Nomenclature

A : chemical species		v_A, v_B : reaction rate, moles increase of A and B per unit volume per unit time [kg-moles·m ⁻³ ·hr ⁻¹]
a : concentration of A	[kg-moles·m ⁻³]	
α : interface area per unit volume of reactor	[m ⁻¹]	Y : parameter defined by Eq. (37)
B : chemical species		α_1, α_2 : constants
b : concentration of B	[kg-moles·m ⁻³]	β, β' : Hatta number and modified Hatta number
D_A, D_B : diffusivities of A and B	[m ² ·hr ⁻¹]	τ : constant, $\sqrt{k_{r1}a_1D_{B1}}/\delta_1k_1$ in phase 1, and $\sqrt{k_{r2}b_1D_{A2}}/k_2$ in phase 2
h : hold up	[-]	δ : ratio of diffusivity, D_B/D_A
K : overall mass transfer coefficient	[m·hr ⁻¹]	ϵ : constant, 1 for cocurrent, and 1 for counter current
k : mass transfer coefficient	[m·hr ⁻¹]	η : conversion of A
k_r : second order reaction rate constant	[m ³ ·kg-moles ⁻¹ ·hr ⁻¹]	ρ_1, ρ_2 : constants
L : length of reactor	[m]	τ : time [hr]
l : distance from inlet of reactor	[m]	ψ : constant
m : distribution constant		
N_A, N_B : mass transfer rate of A and B per unit reactor volume per unit time	[kg-moles·m ⁻³ ·hr ⁻¹]	
p, q, r, s : constants		
u : linear velocity	[m·hr ⁻¹]	

Subscripts

- 1, 2 : in phase 1 and in phase 2
 $0, L$: at $l=0$ and at $l=L$
 i : interface between two phases

Reference

- Brian, P. L. T., J. F. Hurley and E. H. Hasseltine. : *A. I. Ch. E. Journal*, **7**, 226 (1961)
- Hatta, S. : *Kogyo Kagaku Zasshi (J. Chem. Soc. Japan)*, **31**, 869 (1928).
- Krevelen, D. W. and P. J. Hoftyzer : *Rec. Trav. Chim.*, **67**, 563 (1948)
- Miyauchi, T. : "Zoku-Shin-Kagakukōgaku-Koza" (1961), Nikkan-Kogyo-shinbunsha
- Perry, R. H. and R. L. Pigford : *Ind. Eng. Chem.*, **45**, 1247 (1953)
- Piret, E. L., P. Trambouze and M. T. Trambouze : *A. I. Ch. E. Journal*, **7**, 138 (1961)
- Secor, R. M. : *A. I. Ch. E. Journal*, **7**, 705 (1961)
- Sherwood, T. K. and R. L. Pigford : "Absorption and Extraction" MacGraw-Hill, New York (1952)
- Watarai, S. : *Kagaku Kōgaku (Chem. Eng., Japan)*, **24**, 227 (1960)
- Watarai, S. : *Kagaku Kōgaku (Chem. Eng., Japan)*, **24**, 936 (1960)

抽出蒸留における操作範囲の図解法*

田 中 昭 三**・山 田 二 郎**

緒 言

3成分以上の多成分系の蒸留計算法については、種々発表されているが抽出蒸留のごとく理想溶液からの偏寄がはなはだしく大である場合には、逐次段法が最も正確である。しかし、この方法は最適条件の決定などの場合には、条件を変えて多数回の計算を行なわねばならない。逐次段法のこの欠点を除くため、Benedict¹⁾, Bonilla²⁾, Lee-Kammermeyer³⁾らにより図計算法が発表されている。上記各方法は、気液平衡関係の表示方法に

よって特徴づけられるが、抽出蒸留計算に応用した場合の操作範囲を求める便利な方法については、未だ提案されていないように思われる。この点につき筆者らは、Lee⁶⁾らが用いた表示方法による気液平衡図を用いて、抽出蒸留における操作範囲を求める方法を見つけた。すなわち抽出蒸留塔において、濃縮部の溶剤供給段付近にピンチポイントを仮定して最大還流比を図的に求め、回収部は原料供給段付近にピンチポイントを仮定して最小還流比を図的に求め、この間の還流比を操作可能範囲とした。以下にその方法を提案するとともに、酢酸

* <Graphical Solution of Operating Region in Extractive Distillation>
 Received on August 13, 1963

** Syozo Tanaka and Jiro Yamada (Shin-etsu Chemical Eng. Co., Ltd., Naoetsu, Japan)

メチル～メタノール系の水による抽出蒸留を応用例にあげた。

1. 最小還流比と最大還流比

抽出蒸留においては、塔の上部より流下せしめる溶剤が分離すべき両限界成分の比揮発度を大にして、分離を容易ならしめるので、各段上の溶剤濃度が分離の度合に大きな影響を与える。このことが、通常の蒸留と異なる点である。通常の蒸留操作においては、1. 原料の状態、2. 原料組成、3. 留出、缶出組成、4. 還流比が決まれば操作線の式が定まるが、抽出蒸留においては、このほかに溶剤量を定める必要がある。いま Fig. 1 に示す抽出蒸留塔において、分離のよく行なわれる条件を検討してみる。ただし、溶剤回収部は本報の目的外であるから省略して濃縮部と回収部について考えると、1. 溶剤濃度がある基準より高いことが望ましく、2. 還流比は大

Fig. 1 Extractive distillation column

Fig. 2 Presentation of the operating line and Lee's graphical solution in extractive distillation

であることが望ましい。しかし、これらは、一定溶剤量下では、相反する条件となり、還流比に適当な範囲が存在するはずである。すなわち、還流比過大では溶剤濃度が低下し、所望の缶出組成が得られず、過小では、所要段数が無限大となるから、還流比に上限、下限が存在すべきである。ここで還流比の上限を最大還流比、下限を最小還流比とよぶことにする。最大還流比は、一定溶剤量下では、濃縮部で溶剤濃度がある基準値より高く維持されるべく決定され、一方最小還流比は、フィード段にピンチポイントを仮定し、さらに段上の限界成分の比が、フィードのそれと等しいという仮定を置いて求めることができる。かくして、最大還流比 r_{max} 、最小還流比 r_{min} が求められたとき $r_{max} > r > r_{min}$ なる範囲内の r を用いて抽出蒸留を行なう限り、目的とする分離が行なわれるはずである。そして、 r_{max} 、 r_{min} は溶剤量により異なり、溶剤量が大きくなれば、適用還流比の範囲は広がる。

2. 3 角図上での操作線の表示

抽出蒸留塔を Fig. 1 のように表わして、塔を上から溶剤回収部、濃縮部、回収部の3部分に分けて考えると、濃縮部、回収部の操作線は次のように表わされる。塔内等モル流れを仮定し、顕熱を無視すれば、

$$D(r+1)y_{(n-1)i} = (rD+S)x_{ni} + \Delta\delta_i \quad (1)$$

$$D(r+1)y_{(m-1)i} = (rD+S+qF)x_{mi} - Wx_{wi} \quad (2)$$

(1) 式で $n-1$ 段の液組成 $x_{(n-1)i}$ に平衡な蒸気組成、 $y_{(n-1)i}$ と n 段の液組成 x_{ni} 、濃縮部正味移動組成 δ_i は Fig. 2 に示すように直線で表わされる。このことは2成分系における McCabe-Thiele 法と全く同様である。しかし、2成分系では気液の量的関係が直線の勾配で表わされるのに対して、3成分系では3角図の性質から、線分の比で表わされるのであって、 δ_i と $y_{(n-1)i}$ とを結ぶ直線を $V_{(n-1)}$ と L_n に内分することにより、 x_n 点が求められ、回収部についても全く同様の考え方で作図することができる。塔内各段の操作線は、濃縮部にては δ_i 、回収部にては x_w から放射状に書き表わされる。正味移動量は次のように定義される。

$$\text{濃縮部} \quad \Delta_n = V_{(n-1)} - L_n \quad (3)$$

$$\text{回収部} \quad \Delta_m = V_{(m-1)} - L_m = -W \quad (4)$$

δ_i は正味移動量の組成を表わし、回収部は x_w であり、濃縮部については溶剤フィード段より下に (3) 式を適用すると

$$\begin{aligned} \Delta_n &= V_{(n-1)} - L_n \\ &= V_{(n-1)} - (L_{(n+1)} + S) \\ &= D(r+1) - (rD+S) \end{aligned}$$

$$=D-S \quad (5)$$

i 成分については

$$A_n \delta_i = D_{si} - S_{si} \quad (6)$$

$$\delta_i = D_{si} - S_{si} / D - S \quad (7)$$

である。さて以上のようにして正味移動量 A_n , A_m および組成 δ_i , x_w が与えられたから Fig. 2 に図示すると, δ_i は x_d と s を結ぶ直線上にあり, 塔底から段数計算を始めると x_w に平衡な蒸気 y_w を求めて直線を引き, 気液比に内分して $L_1(x_1)$ を求め, 同様に x_1 と平衡な蒸気組成 y_1 を求めて作図してゆけば, 段数計算を図上で行なうことができる。ところで, 塔底から作図を行なった場合, どこで濃縮部操作線に移るかという点, 通常は段上の液の限界成分の比が原料のそれを越えた点とされている。このことは図上では, 液組成が Fig. 2 の $\overline{z_{fs}}$ 線の下側にくれば濃縮部に移ることを示している。しかし, 通常の蒸留では $\overline{z_{fs}}$ 線を越えた初めての点を直ちに原料段とすることは危険であって, 濃縮部操作線を用いて次の段の液組成も $\overline{z_{fs}}$ 線の下側にあることを確認する必要があるが, 抽出蒸留の場合には, まず問題は生じない。この理由は, 通常の蒸留では, 濃縮部に関する限り上昇蒸気量に比して下降液量が必ず小さく, 操作線で濃縮部第1段目の液組成は x_d と y_f (原料段より上昇する蒸気組成) とを結ぶ直線の延長上になり, この点が $\overline{z_{fs}}$ 線の下側にあるとは限らない。これに対して抽出蒸留では, 上昇蒸気量が下降液量に比して小であることが望ましく, この場合には濃縮部第1段目の液組成が $\overline{z_{fs}}$ 線に出ることはない。

一定溶剂量下で回収部について考える限り, 還流比は大であるほど, 分離は容易であり, 所要段数は少なくてすむが, これは還流比が過小であると, 図上で $\overline{z_{fs}}$ 線を越えることができなくなることから容易に推定できる。そこで塔底から m 段目の液組成がちょうど $\overline{z_{fs}}$ 線上にきた場合を想定すると, このときの還流比は最小還流比に近いものであると考えられる。

一方濃縮部の δ_i は (7) 式にて自明のごとく D と S の関係により次のように変化する。

$$x_{sfs}=1, x_{sfa}=0, x_{sfb}=0 \text{ とすると,}$$

1) $S>D$ のとき,

$$\delta_s > 0, \quad \delta_A < 0, \quad \delta_B < 0$$

2) $D>S$ のとき,

$$\delta_s < 0, \quad \delta_A > 0, \quad \delta_B > 0$$

3) $D=S$ のとき

$$A=0, \quad \delta_i = \infty$$

となる。

* D と S の関係については, Chamber²⁾ が報告している。

さきに述べたごとく, 抽出蒸留で効果的に分離するには, 濃縮部では (8) 式が成立することが望ましいがこれは Fig. 2 で B 成分が効果的に濃縮される条件を考えれば容易に推定される*。

$$L_n > V_{(n-1)} \quad (8)$$

$$rD + S > D(r+1)$$

$$S > D \quad (9)$$

(8) 式は (9) 式のように書き改められるから, 結局 (9) 式のような条件が最も抽出蒸留に適しているといえる。この場合には, $\delta_s > 0$, $\delta_A < 0$, $\delta_B < 0$ が常に成立するから, δ_i 点は Fig. 2 のごとく 3 角図の外にあるはずである。

ここで回収部と同様に濃縮部から溶剤回収部に移行する条件について検討してみたい。濃縮部の n 段目の液組成が $\overline{x_{d\delta}}$ 線を越えてから溶剤回収部に移るとすると, n 段目の溶剤濃度がある限界値 x_c より大であれば, $n+1$ 段目の液組成が $\overline{x_{d\delta}}$ 線の下側にすることができ, x_c より小であれば越えることができない。このことは一定溶剂量下では, とり得る還流比に上限があることを示している。

3. 一定溶剂量下において回収部から最小還流比を, 濃縮部から最大還流比を求める方法

3.1 最小還流比の求め方

抽出蒸留においてフィードおよび溶剤の各成分が留出, 缶出液に表われるとすれば, ピンチポイントは原料段にあると仮定できるから, 還流比が小さくなってくるとフィード段付近では,

$$x_{(m-1)i} = x_{mi}$$

$$y_{mi} = K_{mi} x_{mi} \div K_{(m-1)} x_{(m-1)i} \div y_{(m-1)i} \quad (10)$$

となり, Fig. 3 で $\overline{z_{fs}}$ 線上に x_{f1} 点を仮定してこれと平衡な蒸気組成 y_{f1} を求めると, x_{f1} , y_{f1} は直線で結ぶことができる。これを延長して OS 線との交点を求めると x_{wB} , x_{wA} , x_{wB} を得る。一方次の物質収支の式から W と D を消去すると次のようになり仮定した x_{f1} に対する S_1 が求まる。

$$F_{sfa} = D x_{da} + W x_{wa} \quad (11)$$

$$F_{sfb} = D x_{db} + W x_{wb} \quad (12)$$

$$W = F + S - D \quad (13)$$

$$S = F \cdot \frac{\frac{x_{fa} - x_{wa}}{x_{da} - x_{wa}} - \frac{x_{fb} - x_{wb}}{x_{db} - x_{wb}}}{\frac{x_{fa}}{x_{da} - x_{wa}} - \frac{x_{fb}}{x_{db} - x_{wb}}} \quad (14)$$

Fig. 3 の作図から各 S に対する線分の比を求め, これを ρ とすれば

Fig. 3 Calculation of minimum reflux ratio in stripping section (No. 1)

Fig. 4 Operating region in extractive distillation (MeOAc-MeOH-H₂O system)

Fig. 5 Calculation minimum reflux ratio in stripping section (No. 2)

$$\frac{\overline{x_{w1}} \cdot x_{f1}}{y_{f1} \cdot x_{f1}} \text{ 線分} - \frac{V_{m1}}{W_1} = \rho_1 \quad (15)$$

ρ は上昇蒸気量と缶出流量との比で与えられるから、

$$q=1$$

とおけば

$$\rho_1 = \frac{D(r+1)}{S_1 + F - D} \quad (16)$$

となり、これより r すなわち $r_{\min}$ が求まる。

$$r_{\min} = \rho_1 \left(\frac{S_1}{D} + \frac{F}{D} - 1 \right) - 1 \quad (17)$$

(17) 式で与えられる還流比は、 S_1 に対する最小還流比であるから、 x_f 点を数点仮定することにより、 $S \sim r_{\min}$ の関係をグラフにかくことができる。Fig. 4 の $S \sim r_{\min}$ の曲線は、同様にしてあとの例題から得られたものである。次にあらかじめ溶剂量を定めた場合の最小還流比の求め方を考えて見る。Fig. 5 に示すように、まず物質収支から缶出組成 x_w を求め、 $\overline{z_f s}$ 線上に x_f 点を仮定して、これと平衡な蒸気組成 y_f を結ぶ直線 $\overline{x_f y_f}$ の延長が x_w をとおるように x_f を trial and error 法で求めれば、線分比 ρ を求めることができる。 ρ が定まれば、(17) 式により、 $r_{\min}$ を計算することができる。

3・2 最大還流比の求め方

§2 で述べたように、濃縮部から溶剤回収部に移る場合には濃縮部最上段の溶剤濃度が限界値 x_c より大でなければならない。このような溶剤濃度を限界溶剤濃度とよぶことにすると、これは次のようにして簡単に求めることができる。Fig. 6 のように $\overline{x_c \delta}$ 線上に任意の点を仮定してこれと平衡な蒸気組成が $\overline{x_c \delta}$ 線と一致するように、trial and error 法で求めるとこれが x_c 点である。

$x_c S$: 限界溶剤濃度

$x_c A$: A 成分限界溶剤濃度

$x_c B$: B 成分限界溶剤濃度

段上の液組成が限界濃度に近くなると、濃縮部の上部では各段の液組成および蒸気組成は、ほとんど変化がなくなってくる。

Fig. 6 Critical point of liquid in rectifying section

$$\left. \begin{aligned} x_{(n-1)} &\doteq x_n \\ y_{(n-1)} &\doteq y_n \end{aligned} \right\} \quad (18)$$

したがって (1) 式は次のように表わすことができる。

$$D(r+1)y_n \doteq (rD+S)x_n + D\delta_i \quad (19)$$

回収部と同様に考えて y_n と x_n , δ_i を直線で結び線分比を求めると、

$$\rho' = \frac{\delta_i \cdot x_o \text{ 線分}}{y_o \cdot x_o \text{ 線分}} = \frac{V}{D-S} = \frac{D(r+1)}{|D-S|} \quad (20)$$

(20) 式から溶剂量 S における還流比の上限 $r_{\max}$ が求められる。すなわち

$$r_{\max} = \frac{\rho'|D-S|}{D} - 1 \quad (21)$$

これは、次式からも計算することができる。

$$r_{\max} = \frac{S(x_{oi} - x_{of}) - D(y_{oi} - x_{di})}{D(y_{oi} - x_{ei})} \quad (22)$$

(22) 式は操作線の式 (1) と (7) に次の関係を代入して得られるものである。

$$x_{(n-1)i} = x_{ni} = x_{oi}$$

$$y_{(n-1)i} = y_{ni} = y_{oi}$$

結局 x_o 点さえ求めれば任意の S に対する $r_{\max}$ が計算できることになる。

4. 溶剂量の推定

いままで記した方法で、 $S \sim r_{\min} \sim r_{\max}$ の関係を Fig. 4 のように図示すれば、 $r_{\min}$ と $r_{\max}$ に囲まれた部分が操作可能な溶剂量と還流比を示す。操作可能な範囲内では、一般に溶剂量を多くすると段数の減少に効果があるが缶出液の濃度が低下するので缶出液処理工程に制限を受ける場合がある。また溶剤が高価な場合、有毒な場合は多少段数が増加しても極力少ない量で蒸留を行なわざるを得ない場合もあるから経済性、工程の性質などの諸条件を考慮して決定されねばならない。

5. 例 題

酢酸メチル (b. p. 57.8°C) とメタノール (b. p. 64.6°C) は酢酸メチル 66.8mol%, メタノール 33.2mol% (メタノール 35mol% という報告もある) の組成において約 54°C の最低沸点共沸混合物を作るこの 2 成分系の分離には、一般に水を抽出溶剤とする抽出蒸留精製が行なわれている。いま本報告の応用例として下記の条件を満足する抽出蒸留操作範囲を求めてみる。

5.1 条件

Fig. 7 に示すような条件の下で物質収支をとると Table 1 のようになる。

計算に必要な気液平衡関係は、Crawford, A. G.⁴⁾ らおよび手島ら⁵⁾ のデータを用いた。

5.2 解

Fig. 7 Material balance of example (a)

Table 1 Material balance

	MeOAc [kg-mole/hr]	MeOH [kg-mole/hr]	H ₂ O [kg-mole/hr]
Feed	60	40	
Distillate	81.5	4.0	14.5
Waste	[MeOAc]/[MeOH]=5/95 mole ratio		

Table 2 Critical point

	MeOAc mole%	MeOH mole%	H ₂ O mole%
x_o	62.0	3.1	34.9
y_o	79.0	3.9	17.1

Table 3 Conditions of example

No.	Point on Fig. 4	Extractant	Reflux ratio	Calculation
1	a	120 [kg-mole/hr]	$r=2.0$	Fig. 8
2	b	120 [kg-mole/hr]	$r=0.5 < r_{\min}$	Fig. 9
3	c	120 [kg-mole/hr]	$r=7.0 > r_{\max}$	Fig. 10

(i) 与えられた条件で物質収支をとれば

$$D=71.22 \text{ [kg-mol/hr]}$$

(ii) 最小還流比

$z_f S$ 線上に x_f 点を数点仮点して、前述のような方法から $r_{\min}$ を求め S と $r_{\min}$ の関係を示すと Fig. 4 のようになる。

(iii) 濃縮部最上段の限界濃度

Fig. 6 のように $x_d \delta$ 線上に x_o 点を順次移動して平衡な蒸気 y_o が $x_d \delta$ 線に来るような点を求めると Table 2 のようになる。

(iv) 溶剂量と最大還流比

限界溶剤濃度が得られれば、(22) 式から $r_{\max}$ を求めることができる。Fig. 4 の $r_{\max} \sim S$ 曲線はこの結果を示す。

(v) 操作可能範囲

Fig. 4 で $r_{\min}$ と $r_{\max}$ で囲まれた部分が操作可能範囲である。いま Table 3 のような 3 種の条件を選んで計算結果の検討をしてみると、Fig. 4 の②点で示される Table 3 の条件 (1) ではスムーズに分離が行なわれ、所要理論段数は Table 4 のようである。

条件 (2) すなわち Fig. 4 の③点では Fig. 9 に示されるよう

Fig. 8 Lee's presentation in extractive distillation example (a) separation of MeOAc-MeOH-H₂O ternary system

Fig. 9 Example (b)

Fig. 10 Example (c)

に回収部の段数がきわめて多くなり適当でなく、また、(3)の場合には、Fig. 10 に示されるように濃縮部の段数が増大する。

以上の経過から条件 (1) のみが操作可能であることが証明された。

結 論

抽出蒸留の計算に際して、Lee らの気液平衡表示法、段数計算法、操作線表示法を有効に使用し、さらにその利用法を拡張して図解法により操作範囲を便利に求める方法を提案した。この操作範囲の作成に当り、

(1) 回収部の条件から最小還流比を図解法により求めた。

Table 4 Number of theoretical plate

	Number
Stripping section	4
Rectifying section	4
Solvent recovery section	1

(2) 与えられた留出組成に対する濃縮部最上段の液の限界溶剤濃度を図上で求め、これを用いて各溶剂量に対して濃縮部における最大の限界還流比を導出した。

最後に本報文を発表する機会を与えられた中川担当重役以下関係上司の方々に御礼申し上げると共に、本報作成に当って御指導いただいた、京都大学工学部高松教授ならびに平岡助教授に感謝いたします。

Nomenclature

Rate of flow, (moles per unit time)

D : distillate

Δ : net flow in rectifying section

F : feed mixture

L : liquid phase

V : vapor phase

S : extractant

W : waste (net flow in stripping section)

w : waste

n : plate in stripping section

m : plate in rectifying section

i : individual component

f : feed

c : (critical point defined as the minimum concentration of extractive agent to obtain the desired overhead product)

Composition and Location on the ternary diagram

x : liquid phase

y : vapor phase

z : feed mixture

δ : netflow in stripping section subscript

d : distillate

Mole ratio vapor to net flow

ρ : V/W , in stripping section

ρ' : $V/\Delta = V/D - S$, in rectifying section

A, B : key component

K : equilibrium constant

q : $\left[\frac{\text{moles of liquid in feed mixture}}{\text{moles of feed}} \right]$

Literature cited

- 1) Benedict, M. and L.: Rubin: *Trans. Am. Inst. Chem. Engrs.*, **41**, 353 ('45)
- 2) Bonilla, C. F.: *Chem. Eng. Progr.*, **37**, 669 ('41)
- 3) Chamber, J. M.: *Chem. Eng. Progr.*, **47**, 555 ('51)
- 4) Crawford, A. G., G. Edwards and D. S. Lindsay: *J. Chem. Soc.*, 1054, (1949)
- 5) Hirata, M.: "Taseibunkei no joryu" (Japan)
- 6) Lee, K. and K. Kammermeyer: *Chem. Eng. Progr. Symposium. Ser.*, **49**, No. 6, 99 ('53)
- 7) Perry, J.: "Chem. Eng. Hand-Book" 3rd ed.
- 8) Takamatsu, T., "Shinkagaku kogaku koza" vi-1
- 9) Teshima, T., S. Hiyoshi et al.: *Kogyo kagaku zasshi*, **55**, 801 ('52)
- 10) Yorizane, T. and K. Nishimoto: *Kagaku Kōgaku (Japan)*, **46**, 700 ('60)

湿った粒状物質内における水分機構——温度勾配を与えた場合の水分分布による検討——(大谷茂盛・鈴木睦・前田四郎, 化学工学, 28, 642~8 (1964)) 粒子層を適当な含水率で形づくり, 外部に水分が逃げないようにして, 温度勾配を与えた場合, 水分移動にあづかる要因として, 温度差による水蒸気分圧および各場所におけるサクション・プレッシャの勾配を考えて, 定常状態における水分分布を求める理論式を導いた。その内容を検討した結果, 温度勾配による水分分布は動的平衡の項と静的平衡の項の和として表わされる。球形ガラス粒子層について実験を行ない, 測定結果と理論式を比較対照し, 従来求められなかった定量的関係を明らかにした。

指数モデル流体の楕円管内流動(水村篤郎・三石信雄・中村良, 化学工学, 28, 648~52 (1964)) 指数モデル流体の楕円管内流動が変分法にて解かれた。簡単な関数で境界条件を満足するような二つの試験関数を選ばれ, 結果が検討された。その結果いずれも $n=1$ の場合にはニュートン流体の楕円管内流動の厳密解と一致することが示され, また $a=b$ の場合には一つの試験関数の結果は円管内指数モデル流体の流動式と一致することが示された。本研究でえられた平均流速と圧力降下との関係は工学的に十分使用できる近似度をもつものと予測される。

矩形バーナー焰の吹き切れ限界に与える温度の影響(国井大蔵・尹錫文, 化学工学, 28, 653~6 (1964)) 焰の吹き切れ限界を都市ガス・空気の混合ガスの流速と混合ガス中の都市ガスの混合率で表わすと, 一定混合率における焰の吹き切れ限界はバーナー先温度および混合ガスの予熱温度とともに大きくなる。また, 焰の吹き切れ限界を臨界境界速度勾配と混合率で表わすと, バーナー先温度が同じであれば, バーナー矩形の大きさはよらないということを示し, バーナー先温度が 510°C の範囲まで確めた。

二相流反応操作(小出耕造・久保田宏・進藤益男, 化学工学, 28, 657~61 (1964)) 流れの状態が理想化されたいくつかの型式の二相流反応装置に対する設計式を求めた。一次反応(擬一次反応を含む)および二次反応の特殊場合について, 基礎式の解を求め, 解の適用条件について検討した。

抽出蒸留における操作範囲の図解法(田中昭三・山田二郎, 化学工学, 28, 661~7 (1964)) Lee-Kammermeyerらの3成分系蒸留計算法を抽出蒸留に適用して, 溶剂量と還流比との間の関係を求めた。一般にこれらの関係は逐次段法により, 条件を変えて計算することにより求めているが, 筆者らは溶剂量を変化させてそれぞれの溶剂量における還流比の上限と下限を図計算により決定し, その間にある還流比を操作可能範囲とする提案をするとともに, 酢酸メチル-メタノール2成分系の水による抽出蒸留計算により確認した。

重ね円筒における熱伝導(杉山幸男・三輪金次・架谷昌信, 化学工学, 28, 668~72 (1964)) 2つの熱伝導度の異なる固体の円筒を重ねた有限長さの重ね円筒における半径方向熱伝導に関し, 端効果を考慮に入れて, 微分方程式の一般解を導き, 比較的少ないパラメーターにこれを整理し, 実験結果との比較検討を行ない, 実験精度とも照合してかなり満足せる結果をえた。

噴霧乾燥粉乳の物理的性質に及ぼす乾燥機型式の影響について(石岡要造, 化学工学, 28, 672~9 (1964)) 熱風流と噴霧流との相対的運動方向の異なる3型式の工業用噴霧乾燥装置を用い, 送込熱風温度および液滴粒径など操作条件を同一にして製品を得たが, 各装置の熱効率および平均見掛け容量係数に差があり, 乾燥粒子の粒径および粒子密度に差があることを見出した。次に各装置内での液滴蒸発速度を求めたところ, 噴霧域における液滴蒸発速度が大なるほど蒸発による粒径の収縮が少なく, 粒子密度が低いという関係を見出した。

2成分系共沸データの一相関係係(広瀬泰雄, 化学工学, 28, 680~1 (1964)) 大気圧下で最低共沸をつくる2成分系に限り, 共沸温度と共沸組成について, 大雑把ではあるが, 興味ある相関関係を経験的に見出した。絶対温度で表わされた共沸温度の逆数とモル%で表わされた共沸組成の対数をプロットすると, Fig. 1 および 2 に示すように直線関係が得られる。例は水を含む2成分系とエタノールを含む2成分系である。

粒体-水系の搅拌抵抗(梅屋薫・鈴木嘉弘・相島悠二, 化学工学, 28, 682~6 (1964)) 粉体に液体を加えて練る操作は, 液体の添加の仕方により四種類の異なった方法に分かれる。本文で case (a), (b), (c), (d) で示す。Michaels はこの case (c) に当る方法で測定を行ない, 混合平衡抵抗特性を決定しているが, この値は case (c) と異なった添水方法によって練るときは異なった値に変化する。従って混合平衡値を問題とするときには添水法の記載を詳細にする必要がある。またいわゆる平衡値に落ちつくまでには過渡的に平衡値よりも大きい非定常抵抗値を示し, この値は極端な場合には定常値の十数倍に達することがある。したがって, 混合機・捏和機の設計に当っては非定常混合抵抗値もないがしろにできない, などのことを実測値を基礎に究明した。

第一アルコールの脱水素反応速度に関する研究(矢田精一・工藤四郎, 化学工学, 28, 687~9 (1964)) 銅-クロム触媒を用いて, n-プロピルおよびn-ブチルアルコールの定常気相脱水素反応を工学的に検討した。両アルコールの脱水素反応速度を考慮し, 各成分の分圧を用いて次のように表わされる。

$$r_{\text{PrOH}} = 8.34 \times 10^5 e^{-16100/RT} \left(\frac{n_{\text{PrOH}}}{n_t} - \frac{n_{\text{EtCHOH}} n_{\text{H}_2}}{K n_t^2} \right)$$

$$r_{\text{BuOH}} = 7.51 \times 10^5 e^{-13400/RT} \left(\frac{n_{\text{BuOH}}}{n_t} - \frac{n_{\text{PrCHOH}} n_{\text{H}_2}}{K n_t^2} \right)$$