蒸気と気体の混合物の低圧における冷却凝縮*

—広い蒸気濃度範囲の凝縮速度式について—

宗 像 健**・平 井 伸 幸**

横 山 勝 夫**

九州大学工学部 化学機械工学教室

緒 言

著者らは、真空操作において遊離される有機蒸気回収のトラップの設計資料を得る目的で、蒸気と気体の混合物の低圧における垂直円管内冷却凝縮の研究を行ってきた。ここで低圧においては一般に低レイノルズ数で、流れは層流となる。この研究で蒸気濃度が低い場合は、伝熱における Graetz の解が物質移動に適用でき、理論的解析と実測値をすでに報告した¹⁰⁾。今回は、蒸気濃度が高い場合について、層流域での冷却凝縮につき、解析法をいろいろ検討した結果、Baasel ら¹¹⁾の解析法が最も良く実験結果を説明できた。本報ではこの Baasel らの解析法を基に計算結果を一般的な議論に便利な無次元の凝縮速度の形にして整理式を作製し、実験結果と比較したところ、良好な結果が得られたので報告する。なお、あわせて蒸気濃度が低い場合の新しい整理式についても報告する。

1. 層流域での凝縮速度の解析

蒸気濃度が希薄で、自然対流が無視できる場合、前述のように伝熱における Graetz の解が物質移動に適用できる。しかしながら蒸気濃度が高い場合は、凝縮により蒸気流量が減少し、速度分布が変化するため、もはや Graetz の解は適用できない。層流域での非凝縮ガスの影響を理論的に解析した研究はいくつか報告されているが、これらの研究は比較的非凝縮ガスの低い濃度のものであり、理論と実験との間に良い相関が得られていない。

Baasel らは、垂直円管内層流で蒸気と非凝縮ガスの 2 成分混合物からの蒸気の凝縮速度を解析し、Kusak ら⁵⁾

の実験結果と比較的良好一致を示すと報告している。この解析法の詳細は原論文に譲り、以下簡単にその結果を述べる。

Baasel らの解析法の特徴は、一定物性値問題を扱っていること、一方拡散すなわち非凝縮ガスの半径方向の正味の流れはない、凝縮器全体で蒸気の流れは放物線であるとの仮定の下に、熱収支式、運動量収支式を省略し、連続の式、成分収支式を解いていることである。そこで、凝縮成分 A の凝縮速度 N_{Ao} は、一方拡散という仮定から Eq. (1) となる。

$$N_{Ao} = -\frac{C_T \cdot D_{AB} \cdot D \cdot \pi}{K} \int_0^{2x/D} \left(\frac{\partial C_A'}{\partial s} \right)_w dy \quad (1)$$

Eq. (1) 中の唯一の未知の項である $(\partial C_A'/\partial s)_w$ は、無次元濃度 C_A' が、無次元座標 s と y の関数として知られるならば計算できる量である。この C_A' を与える式は、連続の式、成分収支式より Eq. (2) で表される。

$$-\left(\frac{\partial C_A'}{\partial y} \right)^2 + M \cdot K(1-s) \frac{\partial C_A'}{\partial y} - (K - C_A') \frac{\partial^2 C_A'}{\partial y^2} = \left(\frac{\partial C_A'}{\partial s} \right)^2 + \frac{K - C_A'}{s} \cdot \frac{\partial C_A'}{\partial s} + (K - C_A') \frac{\partial^2 C_A'}{\partial s^2} \quad (2)$$

Eq. (2) より、 M, K が与えられれば、任意の座標 (s, y) での濃度 C_A' が決定でき、したがって Eq. (1) より凝縮量 N_{Ao} が計算できる。計算は Eq. (2) を差分化して数値計算を行い、Eq. (1) より凝縮速度 N_{Ao} を求めた。

Fig. 1 に、Eq. (1) で求めた凝縮速度とエタノール-空気系で行った実験との比較を示す。Fig. 1 中の蒸気濃度が高いところで、計算値にバラツキの傾向が見られるのは、数値計算の途中の演算で精度が落ちてくるため、さらに高濃度では発散するようになる。また純蒸気の場合の計算値は、垂直平板に対する Nusselt の凝縮速度式によった値である。実験は、圧力範囲 60 mmHg ~ 150 mmHg で行ったもので図中の実線は実測値を結んだものである。Eq. (1) より求めた計算値と実測値の相違はただだか 8% であった。

この結果、Eq. (1) で与えられる凝縮速度が実測値を良く説明できることから、次の無次元凝縮速度の整理式を検討した。

* <Condensation of Vapor from Vapor-Gas Mixture at Low Pressure—Equations of rate of condensation over a wide range of vapor concentration—
Received on April 2, 1973
化学工学協会第 6 回秋季大会 (東京, 1972 年 11 月 27 日) にて発表

** Tsuyoshi Munakata (正会員), Nobuyuki Hirai (正会員) and Katsuo Yokoyama (学生会員) Dept. of Chem. Eng., Kyushu Univ., Fukuoka, Japan

Fig. 1 Plots of rate of condensation against mole percent of air

2. 無次元凝縮速度の整理式

2.1 蒸気濃度が高い場合

一般的な議論を進めるために, Eq. (1) で与えられる凝縮速度を次式のように無次元化する。

$$N_{ACD} = \frac{N_{AC}}{C_T \cdot D_{AB} \cdot D} = \frac{B(x)}{K} \quad (3)$$

ここで

$$B(x) = -\pi \int_0^{x/D} \left(\frac{\partial C_A'}{\partial s} \right)_w dy \quad (3')$$

Eq. (3) の計算結果の例を, $M=200, 500, 1,000$ の場合について, Fig. 2 に示す。

Eq. (3) は数値計算によらなければならないために, 使用に便利なるように, 計算結果を

$$N_{ACD} = f(x/D, M, K) \quad (4)$$

の形で整理式を作製する。この場合, 凝縮器が無限長の場合の凝縮速度は物質収支より理論的に導出できるため, まず $(x/D) \rightarrow \infty$ での無次元凝縮速度を求めておく。

凝縮器が無限長の時, 全凝縮量は

$$N_{AC}|_{x/D \rightarrow \infty} = \frac{\pi r w^2}{2} C_T (u_{m0} - u_{mf}) \quad (5)$$

で与えられる。また濃度分布を用いた Eq. (1) より

$$\begin{aligned} N_{AC}|_{x/D \rightarrow \infty} &= -\frac{C_T \cdot D_{AB} \cdot D}{K} \int_0^\infty \left(\frac{\partial C_A'}{\partial s} \right)_w dy \\ &= \frac{C_T \cdot D_{AB} \cdot D}{K} B(\infty) \end{aligned} \quad (6)$$

ただし

$$B(\infty) = -\pi \int_0^\infty \left(\frac{\partial C_A'}{\partial s} \right)_w dy \quad (6')$$

Eqs. (5), (6) より

$$\begin{aligned} B(\infty) &= \frac{(u_{m0} - u_{mf}) \pi DK}{8 D_{AB}} \\ &= \frac{\pi}{4} \left(\frac{u_{m0} - u_{mf}}{u_{m0}} \right) \left(\frac{u_{m0}}{u_{mf}} \right) \left(\frac{u_{mf} \cdot D \cdot K}{2 D_{AB}} \right) \end{aligned} \quad (7)$$

Fig. 2 N_{ACD} vs. K

一方

$$\begin{aligned} K &= \frac{C_T - C_{A0}}{C_{A0} - C_{Aw}} = \frac{u_{m0}}{u_{m0} - u_{mf}} \\ M &= Re_f \cdot Sc = \frac{u_{mf} \cdot D}{2 D_{AB}} \end{aligned}$$

であるから, この K, M を Eq. (7) に代入すると

$$\begin{aligned} B(\infty) &= \frac{\pi}{4} \cdot \frac{1}{K} \cdot \frac{K}{K-1} \cdot M \cdot K \\ &= \frac{\pi}{4} \cdot \frac{K}{K-1} \cdot M \end{aligned} \quad (8)$$

となる。よって, 無限長の場合の無次元凝縮速度, $N_{ACD}|_{x/D \rightarrow \infty}$ は次式となる。

$$\begin{aligned} N_{ACD}|_{x/D \rightarrow \infty} &= \frac{N_{AC}|_{x/D \rightarrow \infty}}{C_T \cdot D_{AB} \cdot D} = \frac{B(\infty)}{K} \\ &= \frac{\pi}{4} \cdot \frac{M}{K-1} \end{aligned} \quad (9)$$

この値は, Fig. 2 上に数値計算結果とあわせて示してある。

一方, 数値計算では, $K < 1.1$ および $M < 150$ においては演算の途中で発散したので, 計算が収束する範囲, すなわち, $0 < x/D < \infty, 150 < M < 1,000, 1.1 < K < 100$

B: Bullet
CC: Cooler condenser
CT: Cold trap
E: Evaporator
GM: Wet gas meter
H: Heater
K₁, K₂, K₃, K₄: Control bath
M₁, M₂: Mercury manometer
NV₁, NV₂: Needle valve
P: Pump
RP₁, RP₂: Rotary pump
S: Silicagel
SN: Sonic orifice

Fig. 3 Schematic diagram of experimental apparatus

で整理式を作製した結果、次式が得られた。

$$N_{AcD} = \frac{\pi}{4} \cdot \frac{M}{K-1} \cdot \frac{(K-1) \{1 - \exp(-a_2)\}}{K-1 + \exp(-a_1)} \quad (10)$$

ここで

$$a_1 = 4.00 \left(\frac{x}{D} \right)^{1/3} \cdot M^{-0.30} \quad (10)'$$

$$a_2 = 4.36 \left(\frac{x}{D} \right) \cdot M^{-0.74} + 5.17 M^{-0.65} \quad (10)''$$

2.2 蒸気濃度が低い場合

この場合、Graetz の解が適用できることから Hausen の実験式を用いて整理式を検討した。

円管内層流熱伝達に関して、Hausen は、Graetz の解と良い一致を示す平均伝熱係数の実験式 Eq. (11) を求めている²⁾。

$$Nu_m = 3.65 + \frac{0.0668 Re \cdot Pr(D/x)}{1 + 0.045 \{Re \cdot Pr \cdot (D/x)\}^{2/3}} \quad (11)$$

蒸気濃度が希薄な場合、すなわち $K \rightarrow \infty$ での無次元凝縮速度の導出に Eq. (11) を適用する。

平均ヌセルト数はまた次式で表せる。

$$Nu_m = \frac{1}{2z} \ln \frac{1}{T_m} \quad (12)$$

ここで

* Eqs. (11), (12) を物質移動に適用する場合、 Re 数の代表速度は、入口と出口との平均速度をとるべきであろうが、いまは蒸気濃度が低い場合を対象としているので、近似的に凝縮器入口速度を採用した。このために生ずる誤差はたかだか $(1/K) \times 100\%$ 程度であろう。

$$z = \frac{2x}{Re \cdot Pr \cdot D}, \quad T_m = \frac{t_m - t_w}{t_0 - t_w}$$

Eqs. (11), (12) を物質移動の場合に適用すると次式が得られる。

$$\frac{1}{4} Re \cdot Sc \frac{D}{x} \ln \frac{C_{A0} - C_{Aw}}{C_{AL} - C_{Aw}} = 3.65 + \frac{0.0668 Re \cdot Sc \cdot (D/x)}{1 + 0.045 \{Re \cdot Sc \cdot (D/x)\}^{2/3}} \quad (13)$$

ここで

$$y = \frac{2x}{D}, \quad M = Re \cdot Sc \cdot \frac{u_{m0}}{u_{mf}} = Re \cdot Sc \cdot \frac{K}{K-1}^*$$

を用いると Eq. (13) は

$$\frac{C_{A0} - C_{Aw}}{C_{AL} - C_{Aw}} = \exp \left\{ \frac{14.6}{A_1} + \frac{0.2672}{1 + 0.045 (A_1)^{2/3}} \right\} \quad (14)$$

となる。ここで

$$A_1 = \left(\frac{2M}{y} \right) \left(\frac{K-1}{K} \right)$$

次に凝縮速度 N_{Ac} は

$$N_{Ac} = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot \frac{u_{m0}}{2} \left(C_{A0} - \frac{2\bar{u}_L}{u_{m0}} \bar{C}_{AL} \right) \quad (15)$$

で表されるから、この Eq. (15) と、非凝縮ガス不変の条件より、無次元凝縮速度 N_{AcD} は次式となる。

$$N_{AcD} = \frac{N_{Ac}}{C_T \cdot D_{AB} \cdot D} = \frac{\pi}{4} \cdot M \cdot \frac{K}{K-1} \left(\frac{C_{A0} - \bar{C}_{AL}}{C_T - \bar{C}_{AL}} \right) \quad (16)$$

Eq. (14) と $K = (C_T - C_{Aw}) / (C_{A0} - C_{Aw})$ を Eq. (16) に代入すると、最終的に $K \rightarrow \infty$ の場合の無次元凝縮速度として、次の Eq. (17) が得られる。

$$N_{AcD} = \frac{\pi}{4} \cdot \frac{M}{K-1} \cdot \frac{K \{1 - \exp(-a_3)\}}{K - \exp(-a_3)} \quad (17)$$

ここで

$$a_3 = \left(\frac{14.6}{\left(\frac{2M}{y} \right)} \cdot \frac{K}{K-1} + \frac{0.2672}{1 + 0.045 \left(\frac{2M}{y} \cdot \frac{K-1}{K} \right)^{2/3}} \right) \quad (17)'$$

Eq. (17) は、 $(x/D) \rightarrow \infty$ では、凝縮器が無限長の場合の Eq. (8) と一致する。

蒸気濃度が高い場合の整理式 Eq. (10) の作製範囲は、 $1.1 < K < 100$ であるが、 $K > 10$ では、実験的に Graetz の解が適用できることが確かめられているため、実測値の整理は、 $K < 10$ では Eq. (10) を、 $K > 10$ では Eq. (17) を用いて行った。

3. 実験装置および実験方法

Fig. 3 に装置の概要を示す。非凝縮ガスとしての空気は、1 回転 1 l の湿式ガスメーター GM により流量を設定した後、シリカゲル筒 S で脱湿し、恒温槽 K₁ で予熱した後、各種の凝縮性蒸気と混合する。蒸発器 E で発生させた凝縮性蒸気は、ソニックオリフィス SN で

蒸気量を調整した後、空気と混合される。混合気体は、温度助走区間 K_2 を通して、温度を凝縮器入口温度に設定し、速度助走区間を経て冷却凝縮部 CC へ入る。冷却凝縮部で凝縮した液は、マイクロビュレット B に受けて、凝縮速度を測定した。一方、冷却凝縮部を出た混合気体は、コールドトラップ CT を経て、油回転ポンプ RP_2 により排気される。冷却凝縮部内の圧力は、ニードルバルブ NV_2 で調整し、一方を常に真空ポンプ RP_1 で排気している水銀マノメーター M_2 で、また蒸発器の圧力は、開管水銀マノメーター M_1 で測定した。

実験は、凝縮性蒸気量を一定にし、非凝縮ガスの空気量をいろいろ変えて行った。実験の系は 2 成分系のエタノール-空気、 n -ブタノール-空気の 2 種で圧力範囲は 10 mmHg ~ 150 mmHg である。また凝縮部の冷却水温度は $-5.0 \sim 0.3^\circ\text{C}$ 、凝縮部入口のレイノルズ数は 60 ~ 2,500 である。ただし入口レイノルズ数が 2,100 を越えるものについては、出口レイノルズ数が 1,000 ~ 1,700 であり、出入口の平均をとれば 2,100 以下となることと、Fig. 1 に示した程度に計算値ともかなりよく一致したことによりデータとして採用した。

なお、今回の実験において、装置の洩れは、最小空気量の 1% 以下で、この洩れ量は無視できた。

4. 測定値の整理法

測定値から算出すべき量は、空気混入比に相当する K 、その他 M , Re 数, y_{A0} , y_{Aw} , C_T などである。これらの量の算定に必要な物性値の推算法をあげておく。なお、物性値の代表温度は、蒸気の入口温度と出口温度との算術平均をとり、この値と界面温度¹の算術平均の値を用いた。

4.1 蒸気圧

エタノールについては、I. C. T.⁷⁾ および化学便覧⁴⁾の値に適合する近似式を作製し、 n -ブタノールについては既発表の実験式⁸⁾を用いた。

$$\text{エタノール: } \log p_A^* = 9.186 - 2216.8/T$$

$$\text{n-ブタノール: } \log p_A^* = -4100/T + 40.211$$

$$-10.35 \log T$$

4.2 粘度

エタノール蒸気の粘度は、Stiel and Thodos の推算法¹¹⁾により、 n -ブタノール蒸気の粘度は、Bromley and Wilke の推算法¹¹⁾より求めた。また空気の粘度は温度の 1 次式で近似した。

$$\text{エタノール: } \mu_A = 3.170 \times 10^{-7} \cdot T - 1.192 \times 10^{-5}$$

$$\text{n-ブタノール: } \mu_A = 2.382 \times 10^{-7} \cdot T - 1.213 \times 10^{-5}$$

$$\text{空気: } \mu_B = 4.786 \times 10^{-7} \cdot T + 4.05 \times 10^{-5}$$

空気と蒸気の混合物の粘度は、Wilke の推算式¹¹⁾より求めた。

$$\mu = \frac{\mu_A}{1 + (X_B/X_A)\phi_{AB}} + \frac{\mu_B}{1 + (X_A/X_B)\phi_{BA}}$$

ここに

$$\phi_{AB} = \frac{\{1 + (\mu_A/\mu_B)^{1/2} (m_B/m_A)^{1/4}\}^2}{2\sqrt{2} (1 + m_A/m_B)^{1/2}}$$

4.3 比熱

エタノール蒸気の比熱は、K. A. Kobe and associates⁹⁾の表から引用し、 n -ブタノール蒸気の比熱は、Dobratz の方法¹¹⁾により求めた。また空気の比熱は以下の式より求めた。

$$\text{エタノール: } m_A C_{pA} = 4.75 + 5.006 \times 10^{-2} \cdot T$$

$$-2.479 \times 10^{-5} \cdot T^2$$

$$+ 4.75 \times 10^{-9} \cdot T^3$$

$$\text{n-ブタノール: } m_A C_{pA} = 0.801 + 9.018 \times 10^{-2} \cdot T$$

$$-3.385 \times 10^{-5} \cdot T^2$$

$$\text{空気: } m_B C_{pB} = 6.557 + 0.1477 \times 10^{-2} \cdot T$$

$$-0.02148 \times 10^{-5} \cdot T^2$$

混合気体の比熱は次式から求めた。

$$C_p = \frac{X_A m_A C_{pA} + X_B m_B C_{pB}}{X_A m_A + X_B m_B}$$

4.4 熱伝導度

蒸気の熱伝導度は Bromley の方法¹¹⁾より求め、空気の熱伝導度は、温度の 1 次式で近似した。

$$\text{エタノール: } k_A = (\mu_A/m_A) \{1.30 (m_A C_{pA} - R)$$

$$+ 3.40 - 361.4/T\}$$

$$\text{n-ブタノール: } k_A = (\mu_A/m_A) \{1.32 (m_A C_{pA} - R)$$

$$+ 3.40 - 392.7/T\}$$

$$\text{空気: } k_B = 5.778 \times 10^{-5} + 1.80 \times 10^{-7} \cdot (T - 273.2)$$

混合気体の熱伝導度は、 n -ブタノール-空気については、Lindsay and Bromley の方法¹¹⁾により次式から求めた。

$$k = \frac{k_A}{1 + A_{AB}(X_B/X_A)} + \frac{k_B}{1 + A_{BA}(X_A/X_B)}$$

ただし

$$A_{AB} = \frac{1}{4} \left[1 + \left\{ \frac{\mu_A}{\mu_B} \left(\frac{m_B}{m_A} \right)^{0.75} \cdot \frac{1 + S_A/T}{1 + S_B/T} \right\}^{0.5} \right]^2$$

$$\times \frac{1 + S_{AB}/T}{1 + S_A/T}$$

ここで

$$S_A = 585.0 \text{ (n-ブタノール蒸気の Sutherland 定数)}$$

$$S_B = 118.5 \text{ (空気の Sutherland 定数)}$$

$$S_{AB} = S_{BA} = 0.735 \sqrt{S_A \cdot S_B}$$

なお、エタノール-空気系については

$$k = k_A X_A + k_B X_B$$

より求めた。

4.5 拡散係数

蒸気の空気中の拡散係数は、I. C. T. により次式から求めた。

¹ 界面温度の算出にあたっては、あらかじめ冷却側伝熱係数を求めて、冷却側の条件より、界面温度を推定した。

Fig. 4 $N_{Aco|cal.}$ vs. $N_{Aco|exp.}$

エタノール: $D_{AB}=0.102\left(\frac{T}{273.2}\right)^2\left(\frac{760}{p_s}\right)$
 n-ブタノール: $D_{AB}=0.073\left(\frac{T}{273.2}\right)^2\left(\frac{760}{p_s}\right)$

5. 実験結果と考察

Eq. (10) と Eq. (17) で計算した無次元凝縮速度と実測値との比較を Fig. 4 に示す。Fig. 4 でエタノール-空気、n-ブタノール-空気系の凝縮部の無次元長さ $x/D=9.23$ のデータ、および n-プロパノール-空気系のデータは、既発表の実測値¹⁰⁾ を再整理したものである。Eq. (10) および Eq. (17) は、3 種の 2 成分系の実測値と良い相関が得られていると思われる。さらに Eq. (10) は前述のように、 $M>150$ で収束した計算値を用いて作製されたものであるが、 $M\approx 50$ 程度のデータに対してもかなりよい相関が得られることがわかる。また Fig. 4 には、Baasel が理論解のチェックの意味で引用している Kusak の大気圧でのメタノール-空気系の実験の中で層流域のデータ⁵⁾ を再整理した結果をもあわせて示している。この Kusak のデータを見ると、整理式と実測値との間にバラツキがあるが、これは Baasel も指摘しているように、気-液界面温度の算定に必要な温度測定が正確になされていないため、蒸気の代表温度、界面温度の算定が正しくできなかったために生じたバラツキであろうと考えられる。

つぎに、今回の実験条件で、液膜の凝縮伝熱係数に及ぼす蒸気速度の影響を論じている藤井らの方法³⁾ に従い検討した結果、その影響は無視できた。また、液レイノルズ数は 30 以下で、凝縮伝熱係数に及ぼすリップリングの影響も無視できる。自然対流の影響については Martinelli ら⁹⁾ の解析に基づいて検討したが、これもほとんど問題とならないものと推定される。

結 言

蒸気と気体の 2 成分系の混合物の低圧における冷却凝縮に関して、蒸気濃度が高い場合と、低い場合について整理式の作製を試み、さらに実測値を得て比較検討した結果、次の結論を得た。

- 1) 蒸気濃度が高い場合: Baasel らの層流の理論解析を基に、計算結果を数式化し、Eq. (10) を提出した。この Eq. (10) はパラメータ K が 100 以下の範囲で作成されたものであるが、 $K>10$ に対してはより簡単な形の Eq. (17) が得られたため、Eq. (10) は $K<10$ の範囲の実測値と比較された。その結果は良好な一致を示した。
- 2) 蒸気濃度が低い場合: Hausen の平均伝熱係数の実験式を物質移動に適用して、Eq. (17) を提出した。この Eq. (17) は $K>10$ の実測値と比較されたがよい一致が得られた。
- 3) 整理式 Eq. (10) と Eq. (17) により、広い蒸気

濃度範囲での凝縮速度の推算が容易になったと考える。

Nomenclature

a_1	= value defined by Eq. (10)'	[—]	r	= radial distance from the center of the tube	[cm]
a_2	= value defined by Eq. (10)''	[—]	r_w	= radius of the condenser	[cm]
a_3	= value defined by Eq. (17)'	[—]	Sc	= Schmidt number, $\mu/\rho D_{AB}$	[—]
$B(x)$	= defined by Eq. (17)'	[—]	s	= dimensionless radial distance, $2r/D$	[—]
$B(\infty)$	= defined by Eq. (6)'	[—]	T_m	= dimensionless cup mixing temperature, ($t_m - t_w$)/($t_0 - t_w$)	[—]
C_A	= concentration of condensable component A	[g-mol/cm ³]	t	= temperature	[°C]
$\bar{C}_{AL}$	= average concentration of condensable component A	[g-mol/cm ³]	u	= molar average velocity of the mixed gas parallel to the wall	[cm/sec]
C_A'	= dimensionless concentration ratio of condensable component A, $(C_A - C_{Aw})/(C_{A0} - C_{Aw})$	[—]	u_{mf}	= maximum velocity of the mixed gas parallel to the wall at the exit of an infinitely long condenser	[cm/sec]
C_p	= heat capacity	[cal/g·°C]	u_{m0}	= maximum velocity of the mixed gas parallel to the wall at the entrance to the condenser	[cm/sec]
C_T	= molar density	[g-mol/cm ³]	X	= mole fraction	[—]
D	= diameter of the condenser	[cm]	x	= longitudinal distance from the condenser entrance	[cm]
D_{AB}	= diffusivity	[cm ² /sec]	y	= dimensionless longitudinal distance	[—]
h	= heat transfer coefficient	[cal/cm ² ·sec·°C]	y_A	= mole fraction of condensable component A	[—]
K	= $(C_T - C_{Aw})/(C_{A0} - C_{Aw})$	[—]	z	= $(2x/Re \cdot Sc \cdot D)$	[—]
k	= thermal conductivity	[cal/cm·sec·°C]	μ	= average viscosity of mixed gas	[g/cm·sec]
M	= $Re_f \cdot Sc (= u_{mf} \cdot D/2 D_{AB})$	[—]	ρ	= average density of mixed gas	[g/cm ³]
m	= molecular weight	[g/g-mol]	<Subscripts>		
N_{AC}	= rate of condensation	[g-mol/sec]	A	= condensable component	
N_{ACD}	= dimensionless rate of condensation	[—]	B	= noncondensable component	
Nu	= Nusselt number, hD/k	[—]	m	= average	
Pr	= Prandtl number, $C_p \mu/k$	[—]	o	= inlet	
p_A^*	= saturated vapor pressure of diffusing component	[mmHg]	w	= wall	
p_t	= total pressure	[mmHg]			
R	= gas constant	[cal/g-mol·°K]			
Re	= Reynolds number, $Du\rho/\mu$	[—]			
Re_f	= Reynolds number where $x=\infty$, $Du_{mf}\rho/2\mu$	[—]			

Literature cited

- 1) Baasel, W.D. and J.C. Smith: *AIChE J.*, **9**, 826 (1963); Baasel, W.D.: Ph.D. Dissertation, Cornell Univ. (1962)
- 2) Eckert, E.R.G. and R.M. Drake: "Heat and Mass Transfer", p. 197, McGraw-Hill, New York (1959)
- 3) Fujii, T. and H. Uehara: *Int. J. Heat Mass Transfer*, **15**, 217 (1972)
- 4) "Kagaku Benran", p. 566, 567, Maruzen, Tokyo (1966)
- 5) Kusak, L.J.: Ph.D. Dissertation, Cornell Univ. (1958)
- 6) Hougen, O.A., K.M. Watson and R.A. Ragatz: "Chemical Process Principles", Part II, Appendix XXX (1960)
- 7) "International Critical Table", Vol. III (1928), Vol. V (1929), McGraw-Hill, New York
- 8) "Landolt Börnstein", 6, Auflage, II Band, 2 Teil, p. 111, Springer, Berlin (1960)
- 9) Martinelli, R.C. and L.M.K. Boelter: *Univ. Calif. Pub. Eng., Berkeley*, **5**, 23 (1942); L.M.K. Boelter: *Trans. Am. Inst. Chem. Engrs.*, **39**, 557 (1943)
- 10) Munakata, T., H. Yuasa and A. Matsuda: Preprints of 1st Fall Meeting of Soc. of Chem. Eng., Japan, p. 267, Osaka (1967); Munakata, T., H. Yuasa, A. Matsuda and I. Kannō: *Asahigarasu kogyō gijutsu shōreikai kenkyū-hōkoku*, **13**, 289 (1968)
- 11) Reid, R.C. and T.K. Sherwood: "The Properties of Gases and Liquids", McGraw-Hill, New York (1958)

紡糸機における壁面押付溶融の溶融速度（大角晋三，化学工学，37，1205～1211（1973））

理論的な溶融速度 V が多くの近似のもとに得られた。平板状壁面では、無次元溶融速度 $V_{T=0}$ と無次元加圧力 P/μ_c の関係は、

$$\frac{P}{\mu_c} = \frac{V_{T=0}^4}{3N}$$

である。ただし N は粘性係数の温度依存性に関する係数である。フィン状起伏のある壁面に対しては、補正係数 $[V/V_{T=0}]$ が得られた。

プラスチックの溶融紡糸法に適用したところ、1) 加圧力の影響と粘性係数の影響は小、2) 壁温の影響は大、3) 排出溝間隔の影響と粘性係数の温度依存性の影響は中、4) 壁面運動速度の影響は無い、5) 融液の膜厚は 0.1 mm 程度であり、多くの紡糸機で差異が小さい、6) V と壁面金属の熱伝導率を与えれば最適の壁面起伏形状を決定できる、7) 例：Al 製の“I.C.I. 型加圧溶融格子”の最適形状は、高さが底辺の2倍の2等辺3角形に近いものである。しかし形状が最適でも平板状壁面の $V_{T=0}$ のわずか1.6倍の V ししか得られない。

蒸気と気体の混合物の低圧における冷却凝縮——広い蒸気濃度範囲の凝縮速度式について——（宗像 健・平井伸幸・横山勝夫，化学工学，37，1212～1217（1973））

蒸気と気体の混合物の低圧における円管内冷却凝縮速度を数値的に解析し、また実測値を得た。ガスの流れが層流の場合について、二つの凝縮速度式を提出した。一つは、蒸気濃度が高い場合に適用できる式で、基本的な輸送方程式を簡略化して解析した Baasel の方法を用い、数値計算の結果を数式化したものである。もう一つは、蒸気濃度が低い場合で、Hausen の平均伝熱係数の式を物質移動に適用して導いたものである。

三つの系、エタノール-空気、 n -プロパノール-空気、 n -ブタノール-空気について、広い蒸気濃度範囲で得られた実験結果は、これら二つの式とよく一致している。

ぜい性材料の力学的性質と高速荷重下における単粒子の破碎（八嶋三郎・神田良照・佐々木孝・飯島正義・斎藤文良，化学工学，37，1218～1226（1973））

ガラス質試料と天然産試料8種類を用いて力学的性質を調べたところ、1) 圧縮強度、ヤング率は荷重速度と共に増大し、ポアソン比は減少する。また高速荷重下における球圧試験により、2) 球圧壊強度、増加比表面積も荷重速度と共に増大するが、破碎表面エネルギーは荷重速度の増大に伴い減少してその値は 10^4 ergs/cm² のオーダーであり、3) 球形試験片の破碎産物の粒度分布は G-M-H 分布関数によって表しうることがわかった。

エアフィルタの経済最適設計について（田中信寿・牧野和孝・井伊谷綱一，化学工学，37，1226～1234（1973））

エアフィルタの年間経費をファンの固定費と動力費、エアフィルタの固定費、およびろ材費から構成した。特に自動交換形で部分交換運転によるろ材寿命の増加を考慮してろ材費を求めた。2～3の典型的なろ材を想定して、それぞれの場合について年間経費を最小にする最適ろ過風速、および最適運転圧損（パネル形では最終圧損、自動交換形では標準運転圧損）を種々の処理風量と粉塵濃度に対して求めた。なお2～3のメーカーやユーザーに問い合わせ、現在の実用的な定数値を計算に使用した。さらに近似精度のよい最適解を解析的に求めた。それを使って各パラメータの最適解に対する影響を論じた。その結果、最適操作条件は処理ガス風量には余り影響を受けないが、粉塵濃度に大きく影響されること、さらに、ろ材の圧損特性によって著しく影響されることなどがわかった。自動交換形での部分交換運転の経済的効果は、たかだか2割程度の年間経費の低減であることがわかった。

多段気液接触多孔板塔の両相流量変動に対する平衡到達時間（城塚 正・荒川秀夫，化学工学，37，1234～1241（1973））

多段向流接触装置の動特性予知の一つとして、流量変動に対する濃度応答の平衡到達時間の推定について、近似モデルから導出した計算値とガス吸収塔による実験とを比較検討した。近似モデルは、流動の影響を近似伝達関数で表し、下段より2～3段を選び、その平衡到達時間を塔の平衡到達時間とするもので、気液平衡定数 $m \gg 1$ の場合に一段のガス吸収塔に適用できる。

N 段のガス吸収塔では、1段当たりの流動の時定数 T および物質移動に関する時定数 T_3 とすれば、両相流量変化に対する出口液濃度応答の平衡到達時間は、 $NT + T_3$ で与えられる。5段の塔を用いた吸収塔の実験を行い、±20%程度で推算値と一致した。

液液抽出交互流動塔の動的シミュレーション（矢野武夫・荒谷敏朗・木下 登・河上尚義，化学工学，37，1241～1247（1973））

矩形波状に、液が交互に供給される形式の抽出塔を、単純化数学モデルによりシミュレートした。実測応答と数学モデルの計算応答とを比較することにより、モデルの単純化の際に使用した仮定につき検討を加えた。流量を一定とし、軽液および重液両相の種々の初濃度に対して、比較的大きな濃度入力を加えた場合につき、ステップ応答曲線を記録した。実験に使用した3成分系は、その分配係数が、平衡濃度に大きく依存するトルエン-酢酸-水系であった。連続相側の平均滞留時間（ホールド・アップ/体積流量）が、分散相側の平均滞留時間に比べ25倍以上であれば、分散相に対して、擬定常を仮定したモデルが、塔の動的シミュレーションに対して充分使用できることを確かめた。この仮定により、塔を集中定数系を連結したものとして取り扱うことができた。矩形波状の流量を平均化するという仮定も、著者らの実験条件内では成立することを確認した。分配平衡が大きな非線型性を示す場合にも、分配係数の関数とした総括物質移動容量係数を使用した非線型数学モデルにより、測定誤差以内で、塔の動特性を記述できた。

On the Economically Optimal Design of Air Filter, Nobutoshi Tanaka (Prefectural Inst. of Public Health), Kazutaka Makino and Koichi Iinoya (Kyoto Univ.)

Kagaku Kōgaku, 37, 1226~1234 (1973)

The annual cost of an air filter is formulated in terms of the fixed and power costs of a fan, the fixed cost of an air filter, and the renewal cost of a filter medium. For an automatic renewal-type air filter, in particular, the cost of a medium is estimated considering the merit of a partial renewal operation. For several typical media, the optimal filtering velocity and the operating pressure drop (final value in a panel-type, and average value in an automatic renewal-type) are then calculated for various of flow rate and dust concentration. The values of various coefficients for computations were practically decided by inquiring of several makers and users. Approximate optimal solutions are analytically derived and the sensitivity of various parameters on the optimal solutions is discussed.

For example, it is concluded that the optimal conditions are remarkably affected by dust concentration, or the pressure drop characteristics of a medium, but hardly at all by flow rate. In an automatic-renewal type, it is shown that 20% cost reduction at most is obtained by a partial renewal operation.

The Timeconstant of Gas-Liquid Contact Perforated Plate Column for Gas and Liquid Flow Change, Tadashi Shiotsuka and Hideo Arakawa (Waseda Univ.)

Kagaku Kōgaku, 37, 1234~1241 (1973)

This report discusses how to estimate the time constant of a gas absorption plate column for gas and liquid flow change.

The time constant of the N -th plate is approximately calculated as $NT + T_3$ in the case of $m \ll 1$ or large mass-transfer rate compared to liquid rate, where m is the slope of gas-liquid equilibrium, T is hydraulic time constant and T_3 is mass transfer time constant per unit plate.

The estimated time constants agree within $\pm 20\%$ accuracy with experimental responses of five plates in a gas absorption column.

Dynamic Simulation of Alternate Flow Liquid-Liquid Extraction Tower, Takeo Yano, Toshiro Aratani (Univ. of Osaka Pref.), Noboru Kinoshita (Ishikawajima-Harima Heavy Ind. Co., Ltd.) and Naoyoshi Kawakami (Tokuyama Soda Co., Ltd.)

Kagaku Kōgaku, 37, 1241~1247 (1973)

An extraction tower for which liquids were fed alternately in square wave form was dynamically simulated by simplified mathematical models. The assumptions employed for the simplifications were discussed by comparing experimental responses with computed responses of the models. Fixing flow rates, step response curves were recorded for relatively high concentration inputs at various initial concentrations of both light and heavy phases. Ternary system used in this experiment was Toluene-acetic acid-water system, the distribution coefficient of which heavily depended on the equilibrium concentration. A model assuming pseudo-steady state for dispersed phase was ensured to be sufficient for the dynamic simulation of the tower, when the mean residence time (Hold-up/Volume flow rate) of continuous phase was 20 times greater than that of dispersed phase. This made it possible to treat the tower as a series of concentrated constant system. The assumption of averaging the square wave flow rates was also sure to hold in our experimental conditions. A nonlinear model having an adjustable over-all mass transfer capacity coefficient, which was assumed to be function of distribution coefficient, was able to describe the tower dynamics within detectable errors, even though the distribution equilibrium showed high non-linearity.

Melting Rate of Pressed-on-Hot-Wall-Melting in a Spinning Machine, Shinzo Ohkado (Toray Co., Ltd.)

Kagaku Kōgaku, 37, 1205~1211 (1973)

Theoretical melting rate V is obtained using many approximations. For a flat wall, the relation between non-dimensional melting rate $V_{T=0}$ and non-dimensional pressure $P/\mu c$ is

$$\frac{P}{\mu c} = \frac{V_{T=0}^4}{3N}$$

where N is a coefficient concerned with temperature dependence of viscosity. For a fin-type wall, correction factor $[V/V_{T=0}]$ is obtained.

Regarding melt spinning of plastics, 1) pressure and viscosity have little effect, 2) wall temperature has a large effect, 3) interval of outlet grooves and index of temperature dependence of viscosity have medium effect, 4) wall speed moving across the direction of pressure has no effect, 5) thickness of molten plastics film is about 0.1 mm, and nearly constant in several types of melters, 6) optimal fin shape can be decided for a pair of V and heat conductivity of wall metal, 7) for example, "I.C.I.-type pressure melter" with aluminum wall, optimal shape is nearly an isosceles triangle of height double the base, and even then V is only 1.6 times $V_{T=0}$.

Condensation of Vapor from Vapor-Gas Mixture at Low Pressure—Equations of rate of condensation over a wide range of vapor concentration—, Tsuyoshi Munakata, Nobuyuki Hirai and Katsuo Yokoyama (Kyushu Univ.)

Kagaku Kōgaku, 37, 1212~1217 (1973)

Rate of condensation of vapor from vapor-gas mixture flowing in a tube under reduced pressure was analysed numerically and measured experimentally. Under the condition of laminar flow of gas phase, two equations for the rate of condensation are proposed. One of them, to be applied when vapor concentration is high, is formulated from the result of numerical calculation performed with the aid of Baasel's simplification of the basic transport equations. For low concentration of vapor, another equation is derived by applying Hausen's equation of the average heat transfer coefficient to mass transfer. Experimental results obtained for the three systems C_2H_5OH -air, n - C_3H_7OH -air and n - C_4H_9OH -air over a wide range of vapor concentration are in good agreement with these two equations.

Mechanical Properties of Brittle Materials and Their Single Fracture under Dynamic Loading, Saburo Yashima, Yoshiteru Kanda, Fumio Saito (Yamagata Univ.), Toru Sasaki (Sumitomo Ship Building and Machinery Co., Ltd.) and Masayoshi Iijima (Bridgestone Tire Co., Ltd.)

Kagaku Kōgaku, 37, 1218~1226 (1973)

Two kinds of glassy samples and six kinds of rock samples were used in measuring of mechanical properties. From compression tests, the following results were obtained. 1) The compressive strength and Young's modulus of all kinds of cylindrical specimens increase with increasing strain rate, while Poisson's ratio decreases with increasing strain rate.

From compression tests of spherical specimens under dynamic loading rate the following results were obtained. 2) The sphere compressive strength and new surface produced increases with increasing loading rate, but the fracture surface energy has a tendency to decrease with increasing loading rate. Their values were on the order of 10^4 ergs/cm². 3) The size distribution of fractured products of spherical specimens was represented by the Gaudin-Meloy-Harris size distribution equation.