

「EQUATRAN-M」技術計算用連立方程式解法言語

(5)

EQUATRAN-M によるプロセス設計と解析 (その1)

工 東 光 夫*
小 口 梧 郎**
宮 原 显 中***

今回と次回の2回にわたって、プロセスの物質・熱収支計算（プロセスフローシミュレーション）を取り上げる。物質・熱収支計算は、物質収支式、熱収支式および物性計算式などからなる大きな連立方程式を解く問題に帰着されるので、EQUATRAN-Mの最も有効な応用分野の一つとなっている。今回は単一成分プロセスの例としてスチームシステムのバランス計算を、二成分系プロセスの例として吸収式ヒートポンプのバランス計算を紹介したのち、多成分系プロセスの一般的な取り扱い方法について説明する。

1. スチームバランス

スチームシステムのバランスの例として図5-1に示すプロセス¹⁾を取り上げる。

<例題 5.1: スチームバランスの問題>

ボイラで発生した105 (Kg/cm²) (注1)のスチームは出力17000 (kW)の抽気タービンを経由して一部は復水器を経てメークアップ給水とともに脱気器へ送られ、大半は42 (Kg/cm²)の中圧スチームとして抽気ラインから

- ①系外への払い出し
- ②プロセス (ユーザー)
- ③背圧タービン経由で脱気器へ

④低压スチームへの減圧補給後脱気器への4者に振り分けられている。溶解ガスを脱気した水は一部は中圧スチーム減圧ラインの温度制御用としてミキサーへ戻り、他の大部分は給水としてボイラへ導かれる。

このプロセスの各ストリーム $f_1 \sim f_{10}$ のうち、 f_4 , f_5 , f_6 の流量がそれぞれ14000, 40000 および50000 (Kg/h) であるとき他の7つのストリームの流量を求めよ。なお図中のP, Tおよびhはそれぞれ圧力 (Kg/cm²), 温度 (°C) およびエンタルピ (kcal/kg) である。

解) 高压スチーム系, 中圧スチーム系, 低压スチ

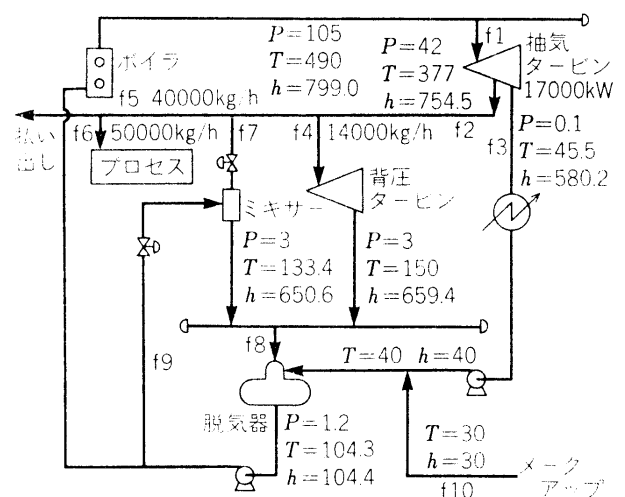


図5-1 スチーム供給プロセス

* Mitsuo Kudo 三井東圧化学(株)システム部主査
** Goro Oguchi 三井東圧化学(株)システム部主査
*** Koreatsu Miyahara 三井東圧化学(株)システム部次長

(注1) 本例題での数値は文献¹⁾記載の数値の単位系と値の両方を変更してある。

ーム系および給水系の物質収支と、抽気タービン、ミキサおよび脱気器の熱収支をとれば7つの未知数に対し7つの式を得るので $f_1 \sim f_3, f_1 \sim f_{10}$ の流量を求めることができる。EQUATRAN-Mのリストと計算結果を表5-1に示す。

表5-1 例題5.1の解

```

1: /* スチームバランス */
2:
3: VAR f(10)
4:
5: /* 物質収支 */
6: f(1) = f(2) + f(3)
7: f(2) = f(4) + f(5) + f(6) + f(7)
8: f(8) = f(4) + f(7) + f(9)
9: f(3) + f(8) + f(10) = f(1) + f(9)
10:
11: /* 熱収支 */
12: 860*Power = (799.0-754.5)*f(2) + ...
13:             (799.0-580.2)*f(3)
14: 104.4*f(9) + 754.5*f(7) = 650.6*(f(7)+f(9))
15: 40.0*f(3) + 30.0*f(10) + 650.6*(f(7)+f(9)) + ...
16:             659.4*f(4) = 104.3*(f(1)+f(9))
17:
18: /* 流量データ */
19: f(4) = 14000
20: f(5) = 40000
21: f(6) = 50000
22: /* タービン出力 */
23: Power = 17000

```

```

[ 計算結果 ]
f =
1) 1.518315E+005  2) 1.067921E+005  3) 45099.408114  4) 14000
5) 40000          6) 50000          7) 2792.123699   8) 17323.250254
9) 531.127155    10) 99000
Power = 17000

```

さて、<例題 5.1>では f_4, f_5, f_6 の流量のみが既知としてバランスを解いたが、もし同じプロセスにおいて f_3 の流量も既知の場合はどうなるであろうか。

<例題 5.2: 測定値に誤差を含む場合>

図5-1のプロセスにおいて f_3, f_4, f_5 および f_6 の流量が測定されており各々 44000, 14000, 40000および50000 (kg/h) であった。これらの4つの測定値から $f_1 \sim f_{10}$ の流量を決定せよ。なお、タービンの出力、温度および圧力に誤差は無いものとする。

解) f_3, f_4, f_5 および f_6 の流量の測定値とそれぞれの実値とのずれが最小になるように決めてやれば良い。すなわち、流量の実値を f_3, f_4, f_5 および f_6 、測定値を m_3, m_4, m_5 および m_6 で表わしたとき、

$$Er = \sum_{i=3}^6 (f_i - m_i)^2 w_i \quad (5-1)$$

で定義される関数を最小にする f_3, f_4, f_5 および f_6 を求めることになる。ここに w_i は測定値 m_i の信頼性を表わすウェイトでここでは適当に設定

してある。EQUATRAN-Mでは最適化の機能のうちの MINIMIZE を用いてこの問題を解くことができる。リストと計算結果を表5-2に示す。

表5-2 例題5.2の解

```

1: /* スチームバランス (2) */
2:
3: VAR f(10)
4:
5: /* 物質収支 */
6: f(1) = f(2) + f(3)
7: f(2) = f(4) + f(5) + f(6) + f(7)
8: f(8) = f(4) + f(7) + f(9)
9: f(3) + f(8) + f(10) = f(1) + f(9)
10:
11: /* 熱収支 */
12: 860*Power = (799.0-754.5)*f(2) + ...
13:             (799.0-580.2)*f(3)
14: 104.4*f(9) + 754.5*f(7) = 650.6*(f(7)+f(9))
15: 40.0*f(3) + 30.0*f(10) + 650.6*(f(7)+f(9)) + ...
16:             659.4*f(4) = 104.3*(f(1)+f(9))
17:
18: /* 流量データ */
19: m3 = 44000 : w3 = 1.0
20: m4 = 14000 : w4 = 0.3
21: m5 = 40000 : w5 = 0.6
22: m6 = 50000 : w6 = 0.8
23: /* タービン出力 */
24: Power = 17000
25:
26: /* 誤差評価 */
27: Er = w3*(f(3)-m3)^2 + w4*(f(4)-m4)^2 + ...
28:     w5*(f(5)-m5)^2 + w6*(f(6)-m6)^2
29:
30: FIND (f(3)#40000[20000,50000], ...
31:       f(4)#14000[0,20000], ...
32:       f(5)#40000[20000,50000]) MINIMIZE Er

```

```

[ 計算結果 ]
f =
1) 1.552645E+005  2) 1.110262E+005  3) 44238.274195  4) 14529.24701
5) 42931.656856  6) 59875.14742  7) 2690.142111  8) 17731.116996
9) 511.727875    10) 93806.804276
Power = 17000
m3 = 44000
w3 = 1
m4 = 14000
w4 = 0.3
m5 = 40000
w5 = 0.6
m6 = 50000
w6 = 0.8
Er = 5.910279E+006

```

なお、FIND 文 (30行) の独立変数としては f_3, f_4 および f_5 の3つを選んでいる。これは、物質収支、熱収支の7つの式により f_3, f_4, f_5 および f_6 のうち3つを仮定すれば残りの1つは一義的に決まるためである。

2. 吸収式ヒートポンプ

溶液(この例では臭化リチウム水溶液)の蒸気圧降下を利用して、低温で発生させた蒸気を高温の溶液に吸収させることにより、低温から高温へ熱をくみ出す装置が吸収式ヒートポンプである。たとえば図5-2⁶⁾に示すように、蒸留塔のコンデンサの排熱(約85°C)から1.5Kg/cm² スチーム(約111°C)を回収することができる^{注2)}。このヒートポンプ自体、複数のユニットから成る二成分

注2) この形のヒートポンプは第2種の吸収式ヒートポンプと呼ばれる。このほかに高温の熱源を駆動源として、低温熱源から中間レベルの熱を回収する第1種の吸収式ヒートポンプがある。

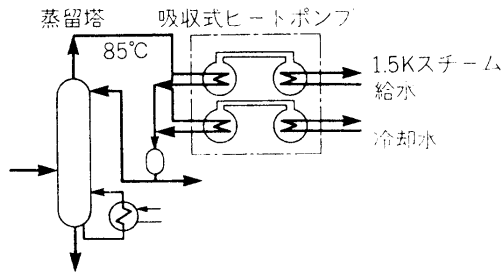


図5-2 吸収式ヒートポンプによるスチーム回収

系のプロセスを構成しているの、これを例題として取り上げてみることにした。

＜例題 5.3：吸収式ヒートポンプのバランス＞

図5-3に示す吸収式ヒートポンプにおいて、各機器の大きさ（伝熱面積）、熱源の温度、回収スチームの圧力、冷却水の温度および水溶液の循環量を与えて回収熱量その他のバランスを計算せよ。

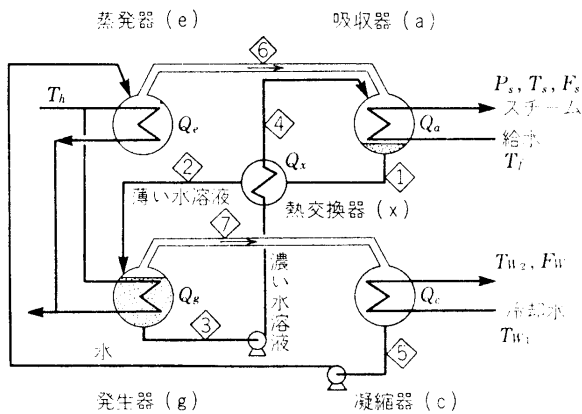


図5-3 吸収式ヒートポンプのプロセスフロー

2.1 吸収式ヒートポンプの構成と原理^{5,7)}

図5-3において、蒸発器に供給された水<5>は低温熱源の熱によって約82°C、390mmHgで蒸発する。一方、図5-4のデューリング線図に示されているように、52%の臭化リチウム水溶液は約116°Cで同じ390mmHgの蒸気圧を示す(A点)。したがって吸収器に52%以上の濃い水溶液<4>を供給すれば、蒸発器で発生した水蒸気<6>を吸収して116°Cの高温の熱が発生する。この熱は1.5 Kg/cm²のスチームとして回収することができる。この工程を持続的に行うためには、吸収器で薄められた薄い水溶液<1>を濃縮して再び吸収器にもどしてやる必要がある。このため、薄い水溶液を低圧の発

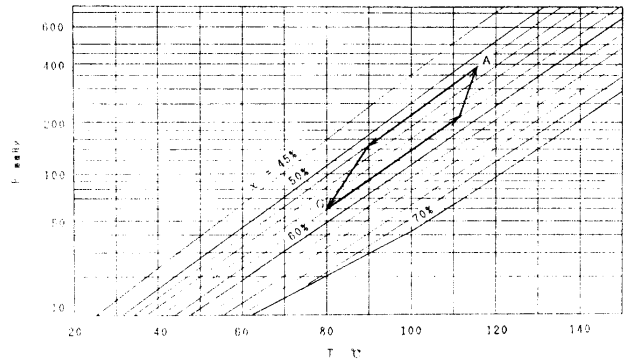


図5-4 臭化リチウム水溶液のデューリング線図

生器に導き蒸発器と同じ低温熱源によって濃縮する。デューリング線図によれば、発生器の圧力を約60mmHgとすれば80°Cで58%の濃い水溶液が得られることがわかる(G点)。この60mmHgの低圧は、発生器で発生した水蒸気<7>を凝縮器において冷却水を用いて約40°Cで凝縮することによって得ることができる。発生器で濃縮された濃い水溶液<3>と凝縮器で凝縮された水<5>とはそれぞれ、吸収器と蒸発器とへポンプで循環される。

2.2 物性計算の取り扱い

EQUATRAN-Mでは物性値の計算に近似式を用いても、あるいは図表をそのまま数表として用いてもよい。この例では、水と水蒸気のエンタルピ、水の蒸気圧および臭化リチウム水溶液の蒸気圧(デューリング線図)はそれぞれ近似式を用い、水溶液のエンタルピは線図を数表化して用いることとした。水溶液の蒸気圧の近似式はやや複雑なので、マクロとするのが便利である。表5-3の8~14行はこのマクロ Psol の定義である。水溶液のエンタルピは温度と濃度との関数であり2次元の数表となる。表5-3の16~27行はこの数表 Hsol の定義になっている。

2.3 方程式

図5-3に示したように、各流れにストリーム番号<1>~<7>を付しそれぞれの流量(kg/h)、温度(°C)、濃度(LiBr重量分率)およびエンタルピ(kcal/kg)を一次元の配列変数、F、T、XおよびHで表わす。高圧側、低圧側の圧力(mmHg)をそれぞれP1、P2とする。そのほかの変数名は図5-3中に記入されている。方程式は各機器ごとに、全流量バランスの式、臭化リチウムバランスの式、熱バランスの式、気液平衡の式、エンタルピ計算式および伝熱の式を順次書いていけば

表5-3 例題5.3のリスト

```

1: /* 吸収式ヒートポンプのバランス計算 */
2:
3: /* H2O 物性近似式の係数 */
4: c1 = 7.976179 ; c2 = -1677.45 ; c3 = 229.21
5: c4 = -579.1
6: c5 = 0.4545835 ; c6 = 3.706384e-4
7:
8: /* LiBr水溶液の飽和圧(P)-温度(T)-濃度(X) */
9: MACRO Psol
10: log10(P) = A+B/(T+273.2)+C/(T+273.2)^2
11: A = -20.613+98.133*X-82.202*X^2
12: B = 20175.5-75039.0*X+61986.7*X^2
13: C = -4.2284e6+1.4384e7*X-1.2164e7*X^2
14: END Psol
15:
16: /* LiBr水溶液のエンタルピ-温度-濃度 */
17: VAR TT(7),XT(5),HT(7,5)
18: TABLE HT = Hsol( TT,XT ) REV
19: TT = (20, 40, 60, 80, 100, 120, 140)
20: XT = (0.44, 0.48, 0.52, 0.56, 0.60)
21: HT = (-374.9,-354.7,-333.6,-311.1,-286.5) ..
22: (-364.0,-344.4,-323.9,-302.1,-278.4) ..
23: (-353.0,-333.9,-314.1,-293.0,-270.2) ..
24: (-342.0,-323.3,-304.1,-283.9,-261.9) ..
25: (-330.7,-312.6,-294.0,-274.5,-253.5) ..
26: (-319.2,-301.6,-283.6,-264.9,-244.8) ..
27: (-307.4,-290.3,-273.0,-255.1,-235.8)
28:
29: VAR F(7), T(7), X(7), H(7)
30:
31: /* 蒸発器 */
32: F(6) = F(5)
33: X(6) = 0
34: F(5)*H(5)+Qe = F(6)*H(6)
35: log10(P1) = c1+c2/(T(6)+c3)
36: H(6) = c5*T(6)+c6*T(6)^2
37: eqe: Qe = Ue*Ac*(Th-T(6))
38:
39: /* 吸収器 */
40: F(1) = F(4)+F(6) /* 溶液側 */
41: F(1)*X(1) = F(4)*X(4)
42: F(4)*H(4)+F(6)*H(6)-Qa = F(1)*H(1)
43: CALL Psol( P=P1, T=T(1), X=X(1) )
44: H(1) = Hsol( T(1), X(1) )
45:
46: Fs = Qa/(Hs-Hf) /* スチーム側 */
47: Hs = c5*Ts+c6*Ts^2
48: Hf = c4+Tf
49: log10(Ps) = c1+c2/(Ts+c3)
50: eqa: Qa = Ua*As*(T(1)-Ts)
51:
52: /* 発生器 */
53: F(3) = F(2)-F(7)
54: F(3)*X(3) = F(2)*X(2)
55: X(7) = 0
56: F(2)*H(2)+Qg = F(7)*H(7)+F(3)*H(3)
57: T(7) = T(3)
58: CALL Psol( P=P2, T=T(3), X=X(3) )
59: H(7) = c5*T(7)+c6*T(7)^2
60: H(3) = Hsol( T(3), X(3) )
61: eqg: Qg = Ug*Ag*(Th-T(3))
62:
63: /* 凝縮器 */
64: F(5) = F(7) /* 凝縮水側 */
65: X(5) = 0
66: F(7)*H(7)-Qc = F(5)*H(5)
67: log10(P2) = c1+c2/(T(5)+c3)
68: H(5) = c4+T(5)
69:
70: Qc = Fw*(Tw2-Tw1) /* 冷却水側 */
71: eqc: Qc = Uc*Ac*(T(5)-(Tw1+Tw2)/2)
72:
73: /* 熱交換器 */
74: F(2) = F(1) /* 高温側 */
75: F(2)*X(2) = F(1)*X(1)
76: F(1)*H(1)-Qx = F(2)*H(2)
77: H(2) = Hsol( T(2), X(2) )
78:
79: F(3)*H(3)+Qx = F(4)*H(4) /* 低温側 */
80: H(4) = Hsol( T(4), X(4) )
81: eqx: Qx = Ux*Ax*((T(1)+T(2))-(T(3)+T(4)))/2
82:
83: /* 入力および出力 */
84: INPUT Th, Tf, Tw1, Tw2, Ps, F(1), ..
85: Ae, Ue, Aa, Ua, Ac, Uc, Ag, Ug, Ax, Ux
86: OUTPUT P1, P2, Qa, Qg, Qe, Qc, Qx, Fs, Fw, F, X, T
87:
88: /* 収束計算の指定 */
89: RESET T(1)#110[100,130] by eqa, ..
90: T(2)# 90[ 80,100] by eqx, ..
91: T(3)# 70[ 60, 90] by eqg, ..
92: X(1)#0.5[0.4,0.6] by eqe, ..
93: X(3)#0.6[0.5,0.7] by eqc

```

よい。表5-3に全リストを示したが、各式の意味は自明であろう。

式は必要かつ十分なだけ与える必要がある。プロセスの物質・熱収支計算の場合には、各機器ごとに「入口条件が与えられたと仮定したときに出口条件が決定できるか」を順次検討していけば容易に式の過不足を発見することができる。ただしこのプロセスのように系が完全な閉サイクルを構成している場合には、全ての機器の周りで物質収支式を立てると互いに従属な式を含むことになり解が得られなくなることに注意する必要がある。このことは完全な閉サイクルでなくても、系の外との間に全く出入のない成分が循環している場合、たとえば抽剤が循環している場合、にも生じうる。表5-3において熱交換器の低温側の物質収支式が与えられていないのはこのためである。

2.4 収束計算の指定

プロセスの物質・熱収支計算は通常物や熱のリサイクルを含み、また各機器の計算式に非線形の要素を含むため、繰り返し収束計算が必要となる。収束計算は一般に次の2つの方法が考えられる。

(1)リサイクルラインの変数値などを仮定して各機器の計算がプロセスの流れに沿って順次行えるようにする。

(2)各機器の物質収支式が線形化されるように各機器内の非線形パラメータの値を仮定し、プロセス全体の物質収支を線形連立方程式として一気に解く。

EQUATRAN-Mでは、収束計算の指定が方程式の記述とは全く独立に行えるのに加え、線形連立方程式は自動的に判別して解いてくれるので、プロセスの構成に応じていずれの方法でも採用することができる。この例の場合は(1)の方法によって、吸収器の出口から順にT(1), X(1), T(2), T(3), X(3)を仮定していけば全ての変数の計算が可能となることがわかる。収束のチェックは各機器の伝熱の式によって行えばよい。表5-3の88~93行のRESET文によってこの指定が行われている。表5-4に入力データの一例とその計算結果を示した。なお(2)の方法については次回に詳述する。

2.5 計算のバリエーション

表 5-4 例題 5.3 の入力データと計算結果

```

1: /* 吸収式ヒートポンプ */
2: Th = 85
3: Tf = 110
4: Tw1 = 30
5: Tw2 = 35
6: Ps = 1140
7: F(1) = 15000
8: Ac = 400
9: He = 800
10: Aa = 500
11: Ua = 400
12: Ax = 20
13: Ux = 1300
14: Ag = 400
15: Ug = 500
16: Ae = 250
17: He = 450

計算結果 )
P1 = 386.955187
P2 = 57.913631
Qa = 9.067410E+005
Qg = 9.053999E+005
Qc = 9.309371E+005
Qz = 9.295906E+005
Qx = 1.916275E+005
Fs = 1728.616237
Fw = 1.859192E+005
F =
1) 15000      2) 15000      3) 13389.804985  4) 13389.804985
5) 1610.195015 6) 1610.195015 7) 1610.195015
X =
1) 0.520783   2) 0.520783   3) 0.58341      4) 0.58341
5) 0          6) 0          7) 0
T =
1) 116.319055  2) 91.469517  3) 80.473069    4) 112.575871
5) 40.76304    6) 82.090788  7) 80.473069

```

例題 5.3 は装置の大きさを与えて熱回収量などを計算するオペレーション型の計算例であったが、逆に熱回収量を指定して必要な伝熱面積を計算する設計型の計算なども、単に INPUT, OUTPUT 文による入出力の指定と収束計算の指定を変更するだけで簡単に行える。プロセスの方程式の記述に手を加えなくて済むのは EQUATRAN-M の大変ありがたいところである。また本例では伝熱係数や伝熱部の温度差の計算などはやや単純化されているが、これらも方程式を追加するだけで容易に詳細化が可能である。

3. 多成分系のバランス (その 1)

以上で単一成分および二成分系のプロセスについて述べたので、以下では三成分系以上のいわゆる多成分系のプロセスについて一般的な取り扱い方法を概説し、具体的な内容については次回に詳しくふれることとする。

3.1 一般的アプローチ

EQUATRAN-M で多成分系プロセスの物質収支や熱収支を求めるための一般的アプローチをまとめると以下ようになる。

(1) 問題の設定

まず EQUATRAN-M で取り扱い得る問題として適当かどうか吟味が必要であろう。パソコン

で使うからにはメモリや計算時間に伴う制約があり、あまり大規模なプロセスや詳細すぎるモデル化は避けた方がよい。このような場合はむしろ大型機で稼動する汎用フローシートシミュレータを用いるべきであろう。

(2) 問題の整理

EQUATRAN-M で解くことを決めたならば、次に問題を整理して式を過不足なく書くことが必要となる。そのためには各単位操作ごとに必要な式を用意することから始めればよい。

(3) 効率良く解く手順

まず線形もしくは線形化可能な簡易モデルを用いて EQUATRAN-M で概略のバランス値を求めておき、これをベースに必要な詳細化を行うのが良いであろう。簡易モデルは物質収支を主体とし、熱収支は考慮するにしても必要最小限にとどめておく。またリサイクルストリームによって必要となる収束計算の扱いについては、各機器の数式モデルとして線形なものを用いるか、あるいは各機器のモデル中の非線形なパラメータを収束計算の独立変数に選ぶことによってモデルを線形化すれば、リサイクルストリームがいくつあっても全体の物質収支式は線形連立方程式となるので収束計算をせずに解けることを利用するのが賢明である。

(4) プロセス変数の記述

温度、圧力、流量などのプロセス変数のうち、流量については物質収支式が互いに独立になるという理由から成分流量を用いる方が総流量と組成で定義する方法より良い。成分流量を記述するには二次元の配列を用いると各単位操作における物質収支式を簡潔に表現できる。このとき第 1 添字はストリーム、第 2 添字は成分とすると後述の例に示すように各ストリームの成分流量をベクトルとして扱えるので大変便利である。また、第 2 添字の成分番号は通常のごとく 1, 2, 3 …… とするよりはパラメータを用いて成分の化学式や略号等で記述しておけば式の意味もわかりやすく誤りも少なくなる。

3.2 単位操作の記述方法 (簡易版)

アプローチ(3)で述べた線形もしくは線形化可能な簡易モデルにするための単位操作の記述方法の例として合流・反応・分離の単位操作から成る

プロセスを取り上げる。

表 5-7 例題 5.4 の解

<例題 5.4: 簡単なプロセスの物質収支>

図 5-5 に示すプロセスの物質収支を求めよ。ただしこのプロセスへのフィードは表 5-5 に、反応率および分離率は表 5-6 に与えられている。

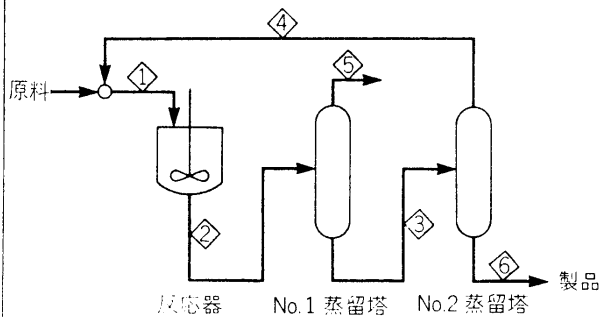


図 5-5 簡単なプロセス

表 5-5 原料フィード

成分	フィード (kg mol/h)
A	3
B	100
C	0

表 5-6 反応率および分離率

成分	反応器	No.1 蒸留塔	No.2 蒸留塔
A	変化せず	フィード中留出 90% 缶出 10%	フィード中留出 100% 缶出 0%
B	フィード中 60%が反応により消失	フィード中留出 10% 缶出 90%	フィード中留出 95% 缶出 5%
C	Bの消失分だけ増加	フィード中留出 0% 缶出 100%	フィード中留出 5% 缶出 95%

解) 反応率を α , No.1 蒸留塔の分離率を β , No.2 蒸留塔の分離率を γ として求めたリストと計算結果を表 5-7 に示す。各単位操作とその記述方法の対応は明らかであろう。ここに total (17行) は各ストリームの総流量 (kg mol/h) である。なおこの例では成分名 A, B および C をパラメータにして成分番号を GLOBAL 文 (2行) で定義してある。

3.3 単位操作の記述方法 (やや詳細)

単位操作を単なる反応率や分離率ではなく、もう少し詳しく記述するにはたとえばこれらの反応率や分離率を計算式で求めるようにすることが考えられる。具体的には本連載の第 3 回²⁾ その他³⁾,

```

1: /* 簡単なプロセスの物質収支 */
2: GLOBAL A=1,B=2,C=3
3: VAR f(6,3),feed(3),total(6),beta(3),gamma(3)
4: /* フィード */
5: f(1) = feed + f(4)
6: /* 反応器 */
7: f(2,A) = f(1,A)
8: f(2,B) = f(1,B) * (1 - alpha)
9: f(2,C) = f(1,C) + f(1,B) * alpha
10: /* #1 蒸留塔 */
11: f(5) + f(3) = f(2)
12: f(5) = f(2) * beta
13: /* #2 蒸留塔 */
14: f(4) + f(6) = f(3)
15: f(4) = f(3) * gamma
16: /* 総流量 */
17: total = SUM( f )
18: /*
19: INPUT feed,alpha,beta,gamma
20: OUTPUT feed,alpha,beta,gamma,f,total

```

[計算結果]

feed =			
1) 3	2) 100	3) 0	
alpha = 0.6			
beta =			
1) 0.9	2) 0.1	3) 0	
gamma =			
1) 1	2) 0.95	3) 0.05	
f =	(1)	(2)	(3)
1) 3.333333	151.975684	4.799232	
2) 3.333333	60.790274	95.984642	
3) 0.333333	54.711246	95.984642	
4) 0.333333	51.975684	4.799232	
5) 3	6.079027	0	
6) 1.110223E-016	2.735562	91.18541	
total =			
1) 160.108249	2) 160.108249	3) 151.029222	4) 57.108249
5) 9.079027	6) 93.920973		

4) でリフォーマ, フラッシュ操作, 蒸留, 多重効用缶などの単位操作について紹介してあるので詳しくはこれらを参考にして頂きたい。

3.4 単位操作のマクロ化

プロセス中に何度も同じ単位操作が現われる場合にはこの単位操作をマクロ化しておくことと便利である。同じ式群を何度もくり返して書く手間が省けるのはもちろんのこと, EQUATRAN-M のソースリストが短かく簡潔になるメリットがある。

以上が多成分系のプロセスを扱う際の一般的なアプローチ方法である。次回はより複雑なプロセスを例に具体的に解説する予定である。

参考文献

- 1) J. B. Slack : Hydrocarbon Processing, March, p. 154 (1969).
- 2) 須藤, 佐渡友, 宮原 : ケミカルエンジニアリング, 1985年10月号, p. 67.
- 3) 宮原, 林田, 須藤 : 分離技術懇話会夏季研究討論会資料 (昭60年8月).
- 4) 小口 : 日経コンピュータ, 1985, 9, 30, p. 207.
- 5) 川崎 : 化学と工業, Vol. 33, No. 6, p. 96 (1980).
- 6) 坂下 : 省エネルギー (臨時増刊) p. 51 (1983).
- 7) 中内, 加藤 : 化学装置, 1983年10月号, p. 48.