

3段縦型攪拌槽における液の逆混合と交換流量

その他（別言語等） のタイトル	Backflow Rate and Exchange Rate of Liquid in a Vertical Stirred Vessel with Three Multiple Impellers
著者	大平 勇一, 澤田 紋佳, 島津 昌光
雑誌名	化学工学論文集
巻	45
号	1
ページ	1-5
発行年	2019-01-20
URL	http://hdl.handle.net/10258/00009941

doi: info:doi/10.1252/kakoronbunshu.45.1

3 段縦型攪拌槽における液の逆混合と交換流量

大平 勇一^{††}・澤田 紋佳・島津 昌光

室蘭工業大学大学院工学研究科 環境創生工学系専攻, 050-8585 北海道室蘭市水元町 27-1

キーワード: 攪拌槽, 多段攪拌, 逆混合, 逆流量, 交換流量

3 つのタービン翼を備えた縦型攪拌槽の液混合特性について、逆混合モデルを適用して逆流量および交換流量におよぼす多孔板型仕切板の開孔率、攪拌速度の影響を実験的に検討した。槽径 D_T は 0.10 m, 翼径 D_i は槽径 D_T の 1/2 とした。3 段縦型攪拌槽の逆流量 f , 供給流量 q , 交換流量 Q の間に $f = Q - q/2$ の関係が成立した。交換流量は攪拌速度 n と開孔率 A_r に比例して大きくなった。3 段縦型攪拌槽の修正無次元交換流量 $Q/(nD_i^3A_r)$ は、攪拌レイノルズ数 N_{Re} が $1 \times 10^3 - 6 \times 10^3$ の範囲では攪拌レイノルズ数の約 0.2 乗に比例して大きくなり、攪拌レイノルズ数 N_{Re} が 6×10^3 以上では約 0.17 でほぼ一定となる。

精 言

発酵によって製造される日本酒や醤油などの液状食品は同一日時、同一室内で製造を開始しても発酵槽ごとに品質にバラツキが生じる。そのため、複数の発酵製品を混合して品質を揃える調合操作が必要となる。しかし、調合を行う際の操作条件や時間は経験によるところが大きく、調合に必要な以上の時間をかけている場合が多い。省エネルギーの観点から最適調合時間の推算方法が求められている。調合に用いられる槽は直径に対して高さ 2-3 倍のものが多い。この条件では十分な長さを必要とする拡散モデル (Nagata *et al.*, 1957) の適用は難しい。

著者らは多段縦型攪拌槽について検討を進めている。多段横型攪拌槽に逆混合モデル (Ando *et al.*, 1981; Fukuda *et al.*, 1990) を 6 段縦型攪拌槽に適用し、攪拌液として水を用いた場合、交換流量 Q を含む次式によって供給流量 q の広い範囲にわたって逆流量 f を推定できることを明らかにした (Ohira *et al.*, 2011)。

$$f = Q - \frac{1}{2}q \quad (1)$$

さらに、水飴水溶液と濃度 $10 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 以下の CMC 水溶液を用いて、6 段縦型攪拌槽の交換流量 Q におよぼす液粘度の影響を実験的に検討し、交換流量 Q は攪拌レイノルズ数 N_{Re} によって次の 3 領域に分けられることを明らかにした (Ohira *et al.*, 2013)。

$$\frac{Q}{nD_i^3A_r} = 3.1 \times 10^{-4} N_{Re}^{1.0} \quad (1 \times 10^2 < N_{Re} < 7 \times 10^2) \quad (2)$$

$$\frac{Q}{nD_i^3A_r} = 3.2 \times 10^{-3} N_{Re}^{0.50} \quad (8 \times 10^2 < N_{Re} < 4 \times 10^3) \quad (3)$$

$$\frac{Q}{nD_i^3A_r} = 0.20 N_{Re}^0 \quad (4 \times 10^3 < N_{Re} < 2 \times 10^4) \quad (4)$$

逆混合モデルの考え方を調合操作に応用すると、流通式調合操作は逆流量測定、回分式調合操作は交換流量測定によって調合に必要な時間を求めることができる。

4 段以上の多段縦型攪拌槽を用いた報告 (Nagata *et al.*, 1957; Miyauchi *et al.*, 1966; Lelli *et al.*, 1972; Fajner *et al.*, 1982; Nakamura *et al.*, 1989) は多いものの、3 段以下の多段縦型攪拌槽で逆流量を測定した報告は見受けられない。3 段以下の多段縦型攪拌槽の交換流量測定については比重調整を行ったポリウレタン粒子を用いた Vasconcelos *et al.* (1995, 1996) の報告があるが、後述するように修正無次元交換流量の値が 3 倍程度異なり、6 段縦型攪拌槽の場合と比較して、攪拌レイノルズ数依存性が小さい。

そこで本研究では、流通式調合槽および回分式調合槽の最適条件を検討するための基本データ取得を目的として、6 枚羽根タービン翼を 3 つ備えた 3 段縦型攪拌槽の逆流量および交換流量について実験的検討を行った。

1. 理論

1.1 逆流量

前報 (Ohira *et al.*, 2011) 同様、3 段縦型攪拌槽の各槽が完全混合であり、各槽間の交換流量が等しいと仮定し、逆混合モデル (Ando *et al.*, 1981; Fukuda *et al.*, 1990) を適用する。供給流量を q , 逆流量を f , 逆流比を $\alpha (=f/q)$, 攪拌槽体積を V , トレーサー濃度を C , トレーサー注入時からの経過時間を θ とすると、物質収支式は次のようになる。

$$\frac{V}{3q} \frac{dC_1}{d\theta} = -(1+\alpha)C_1 + \alpha C_2 \quad (5)$$

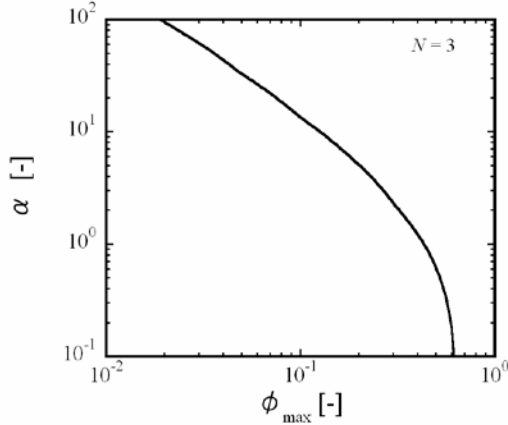


Fig.1 Back flow ratio α as a function of parameter ϕ_{\max}

$$\frac{V}{3q} \frac{dC_2}{d\theta} = (1+\alpha)C_1 - (1+2\alpha)C_2 + \alpha C_3 \quad (6)$$

$$\frac{V}{3q} \frac{dC_3}{d\theta} = (1+\alpha)C_2 - (1+\alpha)C_3 \quad (7)$$

Equations (5) と (6) と (7) を初期条件：

$$\theta = 0, C_1 = C_0, C_2 = C_3 = 0$$

で解き、完全混合槽数 $N=3$ の場合の逆流比 α と ϕ_{\max} の関係を求めた。逆流比 α と ϕ_{\max} の関係を Figure 1 に示す。ここで ϕ_{\max} は第3槽のトレーサー濃度 C_3 が最大となる時間 θ_{\max} をトレーサーの平均滞留時間 θ_T で除した値である。

$$\phi_{\max} = \frac{\theta_{\max}}{\theta_T} \quad (8)$$

実験により ϕ_{\max} を求めれば、Figure 1 に示す関係で逆流比 α を求めることができる。この逆流比 α に供給流量 q を乗じることで逆流量 f を求めることができる。

1.2 交換流量

交換流量 Q の測定には横型攪拌槽で導いた液混合時間測定法を適用する (Ando *et al.*, 1990) と物質収支は次のようになる。

$$\frac{V}{3} \frac{dC_1}{d\theta} = Q(C_2 - C_1) \quad (9)$$

$$\frac{V}{3} \frac{dC_2}{d\theta} = Q(C_1 - 2C_2 + C_3) \quad (10)$$

$$\frac{V}{3} \frac{dC_3}{d\theta} = Q(C_2 - C_3) \quad (11)$$

これらの式を、初期条件：

$$\theta=0, C_1 = C_0, C_2 = C_3 = 0$$

で解くと、第1槽と第3槽のトレーサー濃度差 $\Delta C (= C_1 - C_3)$ は次式で表すことができる。

$$\Delta C = C_0 \exp\left(-\frac{3Q}{V}\theta\right) \quad (12)$$

第1槽と第3槽のトレーサー濃度差 ΔC の経時変化を調べ、片対数グラフにプロットする。プロットを直線近似すると、その直線の傾きの値は Eq. (12) の $-3Q/V$ と一致する。この関係から交換流量 Q を求めることができる。

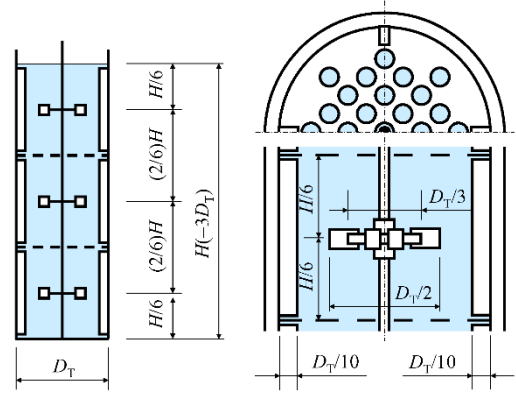


Fig.2 Dimensions of mixer, impeller and perforated-type partition plate ($D_T = 0.10$ m)

2. 実験装置および方法

2.1 逆流量測定

本実験で用いた逆流量測定用実験装置のうち攪拌槽を除く攪拌液供給部、トレーサー供給部、計測部は前報 (Ohira *et al.*, 2011) と同じである。3段縦型攪拌槽、攪拌翼、仕切板の概略図を Figure 2 に示す。3段縦型攪拌槽は内径 D_T が 0.10 m のアクリル樹脂製で、高さ H は $3D_T$ である。邪魔板は槽径 D_T の 1/10 の幅のものを4枚対称に取り付けた。仕切板は板厚 1.4 mm、孔数 28+1 個の多孔板型とし、孔径 4 mm、7 mm、10 mm のものを2枚ずつ用意した。それぞれの開孔率 A_i は 0.047、0.139、0.282 である。3段縦型攪拌槽の高さ $(1/3)H$ 、 $(2/3)H$ の位置に多孔板型仕切板を設け、攪拌槽内を3等分した。仕切板によって形成された3つの攪拌槽中央に翼径 D_i が槽径 D_T の 1/2 の Rushton 型6枚羽根タービン翼を取り付けた。3段縦型攪拌槽の最下槽である第1槽に流入口を、最上槽である第3槽に流出口を設けた。白金電極は第3槽に設置した。攪拌液として温度 20 ± 1 °C の水道水 ($\rho = 1.0 \times 10^3$ kg·m⁻³, $\mu = 1.0$ mPa·s) を用いた。攪拌速度 n は 3.33 – 6.67 s⁻¹、供給流量 q は 1.67 – 8.33×10^{-6} m³·s⁻¹ の範囲でそれぞれ変化させた。塩化カリウム (1級、和光純薬工業製) をイオン交換水に溶解させた 1 kmol·m⁻³ 塩化カリウム水溶液をトレーサーとして用いた。

測定手順は前報 (Ohira *et al.*, 2011) と同じで、3段縦型攪拌槽の第1槽にトレーサーを供給し、第3槽から流出する攪拌液に含まれているトレーサー濃度 C_3 を測定した。トレーサー濃度 C_3 の経時変化から理論に基づいて逆流比 α を算出した。

2.2 交換流量測定

実験装置は逆流量測定用装置から攪拌液供給ラインを除いたものとほぼ同じである。白金電極は第1槽と第3槽に設置した。攪拌液として温度 20 ± 1 °C の水道水 ($\rho = 1.0 \times 10^3$ kg·m⁻³, $\mu = 1.0$ mPa·s) を用いた。攪拌速度 n は 1.67 – 6.67 s⁻¹、開孔率 A_i は 0.047 – 0.282 と多孔板未装着の場合の 0.994 の範囲でそれぞれ変化させた。

3段縦型攪拌槽内の混合時間の測定は Kamiwano *et al.* (1967) の電極法に準じて行った。交換流量 Q の測定手順は前報 (Ohira *et al.*, 2011) と同じで、3段縦型攪拌槽の第1槽にトレーサーを供給した。第1槽と第3槽のトレーサー濃度差 $\Delta C (= C_1 - C_3)$ を測定し、理論 (Ohira *et al.*, 2011) に基づいて交換流量 Q を算出した。

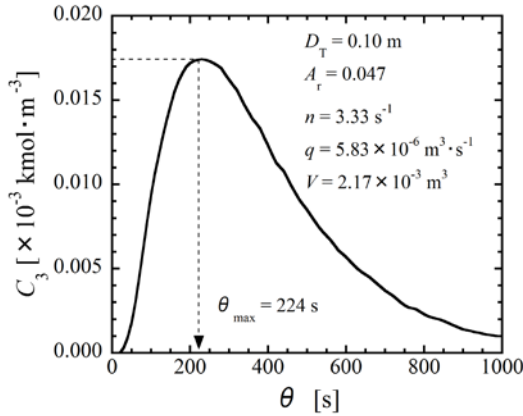


Fig.3 Concentration C_3 as a function of time

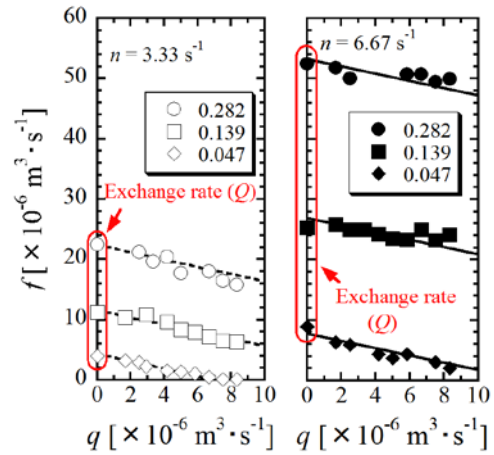


Fig.5 Back flow rate f as a function of feed flow rate q

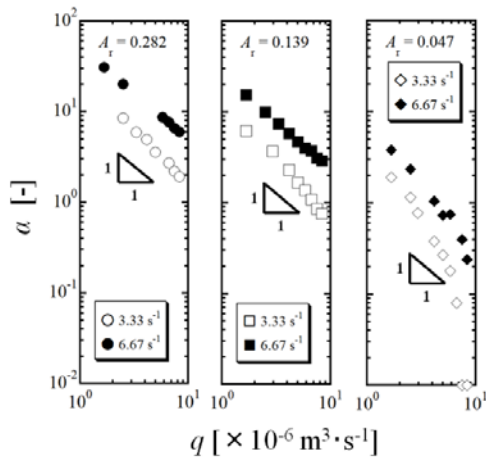


Fig.4 Back flow ratio α as a function of feed flow rate q

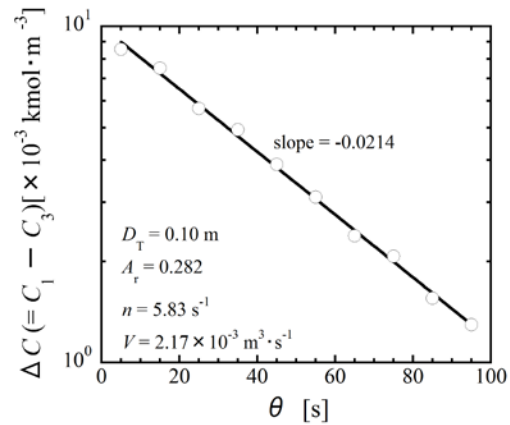


Fig.6 Concentration difference $\Delta C (= C_1 - C_3)$ as a function of time

3. 実験結果および考察

3.1 逆流量 f

Figure 3 に第3槽のトレーサー濃度 C_3 の経時変化の一例を示す。他の条件でも同様に測定を行い、第3槽のトレーサー濃度 C_3 の測定結果から求めた逆流比 α と供給流量 q の関係を Figure 4 に両対数プロットで示す。供給流量 q が大きくなると逆流比 α は小さくなる傾向が見られた。攪拌速度 n を大きくすること、多孔板型仕切板の開孔率 A_r を大きくすることで逆流比 α は大きくなった。逆流比 α が大きい範囲では、逆流比 α と供給流量 q の関係は傾き-1の直線とみなせる。一方、逆流比 α が小さい範囲では逆流比 α と供給流量 q の関係を直線とみなすことが難しい。これらは6段縦型攪拌槽の場合 (Ohira et al., 2011) と同じ傾向である。

逆流比 α に供給流量 q を乗じることで逆流量 f を求め、供給流量 q との関係を図5に示す。データに若干のパラツキがあるものの、条件ごとに逆流量 f と供給流量 q の関係は傾き-1/2の直線で相関できる。相関線を延長した供給流量 q が $0 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ の条件は交換流量 Q に相当する。すなわち、3段縦型攪拌槽の場合でも交換流量 Q をあらかじめ求めておけば、Eq. (1) の関係から逆流量 f を求めることができる。

3.2 交換流量 Q

Figure 6 に第1槽と第3槽のトレーサー濃度 ΔC の経時変化の一例を示す。データは片対数プロットでほぼ直線になった。このデータから理論に基づいて交換流量 Q を求めた。他の条件についても同様に測定を行い、交換流量 Q を求めた。Figure 5 に交換流量 Q の値を $q = 0 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ の位置にプロットした。交換流量 Q の値は、供給流量 q と逆流量 f の相関線を $q = 0 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ に外挿した場合の値とほぼ一致した。このことから、3段縦型攪拌槽でも Eq. (1) が成立することを確認した。

攪拌レイノルズ数 N_{Re} が $6.0 \times 10^3 - 1.7 \times 10^4$ の場合について、無次元交換流量 $Q/(nD_i^3)$ と多孔板型仕切板の開孔率 A_r の関係を Figure 7 に示す。無次元交換流量 $Q/(nD_i^3)$ は多孔板型仕切板の開孔率 A_r の1.0乗に比例することがわかった。このことから、無次元交換流量 $Q/(nD_i^3)$ は次式で表すことができる。

$$\frac{Q}{nD_i^3} = 0.17A_r^{1.0} \quad (13)$$

Figure 8 に無次元交換流量 $Q/(nD_i^3)$ を多孔板型仕切板の開孔率 A_r で除した修正無次元交換流量 $Q/(nD_i^3A_r)$ と攪拌レイノルズ数 N_{Re} の関係を示す。攪拌レイノルズ数 N_{Re} が $6.0 \times 10^3 - 1.7 \times 10^4$ の場合、

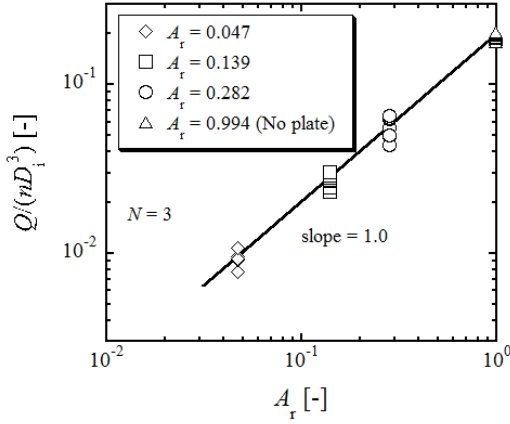


Fig.7 Dimensionless exchange rate $Q/(nD_i^3)$ as a function of the opening ratio of a perforated-type partition plate A_r .

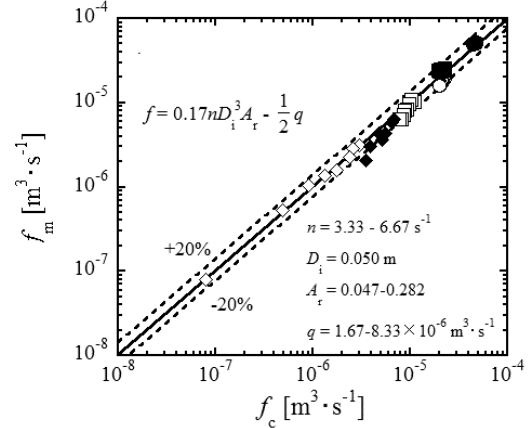


Fig.9 Relationship between the measured value of back flow rate and the calculated value of that by Eq. (16)

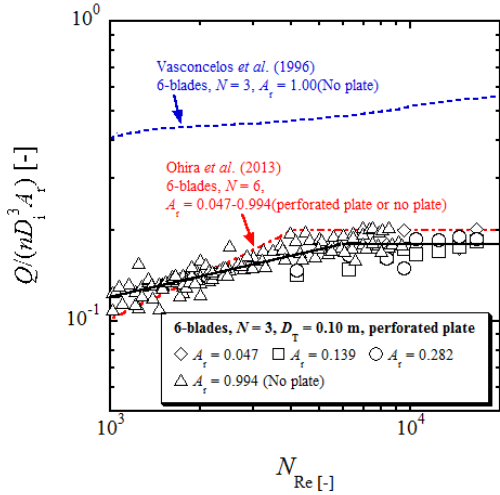


Fig.8 Modified dimensionless exchange rate $Q/(nD_i^3A_r)$ as a function of Reynolds number N_{Re}

攪拌レイノルズ数 N_{Re} にかかわらず修正無次元交換流量 $Q/(nD_i^3A_r)$ の値は 0.17 でほぼ一定であり、次式で表すことができる。

$$\frac{Q}{nD_i^3A_r} = 0.17N_{Re}^0 \quad (14)$$

攪拌レイノルズ数 N_{Re} が $1.0 \times 10^3 - 6.0 \times 10^3$ の場合、修正無次元交換流量 $Q/(nD_i^3A_r)$ の値は攪拌レイノルズ数 N_{Re} の 0.20 乗に比例して大きくなり、次式で表すことができる。

$$\frac{Q}{nD_i^3A_r} = 0.030N_{Re}^{0.20} \quad (15)$$

これらの結果は、6 段縦型攪拌槽を使用した場合の結果（一点鎖線、Ohira et al., 2011, 2013）と類似した傾向となっているが、比例係数、べき数の値、攪拌レイノルズ数 N_{Re} の範囲が若干異なる。これらの違いが生じた理由は現時点で不明であるが、段数の違いが影響しているものと推測される。

同図中には 3 段縦型攪拌槽を用いた Vasconcelos et al. (1996) のデータから計算した修正無次元交換流量 $Q/(nD_i^3A_r)$ と攪拌レイノルズ数 N_{Re} の関係を破線で示した。Vasconcelos et al. (1996) のデータは、段数 $N (= 3)$ 、羽根枚数 $N_B (= 6)$ 、翼長比 $D_i/D_T (= 1/2)$ などの設計条件は本実験と同じである。攪拌レイノルズ数 N_{Re} が大きくなると修正無次元交換流量 $Q/(nD_i^3A_r)$ は大きくなるが、攪拌レイノルズ数依存性は小さく、本実験結果と同様の傾向を示している。しかし、Vasconcelos et al. (1996) のデータから計算した修正無次元交換流量 $Q/(nD_i^3A_r)$ の値は本実験結果のそれとくらべておよそ 3 倍の値となっている。Vasconcelos et al. (1996) はトレーサーとして、比重調整を行った直径 3 mm の浮上性ポリウレタン粒子を用いて交換流量を測定している。そのため、本実験結果と異なる値になっていると考えられる。

3.3 流系モデルによる逆流量の推算

攪拌レイノルズ数 N_{Re} が $6.0 \times 10^3 - 1.7 \times 10^4$ の場合、逆流流量 f は Eqs. (1) と (14) を組み合わせた次式から求められる。

$$f = 0.17nD_i^3A_r - \frac{1}{2}q \quad (16)$$

Equation (16) の妥当性を検証するため、Figure 9 に逆流流量の実測値 f_m と Eq. (16) から求めた計算値 f_c の関係を示す。対角線上は実測値と計算値が一致する場合である。プロットはほぼ対角線上にあり、ほとんどのプロットが $\pm 20\%$ の範囲内であった。以上のことから、6 枚羽根タービンを装着した 3 段縦型攪拌槽を攪拌レイノルズ数 N_{Re} が $6.0 \times 10^3 - 1.7 \times 10^4$ の範囲で操作する場合、逆流流量 f は Eq. (16) で推算することができる。

結 言

液状食品を流通式または回分式で調合する際の最適条件を検討するための基本データ取得を目的として、6 枚羽根タービン翼を 3 つ備えた 3 段縦型攪拌槽の逆流流量 f および交換流量 Q について水を用いて実験的に検討を行った。逆流比 α を測定したところ、供給流量 q を大きくすると逆流比 α は小さくなった。攪拌速度 n をもしくは開孔率 A_r を大きくすると逆流比 α は大きくなった。逆流流量 f と供給流量 q の関係は 6 段縦型攪拌槽の場合と同様、Eq. (1) で表すことができる。修正無次元交換流量 $Q/(nD_i^3A_r)$ と攪拌レイノルズ数 N_{Re} の関係は Eqs. (14) と (15) で表すことができ、3 段

縦型攪拌槽を攪拌レイノルズ数 N_{Re} が 6.0×10^3 – 1.7×10^4 で操作する場合、逆流量 f は Eq. (16) で推算することができる。

[謝辞] 本研究を遂行するにあたり、室蘭工業大学名誉教授安藤公二氏（故人）から有益なご助言をいただきました。また、実験を行うにあたり、中島弘勝氏、村井智広氏、谷口雅彦氏、岩谷義久氏、澤田徹哉氏、市瀬晋氏、中村恒義氏、福屋雅紀氏、八若弘和氏、平等圭剛氏、平野翔太郎氏、坪野祐亮氏に協力していただきました。ここに記して謝意を示します。

Nomenclature

A_r	= opening ratio of a perforated-type partition plate	[–]
C	= tracer concentration	[$\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}$]
C_{\max}	= maximum tracer concentration	[$\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}$]
C_0	= tracer concentration at $\theta = 0$ s	[$\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}$]
D_T	= vessel diameter	[m]
D_i	= impeller diameter	[m]
f	= back flow rate	[$\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$]
f_c	= calculated value of back flow rate	[$\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$]
f_m	= measured value of back flow rate	[$\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$]
H	= vessel height	[m]
n	= stirring speed of impeller	[s^{-1}]
N	= number of separated vessel	[–]
N_{Re}	= agitated Reynolds number ($= D_i^2 n \rho / \mu$)	[–]
q	= feed flow rate	[$\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$]
Q	= exchange rate	[$\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$]
V	= liquid volume	[m^3]
α	= back flow ratio ($= f/q$)	[–]
ΔC	= tracer concentration difference	[$\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}$]
ϕ_{\max}	= θ_{\max} / θ_T	[–]
θ	= time	[s]
θ_{\max}	= time at C_{\max}	[s]
θ_T	= mean residence time ($= V/q$)	[s]
μ	= liquid viscosity	[$\text{Pa} \cdot \text{s}$]

ρ = liquid density [$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$]

Literature cited

- Ando, K., M. Shirahige, T. Fukuda and K. Endoh; "Effects of Perforated Partition Plate on Mixing Characteristics of Horizontal Stirred Vessel," *AIChE J.*, **27**, 599–604 (1981)
- Ando, K., E. Obata, K. Ikeda and T. Fukuda; "Mixing Time of Liquid in Horizontal Stirred Vessels with Multiple Impellers," *Can. J. Chem. Eng.*, **68**, 278–283 (1990)
- Fajner, D., F. Magelli and G. Pasquali; "Modeling of Non-Standard Mixers Stirred with Multiple Impellers," *Chem. Eng. Commun.*, **17**, 285–295 (1982)
- Fukuda, T., K. Idogawa, M. Akiyoshi and K. Ando; "Backmixing of Liquid in Horizontal Multiple-Impeller Vessels," *Can. J. Chem. Eng.*, **68**, 1052–1056 (1990)
- Kamiwano, M., K. Yamamoto and S. Nagata; "Mixing Performance of Various Agitators," *Kagaku Kogaku*, **31**, 365–372 (1967)
- Lelli, U., F. Magelli and C. Sama; "Backmixing in Multistage Mixer Columns," *Chem. Eng. Sci.*, **27**, 1109–1117 (1972)
- Miyauchi, T., H. Mitsutake and I. Hirase; "Longitudinal Dispersion of Rotating Impeller Types of Contactors," *AIChE J.*, **12**, 508–513 (1966)
- Nagata, S., W. Eguchi, H. Kasai and I. Morino; "Studies on Longitudinal Mixing in Continuous Flow Reactors with Stirrers," *Kagaku Kogaku*, **21**, 784–791 (1957)
- Nakamura, M., K. Ito and S. Toyama; "Back Flow of Liquid through Partition Plates in the Vertical Multistage Stirred-Tank Reactor," *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **15**, 231–237 (1989)
- Ohira, Y., H. Nagano, M. Shimadzu, E. Obata and K. Ando; "Back Flow Rate and Exchange Rate of Liquid in a Stirred Vessel with Six Multiple Impellers," *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **37**, 483–489 (2011)
- Ohira, Y., M. Shimadzu, E. Obata and K. Ando; "Effect of Liquid Viscosity on Back Flow Rate and Exchange Rate of Liquid in a Vertical Stirred Vessel with Six Impellers," *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **39**, 13–17 (2013)
- Vasconcelos, J. M. T., S. S. Alves and J. M. Barata; "Mixing in Gas-Liquid Contactors Agitated by Multiple Turbines," *Chem. Eng. Sci.*, **50**, 2343–2354 (1995)
- Vasconcelos, J. M. T., J. M. Barata and S. S. Alves; "Transitional Mixing in Multiple-Turbine Agitated Tanks," *Chem. Eng. J.*, **63**, 53–58 (1996)

Backflow Rate and Exchange Rate of Liquid in a Vertical Stirred Vessel with Three Multiple Impellers

Yuichi OHIRA, Ayaka SAWADA, and Masamitsu SHIMADZU

Division of Sustainable and Environmental Engineering, Graduate School of Engineering, Muroran Institute of Technology, 27-1 Mizumoto-cho, Muroran-shi, Hokkaido 050-8585, Japan

Keywords: Stirred Vessel, Multiple Impeller, Backmixing, Backflow Rate, Exchange Rate

In applying a backmixing model of liquid mixing characteristics in vertical vessels with three multiple impellers, the effects of the opening ratio of a perforated partition plate and the stirring speed on the backflow rate and the exchange rate of liquid were experimentally investigated. The vessel diameter D_T was 0.10 m and the impeller diameter D_i was one-half of the vessel diameter D_r . In the vertical stirred vessels with three multiple impellers, the relationship of the backflow rate f to the feed flow rate q and the exchange rate Q was established as $f = Q - q/2$. The exchange rate Q increased in proportion to the stirring speed of impellers n and the opening ratio of a perforated partition plate A_r . The value of the modified dimensionless exchange rate in the vertical vessels with three impellers $Q/(nD_i^3 A_r)$ was proportional to the agitated Reynolds number N_{Re} to the power of 0.20 when the range of the agitated Reynolds number N_{Re} was 1×10^3 to 6×10^3 , and it was almost constant at 0.17 when the agitated Reynolds number N_{Re} was greater than 6×10^3 .