

多重効用バッチ蒸留システム

京都大学大学院工学研究科 教授

長谷部 伸治

(日本学術振興会プロセスシステム工学第143委員会委員長)

1. はじめに

バッチ蒸留は、分離すべき成分数やその組成の変動に対して柔軟に対応できるため、製品の需要や寿命の予測が難しい近年の化学産業にとって好ましい特徴を有する分離プロセスです。一方、バッチ蒸留は連続蒸留に比べエネルギー消費の観点から劣るとされ、消費エネルギー量の削減は、バッチ蒸留プロセスの用途を広げる上で非常に重要な課題です。また、原料の仕込みや釜残液の抜き出し、製品毎の留出先の切り換えなど、操作が非定常になるため、操作法自体についても自動化や最適化の観点から検討の余地を残しています。

バッチ蒸留は5000年の歴史を有する単位操作ですが、上で述べたように、その最適設計・操作問題は装置構造というハード面と操作方法というソフト面の両面から未だ興味深い研究対象になっています。本稿では、新しい省エネルギー型バッチ蒸留プロセスについて、その発想と様々な操作法を紹介します。

2. なぜ回収部型バッチ蒸留塔は利用されないのか

バッチ蒸留塔としては、2つのタイプを考えることができます。1つは、原料をリボイラーに仕込み、低沸成分から順に塔頂から抜き出す形式の塔で、濃縮部型塔と呼ばれます。もう1つは、原料を還流槽に仕込み、高沸成分から順に塔底から抜き出す回収部型塔です。普通、バッチ蒸留塔といえば濃縮部型塔を指します。では、なぜ回収

部型塔はあまり見ないのでしょうか。1つの原因は、一般に低沸成分を製品とする場合が多く、その中に不揮発性の不純物の混入を防ぐためです。原料をリボイラーにフイードして蒸留を開始した場合、塔頂から得られる製品は一度蒸気になって凝縮した液です。よって、非常に沸点が高い物質は塔頂製品には全く混入しません。回収部型塔では、高沸点成分から順に塔底から抜き出しますが、還流槽に残った液中の高沸点成分を完全に除去することはできません。また、高沸点成分が塔内を流下する際に目詰まりを起こすと行ったことも起こりえます。他に理由はないのでしょうか。

実は、多くの場合、濃縮部型塔の方が回収部型塔より分離性能が良いのです。これは、気液平衡関係の「偏り」によるものです。図1左図は相対揮発度が3:1の場合の、 $x-y$ 線図です。この図だけを見ると、分離のしやすさは低沸成分、高沸成分共に同じように見えます。ところが、分離の推進力である $(y-x)$ を縦軸にとって図を描くと、図1右図のように液相の低沸成分が少ない方が分離がしやすくなっています。これが、分離性能に影響を与えます。

図2左図は、濃縮部型塔を還流比4で運転しているとき、塔頂の低沸成分濃度が0.99となったときの操作線です。また、図2右図は、回収部型塔を再沸比5（濃縮部

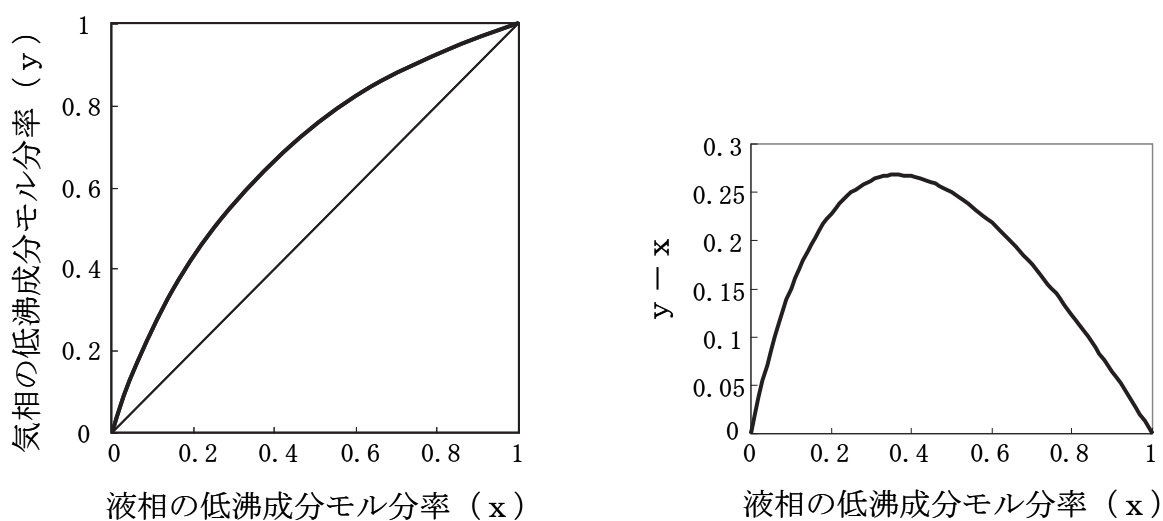


図1 相対揮発度一定の $x-y$ 線図 (左) と、 $x-(y-x)$ 線図 (右)

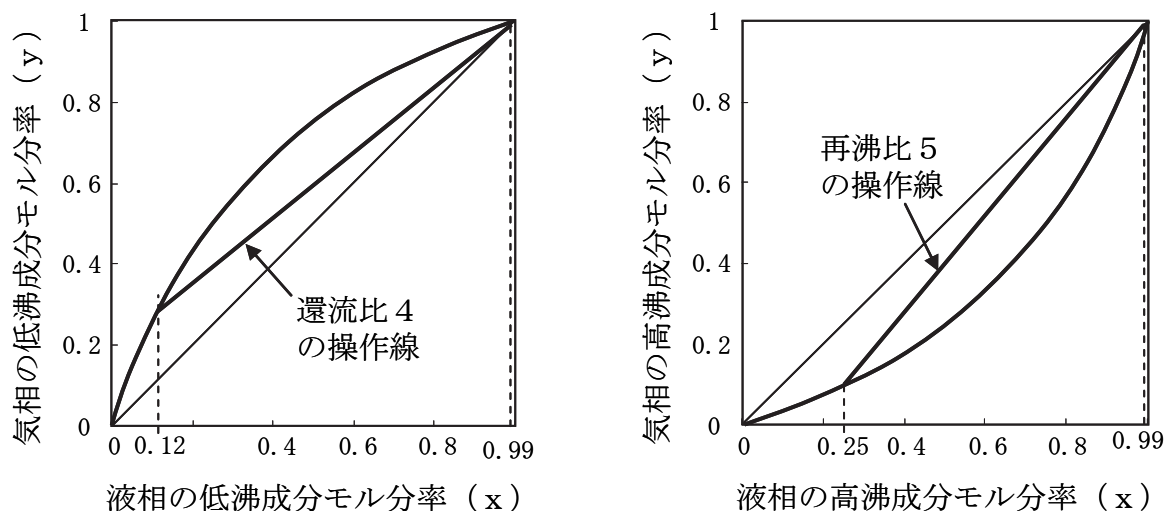


図2 濃縮部型塔(左)と回収部型塔(右)の操作線

型塔の還流比4と同じ炊きあげ量、還流量となります)で運転しているとき、塔底の高沸成分濃度が0.99となったときの操作線です。バッチ蒸留ですので厳密な操作線は描きませんが、各段のホールドアップを0と近似すれば瞬間的にこのような操作線となります。この2つの図は、同じ炊きあげ蒸気量、還流量で塔を運転したとき、濃縮部型塔では、塔底の低沸成分濃度が0.12になるまで塔頂の濃度を0.99以上に保てますが、回収部型塔では、塔頂の高沸成分濃度が0.25になると、塔底の高沸成分濃度は0.99を保てなくなることを示しています。これが、気液平衡関係の非対称性から生じる分離のしやすさの違いです。

では、どのような条件のとき、回収部型塔はメリットがあるのでしょうか。1つは、 $x-y$ 線図が低沸成分の濃度の高い領域で膨らんでいるような系です。残念ながら、そのような系は希にしかありません。なぜ少ないのか、物理化学の知識で説明できるのかも知れませんが、私は調べておりません。もう1つは、気相で供給される原料から高沸製品を得る場合です。この場合、塔頂還流槽中は気相となり、その後ろに凝縮器を設置する構造になります。還流槽が非常に大きくなり実現には、何らかの工夫が必要でしょう。

3. 多重効用バッチ蒸留システム

3-1 思いつき

低沸、高沸の不純物をわずかに含む溶液からバッチ蒸留で不純物を除去するには、どのような塔が望ましいでしょうか。濃縮部型塔（通常のバッチ蒸留塔）を用いれば低沸の不純物の除去は容易です。しかし、大量の目的物質を留出液として塔頂から抜き出さなければなりません。回収部型塔を用いれば、最初に少量の高沸不純物を塔底から除去できます。しかし、その後、大量の目的物質を留出液として塔底から抜き出さなければなりません。少量の低沸、高沸不純物のみを蒸留で分離できないでしょうか。

大量の目的成分を蒸気にすることなく得るには、まず濃縮部型塔で低沸不純物を除去し、その残留液を回収部型塔の還流槽に移し、回収部型塔で高沸の不純物を除去するという方法が考えられます。その操作手順を図3に示しました。同じ物質を何回も蒸留するのであれば、低沸不純物を除去した液を回収部型塔で処理しているとき、濃縮部型塔では次のバッチの処理を行うことができます。回収部型塔の塔頂では蒸気を凝縮させており、濃縮部型塔では塔底に熱を供給しています。回収部型塔の塔頂蒸気と濃縮部型塔の塔底液の組成はほぼ等しいので、回収部型塔の操作圧を少し高く設定すれば、回収部型塔のコンデンサーと濃縮部型塔のリボイラー間で熱交換（ヒートイ

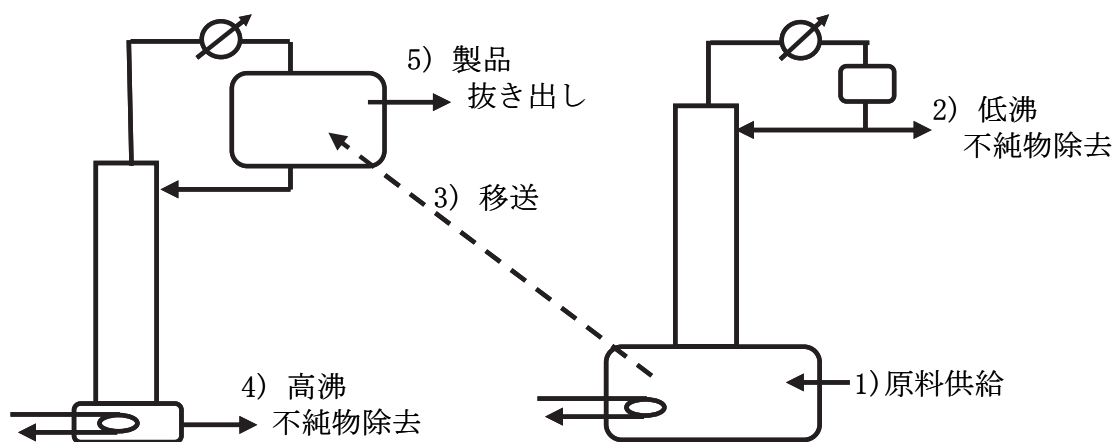


図3 濃縮部型塔（右）と回収部型塔（左）の逐次利用

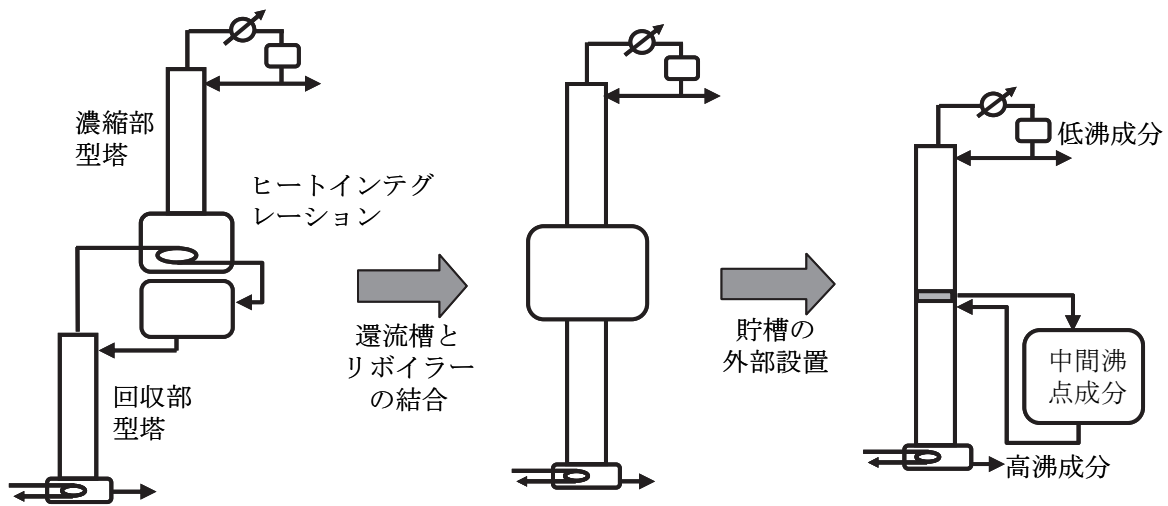


図4 バッチ蒸留におけるヒートインテグレーション（左）と
中間貯留槽を有するバッチ蒸留塔（中、右）

ンテグレーション)を行うことができます。そのような構造を、図4左図に示します。

仮に、図3の回収部型塔と濃縮部型塔の各リボイラーでの必要加熱量が等しい場合、図4左図の構造を採用することで、図3の操作をする場合の約半分の熱量で分離が可能です。

図3の操作では、濃縮部型塔で低沸不純物を除去された液は、回収部型塔の還流槽に送られます。そうであるなら、回収部型塔の還流槽と濃縮部型塔のリボイラーをまとめて1つにしてしまったらどうでしょう。回収部型塔の塔頂蒸気を濃縮部型塔のリボイラーに直接吹き込むわけです。このようにすれば、回収部型塔の圧力を高くしなくても、その蒸気の持つ潜熱を有効に利用できます。このような考え方から生まれた塔が、図4中図に示す中間貯留槽を有するバッチ蒸留塔です。

現実には、塔中央部に大きな液槽を設置することは構造上困難な場合も多いでしょう。また圧損の観点からも不利です。よって、図4右図のように、外部に中間貯留槽を設置し、液を循環させる構造が現実的です。この構造の塔では、大部分の原料を中間貯留槽に供給し、塔頂と塔底から不純物を同時に抜き出すことにより、中間貯留槽に目的物質を濃縮します。この塔は濃縮部型塔と回収部型塔がヒートインテグレーション

ョンされた構造に近く、消費エネルギーという観点からも優れた構造です。3成分を同時に分離するという点では、サイドカットを有する連続蒸留塔と図4中図の構造は似ています。ただし、操作は全く異なります。連続蒸留塔ではサイドカットからは高純度の製品を抜き出すことはできませんが、図4に示す構造では、中間沸点成分も高純度に濃縮できます。

3-2 多重効用バッチ蒸留システムへ

これまでは、少量の低沸、高沸不純物の除去を話題としてきましたが、図4に示す中間貯留槽を有するバッチ蒸留塔は、一般の3成分系の分離に利用可能です。図4に示す構造は、塔頂、塔底から低沸、高沸成分を抜き出す構造ですが、それらを抜き出さず、還流槽やリボイラー内で濃縮する構造も考えられます。3成分系の分離の場合、抜き出しの有無を考慮すると、図5に示す6つの構造を考えることができます。図中の矢印はその成分を抜き出すことを、また塔中に記号を示したものは、その成分を貯留槽中で濃縮することを示します。簡略化して示していますが、図の意味は理解頂けると幸いです。例えば、図5(a)の構造は、塔頂から低沸製品、中間沸点製品の順に抜き出し、高沸製品をリボイラーに濃縮する構造を意味します。これは、通常のパッチ

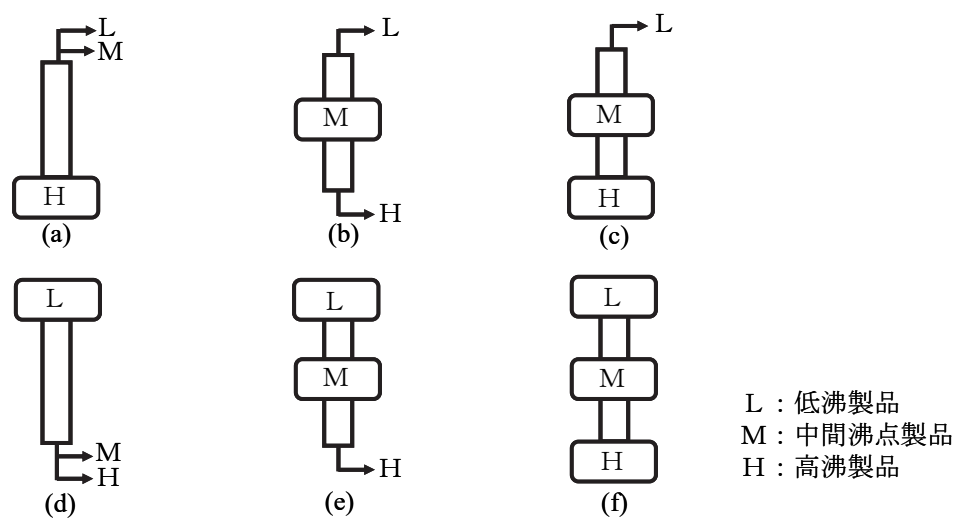


図5 3成分分離バッチ蒸留塔の構造

蒸留塔です。これらの構造に対して、種々の分離条件における分離に必要なエネルギーを比較してみました。その結果、多くの分離条件で、図 5(c)あるいは(f)の構造が最適であるという結果が得られました¹⁾。(d)の構造は回収部型塔ですので前に述べたように分離性能は良くありません。また、(b)、(e)の構造はヒートインテグレーションされた構造ですが、内部に回収部型塔を含むため他より性能が悪くなりました。(c)と(f)の構造は、多くの分離条件でほぼ等しい性能を示したことから、これ以後は(f)の構造を中心にお話しします。

図 5(f)の構造は、塔部に複数の中間貯留槽を付加することにより、4成分系以上の分離を同時に行うこともできます。しかしながら、現実の塔として中間貯留槽の数を増やせば塔も高くなります。そこで、中間貯留槽の箇所を塔を分割することを考えました。そのようにして得られた構造が、図 6 に示す多重効用バッチ蒸留システム (Multi-Effect Batch Distillation system、以下 MEBAD と略す)です。図 6 の構造は複雑そうに見えますが、バッチ蒸留塔を複数塔並べただけです。違いは、第 1 塔のみがリボイラーを持ち、最終塔のみが凝縮器と還流槽を持つことです。

このシステムでは、4成分を次の手順で分離できます。まず、全ての製品槽に原料を供給し、リボイラーで炊き上げを開始します。蒸気は第 1、2、3 塔を経由して、凝縮器で凝縮されます。凝縮された液は、第 3、2、1 塔を経由してリボイラーに戻されます。このように、全還流運転することにより、 i 番目の高沸成分は第 i 槽で徐々に濃縮され、全ての槽が製品スペックを充足した時点で蒸留終了です。図 6 に示したプロセスで、A,B,C,D の 4 成分等モル混合物を分離した際の第 1 槽、第 2 槽の組成の時間変化を図 7 に示します。各槽のホールドアップを適切に設定することで、高純度の製品に分離できることがわかります。京都大学内に設置されたパイロットプラントの写真を図 8 に載せます。このシステムでは組成計測用に、近赤外分析装置も設置されています。

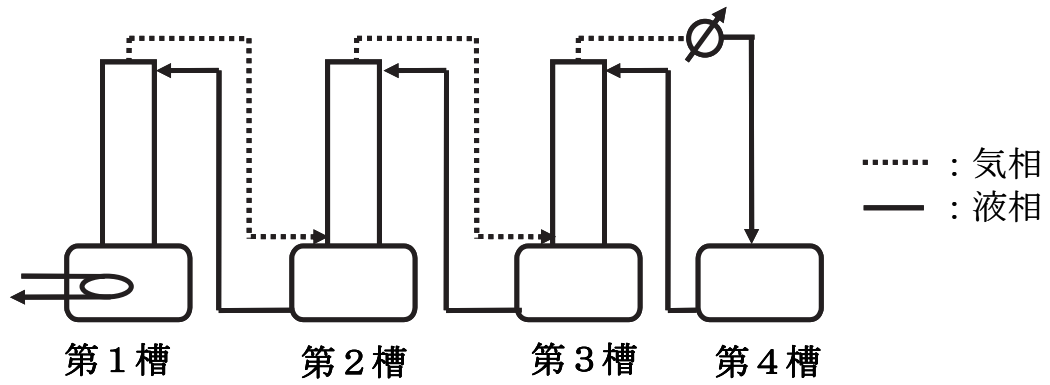


図6 多重効用型バッチ蒸留プロセス

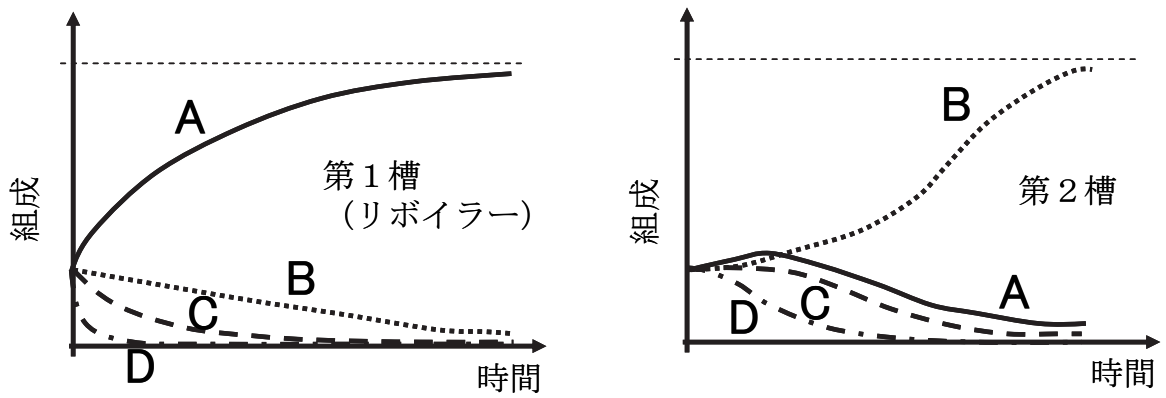


図7 MEBADによる4成分系 (A/B/C/D) の分離

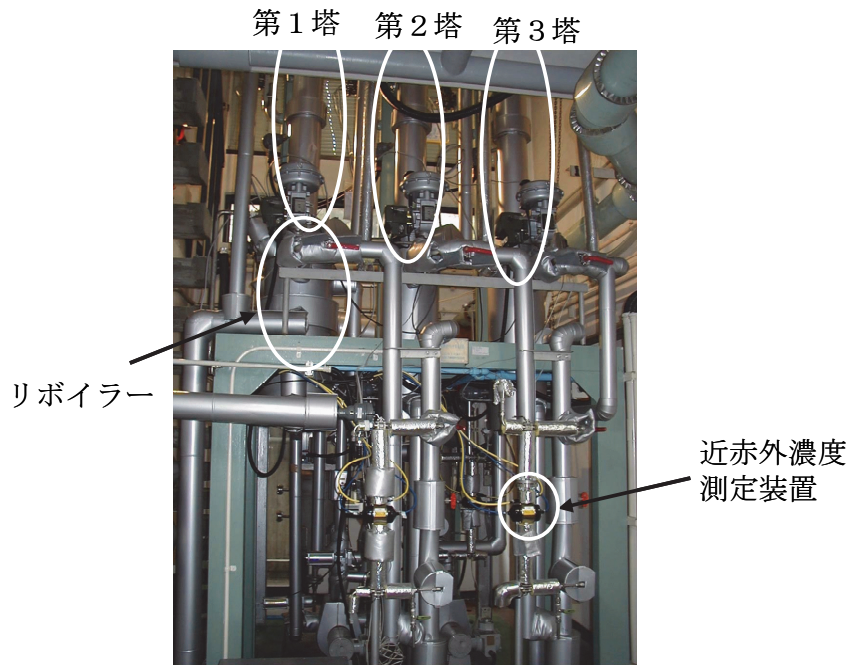


図8 MEBAD 実験プラント

3-3 多重効用バッチ蒸留システムの性能

図6に示すMEBADでは、塔頂蒸気は次の塔に直接フィードされるため、リボイラーへ供給した熱は3塔で3回にわたって繰り返し利用されます。そのため、「多重効用」という用語を用いました。また、複数の製品タンクで同時に製品を分離できるので、逐次製品を分離する従来のバッチ蒸留塔（濃縮部型塔）に比べ、蒸留時間の短縮が可能です。以上の特徴から、MEBADは低エネルギー消費型のバッチ蒸留プロセスとして期待されています。

図9は、表1の条件下で、連続蒸留システムとMEBADの分離性能を比較したシミュレーション結果です²⁾。分離性能としては、単位消費エネルギーあたりの生産量を用いました。成分数が増すにつれ、連続蒸留（ここでは、低沸製品から順に抜き出すダイレクトシーケンスを用いました）では性能が低下しますが、MEBADでは効用数が増えることにより性能が向上しています。そして、表1の設定では6成分系において、ヒートインテグレーションを行っていない連続蒸留の最少還流比での消費エネルギー以下のエネルギーで分離が達成できています。

MEBADでは、従来のバッチ蒸留塔と異なり、分離操作中製品を装置より抜き出しません。よって、原料の組成と量および各製品のスペックが指定され、塔内各段のホールドアップを無視小と仮定できれば、各製品槽の最終ホールドアップは物質収支により予め計算できます。本プロセスの最も簡単な操作法は、蒸留中各製品槽のホール

表1 シミュレーションデータ

製品数 (N)	: 2 ~ 6
各成分原料濃度	: 1 / N
相対揮発度 (α_{i+1} / α_i)	: 2.0
製品スペック	: 0.99 (主成分)
フィード量	: MEBAD 50kmol 連続蒸留 5.0kmol/h
炊き上げ蒸気量	: MEBAD 2.5kmol/h 連続蒸留 スペックを満たすよう計算

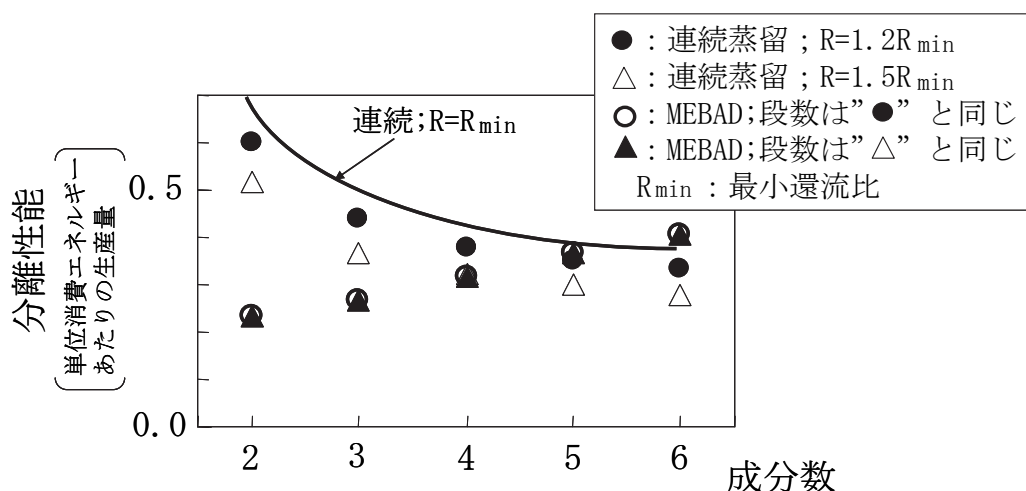


図9 MEBAD と連続蒸留の分離性能

ドアップを物質収支より決まる値に維持し続ける方法です。図9は、このような操作法を用いた際の結果です。しかし、必ずしもホールドアップを一定とする操作が最適とは限りません。そこで、次章では、バッチ蒸留プロセスの動的最適運転について説明します。

4. バッチ蒸留プロセスの動的最適運転

4-1 動的最適化

バッチ蒸留プロセスの状態変化は、代数方程式系を制約条件とする連立微分方程式により表されます。このような系の最適化法としては、状態量や操作量などの変数を、時間の連続関数として最適化する方法と、それらの変数の挙動を複数の離散点での値を与えることによって定まる関数によって近似し、最適制御問題を代数方程式に対する多変数最適化問題に変換する方法があります。近年、計算機の進歩と動的最適化手法の改良により、現実規模の問題に対しても動的な最適化が可能になってきています。ここでは、最適化の理論についての説明は避け、バッチ蒸留プロセスに動的な最適化を適用した結果のみを説明しましょう。

4-2 全還流型塔の動的最適操作

動的最適化の効果を、相対揮発度 3.0 の等モル 2 成分原料を、共に 99 mol%まで最短時間で濃縮する問題を例に説明します。対象は 10 段の全還流型蒸留塔で、最適化変数は各時刻でのリボイラーのホールドアップです。また、最適化の目的関数は、スペックを満たす製品が得られるまでの時間です。炊きあげ蒸気量を一定として最適化していますので、この時間は単位量の製品を得るのに必要なエネルギーに比例しています。図 10 に最適化の結果を示します。比較のため、ホールドアップを時間の関数として最適化した結果（最適操作と呼ぶ）に加え、ホールドアップは運転中一定とし、初期ホールドアップのみを最適化した結果（一定操作と呼ぶ）を合わせて示します。

全還流型塔では、リボイラーホールドアップを時間の関数として最適に操作する（実際には、還流量を時間の関数として操作する）ことにより、還流槽の組成変化パターンは一定操作の場合と大きく変わり、短時間で分離が終了しています。そして、図 10 左上図に示すように始めにリボイラーに可能な限り多くの原料を供給し、リボイラー

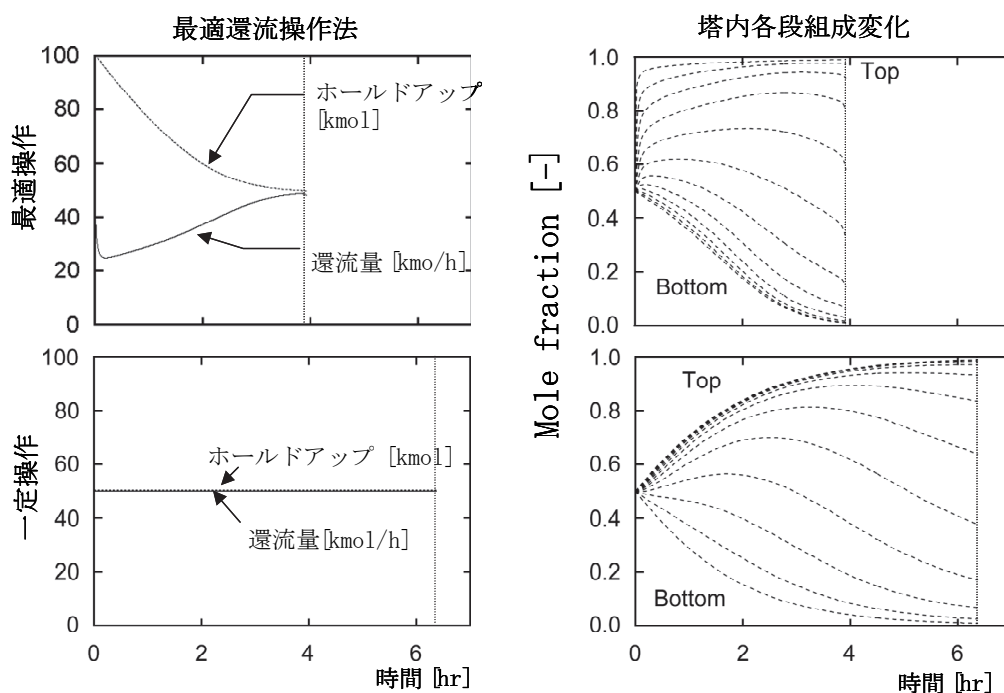


図 10 全還流塔の最適操作結果

のホールドアップを徐々に減少させる操作が最適となりました。このような操作を行うことにより、処理時間は一定操作に比べ62%で済み、大きな性能向上が見られました。

よく考えてみると、最初にリボイラーに原料を仕込み、そのホールドアップを徐々に少なくするという操作は、濃縮部型塔（通常のバッチ蒸留塔）のリボイラーホールドアップの挙動と同じです。ここでも、図1に示す気液平衡関係の非対称性が影響しています。よって、低沸成分の濃度の高い領域で(y-x)の値が大きいような気液平衡関係をもつ系では、初めに還流槽にほとんどの液を仕込み、そのホールドアップを徐々に減らす操作（回収部型塔と類似の操作）が最適となります。

4-3 MEBADの動的最適操作

全還流型塔において動的な最適操作が有効であったように、MEBADにおいても各槽のホールドアップを動的に変化させることにより、分離性能を向上させることができます。低沸、中間沸点、高沸成分が、0.3/0.4/0.3の割合の原料を、MEBADで分離した際のシミュレーション結果を表2に示します³⁾。3成分の相対揮発度は、9.0/3.0/1.0としました。表2には、5種類の異なる製品スペックに対する、分離性能を示しました。ここで、表中の数値は、

$$CAP = (\text{総製品量}) / (\text{蒸留時間} \times \text{炊きあげ蒸気量})$$

で表されるCAPの値です。

表2 MEBADの分離性能（3成分系）

	製品スペック (低沸/中間/高沸)	MEBAD (各塔8段)		通常の 濃縮部型塔	連続蒸留塔	
		一定操作	最適操作		10段x2塔	最小還流比の1.3倍の塔
Case 1	0.95/0.95/0.95	0.50	0.67	0.31	0.46	0.67 (14,14)*
Case 2	0.90/0.90/0.90	0.66	0.83	0.49	0.68	0.74 (12,12)
Case 3	0.90/0.95/0.95	0.52	0.69	0.43	0.52	0.70 (13,15)
Case 4	0.95/0.90/0.95	0.62	0.73	0.44	0.58	0.69 (13,12)
Case 5	0.95/0.95/0.90	0.52	0.72	0.44	0.48	0.68 (14,14)
平均 (濃縮部型塔 = 1)		1.35	1.75	1	1.30	1.68

* (a, b) : 最小還流比の1.3倍となる各塔段数

表 2 中の CAP の値は、大きいほど分離性能がよいことを示しています。表には、16 段からなる濃縮部型塔の CAP の値も示してあります。この数値より、MEBAD の分離性能がよいこと、特にホールドアップを動的に変化させることにより分離性能が向上することがわかります。表 2 中には、さらに連続蒸留塔の分離性能の値も示しておきました。連続蒸留では、CAP を

$$\text{CAP} = (\text{2 塔での製品抜き出し流量の和}) / (\text{2 塔の炊きあげ蒸気量の和})$$

で定義することにより、バッチ蒸留と同じ基準で評価可能です。この表より、最適に操作した MEBAD は、同一程度の段数の連続蒸留塔よりもかなり分離性能がよいこと、また最小還流比の 1.3 倍の還流比となるように塔段数を増やした蒸留塔と比べても見劣りしないことが読み取れます。

表 2 の Case 1 の場合について、動的な最適操作での各槽のホールドアップの変化を図 11 に示します。還流槽については、ホールドアップを徐々に増やすという 2 成分系に対する全還流型塔の挙動と同様になりました。中間槽については、一度減らして増やすというおもしろい挙動となっています。

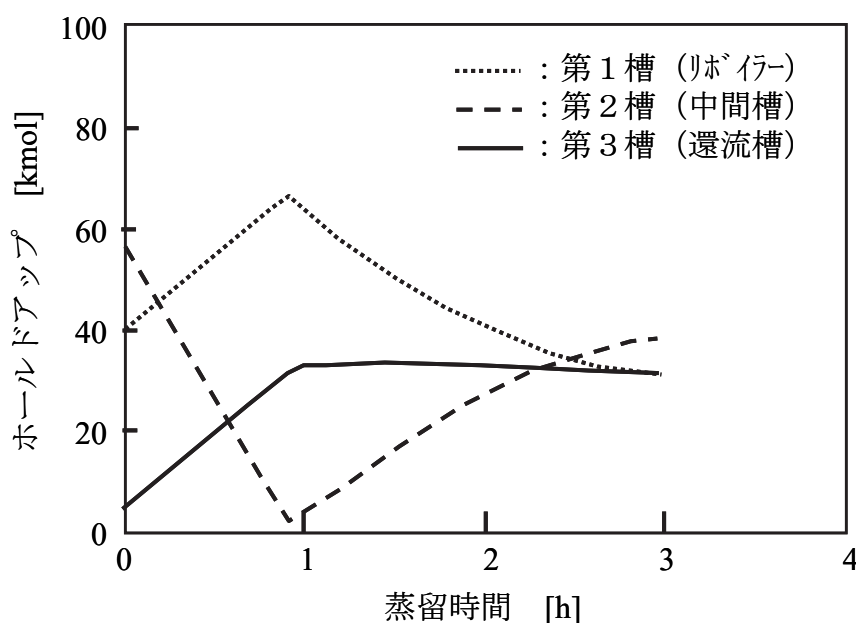


図 11 ホールドアップの最適挙動 (Case 1)

5. 操作の簡略化

5-1 温度制御による制御系の簡易化

前章で説明した手法は、最適操作という観点からは優れていますが、様々な計測制御機器と複雑な最適化計算が必要です。各槽のホールドアップを厳密に最適なプロファイルにあわせる必要はありませんが、少なくとも時間とともに設定値を変更する必要があります。従って、動的な最適操作は、計測・制御機器が整備された、処理量が多い最適化の効果が大きい対象にふさわしい操作手法です。

全還流型の蒸留塔やMEBADを利用した場合、最終的に各槽に貯留される製品の沸点は、予めわかります。最終状態での各塔の塔頂、塔底の温度がわかれば、その塔の中央段では最終的にその塔の塔頂と塔底温度の中間の温度をとるべきです。全還流型塔に対して、中間段の温度を制御する場合の制御構造を、**図 12** 右図に示します。この構造では、塔中央段の温度が設定値に近づくよう還流量を調節することにより、**図 12** 左図のように塔内組成が変化します。各槽の液レベルは制御する必要がありません。MEBADにも同じような構造の制御系を適用できます⁴⁾。この方法は、温度制御のみを用いていますから、制御系としてもかなり単純なものとなります。ただし、各槽の

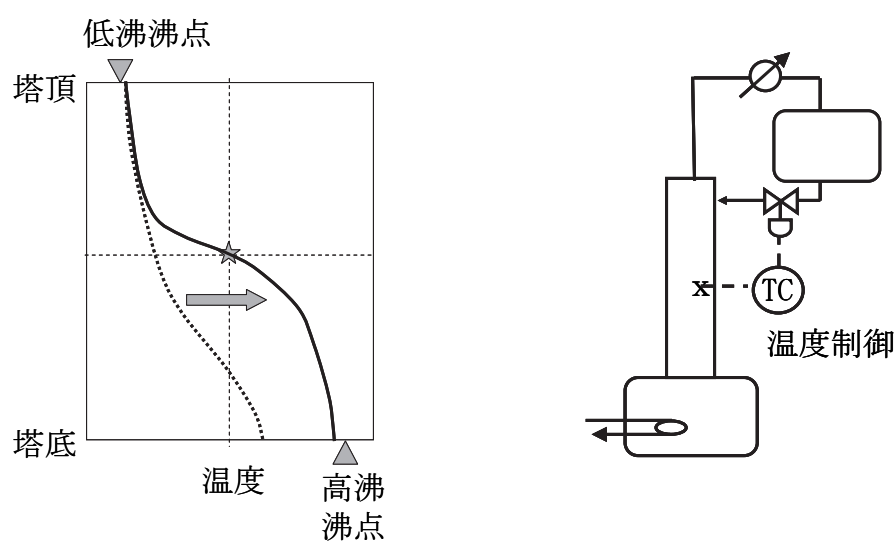


図 12 中間段温度制御

組成を制御しているわけではないので、製品スペックが厳しい場合、スペックを満たす製品が得られる保証はありません。

5-2 制御不要構造

MEBAD では、原料の量と組成が与えられれば、得られる最終製品の量はほぼ定まります。この特徴を利用すると、制御系を全く必要としない多重効用バッチ蒸留システムを考えることができます。そのようなシステムの概略図を図 13 左図に示します。このシステムでは、重力による液の流れを利用しているため、中間貯留槽を有する構造を採用しています。リボイラーで蒸発した蒸気は、塔内から抜き出されることなく塔頂に達し、コンデンサーで凝縮されます。凝縮された液は還流として、塔に戻されます。塔内各セクションを流下した液は全て中間貯留槽に流れ込み、再度直下のセクションの最上段に戻されます。

図 13 右図は、レベル制御系を設置することなく、液レベルを一定に保つことができる中間貯留槽および還流槽の構造の一例を示したものです⁵⁾。液は図中の中空管からオーバーフローして直下のセクションに戻されます。前もって管の高さを各槽のホールドアップ設定値に合わせておくことにより、制御する必要がありません。

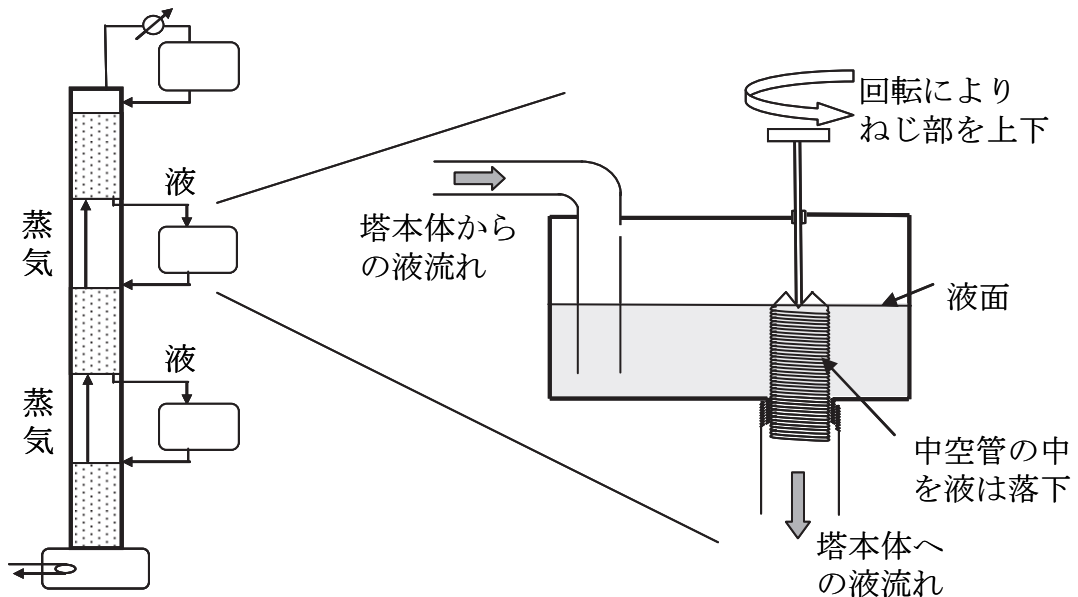


図 13 制御不要 MEBAD (左) と貯留槽の構造(右)

このプロセスは以下の手順で運転できます。

- 1) 処理量とその組成から、各槽ホールドアップを計算し、その値を各貯留槽にセットする。
- 2) 塔頂より原料を各槽に供給する。
- 3) リボイラーの加熱とコンデンサーの凝縮を開始する。
- 4) 各槽の組成が、スペックを満たせば、炊き上げ、冷却を終了し、製品を抜きだす。

図 13 に示した構造では、塔内各セクション中の残留液は、蒸留終了時に直下の貯留槽に流下します。高純度の製品を得たい場合は、貯留槽への抜き出しラインにバルブを設置し、塔内残留液を別途回収するような構造も必要でしょう。また、図 14 に示すように、各部をモジュール化することにより、様々な分離要求（成分数、純度）に対応することができると考えています。

本節で説明した装置構造と操作法は、エネルギー消費の観点からは最適とは言えませんが、「多重効用」の蒸留塔であることから、通常のバッチ蒸留塔に比べればかなりの省エネルギーになっています。ポンプ等の動力源や複雑な制御系を必要とせず、ほぼ純粋な成分に分離できることから、様々な分野への応用が期待できます。また、分

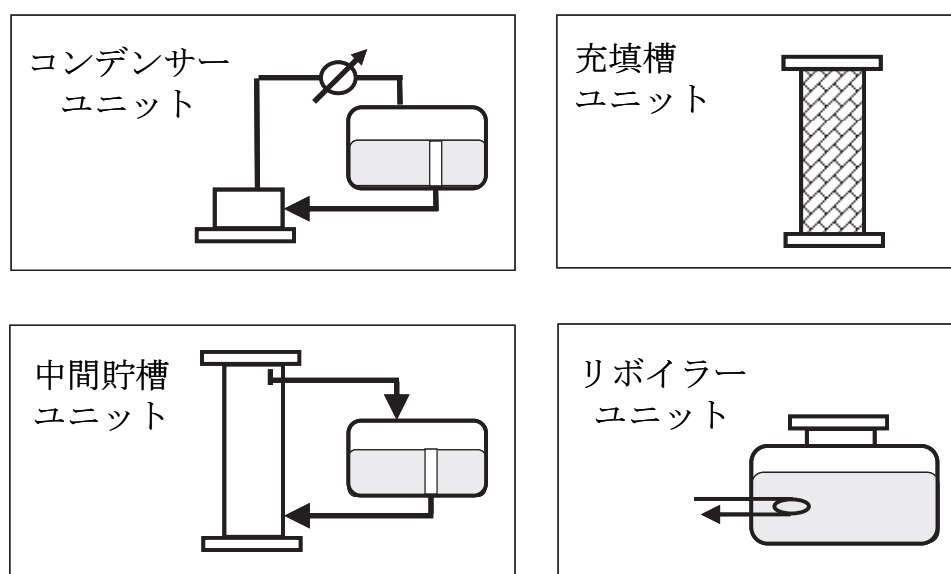


図 14 モジュール化

離の途中で加熱を停止しても、その時点までに濃縮された製品が各槽に保持可能ですから間欠的な熱の利用にも適しています。加熱に適した熱が再度利用可能になった時点で、それ以降の処理を継続すればよいわけです。これは、バッチプロセスのヒートインテグレーションという観点から望ましい特性であり、発熱反応を伴うバッチ式反応器の熱の有効利用などが今後考えられると思います。

5-3 不確定性への対処

前節では、原料の投入量とその組成が既知という条件で、制御系を必要としないプロセス構造を示してきました。1バッチあたりの投入量あるいは原料の組成が正確にわからない場合、各槽のホールドアップを一定に保持しても望みの組成の製品が得られるとは限りません。ここでは、中間貯槽の数に余裕がある場合、それらの槽を不確定性に対するバックアップに使えることを説明します。

例えば、低沸および高沸不純物をそれぞれ5%含む原料から中間沸点成分を濃縮する問題を考えてみましょう。この場合、**図15**の装置を用い、還流槽と中間貯留槽の

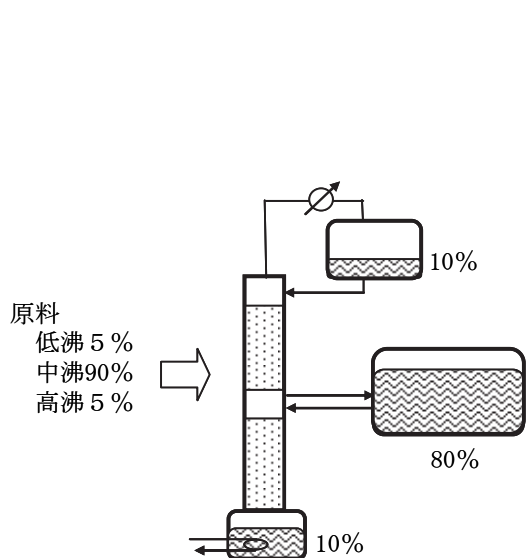


図15 中間貯槽を利用した不確定性のバックアップ(1)

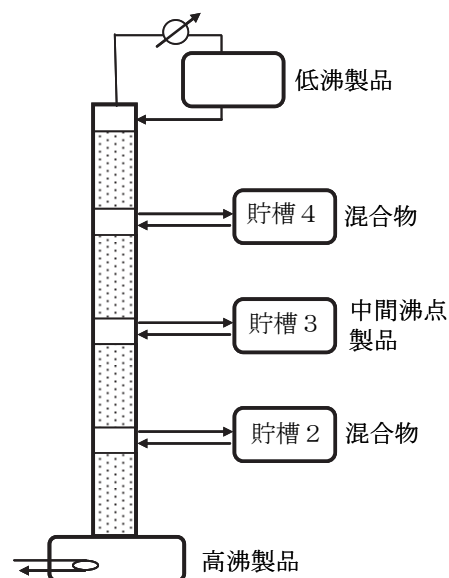


図16 中間貯槽を利用した不確定性のバックアップ(2)

ホールドアップをそれぞれフィード量の 10%、80%に設定すれば、中間貯槽にはほぼ純粋な中間沸点成分を得ることができます。原料中の低沸不純物の濃度が 7%に変化しても、この結果は変わりません。このように、スペックを定めない槽のホールドアップを多く取ることにより、原料組成の不確定性をカバーすることができます。

逆に、等モルの 2 成分系を図 15 の装置で分離する場合、中間貯槽に全体の 20%のホールドアップをとることにより、原料中の低沸成分の組成が 40~60%の範囲で変化しても、塔頂、塔底の各製品槽ではほぼ純粋な低沸、高沸製品を得ることができます。

3 成分系の分離においても、図 16 に示す装置を用い、中間貯槽 2，4 にある程度の貯留量をとることにより、還流槽、貯槽 3、リボイラーに、低沸、中間沸点、高沸製品を高純度で濃縮できます。製品とならなかった、貯槽 2，4 の物質は、次バッチに混ぜれば無駄になりません。

6. おわりに

新しい省エネルギー型バッチ蒸留プロセスとして多重効用バッチ蒸留システム (MEBAD) を紹介しました。MEBAD は従来型のバッチ蒸留プロセスに比べ省エネルギー性に優れるとともに、従来型のバッチ蒸留塔に比べ簡易な操作で分離できるという特徴を持っています。すなわち、蒸留中、各製品槽ホールドアップを物質収支から求まる値で一定に維持するだけで、多成分の同時分離が可能です。今後、省エネルギー性のみならず、操作の容易さの観点からも MEBAD が実用化されることを期待しています。

各貯留槽のホールドアップを動的に変化させることにより、ホールドアップを一定にした場合と比べ大きな省エネルギー効果が得られます。計算機と最適化手法の進歩により、大規模な動的最適化問題も容易に解けるようになってきました。静的な省エネルギーに関する検討は、各企業において熱心に進められておりますが、更なる省エ

エネルギー化を目指す場合、MEBADに限らず操作の動的な最適化を検討すべき時期に来ているのではないのでしょうか。

謝 辞

本報は、京都大学において学位を取られた、黒岡武俊先生（現、富山大学准教授）と野田賢先生（現、奈良先端科学技術大学院大学准教授）の研究に基づいています。両先生に謝意を表します。

参考文献

- 1) 長谷部、黒岡、東前、橋本: "バッチ蒸留塔の最適構造", 化学工学論文集, **22**, pp.1351-1358 (1996)
- 2) Kurooka, T., H. Nishitani, S. Hasebe and I. Hashimoto: "Energy Conservation by Multi-Effect Batch Distillation System", *J. of Chem. Eng. Japan*, **34**, pp. 1141-1146 (2001)
- 3) Hasebe, S., M. Noda and I. Hashimoto: "Optimal operation policy for total reflux and multi-effect batch distillation systems", *Computers and Chemical Engineering*, **23**, pp.523-532 (1999)
- 4) Skogestad, S., B. Wittgens, R. Litto, & E. Sorensen: "Multivessel Batch Distillation, *AIChE Journal*, **43**, 971-97 (1997).
- 5) 長谷部、橋本、野田: 多成分系混合液の蒸留による分離装置、特許第 3430255 号