

(19) 日本国特許庁 (JP)

(12) 特 許 公 報 (B2)

(11) 特許番号

特許第6289112号
(P6289112)

(45) 発行日 平成30年3月7日 (2018.3.7)

(24) 登録日 平成30年2月16日 (2018.2.16)

(51) Int.Cl.

B 0 1 D 3/32 (2006.01)

F 1

B 0 1 D 3/32

Z

請求項の数 2 (全 25 頁)

(21) 出願番号	特願2014-6885 (P2014-6885)	(73) 特許権者	000222174
(22) 出願日	平成26年1月17日 (2014.1.17)		東洋エンジニアリング株式会社
(65) 公開番号	特開2015-134321 (P2015-134321A)		東京都千代田区丸の内1丁目5番1号
(43) 公開日	平成27年7月27日 (2015.7.27)	(74) 代理人	100123788
審査請求日	平成28年10月27日 (2016.10.27)		弁理士 宮崎 昭夫
		(74) 代理人	100127454
			弁理士 緒方 雅昭
		(72) 発明者	若林 敏祐
			千葉県習志野市茜浜2丁目8番1号 東洋
			エンジニアリング株式会社内
		(72) 発明者	立川 公一
			千葉県習志野市茜浜2丁目8番1号 東洋
			エンジニアリング株式会社内
		審査官	神田 和輝

最終頁に続く

(54) 【発明の名称】 蒸留塔

(57) 【特許請求の範囲】

【請求項 1】

濃縮部の一部または回収部の一部を含む第一の塔と、

第一の塔が濃縮部の一部を含む場合には濃縮部の残部および回収部の全部を含み、第一の塔が回収部の一部を含む場合には回収部の残部と濃縮部の全部を含む、第二の塔とを有し、

第二の塔が内部熱交換型蒸留塔を構成する蒸留塔であって、

第二の塔が、

第二の塔に含まれる濃縮部の全部もしくは一部を含み、相対的に高圧で気液接触を行う高圧部；

第二の塔に含まれる回収部の全部もしくは一部を含み、相対的に低圧で気液接触を行う低圧部；

前記低圧部の塔頂部から排出される蒸気を前記高圧部の塔底部に導く、昇圧手段を備える蒸気用ライン；

前記高圧部の塔底部から排出される液を前記低圧部の塔頂部に導く液用ライン；および、第二の塔に含まれる濃縮部から第二の塔に含まれる回収部に熱交換によって熱を移動させるよう構成された熱交換構造を備える、蒸留塔。

【請求項 2】

第一の塔の段数が、蒸留塔の総段数の40%以下である請求項1記載の蒸留塔。

【発明の詳細な説明】

【技術分野】

【0001】

本発明は、多くの工業プロセスで広く適用される蒸留操作を実施するための蒸留塔に関する。詳しくは、機械式ヒートポンプ式蒸留塔に関する。

【背景技術】

【0002】

連続蒸留を行う蒸留塔の原料供給段より上の部分は濃縮部、下の部分は回収部と呼ばれている。蒸留塔には、塔頂蒸気を冷却して凝縮させる塔頂コンデンサーと、塔底液を加熱して沸騰させるリボイラーが設けられる。

10

【0003】

省エネルギー化の観点から改良された蒸留塔として、機械式ヒートポンプ式蒸留塔が知られている。機械式ヒートポンプ式蒸留塔としては、蒸気再圧縮塔 (Vapor Re-Compression System: VRC) が知られており (非特許文献1、特許文献1)、また、内部熱交換型蒸留塔 (Heat Integrated Distillation Column: HIDIc) も知られている (特許文献2~5)。

【0004】

VRCにおいては、塔頂から抜き出した塔頂蒸気をコンプレッサーで圧縮して昇温し、昇温した流体をVRCのリボイラーの熱源として利用する。VRCでは、いわば、機械式ヒートポンプシステムを利用して、1つの塔の塔頂の熱を、その塔の塔底に供給することができる。したがって、リボイラーへの入熱量を削減することができ、蒸留塔におけるエネルギー消費量を削減することができる。なお、VRCは、MVR (Mechanical Vapor Recompression) とも呼ばれる。

20

【0005】

HIDIcの基本的な構成は、一つの蒸留塔の濃縮部と回収部を分離した構造を有している。濃縮部の操作温度が回収部の操作温度よりも高くなるように、濃縮部の操作圧力が回収部の操作圧力よりも高くされる。そのために、濃縮部を含む高圧塔と、回収部を含む低圧塔が用いられ、低圧塔の塔頂部から抜き出した蒸気をコンプレッサーで圧縮して昇温したうえで高圧塔の塔底部に送る。また、高圧塔の塔底部から抜き出した液が、低圧塔の塔頂部に送られる。そして、濃縮部と回収部との間で熱交換可能に構成される。したがって、濃縮部から回収部に熱移動 (内部熱交換) が生じ、リボイラーにおける入熱量を小さくできるとともに、塔頂コンデンサーにおける除熱量も小さくできる。すなわち熱交換によって濃縮部から回収部に熱を移動させることにより、リボイラーにおける入熱およびコンデンサーにおける除熱を少なくとも部分的に代替することができ、その結果エネルギー効率が極めて高い蒸留装置が得られる。

30

【0006】

機械式ヒートポンプ式蒸留塔においては、蒸留塔のいずれかの位置から抜き出した蒸気を、コンプレッサーで圧縮することにより、昇温する。これによって、塔頂蒸気を持つ熱をリボイラーに供給するための熱交換、あるいは、濃縮部 (高圧塔) から回収部 (低圧塔) に熱を移動させるための熱交換が可能となる。

40

【先行技術文献】

【特許文献】

【0007】

【特許文献1】US 4 718 986 A

【特許文献2】特開平8-66601号公報

【特許文献3】特開2004-16928号公報

【特許文献4】国際公開第2011/043199号パンフレット

【特許文献5】特開2013-208561号公報

【非特許文献】

【0008】

50

【非特許文献 1】Sulzer Chemtech社のパンフレット,「Sulzer Chemtech Distillation and Heat-Pump Technology, Production of 1-Butene from Tail Gas of a MTBE Plant」

【発明の概要】

【発明が解決しようとする課題】

【0009】

機械式ヒートポンプ式蒸留塔では、蒸気を昇温するためにコンプレッサーによる昇圧操作を行う。したがって、蒸留塔の塔内温度差が大きいほど、昇温幅を大きくすること、すなわちコンプレッサーの圧縮比を大きくすることが必要となる。したがって、塔内温度差が大きいほど、コンプレッサーの消費動力が増大し、その結果、エネルギー削減効果が小さくなる。

10

【0010】

そのため、塔内温度差が大きい蒸留塔については、機械式ヒートポンプ式蒸留塔を適用することによって省エネルギー化することが難しい、あるいはその省エネルギー効果が小さかった。

【0011】

本発明の目的は、塔内温度差が大きい場合であっても、蒸留塔を大幅に省エネルギー化することを可能とすることである。

【課題を解決するための手段】

【0012】

本発明により、以下の蒸留塔が提供される。

20

【0013】

1) 濃縮部の一部または回収部の一部を含む第一の塔と、

第一の塔が濃縮部の一部を含む場合には濃縮部の残部および回収部の全部を含み、第一の塔が回収部の一部を含む場合には回収部の残部と濃縮部の全部を含む、第二の塔とを有し、

第二の塔が内部熱交換型蒸留塔を構成する蒸留塔であって、

第二の塔が、

第二の塔に含まれる濃縮部の全部もしくは一部を含み、相対的に高圧で気液接触を行う高圧部；

第二の塔に含まれる回収部の全部もしくは一部を含み、相対的に低圧で気液接触を行う低圧部；

30

前記低圧部の塔頂部から排出される蒸気を前記高圧部の塔底部に導く、昇圧手段を備える蒸気用ライン；

前記高圧部の塔底部から排出される液を前記低圧部の塔頂部に導く液用ライン；および、第二の塔に含まれる濃縮部から第二の塔に含まれる回収部に熱交換によって熱を移動させるよう構成された熱交換構造

を備える、蒸留塔。

【0014】

2) 第一の塔の段数が、蒸留塔の総段数の40%以下である1)記載の蒸留塔。

【発明の効果】

40

【0018】

本発明によれば、塔内温度差が大きい場合であっても、蒸留塔を大幅に省エネルギー化することが可能となる。

【図面の簡単な説明】

【0019】

【図1】本発明の蒸留塔の一形態を示す概略図である。

【図2】本発明の蒸留塔の別の形態を示す概略図である。

【図3】本発明の蒸留塔のさらに別の形態を示す概略図である。

【図4】本発明の蒸留塔のさらに別の形態を示す概略図である。

【図5】蒸留塔の温度プロファイルの例を示す図である。

50

【図 6】比較例 1 の蒸留塔を示すプロセスフロー図である。

【図 7】比較例 2 の蒸留塔を示すプロセスフロー図である。

【図 8】実施例 1 の蒸留塔を示すプロセスフロー図である。

【図 9】熱交換構造の詳細例を説明するための図である。

【図 10】熱交換構造の詳細例を説明するための図である。

【図 11】熱交換構造の別の詳細例を説明するための図である。

【発明を実施するための形態】

【0020】

以下図面を参照しつつ本発明の形態について説明するが、本発明はこれによって限定されるものではない。なお、第二の塔が蒸気再圧縮塔（VRC）を構成する形態は、参考用である。

10

【0021】

本発明の蒸留塔は第一の塔と第二の塔を含む。第一の塔は、蒸留塔の濃縮部の一部を含むことができ、この場合、第二の塔が、蒸留塔の濃縮部の残部および蒸留塔の回収部の全部を含む。あるいは、第一の塔が、蒸留塔の回収部の一部を含むことができ、この場合、第二の塔が、蒸留塔の回収部の残部と蒸留塔の濃縮部の全部を含む。第一の塔は、蒸留塔の濃縮部の一部か、あるいは蒸留塔の回収部の一部を含み、したがって蒸留塔の濃縮部および回収部の両方を含むことはない。また、第一の塔が、蒸留塔の濃縮部の全部を含むこともなく、蒸留塔の回収部の全部を含むこともない。

20

【0022】

本発明の蒸留塔は、一つの従来型の蒸留塔（より正確には、連続蒸留塔）を、濃縮部の途中または回収部の途中で二つの塔、すなわち第一の塔と第二の塔に分けた構成を有する。第二の塔の中間段（塔頂部以外かつ塔底部以外の段）に原料が供給される。なお、従来型の蒸留塔は、単一の塔（容器）を有し、濃縮部の全部および回収部の全部がその単一の容器内の連続する領域に存在する。そして、従来型の蒸留塔はコンプレッサーを備えない。換言すれば、本発明の蒸留塔は、一つの従来型蒸留塔の塔内の領域を、二つの領域に区画し、それら二つの領域をそれぞれ別個の塔（容器）に収容し、二つの塔の間で流体を移送するライン（蒸気を移送するラインと液を移送するライン）で二つの塔を接続した構成を有する。一方の塔から排出される流体は、その全量（ただし、一方の塔から流体がいったん排出された後に、この一方の塔に戻される場合には、戻される流体の量は除く）が他方の塔に供給される。つまり、一方の塔から他方の塔に蒸気が移送される場合、その全量（例えば還流などによって、一方の塔から排出された蒸気の一部がこの一方の塔に戻される場合には、その戻される流体の量は除く）が他方の塔に供給される。また、一方の塔から他方の塔に液が移送される場合、その全量（例えばリボイラーを経由するなどして、一方の塔から排出された液の一部がこの一方の塔に戻される場合には、その戻される流体の量は除く）が他方の塔に供給される。つまり、第一の塔と第二の塔との間の流体のやり取りに際しては、これらの塔以外の機器もしくは蒸留塔外に流体が送られることはない。

30

【0023】

第一の塔については、単一の塔（容器）を有し、複数の塔（容器）を有さない構成を採用することができる。第一の塔の内部には、通常、棚段もしくは充填層など、気液接触を促進する部材が適宜収容される。第一の塔は、塔内から排出される蒸気を昇圧するための、コンプレッサーなどの昇圧手段を備えない。つまり、第一の塔は、従来型の蒸留塔と同様の構成を有することができる（ただし、上述のとおり、第一の塔は、蒸留塔の濃縮部の全部および回収部の全部を含まない）。

40

【0024】

第二の塔は、内部熱交換型蒸留塔（HIDIC）または蒸気再圧縮塔（VRC）などの、機械式ヒートポンプ式蒸留塔を構成する。第二の塔の内部にも、通常、棚段もしくは充填層など、気液接触を促進する部材が適宜収容される。

【0025】

本発明によれば、一つの従来型蒸留塔を塔内温度差が比較的大きい領域と比較的小さい

50

領域に分けて二塔化し、塔内温度差の比較的大きい領域には第一の塔を適用し、塔内温度差の比較的小さい領域には第二の塔を適用することができる。第二の塔では機械式ヒートポンプ式蒸留プロセスを行い、第一の塔では機械式ヒートポンプ式蒸留プロセスは行わない。つまり、一つの蒸留塔の、塔内温度差が比較的小さい領域にのみに機械式ヒートポンプ式蒸留プロセスを適用することができる。したがって、機械式ヒートポンプ式蒸留プロセスを行うために必要なコンプレッサー動力の増大を抑えることができ、全体の塔内温度差が大きい蒸留塔についても、省エネルギー化することが容易となる。

【0026】

一つの従来型蒸留塔を第一の塔と第二の塔に分ける位置は、その従来型蒸留塔の温度プロファイルに応じて決めることができるが、例えば、第一の塔の段数が、従来型蒸留塔の総段数のおおよそ40%以下であるように決めることができる。この点については、後に図5を用いて詳述する。従来型蒸留塔の総段数に対して、本発明の蒸留塔の総段数（第一の塔の段数と第二の塔の段数の合計）は、同一以上とすることができる。したがって、第一の塔の段数を従来型蒸留塔の総段数のおおよそ40%以下とすることは、第一の塔の段数を本発明の蒸留塔の総段数のおおよそ40%以下とすることに相当する。

10

【0027】

本発明による蒸留塔は、いかなる蒸留塔にも適用可能であるが、塔内の温度変化が、塔頂付近もしくは塔底付近の一部の段に集中しておきるような従来型蒸留塔、例えば塔内温度変化の約5割以上が、塔頂付近もしくは塔底付近の段に集中しており、その段数が、総段数のおおよそ40%以下であるような従来型蒸留塔に替えて使用する場合に特に効果的である。

20

【0028】

本発明による蒸留塔は、例えば、改質ガソリンや分解ガソリンなどの原料から、ベンゼンを分離する芳香族抽出装置及び同原料からパラキシレンを分離するパラキシレン製造装置を含むアロマトイクス・コンプレックスにおいて、粗パラキシレンからトルエンを分離して精製パラキシレンを得るための蒸留塔に利用することができる。

【0029】

〔第二の塔にH I D i Cを適用する場合〕

以下、第二の塔にH I D i Cを適用する場合について説明する。

【0030】

30

この場合、第二の塔は、
第二の塔に含まれる濃縮部の全部もしくは一部を含み、相対的に高圧で気液接触を行う高圧部；
第二の塔に含まれる回収部の全部もしくは一部を含み、相対的に低圧で気液接触を行う低圧部；
前記低圧部の塔頂部から排出される蒸気を前記高圧部の塔底部に導く、昇圧手段を備える蒸気用ライン；
前記高圧部の塔底部から排出される液を前記低圧部の塔頂部に導く液用ライン；および、
第二の塔に含まれる濃縮部から第二の塔に含まれる回収部に熱交換によって熱を移動させるよう構成された熱交換構造
を備えることができる。

40

【0031】

・高圧部および低圧部

蒸留操作における「濃縮部」および「回収部」は、蒸留装置、特に連続蒸留装置に関して、古くから使用されている用語である。濃縮部は、単一の塔で構成される従来型の蒸留塔における原料供給位置よりも上の部分に相当する。回収部は、従来型の蒸留塔における原料供給位置よりも下の部分に相当する。つまり、濃縮部は、原料中の分離対象となる軽質留分の濃度を高くしていく部分であり、回収部は重質留分の濃度を高くしていく部分である。

【0032】

50

第二の塔にH I D i Cを適用する場合、高圧部の運転温度を低圧部の運転温度より高くするために、高圧部の運転圧力が低圧部の運転圧力より高く設定される。ここでいう「相対的に高圧もしくは低圧」は、低圧部と高圧部の圧力の比較に関する。

【 0 0 3 3 】

高圧部は基本的には第二の塔に含まれる濃縮部に相当し、低圧部は基本的には第二の塔に含まれる回収部に相当する。したがって、第二の塔の最も基本的な構成においては、高圧部が、第二の塔に含まれる濃縮部を含むが第二の塔に含まれる回収部は含まず、低圧部が、第二の塔に含まれる回収部を含むが第二の塔に含まれる濃縮部は含まない。つまり高圧部が第二の塔に含まれる濃縮部の全部を含み、低圧部が第二の塔に含まれる回収部の全部を含む。しかし、この限りではなく、低圧部が、第二の塔に含まれる回収部の全部と第二の塔に含まれる濃縮部の一部を含み、高圧部が、第二の塔に含まれる濃縮部の残りの部分を含むことができる。あるいは、高圧部が、第二の塔に含まれる濃縮部の全部と第二の塔に含まれる回収部の一部を含み、低圧部が、第二の塔に含まれる回収部の残りの部分を含むことができる。

10

【 0 0 3 4 】

換言すれば、H I D i Cを構成する第二の塔の基本的な構成は、第二の塔を、原料供給位置を境に二つの領域（第二の塔に含まれる濃縮部の全部を含む高圧部、および、第二の塔に含まれる回収部の全部を含む低圧部）に区画したような構成である。しかし第二の塔の構成は、この構成に限定されるわけではない。第二の塔の原料供給位置より上において二つの領域に区画したような構成、すなわち、第二の塔に含まれる濃縮部の中間位置を境に第二の塔を二つの領域（回収部の全部と濃縮部の一部とを含む低圧部、および、回収部を含まず濃縮部の残りの部分を含む高圧部）に区画したような構成が可能である。あるいは、第二の塔に含まれる回収部の中間位置を境に二つの領域（第二の塔に含まれる濃縮部の全部と第二の塔に含まれる回収部の一部を含む高圧部、および、第二の塔に含まれる濃縮部を含まず第二の塔に含まれる回収部の残りの部分を含む低圧部）に区画したような構成も可能である。

20

【 0 0 3 5 】

なお、当然ではあるが、高圧部および低圧部の一方が濃縮部と回収部との両者を含む場合、他方が濃縮部と回収部の両方を含むことはない。

【 0 0 3 6 】

30

高圧部および低圧部はそれぞれ典型的には一つの塔（容器）によって形成される。高圧部を形成する高圧塔と、低圧部を形成する低圧塔とが、互いに離れて設けられていてもよい。あるいは、高圧塔と低圧塔とが構造物として一体的に設けられていてもよく、例えば単一の容器の内部を隔壁（流体が通過不能な部材）によって区画することにより、二つの領域を形成し、一方の領域を高圧塔として利用し、他方の領域を低圧塔として利用することができる。

【 0 0 3 7 】

・ 蒸気用ライン

従来型の蒸留塔では、塔の下部（回収部）から上部（濃縮部）へと蒸気が上昇する。H I D i Cを構成する第二の塔では、基本的には回収部と濃縮部とが分離（区画）されているため、この蒸気の流れを実現するために、このラインを設ける。

40

【 0 0 3 8 】

このラインには低圧部（相対的に低圧）から高圧部（相対的に高圧）に蒸気を送るために、コンプレッサーなどの昇圧手段が設けられる。

【 0 0 3 9 】

・ 液用ライン

従来型の蒸留塔では、塔の上部（濃縮部）から下部（回収部）へと液が下降する。H I D i Cを構成する第二の塔では、基本的には回収部と濃縮部とが分離（区画）されているため、この液の流れを実現するために、このラインを設ける。この流れを「中間還流」と呼ぶことがあり、このラインを「中間還流ライン」と呼ぶことがある。

50

【 0 0 4 0 】

・ 熱交換構造

第二の塔は、第二の塔に含まれる濃縮部から第二の塔に含まれる回収部に熱交換によって熱を移動させるよう構成された熱交換構造を含む。なお、本明細書において、特に断りのない限り、熱交換という用語は、より正確には間接熱交換を意味する。

【 0 0 4 1 】

熱交換構造は、熱交換器および配管等を利用して、構成することができる。例えば、熱交換構造は、次の a および b に示される構成のうち的一方または両方を含むことができる。

a) 第二の塔に含まれる濃縮部（典型的には高圧部に含まれる濃縮部）に設けられた熱交換器と、第二の塔に含まれる回収部（典型的には低圧部に含まれる回収部）から液を抜き出してこの熱交換器を経由してこの回収部に戻すライン、

b) 第二の塔に含まれる回収部（典型的には低圧部に含まれる回収部）に設けられた熱交換器と、第二の塔に含まれる濃縮部（典型的には高圧部に含まれる濃縮部）から蒸気を抜き出してこの熱交換器を経由してこの濃縮部に戻すライン、

あるいは、高圧部の外部かつ低圧部の外部（典型的には高圧塔の外部かつ低圧塔の外部）に熱交換器を設け、第二の塔に含まれる回収部（典型的には低圧部に含まれる回収部）から液を抜き出してこの熱交換器を経由してこの回収部に戻すとともに、第二の塔に含まれる濃縮部（典型的には高圧部に含まれる濃縮部）から蒸気を抜き出してこの熱交換器を経由してこの濃縮部に戻し、これら流体の間で熱交換を行う構造を採用することもできる。

【 0 0 4 2 】

また、熱交換構造は、結果的に第二の塔に含まれる濃縮部から第二の塔に含まれる回収部に熱を移動させることのできる構造であればよく、第二の塔に含まれる濃縮部内の流体および第二の塔に含まれる回収部内の流体のいずれも直接用いなくともこの熱交換構造は実現できる。例えば、第二の塔に含まれる濃縮部内の流体に替えて、第二の塔に含まれる濃縮部から排出された相対的に高圧（高温）の流体を用いることができる。また、第二の塔に含まれる回収部内の流体に替えて、第二の塔に含まれる回収部に流入する相対的に低圧（低温）の流体を用いることができる。例えば、第二の塔に含まれる回収部（典型的には低圧部に含まれる回収部）に流入する原料と、第二の塔に含まれる濃縮部（典型的には高圧部に含まれる濃縮部）の頂部から抜き出された蒸気とを熱交換させれば、第二の塔に含まれる濃縮部から第二の塔に含まれる回収部に熱を移動させることができる。

【 0 0 4 3 】

熱交換構造は一つだけ用いてもよく、あるいは複数の熱交換構造を用いてもよい。

【 0 0 4 4 】

ここで、第二の塔において、低圧部が、第二の塔に含まれる回収部の全部と第二の塔に含まれる濃縮部の一部とを含み、高圧部が、第二の塔に含まれる濃縮部の一部を含む場合を考える。例えば、低圧塔が、第二の塔に含まれる回収部の上に第二の塔に含まれる濃縮部の一部を有し、高圧塔が、第二の塔に含まれる濃縮部の残りの部分を含む形態が、この場合に含まれる。このような形態では、低圧塔の塔頂部から排出される流体（低圧塔に含まれる濃縮部から排出される流体）を、コンプレッサーを経由して高圧塔の塔底部に送ることができるが、このとき、コンプレッサーの出口流体が持つ熱を、低圧塔の回収部内の流体に、熱交換によって与えることができる。例えば、低圧塔の回収部内（例えば低圧塔の塔底部のすぐ上の段）に熱交換構造を設け、低圧塔の塔頂部から排出される流体を、コンプレッサーとこの熱交換構造を経て高圧塔の塔底部に供給することができる。このような熱交換によって、低圧塔に含まれる濃縮部から、低圧塔に含まれる回収部へと熱を移動させることができる。このような構成の例は、特願 2 0 1 2 - 0 8 0 5 2 5 号（特開 2 0 1 3 - 2 0 8 5 6 1 号公報）に提案されている。

【 0 0 4 5 】

これらの熱交換の形態では、第二の塔のプロセス流体と、第二の塔の別のプロセス流体

との間で熱交換を行っている。しかし、これらの流体以外の流体（例えば、第二の塔のプロセス流体ではない熱媒体）を介して熱交換を行う形態も可能である。

【0046】

本願出願人と同一の出願人によって出願された特願2012-080525号および国際出願PCT/JP2010/066498（国際公開第2011/043199号パンフレット）の全体が、参照によって本明細書に取り込まれる。

【0047】

〔第二の塔にVRCを適用する場合〕

以下、第二の塔にVRCを適用する場合について説明する。

【0048】

この場合、第二の塔は、
リボイラーと、
第二の塔の塔頂部から排出される蒸気を前記リボイラーに熱源として供給する、昇圧手段を備えるラインと
を備えることができる。

【0049】

第二の塔の塔頂部から排出される蒸気を、リボイラーにおいて、VRCの塔底液の加熱に用いた後、その流体を減圧してその温度を下げ、VRCの塔頂に還流として戻すことができる。

【0050】

〔形態A（HIDIC）〕

図1に、本発明の蒸留塔の一形態（形態A）の概略構成を示す。この蒸留塔は、第一の塔A1と第二の塔A2を有する。第二の塔は、HIDICを構成し、高圧部として高圧塔A3を有し、低圧部として低圧塔A4を有する。原料は低圧塔の塔頂部に供給される。したがって、図1に示した蒸留塔の濃縮部の一部が第一の塔に含まれ、残部が高圧塔に含まれる。また、図1に示した蒸留塔の回収部の全部が、低圧塔に含まれる。

【0051】

高圧塔の運転圧力は、低圧塔の運転圧力より高い。このために、蒸気用ラインA5にコンプレッサー等の昇圧手段A6を設ける。低圧塔の塔頂から排出される蒸気を、昇圧手段によって加圧したうえで、高圧塔の塔底部に供給する。高圧塔の塔底部から排出される液は、液用ラインA7を通じて、低圧塔の塔頂部に供給される。必要に応じて、高圧塔の塔底部から排出される液を、減圧弁などの減圧手段によって減圧したうえで、低圧塔の塔頂部に供給することができる。また、配管の圧力損失や高低差などに起因して高圧塔と低圧塔との運転圧力差だけでは液を高圧塔から低圧塔に送ることができない場合など、必要に応じて送液のためにポンプを用いることができる。高圧塔の運転圧力を低圧塔の運転圧力より高くする理由は、高圧塔（特に高圧塔に含まれる濃縮部）の運転温度を低圧塔（特に低圧塔に含まれる回収部）の運転温度より高くするためである。

【0052】

高圧塔に含まれる濃縮部から、低圧塔に含まれる回収部に、熱を移動させるための熱交換構造A8が設けられる。なお、図1においては、熱交換構造の詳細構造は示されておらず、熱の移動が概念的に破線矢印によって示されている（図2～4においても同様）。

【0053】

低圧塔の塔底部から排出された液の一部が、リボイラーA9で加熱され、その少なくとも一部が気化されて低圧塔に戻される。低圧塔の塔底から排出された液の残りの部分は、缶出液として蒸留塔から排出される。

【0054】

高圧塔の塔頂部から排出される蒸気が、ラインA10を通して、第一の塔A1の塔底部に供給される。また、第一の塔の塔底部から排出される液が、ラインA11を通して、高圧塔の塔頂部に供給される。第一の塔の運転圧力は、高圧塔の運転圧力以下である。高圧塔の塔頂から排出される蒸気は必要に応じて、減圧弁などの減圧手段によって減圧したう

10

20

30

40

50

えで、第一の塔の塔底部に供給することができる。また、第一の塔の塔底部から排出される液は、配管の圧力損失や高低差、第一の塔と高圧塔との運転圧力差により、第一の塔から高圧塔に送ることができない場合など、必要に応じて送液のためにポンプを用いることができる。

高圧塔の塔頂部にコンデンサーおよび還流ラインを設けなくてもよく（図１）、あるいは設けてもよい。また、第一の塔の塔底部にリボイラーを設けなくてもよく（図１）、あるいは設けてもよい。いずれの場合も、高圧塔の塔頂部（すなわち第二の塔の塔頂部）から排出される蒸気は、場合によって（還流として）高圧塔に戻される部分を除いて、その全量が第一の塔の塔底部に供給される。また、第一の塔の塔底部から排出される液は、場合によって（リボイルされて）第一の塔に戻される部分を除いて、その全量が、高圧塔の塔頂部（すなわち第二の塔の塔頂部）に供給される。

10

【 0 0 5 5 】

第一の塔の塔頂部から排出される蒸気は、塔頂コンデンサー A 1 2 で冷却され、少なくとも一部が凝縮される。凝縮液の一部が第一の塔に還流され、残りの凝縮液（凝縮していない蒸気を伴ってもよい）は留出液として蒸留塔から排出される。

【 0 0 5 6 】

塔頂コンデンサー A 1 2 周りの構成ならびにリボイラー A 9 周りの構成は、従来から知られた蒸留塔に適用される構成を採用することができる。例えば、必要に応じて塔頂コンデンサーの下流に還流ドラム（不図示）を設けることができる。

【 0 0 5 7 】

20

熱交換構造 A 8 によって、高圧塔の濃縮部の内部流体が冷却されるとともに、低圧塔の回収部の内部流体が加熱される。いわば、この熱交換構造は、図 1 に示した蒸留塔の濃縮部に設けられたサイドクーラーとして機能すると同時に、回収部に設けられたサイドリボイラーとして機能する。以上のような構成により、第二の塔に含まれる濃縮部から第二の塔に含まれる回収部に熱を移動させることができる。

【 0 0 5 8 】

このような熱交換構造によって、図 1 に示した蒸留塔の塔頂コンデンサー A 1 2 およびリボイラー A 9 の熱負荷が軽減される。一方、コンプレッサーの所要動力が負荷として加わるが、この所要動力が十分小さく抑えられれば、蒸留塔の消費エネルギーを削減することができる。

30

【 0 0 5 9 】

形態 A の蒸留塔は、塔頂に近い領域において殆どの塔内温度変化が発生するような従来型蒸留塔に替えて、好適に利用できる。従来型蒸留塔の塔内温度変化が小さな領域のみに H I D i C を適用することにより、コンプレッサーの所用動力を抑えつつ、熱の有効利用を図ることができるからである。

【 0 0 6 0 】

〔 形態 B (H I D i C) 〕

図 2 に、本発明の蒸留塔の別の形態（形態 B）の概略構成を示す。この蒸留塔は、第一の塔 B 1 と第二の塔 B 2 を有する。第二の塔は、H I D i C を構成し、高圧部として高圧塔 B 3 を有し、低圧部として低圧塔 B 4 を有する。原料は低圧塔の塔頂部に供給される。したがって、図 2 に示した蒸留塔の濃縮部の全部が高圧塔に含まれる。また、図 2 に示した蒸留塔の回収部の一部が低圧塔に含まれ、残部が第一の塔に含まれる。

40

【 0 0 6 1 】

高圧塔の運転圧力は、低圧塔の運転圧力より高い。このために、蒸気用ライン B 5 にコンプレッサー等の昇圧手段 B 6 を設ける。低圧塔の塔頂から排出される蒸気を、昇圧手段によって加圧したうえで、高圧塔の塔底部に供給する。高圧塔の塔底部から排出される液は、液用ライン B 7 を通じて、低圧塔の塔頂部に供給される。必要に応じて、高圧塔の塔底部から排出される液を、減圧弁などの減圧手段によって減圧したうえで、低圧塔の塔頂部に供給することができる。また、配管の圧力損失や高低差などに起因して高圧塔と低圧塔との運転圧力差だけでは液を高圧塔から低圧塔に送ることができない場合など、必要に

50

応じて送液のためにポンプを用いることができる。高压塔の運転圧力を低压塔の運転圧力より高くする理由は、高压塔（特には高压塔に含まれる濃縮部）の運転温度を低压塔（特には低压塔に含まれる回収部）の運転温度より高くするためである。

【 0 0 6 2 】

高压塔に含まれる濃縮部から、低压塔に含まれる回収部に、熱を移動させるための熱交換構造 B 8 が設けられる。

【 0 0 6 3 】

高压塔の塔頂部から排出される蒸気は、塔頂コンデンサー B 1 2 で冷却され、少なくとも一部が凝縮される。凝縮液の一部が高压塔に還流され、残りの凝縮液（凝縮していない蒸気を伴ってもよい）は留出液として蒸留塔から排出される。

10

【 0 0 6 4 】

低压塔の塔底部から排出される液が、ライン B 1 1 を通して、第一の塔の塔頂部に供給される。第一の塔の塔頂部から排出される蒸気が、ライン B 1 0 を通して、低压塔の塔底部に供給される。第一の塔の運転圧力は、低压塔の運転圧力よりも僅かに高く設定される。この圧力差は、第一の塔の塔頂から排出される蒸気が、配管の圧力損失などに打ち勝ち、低压塔の塔底部に供給することができる分に相当する。また、低压塔の塔底部から排出される液に関しては、配管の圧力損失や高低差、第一の塔と低压塔との運転圧力差により、低压塔から第一の塔に送ることができない場合など、必要に応じて送液のためにポンプを用いることができる。

【 0 0 6 5 】

20

第一の塔の塔頂部にコンデンサーおよび還流ラインを設けなくてもよく（図 2）、あるいは設けてもよい。また、低压塔の塔底部にリボイラーを設けなくてもよく（図 2）、あるいは設けてもよい。いずれの場合も、第一の塔の塔頂部から排出される蒸気は、場合によって（還流として）第一の塔に戻される部分を除いて、その全量が低压塔の塔底部（すなわち第二の塔の塔底部）に供給される。また、低压塔の塔底部（すなわち第二の塔の塔底部）から排出される液は、場合によって（リボイルされて）低压塔の塔底部に戻される部分を除いて、その全量が第一の塔の塔頂部に供給される。

【 0 0 6 6 】

第一の塔の塔底部から排出された液の一部が、リボイラー B 9 で加熱され、その少なくとも一部が気化されて第一の塔に戻される。第一の塔の塔底部から排出された液の残りの部分は、缶出液として蒸留塔から排出される。

30

【 0 0 6 7 】

塔頂コンデンサー B 1 2 周りの構成ならびにリボイラー B 9 周りの構成は、従来から知られた蒸留塔に適用される構成を採用することができる。例えば、必要に応じて塔頂コンデンサーの下流に気液分離ドラム（不図示）を設けることができる。

【 0 0 6 8 】

熱交換構造 B 8 によって、高压塔の濃縮部の内部流体が冷却されるとともに、低压塔の回収部の内部流体が加熱される。いわば、この熱交換構造は、図 2 に示した蒸留塔の濃縮部に設けられたサイドクーラーとして機能すると同時に、回収部に設けられたサイドリボイラーとして機能する。以上のような構成により、第二の塔に含まれる濃縮部から第二の塔に含まれる回収部に熱を移動させることができる。

40

【 0 0 6 9 】

このような熱交換構造によって、図 2 に示した蒸留塔の塔頂コンデンサー B 1 2 およびリボイラー B 9 の熱負荷が軽減される。一方、コンプレッサーの所要動力が負荷として加わるが、この所要動力が十分小さく抑えられれば、蒸留塔の消費エネルギーを削減することができる。

【 0 0 7 0 】

形態 B の蒸留塔は、塔底に近い領域において殆どの塔内温度変化が発生するような従来型蒸留塔に替えて、好適に利用できる。従来型蒸留塔の塔内温度の変化が小さな領域のみに H I D i C を適用することにより、コンプレッサーの所用動力を抑えつつ、熱の有効利

50

用を図ることができるからである。

【 0 0 7 1 】

〔形態 C (V R C) 〕

図 3 に、本発明の蒸留塔のさらなる形態 (形態 C) の概略構成を示す。この蒸留塔は、第一の塔 C 1 と第二の塔 C 2 を有する。第二の塔は、V R C を構成する。原料は第二の塔の中間段に供給される。したがって、図 3 に示した蒸留塔の濃縮部の一部が第一の塔に含まれ、残部が第二の塔に含まれる。また図 3 に示した蒸留塔の回収部の全部が、第二の塔に含まれる。

【 0 0 7 2 】

第二の塔は、リボイラー C 9 を備える。第二の塔の塔頂部から排出される蒸気の一部が、ライン C 5 を経て、リボイラーに加熱源として供給される。すなわち、ライン C 5 はリボイラーの加熱源供給口に接続される。ライン C 5 には昇圧手段としてコンプレッサー C 6 が設けられる。コンプレッサーによって蒸気が昇圧されるとともに昇温されて、リボイラーに供給される。

10

【 0 0 7 3 】

リボイラーにおいて第二の塔の塔底から排出された液を加熱するために利用された流体は、ライン C 7 を経て、第二の塔の塔頂部に戻される。ライン C 7 には減圧弁 C 8 が設けられ、ここでライン C 7 を流れる流体の圧力および温度が低下する。ライン C 7 から第二の塔に戻される流体の少なくとも一部が凝縮する。したがって、リボイラー C 9 は、第二の塔の塔頂コンデンサーとして機能することができる。

20

【 0 0 7 4 】

第二の塔の塔頂部から排出された蒸気の一部が、ライン C 5 から分岐したライン C 4 を経て、第一の塔の塔底部に送られる。第二の塔の塔頂部から排出された蒸気は、ライン C 5 および C 7 を経て第二の塔に戻される部分を除き、その全量が第一の塔に供給される。

【 0 0 7 5 】

第一の塔の塔底部から排出される液は、ライン C 3 を経て、第二の塔の塔頂部に送られる。第一の塔の運転圧力は、第二の塔の運転圧力以下である。第二の塔の塔頂から排出される蒸気は必要に応じて、減圧弁などの減圧手段によって減圧したうえで、第一の塔の塔底部に供給することができる。また、第一の塔の塔底部から排出される液に関しては、配管の圧力損失や高低差、第一の塔と第二の塔との運転圧力差により、第一の塔から第二の塔に送ることができない場合など、必要に応じて送液のためにポンプを用いることができる。

30

【 0 0 7 6 】

第一の塔にリボイラーを設けなくてもよく (図 3) 、あるいは設けてもよい。いずれの場合も、第一の塔の塔底部から排出される液は、場合によって (リボイルされて) 第一の塔に戻される部分を除いて、その全量が第二の塔の塔頂部に供給される。

【 0 0 7 7 】

第二の塔の塔底部から排出された液の一部が、リボイラー C 9 で加熱され、その少なくとも一部が気化されて第二の塔の塔底部に戻される。第二の塔の塔底から排出された液の残りの部分は、缶出液として蒸留塔から排出される。

40

【 0 0 7 8 】

第一の塔の塔頂部から排出される蒸気は、塔頂コンデンサー C 10 で冷却され、少なくとも一部が凝縮される。凝縮液の一部が第一の塔の塔頂部に還流され、残りの凝縮液 (凝縮していない蒸気を伴ってもよい) は留出液として蒸留塔から排出される。

【 0 0 7 9 】

塔頂コンデンサー C 10 周りの構成は、従来から知られた蒸留塔に適用される構成を採用することができる。例えば、必要に応じて塔頂コンデンサーの下流に還流ドラム (不図示) を設けることができる。

【 0 0 8 0 】

リボイラー C 9 は、図 3 に示した蒸留塔のリボイラーとして機能するとともに、図 3 に

50

示した蒸留塔のサイドクーラーとして機能する。コンプレッサーの所要動力が負荷として加わるが、この所要動力が十分小さく抑えられれば、蒸留塔の消費エネルギーを削減することができる。

【 0 0 8 1 】

形態 C の蒸留塔は、塔頂に近い領域において殆どの塔内温度変化が発生するような従来型蒸留塔に替えて、好適に利用できる。従来型蒸留塔の塔内温度の変化が小さな領域のみに V R C を適用することにより、コンプレッサーの所用動力を抑えつつ、熱の有効利用を図ることができるからである。

【 0 0 8 2 】

〔形態 D (V R C) 〕

10

図 4 に、本発明の蒸留塔のさらなる形態 (形態 D) の概略構成を示す。この蒸留塔は、第一の塔 D 1 と第二の塔 D 2 を有する。第二の塔は、V R C を構成する。原料は第二の塔の中間段に供給される。したがって、図 4 に示した蒸留塔の濃縮部の全部が第二の塔に含まれる。また図 4 に示した蒸留塔の回収部の一部が第二の塔に含まれ、残部が第一の塔に含まれる。

【 0 0 8 3 】

第二の塔は、リボイラー D 9 を備える。第二の塔の塔頂部から排出される蒸気の一部が、ライン D 5 を経て、リボイラー D 9 に加熱源として供給される。すなわち、ライン D 5 はリボイラーの加熱源供給口に接続される。ライン D 5 には昇圧手段としてコンプレッサー D 6 が設けられる。コンプレッサーによって蒸気が昇圧されるとともに昇温されてリボイラーに供給される。

20

【 0 0 8 4 】

リボイラー D 9 において第二の塔の塔底から排出された液を加熱するために利用された流体は、ライン D 7 を経て、第二の塔の塔頂部に戻される。ライン D 7 には減圧弁 D 8 が設けられ、ここでライン D 7 を流れる流体の圧力および温度が低下する。ライン D 7 から第二の塔に戻される流体の少なくとも一部が凝縮する。したがって、リボイラー D 9 は、第二の塔の塔頂コンデンサーとして機能することができる。

【 0 0 8 5 】

第二の塔の塔頂部から排出される蒸気の一部は、塔頂コンデンサー D 10 で冷却され、少なくとも一部が凝縮される。凝縮液の一部が第二の塔の塔頂部に還流され、残りの凝縮液 (凝縮していない蒸気を伴ってもよい) は留出液として蒸留塔から排出される。

30

【 0 0 8 6 】

第二の塔の塔底部から排出された液の一部が、リボイラー D 9 で加熱され、その少なくとも一部が気化されて第二の塔の塔底部に戻される。第二の塔の塔底部から排出された液の残りの部分は、ライン D 3 を経て、第一の塔の塔頂部に送られる。第二の塔の塔底部から排出される液は、リボイラー D 9 でリボイルされて第二の塔に戻される部分を除いて、その全量が第一の塔の塔頂部に供給される。

【 0 0 8 7 】

第一の塔の塔頂部から排出された蒸気は、ライン D 4 を経て、第二の塔の塔底部に送られる。

40

【 0 0 8 8 】

第一の塔の運転圧力は、第二の塔のよりも僅かに高く設定される。この圧力差は、第一の塔の塔頂から排出される蒸気が、配管の圧力損失などに打ち勝ち、第二の塔の塔底部に供給することができる分に相当する。また、第二の塔の塔底部から排出される液に関しては、配管の圧力損失や高低差、第一の塔と第二の塔との運転圧力差により、第二の塔から第一の塔に送ることができない場合など、必要に応じて送液のためにポンプを用いることができる。

第一の塔の塔頂部に、コンデンサーおよび還流ラインを設けなくてもよく (図 4) 、あるいは設けてもよい。いずれの場合も、第一の塔の塔頂部から排出される蒸気は、場合によって (還流として) 第一の塔に戻される部分を除き、その全量が第二の塔の塔底部に供給

50

される。

【0089】

第一の塔の塔底部から排出された液の一部がリボイラーD11で加熱され、その少なくとも一部が気化されて第一の塔に戻される。第一の塔の塔底部から排出された液の残りの部分は、缶出液として蒸留塔から排出される。

【0090】

塔頂コンデンサーD10周りの構成ならびにリボイラーD11周りの構成は、従来から知られた蒸留塔に適用される構成を採用することができる。例えば、必要に応じて塔頂コンデンサーの下流に還流ドラム（不図示）を設けることができる。

【0091】

リボイラーD9は、図4に示した蒸留塔のサイドリボイラーとして機能するとともに、図4に示した蒸留塔の塔頂コンデンサーとして機能する。コンプレッサーの所要動力が負荷として加わるが、この所要動力が十分小さく抑えられれば、蒸留塔の消費エネルギーを削減することができる。

【0092】

形態Dの蒸留塔は、塔底に近い領域において殆どの塔内温度変化が発生する従来型蒸留塔に替えて、好適に利用できる。従来型蒸留塔の塔内温度の変化が小さな領域のみにVRCを適用することにより、コンプレッサーの所用動力を抑えつつ、熱の有効利用を図ることができるからである。

【0093】

〔蒸留塔の温度プロファイル〕

図5に、蒸留塔の温度プロファイルの例を示す。このグラフは、後に詳述する比較例1における蒸留塔の温度プロファイルを示している（ただし、比較例1と条件が若干異なる）。この蒸留塔は、単一の塔で構成される従来型の蒸留塔である。横軸は蒸留塔の段数（塔頂から段数を数えるものとする）、縦軸は塔内温度を示す。

【0094】

蒸留塔の総段数は51段であり、塔頂温度は約120、塔底温度は約155である。この蒸留塔では、塔頂に近い領域において、図示される曲線の傾きが大きく、つまり塔内温度の変化が大きい。10番目の段において、曲線の傾きの変化が最も大きい。

【0095】

従来型の塔を本発明に従って第一の塔と第二の塔に分割する位置は、塔内温度プロファイルを示す曲線の傾きが最も大きい位置もしくはその近傍が好ましい。つまり、図5に示すような温度プロファイルを持つ従来型の蒸留塔については、例えば第10段で塔を分割することが好ましい。換言すれば、前記形態Aや形態Cの蒸留塔の温度プロファイルが図5に示すような曲線で表される場合、例えば、従来型蒸留塔の塔頂から第10段までに相当するように第一の塔を構成し、従来型蒸留塔の残りの部分が第二の塔に相当するように第二の塔を構成することが好ましい。

【0096】

場合によっては、塔頂に近い領域ではなく、塔底に近い領域において、塔内温度の変化が大きいことがある。そのような場合には、前記形態Bや形態Dが好適である。

【0097】

温度プロファイルは蒸留塔の具体的な構成や運転条件によって変化しうるが、塔頂に近い領域の温度変化が大きい場合でも、塔底に近い領域の温度変化が大きい場合でも、概して、第一の塔の段数が従来型蒸留塔の総段数のおよそ40%以下になるように前記分割の位置を決めることができる。したがって、第一の塔の段数を、本発明の蒸留塔の総段数（第一の塔の段数と第二の塔の段数の合計）の40%以下にすることができる。

【0098】

〔HIDICに用いられる熱交換構造の詳細〕

以下、HIDICに用いられる熱交換構造の例について詳細に説明する。

【0099】

・ 第一の詳細例

前述の a に記載したような熱交換構造、すなわち第二の塔に含まれる回収部から液を抜き出して熱交換器を経てその回収部に戻すよう構成される熱交換構造は、例えば次のような要素を含むことができる：

- ・ 第二の塔に含まれる濃縮部（濃縮部 X と称す）の或る段に配置された熱交換器；
- ・ 第二の塔に含まれる回収部（回収部 Y と称す）の或る段に配置され、この段から一部の液を塔外部へ抜き出す液抜き部；
- ・ 液抜き部からの液をこの熱交換器へ導入する配管（第一の配管）；および、
- ・ 第一の配管を経由してこの熱交換器へ導入された後にこの熱交換器より流出する流体を、回収部 Y の液抜き部の直下の段へ導入する配管（第二の配管）。

10

【 0 1 0 0 】

図 9 および 10 を参照しつつ、これらの要素について説明する。図 9 に示すように、回収部 Y に設けられる液抜き部は、回収部 Y の上部から流下してきた液 10 を液溜め用棚板 1 に溜め、液 10 の一部をその塔の外部へ抜き出す。液抜き部には、液 10 の一部を濃縮部 X 内の熱交換器へ向かわせる配管（第一の配管）21 が接続されている。また、液抜き部の直ぐ下の段には、この熱交換器からの配管 22（第二の配管）が回収部 Y の外壁を貫通して挿入されている。液抜き部の直ぐ下の段（液溜め用棚板の直ぐ下の段）に挿入された配管 22 からは、後述するように蒸気 11 と液 12 が混ざった流体が導入され、蒸気 11 は上昇し、液 12 は下へ落ちる。液抜き部は、液溜め用棚板 1 と、回収部 Y の外壁に設けられた、第一の配管との接続口とを有する。

20

【 0 1 0 1 】

図 10 に示すように、濃縮部 X の或る段にはチューブバンドル型熱交換器 2 が差し込まれている。チューブバンドル型熱交換器 2 の U 形チューブにおける平行なチューブ部分は、凝縮した液を一度溜め且つ上昇蒸気を整流するための液溜め用トレイ 3 に沿って配されている。該平行なチューブ部分のうち下側のチューブ部分 2a は、回収部 Y の液抜き部に接続された配管（第一の配管）21 と繋がっている。そして上側のチューブ部分 2b は、液抜き部の直ぐ下の段に挿入されている配管（第二の配管）22 と繋がっている。

【 0 1 0 2 】

ここで、チューブバンドル型熱交換器 2 の作用について説明する。濃縮部 X 内を上昇する蒸気 13（図 10 参照）は、チューブバンドル型熱交換器 2 の U チューブと接触する。このとき、熱交換器 2 の下側のチューブ部分 2a には回収部 Y の或る段における液が配管 21 により導入されているため、このチューブ部分 2a 内の液が蒸気 13 の熱で加熱されるとともに、チューブ部分 2a に接触した蒸気 13 の一部は液 14 となって下へと落ちる。さらに、熱交換器 2 の上側のチューブ部分 2b も蒸気 13 の熱で加熱されているので、配管 21 から熱交換器 2 内に導入された液体は下側のチューブ部分 2a から上側のチューブ部分 2b を移動するにつれて、液相と気相が混ざった流体に変わる。そして、この流体は塔外の配管 22 を通って回収部 Y の液抜き部（液溜め用棚板 1）の直ぐ下の段に導入される（図 9 参照）。

30

【 0 1 0 3 】

回収部 Y の液抜き部が、濃縮部 X の熱交換器より、鉛直方向において高い位置に設置されている場合、このような流体の循環においては、本構成がサーモサイフォン方式となっているため、ポンプなどの圧送手段を特に必要としない。

40

【 0 1 0 4 】

・ 第二の詳細例

前述の b に記載したような熱交換構造、すなわち第二の塔に含まれる濃縮部から蒸気を抜き出して熱交換器を経てその濃縮部に戻すよう構成される熱交換構造は、例えば次のような要素を含むことができる：

- ・ 第二の塔に含まれる回収部（回収部 Y）の或る段に設けられ、上から流下してきた液を溜める液溜め部；
- ・ 前記液溜め部内に配置された熱交換器；

50

- ・第二の塔に含まれる濃縮部（濃縮部X）の内部に設けられた、上下の段を完全に仕切る仕切板；
- ・前記仕切板の下側の蒸気をこの熱交換器へ導入する配管（第三の配管）；
- ・第三の配管を経由してこの熱交換器へ導入された後にこの熱交換器より流出する流体を、前記仕切板の上側へ導入する配管（第四の配管）。

【0105】

図11を参照しつつ、これらの要素について説明する。回収部Yの或る段に設けられた液溜め部は、上から流下してきた液10を液溜め用棚板4上に所定量貯留し、液溜め用棚板4から溢れた液は下へ落とせるようになっている。液溜め部に貯留された液の中にチューブバンドル型熱交換器2のUチューブが浸漬されるように、液溜め部にチューブバンドル型熱交換器2が差し込まれている。チューブバンドル型熱交換器2のU形チューブにおける平行なチューブ部分2a, 2bは、液溜め用棚板4に沿って配されている。

10

【0106】

該平行なチューブ部分のうち上側のチューブ部分2bには、濃縮部Xから回収部Yへ流体を送る配管23が接続されている。下側のチューブ部分2aには、回収部Yから濃縮部Xへ流体を送る配管24が接続されている。

【0107】

ここで、液溜め部での熱交換器2の作用について説明する。回収部Yの上部から棚段或いは充填層を通して液が流下してくる。この液10は、任意の段に設けられた液溜め用棚板4上の液溜め部に溜まる。液溜め部内にはチューブバンドル型熱交換器2のU形チューブが配置されているため、該U形チューブは液10の中に浸漬されることとなる。この状態において熱交換器2の上側のチューブ部分2bに濃縮部X内の高温蒸気が配管23によって導入されたとき、高温蒸気が移動するチューブ部分2b, 2aの管壁と接している液10の一部は加熱され蒸気15になって上昇する。また配管23から熱交換器2に導入された高温蒸気は、上側のチューブ部分2bから下側のチューブ部分2aを移動するにつれて、液相と気相が混ざった流体、或いは液体に変わる。この流体は塔外の配管を通り、後述するような濃縮部Xの仕切板上の段に導入される。濃縮部Xの仕切板より上の領域は仕切板より下の領域よりも低い操作圧力に設定されており、この圧力差により流体の循環が行われる。回収部Yの熱交換器が、濃縮部Xの仕切板より、鉛直方向において高い位置に設置されている場合、このような流体の循環においても、ポンプなどの圧送手段を特に必要としない。

20

30

【0108】

つまり、濃縮部Xにおける或る段から回収部Yにおける熱交換器2の上側のチューブ部分2bまでを配管23で接続し、回収部Yにおける熱交換器2の下側のチューブ部分2aから濃縮部Xにおける前記の段までを配管24で接続しているため、濃縮部Xの仕切板上下の圧力差により、濃縮部X内の高圧蒸気は回収部Yにおける熱交換器2に向かって配管23を上昇し、これによって、熱交換器2内で蒸気から凝縮した液が回収部Yから塔外の配管24に押し出され、濃縮部Xへ重力により流れる。したがって、ポンプなどの圧送手段は不要である。

【0109】

40

濃縮部Xは途中の位置で仕切板により上下の段が完全に仕切られている。仕切板の直ぐ下の段は配管23と連通しており、この段での上昇蒸気は、配管23によって、回収部Yの液溜め部に配置された熱交換器2の上側のチューブ部分2bに送られる。仕切板の上側の段には、回収部Yからの配管24が濃縮部Xの外壁を貫通して挿入されている。この配管24から仕切板の上側の段に、蒸気と液が混ざった流体が導入され、濃縮部X内で蒸気は上昇し、液は下へ落ちて仕切板上に溜まる。また仕切板を挟んで上下に位置する二つの段は、制御弁を備えた配管により連絡可能となっている。仕切板上に溜まった液は、制御弁の開放操作により、仕切板の下方の段へ適時送られる。

【0110】

本発明によれば、塔内温度差が大きい場合であっても、蒸留塔を大幅に省エネルギー化

50

することが可能となる。特に、塔内温度分布において、塔頂付近あるいは塔底付近で塔頂 - 塔底温度差のうちの大きな温度変化、例えば塔頂 - 塔底温度差の半分程度の温度差を有する蒸留塔において、大幅な省エネルギー化を達成することができる。また、塔頂と塔底の温度差が小さい場合であっても、更なる省エネルギー化が可能となる。

【実施例】

【0111】

以下実施例により本発明をさらに詳細に説明するが、本発明はこれによって限定されるものではない。図6～8に圧力(kPaA)、温度()、熱交換量(MW)および電力消費量(MW)を示すが、圧力は円の中に、温度は矩形の中に、熱交換量は長円の中に、電力消費量は長六角形の中に示す。圧力単位「kPaA」における「A」は、絶対圧を意味する。また、図中、CW、STMはそれぞれ、冷却水、スチームを表す。

10

【0112】

〔比較例1〕

パラキシレンにトルエンが混入した原料から、蒸留によってトルエンを分離して、パラキシレンを精製するパラキシレン精製塔について、熱物質収支をとった。本例では、従来型の蒸留塔を用いた。物質収支(原料、留出液、缶出液の流量および組成)を表1に示す。

【0113】

この分離を従来型蒸留操作により分離する場合は、図6に示すようなフロー図となる。

【0114】

20

図6に示すように、蒸留塔601に原料が供給される。蒸留塔の総段数はコンデンサー段、リボイラー段を含めて51段であり、リボイラー負荷が最小となるような最適段に原料が供給される。

【0115】

塔頂から圧力138kPaA、123 の蒸気が排出され、塔頂コンデンサー602で冷却水によって冷却されて全凝縮し、ドラム603を経てポンプ604に供給される。ポンプ604の出口液の一部が蒸留塔の塔頂部に還流され、残部が留出液として蒸留塔から排出される。

【0116】

塔底部からは圧力206kPaA、167 の液が排出される。その液の一部がリボイラー605でスチームによって加熱され、その一部が気化し、蒸留塔の塔底部に戻される。塔底部から排出された液の残部は、ポンプ606で昇圧された後、缶出液として蒸留塔から排出される。

30

【0117】

表2に、この蒸留塔の塔頂運転圧力、用役冷却負荷、用役加熱負荷、消費電力を示し、また総用役冷却負荷、総用役加熱負荷、総消費電力を示す。ここでいう用役冷却負荷は、用役による冷却の負荷であり、詳しくは、塔頂コンデンサー602において冷却水によって蒸留塔から取り除かれる熱量である。ここでいう用役加熱負荷は、用役による加熱の負荷であり、詳しくは、リボイラー605においてスチームによって蒸留塔に与えられる熱量である。

40

【0118】

液を圧送するためのポンプについては、配管の圧力損失や、液を低い位置から高い位置に送るための揚程に相当する分だけ圧力を上昇させればよく、気体を圧縮するコンプレッサーに比べて消費電力は充分小さい。よって、実施例および比較例において、ポンプの消費電力は無視した。本例では、コンプレッサーは使用されないため、消費電力はゼロである。

【0119】

〔比較例2〕

比較例1と同様に、パラキシレン精製塔について熱物質収支をとった。ただし、本例では、従来型蒸留塔に替えて、HIDICを用いた。物質収支は、比較例1と同様であり、

50

表 1 に示すとおりである。

【 0 1 2 0 】

この蒸留塔は、高圧塔 7 0 1 および低圧塔 7 0 2 を含む。高圧塔 7 0 1 は、低圧塔 7 0 2 より、鉛直方向下方に設置される。

【 0 1 2 1 】

低圧塔 7 0 2 の中間段（低圧塔の塔頂部に近い段）に、原料が供給される。低圧塔 7 0 2 において、原料供給位置より下は回収部であり、原料供給位置より上が本例の蒸留塔の濃縮部の一部である。高圧塔 7 0 1 は、本例の蒸留塔の濃縮部の残りの部分を含む。

【 0 1 2 2 】

低圧塔 7 0 2 の塔頂部から蒸気（1 2 3 k P a A、1 4 2 ）が抜き出され、コンプレッサーの圧縮工程中で凝縮しないよう、熱交換器 7 0 3 で 1 5 5 に加熱される。加熱された蒸気が、コンプレッサー 7 0 4 によって昇圧されると同時に昇温され（3 5 7 k P a A、1 9 0 ）、熱交換器 7 0 5 によって 1 8 6 に冷却され、高圧塔 7 0 1 の塔底部（3 4 2 k P a A、1 8 4 ）に供給される。低圧塔 7 0 2 の塔底部（1 3 6 k P a A、1 5 0 ）から抜き出される液の一部が、ポンプ 7 0 6 を経て、缶出液として蒸留塔から排出され、残りの部分は二つの流れに分岐される。分岐された一方の流れがリボイラー 7 0 7 でスチームによって加熱され、低圧塔 7 0 2 の塔底部に戻される。分岐された他方の流れは、熱交換器 7 0 5 で加熱されて低圧塔 7 0 2 の塔底部に戻される。コンプレッサー 7 0 4 における圧縮によって、高圧塔の運転温度は、低圧塔の運転温度より高くなる。熱交換器 7 0 5 はリボイラーとして機能するとともに、本例の蒸留塔のサイドクーラーとして機能する。この熱交換器において、H I D i C の内部熱交換が実現されている。つまり、熱交換器 7 0 5 における熱交換によって、リボイラー 7 0 7 の加熱負荷が低減され、省エネルギー化が図られている。

【 0 1 2 3 】

高圧塔 7 0 1 の塔底部から抜き出された液は、ポンプ 7 0 8 で昇圧され、熱交換器 7 0 3 で冷却されて、低圧塔 7 0 2 の塔頂部に供給される。ポンプ 7 0 8 は、低い位置から高い位置に液を送るために必要に応じて設けられる。

【 0 1 2 4 】

高圧塔の塔頂部（3 4 0 k P a A、1 6 1 ）から抜き出された蒸気の一部が、還流ドラム 7 0 9 に送られる。高圧塔の塔頂部から抜き出された蒸気の一部は、三つの流れに分岐され、低圧塔 7 0 2 に設けられた三つの熱交換器 7 1 0 でそれぞれ冷却されて、ドラム 7 0 9 に送られる。

【 0 1 2 5 】

還流ドラム 7 0 9 には、熱交換器（塔頂コンデンサー）7 1 1 が接続される。熱交換器 7 1 1 では、冷却媒体として冷却水が用いられる。ドラム 7 0 9 から蒸気が熱交換器 7 1 1 に流入し、冷却および凝縮されて、ドラム 7 0 9 に戻される。このドラムからの液がポンプ 7 1 2 で昇圧される。ポンプ 7 1 2 の出口液の一部が、高圧塔 7 0 1 の塔頂部に還流として戻される。ポンプ 7 1 2 の出口液の残りの部分が、留出液として蒸留塔から排出される。

【 0 1 2 6 】

低圧塔 7 0 2 （特にはその回収部）の三つの段に、先に熱交換構造の第二の詳細例にて詳述した、液溜め部 7 1 3 と、液溜め部に溜まった液に浸るように設けられたチューブバンドル型熱交換器 7 1 0 が設けられている（ただし、第二の詳細例で述べた仕切り板、第三および第四の配管は、ここでは採用していない）。

【 0 1 2 7 】

前述のように、高圧塔 7 0 1 の塔頂部から抜き出された蒸気の一部が三つの流れに分岐され、それぞれの流れが各熱交換器 7 1 0 を経た後にドラム 7 0 9 に送られる。高圧塔 7 0 1 の塔頂部から熱交換器 7 1 0 に蒸気を導くライン、熱交換器 7 1 0、液溜め部 7 1 3、熱交換器 7 1 0 から排出される流体をドラム 7 0 9 およびポンプ 7 1 2 を経て高圧塔 7 0 1 の塔頂部に戻すラインによって、H I D i C の熱交換構造が構成される。この熱交換

10

20

30

40

50

構造によって、本例の蒸留塔の濃縮部の熱が本例の蒸留塔の回収部に移動する。熱交換器 710 は、本例の蒸留塔の塔頂コンデンサーとして機能するとともに、本例の蒸留塔のサイドリボイラーとして機能する。これによって H I D i C の内部熱交換が実現され、省エネルギー化が図られる。

【0128】

表 2 に、本例の蒸留塔の塔頂運転圧力、用役冷却負荷、用役加熱負荷、消費電力を示し、また総用役冷却負荷、総用役加熱負荷、総消費電力を示す。ここでいう用役冷却負荷は、用役による冷却の負荷であり、詳しくは、塔頂コンデンサー 711 において冷却水によって蒸留塔から取り除かれる熱量である。ここでいう用役加熱負荷は、用役による加熱の負荷であり、詳しくは、リボイラー 707 においてスチームによって蒸留塔に与えられる熱量である。三つの熱交換器 710 も塔頂コンデンサーとして機能するが、これらにおいては蒸留塔内の流体を用いて冷却を行っているため、外界に熱を取り出す必要がなく、用役冷却負荷はゼロである。熱交換器 705 もリボイラーとして機能するが、これにおいては、蒸留塔内の流体を加熱源として利用しているため、外界からリボイラーを加熱する必要がなく、したがって用役加熱負荷はゼロである。消費電力は、コンプレッサー 704 で消費される電力である。消費電力は、機械損失を含んだ値で示した。なお、機械損失は 7 % と想定しているため、消費電力は圧縮に必要な電力を 1.07 倍した値となっている（他の例においても同様）。

【0129】

省エネルギー指標 E S I は、総用役加熱負荷と総消費電力（消費する電力を一次エネルギーに換算した値、一次エネルギー換算値 = 電力 ÷ 0.366）との合計値が、従来型蒸留塔を用いた場合（比較例 1）に対してどれだけ低減できたかを示す指標である。

【0130】

〔実施例 1〕

比較例 1 と同様に、パラキシレン精製塔について熱物質収支をとった。ただし、本例では従来型蒸留塔に替えて、本発明に従う、第一の塔および第二の塔を有する蒸留塔を用いた。第二の塔は H I D i C を構成する。本例の蒸留塔は、比較例 1 の従来型蒸留塔（総段数 51 段）と、総段数（第一の塔の段数と第二の塔の段数の合計）が同一となるような構成を有する。第一の塔の段数は、第一の塔における温度変化が、従来型蒸留塔における塔頂から塔底までの温度差のうちの約 65 % を有するように設定されており、第一の塔の段数が総段数の 1/3 以下となっている。物質収支は、比較例 1 と同様であり、表 1 に示すとおりである。

【0131】

本例の蒸留塔は、第一の塔 821 と第二の塔とを含む。第二の塔は、高压塔 801 および低压塔 802 を含む。高压塔 801 は、低压塔 802 より、鉛直方向下方に設置される。第一の塔 821 は、単一の塔で構成され、塔から排出される蒸気を昇圧および昇温するための、コンプレッサー等の昇圧手段を備えない。

【0132】

低压塔 802 の中間段（低压塔の塔頂部に近い段）に、原料が供給される。低压塔 802 において、原料供給位置より下は本例の蒸留塔の回収部である。本例の蒸留塔の濃縮部は、低压塔 802 の原料供給位置より上の部分と、高压塔 801 と、第一の塔 821 とに含まれる。

【0133】

低压塔 802 の塔頂部から蒸気（123 kPa A、146 ）が抜き出され、コンプレッサーの圧縮工程中に凝縮しないよう、熱交換器 803 で 154 に加熱される。加熱された蒸気が、コンプレッサー 804 によって昇圧されると同時に昇温され（227 kPa A、175 ）、熱交換器 805 によって 168 に冷却され、高压塔 801 の塔底部（212 kPa A、168 ）に供給される。低压塔 802 の塔底部（133 kPa A、149 ）から抜き出される液の一部が、ポンプ 806 を経て缶出液として蒸留塔から排出され、残りの部分は二つの流れに分岐される。分岐された一方の流れがリボイラー 807

でスチームによって加熱され、低圧塔 802 の塔底部に戻される。分岐された他方の流れは、熱交換器 805 で加熱されて低圧塔 802 の塔底部に戻される。コンプレッサー 804 における圧縮によって、高圧塔の運転温度は、低圧塔の運転温度より高くなる。熱交換器 805 はリボイラーとして機能するとともに、本例の蒸留塔のサイドクーラーとして機能する。この熱交換器において、H I D i C の内部熱交換が実現されている。つまり、熱交換器 805 における熱交換によって、リボイラー 807 の加熱負荷が低減され、省エネルギー化が図られている。

【0134】

高圧塔 801 の塔底部から抜き出された液は、ポンプ 808 で昇圧されて、低圧塔 802 の塔頂部に供給される。ポンプ 808 は、低い位置から高い位置に液を送るために必要に応じて設けられる。

10

【0135】

高圧塔の塔頂部 (210 kPaA、166) から抜き出された蒸気の一部が、還流ドラム 809 に送られる。高圧塔の塔頂部から抜き出された蒸気の残りの部分は、四つの流れに分岐される。四つの流れのうちの三つが、低圧塔 802 に設けられた三つの熱交換器 810 でそれぞれ冷却されて、ドラム 809 に送られる。四つの流れのうちの残りの一つが、熱交換器 803 で冷却されて、ドラム 809 に送られる。

【0136】

還流ドラム 809 には、熱交換器 (第二の塔のコンデンサー) 811 が接続される。熱交換器 811 では、冷却媒体として冷却水が用いられる。ドラム 809 から蒸気が熱交換器 811 に流入し、冷却および凝縮されて、ドラム 809 に戻される。このドラムからの液がポンプ 812 で昇圧され、高圧塔 801 の塔頂部に還流として戻される。

20

【0137】

低圧塔 802 (特にはその回収部) の三つの段に、先に熱交換構造の第二の詳細例にて詳述した、液溜め部 813 と、液溜め部に溜まった液に浸るように設けられたチューブバンドル型熱交換器 810 が設けられている (ただし、第二の詳細例で述べた仕切り板、第三および第四の配管は、ここでは採用していない)。

【0138】

前述のように、高圧塔 801 の塔頂部から抜き出された蒸気の一部が四つの流れに分岐され、そのうちの三つの流れがそれぞれ熱交換器 810 を経た後にドラム 809 に送られる。高圧塔 801 の塔頂部から熱交換器 810 に蒸気を導くライン、熱交換器 810、液溜め部 813、熱交換器 810 から排出される流体をドラム 809 およびポンプ 812 を経て高圧塔 801 の塔頂部に戻すラインによって、H I D i C の熱交換構造が構成される。この熱交換構造によって、本例の蒸留塔の濃縮部の熱が本例の蒸留塔の回収部に移動する。熱交換器 810 は、本例の蒸留塔のサイドクーラーとして機能するとともに、本例の蒸留塔のサイドリボイラーとして機能する。これによって H I D i C の内部熱交換が実現され、省エネルギー化が図られる。

30

【0139】

以上述べた構成によって、H I D i C が構成される。つまり、以上の説明は、本例の蒸留塔の H I D i C 部に関する。

40

【0140】

ドラム 809 から、蒸気が第一の塔 821 の塔底部 (152 kPaA、151) に供給される。

【0141】

第一の塔の塔頂部 (138 kPaA、123) から排出される蒸気が、塔頂コンデンサー 822 で冷却されて全凝縮し、ドラム 823 を経て、ポンプ 824 で昇圧される。昇圧された液の一部が第一の塔の塔頂部に戻され、残部が留出液として本例の蒸留塔から排出される。

【0142】

第一の塔の塔底部から排出される液の一部が、リボイラー 825 においてスチームで加

50

熱されて、第一の塔の塔底部に戻される。第一の塔の塔底部から排出される液の残部が、ポンプ 8 2 6 を経て、第二の塔の高圧塔 8 0 1 の塔頂部に送られる。

【 0 1 4 3 】

表 2 に、第一の塔の塔頂運転圧力、用役冷却負荷、用役加熱負荷、消費電力を示した。ここでいう用役冷却負荷は、用役による冷却の負荷であり、詳しくは、塔頂コンデンサー 8 2 2 において冷却水によって蒸留塔から取り除かれる熱量である。ここでいう用役加熱負荷は、用役による加熱の負荷であり、詳しくは、リボイラー 8 2 5 においてスチームによって蒸留塔に与えられる熱量である。第一の塔はコンプレッサーを備えないので、消費電力はゼロである。

【 0 1 4 4 】

また表 2 に、第二の塔の塔頂運転圧力、用役冷却負荷、用役加熱負荷、消費電力を示した。ここでいう用役冷却負荷は、詳しくは、熱交換器 8 1 1 において冷却水によって蒸留塔から取り除かれる熱量である。ここでいう用役加熱負荷は、詳しくは、リボイラー 8 0 7 においてスチームによって蒸留塔に与えられる熱量である。三つの熱交換器 8 1 0 も第二の塔のコンデンサーとして機能するが、これらにおいては蒸留塔内の流体を用いて冷却を行っているため、外界に熱を取り出す必要がなく、用役冷却負荷はゼロである。熱交換器 8 0 5 もリボイラーとして機能するが、これにおいては、蒸留塔内の流体を加熱源として利用しているため、外界からリボイラーを加熱する必要がなく、したがって用役加熱負荷はゼロである。消費電力は、コンプレッサー 8 0 4 で消費される電力である。

【 0 1 4 5 】

本例では、気液分離ドラム 8 0 9、熱交換器（第二の塔のコンデンサー）8 1 1、およびポンプ 8 1 2 が用いられている。つまり本例の蒸留塔には、第二の塔（特にはその高圧塔）の塔頂部から排出される蒸気の一部を凝縮させるコンデンサー（プロセス流体以外の冷却媒体、例えば冷却水によって冷却される）が設けられ、このコンデンサーから排出される流体（第二の塔の塔頂部から排出される蒸気が冷却された流体）を気液分離する気液分離ドラムが設けられ、また、気液分離ドラムから排出される液を第二の塔の塔頂部に戻すポンプが設けられている。つまり、第二の塔に、塔頂コンデンサーを備える還流ラインが設けられている。これによって、第一の塔および第二の塔を含む蒸留塔の、運転の自由度および安定性が向上する。

【 0 1 4 6 】

表 2 からわかるように、実施例 1 においては、比較例 1 と比べて、約 5 5 % と大幅なエネルギー削減が可能である。比較例 2 では、約 2 8 % のエネルギー削減にとどまる。これは、必要な蒸留操作を、塔内温度差の比較的大きい領域と、温度差の比較的小さい領域とに二つに分け、前者には機械式ヒートポンプ式蒸留塔を適用せず（従来型の蒸留塔を用い）、後者にはのみ機械式ヒートポンプ式蒸留塔を適用したことによる効果である。

【 0 1 4 7 】

【表 1】

表 1

	原料	留出液	缶出液
質量流量 [kg / h]	102135	482	101653
モル流量 [kmol / h]	962.7	5.2	957.5
モル分率 [-]			
ベンゼン	0.0001	0.0163	0
トルエン	0.0051	0.9469	0.0000
エチルベンゼン	0.0019	0.0002	0.0019
パラキシレン	0.9918	0.0366	0.9970
メタキシレン	0.0007	0.0000	0.0008
オルトキシレン	0.0003	0.0000	0.0003

【 0 1 4 8 】

【表 2】

表2

			比較例1	比較例2	実施例1
第一の塔	塔頂圧力	kPaA	138	340 / 123	138
	用役冷却負荷	MW	17.67	6.88	1.00
	用役加熱負荷	MW	16.40	0.83	0.15
	消費電力 (機械損失含む)	kW	0	3,998	0
第二の塔	塔頂圧力	kPaA	—	—	210 / 123
	用役冷却負荷	MW	—	—	4.59
	用役加熱負荷	MW	—	—	0.93
	消費電力 (機械損失含む)	kW	—	—	2,283
合計	用役冷却負荷	MW	17.67	6.88	5.59
	用役加熱負荷	MW	16.40	0.83	1.08
	消費電力 (機械損失含む)	kW	0	3,998	2,283
省エネルギー指標(ESI)		%	0	28.3	55.4

ESI [%]

$$= \{ 1 - (Q_{RH} + W_H / 0.366) / Q_{RC} \} \times 100$$

 Q_{RH} : 総用役加熱負荷 [MW] W_H : 総消費電力 [MW] Q_{RC} : 比較例1の総用役加熱負荷 [MW]

【符号の説明】

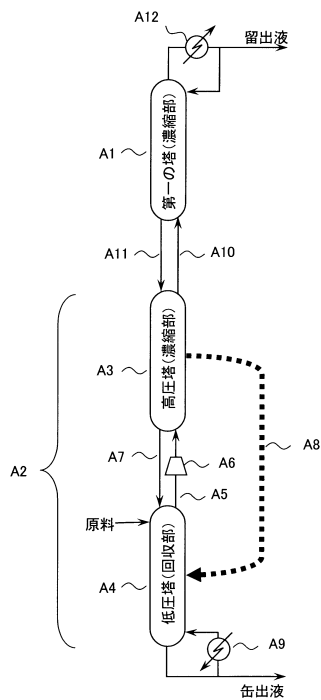
【 0 1 4 9 】

- A 1、B 1、C 1、D 1 : 第一の塔
 A 2、B 2、C 2、D 2 : 第二の塔
 A 3、B 3 : 高圧塔
 A 4、B 4 : 低圧塔
 A 6、B 6、C 6、D 6 : コンプレッサー
 A 8、B 8 : 熱交換構造
 A 9、B 9、C 9、D 9、D 1 1 : リボイラー
 A 1 2、B 1 2、C 1 0、D 1 0 : コンデンサー
 C 8、D 8 : 減圧弁
 1、4 : 液溜め用棚板
 2 : チューブバンドル型熱交換器
 2 a : 下側チューブ部分
 2 b : 上側チューブ部分
 3 : 液溜め用トレイ
 1 0、1 2、1 4 : 液
 1 1、1 3、1 5 : 蒸気
 2 1、2 2、2 3、2 4 : 配管
 6 0 1 : 従来型蒸留塔
 6 0 2 : コンデンサー
 6 0 3 : ドラム

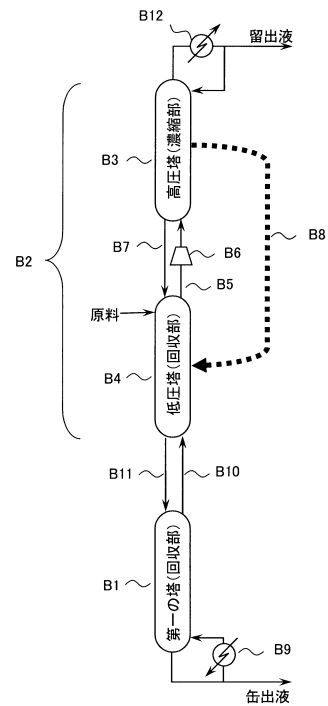
604、606：ポンプ
 605：リボイラー
 701、801：高圧塔
 702、802：低圧塔
 703、705、803、805：熱交換器
 704、804：コンプレッサー
 706、708、712、806、808、812、824、826：ポンプ
 707、807、825：リボイラー
 709、809、823：ドラム
 710、810：熱交換器（チューブバンドル型）
 711、811、822：コンデンサー
 713、813：液溜め部
 821：第一の塔

10

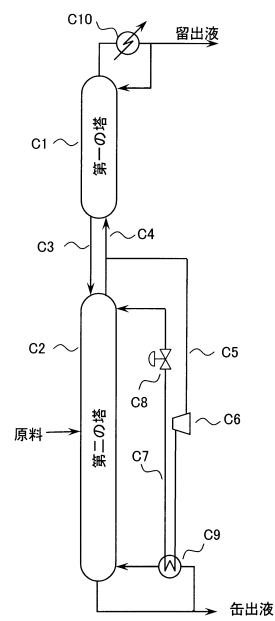
【図1】



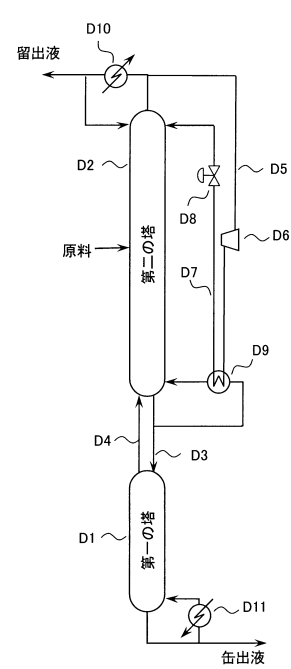
【図2】



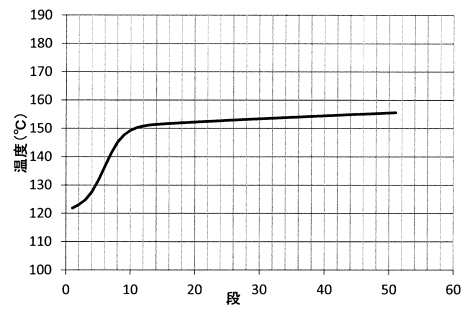
【図 3】



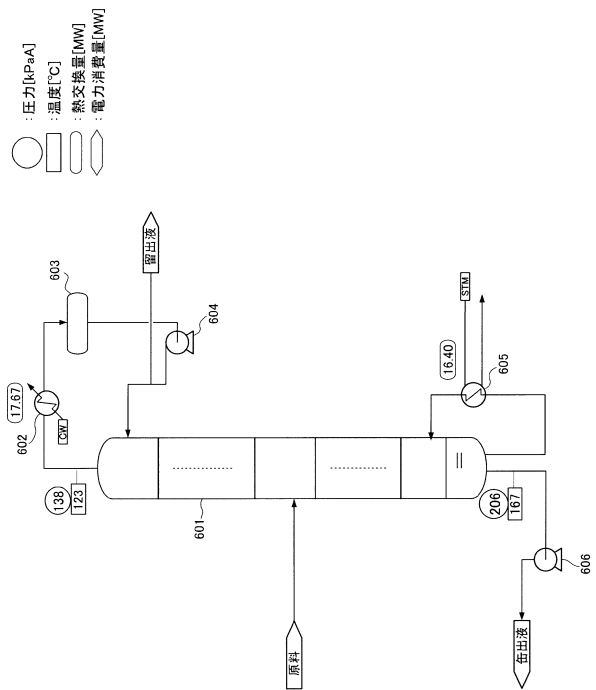
【図 4】



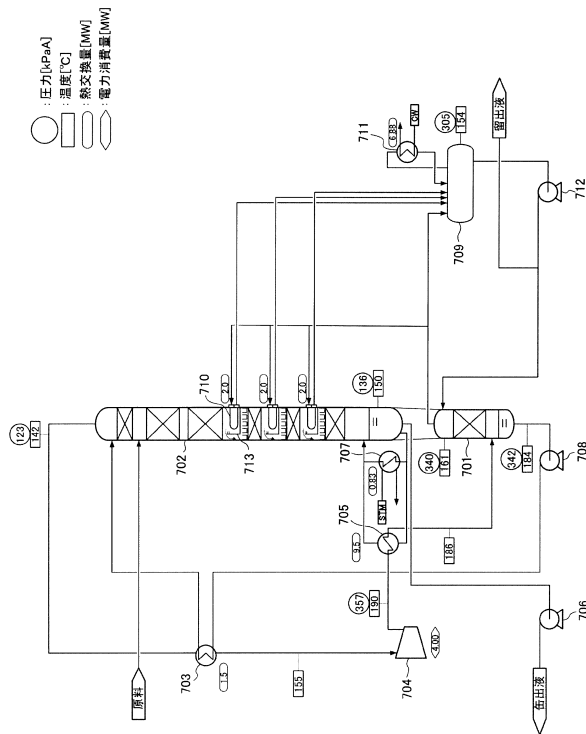
【図 5】



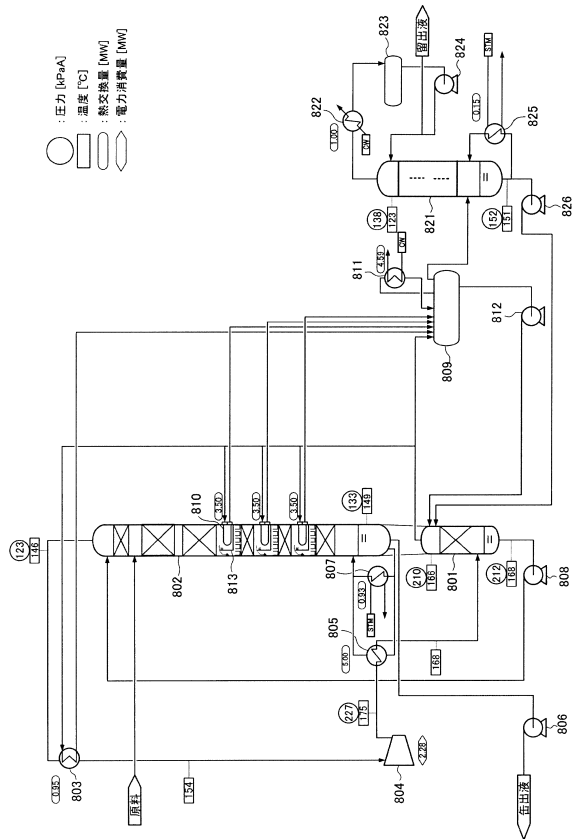
【図 6】



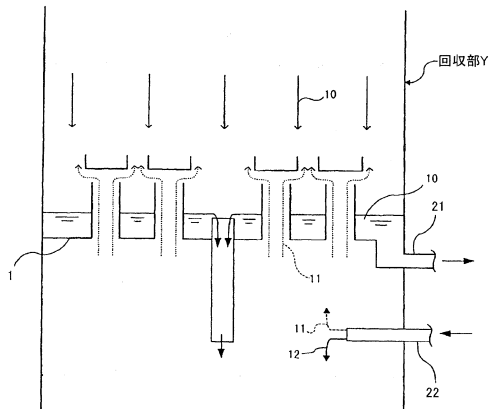
【図 7】



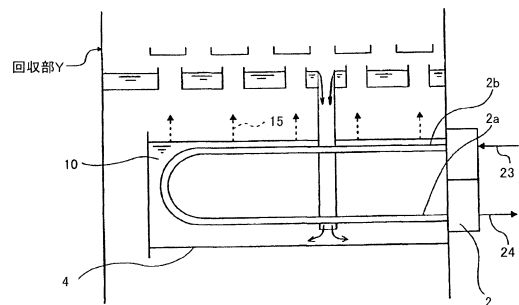
【図 8】



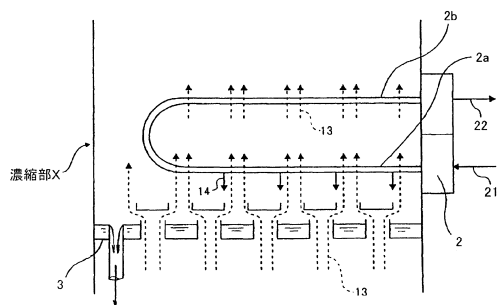
【図 9】



【図 11】



【図 10】



フロントページの続き

- (56)参考文献 特公昭45-004726(JP,B1)
特開昭59-196833(JP,A)
特開昭57-209602(JP,A)
特開昭60-226837(JP,A)
特開平02-184643(JP,A)
特開平03-005431(JP,A)
特開平03-005432(JP,A)
米国特許第04626321(US,A)

- (58)調査した分野(Int.Cl.,DB名)

B01D 3/00-3/42