蒸溜塔の代りに上記の 2 つ以上の蒸溜塔を用いて精製工程 P が行われる。

【発明の効果】

【0039】

本発明によれば、最小量のエネルギー消費で、水と IPA を含むフィードから IPA を高純度を取得することができる。

30

【図面の簡単な説明】

【0040】

【図1】前記方法の進行を例示的に示す図である。

【図2】前記方法で使用される脱水手段を例示的に示す図である。

【図3】前記方法で使用される精製手段を例示的に示す図である。

【図4】前記方法で使用される精製手段を例示的に示す図である。

【図5】前記方法で使用される精製手段を例示的に示す図である。

【発明を実施するための形態】

【0041】

以下、実施例および比較例を参照して前記方法を詳細に説明するが、前記方法および装置の範囲が下記に提示される実施例により制限されるものではない。

40

【0042】

〔実施例1〕

分子篩であって、細孔の平均大きさが約 2 ないし 3 Å であり、比表面積が約 15 m²/g であるゼオライト 3A が約 5、880 Kg に充電された体積が約 8 m³ であるカラム 2 つが図 2 のように配置されている脱水手段および該脱水手段と連結されている精製手段として、図 3 のような形態の分離壁型蒸溜塔を使用して工程を行った。上記において、分子篩の再生は、窒素ガスを約 230 °C で、約 8 トン/h の流量が供給できる手段を用いて行った。フィードでは、IPA が 98.6 重量%、水が約 3,000 ppm およびその他の不純物が約 1.1 重量%を含むフィードを使用した。上記のようなフィードを前記脱水

50

手段に供給してフィード内の含水量が約 300 ppm 以下になるように脱水工程を行った。その後、脱水工程を経て含水量が 300 ppm 以下に調節されたフィードを分離壁型蒸溜塔 100 の上部供給領域 106 に供給して精製を行い、IPA を含む生成物を下部流出領域 109 から取得した。また、蒸溜塔 100 の上部運転温度および圧力は、それぞれ約 58℃ および 1.2 Kg/cm² に調節し、下部運転温度を約 108℃ に調節した。

【0043】

[実施例 2]

実施例 1 と同一方式で工程を行い、分離壁型蒸溜塔の下部流出領域 109 から取得した IPA を含む生成物流れをフィードと熱交換器を介して熱交換した。

【0044】

[比較例 1]

脱水手段を経て精製手段に導入するフィード内の含水量を 400 ppm 程度に調節したこと以外は、実施例 1 と同一方式で工程を行った。

【0045】

[比較例 2]

脱水工程を通さず、フィードを直接図 3 に示すような分離壁型蒸溜塔に導入したこと以外は、実施例 1 と同一方式で工程を行った。上記において、分離壁型蒸溜塔の上部運転温度および圧力は、それぞれ約 145～155℃ および 1.0～1.2 Kg/cm² に調節し、下部運転温度は、約 175～185℃ に調節した。上記において、分離壁型蒸溜塔の理論段数および内径などは蒸溜曲線から求められる理論段数に基づいて定まる。

【0046】

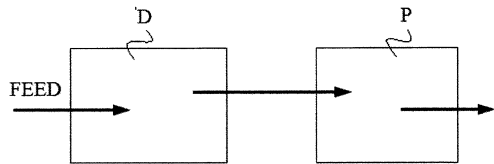
前記各工程において再沸器、凝縮器および脱着ガスの加熱手段における heat duty および比較例 2 に対比する実施例 1 および 2 における IPA 追加回収量を下記表 1 に整理して記載した。

【0047】

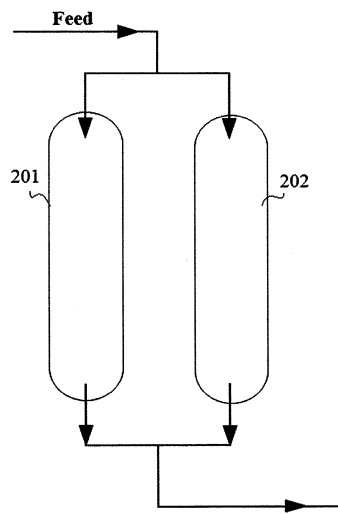
【表 1】

		実施例 1	実施例 2	比較例 1	比較例 2
HEAT DUTY (Gcal/hr)	凝縮器	1.58	1.30	1.80	2.82
	再沸器	1.57	1.29	1.79	2.82
	吸着剤 再生用 加熱手段	0.20	0.20	0.20	0.00
エネルギー節減量 (Gcal/hr)		1.77	1.49	1.99	-
エネルギー節減率(%)		37	47	29	-
IPA 追加回収量(Kg/hr)		110～115	110～115	100～105	110～115
エネルギー節減量：比較例 2 に対比するエネルギー節減量					
エネルギー節減率：比較例 2 に対比するエネルギー節減率					
IPA 追加回収量：比較例 2 に対比する追加回収量					

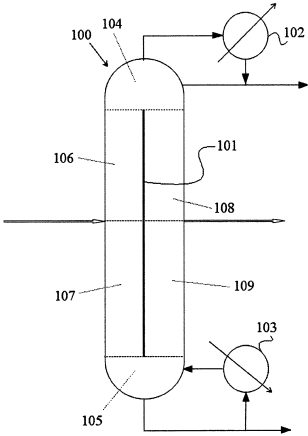
【図 1】



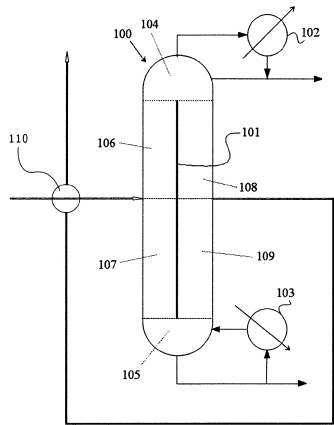
【図 2】



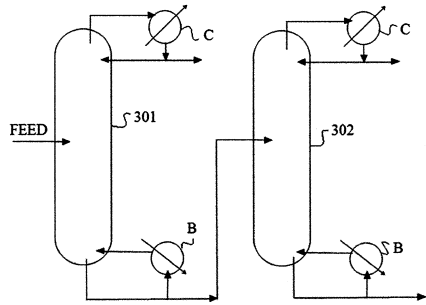
【図 3】



【図 4】



【図 5】



フロントページの続き

(51)Int.Cl. F I
B 0 1 D 3/14 (2006.01) B 0 1 J 20/34 H
B 0 1 D 3/14 A

(72)発明者 シン チュンホ
大韓民国、デジョン、ユソング、ムンジロ、188、エルジー・ケム・リサーチ・パーク

審査官 水島 英一郎

(56)参考文献 特開平11-276801(JP, A)
特表2010-540582(JP, A)
韓国登録特許第10-0561738(KR, B1)
中国特許出願公開第102452897(CN, A)

(58)調査した分野(Int.Cl., DB名)
C 0 7 C
B 0 1 D
B 0 1 J