

2 段パドル翼をもつ攪拌槽内の 粒子分散挙動に対する循環流の効果

Effect of Circulating Flow on Particle Dispersion in a Stirred Vessel with Dual Paddle Impellers

相澤 栄次^a, 津田 武明^b, 阪野 伸大^a, 今駒 博信^a, 大村 直人^a

Eiji Aizawa, Takeaki Tsuda, Nobuhiro Sakano, Hironobu Imakoma, Naoto Ohmura

Received 16 December 2009; Accepted 17 February 2010

Particle dispersion in a stirred vessel with dual paddle impellers was numerically investigated by a commercial CFD code. The working fluid was assumed a weak shear-thinning non-Newtonian fluid or Newtonian fluid having low viscosity (ca. 4.0 Pa·s). Particles were initially set in the lower half region in the vessel. Numerical simulations were conducted by varying rheological property, location of the impellers and discharge flow rate of impellers. Numerical results showed that the viscosity was lower near the impeller in the non-Newtonian fluid than in the Newtonian fluid due to strong shear near the forefront of impeller. Consequently, the velocity of discharge flow from impeller was larger in the non-Newtonian. Larger velocity of the discharge flow took more particles to the tank wall as compared with Newtonian fluid. The present work adopted the mean value and the standard deviation of particle concentration as particle dispersion indexes. It has been found that the standard deviation depends on particle dispersion process.

Keywords : Non-Newtonian fluid, Flow simulation, Shear-thinning fluid, Solid-Liquid mixing, Circulate flow

1. 緒 言

光学フィルム等に代表される精密コーティング製品は、製品の機能・厚み等、品質の均一性が重要である。コーティング製造工程は、通常、塗布する液の粘度調整などを行う調液工程、塗布装置へ液を送る送液工程、液体を基材に塗布する塗布工程、塗布した液を固める固化工程からなる。この品質の不均一が発生する要因は各工程にあるが、調液工程については塗布液の攪拌

不足が主要因の一つとなっている。しかしながら、必要以上に攪拌混合を行うことにより、準備時間が長時間化し、生産能率を低下させるため、調液工程における攪拌条件の最適化は生産現場において重要な要素である。

光学フィルムの薄膜コーティング（ウェット膜厚 20~30 μm 程度）では、塗布液の溶剤比率は70%以上と高く、直径が 10 μm 以下の微小な粒子を含んでいる液が用いられる。その液物性としては、翼近傍のみに流動域（cavern）をもつような高粘度ではないが、ある程度の粘性（10 Pa·s 以下）を持ち、比較的弱い非ニュートン性（shear-thinning 性）を示す塗布液が多く用いられている。

このように、塗布製品品質の安定化に重要な攪拌槽内の流動状態に関する研究は重要である。塗布液として多く用いられる非ニュートン流体を用いた攪拌槽内の液の流動については、例えば、Nagafune ら¹⁾は降伏

^a 神戸大学大学院 工学研究科
(〒657-8501 神戸市灘区六甲台町1-1)
TEL 078-803-6199
Department of Chemical Science and Engineering,
Kobe University
(1-1 Rokkodai-cho, Nada-ku, Kobe 657-8501, Japan)

^b 大日本印刷株式会社
(〒300-2646 茨城県つくば市緑ヶ原1-1-3)
TEL 029-847-0761
Dai Nippon Printing Co., Ltd.
(1-3 Midorigahara, 1-chome, Tsukuba, Ibaraki 300-2646, Japan)

応力を持つ非ニュートン流体に関して、*cavern* の成長過程の研究を行っている。また、Kamiwano ら^{2,3)} は擬塑性流体の流動状態の測定、数値解析を行っている。Hiraoka ら⁴⁾ は高粘度の非ニュートン流体について数値流体解析を行い、みかけ粘度の有効性を示した。さらに、混合を促進する目的で攪拌翼を複数設置する場合もあり、Rutherford ら⁵⁾ は攪拌槽内の攪拌翼の位置による流動状態の変化を実験的に示した。

また、著者ら⁶⁾ は、流体のレオロジー特性が攪拌槽の混合に及ぼす効果を調査し、みかけの攪拌レイノルズ数 $Re_{app}=100\sim 400$ の範囲において、弱い *shear-thinning* 性を持つ非ニュートン流体がニュートン流体より短時間で混合が終了することを示した。さらに、攪拌槽内の混合の遅い領域は攪拌レイノルズ数によって変化し、 $Re_{app}>215$ では固体的回転部、 $Re_{app}<195$ ではトレーサーの投入方法によって相違するが、トレーサーを上から投入した場合、攪拌槽下半分が混合の遅い領域となり、混合時間を決定する領域となることを実験的に確認した。

固液の攪拌混合プロセスにおいては、攪拌槽中で粒子が偏在することにより、製品品質の安定性に大きく影響するため、粒子を含む液体の攪拌混合に関しても多くの研究がなされており、液体より比重の大きい粒子については Zwietering⁷⁾ や Nienow⁸⁾ の研究により、粒子の浮遊する条件が報告されている。液体より比重の軽い粒子については、Kuzmanic⁹⁾ が混合時間と攪拌動力について研究を行った。

生産現場では槽の底部にある粒子を液が静止している状態から攪拌し、なるべく早く上昇させる必要があるため、2次循環流の形成過程で粒子がどのように移動するかは大変重要である。また、工業的には2段の攪拌翼による攪拌が多く行われている。

本研究では、攪拌開始から如何に速く粒子を分散させるかを念頭に最適攪拌条件の指標を得ることを目的として、比較的低粘度で非ニュートン性をもつ塗布液を想定し、2段のパドル翼を備えた攪拌槽内において、2次循環流の形成過程による粒子の移動を数値流体解析により調べた。

2. 攪拌槽および解析条件

攪拌槽の計算モデルの概略を Fig. 1 に示す。この攪拌槽は槽径 $D=0.24\text{ m}$ の平底円筒型攪拌槽であり、初期時刻 ($t=0$) の静止時の液面高さ $H=0.24\text{ m}$ である。攪拌翼 (径 $d=0.08\text{ m}$, 幅 $w=0.02\text{ m}$) を内部に2箇所設置している。攪拌翼の回転軸径は 3.2 mm で、

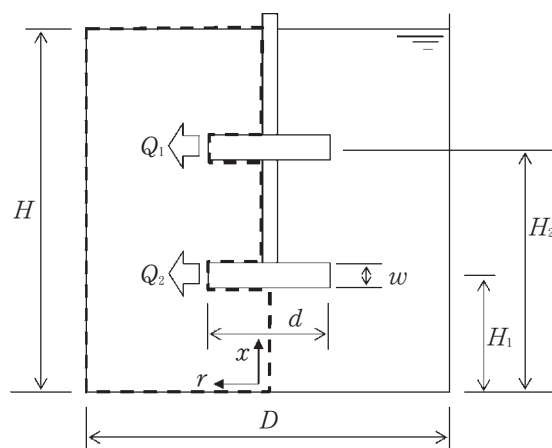


Fig. 1 Geometrical configuration of stirred vessel and impellers

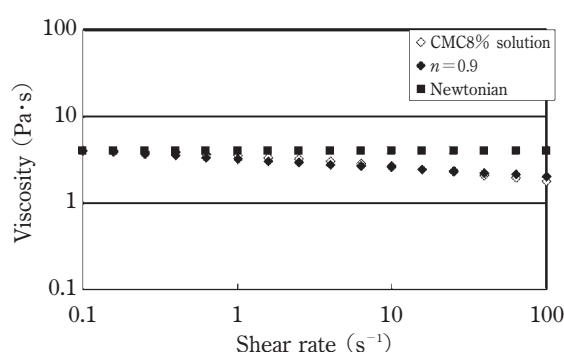


Fig. 2 Rheological property of working fluids

回転軸は攪拌槽の中心にあり、軸対称となっている。

流れの解析には、流体解析ソフトである FLUENT (ANSYS 社製) を用いた。攪拌槽内の非ニュートン流体はカルボキシメチルセルロースの水溶液 (固形分 8.0 重量%) を想定し、Fig. 2 のように設定した。流体粘度 μ は、Eq. (1) に示す Power-law モデルを用いた。

$$\mu = k\dot{\gamma}^{n-1} \quad (1)$$

攪拌レイノルズ数は Eq. (2) より算出される。

$$Re = \frac{\rho N d^2}{\mu} \quad (2)$$

Fig. 2 中のニュートン流体の粘度 $\mu=4.0\text{ Pa}\cdot\text{s}$ を用いて、Eq. (2) より算出されるニュートン流体における攪拌レイノルズ数 Re_N は Eq. (3) のように求められる。

$$Re_N = \frac{\rho_N N d^2}{\mu} = 8.0 \quad (3)$$

ここで、 ρ_N はニュートン流体の密度 (kg/m^3) (=

1000 kg/m³), N は攪拌翼の回転数 (s⁻¹) である。解析条件の Re は層流から乱流への遷移域であるため、層流条件にて解析を行うこととし、計算領域は Fig. 1 の破線で示される 2 次元の軸対称とした。基礎方程式には, Eqs. (4)~(6) に示す連続の式と Navier-Stokes の式を用いた。

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x}(\rho v_x) + \frac{\partial}{\partial r}(\rho v_r) + \frac{\rho v_r}{r} = S_m \quad (4)$$

$$\begin{aligned} & \frac{\partial}{\partial t}(\rho v_x) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial x}(r \rho v_x v_x) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r}(r \rho v_r v_x) \\ &= -\frac{\partial p}{\partial x} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial x} \left[r \mu \left(2 \frac{\partial v_x}{\partial x} - \frac{2}{3} (\nabla \cdot v) \right) \right] \\ & \quad + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \mu \left(\frac{\partial v_x}{\partial r} - \frac{\partial v_r}{\partial x} \right) \right] + F_x \end{aligned} \quad (5)$$

$$\begin{aligned} & \frac{\partial}{\partial t}(\rho v_r) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial x}(r \rho v_x v_r) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r}(r \rho v_r v_r) \\ &= -\frac{\partial p}{\partial r} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial x} \left[r \mu \left(\frac{\partial v_r}{\partial x} + \frac{\partial v_x}{\partial r} \right) \right] \\ & \quad + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \mu \left(2 \frac{\partial v_r}{\partial r} - \frac{2}{3} (\nabla \cdot v) \right) \right] \\ & \quad - 2\mu \frac{v_r}{r^2} + \frac{2}{3} \frac{\mu}{r} (\nabla \cdot v) + \rho \frac{v_z^2}{r} + F_r \end{aligned} \quad (6)$$

ここで, $\nabla \cdot v = \frac{\partial v_x}{\partial x} + \frac{\partial v_r}{\partial r} + \frac{v_r}{r}$ であり, x は軸座標, r は半径座標, v_x は軸流速度, v_r は半径方向速度, S_m は粒子相から流体相に加えられる質量であり, 今回は $S_m = 0$ である。 F_x および F_r には相間の運動量交換が含まれ, F_x には更に重力が含まれる。

時間差分は陰解法を用い, 空間差分は 1 次精度風上差分を用いた。

計算の初期条件として, 流体は静止しており, 攪拌槽の底から $H/2 = 0.12$ m までの領域における局所の粒子の体積分率を 20% とし, 粒径 $d_p = 5.0 \times 10^{-6}$ m, 密度 1100 kg/m³ とした。計算初期の攪拌槽内の粒子濃度分布を Fig. 3 に示す。

本研究では, 攪拌開始からの 2 次循環流の形成による粒子の移動に着目するため, パドル翼が通過する際に翼の有無により軸方向に発生する流れ場への摂動効果は除外することにした。また, 液面の応力は 0 とした。攪拌翼は計算初期は停止しているが, 計算開始と同時に一定回転となることとし, 攪拌翼の翼端で外向きの半径流 v_r を与える。上段, 下段攪拌翼の翼端における吐出流速分布については, 圧力流れであることからポワズイユ流れとし, Rutherford ら⁵⁾ の実験結果より Eq. (7) に示す定常な 2 次関数として与えた。

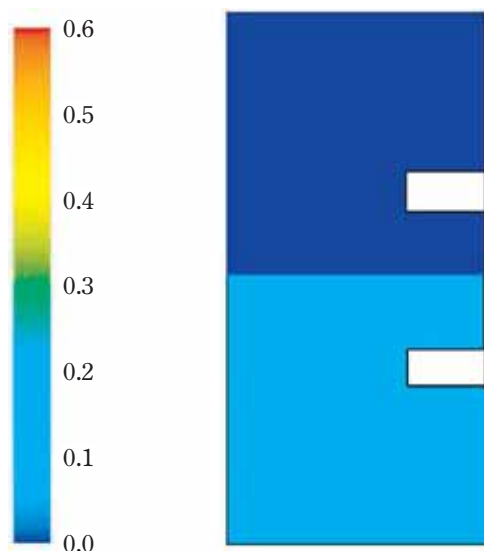


Fig. 3 Initial condition of volume fraction of particle in stirred vessel

$$v_r = -3.23 \times 10^3 x^2 + 5.17 \times 10^2 x - 20.3 \quad (7)$$

固液の混合モデルとしては, オイラー混相流モデルを用いた。オイラー混相流モデルは, 各相について連続の式, 運動量保存方程式を計算し, 各相を体積分率 α で関係づけている。例として, 固相に関する連続の式, 運動量保存方程式を Eqs. (8), (9) に示す

$$\frac{\partial}{\partial t} \alpha_q \rho_q + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q v_q) = \sum_{p=1}^n \dot{m}_{pq} \quad (8)$$

$$\begin{aligned} & \frac{\partial}{\partial t} (\alpha_q \rho_q v_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q v_q v_q) = -\alpha_q \nabla P + \nabla \cdot \bar{\tau}_q \\ & \quad + \alpha_q \rho_q \mathbf{g} + \sum_{p=1}^n (\mathbf{R}_{pq} + \dot{m}_{pq} v_{pq}) + \alpha_q \rho_q \mathbf{F}_q \end{aligned} \quad (9)$$

ここで, 添え字の q は固相を意味する。 α は体積分率 (-), ρ は密度 (kg/m³), v は速度 (m/s), \dot{m}_{pq} は相 p から相 q への物質移動を表し, $\dot{m}_{pq} = 0$ である。 P は相共通の圧力 (Pa), $\rho \mathbf{g}$ は重力加速度によって発生する力であり, \mathbf{F} は相間の運動量交換によって発生する力である。 $\bar{\tau}$ は応力ひずみテンソルであり, Eq. (10) で表される。

$$\bar{\tau}_q = \alpha_q \mu_q (\nabla v_q + \nabla v_q^T) + \alpha_q \left(\lambda_q - \frac{2}{3} \mu_q \right) \nabla \cdot v_q \bar{I} \quad (10)$$

λ は体積粘性, \bar{I} は単位テンソルである。また, \mathbf{R}_{pq} は相間の相互作用力であり, Eq. (11) で表される。

$$\sum_{p=1}^n \mathbf{R}_{pq} = \sum_{p=1}^n K_{pq} (v_p - v_q) \quad (11)$$

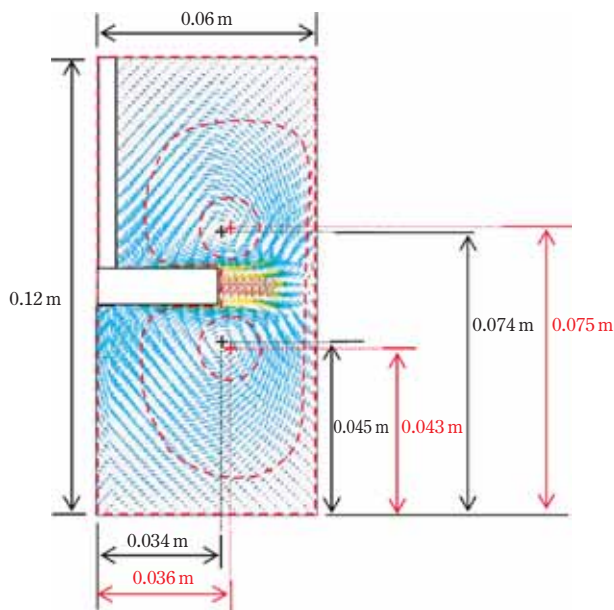


Fig. 4 Comparison between calculated flow pattern and experiment

K_{pq} は相間の運動量交換係数である。

まず、計算結果の妥当性を評価するため、実験結果と解析結果の比較を行った。粘度 $\mu=0.041 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ のニュートン流体の攪拌 ($Re_N=28$) を可視化した Inoue ら¹⁰⁾ の実験結果について、20周期目 ($t=20T$) における2次循環流の渦中心位置を FLUENT の計算結果と比較した。攪拌槽内の流速分布の計算結果を Fig. 4 に示すと共に、同図に実験結果から求めた蛍光着色剤での可視化領域を赤破線で、また2次循環流の渦中心位置を赤+で示す。

2次循環流の渦中心位置に関して、実験と FLUENT での解析結果は Fig. 4 に示すようにほぼ一致しており、本解析結果で攪拌槽内の流体の攪拌挙動が十分に計算可能であることが分かった。

次に、Fig. 1 に示す下段攪拌翼の中心から攪拌槽底面までの距離 H_1 、上段および下段の攪拌翼の吐出流量 Q_1 (m^3/s)、 Q_2 (m^3/s) を変更し解析を行った。ただし、 Q_1 、 Q_2 を合わせた総流量 Q (m^3/s) はすべての解析条件で一定とした。また、本研究では循環流の形成過程に着目しており、パドル翼の通過による摂動を排除し、定常な速度分布を与えた仮想パドル翼とし、 $t=0$ で瞬間的に一定回転として解析を行った。解析条件を Table 1 に示す。

吐出流量 Q_1 、 Q_2 は Eqs. (12)、(13) より求める。

$$Fl_i = \frac{Q_i}{Nd^3} \quad (12)$$

$$Q_i = \int_{H_1-w/2}^{H_1+w/2} \pi d \bar{V}_i dx \quad (13)$$

Table 1 Input variables of the simulations

H_i (m)	Higher impeller	Lower impeller
	Q_1 (m^3/s)	Q_2 (m^3/s)
0.08	1.26×10^{-3}	1.26×10^{-3}
0.05	1.26×10^{-3}	1.26×10^{-3}
	0.63×10^{-3}	1.90×10^{-3}
	1.90×10^{-3}	0.63×10^{-3}

ここで、 Fl_i は Flow number (-) である。 Fl_i は攪拌翼と攪拌槽側壁との間隔により幾つかの値が提唱されているが、本実験装置では攪拌翼と攪拌槽側壁との間隔が $D/3$ であり、提唱される値が 0.75 ± 0.15 の範囲内であるため、今回は 0.75 を用いている⁹⁾。また、 \bar{V}_i は翼端の平均半径流速 (m/s) である。

粒子密度 ρ_p (kg/m^3) が、ニュートン流体密度 ρ_N (kg/m^3) および非ニュートン流体の密度 ρ (kg/m^3) より大きく、静止状態では粒子が沈降する。そのため、Zwietering⁷⁾ が様々な攪拌実験から得られた結果を次元解析で整理し導出した Eq. (14) に示す粒子浮遊限界攪拌速度 n_{js} (s^{-1}) を求め、回転速度 N (s^{-1}) が $N > n_{js}$ となるよう決定した。

$$n_{js} = Sv^{0.1} d_p^{0.2} (g\Delta\rho/\rho)^{0.45} X^{0.13} / D^{0.85} \quad (14)$$

ここで、 S は攪拌槽の幾何学的形状に基づくパラメータであり、 $H_1=0.05 \text{ m}$ では $S=6$ 、 $H_1=0.08 \text{ m}$ では $S=7$ とした。 ν は動粘度 (m^2/s)、 g は重力加速度 (m/s^2)、 X は粒子の重量パーセント、 $\Delta\rho$ は粒子密度と流体密度の差であり、 n_{js} は $\Delta\rho$ の依存性が高いことが分かる。動粘度 ν は最大粘度と流体密度から求めることで、 n_{js} の最小値を算出した。

3. 結果と考察

3.1 循環流の形成過程について

攪拌翼位置 $H_1=0.08 \text{ m}$ 、 $H_2=0.16 \text{ m}$ におけるニュートン流体および非ニュートン流体の静止状態から循環流が形成されるまでの過程を Fig. 5 に示す。Fig. 5a はニュートン流体、b は非ニュートン流体の場合である。また、吐出流量 Q_1 、 Q_2 は $1.26 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$ である。

回転開始とともに循環流の形成が始まるが、ニュートン流体の場合、攪拌開始から 0.2 s 後には循環流が発達しているのに対して、非ニュートン流体の場合は、循環流が発達するまでに 5.0 s 必要であった。非ニュートン流体の場合、翼付近のせん断による粘度低下によって流体の移動がニュートン流体より遅くなるため、循環流の形成が遅くなると考えられる。

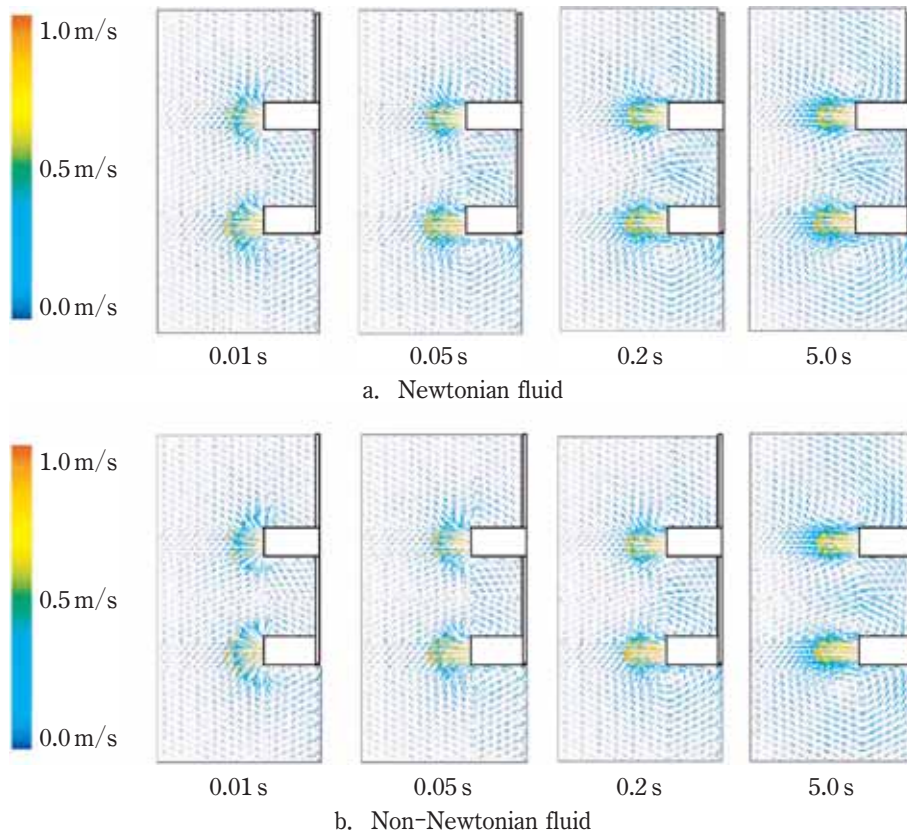


Fig. 5 Growth of circulation flow (0.01 s~5.0 s)

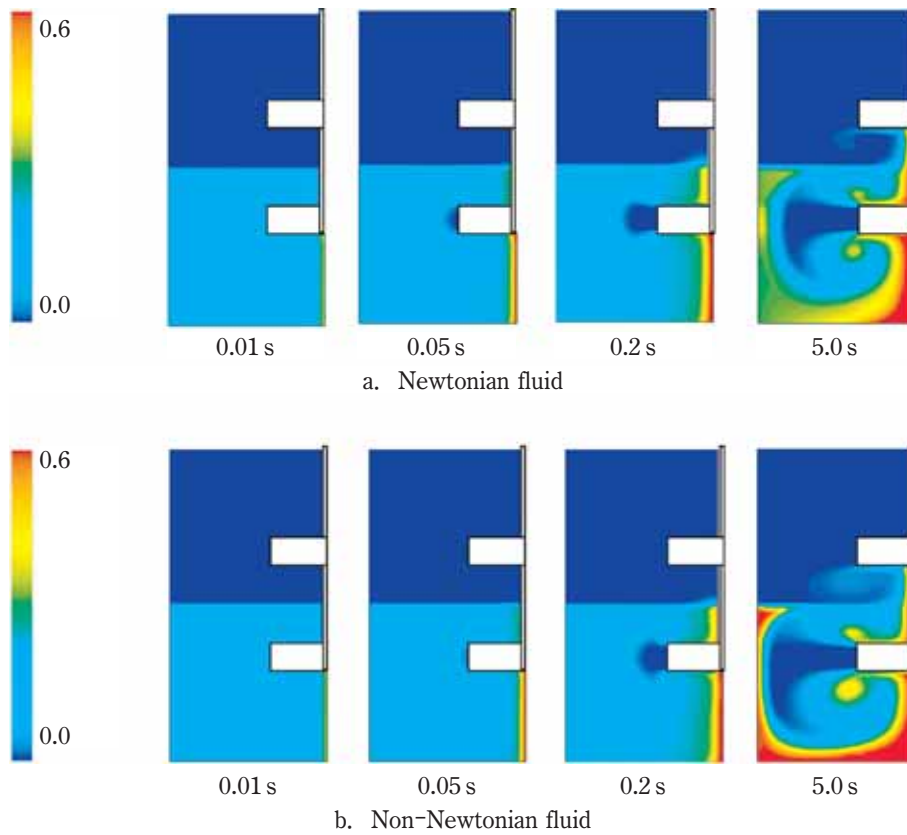


Fig. 6 Variation of volume fraction of particle (0.01 s~5.0 s)

循環流の形成過程における粒子の移動の様子を **Fig. 6** に示す。攪拌開始の時には攪拌槽の下半分にしか存在しなかった粒子は、上段翼の下側に発生する反

時計回りの2次循環流の形成に伴い、この循環流により上段翼の下に引き上げられる。また、下段翼付近では下段翼下側に発生する2次循環流の形成に伴い粒子

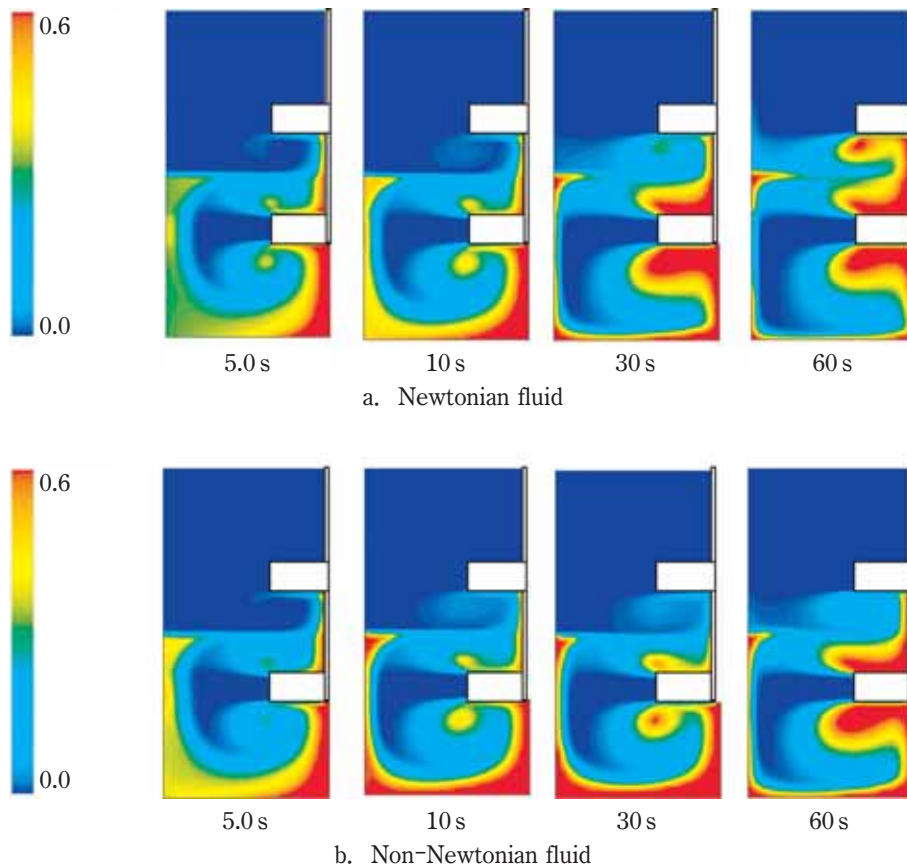


Fig. 7 Variation of volume fraction of particle (5.0s~60.0s)

が攪拌槽側壁 ($r=D/2$)、槽底 ($x=0$) および、槽中心 ($r=0$) に移動することが分かる。また、0.01~0.2sでは液物性による違いが見られないが、5.0sになると非ニュートン流体は、ニュートン流体に比べ、粒子の槽壁への移動量が多く、槽中心部への移動量が少なくなっており、この段階での循環流による顕著な軸方向への粒子移動は見られなかった。

2次循環流形成後の粒子の分散挙動を Fig. 7 に示す。非ニュートン流体では粒子は槽中心よりも槽壁への移動量が多いため、ニュートン流体に比べ、槽中心部に沿って上昇する粒子量は少なく、上段攪拌翼下側の循環渦に取り込まれる粒子量は少なくなっている。これは、Fig. 8 に示すように非ニュートン流体では、攪拌翼の剪断効果で低粘度化することで、Fig. 9 に示す翼近傍からの吐出流速が早く、槽壁への粒子の移動が迅速に進み、槽壁への移動量が増えたこと、さらに循環流が形成されてからは、二つの攪拌翼間に形成される循環流の境界は槽壁から回転軸方向への流れとなっており、本研究ではパドル翼の摂動効果を除外しているため、この境界を通じて槽壁側からの物質交換は難しく、槽側壁から回転軸方向への衝突流となる回転軸付近での物質交換が優位であるためであると考えられる。

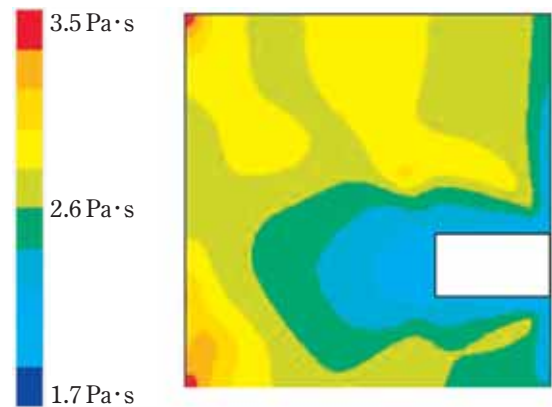


Fig. 8 Viscosity close to the higher impeller (1200s)

3. 2 粒子濃度分布について

攪拌翼位置 $H_1=0.08\text{ m}$ 、 $H_2=0.16\text{ m}$ における 1200s 後のニュートン流体の混合状態を Fig. 10 に示す。Fig. 10a は濃度分布、b はフローパターンである。また、吐出流量 Q_1 、 Q_2 は $1.26 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$ である。

粒子濃度は、上下段攪拌翼の上下と軸近傍で高くなった。攪拌翼の上下で粒子が高濃度となっている場所はフローパターンから、2次循環渦の中心位置付近と一致しており、攪拌による流れにのった粒子が渦に捕集され、渦の外側へ放出されずに粒子濃度が高くなったと考えられる。

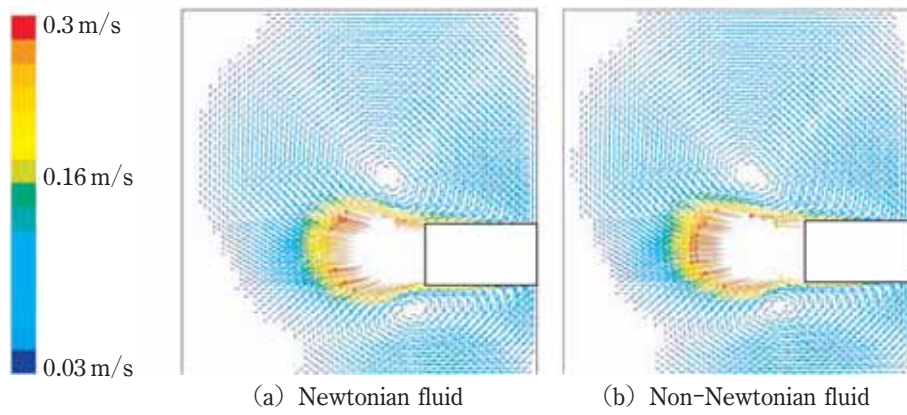


Fig. 9 Velocity close to the higher impeller (1200 s)

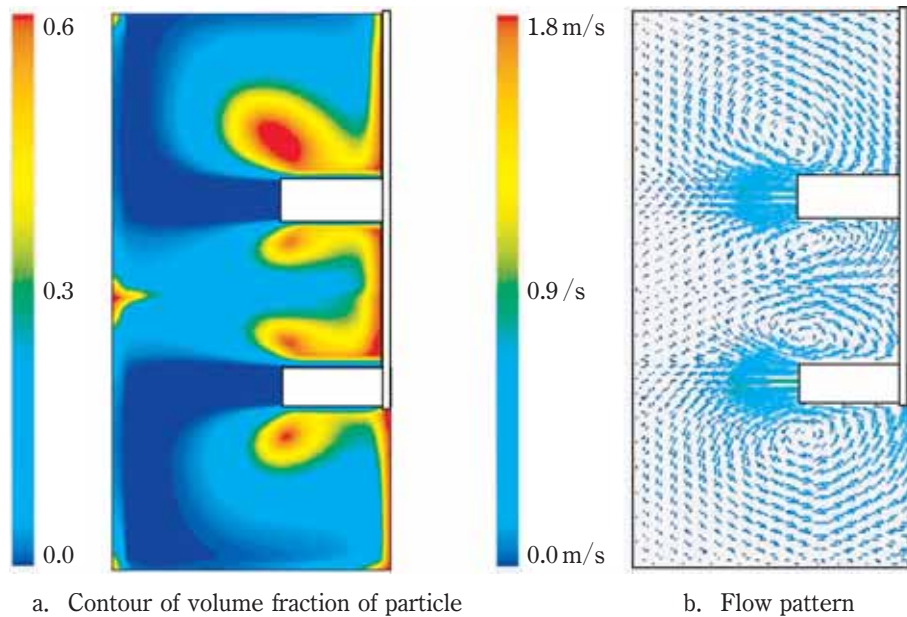


Fig. 10 Contour of volume fraction of particle and flow pattern of Newtonian fluid
($H_1=0.08\text{ m}$, $H_2=0.16\text{ m}$, $Q_1=Q_2=1.26\times 10^{-3}\text{ m}^3/\text{s}$)

3. 3 粒子濃度分布の経時変化について

攪拌過程における粒子濃度分布の経時変化を評価するにあたり、攪拌槽内の混合状態を解析結果から定量的に評価する方法として、Eqs. (15), (16) で定義される攪拌槽内での粒子濃度の平均値 C (volume%), 標準偏差値 σ (volume%) を導入した。

$$C = \frac{1}{m} \sum_{i=1}^m x_m \quad (15)$$

$$\sigma = \sqrt{\frac{1}{m} \sum_{i=1}^m (x_m - \bar{x})^2} \quad (16)$$

ここで x_m は解析領域内の各点における濃度の値であり、 \bar{x} はその平均値である。

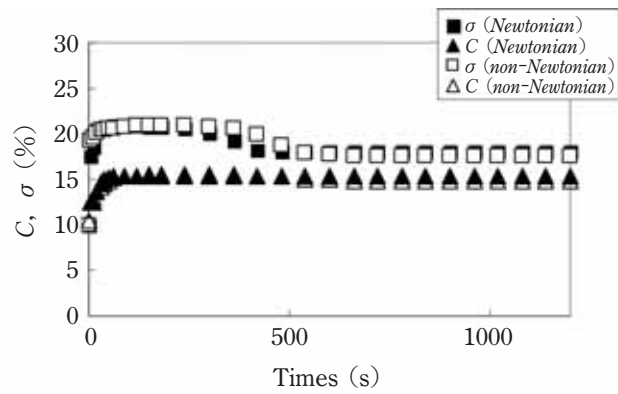
3. 3. 1 液物性による違いについて

攪拌翼位置 $H_1=0.08\text{ m}$, $H_2=0.16\text{ m}$, 吐出流量 $Q_1, Q_2=1.23\times 10^{-3}\text{ m}^3/\text{s}$ における平均値 C , 標準偏差値 σ

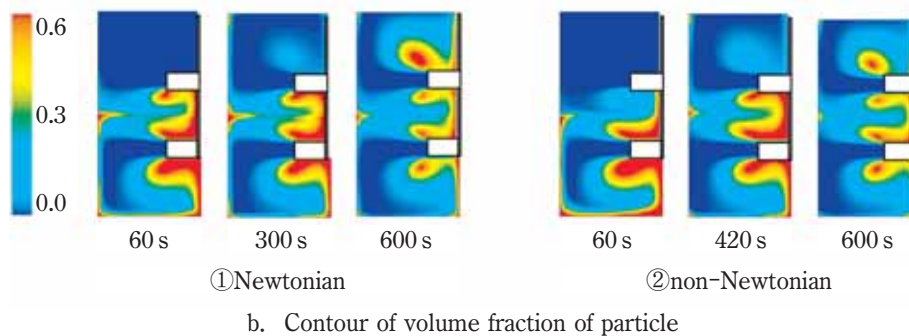
の計算結果、粒子濃度分布およびフローパターンについて、ニュートン流体および非ニュートン流体の結果を Fig. 11 に示す。

ニュートン流体の場合、 C, σ の経時変化は Fig. 11a に示すように、回転開始直後から上昇し、300 s ~ 480 s で σ が低下する。 σ が低下する以前では、Fig. 11b の① (60 s) に示すように、下段攪拌翼の上下および上段攪拌翼の下で粒子濃度が上昇している。 σ が変化しているところ (300 s) では、上段攪拌翼の上の渦部へ粒子が集まると共に下段攪拌翼より下と攪拌翼間の領域における粒子濃度が低下し、再び σ が定常となったとき (600 s) には攪拌槽内の濃度分布が定常状態となっている。また、非ニュートン流体の場合は、Fig. 11a に示すように 360 s ~ 600 s で σ が低下することが分かった。

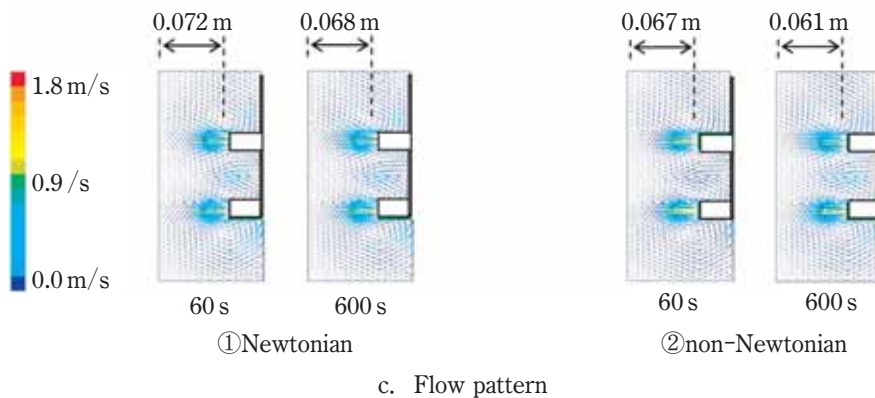
σ が段階的に変化する原因について、Fig. 11c に示



a. Average C and standard deviation of volume fraction σ



b. Contour of volume fraction of particle



c. Flow pattern

Fig. 11 Time variation of C and σ , contour of volume fraction of particle and flow pattern ($H_1=0.08\text{ m}$, $H_2=0.16\text{ m}$, $Q_1=Q_2=1.26\times 10^{-3}\text{ m}^3/\text{s}$)

すフローパターンから、渦の中心位置が変化しており、 σ が段階的に変化する前は循環流が十分に発達していないと考えられる。

また、 σ が安定するまでの時間を比較すると、ニュートン流体では480sであるが非ニュートン流体では600sであり、非ニュートン流体の場合、ニュートン流体に比べて粒子の混合が遅いことが分かった。

3. 3. 2 攪拌翼位置および吐出流量による違いについて

上段翼の位置 $H_2=0.16\text{ m}$ で固定とし、下段翼の位置 H_1 を 0.05 m とした場合について、非ニュートン流体での解析結果から得られた標準偏差値 σ の経時変

化を $H_1=0.08\text{ m}$ の場合と比較して **Fig. 12** に示す。さらに、 $H_1=0.05\text{ m}$ における吐出流量 Q_1 , Q_2 を変更し解析した結果から得られた標準偏差値 σ の経時変化を **Fig. 13** に示す。Figs. 12, 13 の総ての条件において、攪拌開始から150sまでに循環流が形成されている。

$Q_1 < Q_2$ ($Q_1=0.63\times 10^{-3}$, $Q_2=1.90\times 10^{-3}\text{ m}^3/\text{s}$), $Q_1 > Q_2$ ($Q_1=1.90\times 10^{-3}$, $Q_2=0.63\times 10^{-3}\text{ m}^3/\text{s}$) の条件では、 $Q_1=Q_2$ の場合に見られる初期の σ が変化しない領域 (おおよそ $150 < t < 700$) が現れず、早い段階で定常状態となった。Fig. 13 に $Q_1 < Q_2$ の場合における240sおよび1200sの時の濃度分布の解析結果を示すが、濃度分布の結果からも攪拌槽内が早い段階で定常

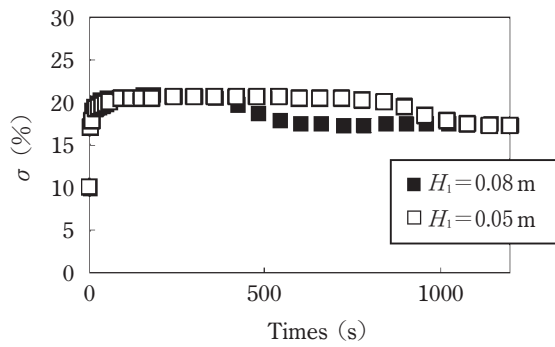


Fig. 12 Effect of lower impeller position (non-Newtonian fluid)

となったことが確認できる。これは、 $Q_1 < Q_2$ の場合では、攪拌槽上部への粒子の移動が早期に行われたためであり、 $Q_1 > Q_2$ の場合では、攪拌槽上部への粒子の移動が行われなかったためであると考えられる。

4. 結 言

パドル翼の摂動がない場合のニュートン流体および非ニュートン流体と粒子の混合において、流体解析ソフトによる解析を行い、攪拌翼の設置位置、吐出流量の違いによる攪拌槽内の流動状態の比較を行った結果以下のことが分かった。

1) 粘度が $4.0 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 程度のニュートンおよび非ニュートン流体の場合、粒子は完全分散せず、渦の中心

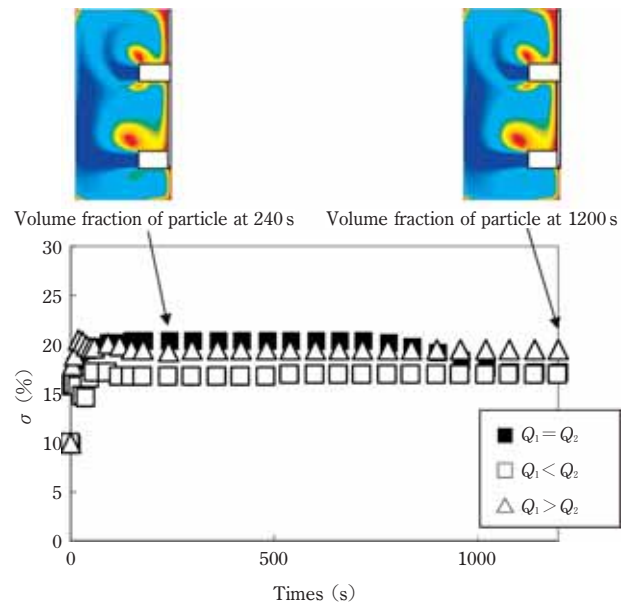


Fig. 13 Effect of flow rate

に集まる。

- 2) 非ニュートン流体は、ニュートン流体より混合が遅くなる。
- 3) 攪拌槽内の粒子の混合状態を表す値として、粒子濃度を表す解析結果から得られる粒子濃度のばらつきを示す標準偏差値 σ が、攪拌槽内の混合状態を定量的に評価する有効な指標である。

Nomenclature

C	: average of volume fraction	(%)	Re_{app}	: appearance Reynolds number of mixing	(-)
D	: diameter of mixing tank	(m)	Re_N	: Reynolds number of mixing for Newtonian fluid	(-)
d	: diameter of impeller	(m)	R_{pq}	: interactivity	(-)
d_p	: diameter of particle	(m)	S	: dimensionless constant	(-)
Fl	: flow number	(-)	T	: rotational period of impeller	(s)
g	: gravitational acceleration	(m/s^2)	t	: time	(s)
H	: liquid depth	(m)	\bar{V}	: average radial velocity	(m/s)
H_1	: height of lower impeller	(m)	v_r	: radial velocity	(m/s)
H_2	: height of higher impeller	(m)	v_x	: axial velocity	(m/s)
K_{pq}	: momentum exchange coefficient	($\text{N}\cdot\text{s}/\text{m}^4$)	w	: width of impeller	(m)
k	: index of average viscosity of fluid	(-)	X	: weight percentage of particle	(-)
m	: numbers of data	(-)	x_m	: volume fraction	(-)
\dot{m}_{pq}	: mass flow rate	(kg/s)	$\dot{\gamma}$: shear rate	(s^{-1})
N	: rotation speed	(s^{-1})	λ	: bulk viscosity	($\text{Pa}\cdot\text{s}$)
n	: power law index	(-)	μ	: viscosity of liquid	($\text{Pa}\cdot\text{s}$)
n_{js}	: minimum mixing speed for off-bottom suspension of particle	(s^{-1})	ν	: dynamic viscosity	(m^2/s)
P	: pressure	(Pa)	ρ	: density of non-Newtonian fluid	(kg/m^3)
Q	: total flow rate	(m^3/s)	ρ_N	: density of Newtonian fluid	(kg/m^3)
Q_1	: flow rate of higher impeller	(m^3/s)	ρ_q	: density of particle	(kg/m^3)
Q_2	: flow rate of lower impeller	(m^3/s)	σ	: standard deviation of volume fraction	(%)
Re	: Reynolds number of mixing	(-)	τ	: stress	(Pa)

References

- 1) Nagafune, T. and Y. Hirata: "Growth of Flow Region and Power Characteristics in Agitating Non-Newtonian Fluids with Yield Stresses", *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **26**, 387-393 (2000)
- 2) Kaminoyama, M., F. Saito and M. Kamiwano: "Numerical Analysis of Three Dimensional Flow Behaviour of Pseudoplastic Liquid in a Stirred Vessel with Turbine Impellers", *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **14**, 786-793 (1988)
- 3) Kamiwano, M., F. Saito and M. Kaminoyama: "Flow Pattern and Apparent Viscosity of Pseudoplastic Liquid in a Stirred Vessel", *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **14**, 316-322 (1988)
- 4) Hiraoka, S., I. Yamada and K. Mizoguchi: "Two Dimensional Model Analysis of Flow Behaviour of Highly Viscous Non-Newtonian Fluid in Agitated Vessel with Paddle Impeller", *J. Chem. Eng. Japan*, **12**, 56-62 (1979)
- 5) Rutherford, K., K. C. Lee, S. M. S. Mahmoudi and M. Yianneskis: "Hydrodynamic Characteristics of Dual Rushton Impeller Stirred Vessels", *AIChE J.*, **42-2**, 332-346 (1996)
- 6) Aizawa, E., N. Sakano, H. Imakoma and N. Ohmura: "Effect of Rheological Property of Fluids on Mixing Time in a Stirred Vessel", *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **35**, 539-542 (2009)
- 7) Zwietering, Th, N.: "Suspending of solid particles in liquid by agitators", *Chem. Eng. Sci.*, **8**, 244-253 (1958)
- 8) Nienow, A, W.: "Suspending of solid particles in turbine agitated baffled vessels", *Chem. Eng. Sci.*, **23**, 1453-1459 (1968)
- 9) Kuzmanic, N. and B. Ljubicic: "Suspension of floating solids with up-pumping pitched blade impellers; mixing time and power characteristics", *Chem. Eng. J.*, **84**, 325-333 (2001)
- 10) Inoue, Y., D. Takaoka, B. Okada, K. Natami, S. Hashimoto and Y. Hirata: "Analysis of Fluid Mixing in an Agitated Vessel Based on a Streakline", *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **35**, 265-273 (2009)