

明 細 書

発明の名称：

プロピレンオキサイド精製装置、及び、プロピレンオキサイドの製造方法 技術分野

[0001] 本発明は、プロピレンオキサイド精製装置、及び、プロピレンオキサイドの製造方法に関する。

背景技術

[0002] 従来より、粗プロピレンオキサイドを精製する装置が知られている。例えば、特許公報 1 には、4 つの蒸留塔を用いた精製装置が開示されている。

[0003] 第 1 蒸留塔では粗プロピレンオキサイドを蒸留して、塔底からプロピレンオキサイドよりも高い沸点を有する高沸点成分を、塔頂から高沸点成分を除去したプロピレンオキサイド含有流を排出させる。第 2 蒸留塔では、第 1 蒸留塔の塔頂流を抽剤と共に蒸留し、塔頂から水を排出させ、塔底から水が除去された、抽剤とプロピレンオキサイドとの混合物を排出させる。第 3 蒸留塔では、抽剤とプロピレンオキサイドとの混合物を蒸留して、塔底から抽剤を排出させ、塔頂から精製プロピレンオキサイドを排出させる。第 4 蒸留塔では、第 3 蒸留塔の塔底から排出された抽剤を蒸留し、精製した抽剤を第 2 蒸留塔にリサイクルする。

先行技術文献

特許文献

[0004] 特許文献 1：中国特許公開 1 0 4 1 0 9 1 3 8 号公報

発明の概要

発明が解決しようとする課題

[0005] しかしながら、従来の装置では、プロピレンオキサイドをロスすることなく、C 1 ～ C 4 炭化水素を十分に除去することができない。

[0006] 本発明者らが検討したところ、粗プロピレンオキサイド中に含まれる炭素数 1 ～ 4 の炭化水素（以下、C 1 ～ C 4 炭化水素と呼ぶ）を従来の装置で除

去しようとする、第2蒸留塔の塔頂流の流量を増加させなければならない。しかし、第2蒸留塔の塔頂流には、特許文献1に記載の通り、プロピレンオキサイドが含まれるため、第2蒸留塔の塔頂流の流量を増加させると、粗プロピレンオキサイド中のプロピレンオキサイドの回収率が低下してしまう。

[0007] 本発明は上記課題に鑑みてなされたものであり、プロピレンオキサイドのロスを低く抑えても、得られるプロピレンオキサイド中のC1～C4炭化水素を十分に除去できる、プロピレンオキサイド精製装置を提供する。

課題を解決するための手段

[0008] 本発明に係るプロピレンオキサイド精製装置は、粗プロピレンオキサイドを受け入れる入口、塔底出口、及び、塔頂出口を有する第1蒸留塔、
入口、還流入口、塔底出口、及び、塔頂出口を有する第2蒸留塔、
第2蒸留塔の塔頂出口から供給される流の少なくとも一部を液化し、気相を気相出口から、液相を液相出口から排出する、液化分離設備、
入口、塔底出口、及び、塔頂出口を有する第3蒸留塔、
前記第1蒸留塔の塔頂出口と前記第2蒸留塔の入口とを接続するラインL A、
前記液化分離設備の液相出口と前記第2蒸留塔の還流入口とを接続するラインL C、
前記第2蒸留塔の塔底出口と前記第3蒸留塔の入口とを接続するラインL D、並びに、
抽剤供給源と、ラインL A、前記液化分離設備、ラインL C、及び、前記第2蒸留塔、からなる群より選ばれる少なくとも一つとを接続するラインL E、を備える。

[0009] 本発明によれば、第1蒸留塔で、粗プロピレンオキサイドを蒸留して、塔底からプロピレンオキサイドよりも高い沸点を有する高沸点成分を、塔頂から高沸点成分を低減したプロピレンオキサイド含有流（F1）を排出させることができる。また、抽剤供給源から抽剤を、ラインL Eを介して、ライン

L A、前記液化分離設備、ラインL C、及び、第2蒸留塔からなる群より選ばれる少なくとも一つに供給することができ、さらに、第2蒸留塔で、流（F 1）を抽剤と共に蒸留し、C 1～C 4炭化水素及びプロピレンオキサイドを含む流（F 2）を塔頂から排出させ、抽剤及びプロピレンオキサイドを含む流（F 3）を塔底から排出させることができる。ここで、流（F 1）中のプロピレンオキサイドの全重量の半分以上が、流（F 3）に含まれる。また、第3蒸留塔で、流（F 3）を蒸留して、塔底から抽剤を含む流（F S）を排出させ、塔頂から精製プロピレンオキサイドを排出させることができる。また、液化分離設備で、流（F 2）の少なくとも一部を液化し、液相と気相とを含む流を、液相流（F 2 O）、及び、気相流（F 2 G）に分離し、液相流（F 2 O）を、液相出口及びラインL Cを介して第2蒸留塔に戻すことができる一方、気相流（F 2 G）を、気相出口を介して、第2蒸留塔に戻すことなく液化分離設備から排出させることができる。

[0010] これにより、粗プロピレンオキサイドから、第1蒸留塔で高沸点成分を低減することができ、第2蒸留塔及び液化分離設備でC 1～C 4炭化水素を除去することができ、第3蒸留塔の塔頂から、高純度のプロピレンオキサイドを得ることができる。

[0011] 特に、液化分離設備で、流（F 2）に含まれるプロピレンオキサイドの少なくとも一部を液化し、気相と分離して第2蒸留塔へ戻すことができるので、C 1～C 4炭化水素を除去しつつプロピレンオキサイドのロスを低減することができる。C 1～C 4炭化水素は、第3蒸留塔ではプロピレンオキサイドと共に塔頂に分配されるため、C 1～C 4炭化水素が第3蒸留塔に供給されるとC 1～C 4炭化水素をプロピレンオキサイドから分離することが困難である。しかしながら、本発明によれば、液化分離設備で、プロピレンオキサイドからC 1～C 4炭化水素を含むガスを分離することで、第3蒸留塔から得られるプロピレンオキサイドのC 1～C 4炭化水素の量を低減でき、純度を高くすることができる。

[0012] ここで、前記液化分離設備が、前記気相出口、前記液相出口、及び、流体

入口を有する気液分離器と、前記第2蒸留塔の塔頂出口と前記気液分離器の流体入口とを接続するラインL Bと、前記ラインL B又は前記気液分離器に設けられた液化部と、を有することができる。

[0013] また、前記液化部は、冷却器を含むことができる。

[0014] また、前記液化部は、前記ラインL Eと、前記ラインL B又は前記気液分離器とを接続させる接続部を含むことができる。

[0015] また、前記液化部は、水供給源に接続されたラインL Hと、前記ラインL B又は前記気液分離器とを接続させる接続部を含み、及び、以下の(a)又は(b)を満たすことができる。

(a) 前記気液分離器は水相出口をさらに有する3相分離器である。

(b) 前記ラインL Cに、混合物入口、油相出口、及び、水相出口を有する油水分離器が設けられ、前記混合物入口は前記気液分離器の液相出口に接続され、前記油相出口は前記第2蒸留塔の還流入口に接続される。

[0016] ラインL B又は気液分離器に水が供給されれば、ラインL B又は気液分離器で、流(F 2)に含まれるプロピレンオキシドを、効率的に液相(水相及び油相の混合物)に含ませることができ、さらに、3相分離器又は油水分離器で、液相(水相及び油相の混合物)から水相を分離し、液相中に含まれる水溶性不純物、例えば、ホルムアルデヒド、アセトアルデヒド、メタノール、アセトン等の濃度を低減できる。従って、得られるプロピレンオキシドの純度をより高くできる。

[0017] また、上記装置において、前記液化分離設備が、入口、塔頂に設けられた前記気相出口、及び、塔底に設けられた前記液相出口を有する第5蒸留塔と、前記第5蒸留塔の入口と前記第2蒸留塔の塔頂出口とを接続するラインL Bと、を有することもできる。

[0018] ここで、前記液化分離設備が、さらに、前記ラインL Eと、前記ラインL Bとを接続させる接続部を有することができる。

[0019] また、前記液化分離設備が、前記ラインL Bに設けられた冷却器をさらに有することもできる。

- [0020] 上記のいずれの装置においても、除害装置と前記液化分離設備の気相出口とを接続するラインＬＪと、を更に備えることができる。
- [0021] また、上記のいずれの装置においても、前記抽剤供給源は、前記第３蒸留塔の塔底出口であることができる。
- [0022] また、上記のいずれの装置においても、
入口、塔底出口、及び、塔頂出口を有する第４蒸留塔、
前記第３蒸留塔の塔底出口又は前記塔底出口に接続されたラインと前記第４蒸留塔の入口とを接続するラインＬＦ、及び、
前記第４蒸留塔の塔底出口と、前記第２蒸留塔、前記液化分離設備、ラインＬＣ、ラインＬＡ、及び、前記第３蒸留塔からなる群より選ばれる少なくとも一つとを接続するラインＬＧを更に備えることができる。
- [0023] 本発明に係る精製プロピレンオキシドの製造方法は、上記のいずれかに記載のプロピレンオキシド精製装置を用いた精製プロピレンオキシドの製造方法であって、
前記第１蒸留塔で、粗プロピレンオキシドを蒸留して、塔底からプロピレンオキシドよりも高い沸点を有する高沸点成分を、塔頂から高沸点成分を除去したプロピレンオキシド含有流（Ｆ１）を排出させる工程と、
抽剤を、前記ラインＬＡ、前記液化分離設備、前記ラインＬＣ、及び、前記第２蒸留塔、からなる群より選ばれる少なくとも一つに供給する工程と、
前記第２蒸留塔で、前記流（Ｆ１）を抽剤と共に蒸留し、Ｃ１～Ｃ４炭化水素及びプロピレンオキシドを含む流（Ｆ２）を塔頂から排出させ、抽剤及びプロピレンオキシドを含む流（Ｆ３）を塔底から排出させる工程と、
前記液化分離設備で、前記流（Ｆ２）に含まれるプロピレンオキシドの少なくとも一部を液化し、気相流（Ｆ２Ｇ）を前記気相出口から、液相流（Ｆ２Ｏ）を液相出口から排出する工程と、
前記液相流（Ｆ２Ｏ）を、ラインＬＣを介して前記第２蒸留塔に戻す工程と、
前記第３蒸留塔で、流（Ｆ３）を蒸留して、塔底から抽剤を含む流（ＦＳ

）を排出させ、塔頂から精製プロピレンオキサイドを排出させる工程と、を備える。

[0024] 上記方法において、第3蒸留塔の塔底出口から排出される抽剤の流（F S）の一部を、ラインL Eを介して、ラインL A、前記第2蒸留塔、前記液化分離設備、及び、ラインL Cからなる群より選ばれる少なくとも一つに供給することができる。

[0025] また、前記第4蒸留塔で、第3蒸留塔の塔底から排出される抽剤の流（F S）の一部を蒸留し、抽剤よりも低い沸点を有する低沸点成分を塔頂から排出させ、塔底から低沸点成分を除去した抽剤の流（F S S）を排出する工程と、

前記抽剤の流（F S S）を、ラインL Gを介して、ラインL A、前記第2蒸留塔、前記液化分離設備、ラインL C、及び、前記第3蒸留塔からなる群より選ばれる少なくとも一つに供給する工程とを有することができる。

発明の効果

[0026] 本発明によれば、プロピレンオキサイドのロスを低くでき、かつ、得られるプロピレンオキサイド中のC 1～C 4炭化水素の濃度を低減できる、プロピレンオキサイド精製装置およびこれを用いた方法が提供される。

図面の簡単な説明

[0027] [図1]図1は、本発明の第1実施形態にかかるプロピレンオキサイド精製装置のフロー図である。

[図2]図2は、本発明の第2実施形態にかかるプロピレンオキサイド精製装置のフロー図である。

[図3]図3は、本発明の第3実施形態にかかるプロピレンオキサイド精製装置のフロー図である。

[図4]図4は、本発明の第4実施形態にかかるプロピレンオキサイド精製装置のフロー図である。

[図5]図5は、本発明の第5実施形態にかかるプロピレンオキサイド精製装置のフロー図である。

[図6]図6は、本発明の第6実施形態にかかるプロピレンオキサイド精製装置のフロー図である。

[図7]図7は、本発明の第7実施形態にかかるプロピレンオキサイド精製装置のフロー図である。

発明を実施するための形態

[0028] 本発明の実施形態にかかる装置及び方法について、図面を参照して説明する。

[0029] (第1実施形態)

図1を参照して、第1実施形態にかかるプロピレンオキサイド精製装置100について説明する。

[0030] このプロピレンオキサイド精製装置100は、第1蒸留塔10、第2蒸留塔20、液化分離設備LQ、第3蒸留塔30を主として備えている。

[0031] 第1蒸留塔10は、粗プロピレンオキサイドが供給される、すなわち粗プロピレンオキサイドを受け入れる入口10i、還流入口10r、塔底出口10b、及び、塔頂出口10tを有する。入口10iと、粗プロピレンオキサイドの供給源とが、ラインL1で接続されている。第1蒸留塔10の塔頂出口10tには、ラインLAが接続されている。

[0032] 第2蒸留塔20は、入口20i、還流入口20r、塔底出口20b、及び、塔頂出口20tを有する。

[0033] 第1蒸留塔10の塔頂出口10tと、第2蒸留塔20の入口20iとが、ラインLAにより接続されている。ラインLAから分岐するラインL3が、第1蒸留塔10の還流入口10rに接続されている。還流入口10rは、入口10iよりも上に設けられている。ラインLAにおける、ラインL3の分岐点よりも上流側（第1蒸留塔10の塔頂出口10t側）には、上流側から順に、流の少なくとも一部を液相にする1以上の冷却器、及び、気液分離器が設けられていてもよい。

[0034] 液化分離設備LQは、気液分離器22、ラインLB、冷却器（液化部）26、及び、接続部（液化部）LBJ1を備える。気液分離器22は、流体入

口 2 2 i、気相出口 2 2 g、及び、液相出口（油相出口） 2 2 o を有する。
ライン L B は、第 2 蒸留塔 2 0 の塔頂出口 2 0 t と気液分離器 2 2 の流体入口 2 2 i とを接続する。冷却器 2 6 は、ライン L B に設けられている。接続部 L B J 1 は、ライン L E とライン L B との合流部である。本実施形態では、接続部 L B J 1 は、ライン L B において、冷却器 2 6 よりも下流側（気液分離器 2 2 側）に設けられている。ライン L E は抽剤供給源に接続されている。

[0035] 冷却器 2 6 及び接続部 L B J 1 は、それぞれ、冷却による気体から液体への相変化、及び、流（F 2）と液体との接触により、第 2 蒸留塔 2 0 の塔頂出口 2 0 t からライン L B を介して供給される流（F 2）の少なくとも一部を液化させる。気液分離器 2 2 は、流体入口 2 2 i から供給される液体及び気体を含む流体を気液分離し、気相を気相出口 2 2 g から、液相を液相出口（油相出口） 2 2 o から排出する。冷却器 2 6 は、冷媒が供給される熱交換器であることができる。熱交換器の形状は特に限定されず、例えば、多管型熱交換器、プレート型熱交換器等が挙げられる。冷却器 2 6 の運転条件の例は、流（F 2）の出口温度がプロピレンオキシドの沸点以下となるように、或いは、流（F 2）の出口に少なくとも液相が生成するように冷却することである。

[0036] 気液分離器 2 2 の具体的構成は、液体及び気体を含む流体を貯留して、気液界面を形成し、気相を気液界面よりも上方に、液相を気液界面よりも下方に分離し、気相を気相出口から、液相を液相出口からそれぞれ独立に排出できるものであれば、種々の形態の物を使用することができる。通常、液相出口 2 2 o は、ドラム形状の気液分離器 2 2 の底部に、気相出口 2 2 g は気液分離器 2 2 の上部に設けられている。

[0037] 気液分離器 2 2 の液相出口 2 2 o は、第 2 蒸留塔 2 0 の還流入口 2 0 r とライン L C を介して接続されている。還流入口 2 0 r は、入口 2 0 i よりも上に設けられている。また、気液分離器 2 2 の気相出口 2 2 g にはライン L J が接続されている。ライン L J には、気相中の化合物を焼却処理する除害

装置が接続されていても良い。ラインL Cには、ラインL E 2が合流している。ラインL E 2は、ラインL Eを介して抽剤供給源に接続されている。

[0038] 第3蒸留塔30は、第1入口30 i、還流入口30 r、塔底出口30 b、及び、塔頂出口30 tを有する。還流入口30 rは、第1入口30 iよりも上に設けられている。

[0039] 第2蒸留塔20の塔底出口20 bと第3蒸留塔30の第1入口30 iとが、ラインL Dで接続されている。

[0040] 第3蒸留塔30の塔頂出口30 tにはラインL 7が接続されている。ラインL 7からは、ラインL 8が分岐し、ラインL 8は還流入口30 rに接続されている。ラインL 7における、ラインL 8の分岐点よりも上流側（第3蒸留塔30の塔頂出口30 t側）には、上流側から順に、流の少なくとも一部を液相にする1以上の冷却器、及び、気液分離器が設けられていてもよい。第3蒸留塔30の塔底出口30 bには、ラインL 10が接続されている。

[0041] （プロピレンオキシドの製造方法）

続いて、第1実施形態にかかるプロピレンオキシド精製装置100を用いたプロピレンオキシドの製造方法について説明する。

[0042] まず、粗プロピレンオキシド供給源から、粗プロピレンオキシドをラインL 1を介して第1蒸留塔10に供給する。

[0043] （粗プロピレンオキシド）

粗プロピレンオキシドは、プロピレンオキシド以外に不純物を含む。不純物の例は、蟻酸、酢酸、プロピオン酸等の有機酸類；蟻酸メチル等のエステル類；水；メタノール、エタノール、n-プロピルアルコール、イソプロピルアルコール等のアルコール類；プロピレングリコール等のグリコール類；アセトン等のケトン類；ホルムアルデヒド、アセトアルデヒド、プロピオンアルデヒド等のアルデヒド類；メタン、エタン、プロパン、プロピレン、シクロプロパン、n-ブタン、イソブタン、1-ブテン、2-ブテン、ブタジエン等の炭素数が1～4の炭化水素（C1～C4炭化水素と呼ぶ）；ペンタン類、ペンテン類、ペンタジエン類、ヘキサン類、ヘキセン類、ヘキサジ

エン類等の炭化水素（C 5 ～C 6 炭化水素と呼ぶ）を含むことができる。

[0044] 粗プロピレンオキシドの例は、触媒の存在下、過酸化物とプロピレンを反応させることにより得た組成物である。必要に応じて、この組成物から一部の不純物をあらかじめ除去しておくこともできる。

[0045] 過酸化物としては、過酸化水素、t e r t -ブチルベンゼンハイドロパーオキシド、エチルベンゼンハイドロパーオキシド、クメンハイドロパーオキシド等があげられる。過酸化物とプロピレンを反応させる触媒の例は、珪素酸化物と化学的に結合したチタンを含有する、いわゆるチタン-シリカ触媒である。

[0046] 過酸化物とプロピレンとを、溶媒中反応させることが好適である。溶媒は、反応時の温度及び圧力のもとで液体であり、かつ反応体及び生成物に対して実質的に不活性なものであればよい。溶媒の例は、クメン、芳香族の単環式化合物（たとえばベンゼン、トルエン、クロロベンゼン、オルトジクロロベンゼン）及びアルカン（たとえばオクタン、デカン、ドデカン）、アルコール（メタノール、エタノール）、水である。反応温度は一般に0～200℃であるが、25～200℃の温度が好ましい。圧力は、反応混合物を液体の状態に保つのに十分な圧力でよい。一般に圧力は100～10000kPaであることが有利である。

[0047] 第1蒸留塔10では、粗プロピレンオキシドを蒸留して、塔底出口10bからプロピレンオキシドよりも高い沸点を有する高沸点成分を、塔頂出口10tから高沸点成分を除去したプロピレンオキシド含有流（F1）を排出させ、第2蒸留塔20に供給する。

[0048] プロピレンオキシドより沸点が高い不純物の例は、蟻酸、酢酸、プロピオン酸等の有機酸類；蟻酸メチル等のエステル類；水；メタノール、エタノール、n-プロピルアルコール、イソプロピルアルコール等のアルコール類；プロピレングリコール等のグリコール類；アセトン等のケトン類；ホルムアルデヒド、アセトアルデヒド、プロピオンアルデヒド等のアルデヒド類；メタン、エタン、プロパン、シクロプロパン、プロピレン、n-ブタン、イソ

ブタン、１－ブテン、２－ブテン、ブタジエン等の炭素数が１～４の炭化水素（Ｃ１～Ｃ４炭化水素と呼ぶ）；ペンタン類、ペンテン類、ペンタジエン類、ヘキサン類、ヘキセン類、ヘキサジエン類等（Ｃ５～Ｃ６炭化水素と呼ぶ）の炭化水素があげられる。

[0049] 第１蒸留塔１０の好適な操作条件の例は、理論段で５～２００段、運転圧力として絶対圧力で０．０１～５ＭＰa、温度は０℃～３００℃の間である。

[0050] 塔頂出口１０ｔから排出される流（Ｆ１）の一部を、ラインＬ３を介して第１蒸留塔１０に還流させて、高沸点成分の除去の程度を調節することができる。

[0051] 続いて、流（Ｆ１）を、ラインＬＡを介して第２蒸留塔２０の入口２０ｉに供給して蒸留する。第２蒸留塔２０では、ラインＬＥ、ラインＬＢ、気液分離器２２、及びラインＬＣを介して供給される抽剤の存在下で蒸留が行われる。

[0052] 抽剤の例は、ヘプタン、オクタン、ノナン、デカン等の炭素数７～１０の飽和炭化水素；トルエン、エチルベンゼン、ｎ－プロピルベンゼン、イソプロピルベンゼン等の芳香族炭化水素；アセトン等のケトン類；エチレングリコール、プロピレングリコール等のグリコール類である。なかでも、炭素数７～１０の飽和炭化水素と芳香族炭化水素が好ましく、炭化水素７～１０の飽和炭化水素がもっとも好適である。このような抽剤を添加すると、メタノール、水、アセトアルデヒド、炭化水素類等の低沸点成分とプロピレンオキサイドとの相対揮発度を大きくしてこれらを分離しやすくなる。

[0053] 第２蒸留塔２０では、抽剤の存在下での蒸留により、水、ホルムアルデヒド、アセトアルデヒド、メタノール、ギ酸メチル等を含む流（Ｆ２）を塔頂出口２０ｔより排出させ、塔底出口２０ｂよりプロピレンオキサイド及び抽剤を含む流（Ｆ３）を排出させる。流（Ｆ３）中におけるプロピレンオキサイドの濃度は、流（Ｆ１）中におけるプロピレンオキサイドの濃度よりも高くなる。

- [0054] 第2蒸留塔の好適な蒸留条件の例は、理論段で5～200段、運転圧力として絶対圧力で0.01から5MPa、温度は0℃～300℃である。第2蒸留塔に供給する抽剤の量は、供給されるプロピレンオキシドの重量に対して、重量比で0.1～20倍の量とすることができる。
- [0055] 次に、塔頂出口20tから排出された流(F2)をラインLBに設けられた冷却器26で冷却し、流(F2)の一部を液化する。具体的には、流(F2)の温度をプロピレンオキシドの沸点以下に下げて、少なくとも一部のプロピレンオキシドを液化することが好適である。
- [0056] また、ラインLEを介して供給される抽剤の液体の流(FS)を、接続部LBJ1からラインLBに供給し、流(F2)中のガスの一部を抽剤の液相に溶解／吸収させる、すなわち、流(F2)中のガスの一部を液化する。具体的には、流(F2)中のプロピレンオキシドガスの一部を液化、すなわち液相に溶解／吸収させることが好適である。
- [0057] 気液分離器22では、流(F2)及び流(FS)の混合物を、気相、及び、液相に分離する。そして、気相の流(F2G)を、気相出口22g及びラインLJを介して外部に排出させる。この気相は、主として、C1～C4炭化水素を含む。ラインLJには、C1～C4炭化水素を除去する除害装置を接続することができ、必要に応じて除害処理することができる。除害装置の例は、C1～C4炭化水素を吸着する吸着装置、C1～C4炭化水素を燃焼させる燃焼装置である。ラインLJには、C1～C4炭化水素を除去する除害装置を1以上接続することができる。
- [0058] また、液相の流(F2O)を、液相出口22oおよびラインLCを介して、第2蒸留塔20の還流入口20rに供給する。必要に応じて、ラインLE2を介して供給される抽剤の液体の流(FS)を、ラインLCに供給しても良い。
- [0059] 気液分離器22の運転条件は、気相及び液相の界面が形成される条件であれば良く、好ましくは、温度は0～80℃及び圧力は常圧～2MPaである。

- [0060] 続いて、第2蒸留塔20の塔底出口20bから排出する流(F3)を、ラインLDを介して、第3蒸留塔30の第1入口30iに供給する。
- [0061] 第3蒸留塔30では、抽剤及びプロピレンオキサイドを含む流(F3)を蒸留し、塔頂出口30tから精製されたプロピレンオキサイドの流(F4)を、ラインL7を介して排出させる一方、塔底出口30bから、ラインL10を介して抽剤の流(FS)を排出させる。流(FS)を、必要に応じて、ラインLE等を介して、ラインLB、及び／又は、ラインLCに供給することができる。もちろん、抽剤をリサイクルしなくても実施は可能である。また、抽剤を更に精製して、リサイクルすることもできる。
- [0062] 塔頂出口30tから排出される流(F4)の一部を、ラインL8を介して第3蒸留塔30の還流入口30rに還流させて、流(F4)に含まれる抽剤の純度を調節することができる。このようにして、ラインL7から精製されたプロピレンオキサイドの流(F4)を得ることができる。
- [0063] 第3蒸留塔30の好適な操作条件の例は、理論段で5～200段、運転圧力として絶対圧力で0.01から5MPa、温度は0℃～300℃である。
- [0064] (作用)
- 本実施形態によれば、第1蒸留塔10で、粗プロピレンオキサイドを蒸留して、塔底出口10bからプロピレンオキサイドよりも高い沸点を有する高沸点成分を、塔頂出口10tから高沸点成分を低減したプロピレンオキサイド含有流(F1)を排出させることができる。また、第2蒸留塔20で、流(F1)を抽剤と共に蒸留し、C1～C4炭化水素及びプロピレンオキサイドを含む流(F2)を塔頂出口20tから排出させ、抽剤及びプロピレンオキサイドを含む流(F3)を塔底から排出させることができる。ここで、流(F1)中のプロピレンオキサイドの全重量の半分以上が、流(F3)に含まれる。また、第3蒸留塔30で、流(F3)を蒸留して、塔底出口30bから抽剤を含む流(FS)を排出させ、塔頂出口30tから精製プロピレンオキサイドを流(F4)として排出させることができる。
- [0065] また、液化分離設備LQで、流(F2)の少なくとも一部を液化し、液相

と気相とを含む流を、液相、及び、気相に分離し、液相の流（F 2 O）を液相出口 2 2 o 及びライン L C を介して第 2 蒸留塔 2 0 に戻す一方、気相流（F 2 G）を、気相出口 2 2 g を介して、第 2 蒸留塔 2 0 に戻すことなく液化分離設備 L Q から排出させることができる。

[0066] これにより、粗プロピレンオキサイドから、第 1 蒸留塔 1 0 で高沸点成分を低減することができ、第 2 蒸留塔 2 0 及び液化分離設備 L Q で C 1 ～C 4 炭化水素を除去することができ、第 3 蒸留塔 3 0 の塔頂から、高純度のプロピレンオキサイドを得ることができる。

[0067] 特に、液化分離設備 L Q で、流（F 2）に含まれるプロピレンオキサイドの少なくとも一部を液化し、気相と分離して第 2 蒸留塔 2 0 へ戻すので、C 1 ～C 4 炭化水素を除去しつつプロピレンオキサイドのロスを低減することができる。C 1 ～C 4 炭化水素は、第 3 蒸留塔 3 0 ではプロピレンオキサイドと共に塔頂出口 3 0 t に分配されるため、C 1 ～C 4 炭化水素が第 3 蒸留塔 3 0 に供給されると C 1 ～C 4 炭化水素をプロピレンオキサイドから分離することが困難である。しかしながら、本実施形態によれば、液化分離設備 L Q で、プロピレンオキサイドから C 1 ～C 4 炭化水素を含むガスを分離することで、第 3 蒸留塔 3 0 から得られるプロピレンオキサイドの C 1 ～C 4 炭化水素の量を低減でき、プロピレンオキサイドの純度を高くすることができる。

[0068] （第 2 実施形態）

図 2 を参照して、第 2 実施形態にかかるプロピレンオキサイド精製装置 1 1 0 について説明する。ここでは、第 1 実施形態と異なる点のみについて説明する。

[0069] 本実施形態が第 1 実施形態と異なる点は、ライン L B と水供給源に接続されたライン L H とを接続する接続部 L B J 2 が設けられている点と、気液分離器 2 2 に変えて、3 相分離器 2 3 が設けられている点である。

[0070] 本実施形態では、接続部 L B J 2 は、ライン L B において、冷却器 2 6 と第 2 蒸留塔 2 0 との間に設けられているが、冷却器 2 6 と 3 相分離器 2 3 と

の間に設けられていても良い。

- [0071] ラインL Hは、接続部L B J 2からラインL Bに対して液体又は気体の水を供給する。水の供給量は、塔頂出口2 0 t から供給される流（F 2）の重量に対する水の量の比が、 $\text{水} / \text{塔頂流} = 0.01 / 1 \sim 1 / 1$ を満たすよう定めることができる。
- [0072] 3相分離器2 3は、流体入口2 3 i、気相出口2 3 g、油相出口（液相出口）2 3 o、及び、水相出口2 3 wを有し、流体を、気相、水相、及び、油相に分離する。流体入口2 3 iはラインL Bと、気相出口2 3 gはラインL Jと、油相出口（液相出口）2 3 oはラインL Cと、水相出口2 3 wはラインL 5と接続されている。
- [0073] 3相分離器2 3は、具体的には、図2に示すように、メインドラム2 3 cと、メインドラム2 3 cから下方に突出するブーツ部2 3 bを有するドラムであることができる。このような3相分離器2 3では、ブーツ部2 3 b内に油水界面を形成させることができ、メインドラム2 3 c内に気液（気油）界面を形成させることができる。流体入口2 3 iをメインドラム2 3 cの上部に設け、油相出口2 3 oをメインドラム2 3 cの下部に設け、水相出口2 3 wをブーツ部2 3 bの下部に設けることができる。
- [0074] 本実施形態では、ラインL HからラインL Bの接続部L B J 2に液体又は気体の水を供給する。接続部L B J 2は、第2蒸留塔2 0の塔頂出口2 0 t からラインL Bを介して供給される流（F 2）に対して水を接触させることにより、流（F 2）の少なくとも一部を水に溶解／吸収させて、流（F 2）中のガスの一部を液化させる。具体的には、流中のプロピレンオキサイドガス及び水に溶解／吸収し得る成分（ホルムアルデヒド、アセトアルデヒド等のアルデヒド類、メタノール等のアルコール類、プロピレングリコール等のグリコール類、アセトン等のケトン類、ギ酸メチル等のエステル類等）の一部を水に溶解／吸収させて、液化することができる。
- [0075] さらに、3相分離器2 3では、流（F 2）、水、及び流（F S）の混合物を、気相、水相、及び、油相に分離する。そして、気相の流（F 2 G）を、

ラインＬＪを介して外部に排出させ、油相の流（Ｆ２Ｏ）を、ラインＬＣを介して第２蒸留塔２０の還流入口２０ｒに戻し、水相の流（Ｆ２Ｗ）を、ラインＬ５を介して、第２蒸留塔２０に戻さずに外部に排出する。ラインＬ５には、周知の水処理装置を接続することができる。

[0076] 本実施形態によれば、冷却器２６、並びに、接続部ＬＢＪ２、及び接続部ＬＢＪ１により、流（Ｆ２）の少なくとも一部が液化し、液体及び気体を含む流体は、３相分離器２３で、気相、水相、及び、油相に分離され、油相は油相出口（液相出口）２３ｏからラインＬＣを介して第２蒸留塔２０に還流され、水相は水相出口２３ｗからラインＬ５を介して排出され、気相は第１実施形態と同様にして気相出口２３ｇから排出される。

[0077] 本実施形態では、特に、接続部ＬＢＪ２によるラインＬＢへの水の供給により、流（Ｆ２）中のガスの水に溶解／吸収し得る成分が水に溶解／吸収する。具体的には、流中の水に溶解／吸収し得る成分（ホルムアルデヒド、アセトアルデヒド等のアルデヒド類、メタノール等のアルコール類、プロピレングリコール等のグリコール類、アセトン等のケトン類、ギ酸メチル等のエステル類等）の一部が水相に溶解／吸収する。そして、３相分離器２３により、油相と分離した水相を第２蒸留塔２０に戻さずに排出することにより、水に溶解／吸収し得る成分を分離することができ、精製プロピレンオキサイドの純度をより高くすることができる。

[0078] （第３実施形態）

続いて、図３を参照して、本発明の第３実施形態にかかるプロピレンオキサイド精製装置１２０について説明する。ここでは、第１実施形態と異なる点のみについて説明する。

[0079] 本実施形態が第１実施形態と異なる点は、液化分離設備ＬＱの構成である。本実施形態の液化分離設備ＬＱは、第５蒸留塔（液化部）５０及びラインＬＢを主として備える。

[0080] 第５蒸留塔５０は、入口５０ｉ、還流入口５０ｒ、塔頂出口（気相出口）５０ｔ、及び、塔底出口（液相出口）５０ｂを有する。ラインＬＢは、第２

蒸留塔 20 の塔頂出口 20 t と、第 5 蒸留塔 50 の入口 50 i とを接続している。ライン L B には、第 1 実施形態と同様に、ライン L E との接続部 L B J 1 及び冷却器 26 が設けられている。冷却器 26 は、接続部 L B J 1 と第 2 蒸留塔 20 との間に設けられることが好適であるが、接続部 L B J 1 と第 5 蒸留塔 50 との間に設けられても良い。

[0081] 第 5 蒸留塔 50 の塔頂出口 50 t にはライン L J が接続されている。ライン L J からはライン L 19 が分岐しており、ライン L 19 は還流入口 50 r と接続されている。還流入口 50 r は、入口 50 i よりも上に設けられている。ライン L J におけるライン L 19 の分岐点よりも上流側（第 5 蒸留塔 50 の塔頂出口 50 t 側）には、上流側から順に、流の少なくとも一部を液相にする冷却器、及び、気液分離器が設けられていてもよい。

[0082] 第 5 蒸留塔 50 の塔底出口 50 b は、ライン L C を介して第 2 蒸留塔 20 の還流入口 20 r に接続されている。

[0083] 本実施形態では、第 1 実施形態と同様に第 1 蒸留塔 10、第 2 蒸留塔 20 及び第 3 蒸留塔 30 での蒸留を行うのに加えて、第 5 蒸留塔 50 での蒸留を行う。すなわち、第 2 蒸留塔 20 の塔頂出口 20 t から排出される、C 1 ～ C 4 炭化水素及びプロピレンオキサイドを含む流（F 2）、及び、ライン L E から供給される抽剤の流（F S）の混合物を、第 5 蒸留塔 50 で蒸留して、C 1 ～ C 4 炭化水素を主とする流（F 2 G）を塔頂出口 50 t 及びライン L J を介して排出させ、C 1 ～ C 4 炭化水素が低減された、抽剤及びプロピレンオキサイドを含む流（F 2 O）を塔底出口 50 b から第 2 蒸留塔 20 の還流入口 20 r に排出させる。

[0084] 第 5 蒸留塔 50 の好適な運転条件の例は、入口 50 i から流入する流体中の C 1 ～ C 4 炭化水素を塔頂出口 50 t へ、プロピレンオキサイド及び抽剤を塔底出口 50 b へ抜き出すことができる温度及び圧力条件である。具体的には、理論段で 5 ～ 200 段、運転圧力として絶対圧力で 0.01 から 5 MPa、温度は 0℃ ～ 300℃ である。

[0085] これにより、第 5 蒸留塔 50 において、第 2 蒸留塔 20 の塔頂出口 20 t

から供給される流（F 2）中のプロピレンオキサイドは液化されて、液相出口に対応する塔底出口5 0 bから液体として排出される一方、流（F 2）中のC 1～C 4炭化水素は気体のままとなって気相出口に対応する塔頂出口5 0 tから排出される。

[0086] なお、本実施形態では、第1実施形態と同様に、第2蒸留塔2 0の塔頂出口2 0 tから排出された流（F 2）を、ラインL Bに設けられた冷却器2 6で冷却して流（F 2）の一部を液化することができる。また、ラインL Eを介して供給される抽剤の液体の流（F S）を、接続部L B J 1からラインL Bに供給し、流（F 2）中のガスの一部を液化することもできる。

[0087] 本実施形態によれば、第1実施形態と同様に、液化分離設備L Qで、流（F 2）に含まれるプロピレンオキサイドの少なくとも一部が液化され、気相と分離して第2蒸留塔2 0へ戻されるので、C 1～C 4炭化水素を除去しつつプロピレンオキサイドのロスを低減することができる。

[0088] （第4実施形態）

続いて、図4を参照して、本発明の第4実施形態にかかるプロピレンオキサイド精製装置2 0 0について説明する。ここでは、第1実施形態と異なる点のみについて説明する。

[0089] 本実施形態が第1実施形態と異なる主要な点は、ラインL E及びL E 2の抽剤供給源が第3蒸留塔3 0の塔底出口3 0 bである点、ならびに、第4蒸留塔4 0、ラインL F、及びラインL Gを有している点である。

[0090] 第3蒸留塔3 0の塔底出口3 0 bとラインL Eとが接続されており、上述のように、第3蒸留塔3 0の塔底出口3 0 bから排出される抽剤の流（F S）がラインL E及びラインL E 2に供給される。

[0091] 第4蒸留塔4 0は、入口4 0 i、還流入口4 0 r、塔底出口4 0 b、及び、塔頂出口4 0 tを有する。ラインL Eと第4蒸留塔4 0の入口4 0 iとがラインL Fを介して接続されている。ラインL Fには、抽剤供給源に接続されたラインL 2 0が合流している。

[0092] 第4蒸留塔4 0の塔頂出口4 0 tにはラインL 9が接続されている。ライ

ンL 9からはラインL 1 1 が分岐しており、ラインL 1 1 は還流入口4 0 r と接続されている。還流入口4 0 r は、入口4 0 i よりも上に設けられている。ラインL 9におけるラインL 1 1 の分岐点よりも上流側（第4 蒸留塔4 0 の塔頂出口4 0 t）側には、上流側から順に、流の少なくとも一部を液相にする冷却器、及び、気液分離器が設けられていてもよい。

[0093] 第3 蒸留塔3 0 は、第1 入口3 0 i よりも上に第2 入口3 0 i 2 を有し、第4 蒸留塔4 0 の塔底出口4 0 b は、第3 蒸留塔3 0 の第2 入口3 0 i 2 とラインL Gにより接続されている。第2 入口3 0 i 2 は、還流入口3 0 r よりも下方に位置している。

[0094] 本実施形態において、第4 蒸留塔4 0 において、第3 蒸留塔3 0 の塔底出口3 0 b から排出される抽剤の流（F S）の一部を蒸留し、抽剤よりも低沸点の成分を主として含む流（F 2 0）を塔頂出口4 0 t 及びラインL 9 から排出させ、流（F S）よりも純度の高い流（F S S）を塔底出口4 0 b から排出する。塔底出口3 0 b から排出される抽剤の流（F S）には、プロピレンオキサイドよりも高沸点の成分（例えば、ペンタン類、ペンテン類、ペンタジエン類、ヘキサン類、ヘキセン類、ヘキサジエン類等（C 5 ～C 6 炭化水素と呼ぶ）の炭化水素）のうちの少なくとも一部が含まれることが多い。第4 蒸留塔4 0 により、流（F S）から前述の化合物の濃度を低減して高純度の流（F S S）を得ることができる。

[0095] 第4 蒸留塔4 0 の好適な操作条件の例は、理論段で5 ～2 0 0 段、運転圧力として絶対圧力で0. 0 1 ～5 M P a、温度は0 ～3 0 0 ℃の間である。

[0096] 塔頂出口4 0 t から排出される流（F 2 0）の一部を、ラインL 1 1 を介して第4 蒸留塔4 0 の還流入口4 0 r に還流させて、流（F S S）に含まれる抽剤の純度を調節することができる。

[0097] これにより、第3 蒸留塔3 0 の第2 入口3 0 i 2 には、第4 蒸留塔4 0 の塔底出口4 0 b からラインL Gを介して、第3 蒸留塔3 0 の塔底出口3 0 b から排出される抽剤の流（F S）よりも純度の高い抽剤の流（F S S）が供給される。

[0098] このような高純度の抽剤の流（FSS）が、流（F3）の第1入口30iよりも上段に供給されるため、第3蒸留塔30でも抽出蒸留が行われ、残存する不純物（例えば、C5～C6炭化水素など）が塔底側すなわち、塔底出口30bを介して流（FS）に分配されるので、より一層プロピレンオキシドの純度が向上するという効果がある。

[0099] また、ラインLEと第3蒸留塔30の塔底出口30bとが接続されており、抽剤をリサイクルして第2蒸留塔20での抽出蒸留を好適に行うことが出来る。

[0100] （第5実施形態）

続いて、図5を参照して、本発明の第5実施形態にかかるプロピレンオキシド精製装置210について説明する。ここでは、第2実施形態と異なる点のみについて説明する。

[0101] 本実施形態が第2実施形態と異なる主要な点は、ラインLE及びLE2の抽剤供給源が第3蒸留塔30の塔底出口30bである点、ならびに、第4蒸留塔40、ラインLF、及びラインLGを有している点である。

[0102] 具体的には、上述の2つの点の詳細は、第4実施形態と同様であるので、説明を省略する。

[0103] （第6実施形態）

続いて、図6を参照して、本発明の第6実施形態にかかるプロピレンオキシド精製装置220について説明する。ここでは、第3実施形態と異なる点のみについて説明する。

[0104] 本実施形態が第3実施形態と異なる主要な点は、ラインLE及びLE2の抽剤供給源が第3蒸留塔30の塔底出口30bである点、ならびに、第4蒸留塔40、ラインLF、及びラインLGを有している点である。

[0105] 具体的には、上述の2つの点の詳細は、第4実施形態と同様であるので、説明を省略する。

[0106] （第7実施形態）

続いて、図7を参照して、本発明の第7実施形態にかかるプロピレンオキシド精製装置230について説明する。ここでは、第5実施形態と異なる点のみについて説明する。

サイド精製装置 300 について説明する。ここでは、第 2 実施形態と異なる点のみについて説明する。

- [0107] 本実施形態が第 2 実施形態と異なる主要な点は、3 相分離器 23 に代えて、気液分離器 22 及び油水分離器 24 の組み合わせが用いられている点である。気液分離器 22 は、第 1 実施形態で説明したものと同様である。
- [0108] 油水分離器 24 は、油及び水を含む液体を受け入れる混合物入口 24 i、油相出口 24 o、及び、水相出口 24 w を有する。気液分離器 22 の液相出口 22 o と、油水分離器 24 の混合物入口 24 i とがライン LC1 (LC) により接続されている。油水分離器 24 の油相出口 24 o と第 2 蒸留塔 20 の還流入口 20 r とがライン LC2 (LC) を介して接続され、油水分離器 24 の水相出口 24 w にはライン L5 が接続されている。
- [0109] 油水分離器 24 は、油及び水を含む液体を貯留して、油水界面を形成し、油相を油水界面よりも上方に、水相を油水界面よりも下方に分離し、油相を油相出口 24 o から、水相を水相出口 24 w からそれぞれ独立に排出できるものであれば、種々の形態を使用することができる。通常、油相出口 24 o は、ドラム形状の油水分離器 24 の上部に、水相出口 24 w は油水分離器 24 の底部に設けられている。
- [0110] 本実施形態によれば、気液分離器 22 において、液相すなわち水相及び油相の混合物と気相とが分離され、気相の流 (F2G) は気相出口 22 g 及びライン LF を介して排出される。一方、水相及び油相の混合物の流は、液相出口 22 o、ライン LC1 及び混合物入口 24 i を介して油水分離器 24 に供給されて油相と水相とに分離され、油相の流 (F2O) が油相出口 24 o 及びライン LC を介して排出され、水相の流 (F2W) が水相出口 24 w 及びライン L5 を介して排出される。これにより、第 2 実施形態と同様の作用効果を奏する。
- [0111] 本発明は、上記実施形態に限定されず、様々な変形態様をとることができる。
- [0112] (気液分離器、3 相分離器、及び、油水分離器)

例えば、気液分離器 2 2、3 相分離器 2 3、及び油水分離器 2 4 の形態は上記に限られない。気液分離器 2 2 は、気相と液相との混合物を気相と液相に分離し、気相と液相を互いに分離して排出できればよい。3 相分離器 2 3 は、気相と水相と油相との混合物を気相と水相と油相に分離し、気相と水相と油相を互いに分離して排出できればよい。油水分離器 2 4 は、油相と水相との混合物を油相と水相に分離し、油相と水相を互いに分離して排出できればよい。例えば、各分離器の形状に特に限定はなく、ドラム形状を有する場合には、縦型でも横型でもよいし、分離器内に気液分離、油水分離用のバッフルを有していても良い。また、例えば、図 5 の装置 2 1 0 において、3 相分離器 2 3 に代えて、第 7 実施形態のように、気液分離器 2 2、及び、油水分離器 2 4 の組み合わせを採用しても良い。

[0113] (液化分離設備 L Q の液化部)

第 1、及び、第 4 実施形態において、液化分離設備 L Q のライン L B は、液化部としての接続部 L B J 1 及び冷却器 2 6 を両方備えているが、いずれか一つのみを備えていてもよい。ライン L B は 2 以上の冷却器を備えていてもよい。接続部 L B J 1 及び冷却器 2 6 の内、ライン L B に設けられないものは、液化分離設備 L Q の他の部材すなわち気液分離器 2 2 に設けられることができる。また、液化分離設備 L Q のライン L B が、接続部 L B J 1 及び冷却器 2 6 のうちのいずれも有さず、液化分離設備 L Q の他の部材すなわち気液分離器 2 2 に接続部 L B J 1 及び／又は冷却器 2 6 が設けられていても実施は可能である。なお、接続部 L B J 1 が液化分離設備 L Q に設けられない場合、抽剤を供給するために、接続部 L B J 1 を、ライン L A、ライン L C、及び、第 2 蒸留塔 2 0 に設けることができる。

[0114] 第 2、第 5、及び、第 7 実施形態において、液化分離設備 L Q のライン L B は、液化部としての接続部 L B J 1、L B J 2、及び冷却器 2 6 をすべて備えているが、3 つのうちのいずれか一つのみ、又は、3 つのうちの任意の 2 つのみの組み合わせを備えていてもよい。接続部 L B J 1、L B J 2、及び冷却器 2 6 の内、ライン L B に設けられないものは、液化分離設備 L Q の

他の部材すなわち、3相分離器23、又は、気液分離器22に設けられることができる。また、液化分離設備LQのラインLBが、接続部LBJ1、LBJ2、及び冷却器26のうちのいずれをも有さず、液化分離設備LQの他の部材、すなわち3相分離器23、又は、気液分離器22に、接続部LBJ1、LBJ2、及び／又は冷却器26が設けられていても実施は可能である。なお、接続部LBJ1が液化分離設備LQに設けられない場合、抽剤を供給するために、接続部LBJ1を、ラインLA、ラインLC、及び、第2蒸留塔20に設けることができる。

[0115] 第3及び第6実施形態において、液化分離設備LQのラインLBは、冷却器26及び接続部LBJ1を有しているが、これらのうちのいずれか一方のみを有していてもよいし、これらのうちのいずれも有しなくてもよい。ラインLBに冷却器26及び接続部LBJ1のいずれも設けられていない場合であっても、第5蒸留塔50は液化の機能も果たしうる。なお、接続部LBJ1がラインLBに設けられない場合、接続部LBJ1は、第5蒸留塔50などの液化分離設備LQの他の部材に設けられることができる。接続部LBJ1が液化分離設備LQに設けられない場合、抽剤を供給するために、接続部LBJ1を、ラインLA、ラインLC、及び、第2蒸留塔20に設けることができる。

[0116] また、上記実施形態において、ラインLBに冷却器26及び接続部LBJ1が設けられている場合、どちらがラインLBにおいて上流側（第2蒸留塔の塔頂出口20t側）に設けられていてもよいが、設備費の観点から、冷却器26が上流側に設けられることが好適である。

[0117] また、上記実施形態において、ラインLBに接続部LBJ2が設けられている場合、接続部LBJ2は、冷却器26よりも上流側でも下流側でもよく、接続部LBJ1よりも上流側でも下流側でもよいが、十分な液化を達成する観点から、冷却器26及び接続部LBJ1よりも上流側が好ましい。

[0118] （ラインLEの接続先）

上記実施形態において、液化分離設備LQが接続部LBJ1を有していな

い場合、上述のように、ラインL Eを、ラインL A、ラインL C、又は、第2蒸留塔20に接続して、抽剤供給源からこれらに対して抽剤を供給してもよいが、液化分離設備L Qが接続部L B J 1を有している場合であっても、ラインL Eから分岐するラインL E 2などによって、抽剤の流（F S）を、ラインL A、ラインL C、又は、第2蒸留塔20に供給してもよい。

[0119] また、第4～第6実施形態において、ラインL Gを介して供給する流（F S S）を、第3蒸留塔30でなく、第2蒸留塔20、液化分離設備L Q（すなわち気液分離器22、3相分離器23、第5蒸留塔50、及びラインL B）、ラインL C、ラインL Aからなる群より選ばれる少なくとも一つに供給してもよい。

[0120] また、上記第4～6実施形態では、ラインL Fは、ラインL Eから分岐しているが、ラインL Fは第3蒸留塔の塔底出口30 bに接続されていてもよい。

符号の説明

[0121] 10 i …入口、10 b …塔底出口、10 t …塔頂出口、10 …第1蒸留塔、20 i …入口、20 b …塔底出口、20 t …塔頂出口、20 …第2蒸留塔、30 i …第1入口、30 b …塔底出口、30 t …塔頂出口、30 …第3蒸留塔、L A, L B, L C, L D, L E, L F …ライン、22 …気液分離器、22 g …気相出口、22 o …液相出口、22 i …流体入口、26 …冷却器（液化部）、L B J 1 …接続部（液化部）、L B J 2 …接続部（液化部）、23 …3相分離器、23 g …気相出口、23 o …油相出口、23 i …流体入口、23 w …水相出口、24 …油水分離器、24 o …油相出口、24 w …水相出口、40 i …入口、40 b …塔底出口、40 t …塔頂出口、40 …第4蒸留塔、50 i …入口、50 b …塔底出口、50 t …塔頂出口、50 …第5蒸留塔、L Q …液化分離設備、100, 110, 120, 200, 210, 220, 300 …プロピレンオキサイド精製装置。

請求の範囲

- [請求項1] 粗プロピレンオキサイドを受け入れる入口、塔底出口、及び、塔頂出口を有する第1蒸留塔、
入口、還流入口、塔底出口、及び、塔頂出口を有する第2蒸留塔、
第2蒸留塔の塔頂出口から供給される流の少なくとも一部を液化し、
気相を気相出口から、液相を液相出口から排出する、液化分離設備、
入口、塔底出口、及び、塔頂出口を有する第3蒸留塔、
前記第1蒸留塔の塔頂出口と前記第2蒸留塔の入口とを接続するラインL A、
前記液化分離設備の液相出口と前記第2蒸留塔の還流入口とを接続するラインL C、
前記第2蒸留塔の塔底出口と前記第3蒸留塔の入口とを接続するラインL D、並びに、
抽剤供給源と、ラインL A、前記液化分離設備、ラインL C、及び、
前記第2蒸留塔、からなる群より選ばれる少なくとも一つとを接続するラインL E、を備える、プロピレンオキサイド精製装置。
- [請求項2] 前記液化分離設備が、前記気相出口、前記液相出口、及び、流体入口を有する気液分離器と、前記第2蒸留塔の塔頂出口と前記気液分離器の流体入口とを接続するラインL Bと、前記ラインL B又は前記気液分離器に設けられた液化部と、を有する、請求項1記載のプロピレンオキサイド精製装置。
- [請求項3] 前記液化部は、冷却器を含む、請求項2に記載のプロピレンオキサイド精製装置。
- [請求項4] 前記液化部は、前記ラインL Eと、前記ラインL B又は前記気液分離器とを接続させる接続部を含む、請求項2又は3に記載のプロピレンオキサイド精製装置。
- [請求項5] 前記液化部は、水供給源に接続されたラインL Hと、前記ラインL

B又は前記気液分離器とを接続させる接続部を含み、及び、以下の（a）又は（b）を満たす、請求項2～4のいずれか一項に記載のプロピレンオキサイド精製装置。

（a）前記気液分離器は水相出口をさらに有する3相分離器である。

（b）前記ラインLCに、混合物入口、油相出口、及び、水相出口を有する油水分離器が設けられ、前記混合物入口は前記気液分離器の液相出口に接続され、前記油相出口は前記第2蒸留塔の還流入口に接続される。

[請求項6] 前記液化分離設備が、入口、塔頂に設けられた前記気相出口、及び、塔底に設けられた前記液相出口を有する第5蒸留塔と、前記第5蒸留塔の入口と前記第2蒸留塔の塔頂出口とを接続するラインLBと、を有する、請求項1記載のプロピレンオキサイド精製装置。

[請求項7] 前記液化分離設備が、さらに、前記ラインLEと、前記ラインLBとを接続させる接続部を有する、請求項6に記載のプロピレンオキサイド精製装置。

[請求項8] 前記液化分離設備が、前記ラインLBに設けられた冷却器をさらに有する、請求項6又は7に記載のプロピレンオキサイド精製装置。

[請求項9] 除害装置と前記液化分離設備の気相出口とを接続するラインLJと、を更に備える、請求項1～8のいずれか1項に記載のプロピレンオキサイド精製装置。

[請求項10] 前記抽剤供給源は、前記第3蒸留塔の塔底出口である、請求項1～9のいずれか一項記載のプロピレンオキサイド精製装置。

[請求項11] 入口、塔底出口、及び、塔頂出口を有する第4蒸留塔、
前記第3蒸留塔の塔底出口又は前記塔底出口に接続されたラインと前記第4蒸留塔の入口とを接続するラインLF、及び、
前記第4蒸留塔の塔底出口と、前記第2蒸留塔、前記液化分離設備、ラインLC、ラインLA、及び、前記第3蒸留塔からなる群より選ばれる少なくとも一つとを接続するラインLGを更に備える、請求項

1～10のいずれか1項記載のプロピレンオキサイド精製装置。

- [請求項12] 請求項1～11のいずれか1項に記載のプロピレンオキサイド精製装置を用いた、精製プロピレンオキサライドの製造方法であって、
- 前記第1蒸留塔で、粗プロピレンオキサライドを蒸留して、塔底からプロピレンオキサライドよりも高い沸点を有する高沸点成分を、塔頂から高沸点成分を除去したプロピレンオキサライド含有流（F1）を排出させる工程と、
- 抽剤を、前記ラインLA、前記液化分離設備、前記ラインLC、及び、前記第2蒸留塔、からなる群より選ばれる少なくとも一つに供給する工程と、
- 前記第2蒸留塔で、前記流（F1）を抽剤と共に蒸留し、C1～C4炭化水素及びプロピレンオキサライドを含む流（F2）を塔頂から排出させ、抽剤及びプロピレンオキサライドを含む流（F3）を塔底から排出させる工程と、
- 前記液化分離設備で、前記流（F2）に含まれるプロピレンオキサライドの少なくとも一部を液化し、気相流（F2G）を前記気相出口から、液相流（F2O）を液相出口から排出させる工程と、
- 前記液相流（F2O）を、ラインLCを介して前記第2蒸留塔に戻す工程と、
- 前記第3蒸留塔で、流（F3）を蒸留して、塔底から抽剤を含む流を排出させ、塔頂から精製プロピレンオキサライドを排出させる工程と、を備える、方法。