



2段縦型攪拌槽における交換流量

| | |
|-------|--|
| メタデータ | 言語: en 出版者: 公益社団法人化学工学会 公開日: 2023-10-05 キーワード (Ja): 攪拌槽, 攪拌, 交換流量, 槽径, 混合 キーワード (En): Stirred Vessel, Agitation, Exchange Rate, Vessel Diameter, Mixing 作成者: 大平, 勇一, 島田, 祐樹, 佐野, 航, 島津, 昌光 メールアドレス: 所属: 室蘭工業大学, 室蘭工業大学, 室蘭工業大学, 室蘭工業大学 |
| URL | http://hdl.handle.net/10258/0002000058 |

2 段縦型攪拌槽における交換流量

大平 勇一^{††}・島田 祐樹・佐野 航・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, 攪拌, 交換流量, 槽径, 混合

2つのタービン翼を備えた2段縦型攪拌槽の交換流量におよぼすリング状仕切板の開孔率, 攪拌速度の影響を実験的に検討した. 翼径 D_i は槽径 D_T の1/2とした. 交換流量 Q は攪拌速度 n , 開孔率 A_r に比例して大きくなった. 2段縦型攪拌槽の場合でも, 修正無次元交換流量 $Q/(nD_i^3A_r)$ と攪拌レイノルズ数の関係は3段縦型攪拌槽の場合と同じであった. また, 修正無次元交換流量 $Q/(nD_i^3A_r)$ は2段縦型攪拌槽の槽高さの-1.7乗に比例することがわかった.

緒言

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混合操作が必要となる. しかし, 混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, 混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混合時間の推算方法が求められている. 混合に用いられる槽は直径に対して高さ2-3倍のものが多く, 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の逆流量, 交換流量の定量化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た. 攪拌液として水を用いた場合, 交換流量 Q を含む Eq. (1) 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するとともに交換流量 Q を求める式を導出した (Ohira *et al.*, 2011).

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

さらに, 水飴水溶液と濃度 10 kg 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た (Ohira *et al.*, 2013). 交換流量 Q , 攪拌速度 n , 翼径 D_i , 開孔率 A_r からなる修正無次元交換流量を $Q/(nD_i^3A_r)$, 攪拌レイノルズ数を N_{Re} とすると,

$$\frac{Q}{nD_i^3A_r} = aN_{Re}^b \quad (2)$$

となる. ここで, Eq. (2) 中の定数 a , b は攪拌レイノルズ数 N_{Re} の範囲によって定まる値であり, 次のようになる.

$$a = 3.1 \times 10^{-4}, \quad b = 1.0 \quad (1 \times 10^2 < N_{Re} < 7 \times 10^2) \quad (3)$$

$$a = 3.2 \times 10^{-3}, \quad b = 0.50 \quad (8 \times 10^2 < N_{Re} < 4 \times 10^3) \quad (4)$$

$$a = 0.20, \quad b = 0.0 \quad (4 \times 10^3 < N_{Re} < 2 \times 10^4) \quad (5)$$

同手法を槽径 0.10 m および 0.17 m の3段縦型攪拌槽に適用したところ, 攪拌レイノルズ数 N_{Re} が 1×10^3 よりも大きい範囲で測定した交換流量 Q は,

$$a = 0.030, \quad b = 0.20 \quad (1 \times 10^3 < N_{Re} < 6 \times 10^3) \quad (6)$$

$$a = 0.17, \quad b = 0.0 \quad (6 \times 10^3 < N_{Re} < 2 \times 10^4) \quad (7)$$

で推算できることを報告した (Ohira *et al.*, 2019; Ohira and Shimadzu, 2021). 6段縦型攪拌槽と3段縦型攪拌槽でレイノルズ数依存性が異なっている. 両縦型攪拌槽で共通しているのは最上槽と最下槽の2槽であり, 異なっているのは組み込まれている中間槽の数である. 6段縦型攪拌槽は中間槽4つが組み込まれており, その比率は4/6 (=2/3) である. 一方の3段縦型攪拌槽は中間槽1つが組み込まれており, その比率は1/3である. 組み込まれた中間槽の数が影響していると予想される. 中間槽を組み込まない2段縦型攪拌槽で定量的な検討を行えば, 中間槽の影響がさらに明確になると考えた. そこで本研究では, 中間槽がない2段縦型攪拌槽の交換流量におよぼす攪拌速度, 開孔率, 槽高さの影響について実験的検討を行った.

1. 理論

前報 (Ohira *et al.*, 2011, 2013, 2019; Ohira and Shimadzu, 2021) までと同様, 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 (Ando *et al.*, 1990) を適用した. 各槽を完全混合と仮定すると, トレーサーの物質収支式は次のようになる.

$$\frac{V}{2} \frac{dC_1}{d\theta} = Q(C_2 - C_1) \quad (8)$$

$$\frac{V}{2} \frac{dC_2}{d\theta} = Q(C_1 - C_2) \quad (9)$$

これらの式を, 初期条件:

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

で解くと, 第1槽と第2槽のトレーサー濃度差 $\Delta C (= C_1 - C_2)$ は次式で表すことができる.

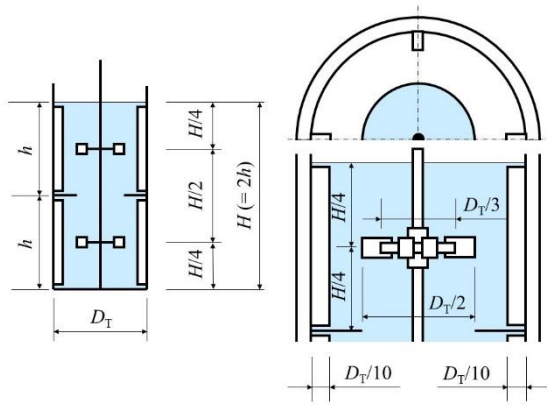


Fig.1 Schematic diagram of experimental apparatus

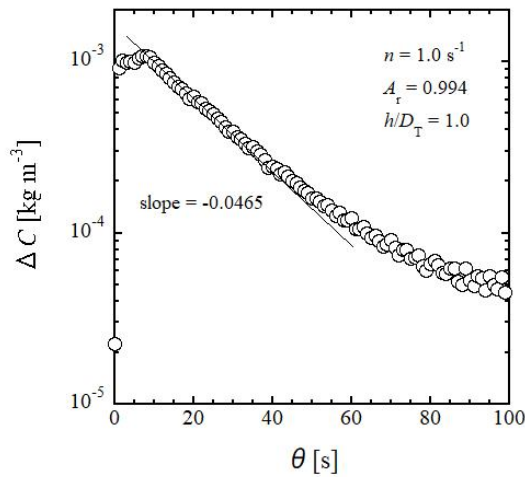


Fig.2 Tracer concentration difference as a function of time

$$\Delta C = C_0 \exp\left(-\frac{4Q}{V}\theta\right) \quad (10)$$

第1槽と第2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. (10) の $-4Q/V$ 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。

なお、混合時間は Eq. (10) より求められる。Eq. (2) 等を用いて操作条件から交換流量 Q をあらかじめ求めておき、初濃度 C_0 、製品の許容誤差 (ΔC)、液体積 V を定めれば混合時間 θ を求めることができる。

2. 実験装置および方法

交換流量測定用実験装置は2段階縦型攪拌槽と計測部からなる。Figure 1 に2段階縦型攪拌槽の概略図を示す。2段階縦型攪拌槽は内径 D_T が 0.10 m のアクリル樹脂製で、高さ H は 0.20–0.40 m である。邪魔板は $D_T/10$ の幅のものを4枚対称に取り付けた。攪拌レイノルズ数が大きい範囲においても検討できるように、内径 0.10 m の2段階縦型攪拌槽に板厚 0.8 mm のリング型アルミニウム板を仕切板として装着し、孔径 70 mm, 85 mm のものを用意した。それぞれの開孔率 A_r は 0.716, 0.484 であり、仕切板を装着しない場合の開孔率 A_r

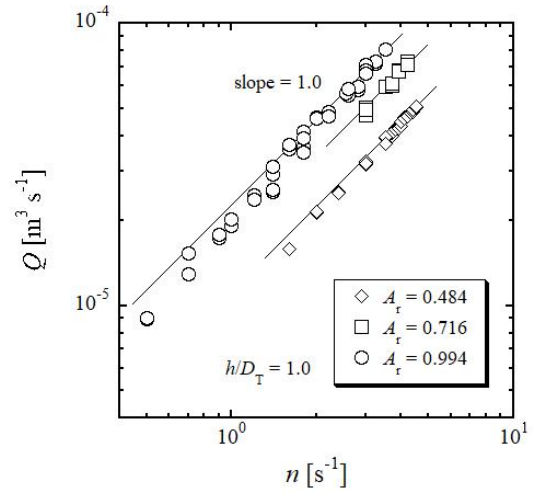


Fig.3 Exchange rate Q as a function of stirring speed n

は 0.994 になる。2段階縦型攪拌槽の高さ $H/2$ の位置にリング型仕切板を設け、攪拌槽内を2等分した。1段あたりの高さを h とすると縦横比 h/D_T は 1.0–2.0 となる。仕切板位置によって形成された2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。導電率センサー (Kenis 製) を2段階縦型攪拌槽の最上槽である第1槽と最下槽である第2槽に設置した。計測した導電率は記録計 (サイエンスキューブ, Kenis 製) を介してパソコンに取り込んだ。攪拌液として温度 20 ± 1 °C のイオン交換水 ($\rho = 1.0 \times 10^3$ kg m⁻³, $\mu = 1.0$ mPa s) を用いた。攪拌速度 n は 0.50–4.5 s⁻¹ の範囲で変化させた。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。2段階縦型攪拌槽内の液体積が 1530 mL であるため、塩化カリウム水溶液を添加しても液体積の変化が無視できるよう、液体積の約 $1/1000$ である 1.5 mL を添加した。完全に混合すると2段階縦型攪拌槽内のトレーサー濃度は 10^{-3} kmol m⁻³ となる。

実験操作は前報 (Ohira and Shimadzu, 2021) と同様で、2段階縦型攪拌槽の第1槽のトレーサー濃度 C_1 と第2槽のトレーサー濃度 C_2 の差であるトレーサー濃度差 $\Delta C (= C_1 - C_2)$ の経時変化を測定した。前述の理論に基づいてトレーサー濃度差 ΔC の経時変化から交換流量 Q を求めた。

3. 実験結果および考察

一例として、槽高さ 0.20 m, 攪拌速度 1.0 s⁻¹, 開孔率 0.994 (仕切板未設置) の場合のトレーサー濃度差の経時変化を Figure 2 に示す。トレーサーを添加するとトレーサー濃度は急激に増加し、約 10 s 後から減少した。同図中に示すように高濃度差部分のデータを直線近似し、その直線の傾きを求めた。Eq. (10) に基づき交換流量 Q を計算すると、 1.73×10^{-5} m³ s⁻¹ となる。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。2段階縦型攪拌槽の交換流量 Q と攪拌速度 n の関係を Figure 3 に示す。開孔率 A_r によらず、攪拌速度 n を大きくすると交換流量 Q は大きくなった。各条件でデータが直線状に並んでいるため、攪拌速度 2.0 s⁻¹ 以上のデータを直線で近似してその傾きを求めた。傾きは開孔率 A_r ごとにほぼ 1.0 とみなすことができる。2段階縦型攪拌槽の交換流量 Q は攪拌速度 n の

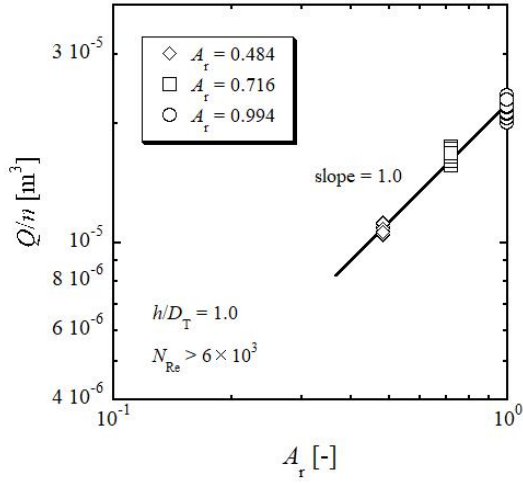


Fig.4 Value of Q/n as a function of the opening ratio of the ring-type partition plate A_r

1.0 乘に比例することがわかった。

$$Q \propto n^{1.0} \quad (11)$$

なお、攪拌速度 n が小さい条件では傾き 1.0 の直線から若干はずれている。これは 3 段縦型攪拌槽でも見られた現象であり、後述するように攪拌レイノルズ数 N_{Re} が 6.0×10^3 以下の場合である。

次に攪拌速度 2.4 s^{-1} 以上（攪拌レイノルズ数が 6×10^3 以上）のデータを対象として、交換流量 Q を攪拌速度 n で除した値 Q/n と開孔率 A_r の関係を Figure 4 に示す。若干のバラツキがあるもののデータはほぼ直線状に並んでいる。データを直線で近似し、その傾きを求めると 1.0 であった。交換流量 Q を攪拌速度 n で除した値 Q/n は仕切板の開孔率 A_r の 1.0 乗に比例することが確認された。

$$\frac{Q}{n} \propto A_r^{1.0} \quad (12)$$

修正無次元交換流量 $Q/(nD_T^3 A_r)$ と攪拌レイノルズ数 N_{Re} の関係を Figure 5 に示す。攪拌レイノルズ数 N_{Re} が $1.0 \sim 6.0 \times 10^3$ では、攪拌レイノルズ数 N_{Re} の増加とともに修正無次元交換流量 $Q/(nD_T^3 A_r)$ の値は大きくなった。攪拌レイノルズ数 N_{Re} が 6.0×10^3 以上では、修正無次元交換流量 $Q/(nD_T^3 A_r)$ の値は 0.17 でほぼ一定であった。このことから、修正無次元交換流量 $Q/(nD_T^3 A_r)$ の攪拌レイノルズ数依存性は Eq. (2) 式で表すことができ、パラメータ a と b の値はそれぞれ次の値となる。

$$a = 0.030, b = 0.20 \quad (N_{Re} = 1 \sim 6 \times 10^3) \quad (13)$$

$$a = 0.17, b = 0.0 \quad (N_{Re} = 6 \times 10^3 \sim 1.2 \times 10^4) \quad (14)$$

Eq. (13) は Eq. (6) と同じであり、Eq. (14) も攪拌レイノルズ数 N_{Re} の範囲が異なるものの Eq. (7) と同じである。同図中には 3 段縦型攪拌槽のデータ (Ohira et al., 2019) を破線で示した。攪拌レイノルズ数 N_{Re} が $1.0 \times 10^3 \sim 1.2 \times 10^4$ では 3 段縦型攪拌槽のデータとほぼ一致した。

中間槽が 4 槽組み込まれている 6 段縦型攪拌槽の場合、攪拌レイノルズ数 N_{Re} が $1.0 \sim 4.0 \times 10^3$ の場合、修正無次元交換流量 $Q/(nD_T^3 A_r)$ は攪拌レイノルズ数 N_{Re} の 0.5 乗に比例し (Ohira et al., 2013)、今回検討した 2 段縦型攪拌槽、および中間槽が 1 槽組み込まれている 3 段縦型攪拌槽の修正無次元交換流量 $Q/(nD_T^3 A_r)$ は攪拌

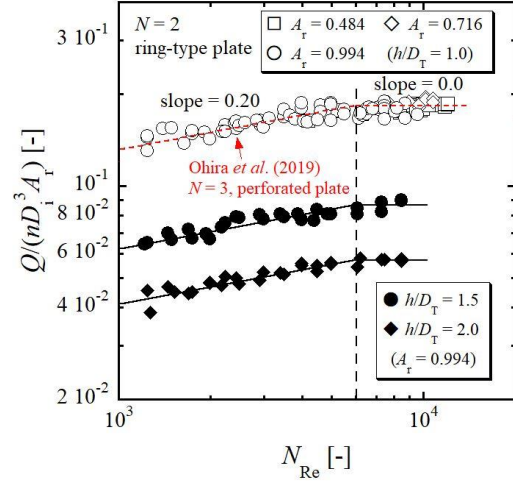


Fig.5 Modified dimensionless exchange rate $Q/(nD_T^3 A_r)$ as a function of Reynolds number N_{Re}

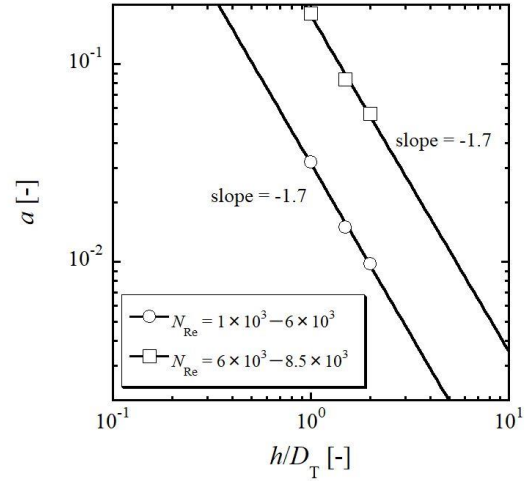


Fig.6 Parameter a as a function of aspect ratio h/D_T

レイノルズ数 N_{Re} が $1.0 \sim 6.0 \times 10^3$ で攪拌レイノルズ数 N_{Re} の 0.2 乗に比例する (Ohira et al., 2019)。中間槽の減少とともに攪拌レイノルズ数 N_{Re} のべき数の値が小さくなる理由については現在も検討中であるが、中間槽が多くなると修正無次元交換流量 $Q/(nD_T^3 A_r)$ の攪拌レイノルズ数依存性に影響をおよぼしていると推察される。

続いて、6 枚羽根タービン翼は 2 枚に固定したまま攪拌槽の高さ H を変え、1 段あたりの縦横比 h/D_T の影響を実験的に検討した。なお、前報 (Ohira et al., 2011, 2013, 2019; Ohira and Shimadzu, 2021) および前述の知見から開孔板の影響は修正無次元交換流量 $Q/(nD_T^3 A_r)$ でまとめる限り影響はない。そこで、開孔板未装着 ($A_r = 0.994$) のみで実験した。縦横比 h/D_T が 1.5 の場合を ● で、2.0 の場合を ◆ で Figure 5 中に示した。縦横比 h/D_T が大きくなると修正無次元交換流量 $Q/(nD_T^3 A_r)$ は小さくなった。これは攪拌翼 2 枚から伝達されるエネルギーが一定であるにもかかわらず、液体積が大き

なったため、液混合がしづらくなったものと思われる。しかし、縦横比 h/D_T が 1.0 の場合と同様、攪拌レイノルズ数 N_{Re} が大きくなると攪拌レイノルズ数 N_{Re} の 0.20 乗に比例して修正無次元交換流量 $Q/(nD_i^3A_r)$ は大きくなり、攪拌レイノルズ数 N_{Re} が 6×10^3 以上ではほぼ一定となった。このことから、修正無次元交換流量 $Q/(nD_i^3A_r)$ の攪拌レイノルズ数依存性は Eq. (2) で表すことができ、パラメータ a と b の値は縦横比 h/D_T が 1.5 の場合は、

$$a = 0.016, b = 0.20 \quad (N_{Re} = 1-6 \times 10^3) \quad (15)$$

$$a = 0.084, b = 0.0 \quad (N_{Re} = 6 \times 10^3 - 8.5 \times 10^3) \quad (16)$$

縦横比 h/D_T が 2.0 の場合は、

$$a = 0.0098, b = 0.20 \quad (N_{Re} = 1-6 \times 10^3) \quad (17)$$

$$a = 0.056, b = 0.0 \quad (N_{Re} = 6-8.5 \times 10^3) \quad (18)$$

となる。各攪拌レイノルズ数範囲で求めたパラメータ a と縦横比 h/D_T の関係を Figure 6 に示す。攪拌レイノルズ数 N_{Re} の範囲に関係なくパラメータ a は縦横比 h/D_T の -1.7 乗に比例することがわかった。この結果より、現時点で 2 段縦型攪拌槽の交換流量 Q を求める無次元式は、Eq. (2) に縦横比 h/D_T を組み込んだ次式となることわかった。

$$\frac{Q}{nD_i^3A_r} = aN_{Re}^b \left(\frac{h}{D_T}\right)^{-1.7} \quad (19)$$

なお、Eq. (19) のパラメータ a , b は Eqs. (13) と (14) と同じである。

結 言

多段縦型攪拌槽における修正無次元交換流量におよぼすレイノルズ数依存性解明を目的に、6 枚羽根タービンを装着した槽径 0.10 m の 2 段縦型攪拌槽の交換流量におよぼす攪拌速度と開孔率の影響について実験的検討を行った。まず、2 段縦型攪拌槽においても交換流量 Q は攪拌速度 n の 1.0 乗、開孔率 A_r の 1.0 乗に比例した。中間槽のある 6 段縦型攪拌槽、3 段縦型攪拌槽の場合の結果と比較すると、中間槽が多くなると修正無次元交換流量 $Q/(nD_i^3A_r)$ の攪拌レイノルズ数依存性に影響をおよぼしていることがわかった。また、縦横比 h/D_T が大きくなると修正無次元交換流量 $Q/(nD_i^3A_r)$ の絶対値は小さくなるが、攪拌レイノルズ数依存性は変わらないことがわかった。2 段縦型攪拌槽における修正無次元交換流量 $Q/(nD_i^3A_r)$ の攪拌レイノルズ数 N_{Re} および縦横比 h/D_T 依存性は Eqs. (13) と (14) と (19) であらわすことができる。

[謝 辞] 本研究を遂行するにあたり、室蘭工業大学技術部島崎剛氏

から支援いただきました。また、室蘭工業大学の坪野祐亮君に協力いただきました。ここに記して謝意を示します。

Nomenclature

| | | |
|------------|--|------------------------------------|
| a | = parameter in Eqs. (2) and (19) | [-] |
| A | = sectional area | [m ²] |
| A_r | = opening ratio of the ring-type partition plate | [-] |
| b | = parameter in Eqs. (2) and (19) | [-] |
| C_1 | = tracer concentration in 1st cell | [kmol m ⁻³] |
| C_2 | = tracer concentration in 2nd cell | [kmol m ⁻³] |
| D_i | = impeller diameter | [m] |
| D_T | = vessel diameter | [m] |
| f | = back flow rate | [m ³ s ⁻¹] |
| h | = height of cell | [m] |
| H | = height of vessel | [m] |
| n | = stirring speed of impeller | [s ⁻¹] |
| N | = total cell number | [-] |
| N_{Re} | = Reynolds number ($=D_i^2 n \rho / \mu$) | [-] |
| q | = feed flow rate | [m ³ s ⁻¹] |
| Q | = exchange rate | [m ³ s ⁻¹] |
| ΔC | = tracer concentration difference | [kmol m ⁻³] |
| μ | = liquid viscosity | [Pa s] |
| ρ | = liquid density | [kg m ⁻³] |
| θ | = time | [s] |

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)
- 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)
- 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)
- 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 Multiple Impellers," *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **39**, 13–17 (2013)
- Ohira, Y., K. Nakajima, M. Shimadzu, E. Obata and K. Ando; "Back Flow Rate and Exchange Rate of Liquid in a Stirred Vessel with Three Multiple Impellers," *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **45**, 1–5 (2019)
- Ohira, Y. and M. Shimadzu; "Effect of Vessel Diameter on Exchange Rate in a Vertical Stirred Vessel with Three Multiple Impellers," *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **47**, 96–99 (2021)

Exchange Rate in a Vertical Stirred Vessel with Two Multiple Impellers

OHIRA Yuichi, SHIMADA Yuki, SANO Wataru and SHIMADZU Masamitsu

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, Agitation, Exchange Rate, Vessel Diameter, Mixing

The effects of stirring speed n and opening ratio of a ring-shaped partition plate A_r , on the exchange rate of vertical vessels with two multiple impellers Q were experimentally investigated. The impeller diameter D_i was one-half of the vessel diameter D_T . The exchange rate Q was proportionally greater than the stirring speed of impellers n and the opening ratio of the ring-type partition plate A_r . In the case of two-stage vertical stirred vessel, the relationship between the modified dimensionless exchange rate $Q/(nD_i^3A_r)$ and the agitated Reynolds number N_{Re} was the same as in the case of the three-stage vertical stirred vessel. The modified dimensionless exchange rate $Q/(nD_i^3A_r)$ was found to be proportional to the height of the two-stage vertical stirred vessel at the power of -1.7 .