α, β : Eq.(7), (8) respectively

η : l/l_0 , dimension less distance from liquid inlet [—]

$\xi_n(\eta)$: $x_{n(l)} - \bar{x}_{n-1}^*$, $\xi_{n+1}(1-\eta)$: $x_{n+1}(l_0-l) - \bar{x}_n^*$ [—]
 λ : mG/L [—]

ρ_{ML} : liquid mole density of froth [kg·mole/m³]

Subscripts

n : n -th plate

i : feed inlet end

1: feed outlet end

Superscripts

*: equilibrium

·, ··, ···, ····: 1st, 2nd, 3rd, 4th, derivatives respectively

Literature cited

- 1) A. I. Ch. E. Research Committee: Tray Efficiencies in Distillation Columns, Univ. of Delaware (1958)
- 2) Eguchi, W. and S. Nagata: *Chem. Eng. Japan*, **24**, 142 (1960)
- 3) Lewis, W. K., Jr.: *Ind. Eng. Chem.*, **28**, 399 (1936)
- 4) Miyauchi, T.: *Chem. Eng. Japan*, **24**, 434 (1960)
- 5) O'Connell, H. E. and M. F. Gauteaux: *Chem. Eng. Prog.*, **51**, 232 (1955)
- 6) Oliver, E. D. and C. C. Watson: *A. I. Ch. E. Journal*, **2**, 18 (1956)
- 7) Wada, T. and O. Kageyama: unpublished manuscript

充填塔の蒸留における高さと還流比の相関について*

山田 幾穂**・遠坂 登***

杉江 日出澄**・岩田 隆逸**

名古屋工業大学

はじめに

さきに高松および筆者らの1人遠坂は、充填塔における多成分系蒸留において、(1)式と(2)式のように濃縮部と回収部のそれぞれの移動単位数と関係づけられるパラメータ $f(z)$, $f(z^*)$ を用いて、塔内組成 $x_s(i)$, $x_s^*(i)$ を留出組成 $x_D(i)$, 缶出組成 $x_W(i)$ の関数として(3)式、(4)式のように表現した¹⁾。

$$\sum_k \frac{C_k}{\lambda_k} \exp\left(\frac{-f(z)}{\lambda_k}\right) = \frac{1}{R(R+1)} \exp\left(\frac{-z}{U}\right) \quad (1)$$

$$\sum_k \frac{C_k^*}{\mu_k^2} \exp\left(\frac{f(z^*)}{\mu_k}\right) = \frac{\sum_i \alpha(i) x_W(i)}{(R^*-1)^2} \exp\left(\frac{z^*}{U}\right) \quad (2)$$

$$x_s(i) = \frac{x_D(i) \sum_k \frac{C_k}{\lambda_k} v_k(i) \exp\left(\frac{-f(z)}{\lambda_k}\right)}{R \sum_k \frac{C_k}{\lambda_k} \exp\left(\frac{-f(z)}{\lambda_k}\right)} \quad (3)$$

$$x_s^*(i) = \frac{x_W(i) \sum_k \frac{C_k^*}{\mu_k^2} v_k^*(i) \exp\left(\frac{f(z^*)}{\mu_k}\right)}{R^* \sum_k \frac{C_k^*}{\mu_k^2} \exp\left(\frac{f(z^*)}{\mu_k}\right)} \quad (4)$$

ただし、 λ_k , μ_k , C_k , C_k^* , $v_k(i)$ および $v_k^*(i)$ は末尾の記号を参照されたい。さらに、(3)式、(4)式を段塔における Acrivos¹⁾ の式と比較して $f(z)$, $f(z^*)$ が濃縮部の段数 n および回収部の段数 $s-1$ に関数的性質が対応していることを指摘し、たとえ充填塔による蒸留といえども $f(z)$, $f(z^*)$ を用いるかぎり Murdoch⁴⁾ らの段塔の手法がそのまま適用できることを示した。

本報では、 $f(z)$ と $f(z^*)$ の和 $F(z)$ と還流比 R との相関を明らかにし、この相関を設計問題に応用した例について述べる。

§1. $F(z)$ と R の相関について

さきに示した高松らの計算法を種々な系および分離の条件に適用して求めた $f(z)$, $f(z^*)$ と Underwood⁷⁾ の方法によって求めた R_m およびその他の計算結果を一括して Table 1, Table 2 に示した。 $F(z)$ は無論次式で与えられる。

$$F(z) = f(z) + f(z^*) \quad (5)$$

また、 $F(z)_m$ は全還流における $F(z)$ の値、 a はスチ

* <The Correlation between Heights of Packing and Reflux Ratio on the Distillation by Use of the Packed Column>

Received on September 28, 1965

** Ikuho Yamada, Hidezumi Sugie, Takatsugu Iwata (Nagoya Institute of Technology, Nagoya, Japan)

*** Noboru Tosaka (大協和石油化学(株) Daikyowa Petrochemicals Ltd.)

Table 1 Data on different types of separations (binary systems)

α_{11}	$x_F(2)$	$x_D(2)$	$x_W(2)$	a	R	$F(z)$	$\frac{R-R_m}{R+1}$	$\frac{F(z)-F(z)_m}{F(z)+2a}$	symbol
2.0	0.30	0.98	0.02	0.69	3.21	∞			B-1
					3.37	21.1	0.037	0.631	
					3.53	18.4	0.071	0.579	
					4.17	14.3	0.186	0.466	
					5.14	12.0	0.314	0.372	
					6.42	10.6	0.433	0.297	
					9.63	9.17	0.604	0.200	
					16.1	8.25	0.753	0.121	
					32.1	7.64	0.873	0.061	
					∞	7.09			
3.0	0.30	0.98	0.02	0.55	1.59	∞			B-2
					1.67	11.3	0.030	0.655	
					1.75	9.85	0.058	0.609	
					2.07	7.63	0.156	0.505	
					2.54	6.35	0.269	0.416	
					3.18	5.54	0.380	0.341	
					4.77	4.68	0.551	0.238	
					7.95	4.10	0.711	0.149	
					15.9	3.71	0.847	0.078	
					∞	3.34			
3.0	0.10	0.95	0.02	0.55	4.67	∞			B-3
					4.90	8.07	0.040	0.594	
					6.07	5.44	0.198	0.417	
					9.33	4.15	0.452	0.259	
					23.3	3.32	0.767	0.105	
					93.3	2.98	0.940	0.027	
					∞	2.87			
2.0	0.30	0.99	0.01	0.69	3.27	∞			B-4
					3.30	30.7	0.007	0.698	
					3.60	21.3	0.071	0.570	
					5.23	14.2	0.315	0.340	
					9.81	10.9	0.605	0.199	
					∞	8.50			

Table 2 Data on different types of separations (multicomponent systems)

key	α_{11}	$Fx_F(i)$	$Dx_D(i)$	$Wx_W(i)$	a	R	$F(z)$	$\frac{R-R_m}{R+1}$	$\frac{F(z)-F(z)_m}{F(z)+2a}$	symbol
h l	1.00	0.200	0.000	0.200	0.398	1.50	∞			M-1
	1.69	0.300	0.002	0.298		2.25	9.949	0.2307	0.4394	
	3.57	0.500	0.498	0.002		2.70	8.749	0.3243	0.3689	
						3.00	8.247	0.3750	0.3339	
						4.00	7.292	0.5000	0.2553	
						4.50	7.013	0.5454	0.2287	
						10.5	5.898	0.7826	0.1002	
						∞	5.227			
h l	1.00	0.100	0.000	0.100	0.267	1.05	∞			M-2
	2.35	0.300	0.005	0.295		1.26	6.707	0.0929	0.5851	
	5.60	0.600	0.595	0.005		1.57	5.102	0.2038	0.4669	
						3.15	3.461	0.5060	0.2480	
						7.35	2.847	0.7544	0.1115	
						∞	2.470			
h l	1.00	0.102	0.000	0.102	0.262	0.456	∞			M-3
	2.40	0.172	0.007	0.165		0.547	4.528	0.0588	0.6241	
	5.72	0.280	0.254	0.026		0.684	3.288	0.1353	0.5018	
	11.8	0.417	0.417	0.000		∞	1.375			
	31.7	0.029	0.029	0.000

Fig. 1 $(F(z) - F(z_m))(F(z) + 2a)^{-1}$ vs. $(R - R_m)(R + 1)^{-1}$ of the distillation by use of the packed column

Table 3 Given conditions for the illustration

i	α_{i1}	$Fx_F(i)$	$Dx_D(i)$	$Wx_W(i)$
1	1.00	0.05		0.050
2	1.92	0.35		0.350
3	3.88	0.37	0.003	0.367
4	8.00	0.20	0.193	0.007
5	20.0	0.03	0.030	

ルの段階接触を塔内の連続接触に換算するところの一理論段あたりの $F(z)_m$ でそれぞれ (6) 式, (7) 式に示した。

$$F(z)_m = \frac{1}{\alpha(l) - \alpha(h)} \left[\ln \frac{x_D(l)x_W(h)}{x_D(h)x_W(l)} - \ln \frac{\alpha(l)}{\alpha(h)} \right] \quad (6)$$

$$a = \frac{1}{\alpha(l) - \alpha(h)} \ln \frac{\alpha(l)}{\alpha(h)} \quad (7)$$

ここで, (l) は低沸限界成分, (h) は高沸限界成分を表わす。

Table 1, Table 2 に示された諸計算結果より Gilliland²⁾ 型の相関を作れば Fig. 1 のようになり, 彼の相関ときれいに一致した。

§2. Fig. 1 の設計問題への応用

与えられた系および分離の条件から充填塔の高さを計算する場合, まず Underwood の方法によって R_m を求めて適当に R を決定し, 次に, 実測値なり, たとえば丹羽, 藤田³⁾ の方法なりによって H, T, U_{OG} をきめて z, z^* を計算するのが通例である。以下 z, z^* の計算法を示しておく。まず, 通例のように $(R - R_m)(R + 1)^{-1}$

を求め Fig. 1 の相関から $(F(z) - F(z_m))(F(z) + 2a)^{-1}$ を求める。(6) 式, (7) 式より $F(z)_m, a$ を計算すれば $F(z)$ が求められる。つぎに $f(z), f(z^*)$ を以下のようにして求める。

原料供給位置に関する物質収支は次式で示される。

$$R^*Wx_s^*(i) = RDx_s(i) + qFx_L(i) \quad (8)$$

(8) 式の関係は, すべての成分について成立するわけであるが, 便宜上それぞれの限界成分 $(l), (h)$ について辺々比をとり, (3) 式, (4) 式を代入すれば次式を与える。

$$\begin{aligned} & \frac{x_W(h) \sum_k \frac{C_k^*}{\mu_k^2} v_k^*(h) \exp\left(\frac{f(z^*)}{\mu_k}\right)}{x_W(l) \sum_k \frac{C_k^*}{\mu_k^2} v_k^*(l) \exp\left(\frac{f(z^*)}{\mu_k}\right)} \\ &= \frac{Dx_D(h) \sum_k \frac{C_k}{\lambda_k} v_k(h) \exp\left(\frac{-f(z)}{\lambda_k}\right) + qFx_L(h)}{Dx_D(l) \sum_k \frac{C_k}{\lambda_k} v_k(l) \exp\left(\frac{-f(z)}{\lambda_k}\right) + qFx_L(l)} \end{aligned} \quad (9)$$

すでに, Fig. 1 をもとにして $F(z)$ が求められているから, (5) 式と (9) 式を組み合わせれば $f(z), f(z^*)$ が求められる。そして最後に, (1) 式, (2) 式より z, z^* を計算することができる。

なお, 平田は Gilliland の相関を用いて濃縮部の段数を求めるのに, 原料供給段の限界成分の組成比が原料のそれに等しいとして求めているが³⁾, 筆者の考えでは, 両者の組成比は必ずしも一致しないので, 段塔であっても充填塔で示した方法と同様な方法で求めなければならないと思う。ただし, 平田の方法を充填塔に適用した場合 (5) 式と (9) 式を組み合わせれば解く数値計算の過程で, 初期値を探索するには有用な方法であって収束がきわめて早くなる。

例題 Table 3 のような系および分離の条件に対して $R=5$, $U=0.6$ m として所要の充填高さを求めよ³⁾。

解 すでに平田によって $R_m=3.011$ が求められている。したがって

$$\frac{R-R_m}{R+1}=0.3315 \longrightarrow \frac{F(z)-F(z)_m}{F(z)+2a}=0.37$$

(6) 式, (7) 式より

$$F(z)_m=1.796 \quad a=0.175$$

したがって

$$F(z)=3.07$$

(5) 式, (9) 式より $f(z)$, $f(z^*)$ を求めればそれぞれ

$$f(z)=1.16 \quad f(z^*)=1.91$$

となり, さらに $f(z)$, $f(z^*)$ を (1) 式, (2) 式に代入すれば

$$z=4.46 \text{ m} \quad z^*=7.57 \text{ m}$$

として最終解が求められる。

以上の計算結果を, 筆者らが前報³⁾ に示した方法によ

って確認したところ, $Dx_D(i)$, $Wx_W(i)$ とも一致したのでその結果を省略しておく。

む す び

さきにも示したように高松らは $f(z)$, $f(z^*)$ と n , $s-1$ が関数的性質において対応していることを指摘したが, Fig. 1 に示したように $F(z)$ の R による相関がきれいに Gilliland の相関に一致したことは, $f(z)$, $f(z^*)$ が n , $s-1$ に完全に対応していることを物語るものと筆者らは考えている。

なお, Fig. 1 より, 充填高さおよび原料供給位置を求める設計問題への応用に関しては §2. に述べておいた。

Nomenclature

C_k : $\{\sum_i p(i)x_D(i)[\lambda_k - p(i)]^{-2}\}^{-1}$
 C_k^* : $\{\sum_i p(i)x_W(i)[p(i) - \mu_k]^{-2}\}^{-1}$
 D : number of moles of distillate per unit time
 F : number of moles of raw material per unit time
 $F(z)$: $f(z) + f(z^*)$
 $f(z)$: parameter determined by height of the packing
 h : heavy key component
 l : light key component
 $p(i)$: reciprocal relative volatility for i -th component
 q : dimensionless factor in distillation describing condition of feed
 R : reflux ratio
 R^* : $(RD + qF)/W$
 U : $(H.T.U.)_{OG}$
 $v_k(i)$: $p(i)[\lambda_k - p(i)]^{-1}$
 $v_k^*(i)$: $p(i)[p(i) - \mu_k]^{-1}$
 W : number of moles of bottom product per unit time
 $x_L(i)$: molar fraction of the liquid portion in feed of i -th component

$x_i(i)$: molar fraction of the liquid of i -th component
 z : height of the packing
 $\alpha(i)$: relative volatility for i -th component
 λ_k : k -th root of $\sum_i x_D(i)v_k(i) = R$, ordered in such a way that $p(k) < \lambda_k < p(k-1)$
 μ_k : k -th root of $\sum_i x_W(i)v_k^*(i) = R^*$, ordered in such a way that $p(k+1) < \mu_k < p(k)$

Subscripts

D : distillate
 F : raw material
 f : feed position
 h : heavy key component
 l : light key component
 m : minimum term
 W : bottom product
 z : height of packing

Upperscript

*: denotes stripping section

Literature cited

- 1) Acrivos, A., et al.: *Chem. Eng. Sci.*, **4**, 29 (1955)
- 2) Gilliland, E. R.: *Ind. Eng. Chem.*, **32**, 1220 (1940)
- 3) Hirata, M.: "Taseibunkei no Zyoryu", p.71 (1953)
- 4) Murdoch, P. G.: *Chem. Eng. Progr.*, **48**, 36 (1950)
- 5) Niwa, Y. and Fujita, S.: *Kagaku Kikai (Chem. Eng., Japan)*, **16**, 399 (1952)
- 6) Takamatsu, T., et al.: *Chem. Eng. (Japan)*, **30**, 230 (1966)
- 7) Underwood, A. J. V.: *Chem. Eng. Progr.*, **44**, 603 (1948)
- 8) Yamada, I., et al.: *Chem. Eng. (Japan)*, **30**, 513 (1966)

無限希釈溶液における活量係数の迅速測定法 (平沼充安・橋場正男・久郷昌夫, 化学工学, 30, 613~616 (1966))
 Redlich-Kister の式, および Siwoloboff⁹⁾ の沸点測定法を基礎として無限希釈溶液における活量係数の迅速測定法を確立した。この方法で得られた 2 成分定数および筆者らの式を用いて溶液における液相成分の活量を計算することが出来る。

物質移動係数の検討——平板上のガス層境界層について—— (若尾法昭・藤代 繁, 化学工学, 30, 616~622 (1966))
 平板上で表面反応 $A \rightarrow \delta B$ が行なわれるとき (ガス吸収、蒸発を含める), 物質移動係数に対する ρ_{Bm} および δ の影響を検討した。境界説に基づいた Sh の定義, $Sh \equiv (k/L/D_0)(\rho_{Bm}/P)$ はガス吸収や $\delta=1$ なる表面反応では等モル相互拡散での値より大きく、逆に蒸発や $\delta \neq 1$ では小さい。 Sh は濃度推進力が小さい場合は ρ_{Bm} に無関係であるが、推進力が大きくなると ρ_{Bm} のみならず推進力にも依存する。また、平板面から空気流 (層流境界層) への有機溶剤の蒸発実験を行ない、理論との比較を行った。

低圧すべり流領域における円管内の物質移動 (宗像 健・永上益幸・戸井興一, 化学工学, 30, 622~629 (1966))
 円管内を流れる低圧気体と管壁との間の物質移動について、すべり説を適用して解析を行なった。
 この結果、蒸発係数が 1 にくらべて相当に小さい場合に限り、重大な圧力損失なしにすべりの影響が現われることが予測された。物質としては、蒸発係数が 1 に近いナフタレンと、蒸発係数が 0.01 のヨウ素をえらび実験を行ない、予備を裏付ける結果を得た。すなわち物質移動の界面抵抗に相当するものは、ナフタレンに対しては認められなかったが、ヨウ素の場合には認められた。これは、ヨウ素の場合蒸発係数が小さいことと、低圧において平均自由行程が長くなることが重なり合ってすべり係数が大きくなったためである。

ウィーピングを伴う蒸留塔の段効率 (畠山 脩, 化学工学, 30, 629~636 (1966))
 ウィーピングを伴う蒸留塔の段効率を考えるには、棚段上の液またはガスの混合の他に、ウィーピングによる棚段間の混合の影響をも考慮する必要がある。著者はこの点に関して理論的な考察を行ない、段効率を点効率、ベクレ数、ウィーピング率の函数として与える解析解を求めた。次に種々の場合について数値計算を行ない、これらの変数と段効率との関係を明らかにし、ウィーピングを伴う場合の段効率の推算を可能ならしめた。

充填塔の蒸留における高さと速流比の相関について (山田幾徳・遠坂 登・杉正日出澄・岩田隆逸, 化学工学, 30, 636~639 (1966))
 最近、高松と遠坂は充填塔による蒸留において、移動単位数と関係づけられるパラメータ $f(z)$, $f(\bar{z})$ の関数的性質が段塔の n , $s-1$ に対応していることを指摘した。
 本稿では、 $F(z)$ と R との相関で、 $(F(z)-F(z)_m)(F(z)+2a)^{-1}$ vs. $(R-R_m)(R+1)^{-1}$ が Gilliland の相関と一致することから $f(z)$, $f(\bar{z})$ は n , $s-1$ に完全に対応することを認めた。系および分離の条件を与えて多成分系蒸留への応用に関して § 3 に示した。

山形十字格子棚段流動乾燥装置 (森泉国男・笠羽俊毅・松浦正一・新良貴啓三, 化学工学, 30, 640~643 (1966))
 直径 600 ミリメートルの塔を用いた流動乾燥装置において、砂を材料として、山形十字格子棚段と多孔板棚段との性能比較試験を行ない、この新しい型の棚段が多孔板棚段にしろことなく実用でき、また格子棚段の開口部投影面積を開口面積とする孔通過流速と流体通過の圧力損失との関係は、多孔板のそれと極めてよく近似することがわかった。

多孔板上の液体混合 (宮内照勝・今井 弘・久保国道, 化学工学, 30, 643~650 (1966))
 多孔板上の液体混合特性をトレーサー定常法を用いて測定し、2 次元拡散モデルを用いた場合の新しい理論解を求めて、液流れ方向およびガス流れ方向の液体混合拡散係数を決定した。そして操作条件との関連を求めた。

触媒形状の相異による有効係数論 (笠岡成光・阪田祐作, 化学工学, 30, 650~656 (1966))
 全外部拡散表面を有するリング、円柱、中空球、さらに、断面と内面、断面と外面シールの各リングに対して、1 次反応における等温有効係数の解析解を求め、Aris の形状相関の適用性を検討した。解析値と相関値を詳細に求めた。そして、断面シールの平板あるいは球基準の相関値が、あるいは両相関値の平均が、解析値とよく近似する場合もあり、また相関が全く成り立たないような場合のあることが確かめられた。

気固系流動接触反応装置内の流体の滞留時間分布特性と化学反応 (小林晴夫・荒井 傑・伊沢信雄・宮 孝之, 化学工学, 30, 656~662 (1966))
 8 cmφ の流動層によりオゾンの接触分解反応を測定した結果について、同一流動条件下の滞留時間分布特性の結果を用いて解析し、両者を共に合理的に説明する二相モデルを決定した。また、これらの結果より、気泡相内粒子割当として cloud, wake 等も考慮すべきこと、および、流動層の接触効率が層高によってあまり変化しないのは、二相間ガス交換係数と気泡内粒子分布割合の効果が互に相殺するためであることを示した。

円筒型撹りによる炭素材料撹和時の伝熱について (竹内 雅, 化学工学, 30, 663~667 (1966))
 円筒型撹和機により炭素材料の撹和を行ない、境界伝熱係数 h_i と動力 P について研究した。 h_i は撹和時間、1 バッチの量、撹拌翼形状、回転数 (n) および円筒内径 (D) で変化した。撹拌翼の形状に関しては極型がすき型より優れている。撹和機容積に対する供給原料の容積比が同じで極型撹拌翼を用いたときの h_i は $h_i = KD^{0.6}n^{0.8}$ で表わされた。これは液やスラリーにおける強制対流伝熱の場合と一致する。撹和物単位重量当たりの正味の動力消費量はほぼ同一であった。

気液固流動層における亜硫酸カルシウムの酸化 (坂根康有・山田 登, 化学工学, 30, 667~668 (1966))
 気液固流動層で亜硫酸カルシウムを吹きこみ空気により酸化する場合、空気流速 0.5~5 cm/sec, 亜硫酸カルシウム 30, 60, 90 g, 流量 600 ml, 温度 55℃ で実験した結果、亜硫酸カルシウムの消費速度は、空気吹きこみ速度の小さいとき酸液溶解過程により、大きいとき亜硫酸カルシウムの溶解過程によりそれぞれ支配されることを知った。