

スーパーストラクチャを用いたプロセス合成

 長谷部 伸治*¹

Process Synthesis using Superstructures

 Shinji HASEBE*¹

Abstract– Process synthesis is one of the dominant research areas in chemical engineering. However, the development of general synthesis method is very difficult because the problems are usually formulated as complex combinatorial programming problems. One of the promising methods is to use a superstructure that includes all of the candidate structures in it for modelling. In this paper, two process synthesis problems of distillation processes are modeled by using superstructures. These problems are finally formulated as LP and/or MILP problems, and solved by a commercial solver. The results of these two problems show that there is high possibility to create new process structures that are difficult to imagine by human experience.

Keywords– process synthesis, distillation process, superstructure, energy conservation, combinatorial optimization, linear programming

1. はじめに

各人が専門としている分野により、「デザイン」という言葉は様々な意味を持つ。化学工学を専門としている筆者にとって、デザインと聞いてまず頭に浮かぶのは、化学プラントを建設するための「プロセス設計」である。化学プラントの設計は、概念設計、基本設計、詳細設計という手順を踏む。このなかで、概念設計の最初に行われるのが、所与の原料と製品仕様から使用する装置の種類とその結合関係（プロセス構造と呼ぶ）を求めることである。この段階は、プロセス合成（Process synthesis）と呼ばれるが、現実のプロセス合成問題は、対象とする範囲（システムバウンダリ）、前提条件、目的関数の設定が難しく、数値計画問題として定式化すること自体が困難な場合が少なくない。また定式化された場合も、連続変数に関する最適化問題を内部に含んだ組合せ最適化問題となる場合が多い。よって、計算機が進歩した現在においても、現実的な計算時間で実問題を解くシステムティックな解法がなく、アートの世界と言われている。

この様な理由により、プロセス合成はこれまで比較的限定された対象に対して研究が進められてきており、様々な問題に統一的に適用可能な手法は開発されてい

ない。本報告では、検討すべき全ての構造をその部分構造として含んだ構造（スーパーストラクチャと呼ぶ）を考え、その構造をもとにプロセス合成問題を（混合整数）線形計画問題として定式化し、解を求める方法を説明し、その適用例を紹介する。

2. スーパーストラクチャ

Fig. 1 は、石油化学プロセスにおけるナフサ分解炉を出た混合ガスの分離方法の一例を簡略化して示したものである [1]。ナフサ分解炉を出たガスは、沸点の違いを利用した分離装置である蒸留塔を用いて、順々に分離される。この例では、原料は最終的に7つの製品流れに分離されている。蒸留塔では、塔底で熱を加えて液を蒸気にし（Fig. 1 中の赤丸）、塔頂で蒸気を凝縮して液にして（青丸）塔に戻していることから、典型的なエネ

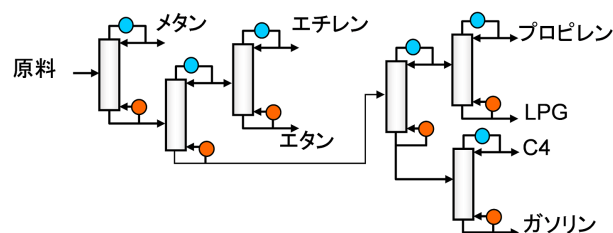


Fig. 1: エチレンプラントの分離シーケンス

*¹ 京都大学工学研究科化学工学専攻 京都市西京区京都大学桂

*¹ Department of Chemical Engineering, Kyoto University, Katsura Campus, Nishikyo-ku, Kyoto, 615-8510

Received: 18 January 2016, Revised: 17 February 2016, Accepted: 23 February 2016.

ルギー多消費装置であり、そのエネルギー消費は石油精製、石油化学プロセスの消費エネルギーの半分を占めている [2]. よって、数%の省エネルギーであっても、我が国のエネルギー消費削減に大きく寄与する。

では、なぜ Fig. 1 に示す経路で製品に分離されているのであろうか。Fig. 1 では最終的に7製品に分離されているが、4製品に分離しようとしたときであっても、通常の1入力2出力の蒸留塔を用いると、Fig. 2 に示すような5通りの構造が考えられる。この5通りの各構造について建設コストや運転コストを考慮した最適設計問題を解き、その中から最も評価の良い構造を選べば、最適な構造が得られる [3]. しかしながら、製品数や利用可能な装置の種類が増えたとき、その全ての組合せに対して最適化し、それを比較することは多大な労力が必要となる。

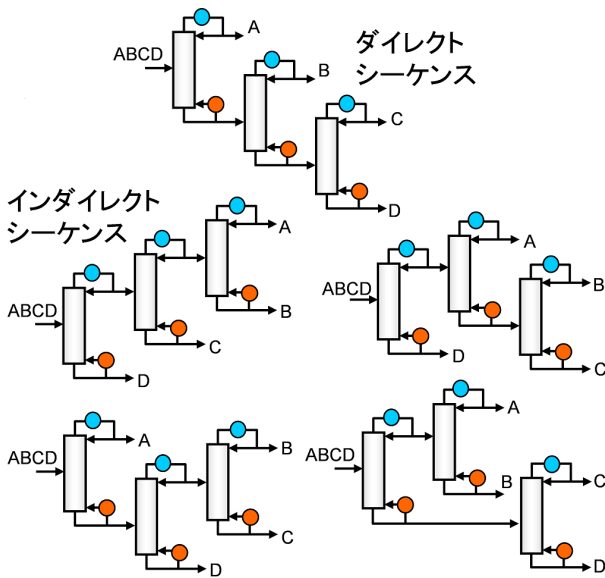


Fig. 2: 通常蒸留塔を用いた4製品の分離構造

上述した問題を1つの組合せ最適化問題として定式化するには、まず考え得る全ての構造が解に含まれるようにプロセス合成問題を定式化しなければならない。この定式化を見通しの良いものにするために、検討すべき全ての構造を部分構造として含むスーパーストラクチャが用いられる [4]. Fig. 3 は、通常の蒸留塔を用いた4製品分離のスーパーストラクチャ例である。四角は蒸留塔を表し、四角中のA/BCは、A, B, Cの混合物を、AとBCに分離することを意味している。楕円は原料および製品である。塔を結んでいる線のいくつかを消すことにより、Fig. 2の全ての構造が得られることに注意されたい。

原料の流量と組成、および製品組成が与えられ、各製品は1つの装置からのみ得られると仮定すると、Fig. 3

の各装置の入出力組成は、物質収支より一意に定まる。よって、標準的な処理量を仮定すれば、Fig. 3中の各装置について、単位量の原料を分離する際の最適な設計条件（段数、フィード段）や運転条件（Fig. 2で赤丸で示したりボイラでの加熱量、青丸で示したコンデンサーでの除熱量）を、プロセス構造の最適化を行う前に個々に求めることができる。この最適化に関しては、一般にプロセスシミュレータが利用され、厳密な気液平衡関係や熱収支などを考慮して最適な条件が導出される。

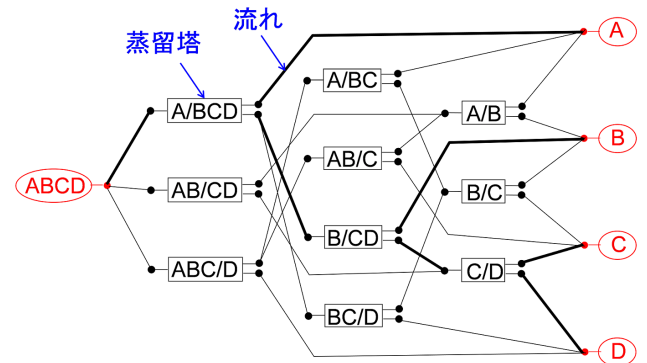


Fig. 3: 4製品への分離を表すスーパーストラクチャ

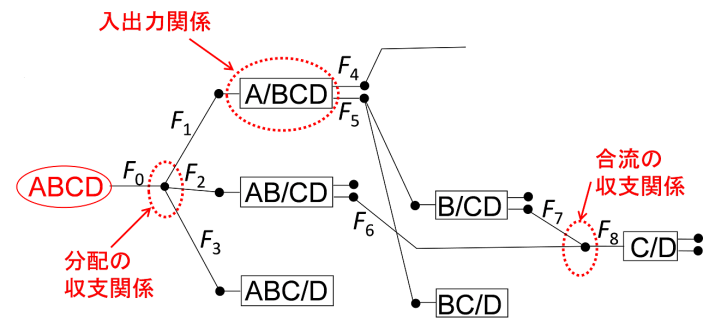


Fig. 4: 物質収支

このように、各装置についての情報をあらかじめ準備できれば、プロセス全体の物質収支は、Fig. 3の流れの分岐点、合流点、および各装置において、線形式で表すことができる。例えば、Fig. 4で点線の丸で囲んだ3箇所での物質収支は、以下の様に表せる。

$$F_0 = F_1 + F_2 + F_3 \quad (1)$$

$$F_4 = a_1 F_1 \quad (2)$$

$$F_5 = (1 - a_1) F_1 \quad (3)$$

$$F_8 = F_6 + F_7 \quad (4)$$

ここで、 F_i はFig. 4中の各流れの流量である。 a_1 は、分離A/BCDを行う蒸留塔における原料に対する留出液の割合であり、事前に計算できる値である。

他の合流点、分岐点、装置に対しても、式(1)~(4)の

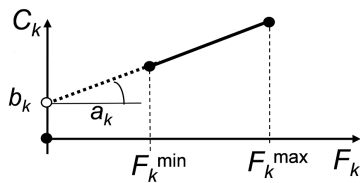


Fig. 5: 一般化された設備コスト

ような関係式を導出できる。よって、各装置の設備コストや運転コストが処理量に比例すると仮定できれば、年あたりに換算された設備コストと運転コストの和を最少にするプロセス構造を求める問題は、Fig. 3の装置間の流量を変数と見なした線形計画問題として定式化できる。

装置 k の設備コスト C_k が原料流量 F_k の非線形関数であったり、下限値を持つ場合は、区分的に線形関数で近似すれば良い。設備容量に下限値があり、かつ下限値以上で C_k を F_k の線形関数で近似できるケースを Fig. 5 に示す。

この例では、0-1 変数 δ_k を導入することにより、設備コストは式 (5) のように表すことができる。よって、この様な場合、最適合成問題は 0-1 変数を含む混合整数線形計画問題 (MILP 問題) となる。

$$C_k = a_k F_k + b_k \delta_k$$

$$F_k^{\min} \delta_k \leq F_k \leq F_k^{\max} \delta_k \quad (5)$$

これまでの説明で定式化された問題を解くことにより、最適なプロセス構造が導出できる。例えば、Fig. 3 に示すスーパーストラクチャをもとに定式化した問題を解いて得られた解において、Fig. 3 で太線で示す流路のみが値を持った (あとの流路の流量は 0) とすれば、それは Fig. 2 中のダイレクトシーケンスが最適な構造として選ばれたことを意味する。

3. 熱交換を考慮した蒸留プロセスの合成

本章では、前章で説明したプロセス合成法がどのように使われるかを、例題を用いて説明する。

3.1 複合塔

1 入力 2 出力の通常の蒸留塔を 2 塔用いて 3 成分を分離する構造は、Fig. 6 に示す 2 通りのみであるが、蒸留で 3 成分を分離する構造は、これ以外にも存在する。Fig. 7 は、塔の中間からの気液の抜き出し、流入がある構造で、複合塔と呼ばれる。赤線が蒸気、青線が液の流れを示す。(a)、(b) の構造は、リボイラーあるいはコンデンサーを 2 つの塔で共有する構造である。(c) は Petlyuk

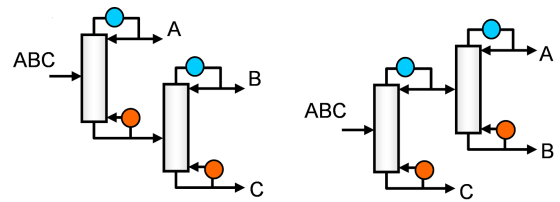


Fig. 6: ダイレクトシーケンス (左) とインダイレクトシーケンス (右)

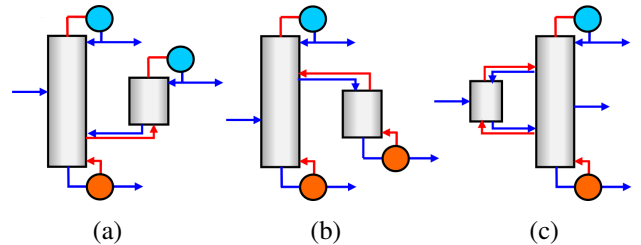


Fig. 7: 複合塔

塔と呼ばれ、第 1 塔はリボイラー、コンデンサー共に持たない。これらの構造を用いることで、設備コストや使用エネルギーが削減できることが報告されている。

3.2 熱交換

蒸留塔では、塔頂の蒸気をコンデンサーで冷却して液にし、塔底の液をリボイラーで加熱して蒸気に行っている。したがって、塔頂蒸気をその塔のリボイラーの加熱に利用できれば、大きなエネルギー削減ができるが、残念ながら塔底より塔頂の方が温度が低いことから、そのような熱交換はできない。そこで、ある塔の塔頂蒸気と別の塔の塔底液の間で熱交換を行うことになる。ただ、このような熱交換も対象とする塔の数が少ないと多くは期待できない。そこで、ある組成の原料を同じ組成の製品に分離する塔 (Fig. 3 の 1 つの四角) であっても、圧力の異なる塔を設定する。塔の操作圧力を上げれば、塔頂、塔底共に温度が上昇し、それに伴い塔頂蒸気と別の塔の塔底液の間での熱交換の可能性も増加する。

Fig. 8 左図は、3 製品分離のスーパーストラクチャを示している。このスーパーストラクチャにおいて、赤線

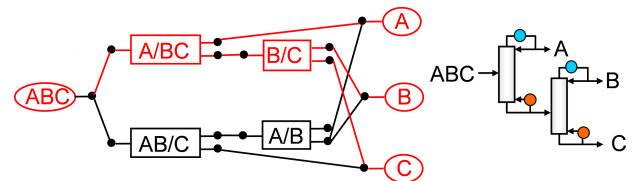


Fig. 8: 3 製品分離のスーパーストラクチャ (左) とその実現構造 (右)

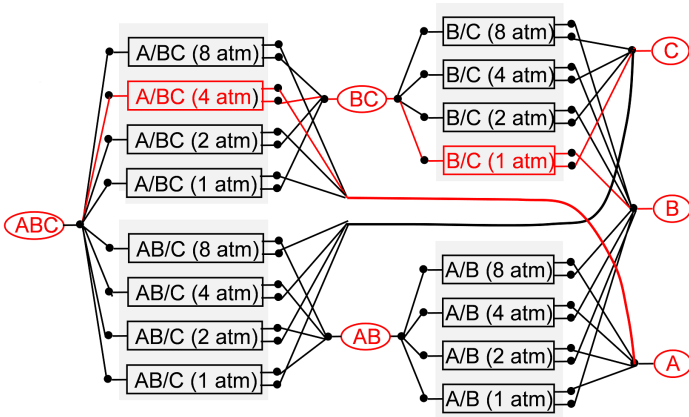


Fig. 9: 圧力を考慮した3製品分離のスーパーストラクチャ

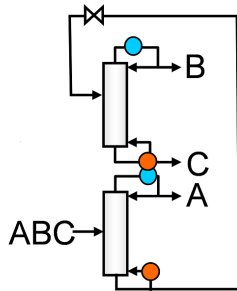


Fig. 10: 熱交換を考慮したプロセス構造

で示したような構造が選ばれたとすると、それは、Fig. 8 右図のようなプロセス構造が選ばれたことに対応している。このスーパーストラクチャに対して、各塔が4つの圧力レベルをとれる場合、スーパーストラクチャはFig. 9のように変化する。圧力に違いを考慮することにより、その候補数は非常に多くなる。なお、Fig. 9では、ポンプによる昇圧動力は無視できるとして、流れの圧力の違いは考慮せずに作図している。

Fig. 9 に示す各塔においても、最適な設計条件、運転条件はあらかじめ求める事ができる。言い換えれば、最適な段数とフィード段、および単位フィード量あたりに必要なリボイラー加熱量と加熱温度、コンデンサー除熱量と除熱温度はあらかじめ計算できる。詳細は省略するが、装置間の熱交換を考えた全体の熱収支についても、装置間の流量の線形関係式で表現できる。よって、装置間の熱交換を考慮した最適なプロセス構造についても、前章で説明した方法により、求めることができる。

例えば、Fig. 9 で赤線で示した構造が選ばれ、かつその構造において、高圧で運転される A/BC 分離の塔頂蒸気を、B/C 分離のリボイラーでの加熱に利用できる場合、熱交換を考慮したプロセス構造は、Fig. 10 の様になる。

3.3 問題設定

エタノール (A)、イソプロパノール (B)、n-プロパノール (C)、イソブタノール (D)、n-ブタノール (E) のアルコール

5成分系を分離する問題を、これまで説明した方法で解いた結果を紹介する。原料、製品組成は、Table 1 に示すとおりである。利用可能ユーティリティとそのコストを、Table 2 にまとめた。また、各塔の設備コスト $CCost$ [k¥] は式 (6) で与えられるとし、10年での定額償却を仮定する。

$$CCost = 4000D^{1.066}H^{0.82}(P + 0.8987) \quad (6)$$

ここで、 D は塔径 [m]、 H は塔高 [m]、 P は塔内圧力 [MPa] である。

対象とする塔は、1入力2出力の通常の蒸留塔以外に、Fig. 7 に示す3種類の複合塔が利用可能とした。そして、これらの塔は、1 atm、2 atm、4 atm、8 atm のいずれかの圧力で運転されるものとした。原料と製品組成が与えられていることから、中間生成物流れの組成も物質収支から Table 3 のように計算できる。

以上の情報をもとに、本問題を MILP 問題として定式化すると、変数 1784 (うち整数変数 500)、制約条件式 2271 という規模の問題となる。

Table 1: 原料および製品組成

	ABCDE	A	B	C	D	E
A	0.250	0.980	0.010	0.000	0.000	0.000
B	0.150	0.015	0.980	0.010	0.000	0.000
C	0.350	0.005	0.010	0.980	0.010	0.005
D	0.100	0.000	0.000	0.010	0.980	0.015
E	0.150	0.000	0.000	0.000	0.010	0.980
F [kmol/h]=	100.00	25.36	14.56	35.26	9.61	15.21

Table 2: ユーティリティコスト

冷却水 (25°C)	: 0.1 yen/MJ
高圧蒸気 (250°C)	: 3.0 yen/MJ
中圧蒸気 (180°C)	: 2.1 yen/MJ
低圧蒸気 (130°C)	: 1.5 yen/MJ

Table 3: 中間生成物組成

	ABC	BCD	CDE	ABCD	BCDE
A	0.333	0.002	0.000	0.295	0.002
B	0.200	0.246	0.006	0.177	0.196
C	0.463	0.586	0.578	0.412	0.467
D	0.005	0.164	0.166	0.115	0.134
E	0.000	0.002	0.250	0.001	0.201

	AB	BC	CD	DE
A	0.626	0.003	0.000	0.000
B	0.367	0.293	0.008	0.000
C	0.007	0.697	0.772	0.007
D	0.000	0.007	0.218	0.389
E	0.000	0.000	0.002	0.604

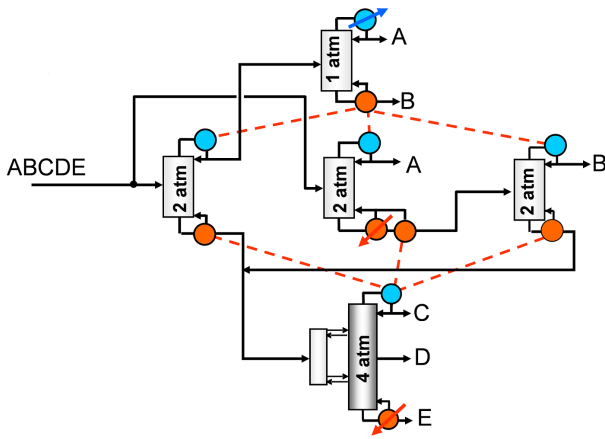


Fig. 11: 最適化の結果 [5]

3.4 最適化結果

最適合成問題を解いて得られた構造を、Fig. 11 に示す。この構造は、通常の蒸留塔4塔とPetlyuk塔からなる。Petlyuk塔を高圧（4 atm）で運転することにより、その塔頂蒸気を別の3塔の加熱に利用している（Fig. 11中の赤破線）。また、通常塔3塔を中圧（2 atm）で運転することにより、その塔頂蒸気を1気圧で運転する塔の加熱に用いている（Fig. 11中の青破線）。Petlyuk塔により3製品に分離できることから、Petlyuk塔と通常の蒸留塔2塔があれば5成分を分離できる。しかしながら、得られた構造では、原料を分割して2つの塔にフィードすることにより、プロセス流体間の熱交換量を増やし、省エネルギー化を図っている。その結果、Petlyuk塔のリボイラーへの中圧スチームと、A/BCDE分離を行う塔への低圧スチームの供給以外、他のリボイラーへの加熱は全て他の塔の塔頂蒸気でまかなっている。このような構造をとることにより、ユーティリティコストの大幅な削減が達成できる。

4. 新たな構造の導出

Fig. 11で得られたプロセスは、最低限必要な塔数以上の塔を使ったり、原料を分岐して複数の塔に供給するなど、経験のある技術者でもなかなか見いだすことが難しいプロセス構造である。しかしながら、そこで用いられている要素技術は予め設定したものであった。これまでの多くの研究は、前章で説明したように装置を単位としてプロセス合成問題を定式化している [6], [7]。当然ではあるが、装置を単位としてプロセス構造を最適化したのでは、新たな装置構造を創造することはできない。例えば、Fig. 8に示した3成分分離のスーパーストラクチャーからは、Fig. 6に示す構造は導けるが、Fig. 7に示

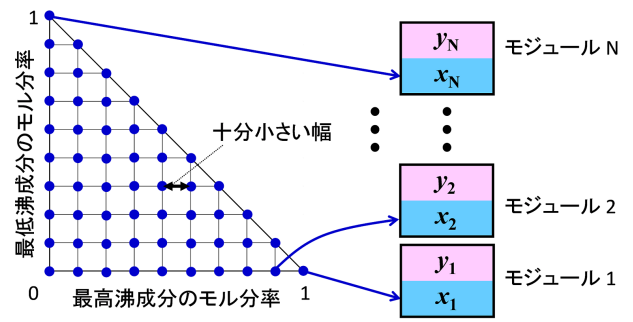


Fig. 12: 組成の離散化と分離モジュールへの割り当て

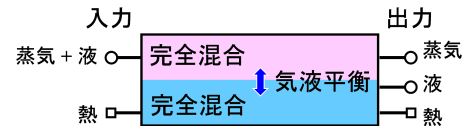


Fig. 13: 分離モジュールの入出力

すような構造は出てこない。このような点を考えると、新たな要素技術を開発するには、より小さな範囲を単位として構造最適化を行う必要がある [8]。

一般に蒸留塔は、液を保持する段が積み重なった構造を有している [9]。筆者らはこの点に着目し、蒸留塔の1つの段をプロセス合成の最小単位として、最適なプロセス構造を求める手法を開発してきた [10]。ここでは、ベンゼン、トルエン、o-キシレンの3成分を等モルで含む原料を、主成分濃度 90 mol%となる3製品に分離する問題を例として、開発した手法を説明する [11]。設計条件としては、操作圧力は 1 atm、原料流量は 300 kmol h⁻¹とした。

4.1 分離モジュール

提案手法では、考慮すべき組成の空間を離散化し、その1つ1つを蒸留塔の1段に相当する Fig. 12に示すような1つの分離モジュールに割り当てる。

Fig. 13は1つの分離モジュールを示したものである。各分離モジュールの液相、気相は均一であり、かつ液組成は Fig. 12で示した組成平面の格子点にあるとする。液組成と圧力が与えられれば、平衡状態を仮定することにより蒸気組成や気液のモルエンタルピーは一意に定まる。各モジュールに対して液組成をあらかじめ与える、という考え方でモデル化することにより、非理想系であってもプロセスシミュレータなどを用いて、蒸気組成や気液エンタルピーを前もって計算可能となる。

4.2 スーパーストラクチャーと定式化

Fig. 13に示すモジュールでは、他のモジュールからの物質入力と熱入力の端子を有し、他のモジュールへの

気液の出力，熱出力の端子を有する．各モジュールの気液の出力は自分以外の全てのモジュールの入力とでき，また製品は各モジュールの液出力から得られると仮定すると，**Fig. 14** に示すスーパストラクチャが得られる．この図では，接続関係を見やすくするために，1つのモジュールを2つに分割し，出力側を左に，入力側を右に示している．よって，同じ番号のモジュールは，同じモジュールである．また，原料および加熱用蒸気は出力のみを有するモジュールとして，製品および冷却水は入力のみを有するモジュールとして示される．蒸留塔の段に対応する全てのモジュールは，加熱，冷却が可能である．

定常状態を考えれば，各モジュールについて，以下の物質収支，熱収支式が得られる．

$$\sum_{j=0}^N (L_{ji}x_j + V_{ji}y_j) = \sum_{j=1}^{N+3} (L_{ij}x_i + V_{ij}y_i) \quad (i = 1, 2, \dots, N) \quad (7)$$

$$\sum_{j=0}^N (L_{ji}H_j + V_{ji}h_j) + Q_i = \sum_{j=1}^{N+3} (L_{ij}H_i + V_{ij}h_i) + q_i \quad (i = 1, 2, \dots, N) \quad (8)$$

ここで， y_j ， x_j はモジュール j の気液組成， V_{ij} ， L_{ij} はモジュール i からモジュール j への気液流量， h_i ， H_i はモジュール i の気液のモルエンタルピー， Q_i ， q_i はモジュール i での加熱・冷却量を示す．

式 (7)，(8) 中赤字で示した y_j ， x_j ， h_i ， H_i はあらかじめ計算された定数であることから，全ての制約式は流量に関して線形式となる．また，あらかじめ定められた原料流量を F_F ，製品 i 中の第 i 成分分率の下限値を x_i^* ($i = 1, 2, 3$) とすれば，次式が成り立たなければなら

ない．

$$\sum_{i=1}^N L_{0i} = F_F, \quad \sum_{i=1}^N V_{0i} = 0 \quad (9)$$

$$\sum_{j=1}^N L_{j,N+i}x_{ji} \geq x_i^* \sum_{j=1}^N L_{j,N+i} \quad (i = 1, 2, 3) \quad (10)$$

ここで， x_{ji} は， x_j の第 i 成分分率である．

以上，全ての関係式が気液流量の線形式で表されることから，加熱蒸気量と冷却水量から定まるユーティリティコストを最少にする構造を求める問題は，線形計画問題として定式化できることがわかる．

4.3 最適化結果

液組成刻み幅を 0.025 (希薄部分は 0.005) として，前項で示したように問題を定式化した．最適化変数の数は約 300 万であるが，線形式であることから通常の PC で十分計算できる．ソルバーとしては，IBM ILOG CPLEX[®] V12.6.1 使用した．得られた結果を **Fig. 15** に示す．図中太線は，流量が製品流量の 1/10 より大きい流れを，また細線はそれより小さい流れを示す．また，四角はある程度の流量を有するモジュールを示す．モジュール数を最適化変数に入れていないことから，非常に多くのモジュールを用いる解が選択されている．

Fig. 15 に示した解と同程度のユーティリティコストで，利用するモジュールの数が最少となる構造を求めたい．しかしながら，各モジュールが選択されるか否かを 0-1 変数を用いて表そうとすると，非常に多くの 0-1 変数が必要となる．そこで，ユーティリティコストを最小とする解から，コスト増が 1% 以内と言う制約を課し，微少な流量の流れが選ばれにくくなるような評価指標を設定し，選択されるモジュールができるだけ少ない解を求めた [11]．その結果を **Fig. 16** に示す．**Fig. 15** の解と較べ，選ばれているモジュールや流れの数が減少していることがわかる．

Fig. 16 の結果を装置構造として示すと，**Fig. 17** となる．見やすくするために微少流量流れを表示していないため，入出力の無いモジュールが表示されているが，ほぼ 8 器の蒸留塔からなる構造となっていることがわかる．注意すべき点は，加熱と除熱が図中一番右に示した部分の最下部 (赤記号) と最上部 (青記号) のみで行われていることである．よって，赤線で囲んだ部分をそれぞれ 1 つの蒸留塔と見なせば，この構造は **Fig. 7** 右の Petlyuk 塔に近い構造となっている．

あらかじめ Petlyuk 塔を仮定し，対象とした問題を解くと，装置内各段の液組成は，**Fig. 18** のようになる．この図は **Fig. 16** に非常に近いものになっており，設定した条件下では，Petlyuk 塔がエネルギー効率の高い構造であるといえる．

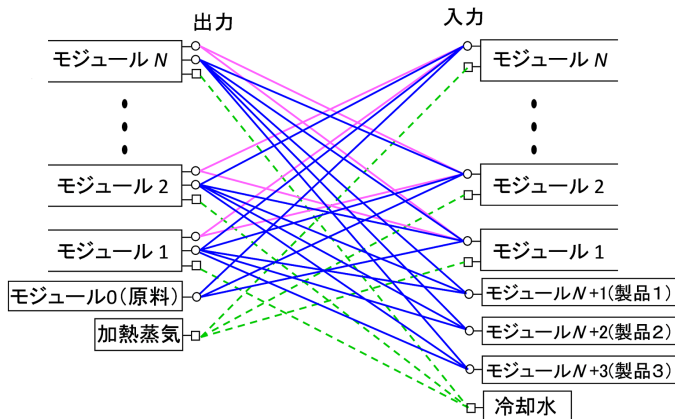


Fig. 14: 分離モジュールを要素としたスーパストラクチャ．

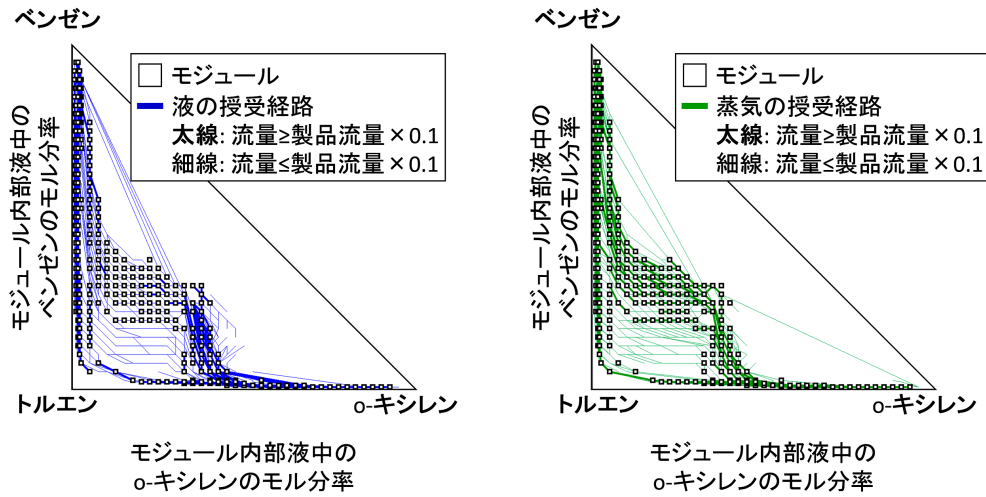


Fig. 15: 最適化の結果

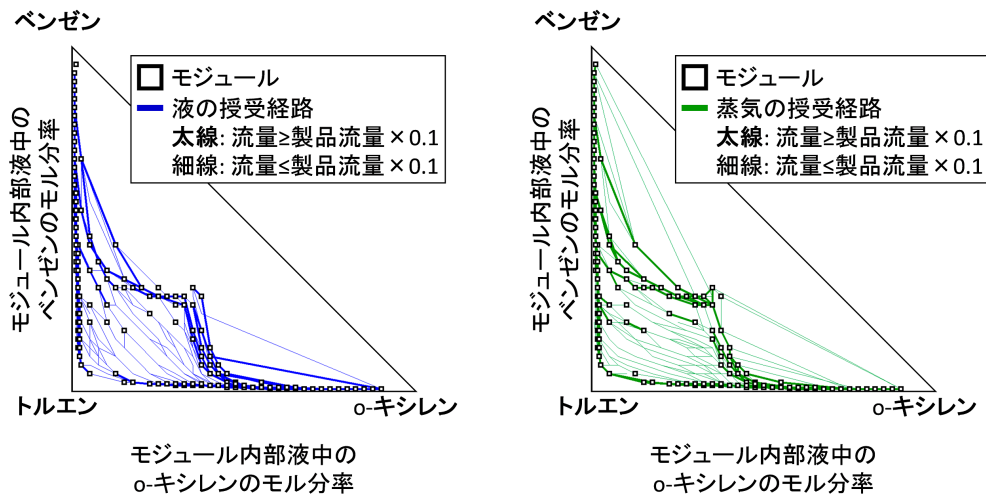


Fig. 16: 微少流量流れの削除

5. 様々なスーパーストラクチャ

スーパーストラクチャは、これまで説明したような問題以外にも様々な分野で使われている。本章では、筆者の研究室で扱ってきた2つの異なるスーパーストラクチャを用いたプロセス合成問題について、簡単に紹介する。

5.1 石油精製プロセスの構造最適化

石油は超多成分混合物であり、これまで沸点分布によりその特性が定められていた。しかしながら、石油から効率的に窒素や硫黄を除去したり、石油に含まれる高付加価値成分を選択的に取り出すためには、石油精製プロセス中の各種の処理を組成に基づいて行う必要がある。

この様な考え方のもと、石油構成成分の分析手法が開

発されている [12]。Fig. 19 は、新たに開発が期待される要素技術を含む、石油精製プロセスのスーパーストラクチャの一例である（橙色四角が今後開発が期待される要素技術）。各要素技術の特徴を考えると、図中の流れの組成をあらかじめ定める事はできない。この研究では、各流れを 321 成分のモル流量からなる流れ（石油に含まれる成分数からするとごく一部である）で近似し、また要素技術の入出力関係を線形近似した。すなわち、各要素技術 i の入力 \mathbf{x}_i と出力 \mathbf{y}_i の関係を、式 (11) で近似した。

$$\mathbf{y}_i = A_{ai}A_{bi} \cdots A_{ki} \mathbf{x}_i \quad (11)$$

ここで、 A_{ai} , A_{bi} , A_{ki} は要素技術 i を構成する基本反応・分離（脱硫、開環、アロマ分離など）の入出力関係を表す行列である。1つの流れが 321 次元のベクトルである

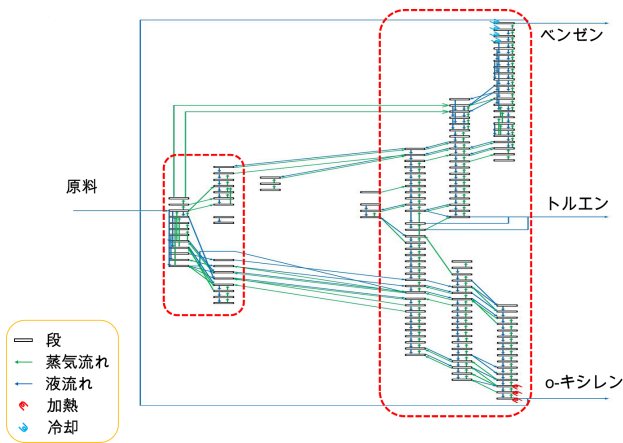


Fig. 17: 最適構造

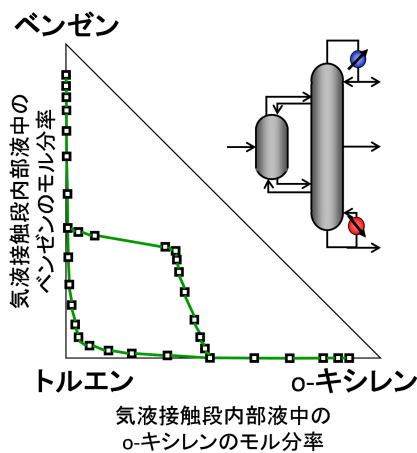


Fig. 18: Petlyuk 塔の塔内組成

ことから、スーパーストラクチャ全体の物質収支を表すのに必要な変数は非常に多くなるが、最適合成問題を MILP 問題として表すことができ、製品価格変動が最適プロセス構造に与える影響などについて検討できる [13].

5.2 バイオマスの有効利用

カーボンニュートラルの観点から、木質系バイオマスの利用が検討されているが、広く薄く分布していることと不定形であることから、その収集や運搬コストが無視できない。そのような点を考えると、どこかのバイオマスをいつ収集し、どこでどのような処理を施し、何を生産するかが問題となる。言い換えれば、設備配置問題とサプライチェーン最適化問題を同時に考慮する必要がある。この様な問題にも、スーパーストラクチャを利用できる。

Fig. 20 左は、バイオマスの発生地や設備の設置候補地におかれるスーパーストラクチャの例である。この様なスーパーストラクチャ間の輸送を考えることにより、

Fig. 20 右上のような対象地域全体のスーパーストラクチャを構築できる。さらにバイオマスの特徴である季節性を考慮することにより、多期間スーパーストラクチャ (Fig. 20 右下) を考えることもできる。これらのスーパーストラクチャに基づいて対象をモデル化すれば、サプライチェーンを考慮したバイオマス生産プロセスの最適配置を検討できる [14].

6. おわりに

スーパーストラクチャという考え方を中心に、プロセス合成について説明した。プロセス合成問題は一般に組合せ最適化問題になることから、これまで単純な問題にしか適用されて来なかった。計算機能力と最適化手法の進歩は、複雑な現実規模の問題に対しても解を導出できるレベルになりつつある。本報がそのような研究を目指す研究者を増やすきっかけになれば幸いである。

参考文献

- [1] (社)石油学会編, 石油化学プロセス, 講談社, 2001.
- [2] The U.S. Department of Energy: "Hybrid Separations/Distillation Technology," April 2005, http://www1.eere.energy.gov/manufacturing/resources/chemicals/pdfs/hybrid_separation.pdf (2016.2.21 アクセス).
- [3] R. W. H. Sargent and K. Gaminibandara: "Optimum Design of Plate Distillation Columns," Optimization in Action, pp. 267-314, 1976.
- [4] L. T. Biegler, et al.: "Systematic Methods of Chemical Process Design." Prentice Hall, 1997.
- [5] 中尾:「ヒートインテグレーションを考慮した蒸留シーケンスの最適化」, 京都大学工業化学科卒業論文, 2005.
- [6] J. R. Alcántara-Avila, S. Hasebe and M. Kano: "New Synthesis Procedure to Find the Optimal Distillation Sequence with Internal and External Heat Integrations," Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 52, pp. 4851-4862, 2013.
- [7] J. A. Caballero and I. E. Grossmann: "Optimal synthesis of thermally coupled distillation sequences using a novel MILP approach," Comput. Chem. Eng., Vol. 61, pp. 118-135, 2014.
- [8] P. G. Ghougassian and V. Manousiouthakis: "Globally Optimal Networks for Multipressure Distillation of Homogeneous Azeotropic Mixtures," Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 51, pp. 11183-11200, 2012.
- [9] 相良: 蒸留プラント設計, 日刊工業新聞社, 2009.
- [10] H. Takase and S. Hasebe: "Optimal Structure Synthesis of Internally Heat Integrated Distillation Column," J. of Chem. Eng. of Japan, Vol. 48, pp. 222-229, 2015.
- [11] H. Takase and S. Hasebe: "Optimal Structure Synthesis of Ternary Distillation System," Comp. Aided Chem. Eng., Vol. 37, pp. 1097-1103 2015.
- [12] JPEC: "ペトロリオミクス技術開発への取り組み" <http://www.pecj.or.jp/japanese/business/tech01.html> (2016.2.21 アクセス).

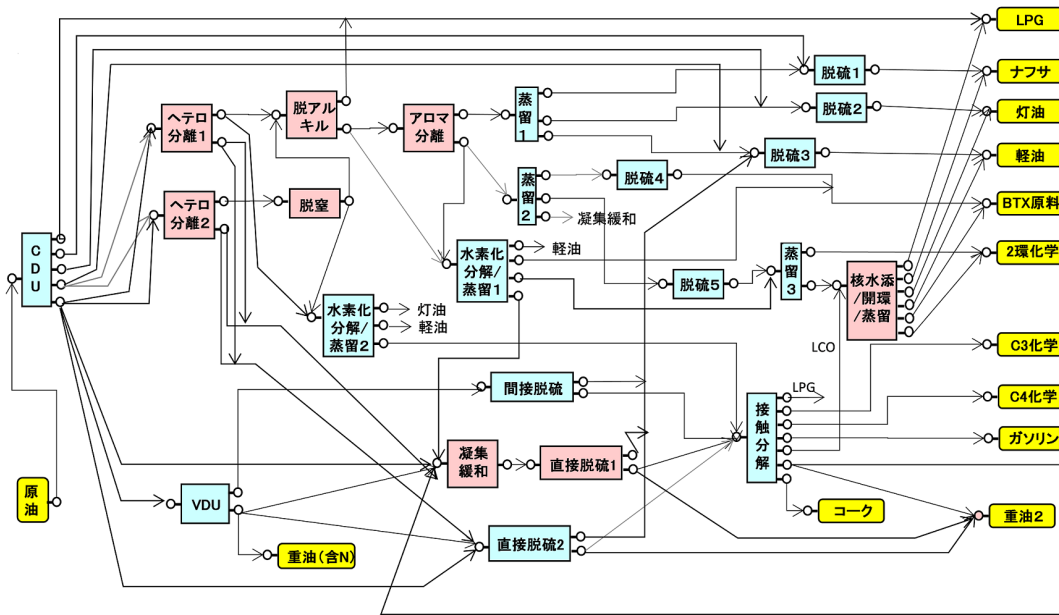


Fig. 19: 石油精製プロセスのスパーストラクチャ

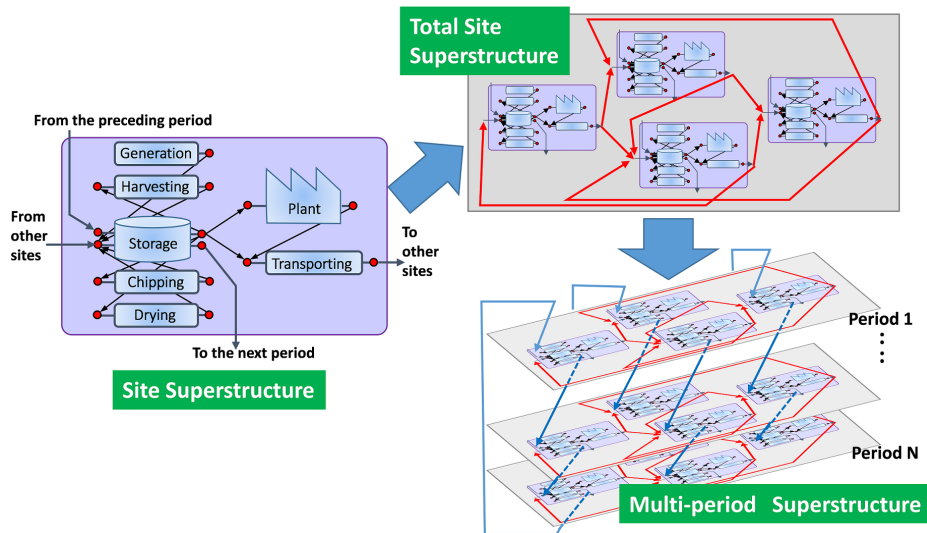


Fig. 20: バイオマス有効利用のための階層的スパーストラクチャ

- [13] 中西：「石油精製プロセスにおける成分表現法と最適構造導出システムの開発」, 京都大学工業化学科卒業論文, 2016.
- [14] 川島：「Biomass-SC 構築支援システムの開発」, 京都大学化学工学専攻修士論文, 2009.

長谷部 伸治



1953年8月27日生。1981年京都大学大学院博士課程研究指導認定退学。京都大学工学部化学工学科助手、講師、助教授を経て、2003年工学研究科化学工学専攻教授。現在に至る。プロセスシステム工学に関する研究に従事。工学博士。化学工学会、システム制御情報学会、計測自動制御学会、分離技術会、米国化学工学会などの会員。