

# 博士学位論文

フロートガラス製造プロセスを対象とした層流連続  
流れ場における機械的攪拌の混合評価に関する研究

(Study on Performance Evaluation of Mechanical  
Mixing in Continuous Laminar Flow for a float glass  
production process)

横浜国立大学大学院 工学府 機能発現工学専攻  
博士後期課程 2009年度 物質とエネルギーの創生工学コース

鈴木 悠介

指導教員 上ノ山周教授

2014年9月12日

## 目次

<b>1</b>	<b>序論</b>	<b>5</b>
1.1	本研究の目的	5
1.2	本論文の構成と各章の概要	8
1.3	本論文を構成する査読論文	10
<b>2</b>	<b>既往の研究</b>	<b>11</b>
2.1	流れ場における混合	11
2.2	空間的混合の指標	11
2.3	時間的攪拌の指標	13
2.3.1	滞留時間分布関数の定義	13
2.3.2	滞留時間分布関数の測定方法	15
2.3.3	理想流れのモデル	16
2.3.4	非理想流れモデル	16
2.4	混合度	18
2.4.1	固相系の混合度	18
2.4.2	液相系の混合度	19
2.5	溶融ガラスの混合・攪拌	20
2.5.1	溶融ガラスにおける攪拌の必要性	20
2.5.2	溶融ガラスの混合機構	21
2.5.3	溶融ガラスの混合状態評価指標	22
2.5.4	ガラス溶解窯における滞留時間	26
<b>3</b>	<b>試験方法</b>	<b>27</b>
3.1	試験装置	27
3.2	攪拌翼	29
3.3	模擬流体の調整方法	29
3.4	粘度計の測定方法	30
3.5	着色法による可視化	30
3.6	電気伝導度測定	31
3.6.1	装置構成	31
3.6.2	測定手順	33
3.6.3	ノイズの影響評価	34
3.6.4	電気伝導度測定に与える温度の影響	37
3.6.5	電気伝導度測定に与える液流速の影響	38
3.7	測定電流値-電解質濃度検量線測定-	40



---

3.7.1	試験方法	40
3.7.2	測定結果	40
3.8	測定濃度処理	42
3.9	流速分布測定	45
3.9.1	装置構成	45
3.9.2	測定手順	45
3.10	攪拌翼動力測定	46
3.10.1	装置構成	48
3.10.2	測定手順	49
3.10.3	微小トルク測定の精度検証	49
<b>4</b>	<b>流れの可視化による流路内流動状態解明</b>	<b>52</b>
4.1	着色法による流れの可視化	52
4.1.1	6枚平板パドル	52
4.1.2	4枚平板パドル	66
4.1.3	4枚傾斜パドル	69
4.1.4	2枚傾斜パドル	73
4.2	粒子イメージ流速計測法 (Particle Image Velocimetry) による速度分布計測	75
4.2.1	6枚平板パドル	75
4.2.2	4枚平板パドル	94
4.2.3	4枚傾斜パドル	97
4.2.4	2枚傾斜パドル	100
4.3	第4章まとめ	100
<b>5</b>	<b>電解質濃度変化を利用した連続層流場における混合評価指標構築</b>	<b>103</b>
5.1	測定電流値処理方法検証	103
5.1.1	はじめに	103
5.1.2	電流値から電解質濃度への換算	103
5.1.3	測定濃度値の規格化	106
5.1.4	瞬時濃度増加量の導入	108
5.2	混合評価手法検討	108
5.2.1	層流連続流れにおける混合評価指標	108
5.2.2	層流連続流れにおける濃度分布測定の安定性	110
5.3	濃度分散測定と可視化結果の比較による流動評価	112
5.3.1	流路内の混合に与える攪拌回転数の影響	112
5.3.2	流路内の混合に与える攪拌翼設置位置の影響	115

5.4	新たな評価指標を用いた流路内の混合状態評価	119
5.5	第5章まとめ	125
<b>6</b>	<b>新たな混合評価指標を用いた翼形状の流路内混合に与える影響評価</b>	<b>126</b>
6.1	流路内の流動状態に与える攪拌翼形状の影響	126
6.1.1	4枚平板パドル	126
6.1.2	4枚傾斜パドル	128
6.1.3	2枚傾斜パドル	129
6.2	攪拌翼形状が混合状態に与える影響	130
6.2.1	混合に与える攪拌回転数の影響	130
6.2.2	攪拌動力の測定	133
6.2.3	混合に与える攪拌動力の影響	137
6.3	第6章のまとめ	138
<b>7</b>	<b>総括と今後の展望</b>	<b>139</b>
<b>A</b>	<b>濃度増加量測定結果</b>	<b>A-1</b>
A.1	6枚平板パドル	A-1
A.1.1	流路中央設置時	A-1
A.1.2	流路上部設置時	A-14
A.2	4枚平板パドル	A-21
A.2.1	35rpm-翼設置位置 H/2-	A-21
A.2.2	40rpm-翼設置位置 H/2-	A-26
A.2.3	45rpm-翼設置位置 H/2-	A-29
A.2.4	50rpm-翼設置位置 H/2-	A-32
A.2.5	55rpm-翼設置位置 H/2-	A-34
A.3	4枚傾斜パドル	A-38
A.3.1	35rpm-翼設置位置 H/2-	A-38
A.3.2	40rpm-翼設置位置 H/2-	A-41
A.3.3	45rpm-翼設置位置 H/2-	A-44
A.3.4	50rpm-翼設置位置 H/2-	A-47
A.3.5	55rpm-翼設置位置 H/2-	A-49
A.4	2枚傾斜パドル	A-52
A.4.1	35rpm-翼設置位置 H/2-	A-52
A.4.2	45rpm-翼設置位置 H/2-	A-54
A.4.3	55rpm-翼設置位置 H/2-	A-56

<b>B</b>	<b>濃度処理マクロコード</b>	<b>A-57</b>
B.1	データ整理 . . . . .	A-57
B.2	解析処理 . . . . .	A-60

## 使用記号

$A_{ij}$	Fitting parameter	[—]
$A_R$	アスペクト比	[—]
$4A_f$	流路断面積	[m <sup>2</sup> ]
$a$	濃度塊の長軸径	[m]
$B_{ij}$	Fitting parameter	[—]
$b$	濃度塊の短軸径	[m]
$C$	濃度	[kg/L]
$\bar{C}$	平均濃度	[kg/L]
$C_{ij}(t)$	瞬時濃度増加量	[mg/L]
$C_{ij,0}(t)$	測定開始時濃度	[mg/L]
$C_{ij,f}(t)$	測定終了時濃度	[mg/L]
$C_{ij,m}(t)$	瞬時濃度測定値	[mg/L]
$D_d$	濃度塊のゆがみ度合	[—]
$D_e$	相当直径	[m]
$d_s$	攪拌軸直径	[m]
$E$	空間平均濃度変動係数	[—]
$F(t)$	分布関数	[—]
$f(t)$	滞留時間分布関数	[—]
$g$	重力加速度	[m/s <sup>2</sup> ]
$H$	混合必要量	[mol/m <sup>2</sup> ]
$h$	単位体積あたりの混合必要量	[mol/m <sup>3</sup> ]
$I_{ij}$	測定電流値	[A]

---

$I_s$	分離の強度, Intensity of segregation	[—]
$k$	混合速度係数	[s <sup>-1</sup> ]
$L$	混合場の長さ	[m]
$M$	混合度	[m]
$\bar{N}$	平均濃度	[mol/m <sup>3</sup> ]
$N_m$	攪拌翼積算回転数	[rev.]
$N_e$	全電極数	[rev.]
$n$	流れ方向の距離	[m]
$n$	攪拌回転数	[rpm]
$n_m$	攪拌回転数	[rps]
$P$	動力	[W]
$\Delta P$	圧力損失	[Pa]
$Q$	流体流量	[m <sup>3</sup> /s]
$R$	半径	[m]
$R(r)$	混合場における濃度の平均 2 点相関係数	[—]
$RC$	Rate of concentration	[—]
$r$	2 点間の距離	[m]
$T$	計測時間	[min]
$t$	時間	[s]
$T_q$	トルク	[N · m]
$\bar{t}$	平均滞留時間	[s]
$V$	体積	[m <sup>3</sup> ]
$v$	体積流量	[m <sup>3</sup> /s]

$\bar{v}$	平均流速	[m/s]
$V_{\text{rms}}$	実効電圧値	[V]
$V_{\text{peak-peak}}$	最大最小電圧値	[V]
$v_{\text{max}}$	最大流速	[m/s]
$W_p$	濡れ辺長	[m]
$W(t)$	ウォッシュアウト関数	[-]
$X$	装置全長	[m]

#### Dimensionless numbers

$Re$	レイノルズ数	[-]
$Rem$	攪拌レイノルズ数	[-]
$N_P$	動力数	[-]

#### Greek symbols

$\delta$	筋状不均質物質の厚さ	[m]
$\mu$	粘度	[Pa · s]
$\rho$	密度	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\sigma$	標準偏差	[mg/L]
$\bar{\sigma}$	平均標準偏差	[mg/L]
$\sigma(t)$	瞬時標準偏差	[mg/L]
$\theta$	(混合) 時間	[s]
$\tau$	平均滞留時間	[s]

**subscript**

0 初期値

$I$  修正

$l$  局所

$f$  終了値

# 1 序論

## 1.1 本研究の目的

一般的な化学工業において見られる流れ場はそのほとんどが乱流であるが、マイクロリアクターやポリマープロセスなどの高粘度製品を扱う場合において、しばしば層流の流れ場が問題となる。層流場での混合操作においては、連続プロセスではマイクロリアクターやスタティックミキサーなどの分子拡散に依存した静的混合装置が用いられることが多く、重合反応などの回分プロセスでは撹拌槽の伝熱不良を防止し、流動不良箇所を生じさせない目的で槽壁と翼のクリアランスを極力小さくした錨型翼やらせん軸翼などによる動的撹拌装置がしばしば用いられる。これらの層流場における撹拌操作についてはこれまでに比較的多くの研究がなされてきており、装置設計や運用についてさまざまな知見が得られている。これに対し、フロートガラス製造装置に代表される層流の連続流れ場における動的撹拌についての知見は今なお極めて乏しいのが現状である。これまでに連続層流流れ場における動的撹拌について検討がほとんどなされていない理由として、動的混合操作が撹拌槽などの回分あるいは半回分プロセスに適用されることが多く、連続プロセスには一般的には静的撹拌装置が適しているとされていること (Myers *et al.*, 1997) が挙げられる。しかしながら、実際の工業プロセスにおいては、フロートガラス製造プロセスなど層流の連続流れ場で静的撹拌装置を適用することが困難であるプロセスが存在する。このような系における撹拌装置の設計についてこれまでにえられている知見は今なお不十分であり、ガラス製造各社の経験とノウハウに依存しているのが現状であり、歩留まり・品質向上を目的としてさらなる連続層流場における撹拌技術の深化が必要とされている。

フロートガラスの製造プロセスは Fig. 1.1 に示すように調合 (material charge)、溶解 (melting)、清澄 (refining)、成形 (forming)、徐冷 (annealing) の 6 工程から成り立っている連続プロセスである。投入された原料は溶解工程において、1600°C まで加熱されて高粘度のガラス融液となり、清澄工程を経てゆっくりと温度を下げながら、1100°C のフロートバスで熔融金属の上に浮かべられる。フロートバスの中で行われる厳密なスピード及び温度操作によりガラスの厚みと幅を調整し、バスの出口でガラスは 1100°C 程度となって固化し、均一なガラスとして成型される。

清澄工程は熔融ガラスの温度を 1100°C まで徐冷するとともに、溶解工程でガラスに混入した気泡を除去することも目的としている。泡抜きが不十分であると気泡が製品となるガラスに残って、欠点となるため、ガラス溶解窯の生産性を大きく下げ的原因となる。さらに気泡と並んでガラスの生産性を大きく下げる欠点として、脈理、すじ、ノット、コード、リームなど種々の欠陥が知られており、これらは熔融ガラス中の未溶解物や特定成分の蒸発、あるいは耐火レンガからの溶出によって発生する。これらの不均質成分による欠点は時には詳細な分析によっても成分上の違いが確認できないほどの微細な組成差によって生じることもあり、熔融ガラスの高い均質性を実現することは品質向上の観点からだけでなく製造効率の面からも極めて重要となっている。また近年、ガラスに対して要求される品質が年々高まってきており、従来から極めて高い均質性を求められてきた光学ガラスやディスプレイ用基板ガラスだけでなく、建築・自動車用のフロートガラスにおいてもより高い均質性が求めら



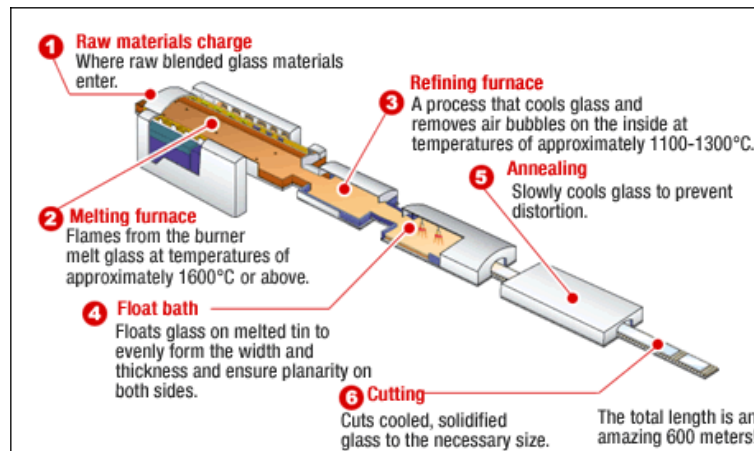


Fig. 1.1 Float glass production process (AGC homepage, 2012)

れるようになってきている。少量のバッチ生産が行われることの多い光学ガラスと異なり、フロートガラスは高温・高粘度の連続層流流れであるため、高温・高粘度の溶融ガラスを短い滞留時間で効率的に攪拌する必要があり、より高いレベルでの攪拌技術が要求される。

このような問題点を解決するため、現在もなおさまざまな技術開発が進められているが、既述のように連続層流場における知見はスタティックミキサーなど静的攪拌装置に関するものが多く、機械的攪拌に関して得られている知見は非常に少ない。フロートガラス製造プロセスの多くは一度稼働を開始すると場合によっては10年以上の長期間にわたって稼働を続けるため、万が一破損などが起こった場合にスタティックミキサーなど運転中の修理・交換が困難な装置を導入することは現実的に困難である。また、稼働中の溶解槽における欠点の発生場所も必ずしも一定ではなく、窯の状態やその時々運転状況によって欠点の流出位置が変化する。しかし、短い滞留時間の中で高温・高粘度のガラスを完全に均質化することは容易ではなく、現実的には欠点流入部位などに応じて様々な攪拌翼を使い分ける必要がある。このような観点から、ガラス製造プロセスにおいては、攪拌翼を備えた機械的攪拌が用いられることが圧倒的に多いため、ガラス製造各社ではより高均質化させることができる溶融ガラス攪拌翼の設計が行われている。攪拌翼開発は、多くの場合数値解析とともに縮小模型における流動解析が行われており、それぞれの特徴を活かした形で検討が進められている。数値解析は測定された温度場、粘度、物質移動が考慮できるため広く用いられるが、溶融ガラスの流れや混合状態を詳細に観察するために実際の縮小模型による観察・評価が果たすべき役割は非常に大きく、一般的に流れの相似則を満たした模擬流体を用いて模型試験が行われている (Fekolin *et al.*, 1978)。

しかし新たに開発された攪拌翼の縮小模型による評価は、流れ中に染色したトレーサーを流し、目視によって混合評価を行うなどの可視化評価に頼っているのが現状であり、依然として定量的な評価がなされていないことが多い (Berndhaeuser *et al.*, 2008)。これは運転状況に応じて混合対象となる部位が変化するガラス溶解窯のような連続層流流れにおいて特定部位から流入する不均質成分の攪拌・混合についての定量的評価方法が未だに確立されていないことが原因である。

溶融ガラス攪拌翼開発の現場だけでなく、広く攪拌・混合に関する分野を見ても連続場層流場において特定部位から流入する場合の混合評価についてなされている研究は少なく、混合評価手法も具体的に確立されていないのが現状である。Danckwerts (1953) や Zwietering (1959) は連続層流流れにおける混合について、滞留時間分布の観点から議論を行っているが、これらは完全混合あるいはプラグフローに限られたものである。また Cooper Jr. (1966a,b) は溶融ガラスを想定した連続層流流れの混合について局所拡散の観点から理論的検討を行ったが、拡散距離を用いて混合の進行を評価する手法を実際のプロセスにおいて適用することは容易ではなく、これまでに得られた知見を今回対象とする系に直接適用することは困難である。この分野において混合状態の評価方法が確立していないことが、より高均質化可能な溶融ガラス攪拌装置を開発する上で最大の問題となっている。

本研究では、連続層流流れにおける混合評価指標を確立するため、フロートガラス製造装置を模擬した矩形流路内におかれた攪拌翼の下流側各所に電気伝導度測定用電極を設置し、得られた電解質トレーサーの濃度分布をもとに混合状態の評価を実施した。評価結果をもとに連続層流流れにおける攪拌・混合状態を示す新たな指標を提案し、混合状態に及ぼす操作因子の影響を明らかにするのが本研究の目的である。

## 1.2 本論文の構成と各章の概要

Fig. 1.2 に本論文の流れを示す。本論文は 7 章により構成され、各章の概要は以下の通りである。

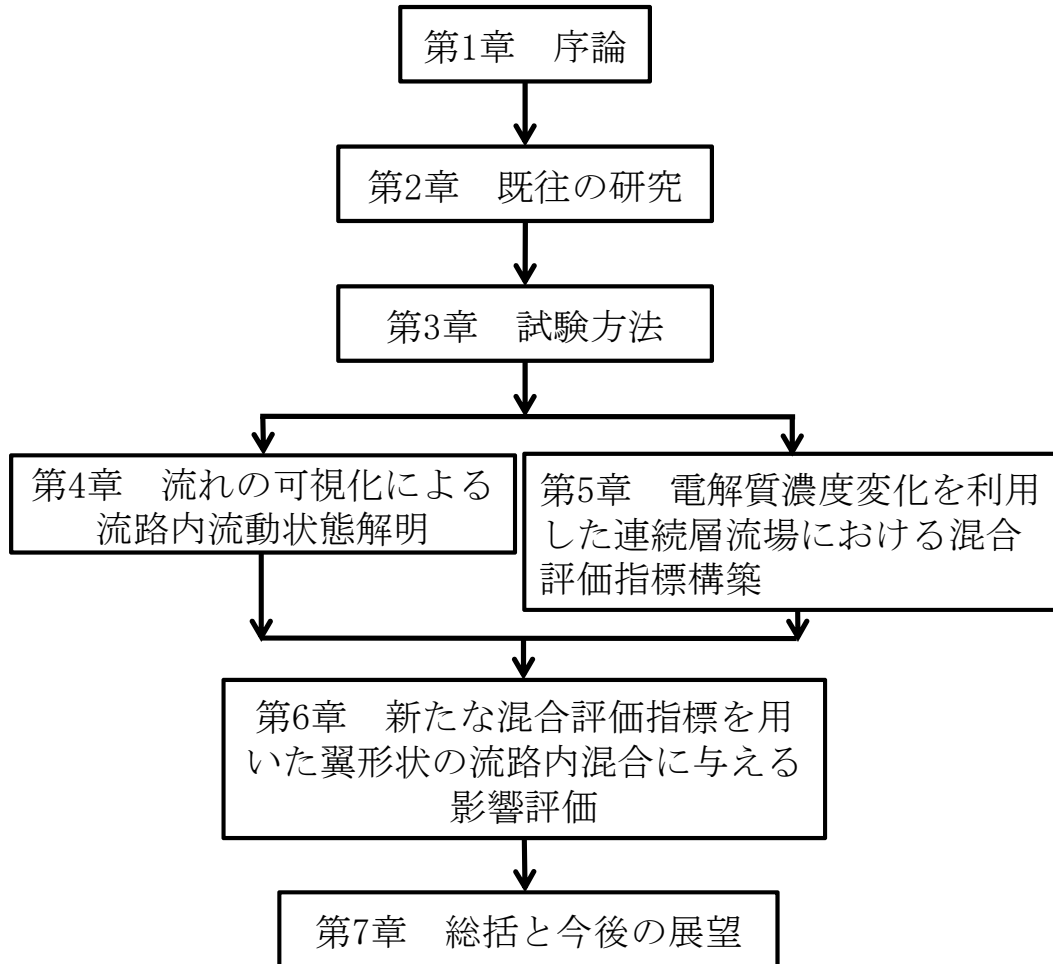


Fig. 1.2 Flow chart of this thesis

## [第 1 章] 序論

本研究の目的と本論文の位置づけを示した。

## [第 2 章] 既往の研究

連続流れにおける攪拌混合および溶融ガラスの混合における対流混合及び拡散混合の役割についてこれまでになされた研究をまとめた。

## [第 3 章] 試験方法

模擬液と縮小模型を用いた試験装置の中で溶融ガラスと流れの相似則を一致させた層流連続流れを再現した。装置内の流動状態を評価するための着色法および粒子イメージ流速計測法による可視化手法について記載した。また流路内に投入したトレーサの濃度変動に伴う電気伝

導度変化を測定するため、攪拌翼下流側に 15 対の自作電極を設置し、各電極に定電圧交流電流を印加した際の電流値変化によって連続的に流路内の電気伝導度変化を計測することができる装置を構築した。また予備実験により構築した装置によって流路内の電解質濃度の経時的な変化が問題なく測定されることを確認した。

[第 4 章] 流れの可視化による流路内流動状態解明（発表論文 6-1.1、6-1.2）

電気伝導度測定を実施するにあたり、着色法および粒子イメージ流速計測法（Particle Image Velocimetry）を用いて流路内の流れの可視化を行い、攪拌翼の種類、翼枚数、回転数、翼設置位置など各種操作因子が流路内流動に及ぼす影響について検討を行った。その結果、平板パドルを流路中央部に設置した場合、流路内の流れが攪拌翼によって上下二つの流れに分断され、攪拌回転数を上げてほとんど上下混合がなされないことが明らかとなった。この結果から、平板パドルの場合、流路全体の混合を改善するためには上下混合を促進する工夫が必要であることが示された。また、翼枚数は流路内のフローパターンに大きな影響を与えないことが明らかとなった。

[第 5 章] 電解質濃度変化を利用した連続層流場における混合評価指標構築（発表論文 6-1.1）

連続層流流れにおける新たな混合評価指標について検討するため、モデル装置内で 6 枚平板パドルを回転数、翼設置位置を変化させ、上流側から連続的に投入した電解質トレーサの出口側での電解質濃度分布の変化を測定した。得られた電解質濃度分布の空間的なバラツキを標準偏差として計算し、標準偏差の定常状態における時間平均を流路内の均質度を評価する指標として用いることを提案した。この指標を用いることによって、6 枚平板パドルにおいて攪拌回転数変化がおよぼす流路内混合状態の変化を定量的に評価することが可能となった。

さらに、電解質濃度分布を空間的に分割し流路高さ方向と幅方向の混合状態を示すため、局所濃度平均値の全体の平均濃度に対する比として Rate of concentration（RC 値）を指標として導入して混合評価を実施した。その結果、6 枚平板パドルを流路中央に設置した場合には攪拌回転数を上げることによって均質性が向上するのは幅方向の混合に限られ、高さ方向の混合状態は回転数による変化はほとんど見られないことが明らかとなった。一方で、翼設置位置を変更し流路内のフローパターンを変化させ、上下混合を生じさせることにより、高さ方向の混合状態が大幅に改善し、ただ単純に回転数を上げるよりも流路全体の混合状態を向上させることが可能であることが示された。

[第 6 章] 新たな混合評価指標を用いた翼形状の流路内混合に与える影響評価（発表論文 6-1.2）

第 5 章で新たに導入した混合評価指標を用いて、6 枚平板パドル、4 枚平板パドル、4 枚傾斜パドル、2 枚傾斜パドルを用いて翼枚数及び翼傾斜角が流路内の混合状態に与える影響について評価を行った。その結果、傾斜パドルのような軸流を形成する攪拌翼は放射流を主として形成する平板パドルに比べて良好な混合性能を示した。また良好な混合能力を示した傾斜パドルについて、高回転時は翼枚数が与える混合状態の影響が見られない一方で、低回転時には翼枚

数が少ない場合、軸方向に形成される流れが弱くなり、混合状態が大幅に悪化する傾向が確認された。以上の結果から流路内の混合状態は低回転数では翼枚数のような物理的な接触回数や翼によって生じる流速の影響を受けるが、高回転数条件ではフローパターンの影響が相対的に大きくなり、翼枚数の影響はほとんど見られなくなることが明らかとなった。

また一般的に翼形状が混合状態に与える影響を評価する指標の一つとして用いられる攪拌動力と混合状態の相関について検証を行った。その結果、各攪拌翼ごとに動力を上げることにより混合状態が良化する傾向が見られたが、異なる攪拌翼間での混合状態と動力の相関関係は確認できなかった。第 5 章及び第 6 章で得られた結果から、攪拌翼による十分な対流混合が期待できない連続層流れにおいては、回転数や動力だけを指標に最適化を行うだけでは不十分であり、通常の攪拌槽などに比べて流動状態解析を踏まえたフローパターンの最適化がより重要となることが示された。

#### [第 7 章] 総括と今後の展望

本研究の総括および今後の展望について述べた。

### 1.3 本論文を構成する査読論文

1. Y. Suzuki, R. Misumi, K. Nishi and M. Kaminoyama (2014), “Mixing Performance Evaluation in Continuous Laminar Flow”, *J. Chem. Eng. Japan*, Vol. 47, No. 5, pp. 363-372
2. Y. Suzuki, R. Misumi, K. Nishi and M. Kaminoyama (2014), “Effect of Impeller Type on Mixing Performance Evaluation in Continuous Laminar Flow”, *J. Chem. Eng. Japan* (in press)

## 2 既往の研究

### 2.1 流れ場における混合

混合操作とは一般的に「異なる特性を有する 2 種以上の物質を均一な状態に持っていく操作」と定義されるが、完全混合状態とされている均相の攪拌槽内においても、装置内の極めて微小な部分ではわずかなむらがあり、厳密な意味で完全混合状態を達成することは現実的には不可能である(山口, 1967)。混合が進行する機構は対流混合と拡散混合に大きく分けられ、前者は液の流動に伴う移動、せん断など巨視的な運動による混合作用であり、各成分を拡散混合が有効なスケールになるまでできるだけ細かく分散配置することが目的である。これに対して後者は、物質の微視的な熱運動に由来する混合作用であり、成分が分子拡散などの拡散現象によって等方的に広がっていく混合である。対流混合によって微細化された溶質濃度は、拡散混合がない場合に濃度変化を生じず、いつまでも同じ濃度のままとなる。拡散混合が存在することによって微細化された溶質の境界が曖昧になり、周囲との差が小さくなる。実際の混合場においては、巨視的な対流混合と微視的な拡散混合が互いに干渉しながら同時並行的に進行することにより、全体として混合が進行する。

慣性力が支配的な乱流場においては、流動による強い対流混合に加え、流れに不規則な変動が存在することによる乱流拡散の影響により拡散混合も活発になるため混合は比較的容易である。これに対し、高粘度流体などの層流場や相溶性を有さない液体同士の混合においては拡散混合が非常に起こりにくく、対流混合をできるだけ促進させることが重要となる。

### 2.2 空間的混合の指標

厳密な意味での“完全混合”を達成することが困難であるとすれば、実際対象としている場の混合度を定量的に評価することが必要となる。二流体における混合度の評価について定量的な評価は Danckwerts (1952) によってなされ、Fig. 2.1 の模式図で示されるような濃度塊(溶質が高濃度に存在する塊)の変化はある時点における濃度塊内部の濃度(分離の強度, intensity of segregation)と濃度塊自体の大きさ(分離のスケール, scale of segregation)によって表現されるとした。

分離の強度  $I_s$  とは液体 a と液体 b の濃度平均値に対する偏差であり、(2.1) 式で示される(仁志, 2008)。定義より、未混合状態では  $I_s = 1$  であり、混合が進むにつれて 0 に近づく。Fig. 2.1 において(1)から(3)への変化は分離の強度が低くなることを示し、分離の強度が低くなるためには拡散混合が必要不可欠であることが分かる。これに対し対流拡散は分離の強度にとって必ずしも直接影響するわけではないが、界面積を増加させ分子拡散を促進させるため分離の強度の低下速度を大きくするために効果を発揮する。

$$I_s(\theta) = \frac{1}{C_{ave}^2} \cdot \frac{1}{L} \int_0^L \{C(\theta, x) - C_{ave}\}^2 dx \quad (2.1)$$

$\theta$  : (混合) 時間 [s]

$C_{ave}$  : 完全混合達成時の濃度 (平均濃度)

$L$  : 混合場の長さ [m]

$C(\theta, x)$  : 時間  $\theta$ , 位置  $x$  での濃度

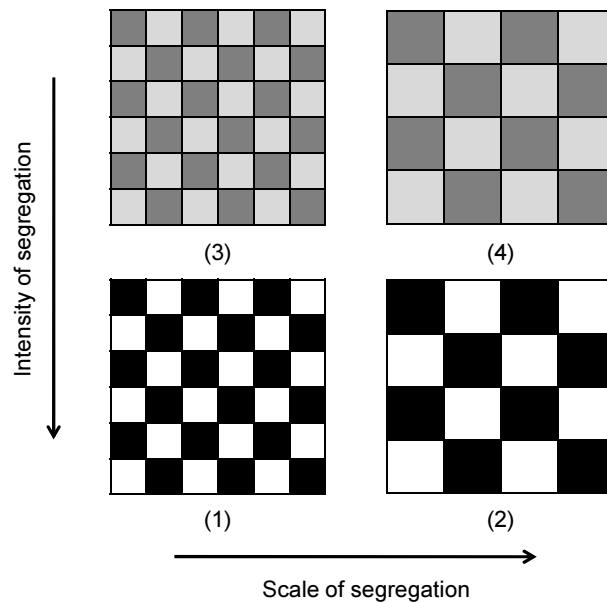


Fig. 2.1 Pattern diagram of intensity and scale of segregation

一方、分離のスケールとは拡散の影響がない場合において、Fig. 2.1 の (1) から (2) に示すように濃度塊の大きさを示す尺度であり、(2.2) 式で示される (仁志, 2008)。この値が大きい場合、濃度塊が大きく混合が進んでいないことを示し、混合の進行とともに減少する。

$$L_s(\theta) = \int_0^L R(r) dr \quad (2.2)$$

$$R(r) = \frac{1}{C_{ave}} \cdot \frac{1}{L} \int_0^L \{C(\theta, x) - C_{ave}\} \{C(\theta, x+r) - C_{ave}\} dx \quad (2.3)$$

$r$  : 着目する 2 点間の距離 [m]

$R(r)$  : 混合場における濃度の平均 2 点相関係数 [-]

分離の強度とスケールという考え方は混合に関する諸問題を定量的に考察する際に有用ではあるが、実際にこれらの値を測定して求めることは容易ではない。特に分子拡散などによって連続的に濃度に変化する場合などは分離のスケールの測定は極めて困難である。

Lacey and Mirza (1976a,b) は Y-ブレンダーを用いた固体金属粒子の混合過程がこれらの指標を用いて整理できるか検証を行った結果、これらの指標を現実の混合過程において直接適用することはできないと結論付けている。しかし、これまでのところこれらに代わる混合指標が確立されていない。

## 2.3 時間的攪拌の指標

### 2.3.1 滞留時間分布関数の定義

2.2 (p. 11) では、“混合の度合” を定量的に評価するため、分離の強度とスケールで示される“空間的な”指標を利用した。バッチプロセスでは反応系内の物質すべての滞留時間は同じであり、完全混合の等温場において反応速度は初期濃度と反応時間によって決定されるため、混合の進行は空間的な変化に基づいた指標を考慮すれば十分である。しかし連続プロセスにおいては、バッチプロセスと異なり物質が反応器内に存在する時間に分布が形成されるため、空間的な指標を考慮するだけでは不十分であり、“時間的な”変化を顧慮して混合の評価を行うことが必要となる。この時間的な変化を示す指標として滞留時間分布 (Residence time distribution, RTD) がよく用いられ、連続場における 1 次反応については、装置内の滞留時間分布に基づいて一義的に転化率を計算することが可能となる。さらに 1 次反応以外においても滞留時間分布から装置内の流動状態について多くの情報を得ることができるため (Zwietering, 1959)、連続場における流動を考える上で滞留時間分布は非常に重要な指標となる。以下滞留時間を示す指標について述べる。

ある瞬間  $t = 0$  に装置入口に投入された物体のうち、滞留時間  $t$  から  $t + dt$  の間に装置から流出した物体の割合を  $f(t)dt$  と定義すると  $f(t)$  は装置の流動状態に依存する滞留時間の関数となり、滞留時間分布関数と呼ばれる。Fig. 2.2 に代表的な滞留時間分布関数の形状を示す。

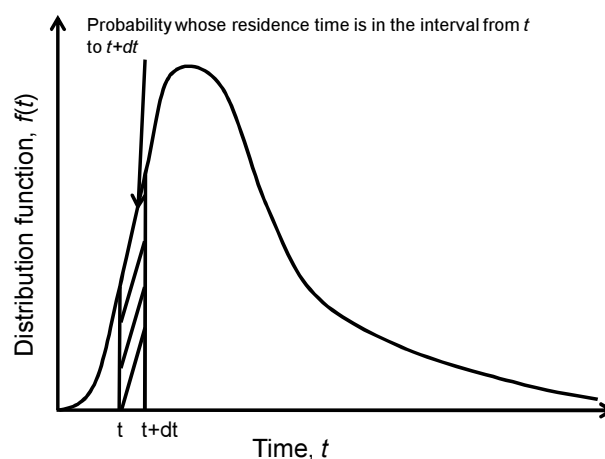


Fig. 2.2 Typical pattern of residence time distribution function

滞留時間分布関数の定義より、(2.4) 式の関係が成立する。

$$\int_0^{\infty} f(t)dt = 1 \quad (2.4)$$



滞留時間が  $t_1$  より小さい物体の割合  $F(t)$  は

$$F(t) = \int_0^{t_1} f(t)dt \quad (2.5)$$

となることから、 $t_1$  よりも大きい滞留時間となる物体の割合  $W(t)$  は、(2.4) 式及び (2.5) 式より

$$W(t) = \int_{t_1}^{\infty} f(t)dt = 1 - \int_0^{t_1} f(t)dt = 1 - F(t) \quad (2.6)$$

で表わされ、 $F(t)$  を分布関数 (Distribution function) あるいは  $F$  曲線、 $W(t)$  はウォッシュアウト関数 (Washout function) と呼び、実際の反応器 (一部死空間があるもの) での典型的な形状を Fig. 2.3 に示す (Danckwerts, 1953)。

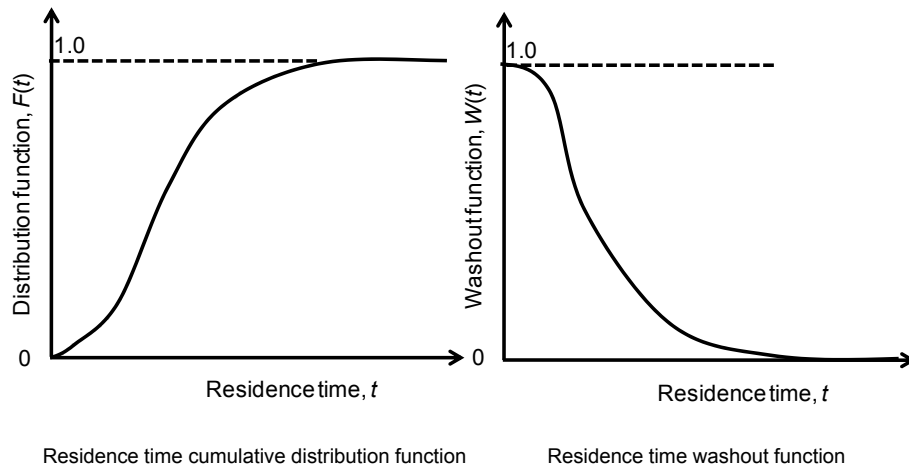


Fig. 2.3 Typical pattern of distribution function and washout function

ここで、体積  $V[\text{m}^3]$  の装置に非圧縮性流体が体積流量  $v[\text{m}^3/\text{s}]$  で定常的に流れているとすると、流体の装置内平均滞留時間  $\bar{t}$  は (2.7) 式で計算できる (Zwietering, 1959)。

$$\bar{t} = V/v = \tau \quad (2.7)$$

滞留時間関数を一般化するために実時間  $t$  の代わりに平均滞留時間  $\bar{t}$  によって無次元化された時間が用いられる。

$$\theta = t/\bar{t} \quad (2.8)$$

定義より (2.9) 式の関係が成り立つ。

$$f(t)dt = f(\theta)d\theta \quad (2.9)$$

(2.8) 式より

$$d\theta = dt/\bar{t} \quad (2.10)$$

であるから、 $f(t)$  と  $f(\theta)$  の間には、

$$f(\theta) = \bar{t}f(t) \quad (2.11)$$

で示される関係が成立する (橋本健治, 1993)。

## 2.3.2 滞留時間分布関数の測定方法

滞留時間分布関数は装置の入口からトレーサー物質をインパルスあるいはステップ的に導入し、装置出口でのトレーサー物質の流出状況を測定することにより、実験的に得ることができる。トレーサー物質にはできる限り流体の流れと一体化するような性質と検出時に低濃度領域で感度良く流体から検出できる性質という相反する特徴が求められ、実際の実験では放射性同位元素、電解質、色素などが用いられる (Naumann and Buffham, 1983)。測定対象に即したトレーサーを選択した上で適切なトレーサー導入法を選ぶ必要があり、代表的な方法としてインパルス応答法とステップ応答法がある。

インパルス応答法はある時刻  $t = 0$  に微量のトレーサーを装置に導入し、装置出口において測定されるトレーサー濃度  $C_{out}$  を連続的に測定する方法である。この方法では、トレーサー濃度がバルクの濃度より高く、十分に検知できるようにする必要がある。時刻  $t$  より微小時間  $t + dt$  の間に装置出口で排出されるトレーサー量は  $vC_{out}(t)$  であり、これをトレーサー投入量  $\int_0^{\infty} vC_{out}(t)dt$  で除した値は滞留時間分布関数の定義より  $f(t)dt$  となる。

$$f(t)dt = \frac{vC_{out}(t)dt}{\int_0^{\infty} vC_{out}(t)dt} \quad (2.12)$$

(2.12) 式よりインパルス応答実験から滞留分布関数は無次元化滞留時間を用いて (2.13) 式のように求めることができる。

$$f(\theta) = \frac{C_{out}(\theta)}{\int_0^{\infty} C_{out}(\theta)d\theta} \quad (2.13)$$

ステップ応答法にはポジティブステップとネガティブステップの 2 種類があり、前者はトレーサーを含まない流体で満たされた装置内において、装置に流入する流体をある瞬間から濃度  $C(\infty)$  のトレーサーを含む流体に切り替えたうえで、装置出口の濃度変化を観察する方法である。これとは逆に、トレーサーを含む流体から含まない流体に変化させる場合をネガティブステップと呼ぶ。

ポジティブステップの場合、装置出口のトレーサー濃度  $C_{out}$  は時間の増大に伴って徐々に増加し、 $t = \infty$  においては装置に流入する濃度  $C(\infty)$  と同じとなる。出口のトレーサー濃度  $C_{out}$  を流入濃度  $C(\infty)$  で無次元化すると Fig. 2.2 の F 曲線 (p. 13) と同じ傾向を示し、(2.14) 式で表現される。

$$F(\theta) = \frac{C_{out}(\theta)}{C_{out}(\infty)} \quad (2.14)$$

(2.5) 式 (p. 14) より、(2.14) 式で得られた  $F(\theta)$  を微分することにより滞留時間分布関数  $f(t)$  が得られる。

一方、ネガティブステップにおいて出口側濃度  $C_{out}$  を初期濃度  $C(0)$  で除した値はウォッシュアウト関数  $W(\theta)$  ((2.6) 式 p. 14) となり、(2.6) 式 (p. 14) の関係から滞留時間分布関数  $f(t)$  を求めることができる。

$$W(\theta) = \frac{C_{out}(\theta)}{C_{out}(0)} \quad (2.15)$$

### 2.3.3 理想流れのモデル

反応器における流れが理想的な混合状態であるモデルとして完全混合流れ反応器 (Continuous Stirred Tank Reactor, CSTR) と押し出し流れ反応器 (Plug Flow Reactor, PFR) が知られている。CSTR において流体が連続的に流れているとき、ウォッシュアウト関数  $W(t)$  は (2.16) 式で示すトレーサーに関する物質収支より導かれた (2.17) 式より (2.18) 式で示す単純な指数関数となる。

$$v C_{in} - v C_{out} = V \frac{dC_{out}}{dt} \quad (2.16)$$

$$\frac{dC_{out}}{dt} = -\frac{v}{V} C_{out}(t) = -\frac{dC_{out}(t)}{\bar{t}} \quad (2.17)$$

ここで、 $t = 0$  において  $C_{out} = C_{out}(0)$  であるから

$$W(t) = \frac{C_{out}(t)}{C_{out}(0)} = e^{t/\bar{t}} \quad (2.18)$$

$$f(t) = e^{t/\bar{t}}/\bar{t} \quad (2.19)$$

上式より、CSTR において滞留時間は指数分布に従うことが分かる。

一方、PFR においては  $t = 0$  において反応器入口に瞬間的に投入されたトレーサーの全量は  $t = \bar{t}$  において全量排出されることから、(2.20) 式のようになる。

$$W(t) = \begin{cases} 1 & t < \bar{t} \\ 0 & t > \bar{t} \end{cases} \quad (2.20)$$

(2.20) 式はまたデルタ関数を用いて

$$f(t) = \delta(t - \bar{t}) \quad (2.21)$$

と表現され、PFR においては滞留時間はデルタ分布となる。

したがって、理想流れのモデルにおいて、滞留時間分布の分散  $\sigma^2$  は CSTR において 1、PFR において 0 となり、反応器が完全混合でない場合あるいは層流の流れ場においては  $\sigma^2$  が 1 より大きくなる。

### 2.3.4 非理想流れモデル

理想流れにおいては流体は装置内で完全に混合された状態を想定し、PFR において速度分布が存在せず均一な流れ場でありかつ流れ方向の拡散混合がないと仮定した場合である。しかし、実際の反応器において、そのような仮定を置くことができるケースは少ない。たとえば、円管内の層流の連続流れ場においては管内に放物線状の速度分布が形成され、反応管内での速度分布が存在するために理想流れのモデルは適用できない。したがって、反応器ごとに適切なモデルが必要であり、モデルごとに必要なパラメータを実験的に決定する必要がある。層流円管流れにおいては半径方向への分子拡

散がないと仮定すれば、滞留時間分布関数  $f(t)$  はトレーサーの物質収支より (2.28) 式のように解析的に求められる。

流体は円管内の一方向のみに流れるとすると、半径方向の流速  $v_r$  及び流れ方向の流速  $v_z$  はそれぞれ以下ようになる。

$$v_r = 0, \quad v_z = \frac{\Delta P}{4\mu L}(R^2 - r^2) \quad (2.22)$$

$\Delta P$  : 円管前後の圧力損失 [Pa]

$\mu$  : 流体の粘度 [Pa·s]

$L$  : 円管の長さ [m]

$R$  : 円管半径 [m]

このため、流体の円管滞留時間は半径方向の位置によって (2.23) 式のように変化する。

$$t = \frac{L}{v_z} = \frac{4\mu L}{\Delta P(R^2 - r^2)} \quad (2.23)$$

時間  $t = 0$  において円管入口に投入したトレーサーは、ある一定時間までは移動に時間を要するため円管出口からは検出されない。最初に円管出口で検出される時間  $\tau_0$  は円管長さを流速が最大となる円管中心部 ( $r = 0$ ) の流速で割ることによって得られる。

$$\tau_0 = \bar{t}/2 = \frac{L}{v_{\max}} = \frac{4\mu L}{\Delta P R^2}, \quad v_{\max} = \frac{1}{2}\bar{v} \quad (2.24)$$

$\bar{v}$  : 平均流速 [m/s]

$v_{\max}$  : 最大流速 [m/s]

(2.25)

よって時間  $t$  が  $\tau_0 \leq t \leq \infty$  の範囲内において、トレーサーの物質収支は (2.26) 式で表わせる。

$$f(t)dt = \frac{2\pi v_z dr}{Q} \quad (2.26)$$

$$Q = \int_0^R 2\pi v_z dr = \frac{\pi \Delta P R^4}{8\mu L} \quad (2.27)$$

$Q$  : 流体流量 [m<sup>3</sup>/s]

(2.26) 式と (2.27) 式より、層流円管における滞留時間分布関数  $f(t)$  は (2.28) 式のように表現される。

$$f(t) = \begin{cases} 0 & t < \tau_0 \\ \frac{\tau_0^2}{2t^3} & t \geq \tau_0 \end{cases} \quad (2.28)$$

その他、非理想流れモデルについては混合拡散による物質移動の影響を考慮した混合拡散モデル、反応装置を仮想的に槽型反応器に分割して混合の程度を槽数で表現した槽列モデル、あるいはその二つの組み合わせモデルが用いられる。

## 2.4 混合度

### 2.4.1 固相系の混合度

固体混合においては、完全混合状態における濃度  $C_{ave}$  に対する標準偏差を利用した固体混合度が一般的な評価指標として用いられることが多い (Weidenbaum, 1958; 青木・秋山, 1996)。サンプル中の着目成分  $C_i$  の完全混合状態における濃度  $C_{ave}$  に対する標準偏差は (2.29) 式で定義される。

$$\sigma = \sqrt{\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N (C_i - C_{ave})^2} \quad (2.29)$$

$\sigma$  : 標準偏差 [kg/kg]

$N$  : サンプル数 [-]

(2.29) 式の標準偏差はたとえ実際の混合度が同じであったとしても、採取するサンプル数及び完全混合時の濃度が異なる場合で値が変化する可能性がある。したがって、規格化された混合度が提案されており、代表的なものとして (2.30) 式で求められる混合度がよく用いられる (Lacey, 1954)。

$$M = \frac{(\sigma_0^2 - \sigma^2)}{(\sigma_0^2 - \sigma_r^2)} \quad (2.30)$$

$M$  : 混合度 [-]

$\sigma_0$  : 混合前の標準偏差 [kg/kg]

$\sigma_r$  : 完全混合時の標準偏差 [kg/kg]

(2.30) 式において、混合度  $M$  は未混合時の初期値が 0 であり ( $\sigma^2 = \sigma_0^2$ )、混合が進行するにつれて 1 へ変化する ( $\sigma^2 = \sigma_r^2$ )。一方でこの指標にも若干の問題があり、計算に完全混合時の標準偏差  $\sigma_r$  を用いているために、混合度  $M$  が完全混合時の値より大きくなりうる可能性がある ( $\sigma^2 < \sigma_0^2$ )。定義上、完全混合より良い状態があることは好ましくないため、(2.31) 式のように修正された混合度  $M_I$  も用いられる。

$$M_I = 1 - \frac{\sigma^2}{\sigma_0^2} \quad (2.31)$$

$M_I$  : 混合度 [-]

一般的に  $\sigma$  の値を完全に 0 とすることは極めて難しいため、 $\sigma$  が最小になった状態を最良混合状態とすることが多い。

仁志ら (2005) は各種双腕式捏和機における実際の捏和において、画像解析によって求めた分離のスケール (濃度塊のスケール)  $L_s(\theta)$  ((2.2) 式 p. 12) と (2.32) 式で定義される濃度塊のアスペクト

比  $A_R$  を用いることで捏和における巨視的から微視的に至るまでの混合の過程を定量的に捉え、捏和機の性能、特徴を定量的に評価することを可能にした。

$$A_R = a/b \quad (2.32)$$

$A_R$  : アスペクト比 [-]

$a$  : 濃度塊の長軸径 [m]

$b$  : 濃度塊の短軸径 [m]

仁志らは濃度塊のアスペクト比をモデル画像の解析結果に基づいて (2.33) 式で示される濃度塊のゆがみ具合  $D_d$  との相関によって求めた。

$$D_d = \int_0^{(r/L_s(\theta))_0} \{R(r/L_s(\theta)) - R(r/L_s(\theta))_{\text{ideal}}\} d(r/L_s(\theta)) \quad (2.33)$$

$D_d$  : 濃度塊のゆがみ度合 [-]

(2.33) 式において、 $R(r/L_s(\theta))_{\text{ideal}}$  は正方形の濃度塊が交互に規則的に存在する理想的な混合状態における濃度の平均 2 点相関係数、 $(r/L_s(\theta))_0$  は実測の相関係数  $R(r/L_s(\theta))$  と  $R(r/L_s(\theta))_{\text{ideal}}$  の無次元距離である。このゆがみ度合  $D_d$  を用いて、濃度塊のアスペクト比  $A_R$  は比例定数  $\alpha$  を含む (2.34) 式により算出される。

$$A_R = \exp(\alpha D_d) \quad (2.34)$$

Hogg *et al.* (1966) によれば、混合の進捗に伴い混合度は指数関数的に減少し、(2.35) 式で定義される  $k$  は混合速度に比例するため、混合速度係数と呼ばれる。

$$1 - M = \exp(-k N_m) = \exp(-k n \theta) \quad (2.35)$$

$k$  : 混合速度係数 [ $s^{-1}$ ]

$N_m$  : 攪拌翼積算回転数 [rev.]

$n_m$  : 攪拌回転数 [rps]

#### 2.4.2 液相系の混合度

液相系、特に相互に可溶な二液体の混合において混合評価を実施する際、上述した混合指標の経時変化を用いて評価を行うことも可能であるが、一般的には混合完了までに要する時間（混合時間  $\theta_M$ ）が指標として用いられることが多い。厳密な意味での混合時間の定義は濃度ムラが適当に定められた閾値のレベルまで減少する時間を意味し、混合時間の逆数が混合速度になる。混合時間に翼回転数をかけた値は混合が完了するまでに必要な翼積算回転数を意味し、無次元混合時間と呼ばれる。この値は、回転型攪拌翼による場合、乱流領域で一定の値となることが知られているが、層流域においても

翼によって特徴的な挙動を示すため、攪拌槽における混合特性評価に多用される。しかしながら、攪拌装置の混合性能を評価する標準的な試験方法は統一されておらず、異なる研究者間での混合時間を直接比較することが困難である。

空間的かつ時間的に高速に変動する流通式液相反応管における乱流場の混合状態を定量的に評価する試みとしては、上和野ら (1996) が高周波数の応答性を持つ複数の電極を用いて、電気伝導度法により管断面の濃度変動を連続的に測定して混合評価を行っている。上和野らは管断面全体における各段階で混合状態を定量的に比較するため、各電極対の位置での局所濃度変動係数  $E_l$  の全空間平均値としての濃度変動係数  $E$  をそれぞれ (2.36) 式、(2.37) 式のように定義し、流通式反応管内における乱流場混合に与える攪乱物の影響について定量的に行っているが、層流に関する言及はなされていない。

$$E = \left( \sum E_l \right) / N_e \quad (2.36)$$

$$E_l = \sqrt{\sum (C - \bar{C})^2 / m \bar{C}} \quad (2.37)$$

$E$  : 空間平均濃度変動係数 [-]

$E_l$  : 局所濃度変動係数 [-]

$C$  : 任意の時刻における濃度 [mol/l]

$\bar{C}$  :  $C$  の時刻における平均濃度 [mol/l]

$m$  : 各電極対における時系列データ数 [-]

$N_e$  : 全電極数 [-]

## 2.5 溶融ガラスの混合・攪拌

### 2.5.1 溶融ガラスにおける攪拌の必要性

ガラス製造プロセスにおける攪拌の重要性については、序論で触れたように組成上の均質性向上による生産性向上を図ることだけでなく、極めて強い放熱が存在する高温プロセスにおいて、良好な攪拌状態を維持して溶融ガラスの温度分布を小さくすることも大きな目的の一つである。溶融窯に局所的なホットスポットが存在すると組成的なムラが形成されて欠点になるだけでなく、窯内の流動状態が大きく変化し、溶融窯の侵食が局所的に進行することによって窯の寿命が短くなる原因にもなる。

従来、溶融ガラスの攪拌は主として光学ガラスの製造プロセスで用いられており、それ以外の汎用ガラス製造プロセスで攪拌操作が行われることは少なかった。これは、光学ガラスが他のガラスに比べて脈理や泡などに対する要求レベルが高いためであり、光学ガラス製造において均質性向上のための攪拌技術は極めて重要な役割を果たしてきた (泉谷, 1989)。しかし、光学ガラスはフロート法などの大規模連続プロセスで製造される建築用板ガラスなどと比べて生産量が少なく、多くの場合白金製のるつぼなどで製造されるためにバッチプロセスであることが多い。したがって、これまでに蓄積さ

れてきた光学ガラスに関する攪拌技術はバッチプロセスを前提に検討されたものが多く、フロート法など大規模な連続ガラス溶融プロセスにおける攪拌技術に関する報告は必ずしも多いとは言えない。一方で 2000 年代の液晶・プラズマなどの急激な薄型テレビの普及に伴い、薄型テレビに用いられるガラス基板など極めて高い均質度を要求するガラスを大量に製造する必要が生じ、連続プロセスで生産されるようになった。加えて、建築用あるいは自動車用板ガラスの分野においても均質度の要求が高まっており、これまで用いられることのなかった攪拌工程が徐々に必要とされるようになり、今では極めて重要な操作となっている。

### 2.5.2 溶融ガラスの混合機構

溶融ガラスの攪拌においても既述の混合評価に関する考え方は適用可能であり、対流混合と拡散混合の組み合わせによって均質化が進んでいくものと考えられる (2.1 節参照 p. 11)。溶融ガラスの攪拌における対流混合とは、組成的あるいは温度的不均質物質を切断、引き伸ばし、折りたたみなどの攪拌翼による流体力学的作用によって不均質成分をできるだけ小さい塊にすることであり、巨視的な (マクロ) 混合である。不均質成分が小さいかたまりになれば周囲のバルクの拡散距離が短くなり、微視的な (ミクロ) 拡散混合が促進される。溶融ガラスのような超高粘度流体において対流混合と拡散混合のどちらが支配的であるのかという問題については、意見が分かれている。Letntes *et al.* (2011) によれば、溶融ガラスは  $Re < 1$  の完全層流を形成する粘度  $1 - 200 \text{ Pa} \cdot \text{s}$  の高粘度流体であり、拡散係数  $D$  は  $10 - 12 \text{ m}^2/\text{s}$  で拡散による均質化効果はほぼ無視できるほど小さいとしている。一方、Cooper Jr. (1966b) は一般的に製品の拡散係数・時間・分解能の関係が  $Dt/L_r^2 > 1$  の条件では拡散支配であることから、照明波長  $0.6 \mu\text{m}$  の光学顕微鏡を用いる場合に欠点が認識できなくなるためには  $Dt > 3.6 \times 10^{-6} \text{ cm}^2$  で拡散混合が支配的となるとしている。よって、分散係数が低い低温領域を除いて対流混合が重要とはなりそうもないとしている。これらの意見は一見矛盾しているようにもみえるが、混合の律速段階が対流か拡散であるかに関わらず、実プロセスの溶融ガラスの混合においては拡散を対流混合の強化によって促進するという点において一致している。このように、実際のプロセスにおける溶融ガラスの混合においては拡散混合を対流混合によってどのように促進することができるかという点が最も重要であるといえる。

Fig. 2.4 は溶融ガラスなどの高粘度流体における対流混合の役割を示した図である。対流による混合作用を受ける前の拡散距離  $L_0$  は速度差  $\Delta v$  によるせん断力を時間  $t$  受けることにより、 $L$  となり、 $L_0$  と  $L$  の関係は (2.39) 式で表わせる。せん断力を強く受ける場合 ( $t \cdot dv/dy \gg 1$ )、 $L$  が小さくなる事が分かる。

$$\nabla v = \frac{dv}{dy} \quad (2.38)$$

$$L = \frac{L_0}{t \cdot \frac{dv}{dy}} \quad (2.39)$$

一方、分子拡散による混合進行については、Fig. 2.5 に示すように、時間の経過に伴って濃度範囲



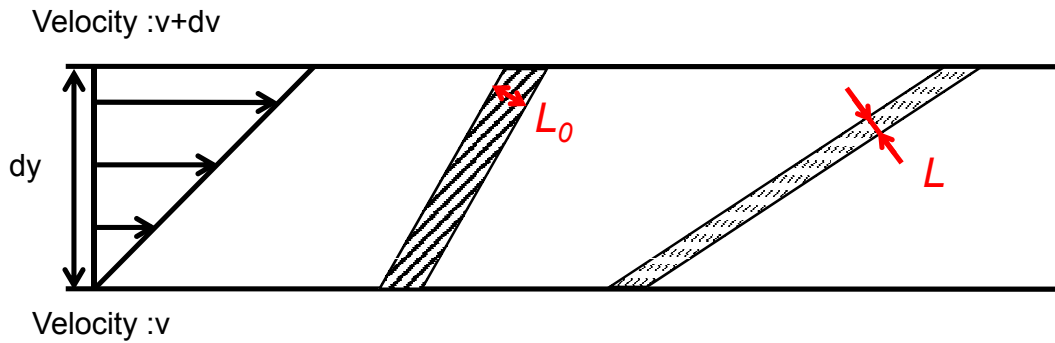


Fig. 2.4 Effect of convective mixing on diffusion distance in laminar flow

が広がり、局所的な濃度のムラが少なくなる。

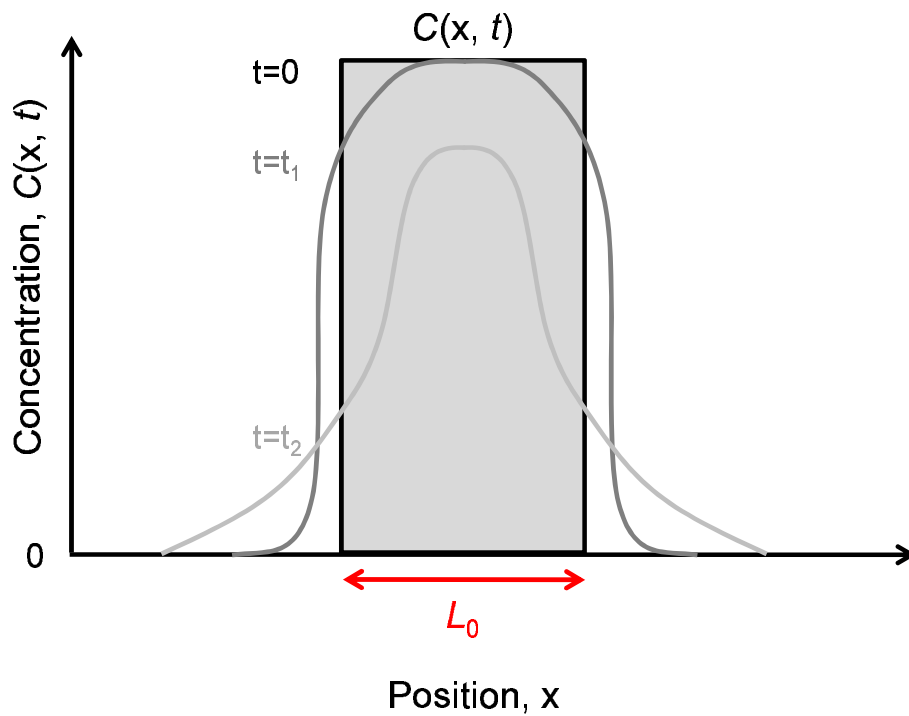


Fig. 2.5 Time-dependent change of diffusive mixing in laminar flow

このような時間によって濃度が増えるような非定常状態における濃度変化は (2.40) 式に示す Fick の第二法則で表される。

$$\frac{dC}{dt} = D \cdot \frac{d^2C}{dx^2} \quad (2.40)$$

### 2.5.3 溶融ガラスの混合状態評価指標

Cooper Jr. (1966a) が溶融ガラス槽における混合について以下のように混合必要量 (Amount of mixing required,  $H$ ) という指標を用いて表現することを提案している。

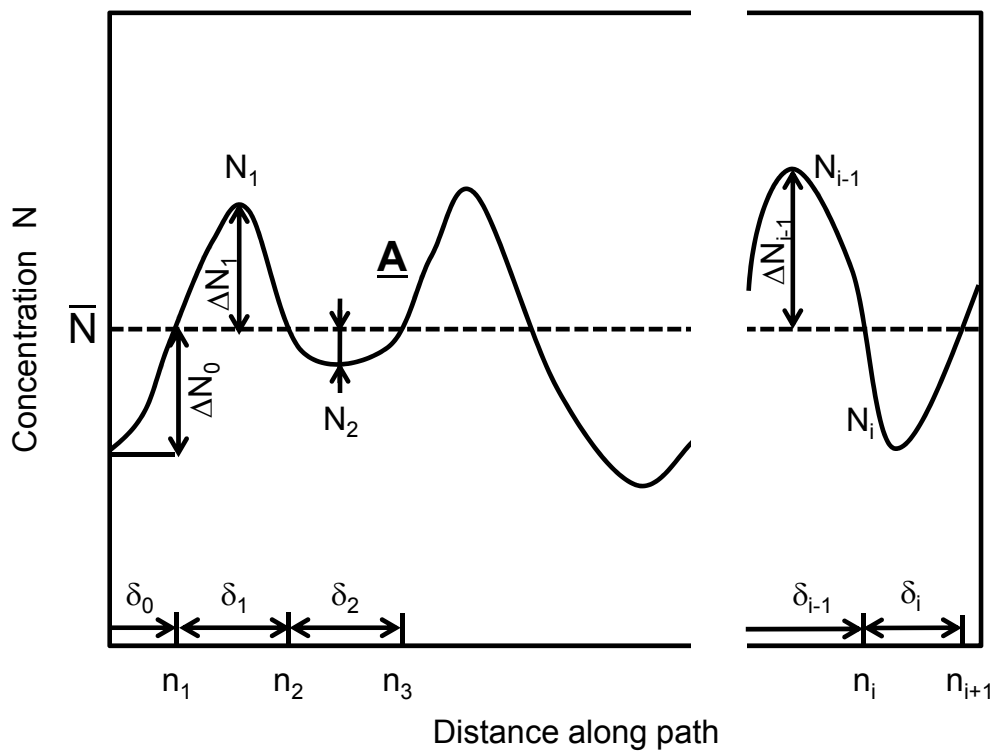


Fig. 2.6 Pattern digram of concentration variation in a physical mixture according to (Cooper Jr., 1966b)

Fig. 2.6 は二相混合系において流路断面に対して垂直方向の流れ方向における溶融ガラス中の不均質物質の局所的な濃度変化を示したものであり、 $\bar{N}$  は流路における平均濃度である。ここでは筋状欠点 (striation) を想定し、筋状不均質物質の厚さは  $\delta$  となる。これが 2.2 (p. 11) で述べた分離のスケール (scale of segregation) に対応する。 $\Delta N$  は濃度変動値と平均値との差であり、(2.41) 式で表される。

$$\Delta N_i = N_i - \bar{N} \quad (2.41)$$

混合必要量  $H$  は局所的な濃度不均一の合計値として、“均一になるまでに埋めるべき濃度差”として (2.42) 式のように定義した。

$$h = N - \bar{N} \quad (2.42)$$

$h$  : 単位体積あたりの混合必要量 [mol/m<sup>3</sup>]

$$H_i = \frac{1}{\delta} \int_{n_i}^{n_{i+1}} |N - \bar{N}| dn \quad (2.43)$$

$H$  : 単位面積あたりの混合必要量 [mol/m<sup>2</sup>]

$n$  : 流れ方向の距離 [m]

$\delta$  : 不均質物質の厚さ (拡散距離) [m]

(2.43) 式において局所的な濃度不均一 ( $N - \bar{N}$ ) は正弦波で表現できるとすると

$$N - \bar{N} = \Delta N \sin(\pi n / \delta) \quad (2.44)$$

と表わせることができるから、(2.43) 式と (2.44) 式より

$$H_i \sim C_1 \Delta N_i \delta_i \quad (2.45)$$

$C_1$  : 濃度分布 ( $= \pi/2$ ) [-]

となる。上に述べた混合指標は二相混合系について表現したものであるが、ガラス溶解窯では多成分系の拡散が同時並行的に起こっている。しかし、実際の窯においても、各成分が Fig. 2.6 に示すような濃度曲線をもってあり、相互に依存せず独立した関係で混合が進行していると考えられる。しかし、プロセス全体の混合速度はもっとも混合速度の遅い化学種の混合状態に支配されることが考えられることから、実際に混合状態を考慮する場合にはこの化学種の分散状態のみを考慮すればよい。

混合の進行度合を評価する指標として、混合速度が用いられ、(2.42) 式より、(2.46) 式で表現される。

$$-h' = -\frac{\partial |N - \bar{N}|}{\partial t} \quad (2.46)$$

(2.46) 式に (2.40) 式に示す Fick の第二法則を適用すると混合速度は拡散係数  $D$  を用いて表現する

ことができる。

$$-h' = -\frac{\partial |N - \bar{N}|}{\partial t} = -\frac{\partial}{\partial n} D \left( \frac{\partial |N - \bar{N}|}{\partial n} \right) \quad (N \neq \bar{N}) \quad (2.47a)$$

$$-h' = -\frac{\partial |N - \bar{N}|}{\partial t} = -\left| \frac{\partial}{\partial n} D \left( \frac{\partial (N - \bar{N})}{\partial n} \right) \right| \quad (N = \bar{N}) \quad (2.47b)$$

(2.47a) 式及び (2.47b) 式で示される混合速度は、Fig. 2.6 のような濃度変動が存在する系において濃度が増加する場合 ( 図中 A 点 ) 負の値となり、局所濃度が平均濃度より高くなる脱混合が起こる。

単位面積当たりの混合速度  $-H'$  は Fick の第二法則の定義から (2.48) 式で計算することができる。

$$\begin{aligned} -H'_i &\equiv -\int_{n_i}^{n_{i+1}} D \frac{d^2 |N - \bar{N}|}{dn^2} dN \\ &= -D \left( \frac{d|N - \bar{N}|}{dn} \right)_{n_i} + \left( \frac{d|N - \bar{N}|}{dn} \right)_{n_{i+1}} \\ &= C_2 \frac{D \Delta N}{\delta} \end{aligned} \quad (2.48)$$

$C_2$  : 濃度変化 (=  $2\pi$ ) [-]

上式における  $C_2$  は局所濃度変化  $N$  の変化を正弦波によるものとして決めた定数であり、 $N$  の変動がノコギリ波状である場合、 $C_2 = 4$  となる。

ここで、(2.48) 式で求めた  $-H'_i$  の混合必要量  $H$  に対する比を分子拡散による相対混合速度とすると、(2.45) 式及び (2.48) 式より

$$-H'_i/H_i = C_3 D/\delta_i^2 \quad (2.49)$$

ここで

$$C_3 = C_2/C_1 \quad (2.50)$$

$C_3$  : 濃度分布 (=  $\pi^2$ ) [-]

と求められる。(2.49) 式より、筋状欠点の混合速度は拡散係数  $D$  に比例し、拡散距離  $\delta$  の二乗に反比例する。このことから、溶融ガラス攪拌の目的が拡散距離  $\delta$  を小さくするためであることが分かる。問題となる不均一物質の形状は筋状のものだけでなく、球形、板状のものなどがあるが、いずれの場合も Fig. 2.4(p. 22) に示したような流れのせん断作用を受けて形状が変化する。したがって、実際の溶解窯の混合では定常的にある方向性を持って不均一物質が引き延ばされていると考えられる。

Cooper Jr. (1966a,b) は単一方向に延ばされる筋状あるいは薄膜状欠点の形状変化を二次元でモデル化して説明している。長さ  $dl$ 、厚さ  $\delta$  の不均一成分が攪拌場に存在したとし、これが均質化装置のせん断力を受けて全体の体積を維持したまま長さ  $dl + d\epsilon$ 、厚さ  $\delta + d\delta$  に変化したとすると (2.51) 式の関係が成立する。

$$\frac{d\delta}{\delta} = -\frac{d\epsilon}{dl} \quad (2.51)$$

ここで長さの変化速度  $d\epsilon/dt$  は混合流れの延伸方向の速度成分に等しいので

$$du_l \equiv \frac{d\epsilon}{dt} \quad (2.52)$$

となる。(2.52) 式を (2.51) 式に代入すると以下の関係が得られる。

$$\frac{1}{\delta} \frac{d\delta}{dt} = -\frac{du_l}{dl} \quad (2.53)$$

(2.53) 式は引き延ばし方向の速度  $\frac{du_l}{dl}$  が大きくなると、拡散厚み  $\delta$  が小さくなることを示しており、この式を使えば流れの情報から変形の度合を計算することができる。

#### 2.5.4 ガラス溶解窯における滞留時間

ある任意の熔融ガラス成分が溶解窯内のある経路  $i$  に沿って流動し、最終的に窯外に流出するまでの滞留時間  $\tau_i$  は (2.54) 式によって定義される。

$$\tau_i = \int_0^X \left( \frac{1}{u_x} \right)_i dx \quad (2.54)$$

$X$  : 装置全長 [m]

$u_x$  : 流体流速 (進行方向成分) [m/s]

上式において  $X$  はガラス溶解窯内部の全長を示し、 $u_x$  熔融ガラスの上流から下流に向かう方向の速度成分である。しかし、実際の溶解窯においては大きな温度分布があるために流れが非常に複雑であり、滞留時間分布は非常に広くなることが多い。Bishop (1956) は日生産量 200-300 トンの建築用ガラス溶解窯においてトレーサー法による滞留時間測定を行った結果、数時間から 2 週間以上という極めて広い期間トレーサーが確認されたとしている。Cooper Jr. (1966b) はこのような場所によって滞留時間が異なり、混合時間も変化するような系においては (2.49) 式で定義した混合必要量は、時間  $t$  に対する変化であるため混合指標評価に用いることは不適切であるとしている。その代わりに、窯入口からの距離  $x$  を用いて (2.55) 式でガラス溶解窯における局所拡散混合の指標とすべきとしている。

$$-H'_i/H_i = -1/H_i(dH/dx) = C_3 D/\delta_i^2 u_x \quad (2.55)$$

上式より、混合終了地点は仮想的に (2.56) 式を満たす時点となる。

$$\int_{x_0}^X \frac{D}{\delta^2 u_x} dx = 1 \quad (2.56)$$

これまでになされた研究によりガラスの混合過程についてモデル化はなされているが、実際の溶解槽あるいは縮小模型を用いた系における混合過程の評価についてなされた研究はなく、ガラス溶解槽に代表される連続層流流れにおける混合評価指標についてはいまだ確立されていないのが現状である。

### 3 試験方法

#### 3.1 試験装置

Table 3.1 List of experimental apparatus

装置	製造元	型式
攪拌モーター	新東科学株式会社 (東京)	BLh300
攪拌翼	アズワン株式会社 (大阪)	T-75 6枚フラットパドル
	都ステンレス工業 (東京)	4枚フラットパドル
		4枚傾斜パドル
		2枚傾斜パドル
高圧シリンジポンプ	古江サイエンス株式会社 (東京)	JP-H
高粘度液定量ポンプ	兵神装備株式会社 (兵庫)	モノポンプ <sup>®</sup> NL15PU
関数発生器	株式会社エヌエフ回路 ブロック (神奈川)	Wave factory 1941
ポテンシオスタット/ガルバノスタット	北斗電工株式会社 (東京)	HA-211A
マルチプレクサ	アジレント・テクノロジー 株式会社 (USA, California)	34972A
デジタルマルチメーター	株式会社エーディーシー (東京)	7351A
オシロスコープ	Tektronix, Inc. (USA, Oregon)	DPO7054C
粘度計	東機産業株式会社 (東京)	TVE-22HT
トルク計	佐竹化学機械工業 株式会社 (埼玉)	ST-3000II
Nd:YG レーザー	カトウ光研株式会社 (神奈川)	G 450
デジタルビデオカメラ	パナソニック株式会社 (大阪)	HDC-HS9

Fig. 3.1 に本研究で用いた連続層流場における混合評価試験装置図を示す。全長 1100mm、幅 80mm のアクリル製矩形流路の出入り口を高粘度液定量ポンプ (NL15PU、モノポンプ<sup>®</sup>、兵神装備株式会社) に接続し、模擬液を循環させた。流れ場における溶融ガラスの粘度は通常 1 ~ 200Pa·s の範囲の完全な層流流れであるとされており、このような系においては攪拌翼による混合が及ぶ範囲は翼近傍に限られるため、混合場を示す代表値として攪拌レイノルズ数ではなく開水路あるいは円管におけるレイノルズ数が用いられる。

実際のプラントを流れる溶融ガラスのレイノルズ数は通常 1 以下であり (Berndhaeuser *et al.*, 2008)、

Table 3.2 List of used chemicals

試薬名	製造元	品番
酸糖化水飴	向後スターチ株式会社 (千葉)	
塩化カリウム	純正化学株式会社 (東京)	18190-0301
ローズベンガル	関東化学株式会社 (東京)	36030-30
イオン交換水		

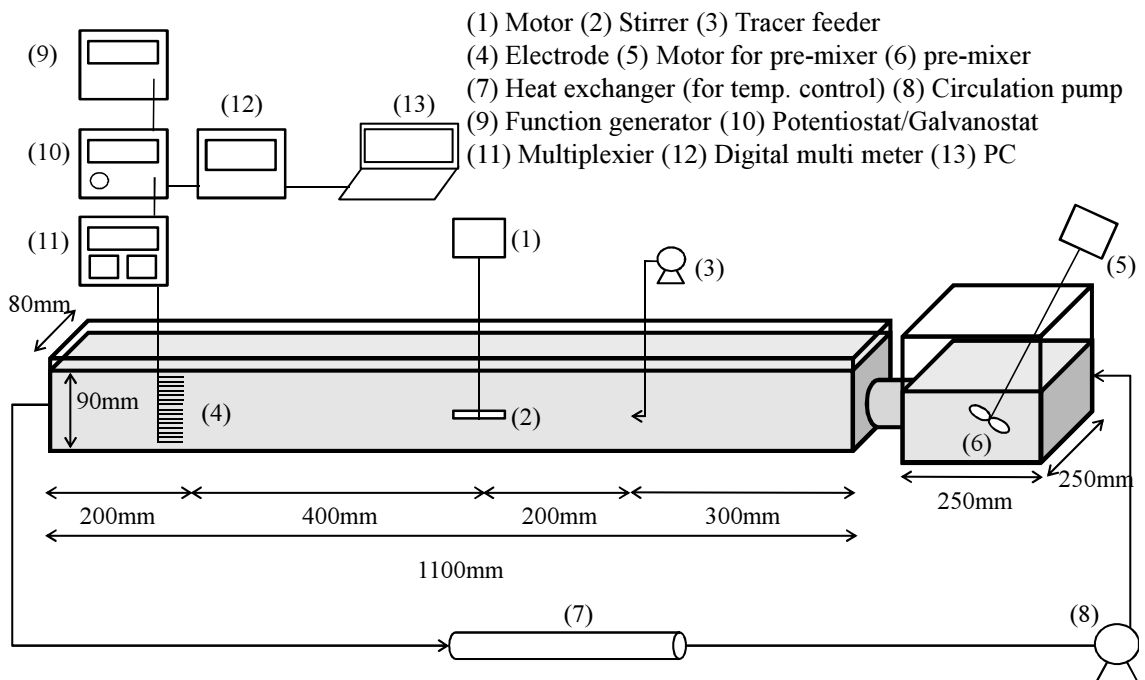


Fig. 3.1 Experimental apparatus

縮小模型において溶融ガラスの流れを再現するには模擬流体と溶融ガラスのレイノルズ数を一致させ、流体力学的な相似則を満足させる必要がある。

本検討では、模擬液として水あめ（向後スターチ株式会社）を用い、イオン交換水を用いて 3.3(p. 29) で後述する手順に従って粘度を 500mPa·s に調節した。模擬流体の流路内の液高さは 90mm とし、流路内の平均流速が 0.93mm/s となるよう流量 540g/min で装置内を循環させた（模擬液比重  $\rho = 1340\text{kg/m}^3$ ）。流路におけるレイノルズ数は (3.1) 式によって計算し、完全な層流条件であることを確認した（ $Re = 0.275$ ）。

$$Re = \frac{\rho u D_e}{\mu} \quad (3.1)$$

$$D_e = \frac{4A_f}{W_p} \quad (3.2)$$

$\rho$  : 密度 [kg/m<sup>3</sup>]

$\mu$  : 粘度 [Pa·s]

$D_e$  : 相当直径 [m]

$4A_f$  : 流路断面積 [m<sup>2</sup>]

$W_p$  : 濡れ辺長 [m]

### 3.2 攪拌翼

Fig. 3.2 に今回試験で使用した攪拌翼を示す。6 枚平板パドル、4 枚平板パドル、4 枚傾斜パドル、2 枚傾斜パドルの 4 種類を使用し、翼直径は 6 枚平板パドルが 75mm、他の 3 種類の攪拌翼直径は 70mm とした。翼高さはすべての攪拌翼で 10mm で統一した。材質は SUS316 であり、傾斜翼の傾斜角度は 45° であり、傾斜翼は正転した際にいずれも上昇流を形成するように構成されたものを使用した。

### 3.3 模擬流体の調整方法

一般的に溶融ガラスはニュートン流体とされており (Pitbladdo, 2013)、本検討において粘性液の非ニュートン性を考慮する必要はない。したがって、ここではニュートン流体である水あめ水溶液を模擬液として用いてモデル試験を実施した。

水あめは向後スターチ株式会社製酸糖化水あめに粘度を確認しながら水分を加え、所定の粘度になるように調整したものを模擬流体として使用した。使用した酸糖化水飴（水分 15%品 一斗缶（25 kg））は常温における粘度はおよそ 1000Pa·s であり、直接水を添加して均一にすることは非常に時間を要する。そのため、あらかじめ一斗缶をヒーターで 35 °C に加熱したうえで 50 L のポリエチレン製コンテナに投入した。これに含水率が 30%程度になるように 80 °C の熱湯を加えた。その後、攪拌機を用いてコンテナ全体を十分に均一になるまで混合し、温度が常温（23-25 °C）に戻るのを確認したのち、粘度計で粘度を測定した。粘度計で測定された値に基づいて、水分を調整し最終的に目標の



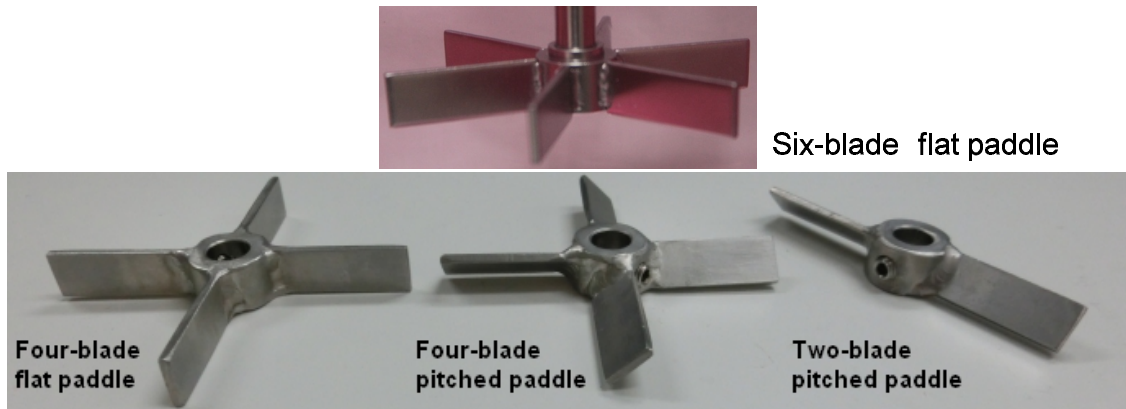


Fig. 3.2 4 types of impeller used in this study, six-blade flat paddle, four-blade flat paddle, four-blade pitched paddle (inclination angle: 45 degrees), two-blade pitched paddle (inclination angle: 45 degrees)

500mPa·s (23.5 °C) になるよう水分を調整した。

### 3.4 粘度計の測定方法

模擬液の粘度測定は東機産業株式会社製の粘度計 (TVE-22HT) を用い、以下の手順で実施した。

1. あらかじめ粘度校正用標準液を用いて校正を行った粘度計の電源及び測定カップに熱媒を供給する恒温槽の電源を投入し、粘度計の温度表示が 23.5 °C で安定するようになるまで 10 分以上暖気運転を実施した。
2. 測定カップの温度が 23.5 °C で一定になったことを確認したのち、あらかじめイオン交換水で洗浄して乾燥させておいたサンプルカップを粘度系本体から外し、先端をカットした注射器に気泡が注射器内に混入しないように注意して 1.1ml のサンプルを吸入した。
3. 注射器のピストンをゆっくり押し、吸入したサンプル測定カップに気泡が混入しないように注入した。測定カップをコーンローターと接触しないよう所定の位置に取り付けた。
4. 粘度計測定モーターを所定の回転数に設定して測定を開始した。開始後、測定値が安定するまで 30 秒以上変化を観察し、安定後の値を測定サンプルの粘度とした。

### 3.5 着色法による可視化

流路内の流体の流れを明らかにするため、食用色素赤色 105 号 (ローズベンガル 関東化学株式会社) を用いて着色した水あめ水溶液を連続相と同じ粘度 500mPa·s に調整してトレーサーとして用いた。流路中に外径 1/16 インチの SUS316 製チューブを挿入し、投入されるトレーサーが流れに沿ってスムーズに流れるように、チューブの出口と流体の進行方向を合わせて固定した。

実際にトレーサーを投入する前に、高圧シリンジポンプ（古江サイエンス株式会社 JP-H）のシリンジ内にトレーサーを吸引した。流路内の流れが安定したのち、高圧シリンジポンプからのトレーサーの吐出を開始し、可視化試験を開始した。流路内を流れるトレーサーの挙動をデジタルカメラ及びデジタルビデオカメラを用いて撮影した。撮影終了後、高圧シリンジポンプを停止し、トレーサーの注入を止めて可視化試験終了とした。

### 3.6 電気伝導度測定

#### 3.6.1 装置構成

連続層流れにおける混合状態の評価を行うため、攪拌翼上流側でトレーサーとして投入した電解質の攪拌翼下流側での分散状態を測定する装置を構築した。模擬液として用いた水あめ水溶液に塩化カリウム（純正化学株式会社）を 40 g/L の濃度で溶解させ、連続相と同じ粘度 500mPa·s に調整したものを高濃度電解質含有トレーサーとして用いた。高濃度の電解質を含有したトレーサーの挙動を目視で確認しやすくするため、着色試験時と同様にローズベンガルを用いて赤色に着色した。トレーサーは微小流量用シリンジポンプ（マイクロフィーダー、JP-H 古江サイエンス株式会社）を用いて攪拌翼の上流側 200mm から定量的に連続相に投入した。連続相に入ったトレーサーの量は試験開始前および終了後のシリンジポンプ全体の重量変化より求めた。

電解質濃度変化を捉えるための電気伝導度測定は攪拌翼下流側 400mm に設置した 15 対の金被覆銅電極を用いて行った。電極間距離は 2mm とし、先端 8mm を除いてエポキシ樹脂で絶縁して電解質濃度範囲を電極先端に制限した。Fig. 3.3 に流路内における各電極の配置図を示す。流れの上流側から見て横は 20mm 間隔で 3 列、15mm 間隔で縦に電極を配置し、Ch11 から Ch35 まで電極番号を付与した。

電気伝導度測定は実験系全体が確実に定常となった状態で試験を行うため、各試験条件において 60 分間連続して行った。また、流路断面に配置した全電極の走査間隔は 20 秒に設定し、全電極に同時に電圧が印加することによる電極間の相互作用の影響を排除するため、Ch11 から Ch35 まで順に電圧を印加した。電解質溶液内での電気分解の発生を可能な限り抑制するため、電極にはポテンシostat（HA-211A 北斗電工株式会社）を通じて 1kHz、10V（peak-to-peak）の正弦波交流を印加した。印加電圧及び周波数はポテンシostatに接続した関数発生器（Wave factory 1941 株式会社エヌエフ回路ブロック）によって制御し、15 対の電極と 1 台のポテンシostatを接続する回路を集約するため、電極とポテンシostatの間にマルチプレクサ（34972A アジレント・テクノロジー株式会社）を接続した。ポテンシostatによって計測された各電極の電極間電流値は、測定電流値に応じた電圧値（1mA=1V）に変換され、PC と GPIB（GPIB-USB-HS ナショナルインスツルメンツ株式会社）によって接続されたデジタルマルチメーター（7351A 株式会社エーディーシー）によって電圧値として PC に記録した。デジタルマルチメーターとマルチプレクサは相互に制御できるように電氣的に接続し、デジタルマルチメーターによる電流値計測が終了後、マルチプレクサ側に電気信号を送り、信号を受信したマルチプレクサがスイッチを切り替えて次の電極の測定に自動的に

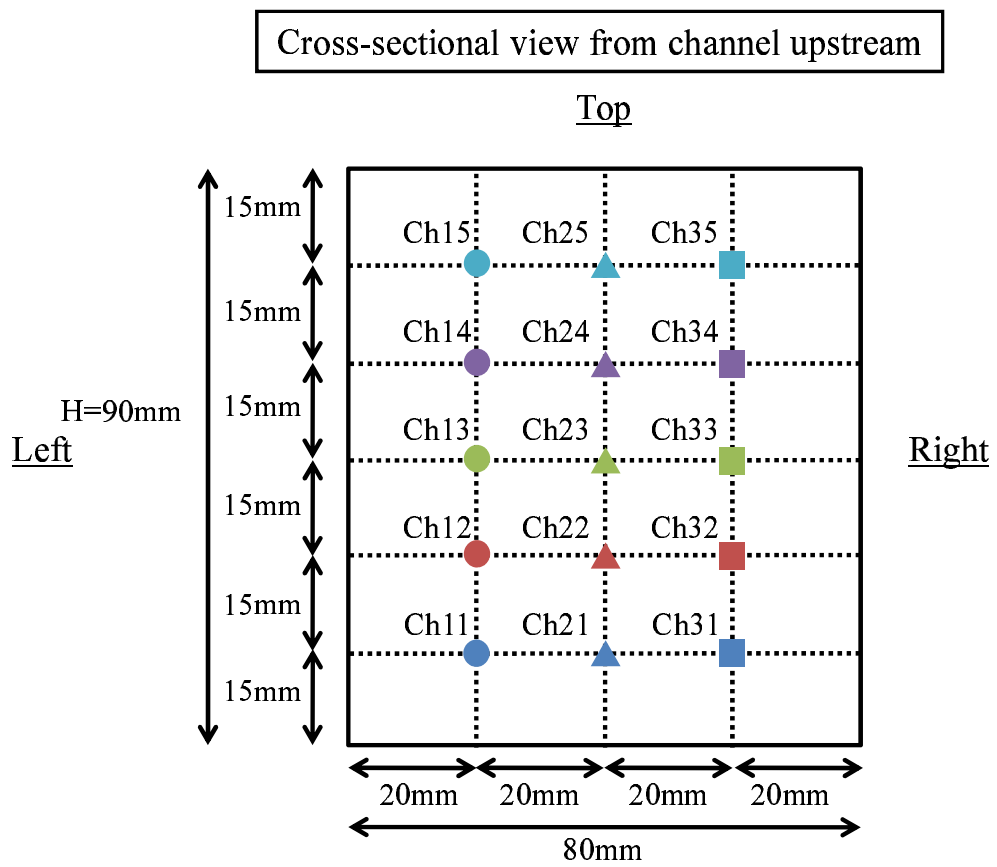


Fig. 3.3 Electrode position

移るように設定した。この測定システムを用いて 20 秒ごとに 15 対の電極に連続して電圧を印加し、電極間に流れた電流値を計測した。

電気伝導度は温度あるいは液粘度変化によっても影響を受けるため、これらの影響を取り除くため流路出口からポンプとの間にアクリル製の熱交換器を取り付け、循環液の温度を常に 23.5°C で一定に保持した。また、ポンプによって循環した模擬液がポンプ出口から再び計測流路に入る前に 250mm 角の攪拌機付き予備混合タンクを通過させ、流路内及び循環ポンプで十分に混合されなかった電解質が流路に流入することを防止する構造とした。

### 3.6.2 測定手順

測定を開始する前に、PC および各計測機器の電源を投入し、モデル中の模擬液の循環とモデル液の攪拌を開始し、装置各所で液温が 23.5°C で一定になるまで循環させた。その後、装置内 3 か所で模擬液をサンプリングし、モデル液粘度が 500mPa·s となっていることを確認した。測定開始前に予備混合タンクの攪拌回転数を低く設定し、測定流路内の攪拌回転数を所定の値に設定し、さらに安定化のために 10 分程度運転を継続した。

計測制御用プログラムを起動する前に関数発生器 Wave Factory1941 の電源出力を 10V ( peak-to-peak ) に設定して定電圧交流を出力した。スキャン間隔を 20 秒に設定したマルチプレクサのスキャン開始ボタンを押して、液晶画面に“ SCAN ”と表示させた上で制御ソフトを起動させた。電気伝導度計測の制御は Labview で作成したプログラム“ 電気伝導度測定.exe ”を用いて行った。当該プログラムは G P I B ケーブルから送られる電気信号を各チャンネルごとに振り分けてデータを表示・記録するような仕組みとなっており、試験中に電流値変化を確認しながら試験を行うことができるように設計した。Fig. 3.4 に今回使用したプログラムの操作画面を示す。

制御プログラムが起動したら、測定パラメーターを以下のように入力し、測定開始ボタンを押して測定を開始した。

- “ VISA resource name ”: GBIB0 : INSTR
- “ Function ”: AC Volts
- “ Ch 数 ”: 15
- “ Sampling Rate ”: slow
- “ Digits ”: 5 1/2Digits
- “ Sample Count ”: 1000
- “ Timeout ”: 10000
- “ Trigger Delay ”: 0.50

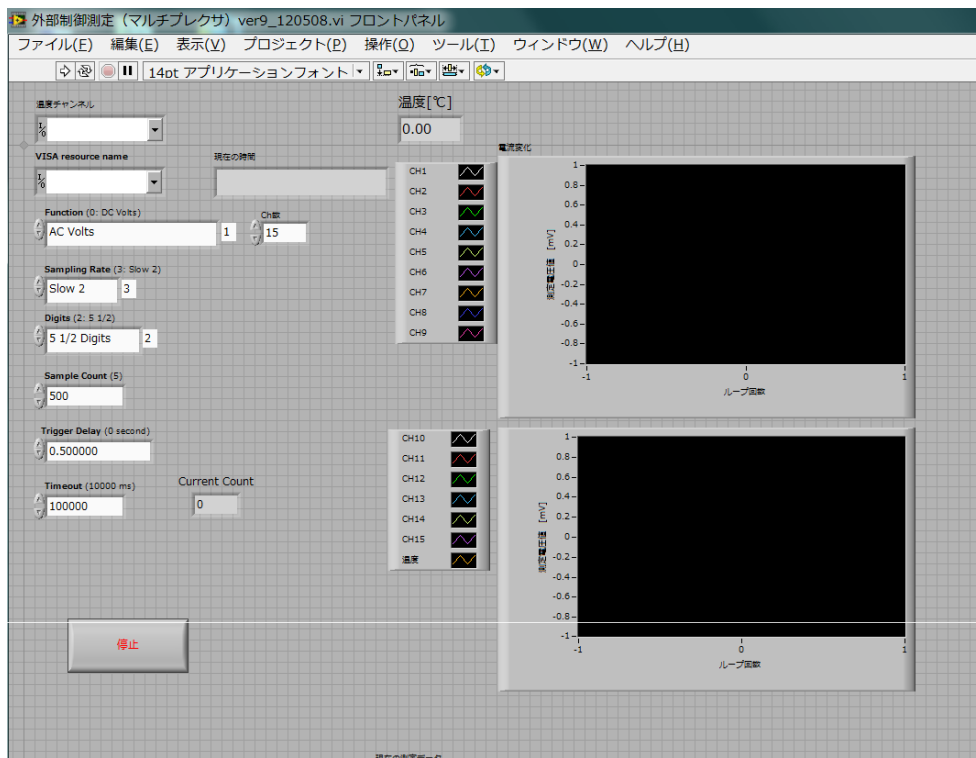


Fig. 3.4 Appearance of labview programme for conductivity measurement

プログラム上で計測が問題なく行われていることを確認したのち、あらかじめ全重量を測定したトレーサー注入用の高圧シリンジポンプの電源を投入し、フィード量目盛を 3.2 (5.5g/h) に設定して高濃度の塩化カリウムを含有するトレーサーの投入を開始し、この時点を試験開始とした。試験開始後 60 分経過したのち、シリンジポンプによるトレーサーの投入を停止した。シリンジポンプ停止後も各電極による電流値計測を継続し、最終的に全電極で変化が確認されなくなった後も 10 分経過するまで測定を継続した。

測定終了後、再度予備混合タンクの回転数を上げ、循環ポンプの流量を増やして装置内に分散したトレーサーが均一になるまで 1 時間以上攪拌した。その後計測プログラムを起動して 10 分以上電気伝導度測定を実施し、流路内の濃度が安定して均一になっていることを確認した上で次の条件での試験に移行した。

### 3.6.3 ノイズの影響評価

今回新たに構築した流路内の電気伝導度測定装置に与えるノイズの影響を評価するため、Fig. 3.5 に示すように試験装置を改造し、オシロスコープ (DPO7054C Tektronix, Inc.) をポテンショスタットと直接接続し、電極において観測される波形を計測した。波形計測と同時に今回の測定系における測定値の確からしさを検証するため、ポテンショスタットを通じてデジタルマルチメーターで計測される電圧値とオシロスコープによって計測された波形から計算した電圧値の比較を行った。

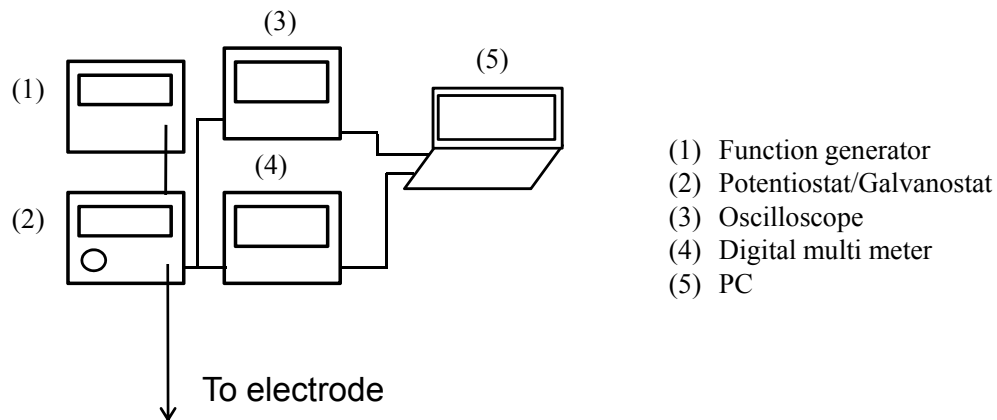


Fig. 3.5 Validation of noise effect on electric conductivity measurement by developed system

### 3.6.3.1 試験方法

ノイズ測定は実際の電解質濃度測定時と同様にポンプによって 500mPa·s の水あめ水溶液を 534g/min の速度で循環させた縮小モデル (Fig. 3.1 p. 28) を用いて実施した。流路中央部に設置した 6 枚平板パドルを 35rpm で回転させ、電解質を溶解させたトレーサーを流量 5.5 g/h でモデルに投入し、電解質が 1kHz、 $10V_{\text{peak-peak}}$  の交流電流を印加した電極で観察される際の波形を観察した。波形観察は Labview で作成したプログラム“波形測定.exe”を用いて行った。当該プログラムでは直接測定された波形を表示するだけでなく、あらかじめプログラム上で 2.5 kHz 以上の波形を除外するローパスフィルタ (Low Pass Filter; LPF) をかけた場合の波形も併せて表示できるようにした。さらに測定された波形の高速フーリエ変換 (Fast Fourier Transform; FFT) を行い、周波数特性を確認するとともに、得られた波形から計算した電圧値とデジタルマルチメータの測定値を比較した。

波形測定を開始するにあたり PC 上でプログラムを起動させ、以下のパラメーターを入力し、開始ボタンを押して測定を開始した。

#### オシロスコープ設定

- “ VISA Resource Name ”: USB
- “ Channel ”: Channel 0
- “ Maximum Time ”: 10000

#### デジタルマルチメーター設定

- “ VISA Resource Name ”: GPIB
- “ Function ”: AC Volts
- “ Sampling Rate ”: Fast

- “ Digits ”: 5 1/2Digits
- “ Enable Auto Range ”: Enable
- “ Manual Range ” 1.0

### 3.6.3.2 ノイズ測定結果

Fig. 3.6 に電極における波形測定結果を示す。図中にある 4 個のグラフのうち、左上 Waveform Graph で示された黄色線がオシロスコープで計測された波形であり、0-3kHz の範囲での FFT 解析結果を左側下段のグラフに示した。FFT 解析の結果より、測定された信号はほぼ印加した電圧と同じ 1kHz が主成分であることが分かるが、オシロスコープの波形からもわかるように一部箇所にノイズが観測された。このノイズの原因は明らかではないが攪拌モーターなど外部で発生したノイズが原因であると考えられる。一方、計測された信号に 2.5kHz のデジタルローパスフィルタを適用した後の波形を右側上段の波形グラフに表示した。その結果、LPF を適用したのちの波形にはノイズはほとんど見られず、2.5kHz のローパスフィルタを適用することにより計測された波形からノイズが効果的に除去可能であることが分かった。

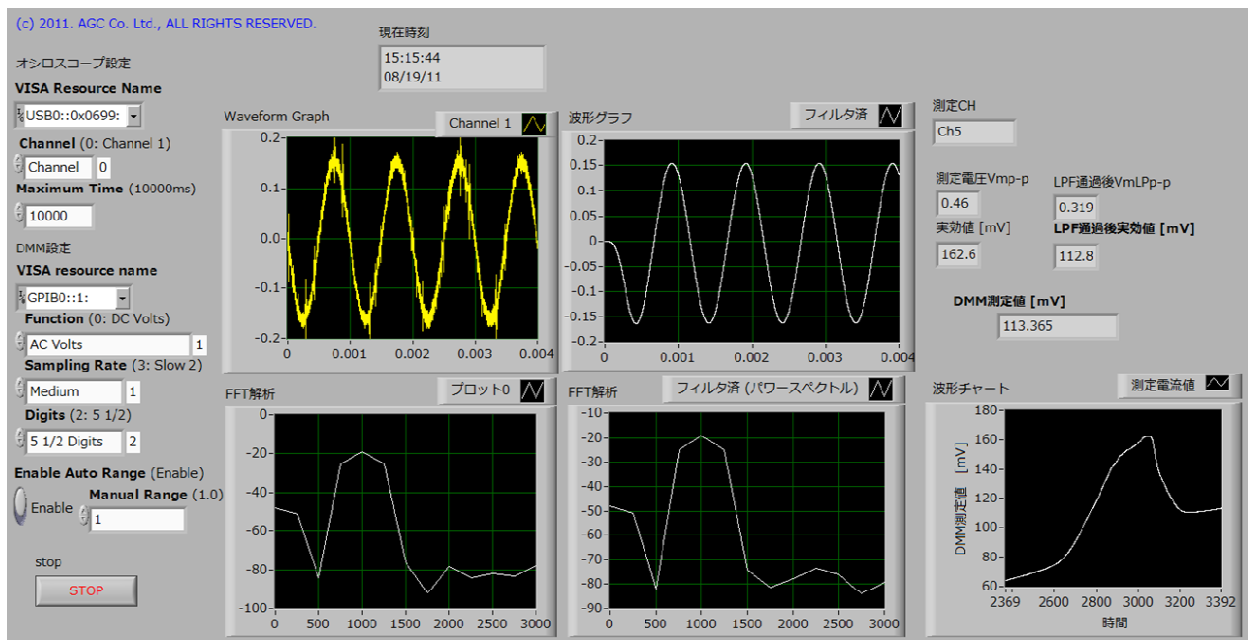


Fig. 3.6 Validation of noise effect on electric conductivity measurement by developed system

本検討における電気伝導度測定で必要となる数値は計測された波形から求めた交流電圧の実効値  $V_{rms}$  であり、 $V_{rms}$  は計測された波形の最大最小値  $V_{peak-peak}$  より (3.3) 式を用いて求めた。LPF でノイズを除去する前の波形から求めた実効値を“ 実効値 [mV] ”、LPF でノイズを除去した後の波形

から求めた実効値を“ LPF 通過後実効値 [mV] ”としてプログラム上に表示した (Fig. 3.6)。

$$V_{\text{rms}} = \frac{V_{\text{p-p}}}{2\sqrt{2}} \quad (3.3)$$

測定の結果、ノイズを除去しない場合の実効電圧値は 162.6mV であり、波形から想定される値に対して、ノイズの影響により非常に大きな値となっていることが分かる。これに対して、同条件で LPF を適用した場合の実効値は 112.8mV であり、ほぼ波形から想定される値と一致した。この結果より、電解質濃度を正確に求めるために本測定系ではノイズを除去する必要があることが分かる。本検討では、交流電圧の実効値計測はノイズ除去機能を有するデジタルマルチメーターを使用することによってノイズの影響を排除することにし、実際にデジタルマルチメーターによる測定では (DMM 測定値) 113.365mV であり、LPF 適用後の値とほぼ同じ値となることからデジタルマルチメーターはノイズ除去機能が有効に作用していることが確認された。以上の結果から、今回新たに構築した測定装置 (3.6.1 節参照 p. 31) ではノイズの影響は問題なく排除されているものと判断した。

#### 3.6.4 電気伝導度測定に与える温度の影響

一般に、温度上昇に伴って電気伝導度は高くなることが知られているが、本研究では高粘度系で試験を行うため流体粘度も大きく温度によって影響を受けると考えられる。したがって、低粘度で試験を実施した場合と比較してより温度の影響が大きくなることが懸念されることから、流体温度の電気伝導度計測に与える影響を評価した。

##### 3.6.4.1 試験方法

電気伝導度計測の場合と同様に、300 mg/L の塩化カリウムを溶解させた粘度 500mPa·s の水あめ水溶液を Fig. 3.1 (p. 28) に示す装置に満たし、循環ポンプを回して液流速 0.93mm/s で装置内を循環させた。流路出口側に設置した熱交換器の温度を調節し、装置中の流体が所定の温度になるまで流路内及び予備混合槽内の攪拌翼を回転させた。流体温度が装置各所で一定となったことを確認したのち、3.6.2(p. 33) に記載した手順で流路内を流れる流体の伝導度測定を開始した。測定値が安定して一定値を示している状態で 10 分間測定を継続し、各電極で得られた値の平均値をその温度における電流値とした。同様の測定を 22.0°C から 27.0°C まで 0.5°C ごとに繰り返し実施した。

##### 3.6.4.2 試験結果

流路内の流体温度が測定電流値に与える影響を Fig. 3.7 に示す。

この結果より、測定された電流値は温度によって大きな影響を受けることが確認された。23.5°C を基準として 1.0°C 変化した場合、3-4% 程度測定電流値が温度に合わせて増減することが確認された。この結果から、流体温度の精密なコントロールは本検討において必須であると判断し、測定中の装置内の流体温度が常に 23.5°C となるよう、実験室の空調及び熱交換器の熱媒温度を調整するようにした。



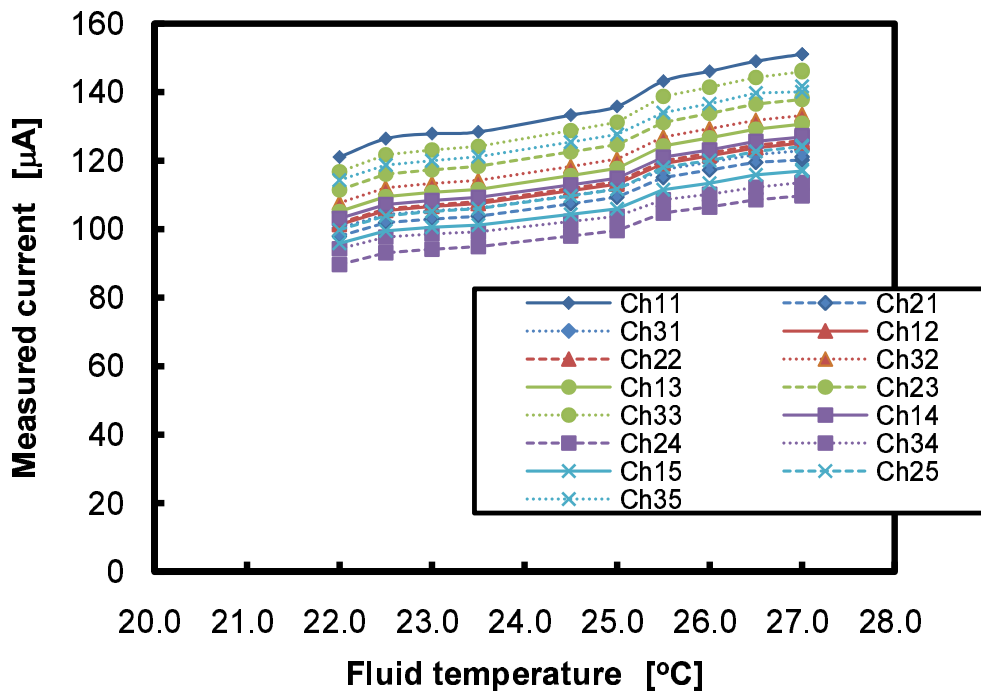


Fig. 3.7 Effects of fluid temperature on measured electrical conductivity, fluid: starch syrup, temp.: 22-27 °C, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s

### 3.6.5 電気伝導度測定に与える液流速の影響

本検討では、流体が常に流動している状態において電気伝導度測定を実施するため、流体速度の電解質濃度測定に与える影響についてあらかじめ評価を行った。

#### 3.6.5.1 試験方法

9対の電極を装置下流側に設置し、電気伝導度計測の場合と同様にあらかじめ一定量の塩化カリウムを溶解させた粘度 500mPa·s の水あめ水溶液を装置に満たした。ポンプを用いて装置を 0.93mm/s で循環させ、温度が 23.5°C で一定となるまで攪拌翼を用いて流体を混合した。温度が一定となったことを確認したのち、攪拌翼を停止し、流速が 0.27mm/s となるように循環ポンプの流量を調節した。その後流速値が 2.28mm/s になるまで段階的にポンプの流量を上昇させ、電極において測定される電流値変化を観察した。

#### 3.6.5.2 試験結果

Fig. 3.8 に連続的に流路内を流れる流体流速を変化させ、電極に流れる電流値の変化を示した。この結果より、流速 0.27-2.28mm/s の範囲において電極で測定される電流値に流路内の液流速は影響を与えないことが確認された。したがって、本検討において液流速が電気伝導度測定に与える影響について考慮する必要がないと判断した。

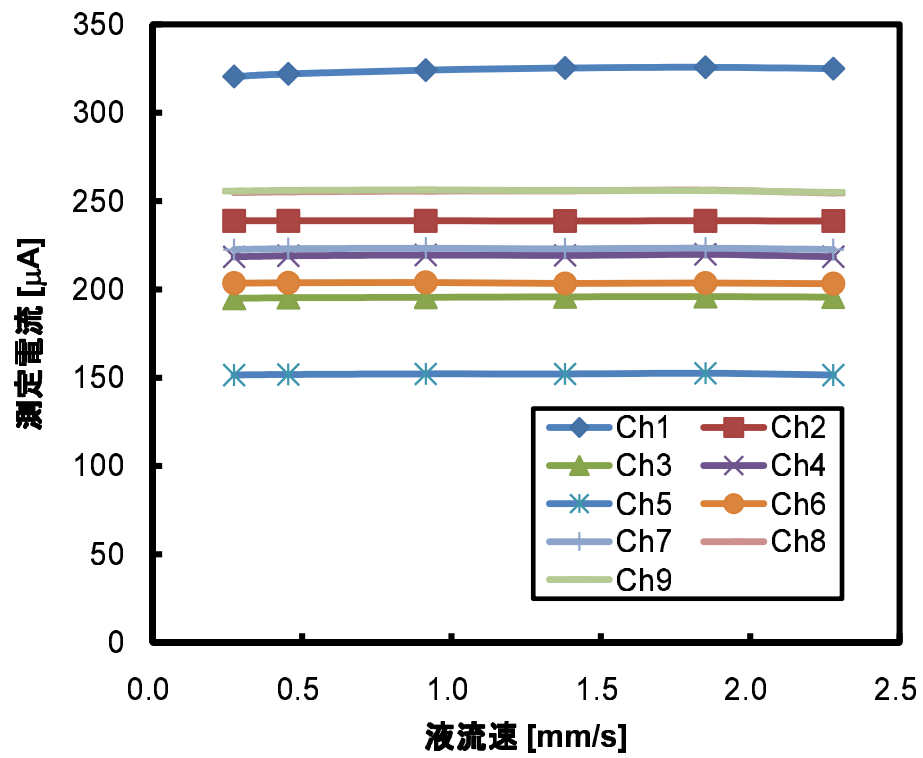


Fig. 3.8 Effects of fluid flow rate on measured electrical conductivity, fluid: starch syrup, temp.: 23.5 °C, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.27-2.28 mm/s

### 3.7 測定電流値-電解質濃度検量線測定-

新たに構築した電気伝導度測定装置において直接測定される値は 1kHz、10V (peak-to-peak) の定電圧交流を各電極に印加した際に電極間に流れる電流値であり、測定された値から実際の電解質濃度を求めるためにあらかじめ既知電解質濃度の模擬液を用いて測定電流値と電解質濃度の関係を測定する必要がある。そこで測定電流値と電解質濃度の検量線を作成するため、電極を設置した試験装置内の水あめ水溶液に含まれる塩化カリウム濃度を段階的に変化させ、各濃度において各電極に流れた電流値を測定した。

#### 3.7.1 試験方法

はじめに装置内を循環する水あめ水溶液の量を測定するため、あらかじめ粘度を 500mPa·s に調整した水あめ水溶液をイオン交換水を用いて洗浄した測定装置内に流速 0.93mm/s で装置内を循環させながら流路内の水位が 90mm になるまで仕込み、投入前後の重量変化から投入した水あめ水溶液の量を測定した。得られた投入重量と水あめ水溶液の粘度  $\rho = 1340\text{kg/m}^3$  より、装置内に含まれる水あめ水溶液の量を 15.62L と求めた。温度が装置全体で 23.5°C になるまで流路内及び予備混合槽の攪拌翼を回転させながら水あめ水溶液を循環させた。温度が均一になったことを確認したのち、循環ポンプ及び流路内の攪拌翼の回転を停止した。その後、予備混合槽内に 1500mg の塩化カリウムを投入し、目視で塩化カリウムの固体が確認できなくなるまで攪拌を継続した。投入した塩化カリウムが完全に溶解したことを目視で確認したのち、循環ポンプと流路攪拌翼のスイッチを投入し、水あめ水溶液が均一になるまで 1 ~ 2 時間循環させた。その後、測定装置の電源を投入し、3.6.2 節 (p. 33) の手順で電流値の測定を開始した。10 分間測定を継続し、各電極の電流値が一定となっていない場合は測定を停止し、再度液全体が均一になるまで混合させた。全電極の測定電流値が 10 分間安定して一定値を示していた場合、10 分間の平均電流値をその濃度において電極に流れた電流値とした。測定終了後、さらに 1500mg の塩化カリウムを投入し、塩化カリウム濃度が 1000mg/L 以上となるまで同様の手順を繰り返した。

#### 3.7.2 測定結果

Fig. 3.9 は塩化カリウム濃度を 0mg/L から 1000mg/L の範囲で電解質濃度と各電極で測定された電流値の関係を示すグラフである。

測定電流値は塩化カリウム濃度に対して直線的に増加しており、0-1000mg/L の範囲で測定電流値は塩化カリウム濃度に比例することが分かる。得られた電流値と電解質濃度の関係を最小二乗法を用いて一次関数の関係で (3.4) 式に示すように近似し、得られた近似曲線を測定電流値と電解質濃度の

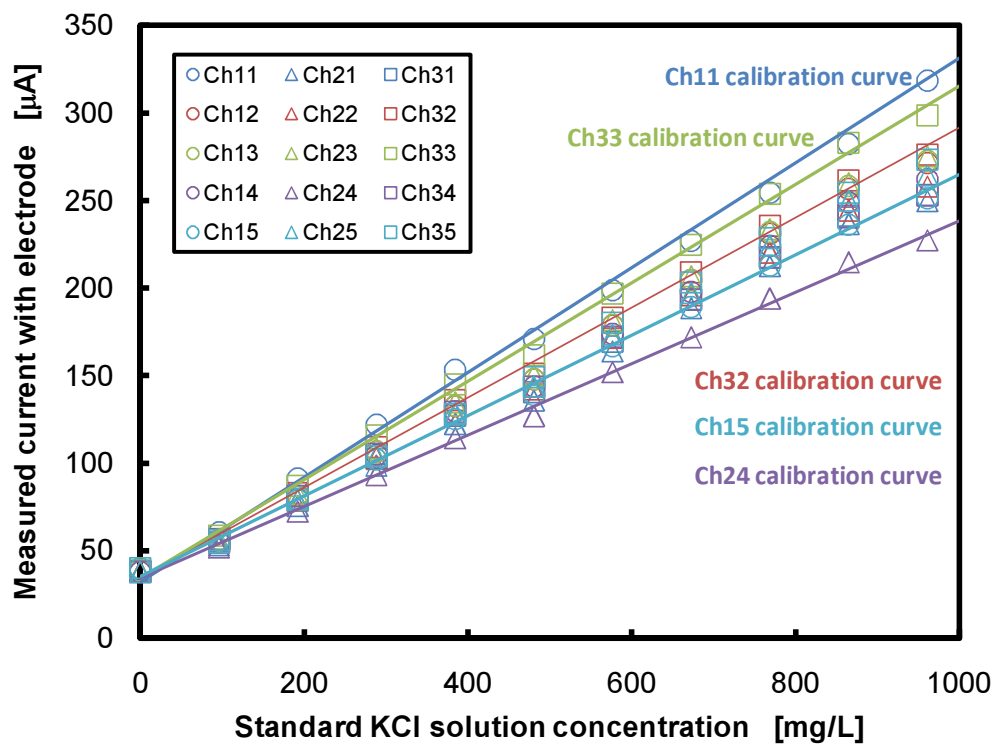


Fig. 3.9 Calibration curve: correlation curve between measured current in developed system and concentration of potassium chloride, fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, temperature: 23.5 °C, flow rate: 0.933mm/s

検量線とした。Table 3.3 に (3.4) 式における各電極の Fitting parameter を示す。

$$I_{ij} = A_{ij} \times \bar{C} + B_{ij} \quad (3.4)$$

$I_{ij}$  : 測定電流値 [ $\mu\text{A}$ ]

$\bar{C}$  : 流路平均電解質濃度 [ $\text{mg/L}$ ]

$A_{ij}, B_{ij}$  : Fitting parameter[-]

実際の測定では得られた電流値変化から検量線を用いて各電極における電解質濃度を計算した。また試験で使用した塩化カリウム含有トレーサー濃度は  $40\text{g/L}$  としたが、攪拌翼において混合・分散されるため、電極到達時の電解質濃度はすべての実験において検量線の範囲内 ( $0\text{-}1000\text{mg/L}$ ) であり、検量線計測範囲を超えることはなく、問題なく濃度を算出することができた。

### 3.8 測定濃度処理

本研究では電解質を含むトレーサーの分散を混合状態の評価指標とするため、3.6.2 節 (p. 33) に記載した手順によって電気伝導度測定を実施した。しかし、今回構築した測定装置では測定のために投入した高濃度電解質を含むトレーサーによって装置内に含まれる電解質総量が増加するという問題が生じる。このため、測定終了後攪拌して流路内の濃度分布を均一としても測定開始時の初期濃度値は毎回同じ値とならない。したがって得られた各電極の電解質濃度を評価指標として用いることはできず、評価の際に初期濃度の変化を考慮する必要がある。測定ごとに模擬液として用いる水あめ水溶液を入れ替えればこの問題を解決することができるが、非常に多くの労力を要し現実的には困難である。さらに、実際の測定確実に定常状態で測定を行うため、各測定につき 60 分間継続して測定を実施したが、試験装置は Fig. 3.1 (p. 28) に示すように循環系となっており、平均流速から求めた循環時間はおよそ 40 分である。このため、測定の後半部においては一度電極を通過したトレーサーが再度電極を通過するため、循環ポンプと予備混合槽によって濃度が均一化された場合でも流路内の電解質濃度は測定時間経過とともに流路内上昇することになる。

このような初期電解質濃度の変動及び循環によるトレーサー濃度変化の影響を排除し、トレーサーが流路内の攪拌部を一回通過したことによる電解質濃度分布を評価するため、本検討では試験で直接測定された電流値  $I_{ij}$  から検量線によって求めた計算された濃度測定値  $C_{ij, m}(t)$  に代えて、(3.6) 式で示される塩化カリウムの瞬時濃度増加量  $C_{ij}(t)$  を電解質濃度の指標として導入した。

Table 3.3 Fitting parameters for calibration curve in Fig. 3.9 (p. 41)

	$A_{ij}$	$B_{ij}$
Ch11	0.299	32.338
Ch21	0.232	32.088
Ch31	0.233	34.985
Ch12	0.253	33.569
Ch22	0.238	34.443
Ch32	0.257	34.776
Ch13	0.254	33.353
Ch23	0.254	35.089
Ch33	0.281	34.435
Ch14	0.242	34.213
Ch24	0.204	34.341
Ch34	0.228	38.212
Ch15	0.230	35.321
Ch25	0.243	33.666
Ch35	0.252	33.228

$$C_{ij, m}(t) = (I_{ij, m} - B_{ij})/A_{ij} \quad (3.5)$$

$$C_{ij}(t) = C_{ij, m}(t) - C_{ij, 0} - \frac{C_{ij, f} - C_{ij, 0}}{T} \cdot t \quad (3.6)$$

$C_{ij, m}(t)$  : 瞬時濃度測定値 [mg/L]

$C_{ij}(t)$  : 瞬時濃度増加量 [mg/L]

$C_{ij, f}$  : 測定終了時濃度 [mg/L]

$C_{ij, 0}$  : 測定開始時濃度 [mg/L]

$T$  : 計測時間 [min]

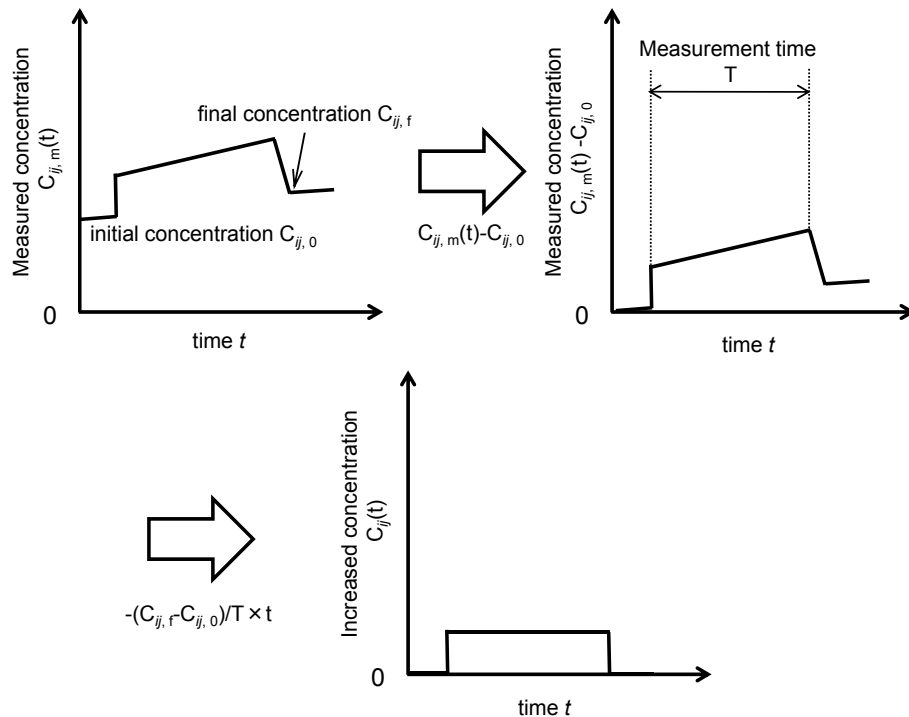


Fig. 3.10 Calculation procedure of increased concentration  $C_{ij}(t)$  in Eq. 3.6 (p. 44)

Fig. 3.10 に瞬時濃度増加量の計算方法を示す。瞬時濃度増加量は濃度初期値の影響を除去するために濃度測定値  $C_{ij, m}(t)$  から濃度初期値  $C_{ij, 0}$  を減じ、さらに液循環の影響を取り除くため測定前後の濃度変化 ( $C_{ij, f} - C_{ij, 0}$ ) から計算した測定時点の推定濃度増加値の差分を取ることで求めた。ここで用いた測定時点の推定濃度増加値は流路全域の濃度が計測時間  $T$  の間において、時間  $t$  に対して直線的に上昇すると仮定して (3.6) 式の右辺第 3 項のように定義した。また、ここで初期濃度  $C_{ij, 0}$  はトレーサー投入開始後 5 分間の平均濃度値、測定終了時濃度  $C_{ij, f}$  は計測終了前 3 分間の平均濃度値とした。本検討では実際に測定した電解質濃度ではなく、(3.6) 式で定義される瞬時濃度増加量  $C_{ij}(t)$

を導入することにより、初期濃度の変動及び循環による測定中のベース濃度上昇の影響を排除し、実質的に流路内で投入したトレーサーが攪拌翼によって拡散した濃度を表すことが可能となった。

これらの一連の処理は、エクセルのマクロ“電気伝導度処理マクロ”(B p. A-57)によって処理を自動化して実施した。

### 3.9 流速分布測定

#### 3.9.1 装置構成

電気伝導度測定によって得られた流路内の混合状態を攪拌翼付近の流動状態を考慮して考察するため、粒子画像流速計測法 (Particle Image Velocimetry PIV) を用いて流路内の流速分布の計測を行った。使用した PIV システムは Fig. 3.11 に示すように Nd: YG レーザー (G450 カトウ光研株式会社)、デジタルビデオカメラ (HDC-HS9 パナソニック株式会社) 及び流体解析ソフト (FlowExpert カトウ光研株式会社) から構成され、高粘度模擬流体の中に含まれる微小な気泡をレーザーで照射し、得られた 2 次元断面の連続画像を解析して流路各所の流速分布計測を行った。

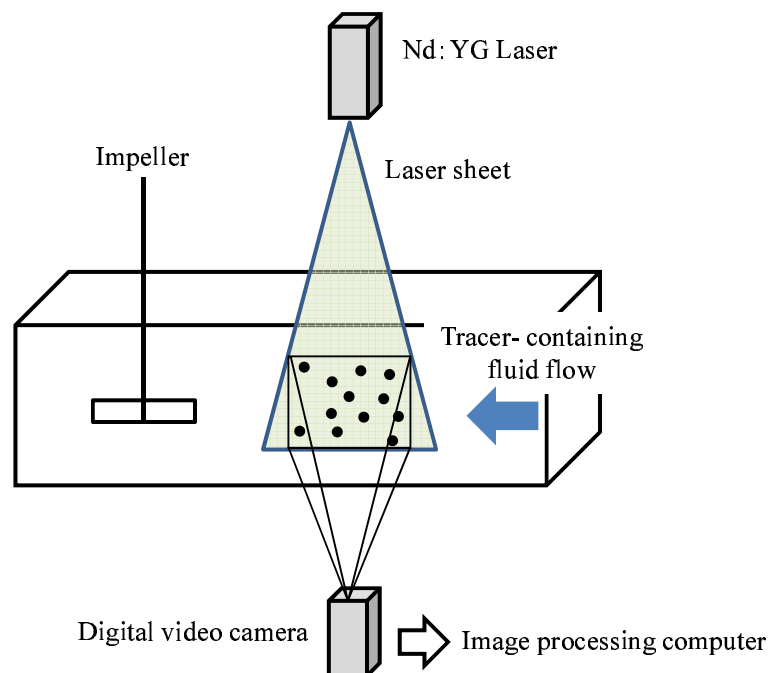


Fig. 3.11 PIV system

#### 3.9.2 測定手順

PIV 測定に使用するレーザーは電源投入後しばらくの間はレーザー光強度が安定しないため、あらかじめ 15 分程度の暖気運転を行った。流速測定場所の流れが定常状態になっていることを目視で確認したのち、レーザー光を測定場所に照射した。肉眼でレーザー光によって照射されたトレーサーの流動状態を確認し、微小な気泡が流体内に十分含まれることを確認したのち、レーザー光照射面に



対して垂直に設置されたデジタルビデオカメラを用いて流路内の撮影を開始した。ビデオカメラによる撮影はフレーム速度 30 fps で 30 秒間実施し、計 900 フレーム分の動画を得た。ここで得られた連続画像データを画像処理用 PC で FlowExpert (カトウ光研株式会社 ver. 1.2.2.0) を用いて読み込み、以下の手順で解析した。

1. PC 上で Flow Expert を起動し、PIV 2D-2C モードを選択して解析画像の読み込みを行った。
2. 読み込んだ解析画像において模擬液高さ部分を選択し、実際の液高さ 80mm と入力し長さのキャリブレーションを実施した。
3. 画像フレーム間隔を“ 30fps(0.03333334 s) ”と指定し、時間のキャリブレーションを行った。
4. 画像上の流速計測エリアを X 軸方向に 62、Y 方向に 28 等分 (解析格子 3.315mm 角) し、計 1736 個の解析格子を設定した。
5. 追跡粒子の参照フレームサイズを 32 dot × 32dot とし、探査領域は XY 両方向とも ±30dot とした。
6. 粒子間相関係数の閾値は 0.6 に設定し、解析を開始した。
7. 解析により得られた各格子の XY 方向の速度成分をもとに、解析画像上に速度ベクトルを表示させ、画像を保存した。

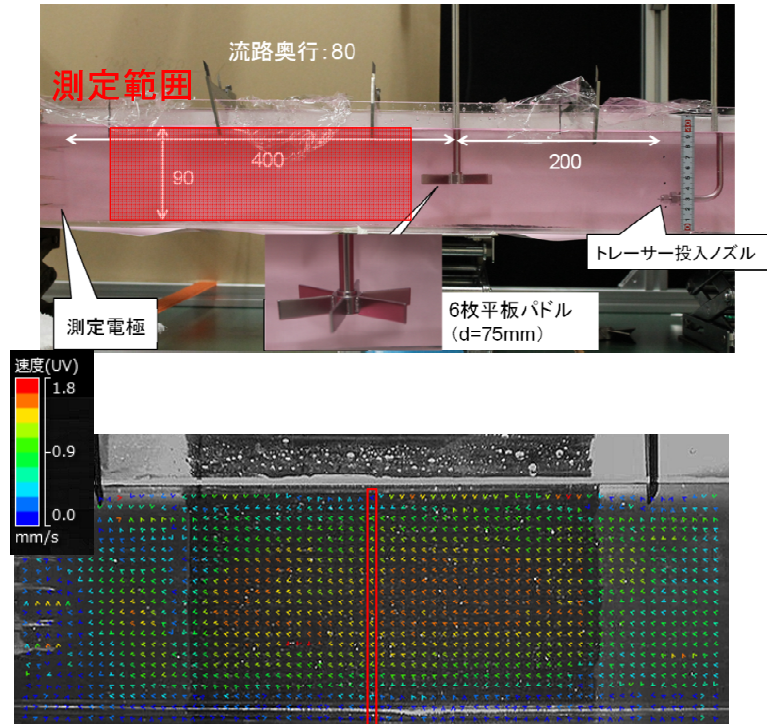
攪拌翼が停止した状態で流路中に液流量 538.2g/min で水あめ液を循環させた場合において幅方向中央部断面および高さ中心部水平方向に関して実施した PIV 計測結果を Fig. 3.12 に示す。

また、Fig. 3.13 に Fig. 3.12 に示した PIV 計測値の流路高さ方向の流速値 (赤枠位置) 変化を示す。PIV 計測の結果、計測された流路内の流速値は 0.4-1.4mm/s であることが分かる。今回試験で採用した模型流路の流速分布は上部開放流路であるが、表層の流速は流路中央部に比べて遅く、一般的な開放流路で見られるような表層が最も流速が高くなる傾向はみられなかった。この結果から今回使用したモデル内の流速分布は開口流路よりも円管に近い流速分布となっていることが明らかとなった。この傾向は流路入口の円管 (Fig. 3.1 p. 28 参照) の影響を排除するため入口側に仕切板を設置してた場合も変化が確認されず、入口形状ではなく壁面の効果など流路に起因する何らかの要因が原因と推察された。

### 3.10 攪拌翼動力測定

攪拌動力が流路内の混合に与える影響を明らかにするため、各試験条件での攪拌翼にかかるトルク測定を実施し、動力を測定した。

Vertical direction



Horizontal direction

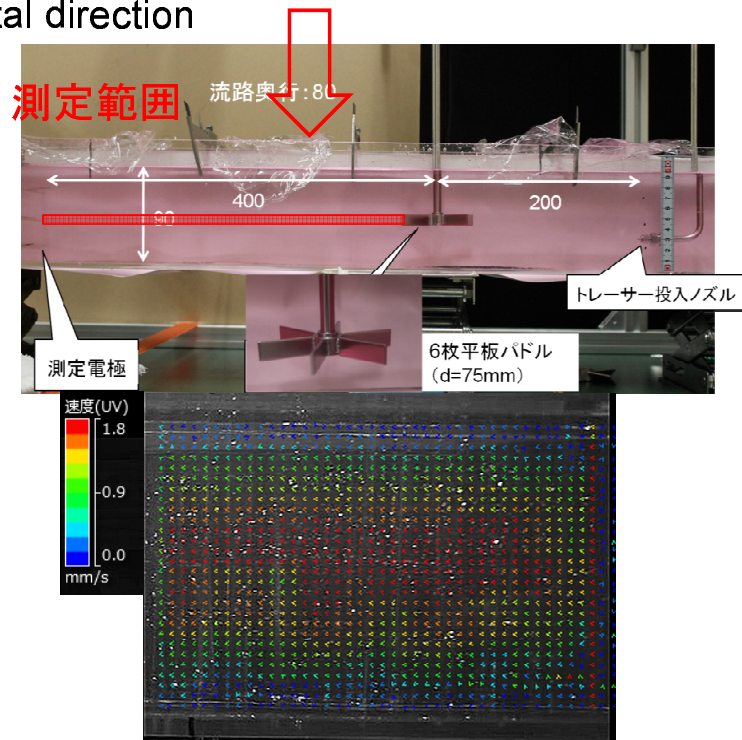


Fig. 3.12 Measured flow rate distribution in the mixing channel with a stationary impeller by PIV

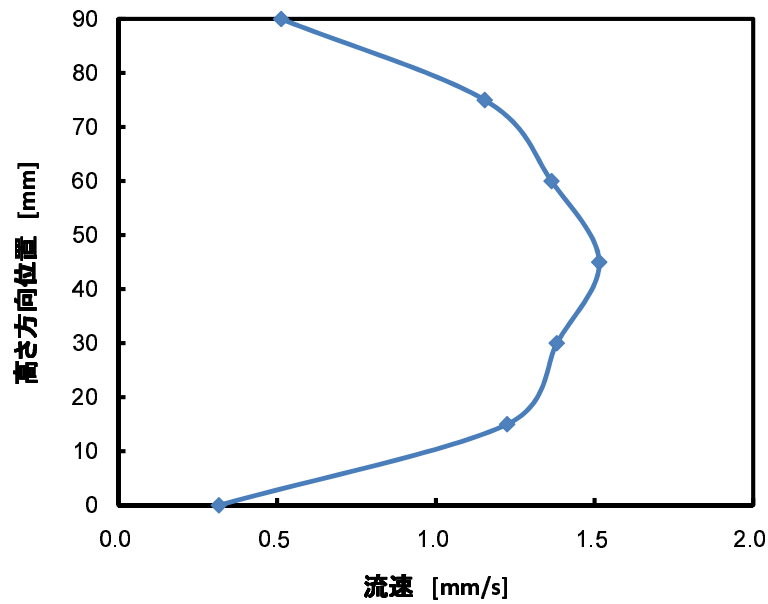


Fig. 3.13 Measured flow rate distribution in vertical direction by PIV

### 3.10.1 装置構成

今回の混合評価に用いた攪拌翼の動力測定は電気伝導度測定とは別に、モデル装置 (Fig. 3.1 p. 28) を用いてモデル液を循環させた状態で実施した。動力計算に必要なトルクは Fig. 3.14 に示す攪拌翼のシャフトに取り付けたトルク計 (ST-3000II 佐竹化学機械工業株式会社) によって計測した。

トルク計はコントロールボックスとケーブルによって接続され、コントロールボックスは RS232C ケーブルによって PC に接続されており、制御ソフトウェア (StirPC for ST-3000 佐竹化学機械工業株式会社) によって、トルクメーターの制御を行うことともに、トルクセンサーで測定されたトルク値のモニタリングと記録を実施した。

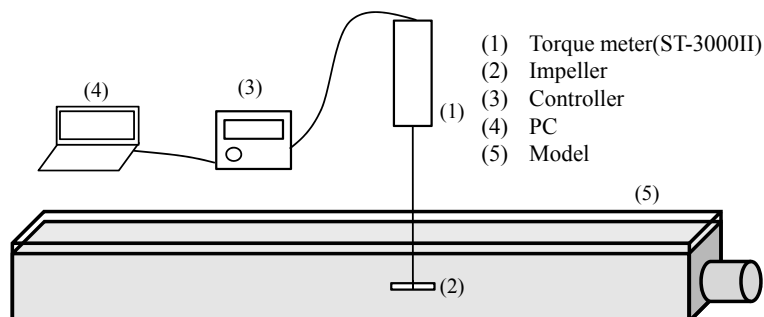


Fig. 3.14 Torque meter

### 3.10.2 測定手順

実際にトルク測定を実施するため、あらかじめ装置の校正機能を利用してトルクセンサーの校正を実施した。トルク測定に使用した ST-3000II は回転速度全域の無負荷トルクのデータを採取する“トルクカーブ調整”と特定の回転速度にポイントを絞って無負荷データを取る“スポット測定”の 2 種類の校正機能を有しており、本検討ではより高い精度での測定を可能とするため、“トルクカーブ調整”を実施した後、測定回転数での“スポット測定”を再度実施した。

校正を実施したトルク計は完全にモデル装置に対して水平となり、攪拌翼が接続されているシャフトが流路に対して垂直になるように設置した。トルク計に接続した攪拌翼及び予備混合槽の攪拌翼の回転を開始し、モデル装置の模擬液循環ポンプを起動し、モデル液を流速 0.93 mm/s で装置各所の液温が 23.5°C になるまで循環させた。液温が 23.5°C で一定になったことを確認した後、粘度計を用いて液粘度が 500mPa·s であることを確認し、500mPa·s から外れているようであれば粘度調整を行った。

粘度及び液温が安定したことを確認したのち、予備混合槽の攪拌翼の回転を停止させた。攪拌翼の回転数を測定を行う回転数にセットし、トルク計の制御ソフトウェア上で 1 分間以上トルクデータに大きな変動がないことが確認したのち、実際のトルク計測を開始した。計測は連続的に 1 秒ごとに 1 分間測定を継続し、1 分経過後測定を終了した。ここで得られた 1 分間の測定データの平均値をその条件におけるトルク測定値とした。

動力は得られたトルク値から (3.7) 式を用いて計算した。

$$P = 2 \cdot \pi \cdot (n/60) \cdot T_q \quad (3.7)$$

$P$  : 動力 [W]

$n$  : 攪拌回転数 [rpm]

$T_q$  : トルク [N·m]

### 3.10.3 微小トルク測定の精度検証

使用したトルク計 ST-3000II のトルク測定精度はフルスケール ( $\pm 0.32\text{N} \cdot \text{m}$ ) に対して 2% であり、仕様上の測定精度は 6.4mN·m である。しかし本研究では、メーカーによって保障されている測定精度よりさらに小さい数 mN·m 単位のトルクを厳密に計測することが求められる。そのため、ST-3000II が今回の検討で求められる微小トルク測定に対応可能であるかどうか検証試験を実施した。

#### 3.10.3.1 試験方法

Fig. 3.15 に微小トルク検定に用いた装置図を示す。横向きに設置したトルクメーターに直径 8 mm の金属製攪拌シャフトを接続した。攪拌シャフト先端に、回転に合わせて紐で巻き上げることができるように重りを取り付けた。トルク計はコントローラーを通じて PC で制御され、取り付けた重りを巻き上げる際のトルク値を計測、記録した。回転数及び重りの重量を変化させ、測定値と理論値の比較を実施した。その際の試験条件を Table 3.4 に示す。

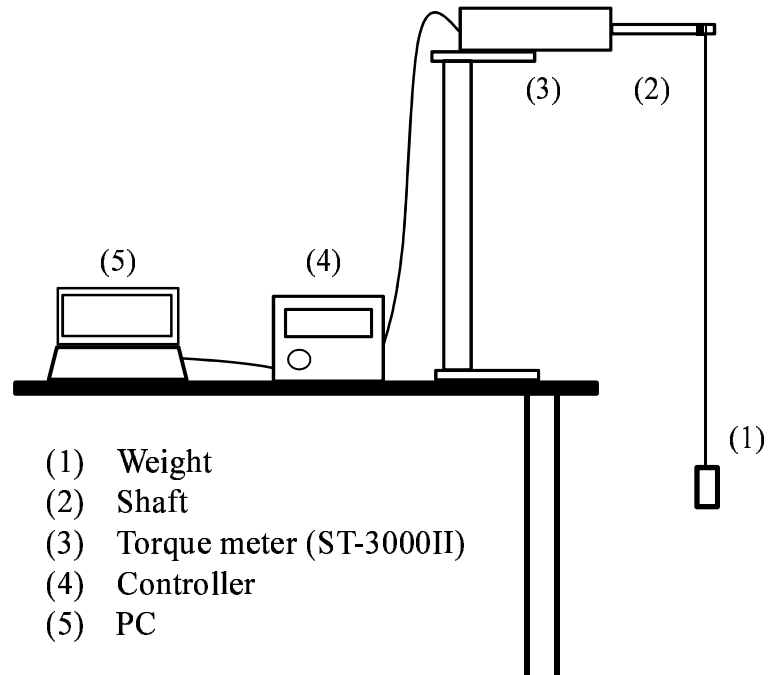


Fig. 3.15 Accuracy study of micro torque measurement with ST-3000II

Table 3.4 Torque measurement condition of accuracy study

Weight load [g]	87.8			176.43			347.32			544.85		
Rotational speed [rpm]	10	15	20	10	15	20	10	15	20	10	15	20

トルクの理論値はシャフトの直径  $d_s$  [m] と重りの重さ  $W$  [kg] さから (3.8) 式を用いて計算した。

$$T_q = \frac{d_s}{2} \cdot W \cdot g \quad (3.8)$$

$d_s$  : シャフト直径 [m]

$W$  : 重り重量 [kg]

$g$  : 重力加速度 [ $\text{m/s}^2$ ]

### 3.10.3.2 測定結果

Fig. 3.16 に 3.10.3 節の手順に基づいて行った微小トルク測定結果と理論値の比較を示す。トルクメーターによる測定値は理論値に比べて 10% 程度高い傾向を示したが両者は比較的良く一致していることが分かる。この結果から、今回測定に使用したトルク計は数  $\text{mN}\cdot\text{m}$  単位の測定精度以下の非常に小さいトルク値測定において十分な精度を有していると判断した。

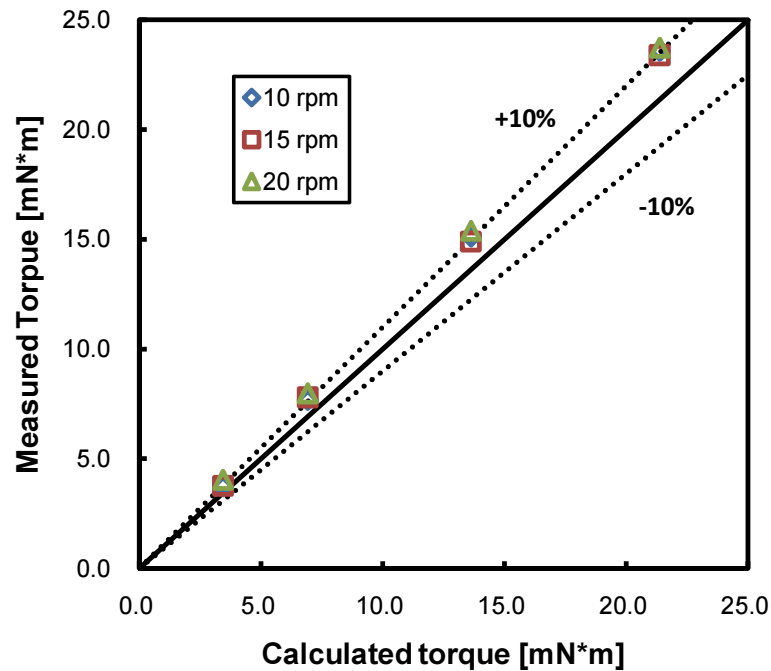


Fig. 3.16 Accuracy study of micro torque measurement with ST-3000II

## 4 流れの可視化による流路内流動状態解明

### 4.1 着色法による流れの可視化

フロートガラス製造プロセスを模擬したモデル試験装置内における流れの状態を明らかにするため、3.5 節 (p. 30) に記載した方法で流路内の流れの可視化を実施した。

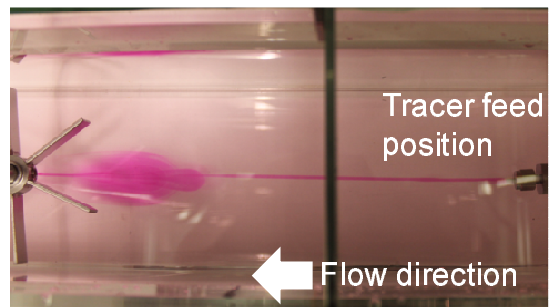
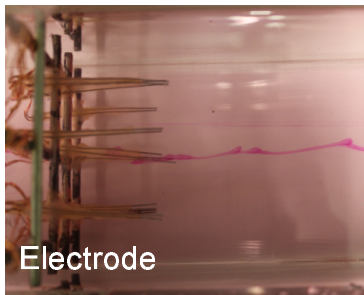
#### 4.1.1 6 枚平板パドル

##### 4.1.1.1 0rpm 回転時

流路中央よりトレーサーを投入した場合

流路内の流れに与える攪拌の影響を評価するため、6 枚平板パドルを模擬液高さ  $H$  の半分となる高さ  $H/2$  の流路中央部に設置し、回転数を 0、15、35、45、55rpm と変化させた場合において、200mm 上流の  $H/2$  の位置からトレーサーを投入して流動状態の観察を実施した。Fig. 4.1 は攪拌翼を回転させずに流路中央に設置した状態における着色トレーサーの可視化結果である。

#### overhead view



#### side view

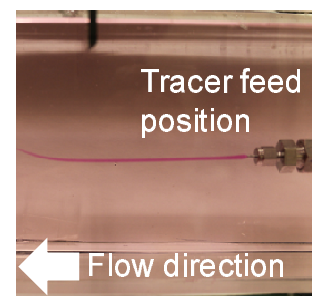
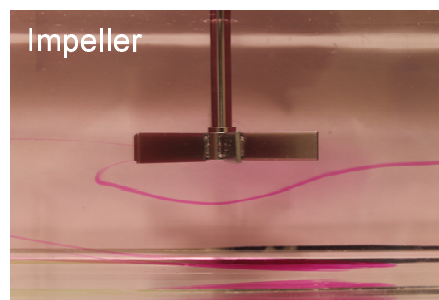
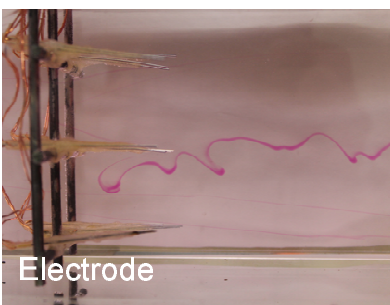


Fig. 4.1 Result of injected tracer flow visualization, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, tracer injection point:  $H/2$ , rotational speed: 0 rpm

可視化結果より、流路中央部から投入されたトレーサーは流体の流れに沿って下流に流れ、流路の幅方向にほとんど変化が見られないのに対し、攪拌翼の物理的な影響を受けて高さ方向に変化が見られることがわかる。トレーサーは攪拌翼の前方で停止している攪拌翼の迂回流に沿って流路底部側に



一度降下するが、下流側では再び流路中央部に向かって上昇することが分かる。その後トレーサーは再び流路中央部に沿って流れるが、トレーサー形状が線状から徐々に変化し始め、400mm 下流側の電極に向かう間に変形の度合いが拡大した。Fig. 4.2 に攪拌翼下流側でトレーサー形状の変化が発生する部分を拡大した写真を示す。

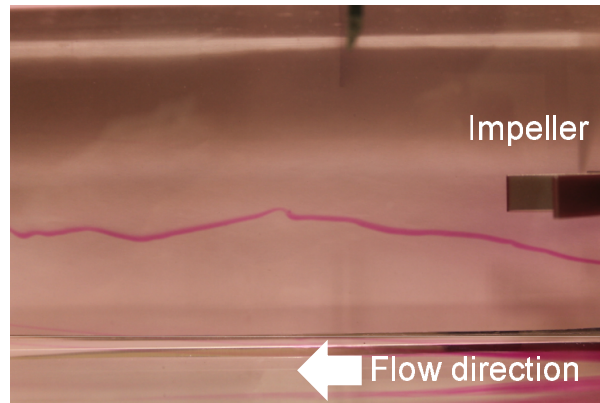


Fig. 4.2 Enlarged view of the impeller downstream area in the visualization test, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, tracer injection point:  $H/2$ , impeller: six-blade flat paddle impeller, rotational speed: 0 rpm

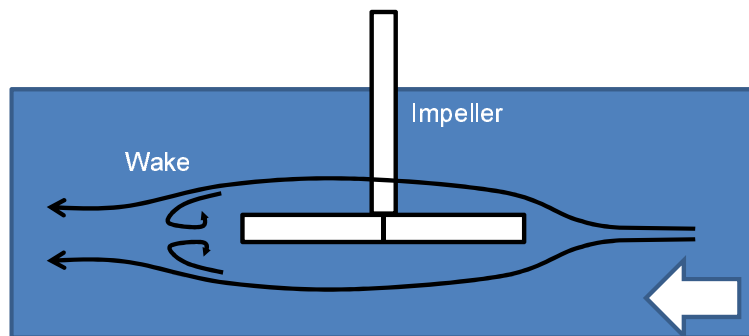


Fig. 4.3 Assumed wake model in the downstream area of the impeller

可視化試験において、攪拌翼の上流側でトレーサー形状に変化が見られず、攪拌翼下流側において徐々にトレーサー流れの乱れが大きくなる傾向が見られることから、攪拌翼下流側でトレーサー形状が徐々に変化していく原因は Fig. 4.3 に示すような流体が攪拌翼を迂回して下流側に流れる際に生じる後流（ウェーク）であると考えられる。層流の流動場において攪拌翼下流側に微小な渦が生じ、近辺を通過したトレーサーが渦の影響を受けて変形し、その変形が下流に行くにしたがって徐々に拡大して、電極付近では大きな揺らぎを持ったトレーサーの流れとなるものと推測される。

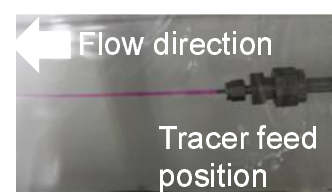
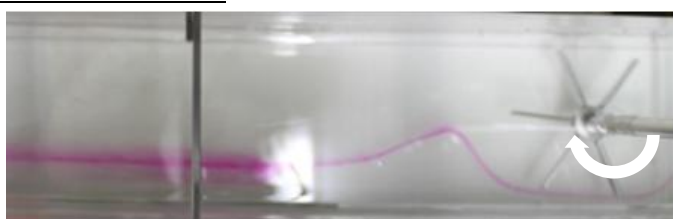


#### 4.1.1.2 15rpm 回転時

##### 流路中央よりトレーサーを投入した場合

流路内で 15rpm ( $Re_m = 3.77$ ) で攪拌翼を正回転させた際の可視化試験の結果を Fig. 4.4 に示す。側面からのトレーサーの動きを観察結果より、流路中央部から投入されたトレーサーは翼上流側少し離れた位置で突然大きく底部に向かって流れを変化させていることが分かる。その後、攪拌翼を避けるようにして弧を描くように攪拌翼の周りを迂回し下流側に流出した。また上部からトレーサーの流路幅方向の流れを観察すると、翼の回転によってトレーサーは流路中央部から左側の壁面に押しつけられ、攪拌翼近傍では壁面に沿って通過した。攪拌領域を通過後、攪拌翼の回転に沿うようにして中央部まで戻り、再度下流側で左側壁面に向きを変化させ、そのまま壁面に沿って流出することが確認された。

##### overhead view



##### side view

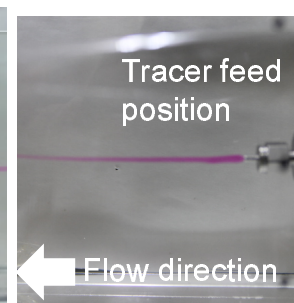
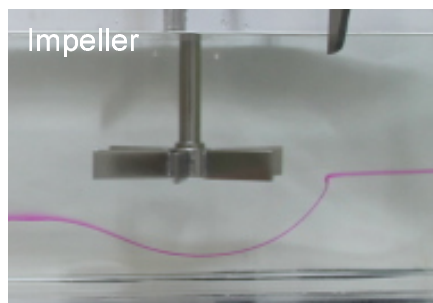


Fig. 4.4 Result of the injected tracer flow visualization, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, tracer injection point: H/2, impeller: six-blade flat paddle impeller, rotational speed: 15 rpm

得られた可視化結果をもとに流路内の流動を推測した図を Fig. 4.5 に示す。側面からみた流路垂直方向の動きについては、6 枚平板翼が流路内で回転運動することにより、攪拌翼半径方向に攪拌軸から水平方向に放射状の吐出流が形成され、攪拌翼上流側では上流からの流れと衝突して液面及び底面に向かう流れを形成すると考えられる。そのため、Fig. 4.4 の可視化結果でトレーサー流れが突然変化する攪拌翼上流側の少し離れた位置が翼の吐出流と主流が干渉する位置であると考えられる。その後液面及び底面に向かった流れは一部攪拌翼に向かって吸い込まれ、翼周辺に小さな循環流を形成すると推測されるが、低回転数では循環流が投入したトレーサーを攪拌軸側に巻き込むほど強くない

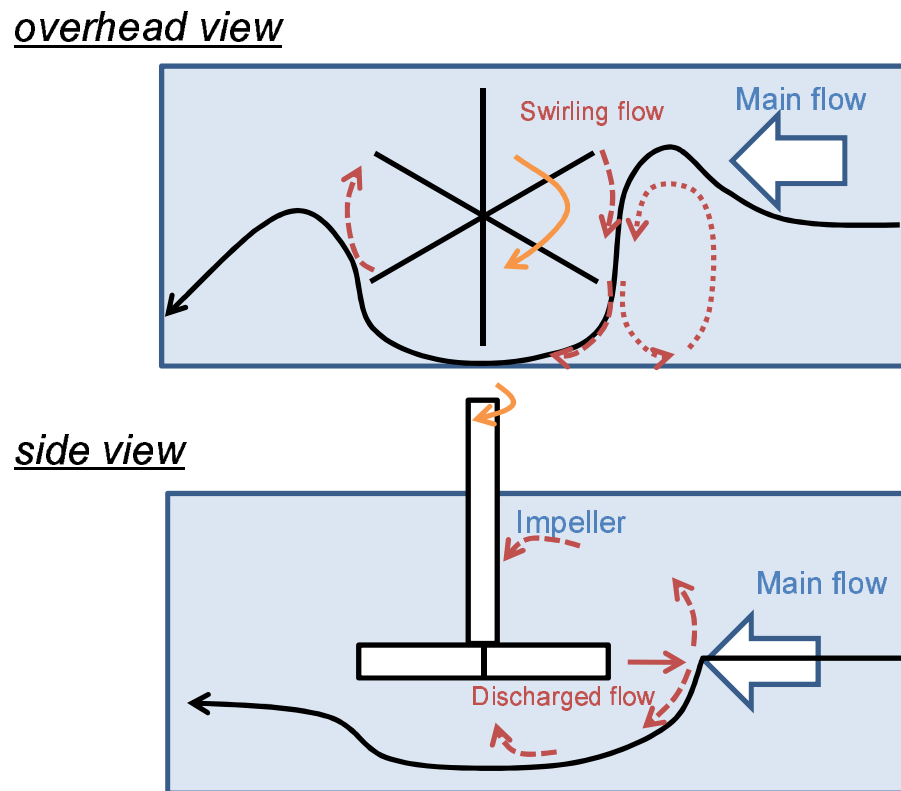


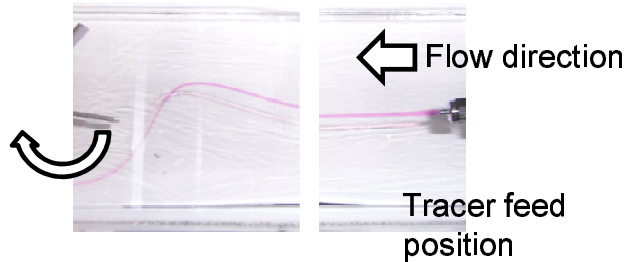
Fig. 4.5 Assumed flow pattern model from the visualisation test with six-blade flat paddle

ため、攪拌翼に接近することなくそのまま下流側に流出した。一方、幅方向の動きについては、センターから投入したトレーサーは攪拌翼に接近するにつれて一度流路右側に流れを変化させてから攪拌翼に接近し、翼近傍では攪拌翼の動きに沿って左側壁面に向かうことが分かる。このような流れとなるのは翼先端からの流れが流路左壁面に衝突し、下流側に向かう流れと上流側に向かう流れに分岐し、分岐した上流側に向かう流れが Fig. 4.5 上段の点線で示すような小さな循環領域を翼上流の左側に形成したことが原因であると推測される。トレーサーは、攪拌翼の流れの結果生じた流路左側の循環領域を避けるため、流路右側に流れを変えてから攪拌翼に接近するものと考えられる。その後、下流側では攪拌翼の回転力によって流路中央部に寄せられたトレーサーは攪拌翼回転領域の下流側で再度左側に向きを変化させ、流路左より流出した。攪拌翼の下流側でトレーサーが左側に流れを変化させる原因は翼の回転運動によって流路右側に流れが集中するため、下流側では右側から左側に戻る流れが下流側において形成されるためであると考えられる。

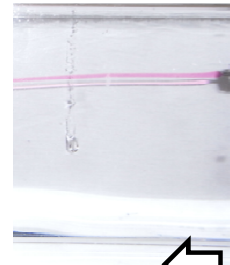
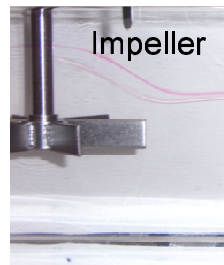
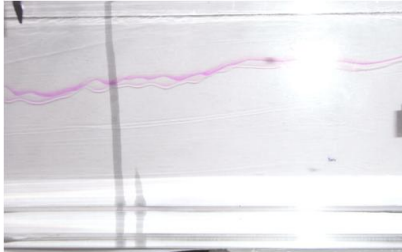
#### 4.1.1.3 流路上部よりトレーサーを投入した場合

トレーサー投入位置が変化した場合の混合状態の可視化を行うため、6枚平板パドルの高さ位置は  $H/2$  で変化させずトレーサー投入位置を  $(3/4)H$  に変更し、200mm 上流から投入して可視化試験を行った。Fig. 4.6 に 15rpm で攪拌翼を回転させた場合の結果を示す。

#### overhead view



#### side view



Flow direction

Fig. 4.6 Result of the injected tracer flow visualization, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, tracer injection point:  $(3/4)H$ , impeller: six-blade flat paddle impeller, rotational speed: 15 rpm

流路中央からトレーサーを流した場合 ( Fig. 4.4 p. 54 ) と同様に、流路内に投入されたトレーサー

は翼の吐出流と主流の干渉によって生じた翼周りの循環流によって攪拌翼を避けるように下流に流出した。流路中央から投入した場合、トレーサーは循環流によって中央から底面に向かって流れの方向を変化させたが、投入位置が液面側に变化したことによりトレーサーの迂回する方向が液面側に变化した。この結果から、Fig. 4.5 (p. 55) のように翼の上部に下部と同様に翼先端から軸方向に向かう循環流が形成していることが分かる。15rpm 条件においては、翼周りの循環流が弱く翼上部から翼方向に引き込む力が十分でないため、図に示すようにトレーサーは攪拌翼に接近することなくそのまま下流側に流出したと考えられる。また下流側ではセンターから投入した場合 (Fig. 4.4 p. 54) と同様に Fig. 4.3 (p. 53) に示すウェークの影響とみられるトレーサー流れの揺らぎが観察でき、センター投入時と上部投入時の可視化結果は良く一致することが分かる。

#### 流路中央よりトレーサーを投入した場合

Fig. 4.7 に 35rpm ( $Re_m = 8.80$ ) 時の結果を示す。上流側で高さ方向で流路底部側、幅方向で流路右側に向きを変化させながら攪拌翼に接近するフローパターンは 15rpm 時 (Fig. 4.4 p. 54) と全く同じであり、攪拌翼の回転数は流路内のフローパターンに大きな影響を与えないことが分かる。一方で、流路内に投入されたトレーサーは平板パドルの吐出流によって流路中央より底部側に流れを変化させたのち、翼近傍に形成された循環流に沿って翼下部から攪拌翼に巻き込まれて混合され、流路内に拡散した。これは回転数の上昇に伴い、翼からの吐出流及び翼回転部に向かう循環流が強くなったため、よりトレーサーを翼側に引き込みやすくなったことが原因である。その後、翼回転部に引き込まれたトレーサーは、パドル翼の直下を翼の回転に合わせて数周したのち、徐々に拡散することが分かるが、Fig. 4.7 の写真から目視で攪拌翼下流側におけるトレーサーの拡散挙動を詳細に追跡することは困難であった。

Fig. 4.8 はより詳細に着色トレーサーの挙動を確認するため、6枚平板パドル・35rpm 条件において翼周りを拡大して可視化した結果である。下部から攪拌翼に接近したトレーサーは翼下部で回転しながら混ぜられた後、下流側で流路中央より下部のみに排出され、そのまま流路下部を流れていくことが分かる。そのため、下流側流路では深さ方向液面側と底部側で明確に色の違いが見られ、下部から吸い込まれたトレーサーは液面側まではほとんど拡散していないものと考えられる。

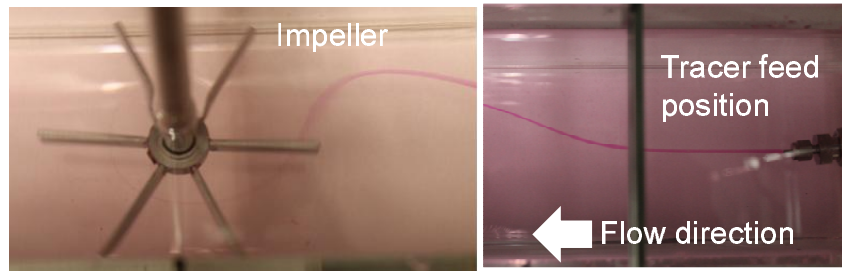
#### 4.1.1.4 流路上部よりトレーサーを投入した場合

トレーサーの投入位置を流路液面側  $(3/4)H$  の位置とし、回転数を 35rpm とした時の可視化結果を Fig. 4.9 に示す。

流路上部より投入したトレーサーは 15rpm 時 (Fig. 4.6 p. 56) の場合と同じように攪拌翼の上流側を直線的に流れ、攪拌翼の循環流によって流路液面側に向きを変えて攪拌軸に接近した。軸に接近したトレーサーはそのまま下流側に流出した 15rpm 時と異なり、翼周りの流れによって翼上部から攪拌翼に向かって回転しながら接近し、翼上部を回転しながら混合され徐々に拡散することが分かる。このことは攪拌翼下側と同様に翼上部においても回転数の上昇によって翼周辺の循環流が強化され、液面側から翼中央部に向かう流れが強くなったことを示していると考えられる。

可視化結果より、攪拌翼付近で混合されたトレーサーは下流側の翼からの吐出流によって下流側翼

overhead view



side view

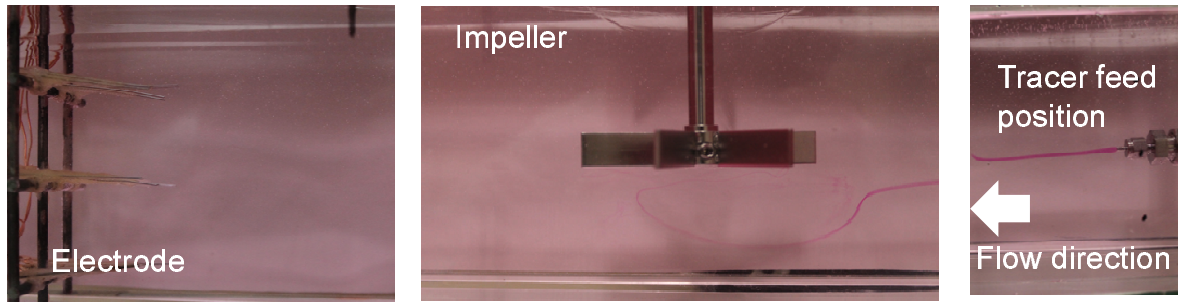


Fig. 4.7 Result of the injected tracer flow visualization, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, tracer injection point:  $H/2$ , impeller: six-blade flat paddle impeller, rotational speed: 35 rpm

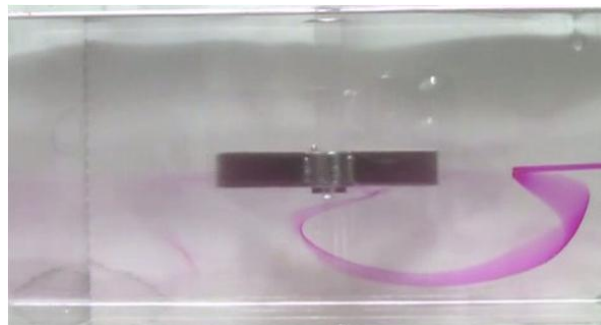
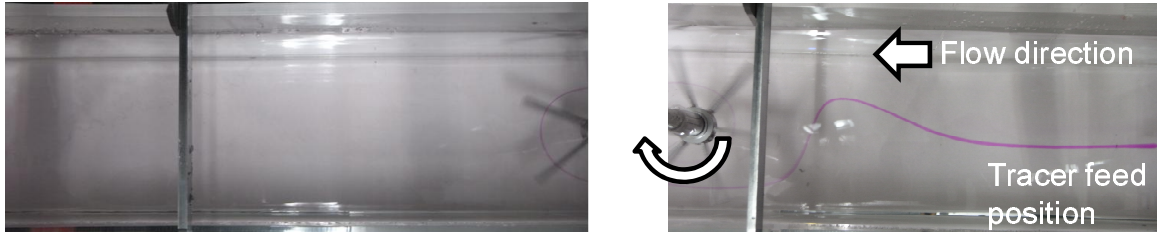


Fig. 4.8 Enlarged view around the impeller of visualization retest, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, tracer injection point:  $H/2$ , impeller: six-blade flat paddle impeller, rotational speed: 35 rpm

overhead view



side view



Fig. 4.9 Result of the injected tracer flow visualization, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, tracer injection point: (3/4)H, impeller: six-blade flat paddle impeller, rotational speed: 35 rpm

上部先端から液面に向かって排出され、下流側に流出する様子が分かる。その後、下流側に流出したトレーサーは流路液面側を流れ、流路底部側に拡散の様子は確認できなかった。流路中央より投入したトレーサーの可視化結果とあわせて考えると、翼上流側で吐出流によって上下に分岐した主流はその後流路上部と下部に完全に分離され、そのまま上下方向に分断した流れとなっているものと推測される。

4.1.1.5 45rpm・55rpm 回転時

流路中央よりトレーサーを投入した場合

Fig. 4.8 と同様に、着色トレーサーによる流動状態可視化を 45rpm ( $Re_m = 11.31$ )・55rpm ( $Re_m = 13.83$ ) の条件で実施した。その結果を Fig. 4.10 に示す。

Fig. 4.8 の 35rpm の結果と比較して、翼周りのフローパターンはほぼ同じであることが分かる。下部から攪拌翼に接近したトレーサーは攪拌翼下側で混合され、下流側では流路底部側に向けて流出する傾向は 35rpm 時と全く同じであり、攪拌回転数は翼周りのフローパターンにほとんど影響を与えないことが確認された。

流路上部よりトレーサーを投入した場合

Fig. 4.11 に 6 枚平板パドルを 45rpm 回転時にトレーサーを流路上部 ((3/4)H) から投入した際の着色トレーサーによる可視化結果を示す。トレーサーを流路中央から流した場合と同様に、35rpm 時と



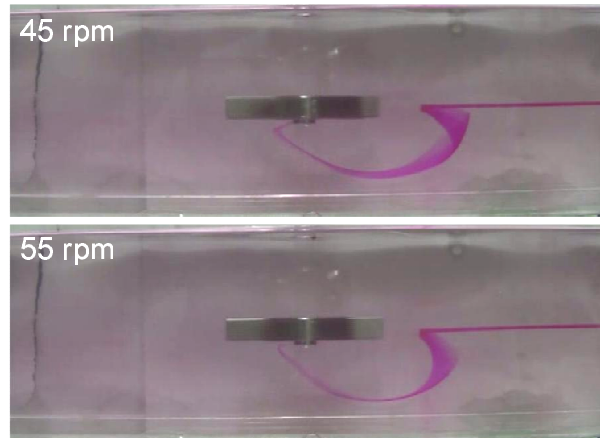


Fig. 4.10 Enlarged view around the impeller of visualization test with 45 and 55 rpm, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, tracer injection point:  $H/2$ , impeller: six-blade flat paddle impeller, rotational speed: 45, 55 rpm

同じフローパターンが観察され、攪拌翼上部から回転しながら翼近傍に接近して混合される様子が見られた。

#### 流路下部よりトレーサーを投入した場合

翼周りの流れをより詳細に観察するため、トレーサー投入位置を  $H/4$  位置にした場合のトレーサー挙動観察を実施した。Fig. 4.12 は 45rpm での可視化結果である。

可視化結果より、流路下部より投入されたトレーサーはそのまま高さ方向の位置を変化させることなく攪拌翼に接近し、攪拌翼の真下から攪拌翼側に引き込まれて混合されることが分かる。この条件では流路中央 (Fig. 4.10 p. 60) 及び下部からトレーサーを投入した場合 (Fig. 4.11 p. 61) と異なり、攪拌翼に接近する前にトレーサーの高さ方向位置の変化が見られなかった。一方、幅方向では攪拌翼の回転による影響を受けて徐々に流路右側に寄りながら攪拌翼に接近し、翼の回転に沿って流路中央側に移動するフローパターンは流路中央上部からトレーサーを投入した場合と同じであった。このような可視化結果となる原因は流路内の 6 枚平板パドルが上下方向の流れを形成する原因である翼先端からの吐出流と主流の干渉から生じる翼周りの循環流が 45rpm では流路下部まで影響を与えていないことにあると考えられる。一方で、攪拌翼の回転によって形成される水平方向の流動は流路下部まで影響を与えていると考えられるため、投入されたトレーサーは高さ方向に変化せず水平方向のみ変化が見られたものと考えられる。

#### 4.1.1.6 攪拌翼設置位置を変更した場合

攪拌翼設置位置が流路内の流動に与える影響を検討するため、6 枚平板パドルの設置位置を流路中央 ( $H/2$ ) から流路上方 ( $(3/4)H$ ) に変更し、35rpm で回転させた条件において着色トレーサーを流路中央から投入して得られた可視化結果を Fig. 4.13 に示す。

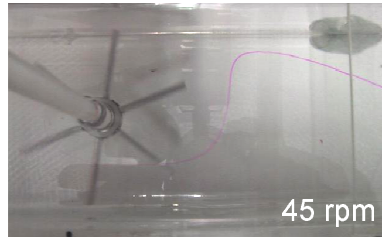
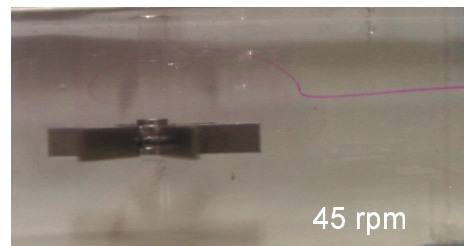
overhead viewside view

Fig. 4.11 Result of the injected tracer flow visualisation, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, tracer injection point: (3/4)H, impeller: six-blade flat paddle impeller, rotational speed: 45 rpm

流路幅方向の可視化結果より、着色トレーサーは流路右側に接近しながら攪拌翼に接近し、翼付近で翼の回転に合わせて流路右側に流れていくことが分かる。このフローパターンは攪拌翼を中央に設置した場合 (Fig. 4.7 p. 58) と同じであり、この結果より翼設置位置の上方への変化は流路の幅方向のフローパターンにほとんど影響を与えないことが分かる。これに対し、高さ方向の可視化結果は攪拌翼設置が変化することにより大きな変化が観察された。上流側から攪拌翼に接近したトレーサーは流れに沿って攪拌翼に接近しながら徐々に流路底部に向かって下降したが、流路中央設置時のように急に底部に向かって進路を変化させて流路底部付近まで沈降することはなく、翼下方で向きを液面側に变化させて翼回転部に巻き込まれて混合された。このような違いが見られた原因は攪拌翼が流路上方に移動したことにより、平板パドル翼先端からの吐出流の位置も流路中央から上方に移動したためであり、今回のように流路中央部を流れてきた着色トレーサーは流路中央で翼の吐出流の影響を受けなくなったことが流れの違いを生じさせたものと考えられる。一方で、翼が上方に設置されたことにより、液面近くで攪拌翼によって上流に向かって放出された吐出流は流路上方から下方に向かい、翼中央部に戻る循環流れを形成しているものと推測される。この循環流に沿ってトレーサーが攪拌翼下方から翼に接近し、翼下部に形成される上昇流によって下方から攪拌翼に引き寄せられたと考えられる。攪拌翼に接近したトレーサーは翼の回転に沿って翼下部を回転しながら混合されて拡散し、下流に流出するものと考えられるが、着色トレーサーによる可視化ではトレーサーが拡散して翼による混合挙動を目視で明確に確認することは困難であった。得られた可視化結果をもとに推測した攪拌翼を流路上部に設置した条件での流路内のフローパターンを Fig. 4.14 に示す。



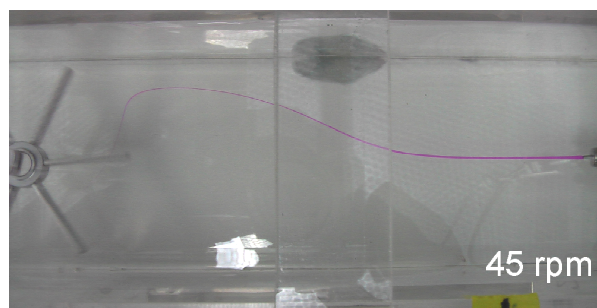
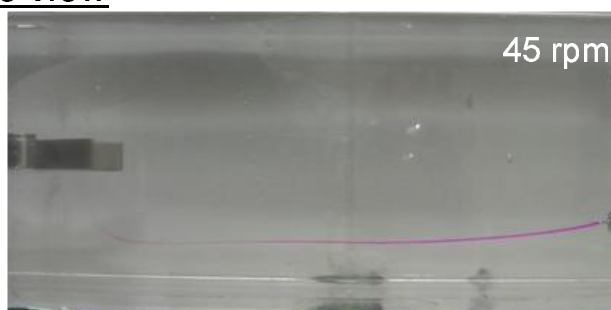
overhead viewside view

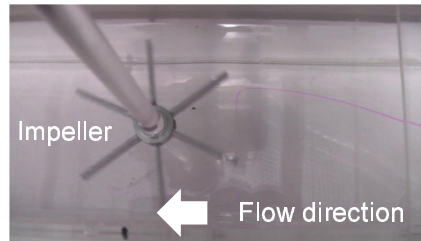
Fig. 4.12 Result of the injected tracer flow visualization, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, tracer injection point: H/4, impeller: six-blade flat paddle impeller, rotational speed: 45 rpm

攪拌翼を流路中央に設置した場合 (Fig. 4.5 p. 55) では、流路中央部で翼から放出された吐出流と上流からの流れが衝突し、流路液面と底部に向かう流れが形成されるために流れが上下に分断されて攪拌翼に接近するが、攪拌翼位置を上方に移動することにより、攪拌翼の先端から軸に向かう流れが液面に近い翼上部側に形成されにくくなるものと考えられる。したがって翼先端から軸に戻る循環流は翼下方のみに形成されるために攪拌翼の上流側では流路全体に循環流に沿って液面側から底面側に向かう緩やかな流れができるものと考えられる。このため、中央部から投入されたトレーサーは中央部設置時のように流路内の流れが攪拌翼の吐出流に上下に分断されることなく全体として底部側に向かい、翼に戻る流れに沿って下方から攪拌翼に向かって上昇して攪拌翼によって混合されたものと推測される。

Fig. 4.15 に攪拌翼を流路上方 ( $(3/4)H$ ) に設置した状態で回転数を 55rpm にした場合の可視化結果を示す。

回転数 35rpm 時の結果 (Fig. 4.13 p. 63) と比較して、可視化されたフローパターンはほとんど同じであることが分かる。攪拌回転数は流路中央設置時 ( $H/2$ ) と同様に流路内のフローパターンに影響を与えず、翼設置位置の変化は流路内のフローパターンはほとんど変化がないことが分かる。トレーサーが攪拌翼によって混合された後の下流側でのトレーサー拡散状態を 35rpm 時、55rpm 時と

*overhead view*



*side view*

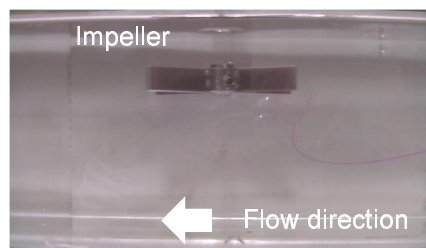
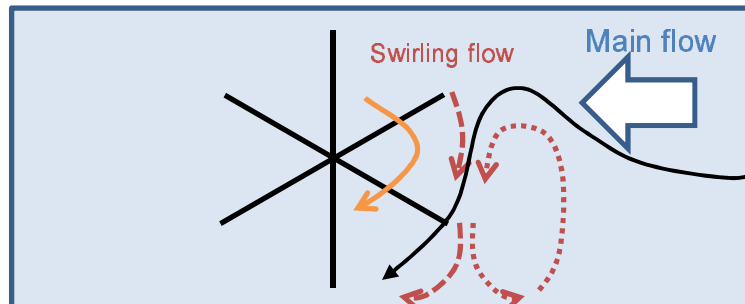


Fig. 4.13 Result of the injected tracer flow visualisation, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, tracer injection point:  $H/2$ , impeller: six-blade flat paddle impeller, impeller position:  $3/4H$ , rotational speed: 35 rpm

*overhead view*



*side view*

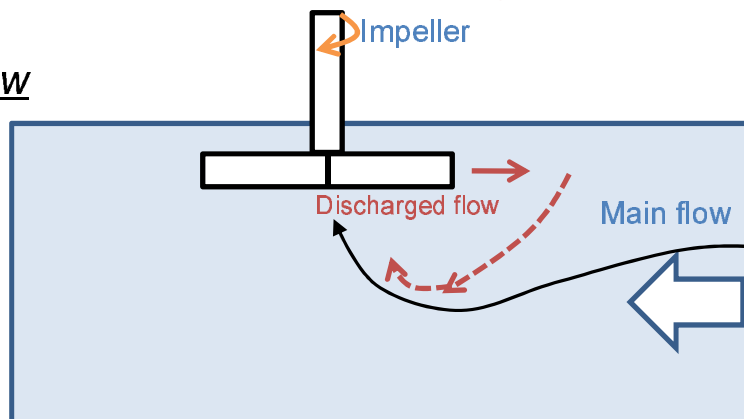
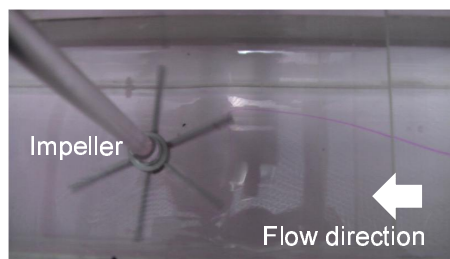


Fig. 4.14 Assumed flow pattern model from the visualization test with six-blade flat paddle

overhead view



side view

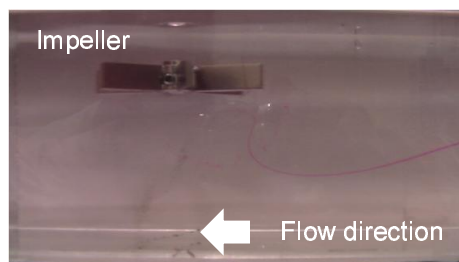


Fig. 4.15 Result of the injected tracer flow visualization, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, tracer injection point: H/2, impeller: six-blade flat paddle impeller, impeller position: 3/4H, rotational speed: 55 rpm

もに目視で評価することは困難であった。

#### 4.1.1.7 ステップ流入による可視化

着色トレーサーによる可視化の結果より、6枚平板パドルの周囲には Fig. 4.5 (p. 55) に示すように回転する翼の上部と下部に翼先端から攪拌軸に戻る循環流が形成されていることが推測された。翼周りの流動状態をより明確に明らかにするため、流路中の流体をステップ的に切替える手法による可視化試験を実施した。具体的には、流路に流入する模擬液を可視化試験開始と同時にすべて黒色に着色した模擬液に切り替え、翼周辺の流体が黒色に着色された流体に置き換わる過程を観察する手法を採用した。

Fig. 4.16 は6枚平板翼が45rpmで回転している条件において、流入する流体をすべて黒色流体に切り替えた際の翼周りの変化を可視化した結果である。流路側面からの結果をみると、攪拌翼上流側では切替後に接近した黒色流体が翼先端の少し離れた位置で上下に分離し、回り込むようにして上下方から攪拌軸に接近していることが分かる。また、この時点において回転する翼の羽根付近に黒色流体が到達始めた状態であり、翼周辺にはパドル先端からの吐出流と先端から攪拌軸に戻る循環流が形成されていることが確認できる。この結果とトレーサー注入可視化結果から推測した Fig. 4.5 (p. 55) 流れがよく一致していることが分かる。一方、上部から見た黒色流体の流れもトレーサーによる可視化結果と同じ傾向を示し、流体が攪拌翼に接近する際に流路右側面に流れが偏り、流路右側から攪拌翼近傍の混合領域に流入したのち攪拌翼の回転に沿って流路中央部に移動した。

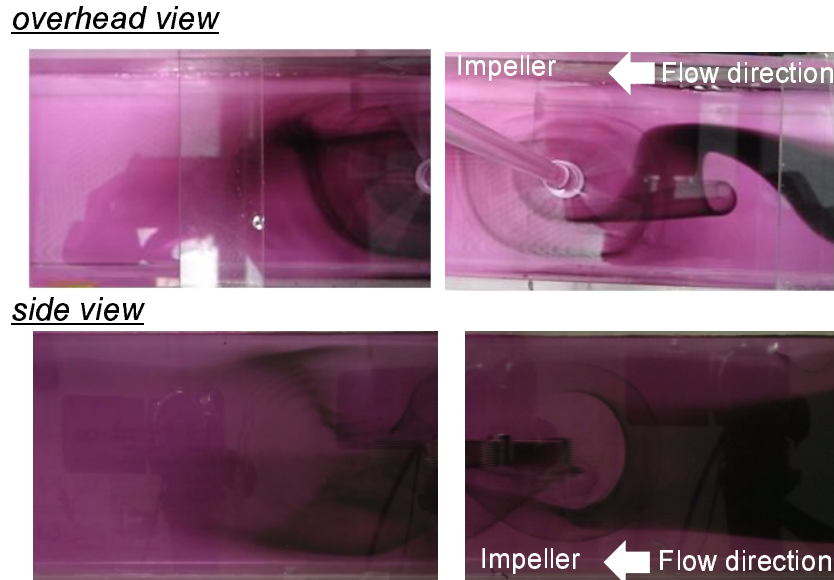


Fig. 4.16 Result of the stepwise injected tracer flow visualization, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, tracer injection point: H/4, impeller: six-blade flat paddle impeller, rotational speed: 45 rpm

攪拌翼下流側上部からの混合可視化結果より、攪拌翼によって混合された黒色流体は回転に沿って流路右側壁面に向かって移動し、流路右側壁面に衝突することが分かる。衝突した壁面付近の黒色流体の多くは衝突時の反発によって流路中央部に戻り、そのまま下流側に向かって流出した。また下流側側面において攪拌翼によって混合された黒色流体は攪拌翼先端から翼の先端上・下部からそれぞれ下流側液面及び底面に向けて流出することが分かる。これは、翼の下方のみから流入した着色トレーサーの可視化結果と異なり、ステップ流入法では黒色流体が軸の上方及び下方から供給されるために翼の上部・下部で混合されたトレーサーが同時に下流側に吐出されることが原因であり、6枚平板パドルでは翼先端ではなく下流側翼の上下方に向けて混合された流れが流出することが確認された。

#### 4.1.1.8 固体粒子による流跡線測定

翼周りの混合状態をより詳細に把握するため、流体にナイロン 6,6 製 ( $\rho = 1140\text{kg/m}^3$ ) の黒色樹脂を投入し、粒子の動きをデジタルビデオカメラ (フレームレート: 30fps) で記録した。撮影された動画から 1 秒間に 1 枚ずつ画像を抽出し、得られた連続画像を合成することにより黒色樹脂の 1 秒ごとの流跡線を求めた。

Fig. 4.17 に流路中央に設置した 6 枚平板パドル翼を 35rpm 及び 55rpm で回転させた際の流跡線測定結果を示す。

35rpm 回転時、上流側流路中央より翼に接近した黒色樹脂は攪拌翼の吐出流によって上流側に少し戻りながら液面側に移動していることが分かる。液面付近に上昇したのち、翼の周りを大きく迂回

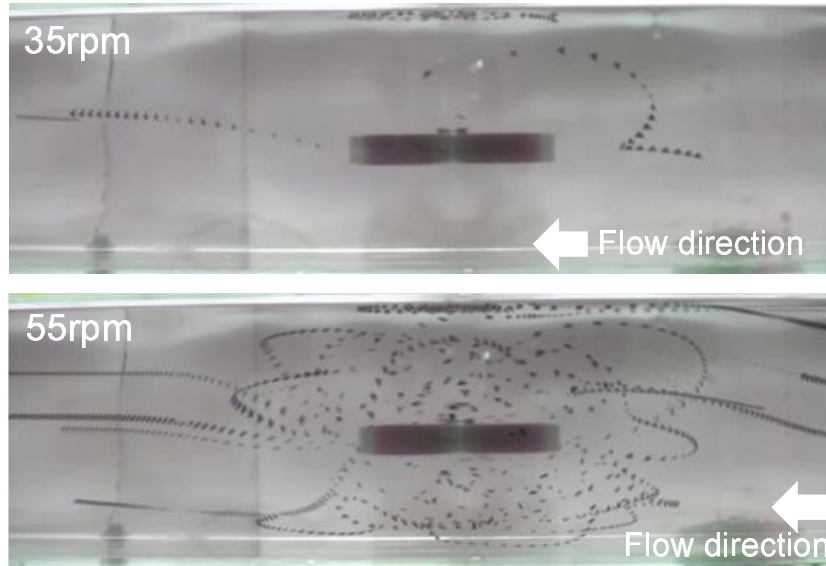


Fig. 4.17 Trajectory measurement result with small nylon particles, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: six-blade flat paddle impeller, rotational speed: 35 and 55 rpm

しながら攪拌軸に接近し、翼上方を回転に沿って回転しながら翼先端から下流側に流出した。攪拌翼に対する流れが上下反転しているが、この流跡線は着色法による可視化によって得られた流脈 (Fig. 4.7 p. 58) の形状とよく一致し、Fig. 4.5 (p. 55) に示したような翼先端からの吐出流と主流との干渉による翼先端から攪拌軸方向に向かう循環流が翼周りに形成されていることが確認できる。また、固体粒子は翼周囲を 1 回だけ旋回したのみで下流側に流出したため、回転翼近傍にはほぼ流跡は見られず、樹脂の混合領域における滞留時間は極めて短時間であった。一方、55rpm 回転時は測定中に測定領域に流入した固体粒子の数が 35rpm 時に比べて多く一つ一つの粒子の動きは判別し難いが、混合領域における流跡線が 35rpm 時に比べて圧倒的に多く、一度下流側に流出した固体粒子が再び翼回転領域に戻って何度も攪拌作用を受けたものと考えられる。この条件では回転数の上昇に伴って翼の回転力が強くなるため、翼周辺領域に形成される循環流が強化されて攪拌領域における粒子の保持時間が長くなり、粒子が混合作用を受ける時間が長くなることによって 35rpm 時に比べてより攪拌翼による混合作用が強くなっているものと見られる。

#### 4.1.2 4 枚平板パドル

##### 4.1.2.1 流路中央よりトレーサーを投入した場合

流路中の流動状態に与える羽根枚数の影響について検討するため、4 枚平板パドルを 6 枚平板パドル時と同様に高さ  $H/2$  の位置に設置し、攪拌回転数を 35、45、55rpm と変化させ、200mm 上流の高さ  $H/2$  の位置から着色トレーサーを投入して翼周りの流れの可視化を行った。Fig. 4.18 に着色トレーサーによる可視化結果を示す。

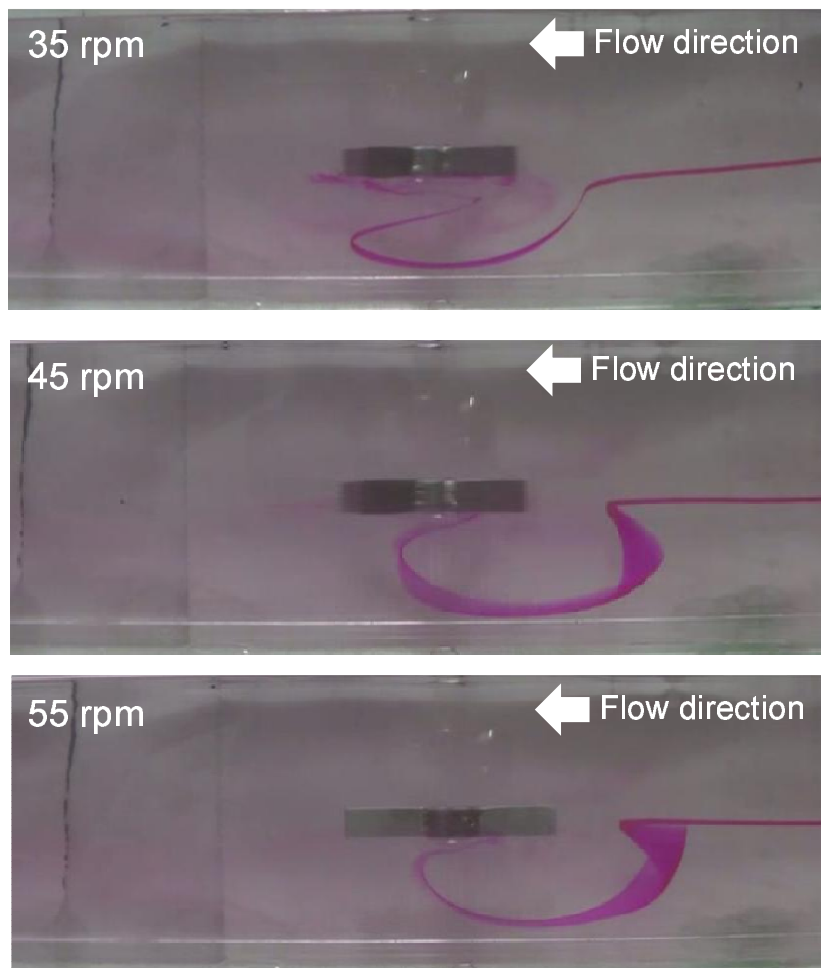


Fig. 4.18 Result of the injected tracer flow visualization, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, tracer injection point:  $H/2$ , impeller: four-blade flat paddle impeller, rotational speed: 35, 45 and 55 rpm



4.1.1 項の 6 枚平板パドルの可視化結果 (Fig. 4.8 p. 58, Fig. 4.10 p. 60) と比較すると、今回実施した 4 枚平板パドル周囲のフローパターンが非常に類似していることが分かる。流路中央に投入されたトレーサーは、流路内の流れに沿って下流に向うが、攪拌翼の少し上流側で翼からの吐出流と衝突し、上流からの流れは液面側と底面側に向かう流れに分断され、トレーサーは翼周囲に形成される循環流によって翼下方から回転する攪拌翼に接近した。下方から攪拌翼に接近したトレーサーは攪拌翼下方で翼の回転に沿って回転しながら混合された。攪拌翼によって混合され拡散したトレーサーは攪拌翼下流側から流路下方に向けて排出されるが、翼によって混合されたトレーサーは流路上方まで拡散せず、トレーサーの拡散状況は液面側と底面側でまったく異なる傾向を示した。可視化試験の結果得られたトレーサーのフローパターンは 6 枚平板翼とほぼ同じ形状を示し、翼枚数がフローパターンに及ぼす影響は少ないものと考えられる。またトレーサーのフローパターンは回転数を 35rpm から 55rpm に変化させた場合、若干 35rpm と 45rpm 及び 55rpm との間に流路底部に向かう循環流のトレーサーの広がりには違いが見られるものの、フローパターンが大きく変化することはなく、6 枚平板と同じように回転数によってフローパターンは大きな影響を受けないことが明らかとなった。

#### 4.1.2.2 固体粒子による流跡線測定

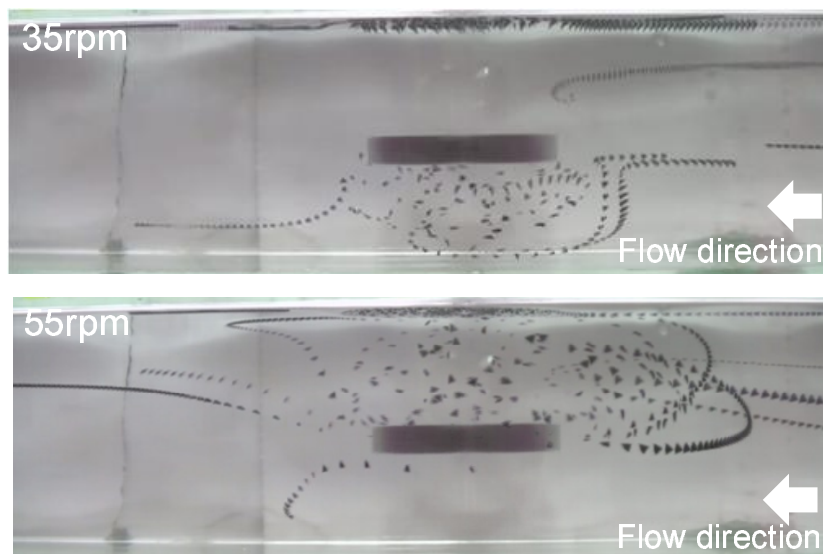


Fig. 4.19 Trajectory measurement result with small nylon particles, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: four-blade flat paddle impeller, rotational speed: 35 and 55 rpm

ナイロン 6,6 製の黒色樹脂を流路内に投入し、4 枚平板パドル翼を流路内で 35rpm 及び 55rpm で回転させた際の流跡線の観察結果を Fig. 4.19 に示す。上流側から攪拌翼に接近した黒色樹脂は攪拌翼の吐出流によって翼上方あるいは下方から攪拌翼に接近し、翼の回転流れにそって混合領域を何回か旋回するが、攪拌翼を挟んで高さ方向の反対側にまで移動することはなく、何回か旋回した後、流入した側と同じ側の下流に向かって流出した。この結果は、4 枚平板翼においても 6 枚平板翼と同様

に攪拌翼上流で吐出流と主流の干渉によって流路の上部と下部に向かう流れに分断され、攪拌翼の回転領域で互いに混ざり合うことなく分断された状態が攪拌翼下流側においても維持されることを示している。回転数を上げた場合もこの傾向に変化は見られなかった。一方、回転数が高くなると攪拌翼からの吐出流及びそれに伴う循環流が流路内の流れに対して相対的に強くなり、より攪拌翼の混合領域に粒子を引き込む力が強くなると考えられるため、強い吐出流によってより離れた位置に飛ばされた黒色粒子が再び攪拌翼近傍に循環流によって戻ることが可能となると考えられる。したがって Fig. 4.19 において 55rpm 時の翼周囲の循環流を示す流跡線の範囲は 35rpm 時に比べて大幅に広くなり、混合領域に粒子が滞在する時間も長くなることからより混合が進むものと推測される。

### 4.1.3 4枚傾斜パドル

#### 4.1.3.1 流路中央よりトレーサーを投入した場合

攪拌翼の傾斜の有無がフローパターンに与える影響を検討するため、4枚平板パドルと同じ翼径 70mm で翼を  $45^\circ$  傾斜させた 4枚傾斜パドルを流路中の高さ  $H/2$  の位置に設置し、攪拌回転数を 35、45、55rpm と変化させた。攪拌翼上流 200mm の流路中央部 ( $=H/2$ ) から着色トレーサーを連続的に投入して翼周りの流動状態の可視化を行った。Fig. 4.20 に得られた翼周りの可視化結果を示す。

可視化結果より、6枚平板パドル (Fig. 4.8 p. 58, Fig. 4.10 p. 60) と 4枚平板パドル (Fig. 4.18 p. 67) で見られたフローパターンに比べて、4枚平板パドルではフローパターンが大きく変化していることがわかる。平板パドルにおいて、上流側から翼に接近したトレーサーは翼先端からの吐出流によって液面側あるいは底面側に大きく進路を変え、循環流に沿って攪拌翼上部あるいは下部から攪拌翼に巻き込まれた。これに対して、傾斜パドルでは、翼上流側のある位置で急激に進路が変化するのではなく、流路上流側から徐々に底部方向に向かうような流れが形成されていることがわかる。これは 4枚傾斜翼が上昇流を形成する方向に回転することにより、攪拌翼近傍で底部から液面方向に向かう軸方向の流れを生じさせる一方で、翼先端から上流側に向かう吐出流が弱くなり上流から流れてくる流れとの衝突が少なくなったことが原因であると考えられる。このため、比較的スムーズな形で投入されたトレーサーは翼の下方に向かい、そのまま翼中央部に引き込まれた。攪拌翼下方から引き込まれたトレーサーは翼下部から傾斜翼の上昇流に乗って攪拌翼の回転に沿って回転しながら上方まで拡散し、翼上部から下流側に向けて流出した。この結果は攪拌翼を挟んで液面側と底面側が相互に分断された流れを形成した平板パドルの時とはフローパターンが大きく異なっていることを示している。トレーサーの拡散状態をみると攪拌翼によって流路全体に拡散されたトレーサーは翼上部先端から下流側の流路高さ方向の広い範囲に広く流出していることがわかる。一方で、観察されるこのフローパターンは回転数によってほとんど変化が見られず、他の攪拌翼と同様に攪拌回転数はフローパターンに影響を与えないことがわかる。

#### 4.1.3.2 固体粒子による流跡線測定

4枚傾斜パドル近傍での流跡線を測定するため、ナイロン製黒色粒子を流路内に投入して一秒ごとの移動の様子を撮影し、フレーム速度 30fps で動画撮影し、1秒ごとに1枚の写真を抽出して一枚の写真に合成した。Fig. 4.21 は 4枚傾斜翼を 35rpm および 55rpm で回転させた際の流跡線測定結果で



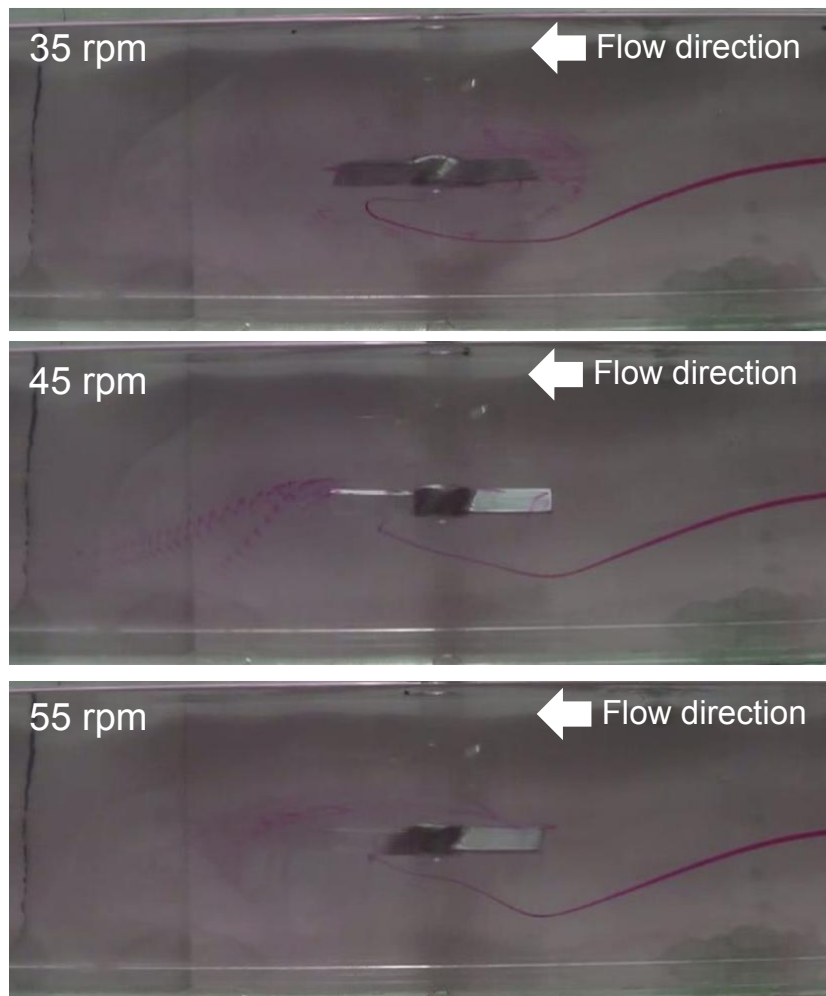


Fig. 4.20 Result of the injected tracer flow visualization, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, tracer injection point:  $H/2$ , impeller: four-blade pitched paddle impeller, rotational speed: 35, 45 and 55 rpm

ある。

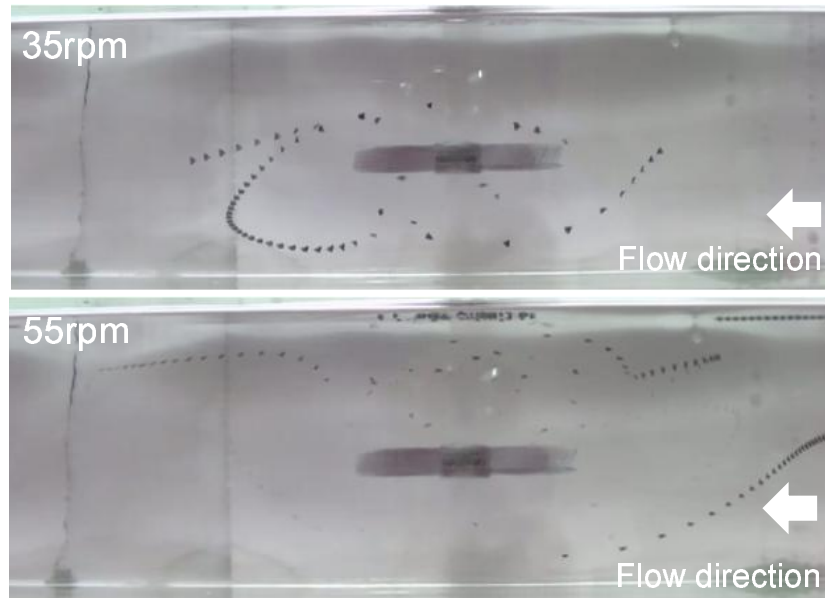


Fig. 4.21 Trajectory measurement result with small nylon particles, viscosity: 500 mPa-s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: four-blade pitched paddle impeller, rotational speed: 35 and 55 rpm

35rpm 回転時、流路中央から底部に向かって徐々に降下しながら翼に接近したナイロン粒子は翼下部から攪拌翼側に引き込まれ、攪拌翼とともに回転しながら下方から翼上方に向かい、攪拌翼上方から下流側に流出した。しかし、一度は翼の強い引き込み流によって攪拌翼側に引き戻され、下流側下方から翼に接近して再度混合領域で翼に合わせて回転して下流側に流出した。平板パドル (4.1.1.8 p. 65, 4.1.2.2 p. 68) では流路の上方、下方から入ってきた粒子の流跡線が翼の上方あるいは下方の粒子が流入した側のみで観測されたのに対し、傾斜パドルでは翼の下方から入ってきたナイロン粒子の流跡線が翼の上下部にわたって確認でき、傾斜パドルの軸流によって流路上下を混合する流れが形成されていることが分かる。55rpm 回転時において形成されるフローパターンは基本的に 35rpm と同じであるが、回転数の上昇に伴って翼周囲の循環流が流路の流れに対して強くなるため、翼上部で黒色流体が上昇流によって循環する回数が増加し、より長時間混合領域に補足されるために 35rpm 時に比べて攪拌翼の混合領域に滞留する時間が長くなり、混合が進むものと期待される。

Fig. 4.22 に着色トレーサーと固体粒子による可視化結果をもとに 4 枚傾斜パドル翼周囲の流動状態を推測した結果を示す。上部から見た流路水平方向の流れは攪拌翼の回転方向が平板パドルと同一であるため、6 枚平板パドル (Fig. 4.5 p. 55) と同じフローパターンとなるものと考えられる。一方、流路垂直方向は平板パドルが流路水平方向の吐出流を形成して主流を翼の上下で分断するのに対し、傾斜パドルは流路中央部では翼下方から液面に向かう軸方向の上昇流を形成するため、攪拌軸付近に上昇流、その外側に下向きの戻り流が形成されると推測される。したがって、翼上流側には流路

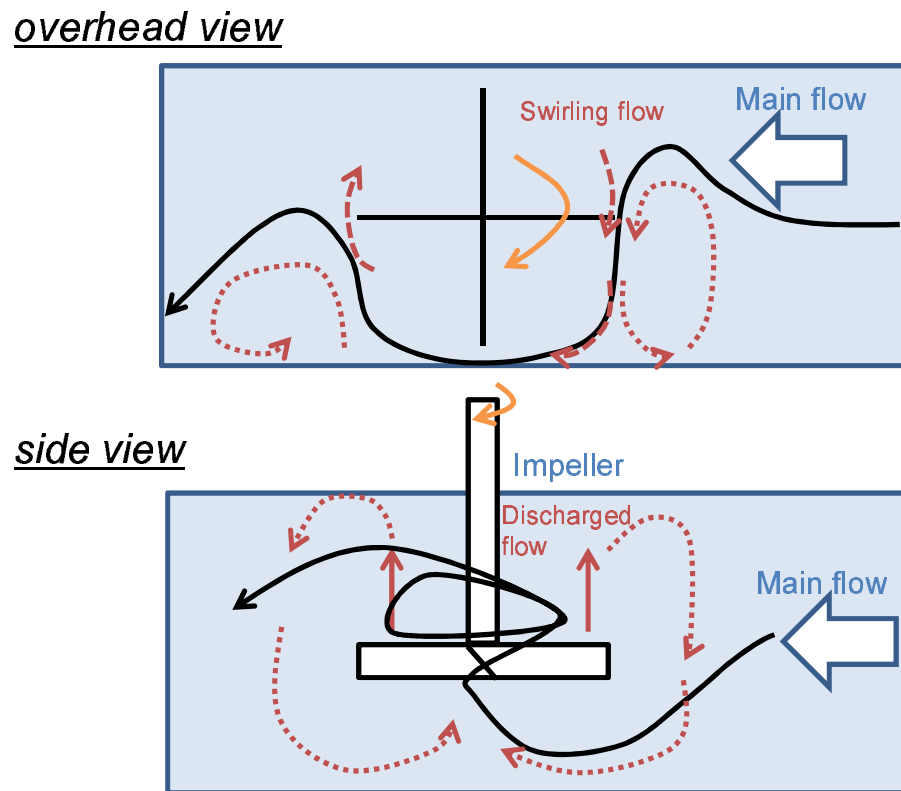


Fig. 4.22 Assumed flow pattern model from the visualisation test with four-blade pitched paddle

上部から底部に向かう流れが形成され、主流は攪拌翼の下方に向かって流入し、翼の上昇流によって回転しながら液面側に向かって流れていくと思われる。その後、下流側では翼後方に形成された下降流によって底部に押し出されながら下流側に流出する流れとなるものと考えられる。

#### 4.1.4 2枚傾斜パドル

##### 4.1.4.1 流路中央よりトレーサーを投入した場合

傾斜パドルにおいて羽根枚数がフローパターンに与える影響について検討するため、2枚平板パドルを高さ  $H/2$  の位置に設置し、35、45、55rpm において着色トレーサーを 200mm 上流の流路中央 ( $H/2$ ) から投入し、着色トレーサー法による可視化試験を実施した。Fig. 4.23 は攪拌翼周囲の可視化結果である。

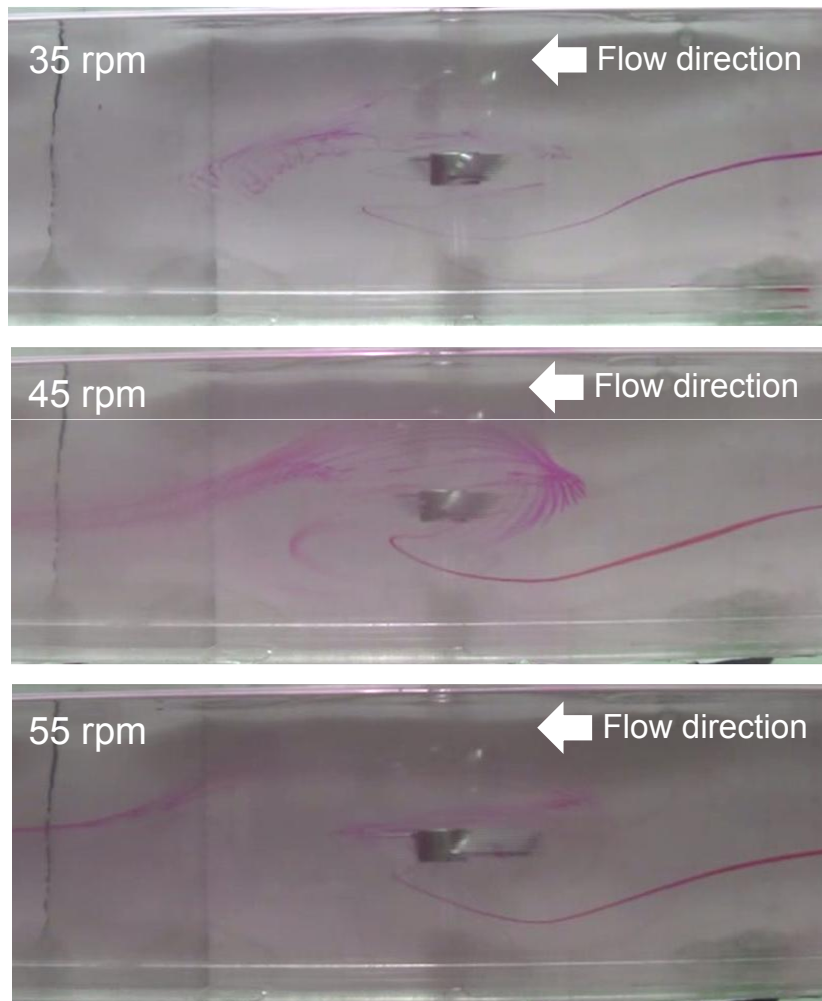


Fig. 4.23 Result of the injected tracer flow visualization, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, tracer injection point:  $H/2$ , impeller: four-blade pitched paddle impeller, rotational speed: 35, 45 and 55 rpm

流路中央から投入された着色トレーサーは攪拌翼に接近するにつれて徐々に流路底部側に向かい、攪拌翼の下方で向きを上方に変化させて攪拌に引き寄せられた。その後、攪拌翼の回転に沿って回転しながら翼の上昇流によって回転しながら攪拌翼上部まで混合されながら上昇し、攪拌翼上方で拡散しながら下流側に流出していることがわかる。このフローパターンは4枚傾斜パドル (Fig. 4.20 p. 70) とほぼ同じであり、攪拌翼の傾斜によって軸方向の流れが形成されるために、平板パドルでみられたように流路の上下を分断するフローパターンとならなかったものと考えられる。また得られたフローパターンは35rpmと55rpmで大きな変化が見られず、これまで得られた可視化結果と同じように翼の枚数及び攪拌回転数はフローパターンに影響を与えないことが分かる

## 4.2 粒子イメージ流速計測法 (Particle Image Velocimetry) による速度分布計測

攪拌翼周りのフローパターンを定量的に観察するため、着色法による可視化に加えて3.9.2節 (p. 45) に記載した手順に基づいて翼周りの粒子イメージ流速計測 (PIV) を実施した。攪拌軸付近にレーザー光を照射すると攪拌軸にレーザー光が反射して測定が妨害されるため、翼の上流側及び下流側に分けてそれぞれ測定を実施した。

### 4.2.1 6枚平板パドル

#### 4.2.1.1 35rpm 回転時

6枚平板パドルを流路内の液高さ  $H$  に対して半分となる位置 ( $H/2$ ) に設置し、翼回転数を 35rpm に設定した。レーザー光を流路幅  $W$  に対して  $W/2$  となる流路中央部に照射し、流路側面から撮影した画像の PIV 解析結果を Fig. 4.24 に示す。

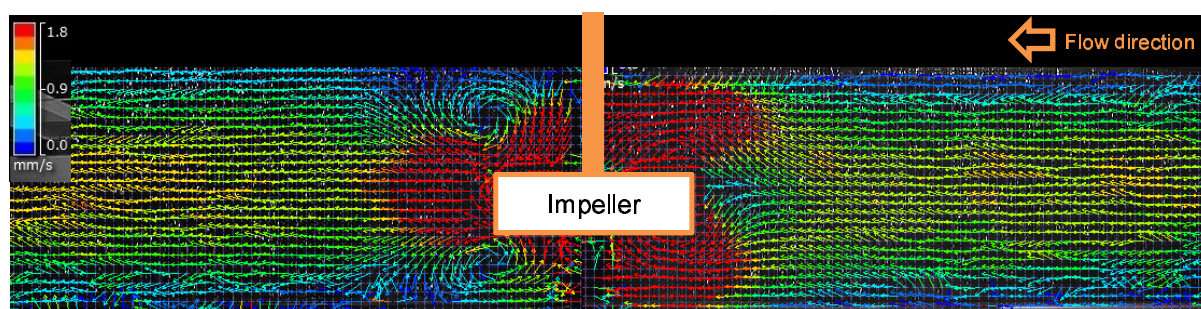


Fig. 4.24 Side view of channel centre area Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: six-blade flat paddle, laser sheet injection point:  $W/2$ , rotational speed: 35 rpm

PIV 計測の結果より、攪拌翼上流側では流路中央部に高流速領域を有する流体が流路上流側から攪拌翼に向かって流れていくことが分かる。流路内を攪拌翼に向かう流れは攪拌翼直前でもっとも流速の高い中央部の流速が大幅に低下する場所が見られ、その上下方に液面側と底面側に向かう高流速領域が形成されている様子が見られる。この流れの分岐点となっている低流速領域は平板パドルの回転によって生じた上流に向かう半径方向の吐出流と上流からの流れの衝突の結果形成されたものと考えられ、軸方向に向かって上下方から循環流を形成する。これに対し、翼の下流側では攪拌翼先端から強い吐出流が形成されている一方で、翼先端から軸に戻る循環流れも上流側に比べれば弱いものの、翼周辺に形成されていることが分かる。この結果は、着色法による可視化結果 (Fig. 4.7 p. 58) 及びそれに基づく流路内流動のモデル (Fig. 4.5 p. 55) とよく一致し、これまで得られた結果から推測されたフローパターンが正しいことを示している。

次に、同条件においてレーザー光照射位置を流路幅方向中央部から  $W/2$  から右側 ( $3/4$ ) $W$  の位置に変更し、同様の計測を実施した。Fig. 4.25 は 35rpm で 6枚平板パドルが回転する条件における断



面方向の流速分布測定結果である。

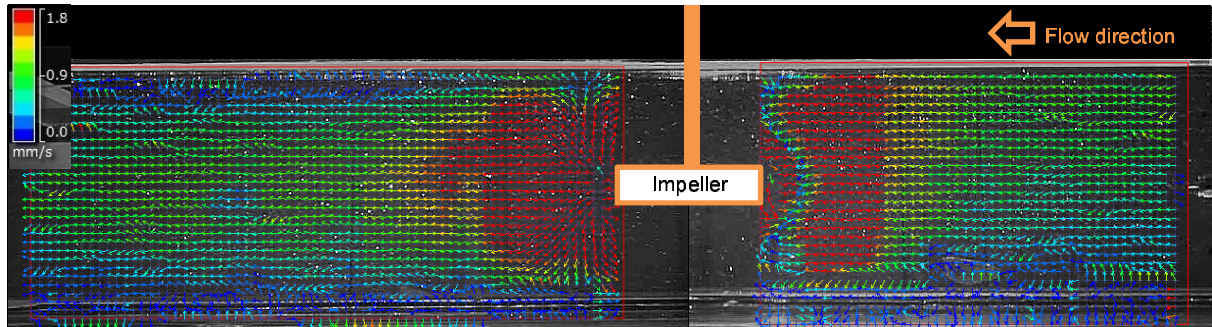


Fig. 4.25 Side view of channel centre area Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: six-blade flat paddle, laser sheet injection point:  $3/4W$ , rotational speed: 35 rpm

流路中央部では攪拌翼先端からの吐出流によって上流からの流れが高さ方向に二つ分断されて攪拌翼に接近したのに対し、流路右側では深さ方向で上下に分離する傾向は見られず、高さ方向に流れの変化がないまま攪拌翼に接近していることが分かる。一方で攪拌翼近傍の高流速領域と上流側からの流れの間に青色の低流速領域が形成されており、翼近傍に主流が直接流入していないことを示している。着色トレーサーによる可視化 (4.1.1 p. 52) で明らかのように上流からの流れは流路右側から混合領域に接近するが、 $(3/4)W$  の位置では主流と翼周囲の流れは流れ方向に分断されていることが分かる。これは主流は攪拌翼の回転に合わせて手前から奥に向かって幅方向の動きをするため、流れ方向の二次元計測では流速が低くなることによるものと考えられる。

一方で、下流側は上流側とは逆に攪拌翼の回転方向に合わせて手前から奥に向かって全体的に流れが形成され、流路幅方向の流れが流路右側壁面に衝突して下流側に向かうため、 $W/2$  の流路中央部 (Fig. 4.24) に比べてより広範囲に下流側に向かう高流速領域が形成されていると推測される。

次に Fig. 4.26 に同条件でレーザー照射位置を流路左側 ( $W/4$ ) の位置に変更した際の PIV 計測結果を示す。

PIV 計測結果は流路中央部 (Fig. 4.24) および流路右側 (Fig. 4.25) とは傾向が異なり、流路の幅方向で流動状態が大きく変化していることが分かる。 $4/W$  の流路左側の翼上流側では攪拌翼から少し離れた位置に液面から底面にかけて低流速領域が広がっており、その下流側に下流から上流に向かう流路全体の流れとは逆向きの流れが形成されている。この低流速領域は、トレーサーによる可視化結果 (Fig. 4.5 p. 55) から攪拌翼の回転運動に沿って流れてきた流路内の流れが流路左側側面に衝突した結果生じた下流から上流に向かう流れと上流から流れてきた流れの干渉によって生じたものであると考えられる。一方、下流側については、攪拌翼の回転に沿って右側壁面に衝突する流れが主であるが、これが下流で流路中央側に戻る過程で流路左側に Fig. 4.5 に示したような下流側に行く流れと一部戻って攪拌翼側に戻る流れとなり、後者によって下流側流路左側に点線で示したような弱い低

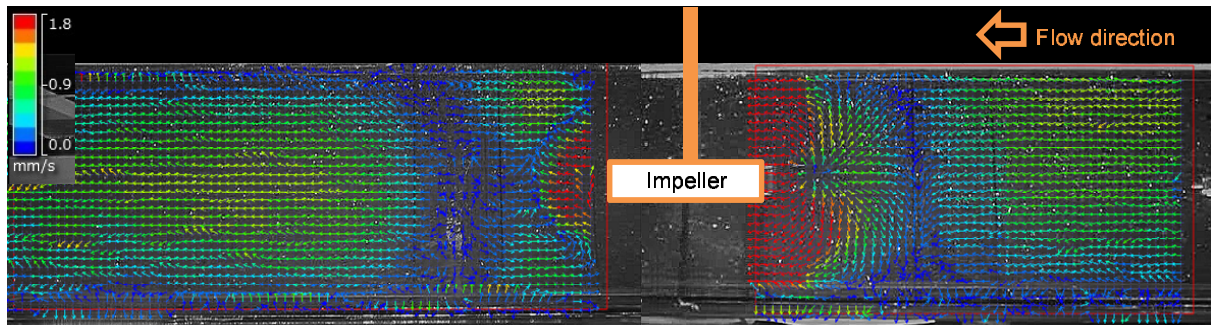


Fig. 4.26 Side view of channel centre area Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: six-blade flat paddle, laser sheet injection point:  $W/4$ , rotational speed: 35 rpm

流速循環領域が形成されると考えられる。翼下流側においても PIV 計測で青色となる低流速領域と、そこから上流側に向かう逆の流れが確認できる。

次に、35rpm で 6 枚平板パドルを回転させた際の流路幅方向の PIV 計測を実施した結果を Fig. 4.27 に示す。高さ方向の PIV 計測と同様に、レーザーシートの照射位置を液高さに対して、 $4/H$ 、 $H/2$ 、 $(3/4)H$  と変化させて流路左側面より照射し、上面より撮影を行った。

PIV 計測結果より、水平方向の流速分布は攪拌翼が設置されている  $2/H$  の位置が最も高流速領域が広く、液面あるいは底面方向に位置が変化すると高流速領域の範囲が狭くなることが分かる。これは今回の流動場の水平方向の流れが攪拌翼によって形成されるため、翼が設置された位置から高さ方向に変化すると流れが弱くなることが原因である。一方で、フローパターンはどのいずれの位置においてもほとんど違いは見られず、上流側から攪拌翼に接近する流体は幅方向に流路右側に寄りながら攪拌翼に接近することが分かる。これは着色トレーサーによる可視化試験結果 (Fig. 4.5 p. 55) と全く同じであり、攪拌翼の回転に沿って流れが流路左側壁面に衝突し、左側面上流側に小さな循環領域を形成することにより、主流がこれを避けて流路右側を流れていくことが原因である。PIV 計測結果においても翼上流側で攪拌翼の回転による流れが壁面に当たってその上流側で渦を形成する様子が見られる。同じような循環領域は攪拌翼下流側においても確認され、攪拌翼によって流路右側に向かう強い流れが生じ、下流に行く過程で中央部から流路左側に戻るが一部攪拌翼側に戻る流れが形成されるものと考えられる。

PIV 計測によって得られた流速分布の結果は、着色トレーサーによる可視化試験から推測した 6 枚平板パドル付近のフローパターンと良く一致し、可視化結果から推測したフローパターンの確からしさが確認された。

#### 4.2.1.2 45rpm 回転時

6 枚平板パドルを流路中央位置 ( $H/2$ ) に設置し、回転数 45rpm で回転させた条件で流路中央 ( $W/2$ ) にレーザー光を照射して PIV 計測を実施した。解析結果を Fig. 4.28 に示す。



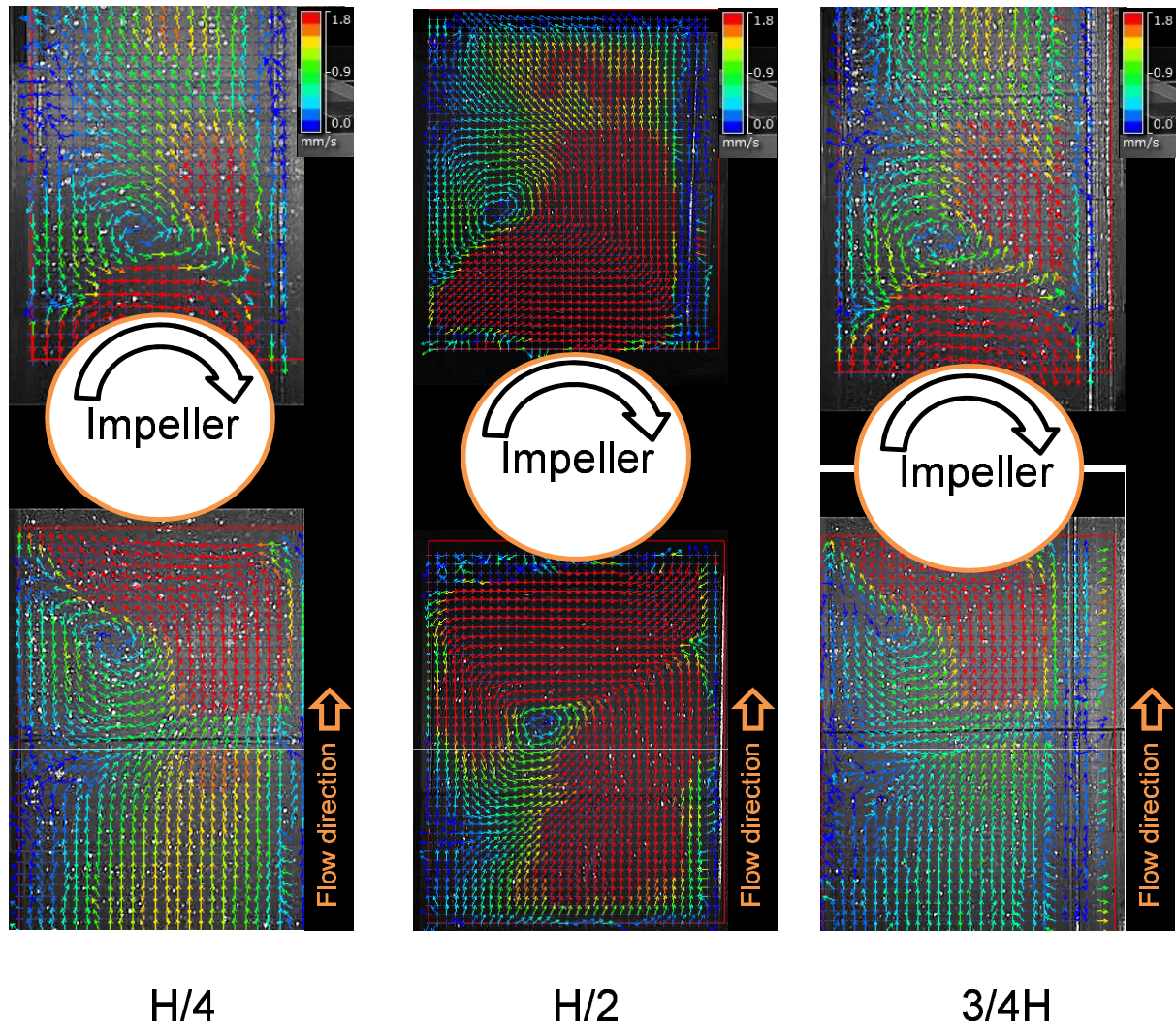


Fig. 4.27 Overhead view of Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: six-blade flat paddle, laser sheet injection point:  $H/4$ ,  $H/2$ , ( $3/4H$ , rotational speed: 35 rpm

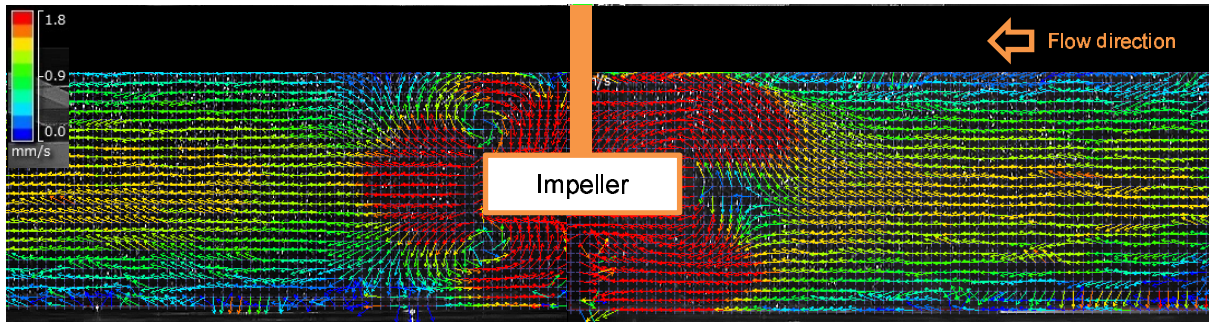


Fig. 4.28 Side view of channel centre area Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: six-blade flat paddle, laser sheet injection point:  $W/2$ , rotational speed: 45 rpm

図より、35rpm 時 ( Fig. 4.24 p. 75 ) と比較して全体のフローパターンは大きく変化しないことが分かるが、回転数が上昇に伴って翼周りの高流速領域が拡大していることが分かる。35rpm 時には上流側において液面側で流速が低くなる部分が確認されたが、45rpm で液高さ方向全体にわたって流速 1.8mm/s 以上の高流速領域が広がっていることが分かる。また攪拌翼下流側における流速値変化は小さく、翼から下流側に向かう吐出流による高流速領域がわずかに拡大したように見える。また下流側翼先端から軸に戻る循環流れは 35rpm では比較的弱い流れであったが、回転数を上げることにより循環流が強くなる傾向が確認された。

45rpm 回転時にレーザー照射位置を流路右側 (  $3/4$  )  $W$  に変更した場合の結果を Fig. 4.29 に示す。

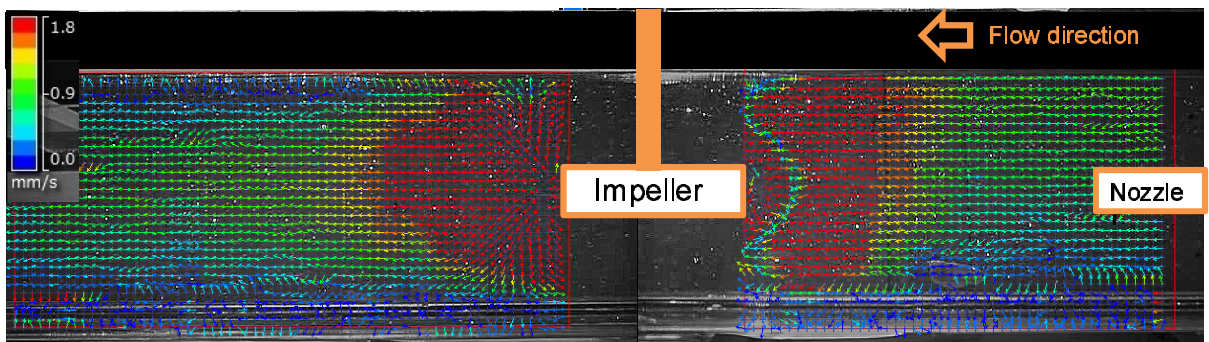


Fig. 4.29 Side view of channel centre area Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: six-blade flat paddle, laser sheet injection point: (  $3/4$  )  $W$ , rotational speed: 45 rpm

35rpm 回転時 ( Fig. 4.25 p. 76 ) に見られた流路中央部と右側の関係と同じように、流路右側では中央部とは異なり、高さ方向で翼からの吐出流の影響を受けて上流からの流れが上下に分断される傾



向は確認されなかった。一方で翼近傍と主流の間に低流速領域が形成され、35rpm と同様に流路内で回転している攪拌翼近傍の流れと上流からの流れがそれぞれ奥から手前、後者は手前から奥と反対向きに流れることが原因である。35rpm 回転時の結果と比較すると  $(3/4)W$  の流路右側位置において流れのフローパターンにほとんど変化がみられないが、上流側主流及び下流側の吐出流の高流速領域は 35rpm 時に比べて若干拡大していることが分かる。

Fig. 4.30 は 45rpm 回転時に流路左側 ( $W/4$ ) にレーザー照射位置を変えた際の PIV 測定結果である。

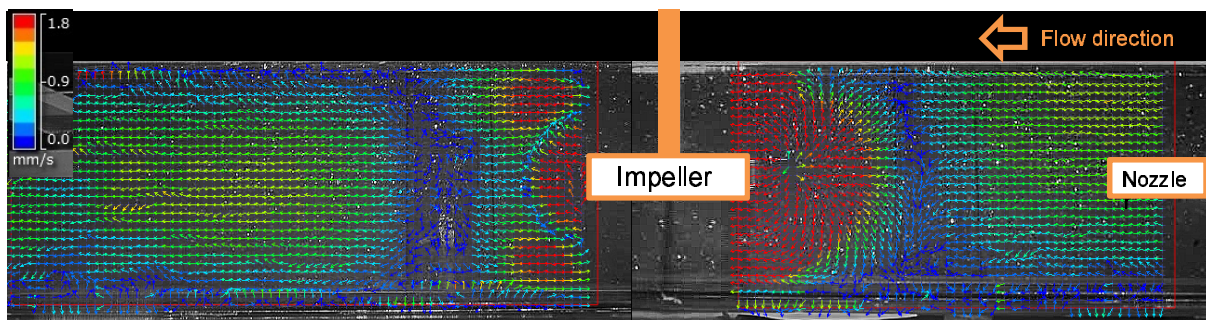


Fig. 4.30 Side view of channel centre area Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm<sup>3</sup>/s, impeller: six-blade flat paddle, laser sheet injection point:  $W/4$ , rotational speed: 45 rpm

流路中央部 ( $W/2$ ) 及び流路右側 ( $(3/4)W$ ) において回転数の変化によってフローパターンに変化が見られなかったことと同様に流路左側においても 35rpm 時 (Fig. 4.26 p. 77) と比較してフローパターンに変化が見られないことが分かる。35rpm 時と同様に攪拌翼上流側で翼の回転に沿った流れが流路左側壁面に衝突し、一部が上流側に戻り、上流からの流れとの衝突によって生じたと考えられる低流速領域が液面から底部にかけて形成されるが、35rpm 時に比べて回転数が上昇したことにより翼上流側で左壁面に衝突し上流に戻る流れの流速が上がっていることが分かる。これに対して下流側では翼近傍の流速分布に大きな変化は見られないが、下流側で形成される低流速循環領域の翼近傍上下方に 35rpm では見られなかった流速 1.8cm/s 以上の高流速領域が発生していることが分かる。これは回転数が上昇して攪拌翼近傍の流速が上がり、それに同伴する修理の流体の流速が上昇したことが原因であると考えられる。

Fig. 4.31 は 6 枚平板パドルを 45rpm で回転させた際の PIV 解析によって測定した流路幅方向の流速分布である。

35rpm 時の水平方向流速分布 (Fig. 4.27 p. 78) と同様に高さ方向のいずれの位置においても流路内のフローパターンには違いが見られない一方で、流速の絶対値に関しては 1.8cm/s 以上の高流速領域は攪拌翼が設置されている流路中央 ( $H/2$ ) が最も広い傾向があり、液高さ方向で上方あるいは下方に行くにしたがって高流速領域の範囲が狭くなる傾向が見られる。35rpm 時の結果と比較すると、

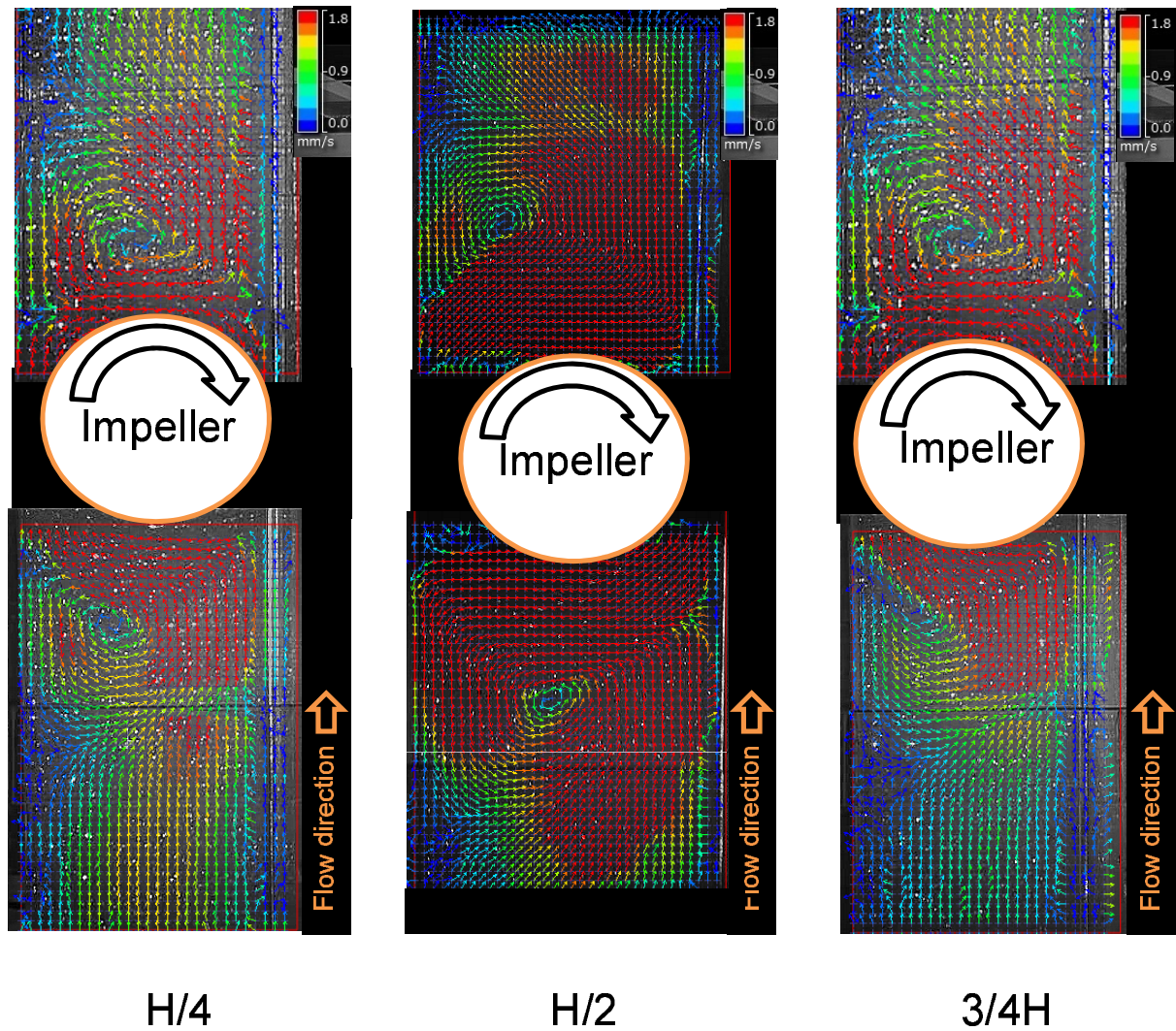


Fig. 4.31 Overhead view of Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: six-blade flat paddle, laser sheet injection point:  $H/4$ ,  $H/2$ ,  $(3/4)H$ , rotational speed: 45 rpm



攪拌翼上流側及び下流側に見られる高流速領域の範囲は 35rpm と 45rpm で大きく変化しないが、翼の流れが壁面に衝突することによって形成される循環領域において高流速範囲が広がる傾向があることが分かる。これは攪拌回転数が上昇することによって、攪拌翼の回転流れが強くなった結果、壁面に衝突して形成される循環流れの流速値も上昇したことが原因であると考えられる。

#### 4.2.1.3 55rpm 回転時

攪拌回転数の流路内の流動に与える影響を検討するため、攪拌翼を流路中央部 ( $H/2$ ) 位置に設置した状態で回転数を 55rpm とした場合について同様に PIV 計測を実施した。

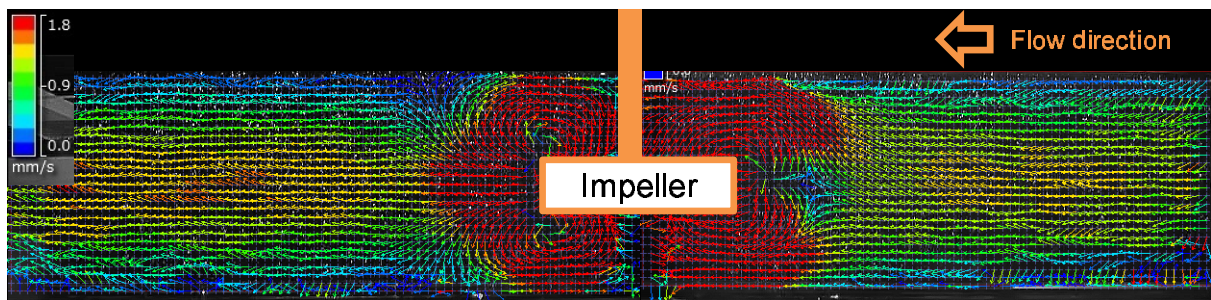


Fig. 4.32 Side view of channel centre area Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: six-blade flat paddle, laser sheet injection point:  $W/2$ , rotational speed: 55 rpm

回転数 55rpm では 45rpm 時 (Fig. 4.28 p. 79) に比べて、上流側では 1.8cm/s 以上の高流速領域の範囲は大きく変化していないように見える。一方で Fig. 4.32 の結果からのみでは判断できないが、1.8cm/s 以上の高流速領域各セルの解析流速値を比較すると翼周囲の絶対流速値は上昇していることから、回転数が高くなることによって翼近傍の流速値は上昇するが、高流速領域は大きく広がらない結果であった。高流速領域は 35rpm から 45rpm では広がった一方で、55rpm ではそれ以上広がらず攪拌翼の影響範囲に限りがあると考えられ、これ以上回転数を上げたとしても流路内の高流速範囲は広がらないものと考えられる。これに対して攪拌翼下流側では、流路中央部の吐出流による高流速領域は上流と同様に範囲に変化は見られないが、下流翼先端から軸に戻る循環流れは 45rpm に比較してさらに強くなっていることが分かる。これは回転数の上昇によって翼近傍の流れが強化され、攪拌翼の混合領域内での循環が上流から下流に向かう流路の流れに対して相対的に強くなっていることが原因であると考えられる。

Fig. 4.33 は回転数を 55rpm の状態でレーザー照射位置を流路中央 ( $W/2$ ) から流路右側 ( $3/4W$ ) に変更したときの流速分布測定結果である。同位置での 45rpm 時の結果 (Fig. 4.29 p. 79) と比較してフローパターンはほぼ変化が見られないのに対し、45rpm で 35rpm に比べて拡大した流速 1.8cm/s 以上の赤色の高流速領域の範囲がさらに少し拡大したように見える。流路中央部で高流速領域の範囲には 55rpm に回転数を変化させたことによる高流速領域の範囲に変化は確認されなかったのに対し、

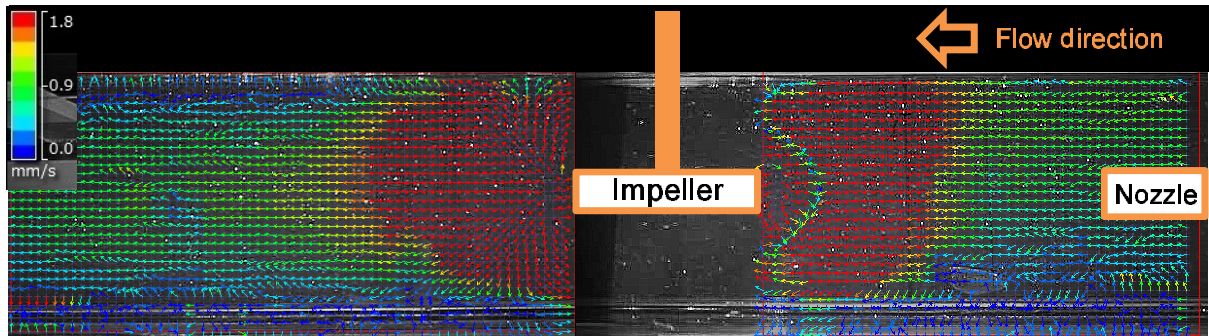


Fig. 4.33 Side view of channel centre area Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: six-blade flat paddle, laser sheet injection point:  $3/4W$ , rotational speed: 55 rpm

( $3/4$ )  $W$  位置の流路右側では翼の混合領域に流入する上流側で流路右側に流れが寄ることから、流路右側の方がより攪拌翼の流れが上流側に及びやすい可能性も考えられるが、高流速範囲の拡大幅が極めて小さく、定量的な議論は困難である。

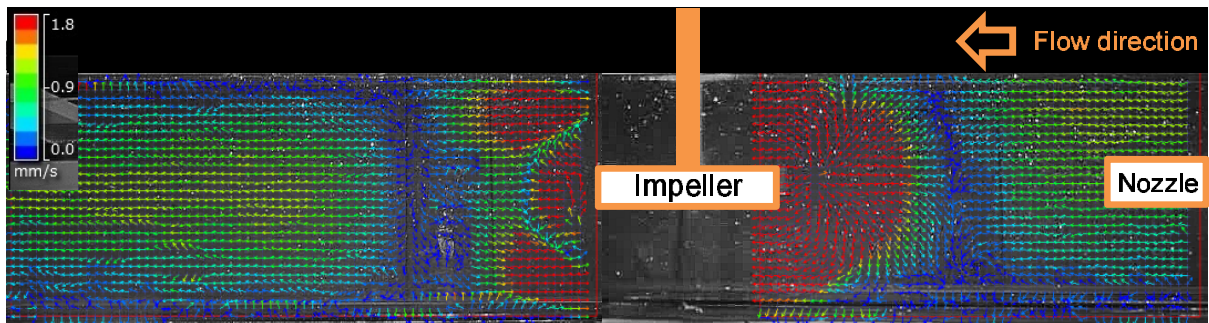


Fig. 4.34 Side view of channel centre area Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: six-blade flat paddle, laser sheet injection point:  $W/4$ , rotational speed: 55 rpm

Fig. 4.34 は回転数 55rpm での流路左側 ( $W/4$ ) における流速分布測定結果である。図より、45rpm 時の結果 (Fig. 4.30 p. 80) と攪拌翼周りのフローパターンにほとんど変化が見られず、 $W/4$  の位置においても攪拌回転数は翼周りのフローパターンに影響を与えないことが分かる。一方で、35rpm から 45rpm への変化時にも見られたように、上流側および下流側の翼近傍の上下に見られる高流速領域の範囲は 45rpm に比べて広がっていることが分かる。これらの領域は翼の回転による幅方向の流れの影響を強く受ける場所であり、攪拌回転数の影響が表れやすい位置であるといえる。

Fig. 4.35 に流路中央 ( $H/2$ ) に設置された 6 枚平板パドルを回転数 55rpm で回転させた場合の高



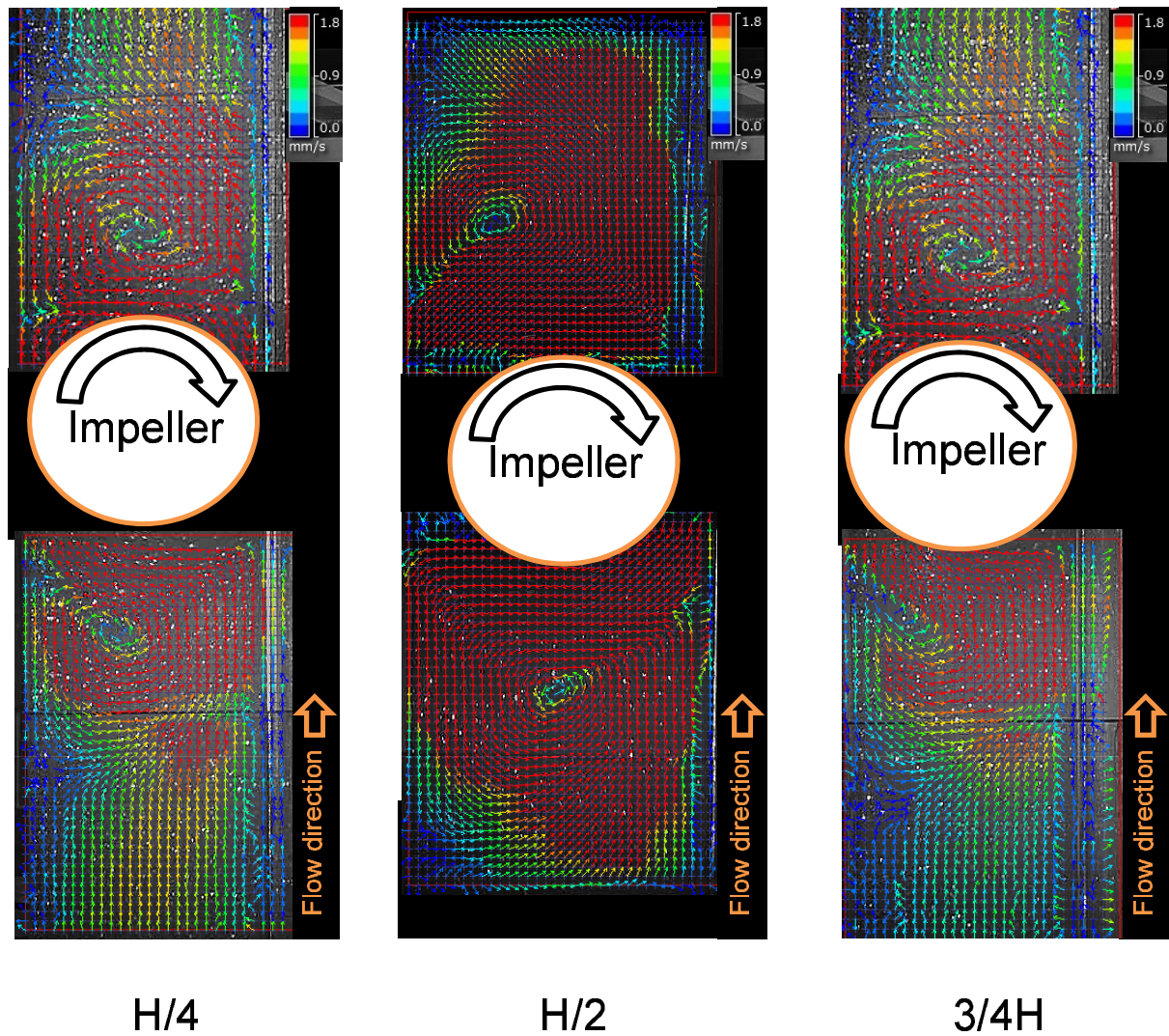


Fig. 4.35 Overhead view of Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: six-blade flat paddle, laser sheet injection point:  $H/4$ ,  $H/2$ ,  $3/4H$ , rotational speed: 55 rpm

さ方向3か所 ( $H/4$ 、 $H/2$ 、 $(3/4)H$ ) で測定した翼上下流の水平方向の流速分布を示す。35rpm 回転時 (Fig. 4.27 p. 78) から 45rpm 回転 (Fig. 4.31 p. 81) に変化した時と同様に、流路高さ方向で流路内のフローパターンにほぼ違いは見られなかった。また流路内の翼上流側あるいは下流側の高流速領域の範囲についてもほとんど変化は見られず、流路内の流動 (流速・フローパターン) に与える攪拌回転数の影響は翼近傍の流速値のみが変化し、攪拌翼による回転流れが流路壁面に衝突することによって生じる循環流の流速も回転数に伴って上昇する傾向がみられるが、流路全体に与える流れの影響は小さいと考えられる。

#### 4.2.1.4 攪拌翼設置位置変更

攪拌翼設置位置の流路内の流動に与える影響を明らかにするため、攪拌翼設置位置を流路中央 ( $H/2$ ) から上方 ( $(3/4)H$ ) に変更し、同様に PIV 計測を実施した。Fig. 4.36 は高さ  $(3/4)H$  に設置した6枚平板パドルが 35rpm で回転した状態において流路中央 ( $W/2$ ) にレーザー光を照射して得られた PIV 計測の結果である。

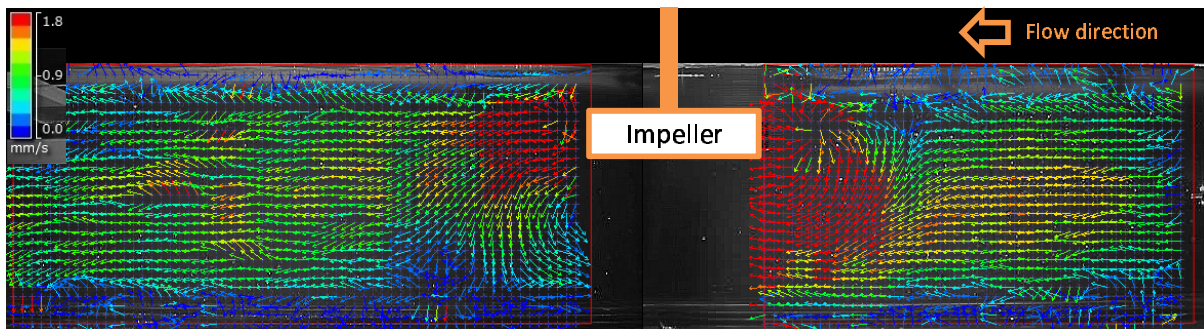


Fig. 4.36 Side view of Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: six-blade flat paddle, impeller position:  $(3/4)H$ , laser sheet injection point:  $W/2$ , rotational speed: 35 rpm

PIV 計測結果より、翼位置を上方に変化させた場合、流路中央 ( $H/2$ ) に攪拌翼を設置した場合 (Fig. 4.24 p. 75) に比べて流路内の流速分布は大きく変化していることが分かる。流路中央部に翼がある場合、攪拌翼先端からの強い吐出流が形成され、上流からの流れと干渉して翼の上流側に低流速領域が形成される。攪拌翼に接近した流れはこの吐出流を避けるようにして翼の上下方に分かれて翼先端から攪拌軸側に向かう循環流に沿って流ることが分かる。一方、下流側では翼先端から下流側に向かう強い吐出流が見られるとともに翼の上下方から攪拌軸側に戻る循環流が形成された。これに対して翼位置を上方に変更した場合、吐出流と主流の干渉によって生じる低流速領域が翼設置高さに合わせて流路上方液面付近に移動していることが分かる。上流からの流れは液面付近で吐出流に行く手を遮られるため、流路下方に進路を変えて翼周りの先端から下方に向かう循環流に沿って翼の下方に潜り込む様子が分かる。その際、上流から攪拌翼に向かって接近する流れを巻き込みながら底部側に向かうため、流路全体に液面から底部に向かう流れが形成されることが分かる。



翼位置を上方 (3/4H) に維持した状態で攪拌回転数を上げた結果を Fig. 4.37 に示す。

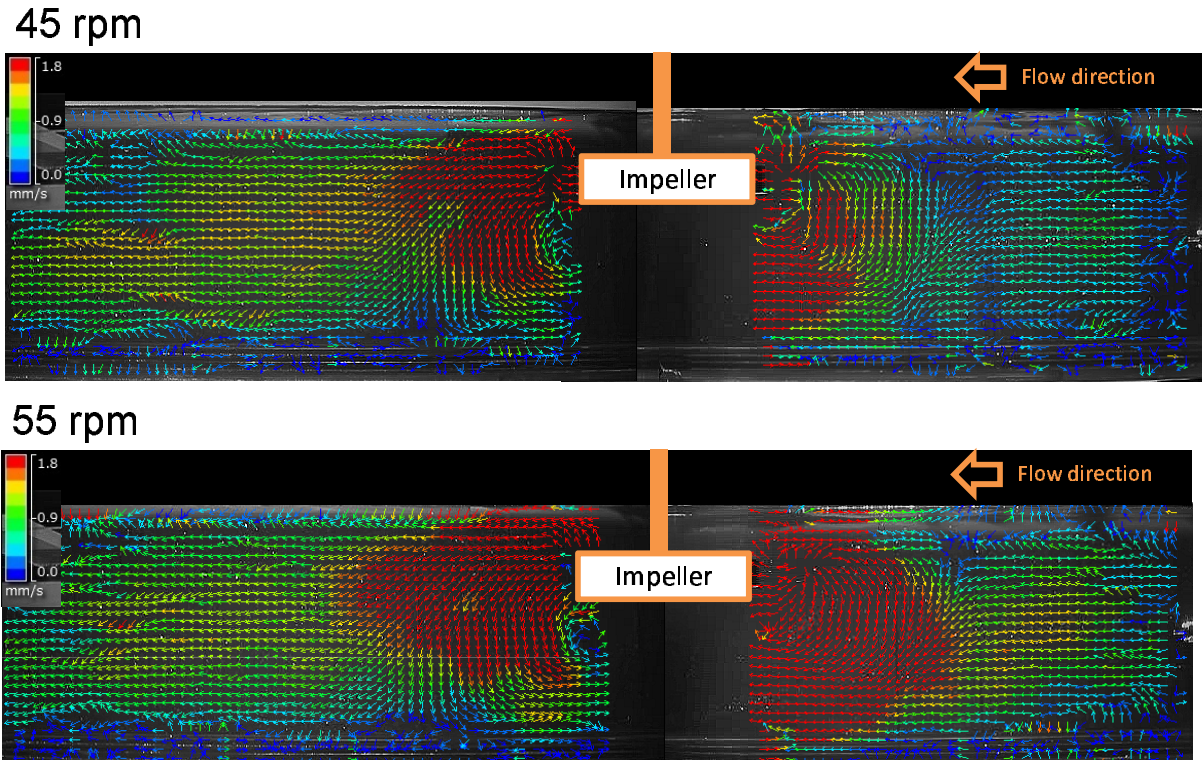


Fig. 4.37 Side view of Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: six-blade flat paddle, impeller position: (3/4)H, laser sheet injection point: W/2, impeller position: 3/4H rotational speed: 45-55 rpm

PIV 計測結果より、攪拌回転数を上昇させることにより、翼周囲の高流速領域が大幅に広がっていることが分かる。これは翼回転数が上昇することにより翼によって形成される吐出流が強くなり、翼先端から軸方向に戻る翼周囲の循環流が強くなったことが原因である。これにより、攪拌翼に接近してきた主流がより強い力で流路底部に向かって下降し、35rpm では流路底部で確認できなかった高流速領域が 55rpm では流路底部側まで広がっていることが分かる。一方、下流側は翼からそのまま下流に向かう吐出流と攪拌軸側に戻る循環流がともに強くなっており、流速 1.8mm/s 以上の高流速領域が下流側と流路底部側に拡大している。攪拌翼を流路中央 (H/2) に設置した場合 (Fig. 4.32 p. 82) についても 35rpm から 45rpm で同様に高流速領域の範囲が広がる傾向が確認されたが、45rpm 以上では高流速領域の範囲は広がらず、翼周囲の流速が高くなるのみであったことと比べるとより広範囲に回転数変化の影響が流路内に及んでいるものと考えられる。この原因について PIV 計測の結果からだけで断定することはできないが、流路中央部に翼を設置したときは主流と翼の吐出流の衝突によって流れが液面側と底面側に分かれて下流側に向かう循環流を形成するのに対し、翼を液面付近に設置することにより最も流れの強い主流との衝突を避け、翼下方の循環流によって主流を流路底部側

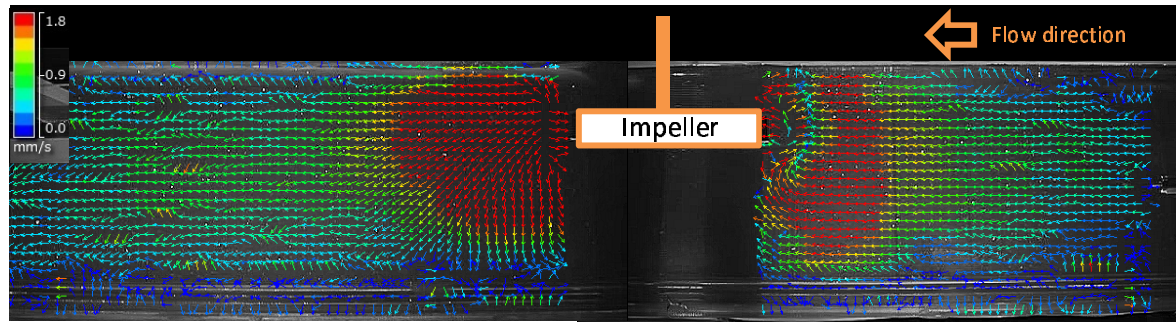
に誘導することでよりスムーズな流れが流路内に形成され、攪拌翼の流れの影響が広範囲に及ぶようになったと想定できる。一方で、回転数変化が流路内のフローパターンに変化を与えない点については流路設置位置による違いは見られなかった。

Fig. 4.38 及び Fig. 4.39 は攪拌翼を流路上方 ( $(3/4)H$ ) に設置した状態でレーザー光の照射位置を流路右側 ( $(3/4)W$ ) と流路左側 ( $W/4$ ) にした場合のPIV計測結果である。

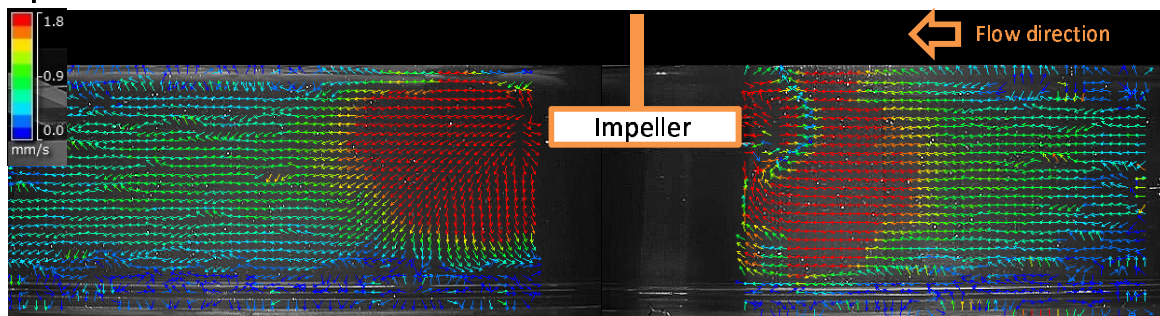
流路右側 ( $(3/4)W$ ) の結果については翼を流路中央に設置した場合 (35rpm: Fig. 4.25 p. 76, 45rpm: Fig. 4.29 p. 79, 55rpm: Fig. 4.33 p. 83) と同じように上流側では流路の液面側から底部近くまで高流速領域が形成され、攪拌翼に接近するにつれて液流速が上がる事が分かる。また翼近傍の高流速領域と主流の間に旋回流の幅方向の流れによると考えられる低流速領域が翼近傍の液面側に見られ、翼近傍に主流が直接流入していないことが分かる。流路中央 ( $W/2$ ) でのPIV計測において翼の循環流によって底部から攪拌翼に引き寄せる上昇流が確認されたが、流路右側においても上流側下部に翼方向に向かう上昇流が存在することが分かる。これは翼が回転する流路上部では回転に伴う幅方向の旋回流によって流路右側から左側に強い流れがあるため、攪拌翼近傍領域に流入する流れは流路右側底部から向うためであると考えられる。底部から翼に向かう流れは回転数が上がってより吐出される力が強くなるほど強くなると考えられることから、PIV計測においても底部側から流入する主流の流速は回転数の上昇とともに速くなる傾向が見える。一方、下流側については流路中央 ( $W/2$ ) に比べて翼下流側の高流速領域が大幅に広くなり、回転数の上昇によってさらに広がる傾向がある。これは攪拌翼の回転に合わせて画像の手前から奥に向かって幅方向に流れる流路幅方向の旋回流が流路右側面に衝突して下流に向かう方向の流れとなるためであり、流路中央 ( $W/2$ ) より衝突場所に近い右側 ( $3/4$ ) の流速が高くなったものと考えられる。この傾向は流路中央 ( $H/2$ ) に翼を設置した場合と同様である。回転数を上げると回転に伴う旋回流が強くなるため、流路右側面に衝突する流体の速度が上昇し、結果として流れ方向の高流速範囲が拡大するものとみられる。

流路左側 ( $W/4$ ) におけるPIV計測の結果を見ると流路中央 ( $H/2$ ) に翼を設置した (35rpm: Fig. 4.26 p. 77, 45rpm: Fig. 4.30 p. 80, 55rpm: Fig. 4.34 p. 83) 場合と大きく変化しているように見える。流路中央に攪拌翼を設置した場合、翼の上流側に主流と翼の回転流の衝突による液面から底面にかけて低流速領域が見られるのに対し、Fig. 4.39 では確認されず、翼位置 ( $3/4H$ ) とほぼ同じ高さの上流側に小さな低流速領域が見られる程度である。この低流速領域の下流側では翼の吐出流が流路左側面に衝突し、上流側に戻る流れが存在し、これが上流側から流れる主流と干渉した結果、流路中央翼設置時と同様に上流側に低流速領域が形成されたと考えられる。一方で、翼設置位置より低い領域ではこのような傾向は確認されず、流路中央設置時 ( $H/2$ ) と同じように液面側から流路底部に向かう下降流が形成され、回転数の上昇とともにこの高流速領域が拡大した。この違いは翼設置位置が流路上部であるため流路底部側では翼の回転による幅方向の旋回流が弱く、上流からの流れをせき止めるほどの流れが流路下部で形成されないことが原因であると考えられる。翼上流側の高流速領域のPIV計測による速度ベクトルの向きを詳細に観察すると、高流速領域の流れは流路上流側ではなく底部に向かっており、流路左壁面に衝突した翼の旋回流は上流側ではなく流路底部に抜けることが分かる。一方、翼下流側の流れの挙動も翼設置位置によって影響を受けることが分かる。中央設置時

35 rpm



45 rpm



55 rpm

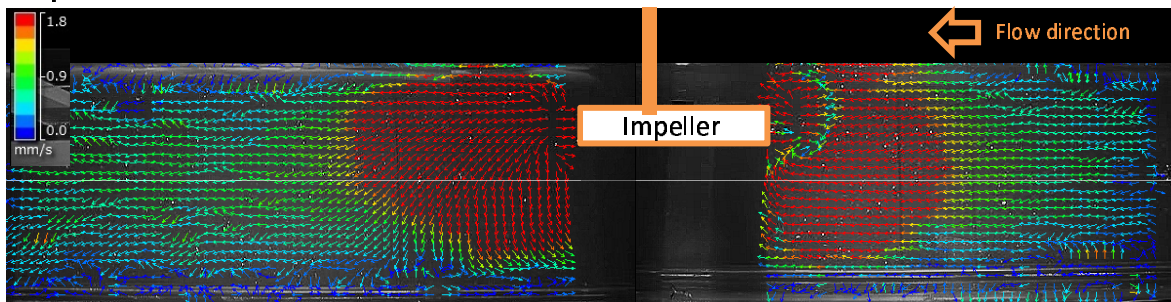


Fig. 4.38 Side view of Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: six-blade flat paddle, impeller position:  $(3/4)H$ , laser sheet injection point:  $3/4W$ , rotational speed: 35-55 rpm



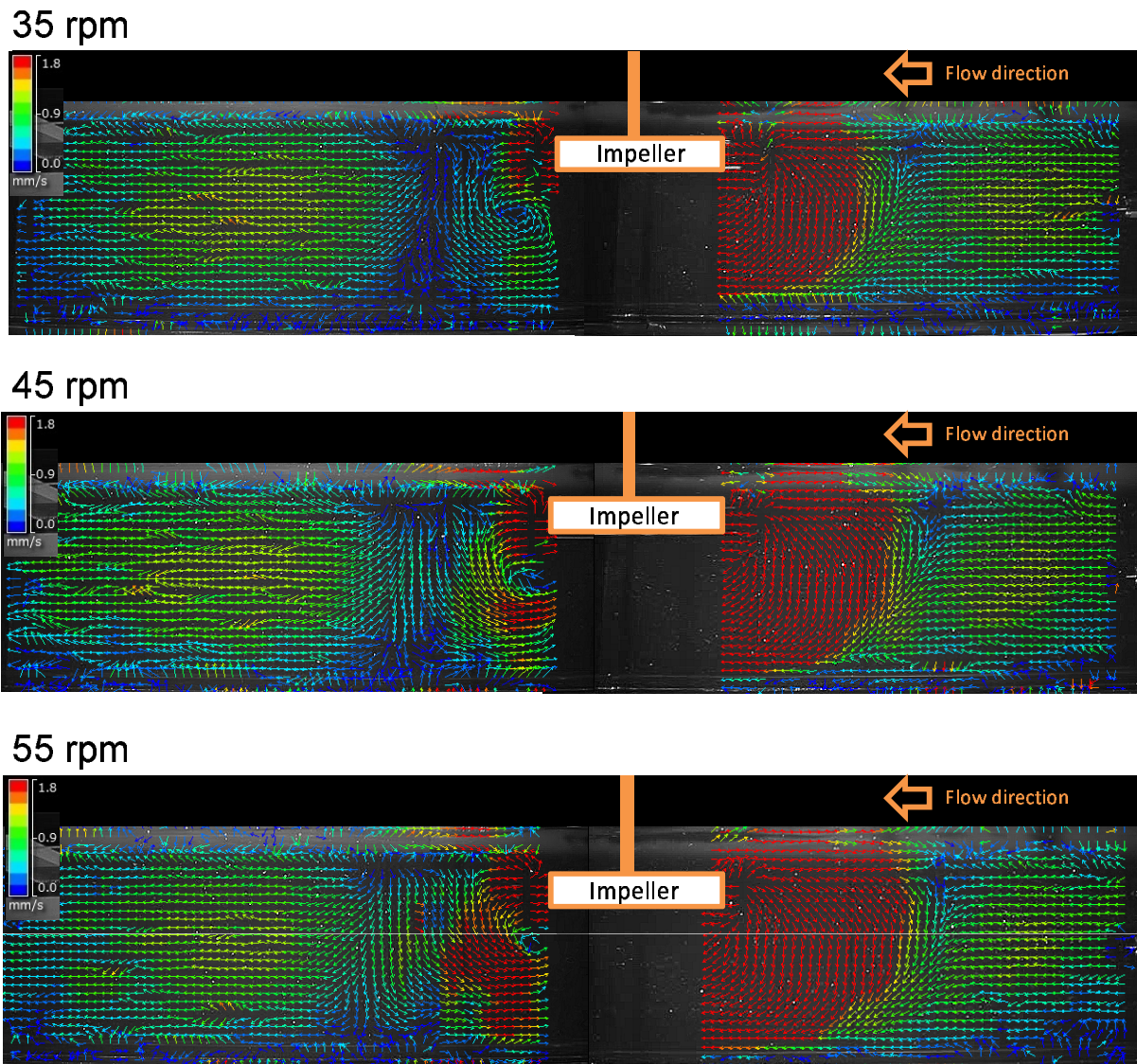


Fig. 4.39 Side view of Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: six-blade flat paddle, impeller position:  $(3/4)H$ , laser sheet injection point:  $W/4$ , rotational speed: 35-55 rpm

( $H/2$ ) は攪拌翼下流側に上流側と同様に液面から流路底部の流路高さ方向全体に低流速領域が確認されるが、翼設置を液面側に移動した場合、35rpm 時には流路中央設置時と同様に低流速領域が攪拌回転数の上昇に伴って底部側流速が上がって低流速領域が縮小していくことが分かる。既述のように、下流側の低流速領域は下流側で右壁面に衝突した吐出流が流路中央部に戻る際に形成される循環流れが原因で形成されると考えられ、より高回転で攪拌翼が回転することによって右側壁面に衝突し中央部に戻る際の流れが上流側に向う流れと下流側に向かう流れに分岐する場所に対応する。翼設置位置が上方に移動することにより、下流側で右壁面に衝突して戻る流れが形成される一方で下方では翼の旋回流が弱く、幅方向の流れが上方ほど強く形成されないために高さ方向流路中央部から底部にかけて流れが流入し、流路下方側で低流速領域の範囲が狭くなり、底部側の流速が高くなるものと考えられる。

流路高さ方向の PIV 計測に加えて、流路幅方向の PIV 計測もあわせて実施した。Fig. 4.40-Fig. 4.40 は 35-55rpm 回転時に  $H/4$ 、 $H/2$ 、 $(3/4)H$  の位置から流路に対して垂直にレーザー光を照射した場合の PIV 計測結果である。

図より、翼回転数の上昇にあわせて流速  $1.8\text{mm/s}$  以上の高流速領域が大きく拡大する傾向が見られ、翼設置位置より最も距離のある  $H/4$  位置の平面においても 35rpm では見られなかった翼下流側の高流速領域が 55rpm で確認できるようになり、上流側では高流速領域が大きく広がる傾向が見られた。この結果は、流路上部に翼を設置した場合において、流路底面側まで攪拌翼の回転による流れの影響が及んでいることが分かる。ただし、攪拌翼が流路内の流れに与える影響は翼から離れるほど小さくなる傾向が見られ、35、45、55rpm いずれの回転数においても攪拌翼の設置位置と同じ液面側 ( $(3/4)H$ ) において  $1.8\text{mm/s}$  以上の高流速領域が最も広くなる結果となった。これは流路中央 ( $H/2$ ) に攪拌翼を設置した場合 (35rpm: Fig. 4.27 p. 78, 45rpm: Fig. 4.31 p. 81, 55rpm: Fig. 4.35 p. 84) で翼が設置されている流路中央 ( $H/2$ ) が最も高流速領域が広い結果であったことと同様に、攪拌翼のある平面が翼の回転による旋回流の幅方向の流れの影響を最も受けやすいためである。一方、高流速領域の範囲だけでなく、翼設置位置の変更は流路内の流動状態に変化をもたらすことも確認された。流路中央に攪拌翼を設置した時は高さ方向いずれの水平断面においても同じフローパターンが形成され、高さ位置による違いは確認されなかったが、流路上部に移動した場合、攪拌翼と同じ高さの液面側では流路中央設置時と同じような水平方向に循環流を形成するようなフローパターンであるのに対し、攪拌翼から離れた底面側では幅方向の流れの変化のない流れとなっていることが分かる。PIV 計測結果をみると、 $H/4$  の位置においては翼上流側では流路の全幅で攪拌翼に向かって均一に接近するような流れを形成し、下流側では翼の回転力によって右側面に衝突した流れが下流に向かう流れと翼に向かって上流に向かう流れに分岐し、流路右側では上下流側から翼に向かう流れが形成される。これは高さ断面の PIV 計測の結果 (Fig. 4.36 p. 85, Fig. 4.37 p. 86) から明らかのように、翼位置を上部に変更したことにより、翼下方から底部から回転部に向かって上昇流が形成され、回転の吐出流 (Fig. 4.14 p. 63) によって翼先端から流路底部に向かって下降するフローパターンとなるためであると考えられる。流路中央位置では液面側と底面側のちょうど中間のフローパターンを示し、底部側に比べて翼に近づくにつれて回転による幅方向の旋回流の影響が強くなり、上流側では

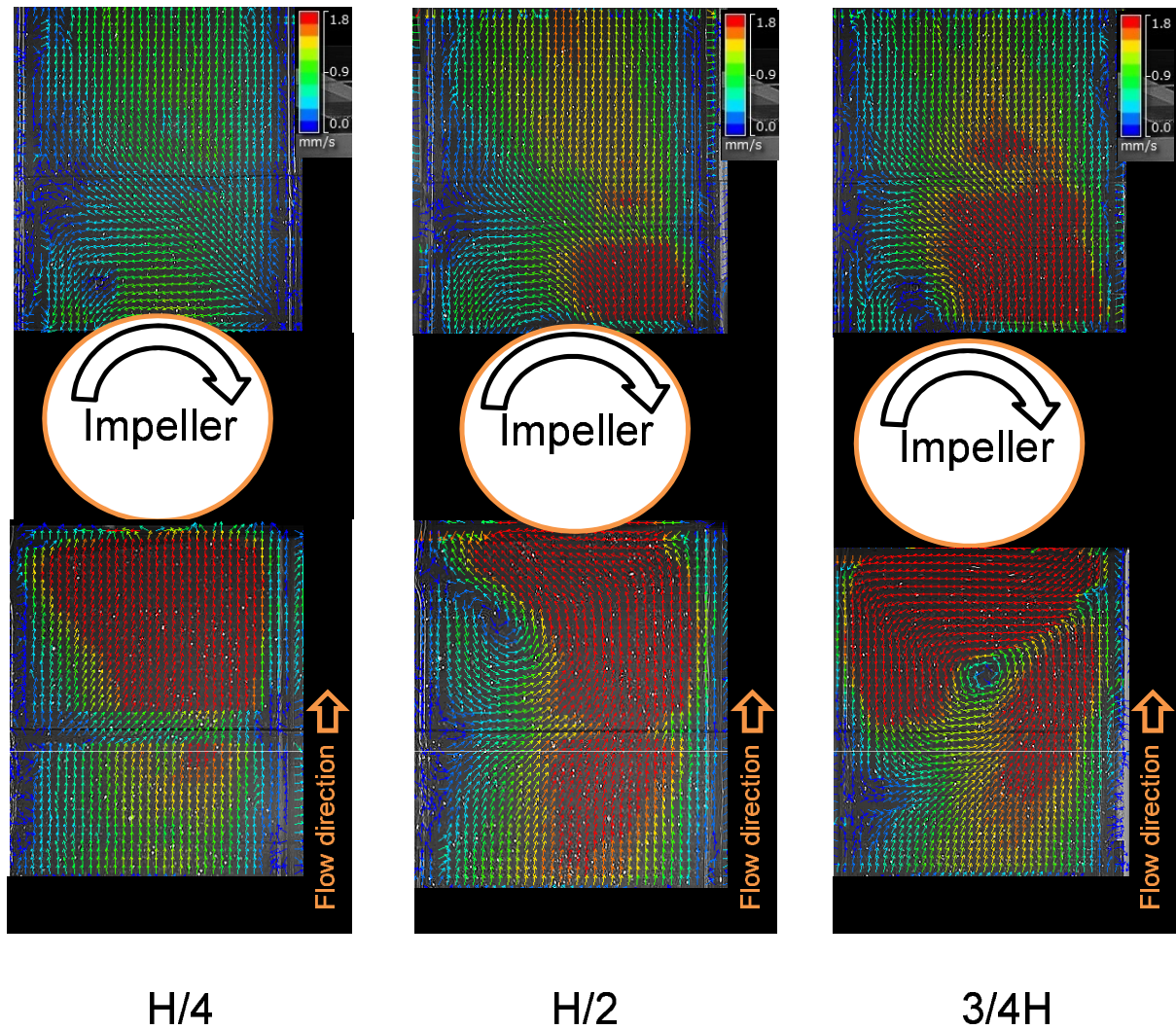


Fig. 4.40 Overhead view of Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: six-blade flat paddle, impeller position:  $(3/4)H$ , laser sheet injection point:  $H/4$ ,  $H/2$ ,  $(3/4)H$ , rotational speed: 35 rpm



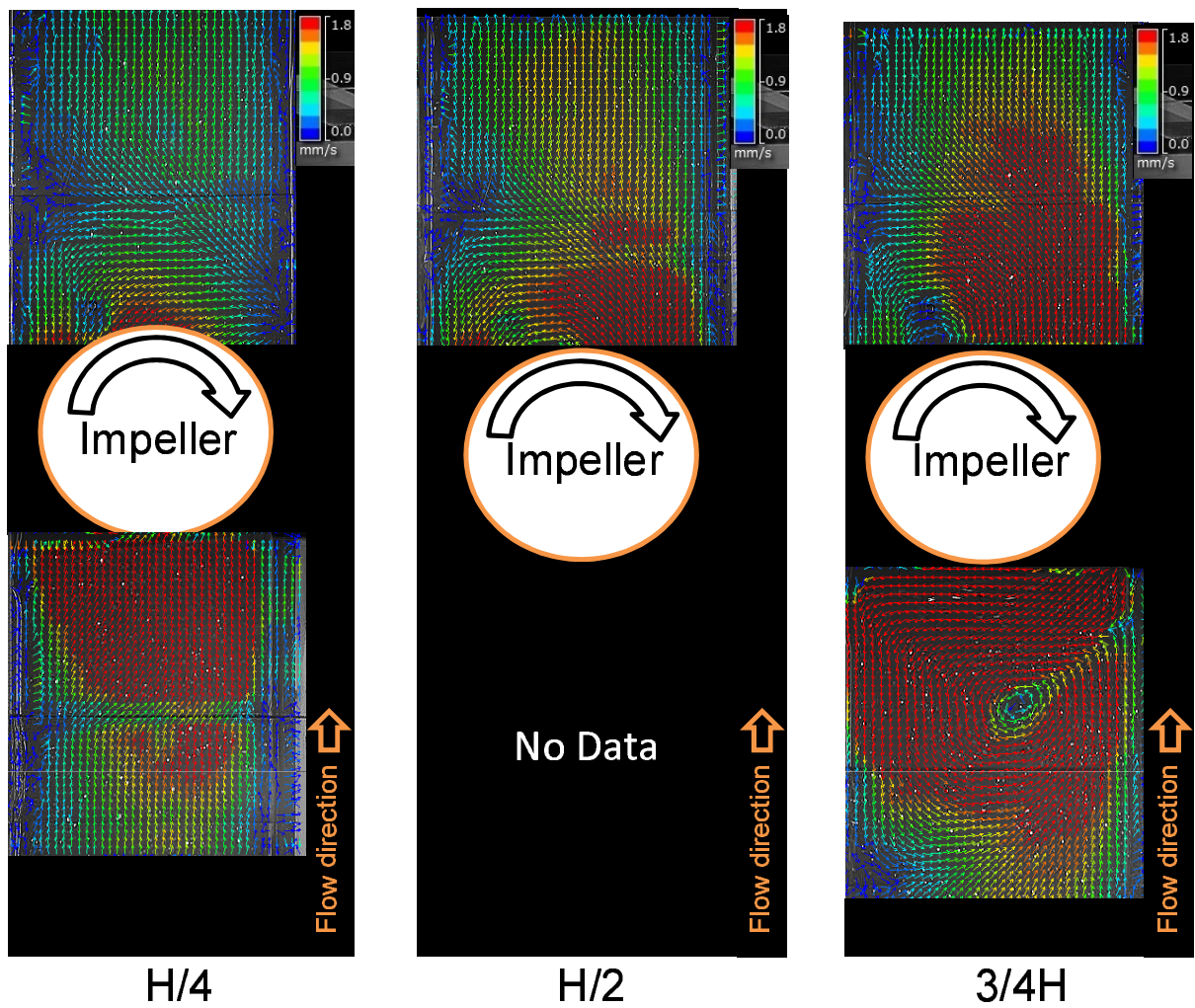


Fig. 4.41 Overhead view of Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: six-blade flat paddle, impeller position: (3/4)H, laser sheet injection point: H/4, H/2, (3/4)H, rotational speed: 45 rpm

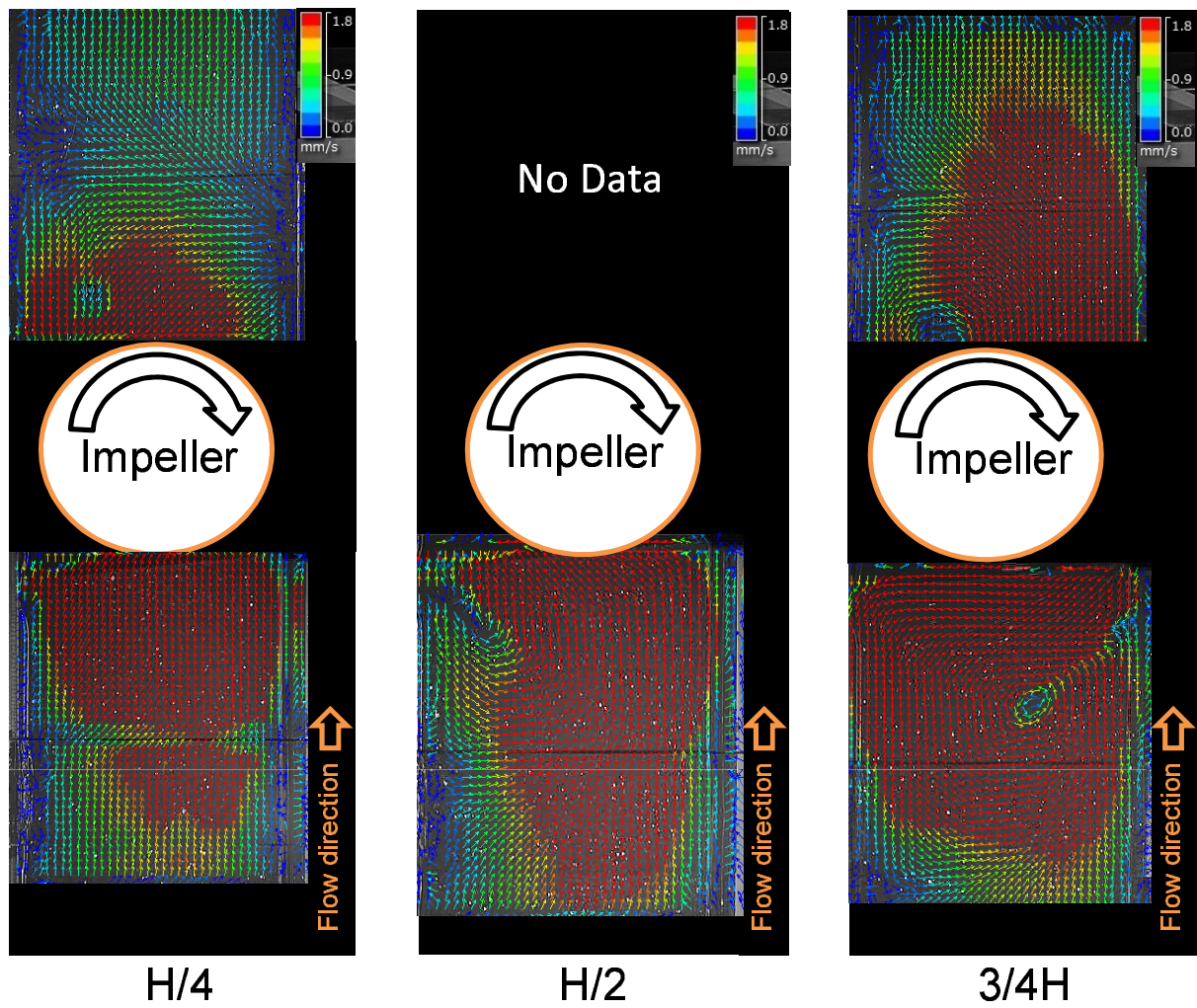


Fig. 4.42 Overhead view of Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: six-blade flat paddle, impeller position:  $(3/4)H$ , laser sheet injection point:  $H/4$ ,  $H/2$ ,  $(3/4)H$ , rotational speed: 55 rpm



上流に戻る幅方向の弱い流れが形成され始めていることが分かる。PIVによる可視化の結果、翼設置位置を液面側に変更することにより、液高さによって違いが見られなかった水平方向のフローパターンに変化が生じ、流路全体の流れが大きく変化したことが確認された。

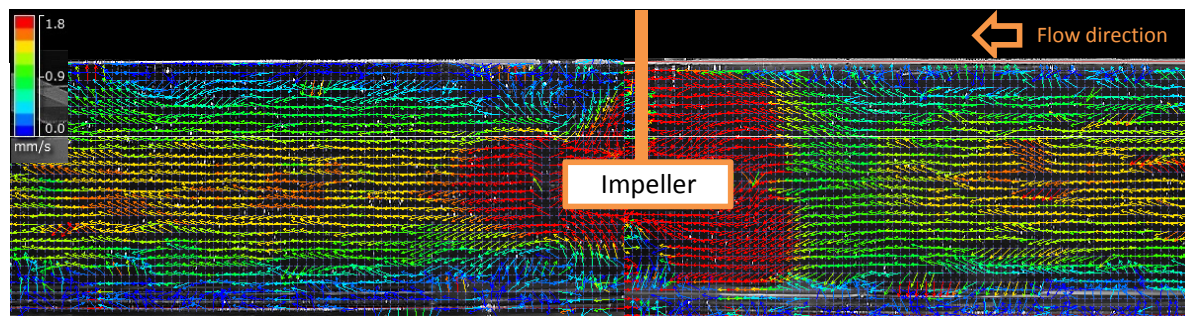
#### 4.2.2 4枚平板パドル

翼枚数が流路内速度分布に与える影響を明らかにするため、6枚平板パドルに代えて4枚平板パドルを同様に液高さHに対してH/2となる位置に設置し、流路側面及び上面からPIV計測を実施した。Fig. 4.43に回転数を35rpmから55rpmまで10rpmずつ変化させた場合においてレーザー光を幅方向中央(W/2)の位置から照射し、流路側面から高さ方向の流速分布を計測した結果を示す。

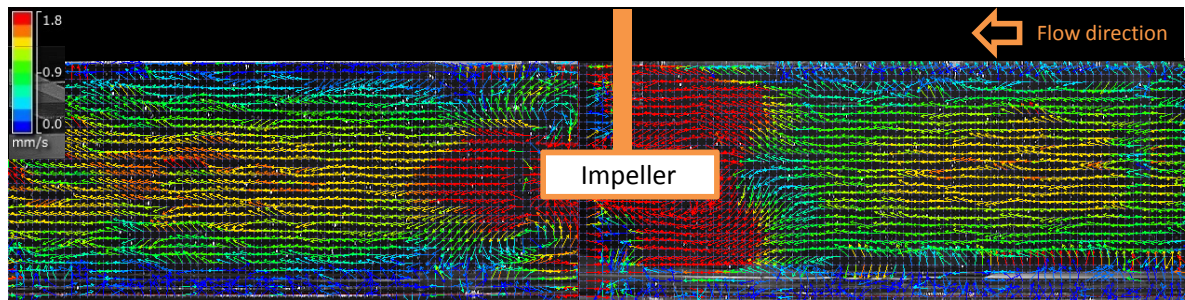
35rpm時のPIV計測結果より、流路中央部に高流速領域を有する流れが上流側から攪拌翼に接近するが、翼近傍には高流速領域が翼の上方と下方に形成されることが分かる。翼近傍の流速分布を詳細に観察すると攪拌翼先端から少し離れた上流側において流れが攪拌翼を避けるように徐々に攪拌翼の上下方に分岐し、攪拌翼周囲を回りこむようにして翼回転部に接近する速い流れが存在すると考えられる。着色トレーサーを用いた可視化結果(Fig. 4.18 p. 67)においても、流路内の流れに沿って流路中央を流れてきたトレーサーは攪拌翼上流側で翼を避けるようにして流路底部側に向かい、下方から攪拌翼の回転流にのって翼に接近し混合される様子が見られ、PIVの結果とよく一致することが分かる。着色法による可視化では4枚平板パドルのフローパターンは6枚平板パドルと非常に類似しており、Fig. 4.43と6枚平板パドルのPIV計測結果(Fig. 4.24 p. 75)を比較すると、いずれも翼の上下方に高流速領域が形成され、翼下流側には翼先端からの強い吐出流が見られ、全体的として似たような流速分布となっていることが分かる。一方、翼周りの流れを詳細に観察すると翼枚数の違いによると考えられる微小な変化も確認できる。6枚平板パドルの場合、35-55rpmの回転数範囲では翼からの吐出流と上流からの流れが干渉して形成されたとみられる低流速領域が攪拌翼先端の上流側において確認できるが、4枚平板パドルの場合35rpmでは低流速領域は形成されなかった。また6枚平板パドルでは翼下流側の強い吐出流の上下に翼先端から上流側攪拌軸に戻る循環流の形成も見られない。しかし、このような違いは4枚平板パドルの攪拌回転数が上げるにつれて小さくなり、55rpmでは翼上流側に低流速領域と下流側の循環流が形成され、フローパターンは6枚平板パドルとほぼ同じとなることが分かる。これは翼枚数が減少したことにより翼の吐出流が低下したためと考えられる。この吐出流低下の影響は着色トレーサーによる可視化試験でも確認され、Fig. 4.18 (p. 67)において、35rpmでは45rpm及び55rpmで着色トレーサーが流路底部に下降する際、トレーサーは一度上流側に大きく押し付けられて広がりながら底部に向かうのに対して、35rpm回転時はトレーサーは強く上流側に戻されることなく底部側下降しており、35rpmでは翼からの吐出力が弱いことが推測される。このような傾向は6枚平板パドルでは見られず、翼枚数が少なくなることにより攪拌翼の吐出力が低下していることが分かる。

以上の可視化試験の結果より、翼枚数が6枚から4枚に少なくなることにより翼からの吐出力が低下し、低回転数では6枚平板パドルに比べて流路の流れに与える攪拌翼の影響が低下することが確認された。しかし、攪拌回転数を上げることにより翼枚数による翼からの吐出力を強くすることが可能

35 rpm



45 rpm



55 rpm

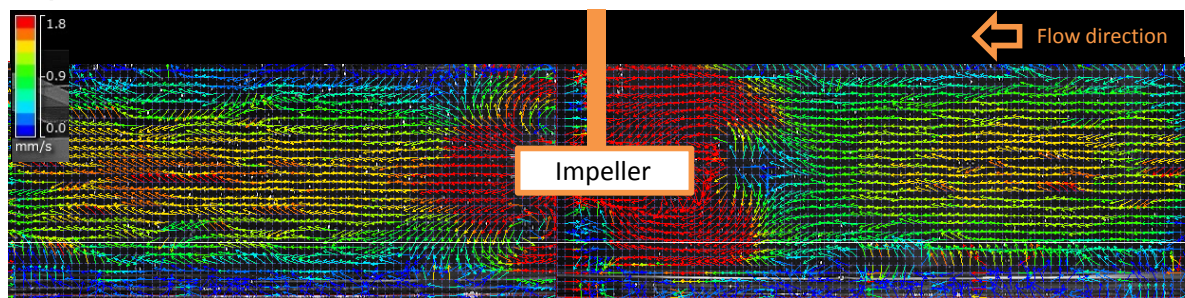


Fig. 4.43 Side view of channel centre area Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: four-blade flat paddle, impeller position:  $H/2$ , laser sheet injection point:  $W/2$ , rotational speed: 35-55 rpm



であり、高回転域では 6 枚平板パドルと同じような流速分布を形成することが分かる。

次に 4 枚平板パドルをに設置し、レーザー光を流路高さ  $H/2$  の位置から照射して上面から撮影した流路幅方向の PIV 計測結果を Fig. 4.44 に示す。

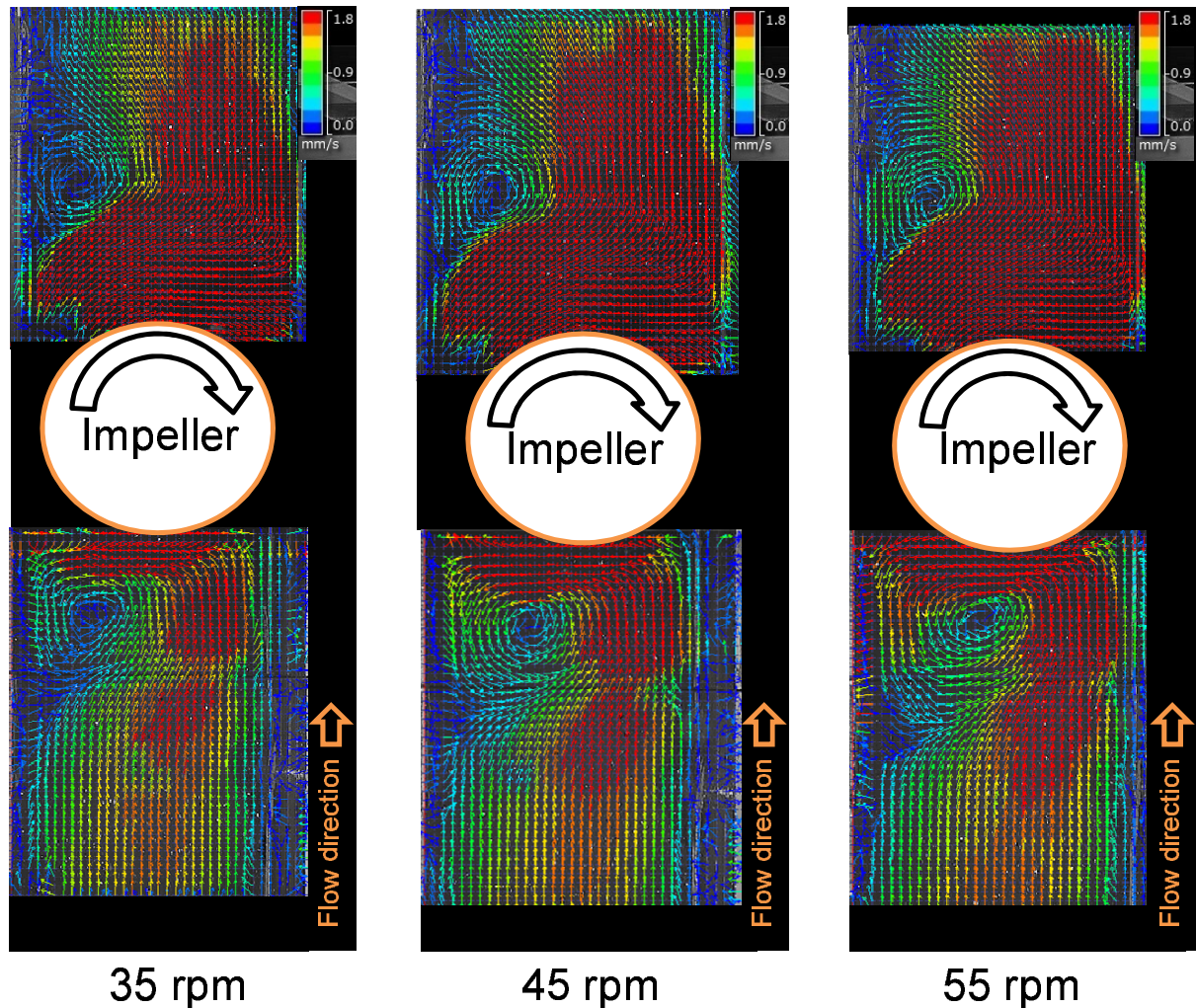


Fig. 4.44 Overhead view of Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm<sup>3</sup>/s, impeller: four-blade flat paddle, impeller position:  $H/2$ , laser sheet injection point:  $H/2$ , rotational speed: 35-55 rpm

PIV 計測結果より、流路内で攪拌翼が生回転することによって上流側に流路右から左、下流側に左から右に向かう翼の回転に沿った流れが形成されることが分かる。この流れがそれぞれ流路左側面、右側面に衝突することにより、流路左側の上下流側に渦が形成される。この渦は 6 枚平板パドル (35rpm: Fig. 4.27 p. 78, 45rpm: Fig. 4.31 p. 81, 55rpm: Fig. 4.35 p. 84) においても確認されており、上流側では左側面に衝突した流れの一部が上流側に向かい、主流と干渉して主流を右側に寄せるとともに、渦を形成して滞留領域を形成する一方、下流側では旋回流によって流路右側に向かって

押しつけられた流れが下流側で中央部に戻る際、上流側と同じように左側に低流領域が形成され、渦となることが原因であると考えられる。以上の幅方向の可視化結果から、4枚平板パドルと6枚平板パドルのフローパターンはほぼ同じであり、高さ方向の結果と同じように翼の羽根枚数は流路内のフローパターンに影響を与えないことが分かる。一方回転数によって流速 1.8cm/s 以上の高流速領域の範囲が広がる傾向がみられるものの、6枚平板パドルに比べて高流速領域の範囲は大幅にせまくなっていることが分かる。これは4枚平板パドルの吐出力が6枚平板パドルに比べて弱いことが原因であり、流路内の流れに与える力が低下したためであり、高さ方向の PIV 計測結果と同じように攪拌翼枚数の減少により流路内の流れに与える影響が小さくなる傾向が確認された。

#### 4.2.3 4枚傾斜パドル

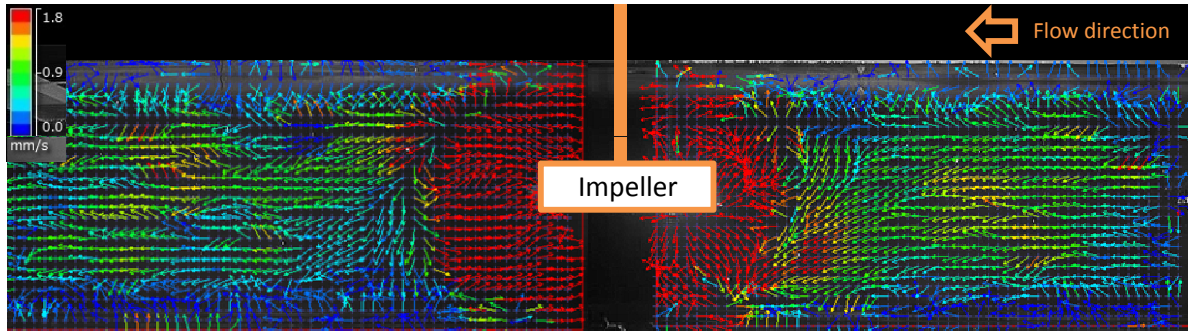
攪拌翼の傾斜の有無が流路内の流動に与える影響を評価するため、4枚傾斜パドルを同様に流路液高さの半分 ( $H/2$ ) の高さに設置し、回転数を変化させて流路側面と上面から PIV 計測を行った。Fig. 4.45 は流路中央 ( $W/2$ ) 上部からレーザー光を照射し、側面から撮影した画像の PIV 計測結果である。

図より、4枚傾斜パドル周りで見られたフローパターンは6枚平板パドル (4.2.1 p. 75) や4枚平板パドル (4.2.2 p. 94) 周りで観察されたフローパターンと大きく異なっていることが分かる。6枚平板パドルと4枚平板パドルのフローパターンは非常に類似しており、上流側から攪拌翼に向かう流れは攪拌翼からの吐出流と干渉して流路の上方と下方に分岐して翼周りを攪拌軸に向かう流れを形成した。これに対し、4枚傾斜パドルの場合、上流からの流れは平板パドルのように攪拌翼からの吐出流と直接干渉することはなく、攪拌翼上流側で翼周囲に形成された高流速領域を避けるようにして流路底部側に向きを変化させていることが分かる。このため、平板翼で翼からの吐出流と流路内の流れの干渉によって生じた翼先端上流側の低流速領域は形成されず、翼周囲に形成された翼上方から下方に向かう循環流に沿うようにして下方に向かって流れているように見える。この PIV 計測の結果は、着色トレーサーを用いた可視化結果 (Fig. 4.20 p.70) とよく一致し、可視化結果から推測した4枚傾斜パドル翼の流動状態 (Fig. 4.22 p. 72) を支持する結果である。PIV 計測においても、翼下部から翼に向かう上昇流が見られ、上流から下方に向かって接近した流れは攪拌翼の上昇流によって翼上部から上流側あるいは下流側上方に向かって流れ、上流側に向かった流れは上流からの流れとともに再び流路底部側に向い、下流側では翼上方から下降流によって底部側に少し下降しながら下流に向かっていく様子が確認できる。この結果から攪拌翼の傾斜の有無が流路内のフローパターンに大きな変化をもたらすことが分かった。

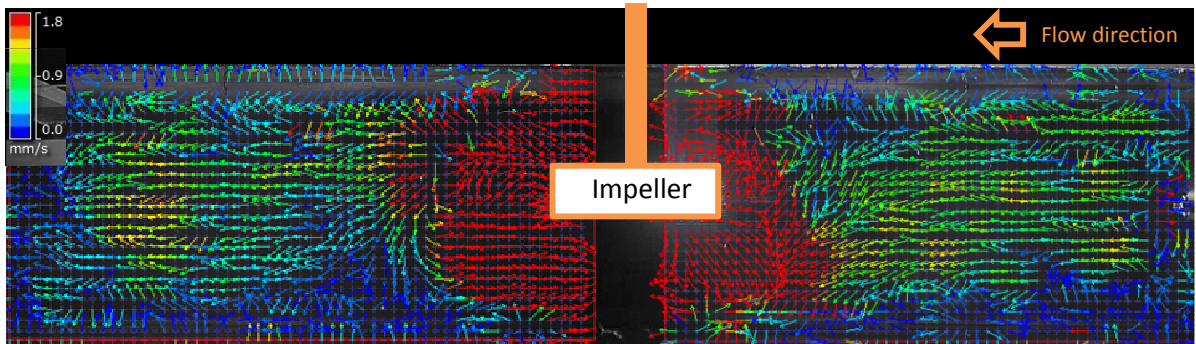
次に、攪拌を流路中央 ( $H/2$ ) に設置した状態でレーザー光を流路側面  $H/2$  の位置から照射して上部から撮影した流路幅方向の PIV 計測結果を Fig. 4.46 に示す。

得られた結果より、上流側から攪拌翼に接近してきた流路幅方向の流れは翼の回転によって生じた旋回流による高流速領域に流入する前に流路中央から右側に流れが偏ることが分かる。翼の旋回流が流路左側面に衝突して一部が上流側に戻って渦を形成するため、上流からの流れはこれを避けるようにして右側に偏流するものと考えられる。翼下流側にも同じように流路左側に循環領域が形成され、流路右側に向かって吐出された流れが流路右壁面に衝突し、下流に向かうにしたがって流路中央に

35 rpm



45 rpm



55 rpm

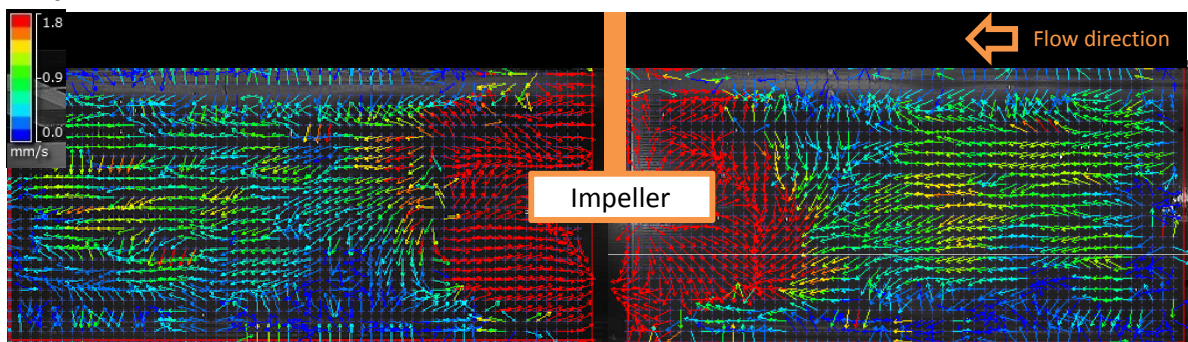


Fig. 4.45 Side view of channel centre area Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: four-blade pitched paddle, impeller position:  $H/2$ , laser sheet injection point:  $W/2$ , rotational speed: 35-55 rpm



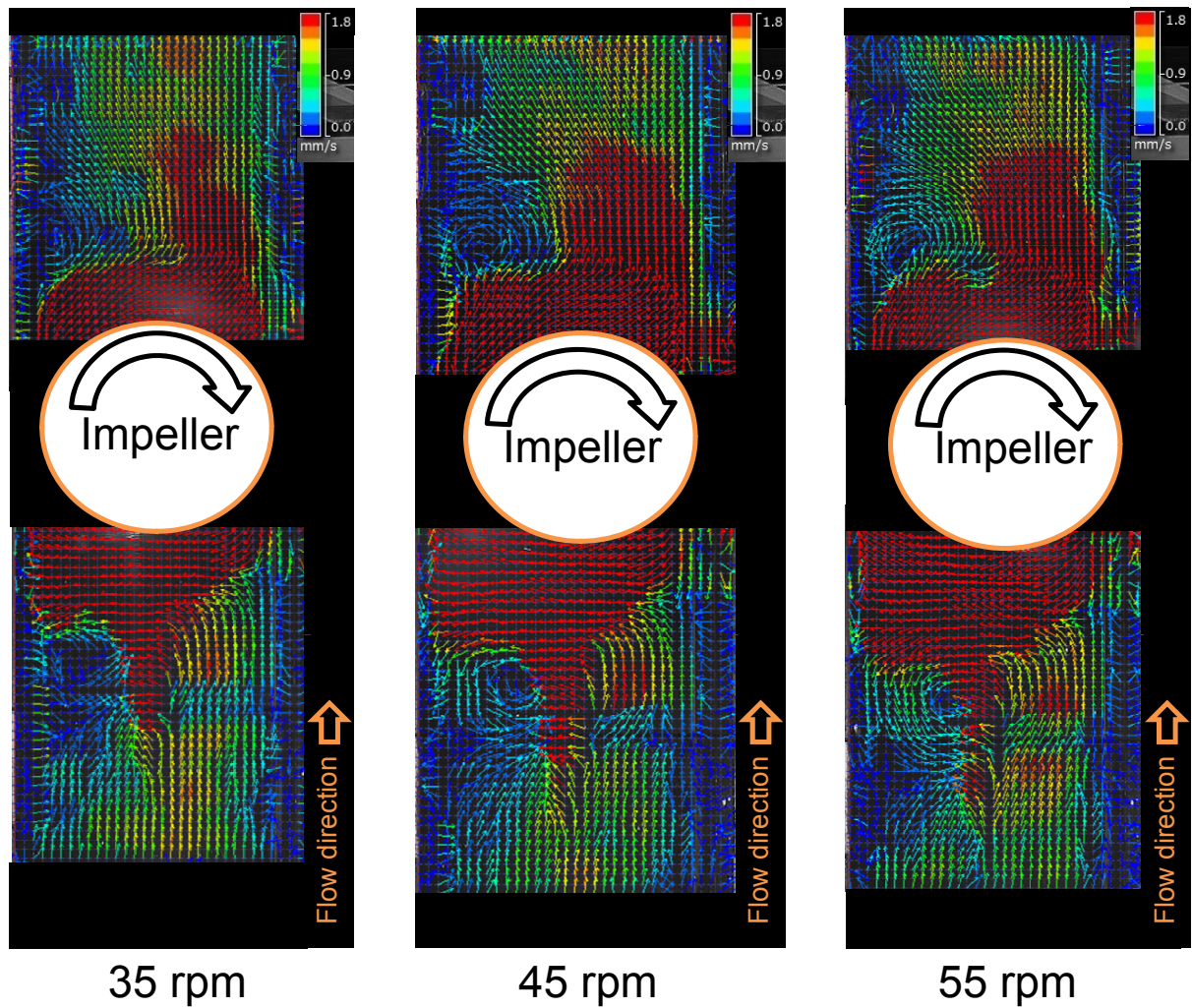


Fig. 4.46 Overhead view of Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: four-blade pitched paddle, impeller position:  $H/2$ , laser sheet injection point:  $H/2$ , rotational speed: 35-55 rpm

戻ることが分かる。この幅方向のフローパターンは6枚平板パドル(4.2.1 p. 75)や4枚平板パドル(4.2.2 p. 94)とほぼ同じであり、流路高さ方向とは違い翼の傾斜の有無が流路幅方向のフローパターンに与える影響はほとんど見られなかった。一方で、詳細に観察すると4枚平板パドルの結果(Fig. 4.44 p. 96)に比べて上流側及び下流側で形成される渦の大きさは小さく、若干ではあるが上流側で流路右側に流れが偏る度合いが小さいように見える。また、翼によって下流側に吐出される領域においては高流速領域の範囲が狭くなるなり、わずかな違いが確認された。この差異は平板翼に比べて4枚傾斜翼は翼の傾斜により軸方向の流れが形成される一方で攪拌翼からの吐出流が弱くなるため、攪拌翼が流路幅方向の流れに与える力が小さくなることが原因であると考えられる。

以上の結果から、攪拌翼に傾斜があることにより攪拌軸方向の流れが形成され流路内の高さ方向の流れが大きく変化するが、回転に伴う半径方向の吐出流が弱くなり流れに与える影響範囲が小さくなるものの、幅方向のフローパターンに大きな影響を与えないことが分かった。

#### 4.2.4 2枚傾斜パドル

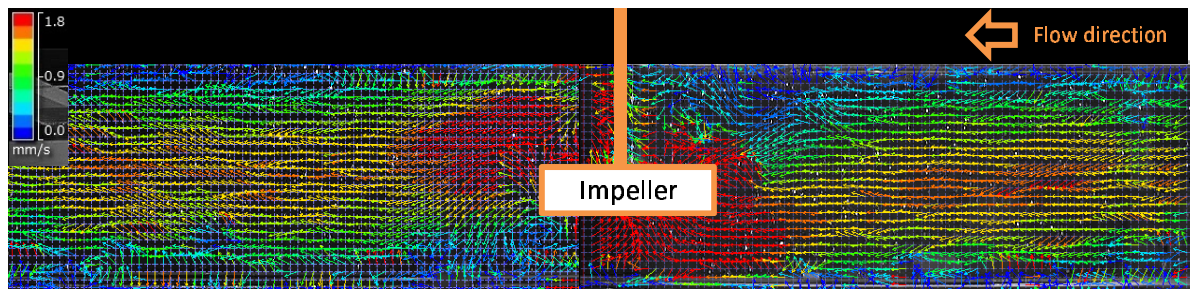
傾斜翼における翼枚数が流路内の流れに与える影響を検証するため、2枚傾斜翼を高さ $H/2$ となる位置に設置し4枚傾斜翼と同様に流路側面からPIV計測を実施した。

Fig. 4.47は2枚平板パドルを攪拌回転数35, 45, 55rpmで回転させた場合において、流路中央( $W/2$ )からレーザーシートを照射して得られた流路高さ方向の流速分布である。図より上流側から攪拌翼に向かう流れは攪拌翼の上流側で翼の下方に向かって下降して流路底面側に向かい、その後攪拌翼下方で上昇流により翼回転部に接近する流れが形成されていることが分かる。このフローパターンは着色法による可視化結果(Fig. 4.23 p. 73)と一致する。翼の下流側では攪拌翼の上昇流によって下流側上方に向かう流れが見られ、着色トレーサーの流出ルートと同じであることが分かる。このフローパターンは4枚傾斜パドルのPIV計測結果(Fig. 4.45 p. 98)および着色法による可視化結果(Fig. 4.20 p.70)と同じであることから、翼枚数はフローパターンに大きな影響を与えないことが分かる。一方、翼枚数の変化によって翼周辺の流速値に変化が見られ、翼枚数が4枚から2枚に減少することにより、翼周囲の流速 $1.8\text{cm/s}$ 以上の高流速領域が大幅に狭くなっていることが分かる。これは翼枚数の減少によって同回転数条件で攪拌翼が流路内の流れに与える力が小さくなるためであり、結果として計測によって求められる高流速領域の範囲が狭くなった。特に、翼上流側上方および下流側下方で上流側に向かって攪拌翼周りを循環する流れが大幅に弱くなり、流路内を流れる流れに対して相対的に攪拌翼が与える力の影響が弱くなっていることを示しているものと考えられる。

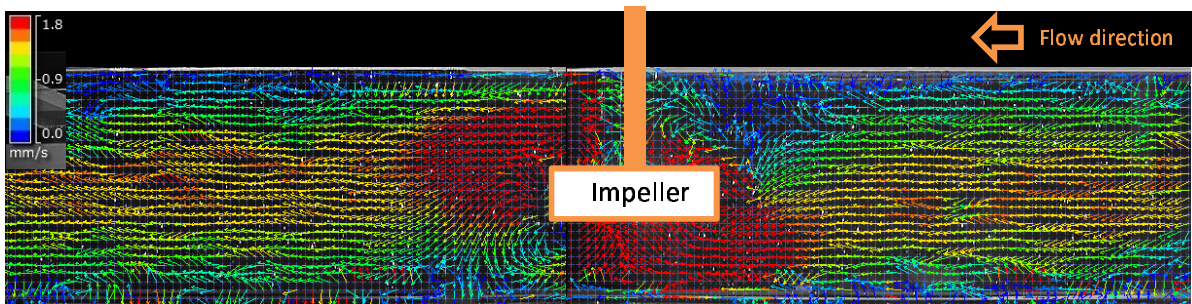
### 4.3 第4章まとめ

電解質トレーサーの流路内での混合状態を評価するにあたり、着色法および粒子イメージ流速計測法(Particle Image Velocimetry)を用いて流路内の流れの可視化を行い、攪拌翼の種類、翼枚数、回転数、翼設置位置など各種操作因子が流路内流動に及ぼす影響について検討を行った。その結果、平板パドルを流路中央部に設置した場合、攪拌翼からの強い吐出流が流路内の流れと干渉し、流路の上下に分岐して攪拌翼に向うフローパターンが形成された。その後、流路の上方下方それぞれの領域

35 rpm



45 rpm



55 rpm

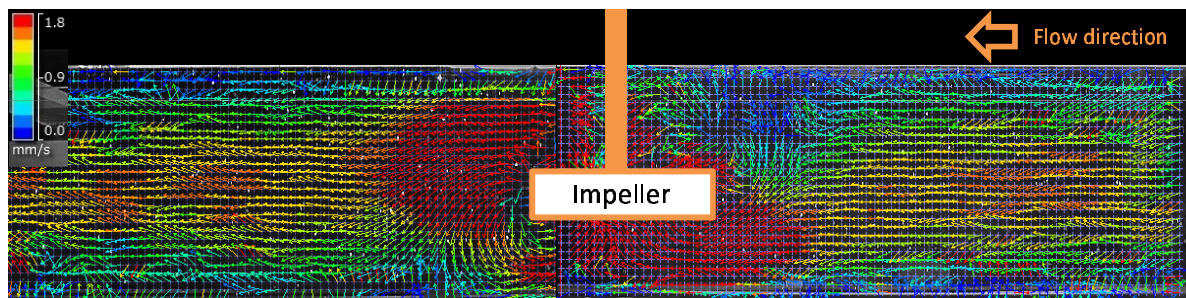


Fig. 4.47 Side view of Particle Image Velocimetry measurement with central impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller: two-blade pitched paddle, impeller position:  $H/2$ , laser sheet injection point:  $H/2$ , rotational speed: 35-55 rpm



で混合され、互いに混ざり合わずに下流側に流出する様子が確認された。この傾向は平板翼の枚数が 4 枚、6 枚のいずれの場合でも同様であった。また翼枚数及び攪拌回転数の変化による流路内のフローパターンへの影響がほとんど確認されない一方で、翼枚数は形成される流れの強さに影響をあたえ、翼枚数が少ないほどあるいは回転数が低いほど流路内の流動に与える攪拌翼の影響が少なくなる傾向が確認された。流路内の流動状態を改善するため、6 枚平板パドルの設置位置を変更し液面側に移動することにより、翼先端から攪拌軸に向かう循環流が翼下部のみに形成されるため、流路内で流れが上下に分断せずに下流に流れていくことが明らかとなった。

また攪拌翼を平板翼から傾斜翼に変更することにより、攪拌翼先端からの吐出流が弱くなり、軸方向の流れが強くなる傾向が見られた。その結果、平板パドルのように攪拌翼からの流れと主流が衝突することなく、翼周囲に形成された循環流に主流が沿うようにして翼下方から接近し、混合されながら翼下部から上部に向う上昇流によって流路全体の流れが形成された。以上の結果より翼の傾斜の有無は、軸方向の流れを変化させ、流路内のフローパターンに大きな変化を与えることが明らかとなった。

## 5 電解質濃度変化を利用した連続層流場における混合評価指標構築

### 5.1 測定電流値処理方法検証

#### 5.1.1 はじめに

本検討では、フロートガラス製造装置を模擬した流路に設置された攪拌翼の混合能力を評価するため、攪拌翼上流側から高濃度電解質を溶解させたトレーサーを流路内に投入し、攪拌翼下流側における電解質の分散状態を定量化して混合評価指標として用いることを検討した。そのため、Fig. 3.1(p. 28)に示す縮小模型装置の攪拌翼下流側に 15 対の電極を挿入し、定電圧交流 ( $10V_{\text{peak-peak}}$ ) を印加し、各電極における測定電流値の変動を電解質濃度変化に換算することにより測定中に投入したトレーサーが攪拌翼による電解質の拡散状態を測定した。測定に使用した装置は模擬液が循環する構造となっており、測定中に一度電極を通過した電解質が測定中に再び電極位置まで循環することにより測定値に影響を及ぼすことが可能性が考えられるが、循環ポンプにより大部分のトレーサーは混合され、また循環ポンプに加えて予備混合槽に攪拌機を設置して一度電極を通過したトレーサーの分散状態に偏りが生じないようにした。これにより、未混合のトレーサーが流路内の濃度分布測定に影響を与えることは避けられたが、混合されたトレーサーにより流路内の電解質濃度が測定中に継続的に上昇する問題についても対処する必要があった。本検討では循環による継続的な電解質濃度の影響と模擬液の繰り返し使用による初期電解質濃度の変化の影響を排除するため、3.8 節 (p. 42) で述べた測定値処理手法を採用した。本節では実際の混合評価を行う前に、今回採用した手法の妥当性について検証を実施した。

#### 5.1.2 電流値から電解質濃度への換算

Fig. 5.1 は流路中央位置 ( $H/2$ ) に設置した 6 枚平板パドルを 35rpm で回転させた条件において、攪拌翼より上流 200mm の地点の流路中央 ( $H/2$ ) から 40g/L の KCl を含有したトレーサーを連続的に注入した際の攪拌翼下流側電極における測定電流値の経時変化を示した図である。本試験では測定開始とともに 200mm 上流からトレーサーのフィードを開始し、フィードは 60 分間連続して実施した。60 分経過後トレーサーのフィードを停止し、流路内の電流値測定はフィード停止後もさらに 20 分間継続して実施した。

図より、試験開始後 10 分程度は各電極の測定電流値に変化が見られず、フィードを開始しておよそ 10 分経過後から電極での測定電流値にが現れることが分かる。電流値変化を各電極で比較すると電流値の変化の大きさは電極位置によって異なっており、Fig. 5.1 の場合で Ch11、21 及び 31 で電流値に変化が見られる一方で、Ch14、24、34 及び Ch15、25、35 では測定中電流値にはほとんど変化が確認できなかった。電極で確認された電流値の変化は高濃度の塩化カリウムを含有するトレーサーが電極に接近したことを示しており、電極配置図 (Fig. 3.3 p. 32) から、攪拌翼によって混合されたトレーサーのうち、比較的濃度の高い部分が流路底部側 (Ch11、21、31) を中心に流出し、流路液

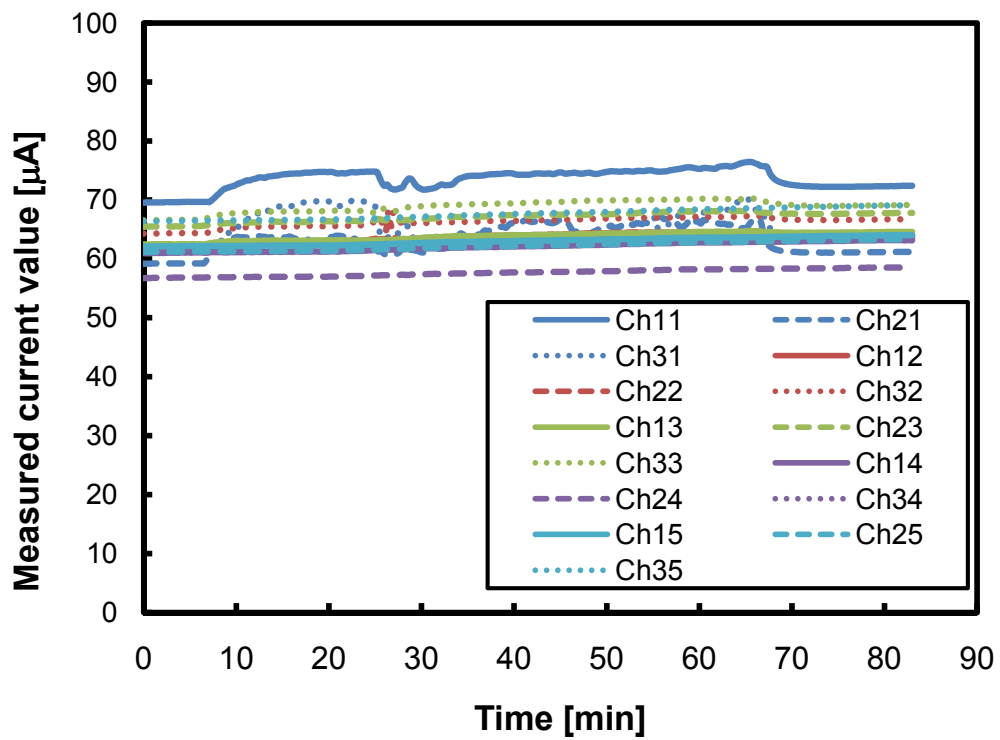


Fig. 5.1 Time dependent change of measured current value  $I_{ij,m}$ , fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle rotational speed: 35 rpm

面側 (Ch14、24、34、15、25、35) には高濃度の電解質は流れていないと推測できる。流路内の流動状態の観点から考えた電流値挙動の妥当性については後述する。一方、測定前後の各電極の測定電流値を比較すると、すべての電極でごくわずかに電流値が上昇しており、高濃度のトレーサーの流出が検出されていない場所を含めて流路全体の電解質濃度が上がっていることが分かる。これは既述のように今回の装置が液循環式を採用しているため、測定に使用したトレーサーによって流路内の電解質濃度が上昇したことが原因である。このことはトレーサーが攪拌翼を 1 回通過したことによる混合評価の際はこの影響を差し引いて考える必要があることを示している。

各電極での測定電流値から電解質濃度値への換算は (3.4) 式 (p. 42) に示す検量線を用いて行った。各電極のフィッティングパラメーターについてはあらかじめ測定したものをを用い、Table 3.3 (p. 43) に示す値を使用した。

Fig. 5.2 は Fig. 5.1 の測定電流値変化の値から検量線を用いて求めた各電極の電解質濃度値  $C_{ij,m}$  の経時変化を示したものである。

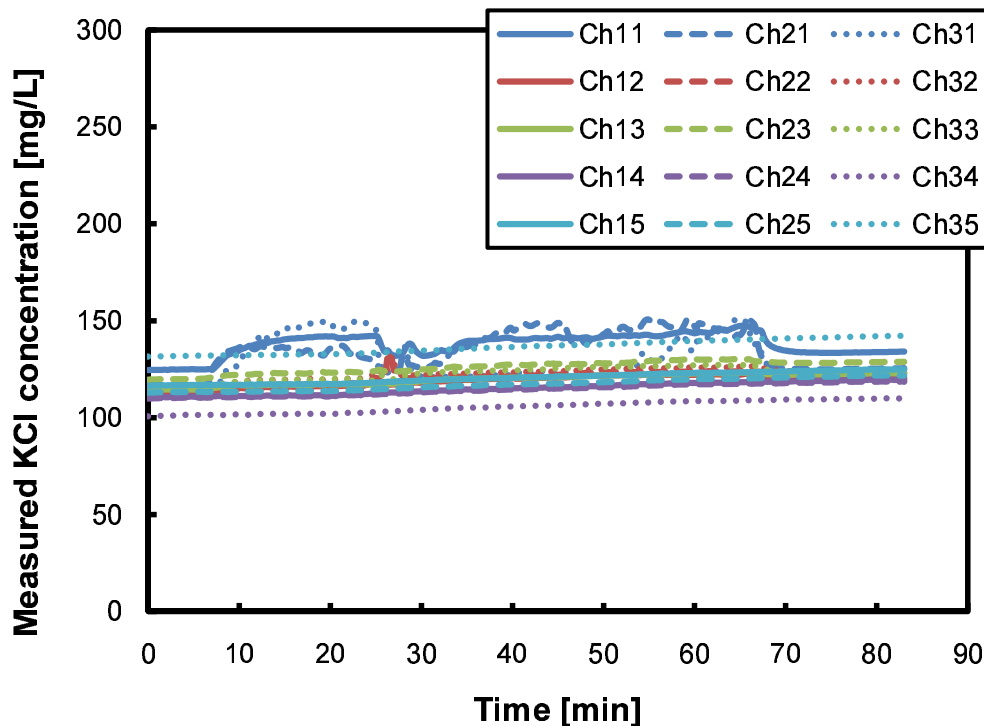


Fig. 5.2 Time dependent change of measured concentration  $C_{ij,m}$  calculated according to Eq. 3.4 (p. 42), fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, rotational speed: 35 rpm

図より、試験開始時においてトレーサーとして投入した電解質が電極に到達していない状態であるが測定濃度値は各電極で差があり、全体として測定濃度値に 100-130mg/L の幅を有していることが分かる。ここで測定された測定濃度値の 30mg/L の幅は測定電流値でおよそ  $6\mu\text{A}$  の差に相当し、検

量線 (Fig. 3.9 p. 41) 作成時の直線近似によって生じた近似値と測定値の差よりも小さな値に相当する。このような状況を踏まえると、今回構築した測定装置において得られた 100-130mg/L の初期濃度の変動はほぼ誤差範囲であるとみなした。この誤差を最小化し、濃度の絶対値をより正確に測定可能とするためには極めて精度の高い測定装置が必要となり、今回使用した装置で測定精度を向上させることは困難であること、また実際に投入された電解質トレーサーによる濃度変化が本装置で十分検知できていることから、本検討では次節で記述する濃度の規格化を行い、濃度変化値を評価することにより混合評価を実施することとした。

### 5.1.3 測定濃度値の規格化

前節では測定電流値から検量線を用いて得られた各電極の絶対濃度値を算出し、得られた値の誤差について述べた。実際の測定では、一度測定に使用した模擬液を電解質濃度が均一になったことを確認したうえで繰り返し使用したため (3.6.2 節参照 p. 33) 試験を重ねるごとに初期の電解質濃度が徐々に上昇し、試験毎に初期濃度値が変動することになる。本測定系で測定されたトレーサーの濃度分布を利用して混合評価を実施するにあたり、各測定で変化する絶対濃度値を利用して直接混合評価指標として用いることは上記の理由から困難であると判断した。本検討の目的は、流路内の電解質濃度の絶対値を正確に測定することではなく、各測定で投入した攪拌翼通過後の濃度分布を混合状態の指標として利用することであるため、(5.1) 式で求められる濃度測定値  $C_{ij,m}(t)$  から初期濃度値  $C_{ij,0}$  を引いた濃度増加量  $C_{ij,m-0}(t)$  を用いて評価を行うことを試みた。本検討では、初期濃度値をトレーサー投入開始後 5 分間の平均値として定義した。

$$C_{ij,m-0}(t) = C_{ij,m}(t) - C_{ij,0} \quad (5.1)$$

$$C_{ij,m-0}(t) : \text{濃度増加量 [mg/L]} \quad (5.2)$$

Fig. 5.3 は (5.1) 式を用いて Fig. 5.2 の測定濃度値から初期濃度値の差によって得られた濃度増加量の経時変化を示したグラフであり、6 枚平板パドルが流路中で 35rpm で回転する条件において、流路中央部から連続的にトレーサーを投入した際の濃度増加値の経時変化を示している。

図より、比較的濃度の高いトレーサーは流路底部側 (Ch11、21、31) を中心に流れ、少し濃度が上昇している Ch12、22、32、13、23、33 には低濃度のトレーサーが流れていることが分かる。一方で、Ch14、24、34、15、25、35 では流路全体のベース上昇分を考慮すると試験を通じて電解質濃度の変化はほとんど確認できなかった。この結果は、この条件では流路中央より投入されたトレーサーは攪拌翼によって混合されたのちも流路上部側に電解質は到達していないものと考えられる。一方、同条件で実施した着色トレーサーによる流動状態可視化結果 (Fig. 4.7 p. 58) では、流路中央より投入されたトレーサーは攪拌翼によって混合され、流路下部のみに流出し流路上部側にはほとんど拡散せず、今回の電気伝導度計測から得られた流出位置の結果と良く一致することが分かる。以上の結果から、今回構築した測定装置によって得られた流路内の濃度変化は実際のトレーサーの動きと問題

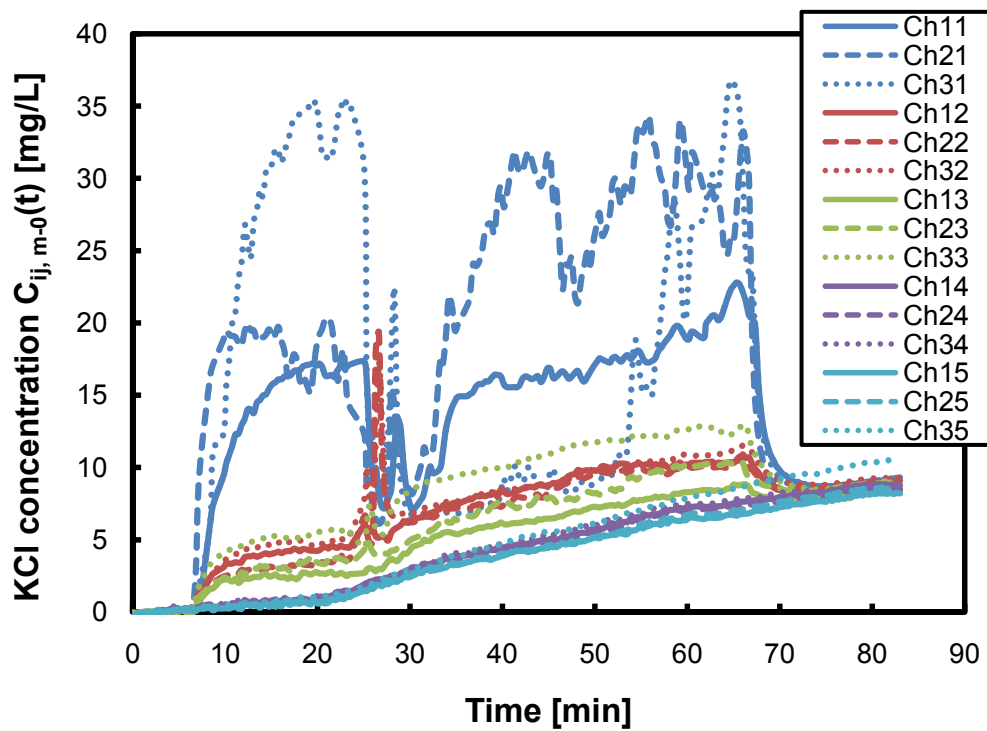


Fig. 5.3 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij, m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106), fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle rotational speed: 35 rpm

なく対応していることが確認された。

Fig. 5.3 における濃度増加量の経時変化より、測定を通してすべての電極において濃度値が徐々に上昇していることが分かる。これは 3.8 節 (p. 42) で既述のように、今回使用した装置では模擬流体が循環形式となっていることが原因であり、電解質の濃度変化値を利用して攪拌翼の混合評価を行うためには、経時的にベース濃度が増加する原因である液循環の影響を排除し、トレーサーが 1 回流路を通過したことによる電解質濃度分布を求める手法を確立することが必要である。次節ではこの濃度値の処理方法について述べる。

#### 5.1.4 瞬時濃度増加量の導入

装置内の模擬流体の循環の影響を排除し、純粋にトレーサーが電極を 1 回通過した際の攪拌翼による電解質の分散状態を評価するため、本検討では既述のように電極による濃度増加量  $C_{ij, m-0}(t)$  に代えて (5.3) 式で定義される瞬時濃度増加量  $C_{ij}(t)$  を指標として導入した。瞬時濃度増加量導入の考え方については、すでに 3.8 節 (p. 42) で記述した通りであるが、初期濃度の影響を排除するため、測定濃度値と初期濃度値の差を濃度増加量とし、さらに模擬流体がモデルを循環することによる連続的な電解質濃度上昇の影響を取り除いたものである。具体的には初期濃度  $C_{ij, 0}$  と終了時濃度  $C_{ij, f}$  の差 (測定で投入した電解質による流路内の濃度上昇に相当すると考える) が試験時間に比例して生じると仮定し、初期濃度値と終了時濃度値を試験時間で除して時間当たりの濃度変化値を求め、これに測定時の時間をかけたものを濃度増加量から引いた。これにより求められる瞬時濃度増加量  $C_{ij}(t)$  は (5.3) 式で表され、初期濃度値及び循環による電解質濃度の変動を排除し、流路に投入された高濃度電解質トレーサーが攪拌翼が回転している混合部を一度通過したことによる流路各所における濃度変化に相当すると考えられる。

$$C_{ij}(t) = C_{ij, m}(t) - C_{ij, 0} - \frac{C_{ij, f} - C_{ij, 0}}{T} \cdot t \quad (5.3)$$

Fig. 5.4 に Fig. 5.2 で測定した電解質濃度から (5.3) 式を用いて求めた瞬時濃度増加量  $C_{ij}(t)$  の経時変化を示す。

Fig. 5.4 から分かるように、瞬時濃度増加量  $C_{ij}(t)$  は試験開始時の値と試験終了時の値が一致しており、目的通り初期濃度及び液循環による継続的な濃度上昇の影響を取り除くことができたことが分かる。このように瞬時濃度増加量を定義することによりトレーサーが攪拌領域を一回通過したことによる分散状態を示す濃度値を定義することが可能となり、本検討ではこの瞬時濃度増加量を利用して定量的な混合評価指標について検討を実施した。

## 5.2 混合評価手法検討

### 5.2.1 層流連続流れにおける混合評価指標

本検討では上流側で投入されたトレーサーの攪拌翼下流側における分散状態を評価するため、(5.4) 式および (5.5) 式で求められる瞬時標準偏差  $\sigma(t)$  を新たな指標として定義した。瞬時標準偏差は全電

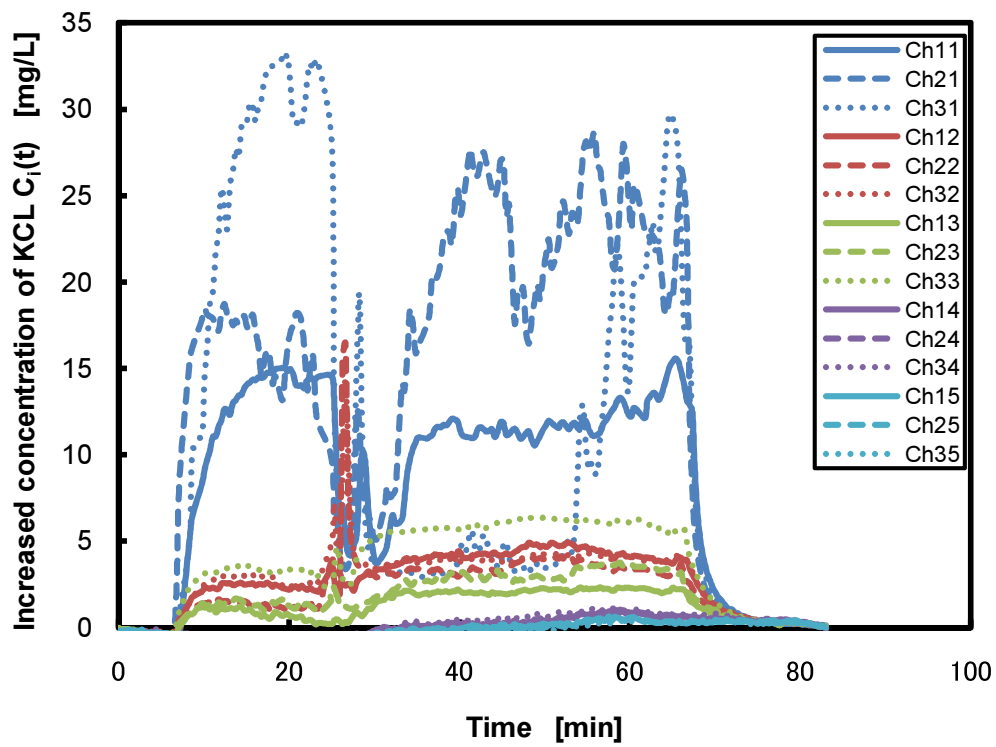


Fig. 5.4 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m}(t)$  calculated by eq. (3.6) (p. 44), fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle rotational speed: 0 rpm



極の瞬時濃度増加量から計算され、ある瞬間  $t$  における全電極の瞬時濃度増加量のバラツキを示す値であり、攪拌翼によって混合されたトレーサーの下流側での分散状態を評価する指標として利用することを検討した。

$$\bar{C}(t) = \frac{1}{15} \sum_{i=1}^3 \sum_{j=1}^5 C_{ij}(t) \quad (5.4)$$

$$\sigma(t) = \sqrt{\frac{1}{15} \sum_{i=1}^3 \sum_{j=1}^5 (C_{ij}(t) - \bar{C}(t))^2} \quad (5.5)$$

$\bar{C}(t)$  : 平均瞬時濃度増加量 [mg/L]

$\sigma(t)$  : 瞬時標準偏差 [mg/L]

混合状態に与える操作因子の影響を評価する際、各時間における瞬時標準偏差  $\sigma(t)$  の値を用いた場合、時間により値が変動するためある条件における混合状態をある一つの値で評価することができない。本来、定常状態であれば流路内の流動状態は一定であり、それにあわせて各電極における測定濃度値も一定となり、 $\sigma(t)$  の値も変動することはないが、後述する層流連続流れの不安定性により、本検討の測定では必ずしも一定値をしめすことはなかった。このため、(5.6) 式で定義される瞬時標準偏差の平均値  $\bar{\sigma}$  を用いることにより、流路全体の電解質濃度の均質度の指標とすることを検討した。本研究では試験開始後 20 分から 60 分の間を定常状態と仮定し、この間の瞬時標準偏差の平均値を算出した。定常状態を 20 分から 60 分とした理由については後述する。

$$\bar{\sigma} = \frac{\sum_{t=20}^{60} \sigma(t)}{N} \quad (5.6)$$

$\bar{\sigma}$  : 平均標準偏差 [mg/L]

### 5.2.2 層流連続流れにおける濃度分布測定の安定性

Fig. 5.5 は 6 枚平板パドルを 35rpm で回転させた条件において、各電極における瞬時濃度増加量 Fig. 5.4 から計算した平均瞬時濃度増加量  $\bar{C}(t)$  の経時変化を示した図である。

流路に投入されたトレーサーが定常状態において全量電極によって検出された場合、理論上  $\bar{C}(t)$  の値は測定中一定値を示すはずであるが、実際の測定結果 (Fig. 5.5) をみると、0-10 min において初期立ち上がりの時間を除いて  $\bar{C}(t)$  の値は 2.0 から 6.0 の間で変動しており、一定値とならなかった。一般的に層流の流れ場は定常流とされており、本検討の実験系も定常流れであると考えられるが、理論上一定であるべきトレーサーの検出挙動がこのように安定しない原因については以下の二つの可能性が考えられる。

1 点目に、層流におけるトレーサー攪拌の不安定性が原因として考えられる。層流は一般的には定常流とされるが、よりミクロな視点で流れを観察すると流路内で攪拌翼がある一定の周期をもって回

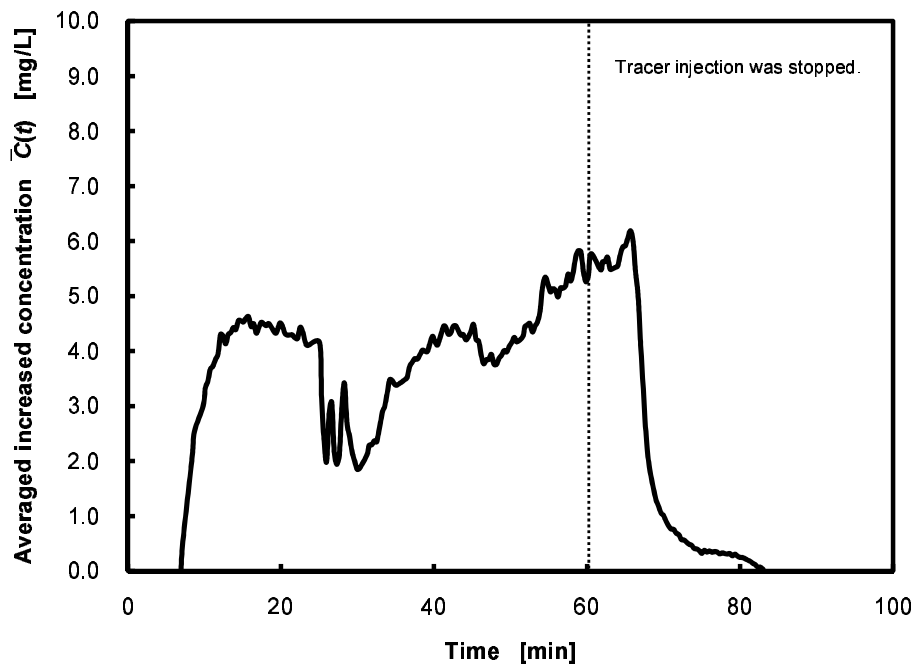


Fig. 5.5 Time dependent change of averaged increased concentration  $\bar{C}(t)$ , fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: center, rotational speed: 35 rpm

転しており、周期的な非定常流れとみなすこともできる。本検討ではこの短周期の非定常な流れをを定常流として取り扱うため、各測定条件で 60 分間継続して試験を実施し時間的な平均とすることにより、時間的な変動を補うことを試みた。しかし一方で流路内の同じ位置に投入されたトレーサーは厳密に常にまったく同じ流線で攪拌翼に接近することはなく、微小ではあるが経時的に変化する。この非常に小さな流線の変化がトレーサー攪拌領域への流入位置の変化となり、混合領域を経て大きなトレーサー流出流路の変化となる可能性があり、上流側での非常に小さな流線の変化がその結果得られる下流側での電解質濃度分布に大きな影響を与える可能性も考えられる。乱流攪拌ではこのような現象は混合が良好かつ時間的な変動が検知できないほど小さくなるため定常状態とみなせるが、今回のような層流連続条件では時間的な変動が大きく、容易に定常状態と判断できない状態となったことが考えられる。

時間的な変動が生じるもう一つの原因として、今回製作した電極による電解質の検出感度の問題も考えられる。今回使用した電極は Fig. 3.3 (p. 32) に示すとおり、流れの邪魔にならないように幅 20mm 高さ 15mm の間隔をもって流路内に配置し、電極近傍で問題なく電解質が検出されることを確認したが、電極と電極の中央部においては検出感度が低下し、測定濃度に誤差を生じやすい可能性も考えられる。この問題を解決するためには流路内における電極数を増やす必要があるが、その場合流れに対する影響が大きくなり、流路内の流れを大きく変化させることが懸念されるため本検討では電極数は 15 対とした。

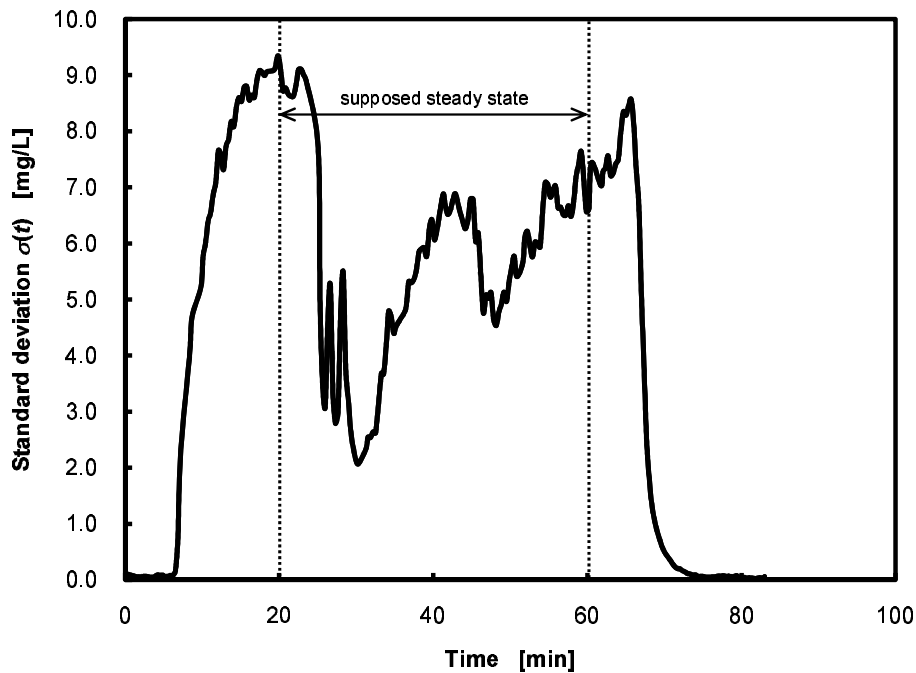


Fig. 5.6 Time dependent change of momentary standard deviation  $\sigma(t)$ , fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: center, rotational speed: 35 rpm

### 5.3 濃度分散測定と可視化結果の比較による流動評価

#### 5.3.1 流路内の混合に与える攪拌回転数の影響

攪拌回転数が流路内の混合に与える影響を明らかにするため、6枚平板パドルによる電解質トレーサーの分散状態を 35rpm と同様に 40, 45, 50, 55rpm 条件で測定し、得られた各電極の測定濃度値から瞬時標準偏差  $\sigma(t)$  を (5.5) 式 (p. 110) を用いて計算した。各条件における測定データは A にまとめて載せた。

Fig. 5.6 に Fig. 5.4(p. 109) の測定結果から計算した 35rpm 回転時の瞬時標準偏差の経時変化を示す。

図より、 $\sigma(t)$  の値は測定開始後約 10 分経過後急激に上昇し始め、試験開始後約 20 分経過地点で最大値の 9.0 に達することが分かる。この標準偏差値の急激な上昇は Fig. 5.4 の瞬時濃度増加量変化を示したグラフより、Ch31 において高濃度のトレーサーが検出されたことが原因であり、他の電極では高濃度のトレーサーが検出されないことから流路全体の濃度差が大きくなり標準偏差値が大きくなったものと考えられる。この結果から標準偏差値の変動が流路全体の電解質濃度の均質性をよく示していることが確認された。本検討では、各電極での電解質検出挙動から、測定開始 20 分経過後から流路内の流動が定常状態に達したのみならず、高濃度電解質を含有したトレーサー投入を上流側で停止した 60 分後までの 40 分間を定常状態とした。瞬間標準偏差値は Fig. 5.5 (p. 111) に示す平均

瞬時濃度増加量と同じように、定常状態においても連続層流流れの不安定性や投入されたトレーサーの不規則な流れを下流側に設置した電極ですべて検出できないために一定値とならずに 3.0 から 9.0 の間を大きく変動したと考えられる。

電解質トレーサーによる試験の結果、35rpm 回転条件下では 5.1.3 (p. 106) で既述のように、濃度の高い部分が流路底部側 (Ch11、21、31) 付近に集中して流出していることが明らかとなった。この結果はトレーサー着色法による可視化結果とよく一致した。本検討では各条件における高濃度電解質の流出位置と着色法・PIV による可視化結果の比較を行い、流路内におけるトレーサーの挙動について検討を実施し、操作因子の流動・混合状態に与える影響を評価した。

6 枚平板パドルを用いて攪拌回転数を変化させ、攪拌回転数が高濃度トレーサー検出位置に与える影響を Fig. 5.7 に示す。図は各回転数で同じ条件で電解質濃度測定を繰り返し実施し、各 Run において相対的に比較的濃度が高いトレーサーが流出した位置を図示したものである。たとえば、35rpm では Run1 から Run5 まで攪拌回転数 35rpm の同じ条件で測定を 5 回繰り返し、Run1 であれば Ch11-13 の流路底部側に流出したことを表す。本図では流路全体として良く混合され、全電極の通過電解質濃度が比較的低い場合であっても、他の電極で全く検知されていない点があり、比較して有意な差が確認できれば低濃度トレーサーが検出された位置を高濃度トレーサー検出位置とした。そのため必ずしも絶対値として高い濃度のトレーサーの流出位置を示すものではないことに注意されたい。

Fig. 5.7 より、いずれの回転数においても比較的高濃度のトレーサーは狭い限られた範囲から流出し、流路全体で均一に完全混合される条件がないことが分かる。また高濃度トレーサーの流出位置は攪拌回転数の上昇にあわせて流出するトレーサーの範囲が徐々に拡大する傾向がみられ、回転数の上昇によって流路内の流動状態が改善され、より広範囲にトレーサーが分散したものと考えられる。各条件における混合評価については後述するが、全電極で測定された最高濃度増加量は 35rpm 条件において 20-40mg/L であるが、回転数を上げるに従って 10-15mg/L まで低下しており、流路全体として混合が進んでいることを示している。さらに特徴的な傾向として、回転数の上昇に伴って高濃度トレーサーの流出範囲は流路幅方向に広がる傾向を示すが、流出位置は流路高さ方向には決して広がらないことが分かる。これらの結果は 6 枚平板パドルを流路中央に設置して回転させたとき、流路上下方向の混合は攪拌回転数を上げた場合でもほとんど進行しないことを示している。さらに、低回転時あるいは高回転時いずれの場合においてもトレーサーの流出位置は流路の上部あるいは下部のいずれかに限られており、流路全体にわたって混合されたトレーサーが流出することはなく、流路内の流れは上部と下部に分断され、互いに混ざり合わない状態とまっていると考えられる。この傾向は、着色法と PIV 計測による流れの可視化結果 (4.2.1 節, p. 75) でも確認され、35rpm では Fig. 4.7 (p. 58) に示すように、上流側で流路中央部 ( $H/2$ ) に投入されたトレーサーは流れに沿って攪拌翼に接近するが、翼の吐出流によって流路底面方向に沈降する。その後、翼下方から攪拌翼に近接して翼下部で数回回転しながら混合されるが、十分に均一にならずに攪拌翼の吐出流によって下流側底面に向かって排出された。今回使用した平板パドルは半径方向の流れ (吐出流) が強く、軸方向の流れが形成されづらいため、翼上方あるいは下方から入ったトレーサーは攪拌翼流入側の一方のみで混合されるため、攪拌翼の混合領域に流路底部側から入った場合、混合されて流出するの場所も同じ流路底部側の

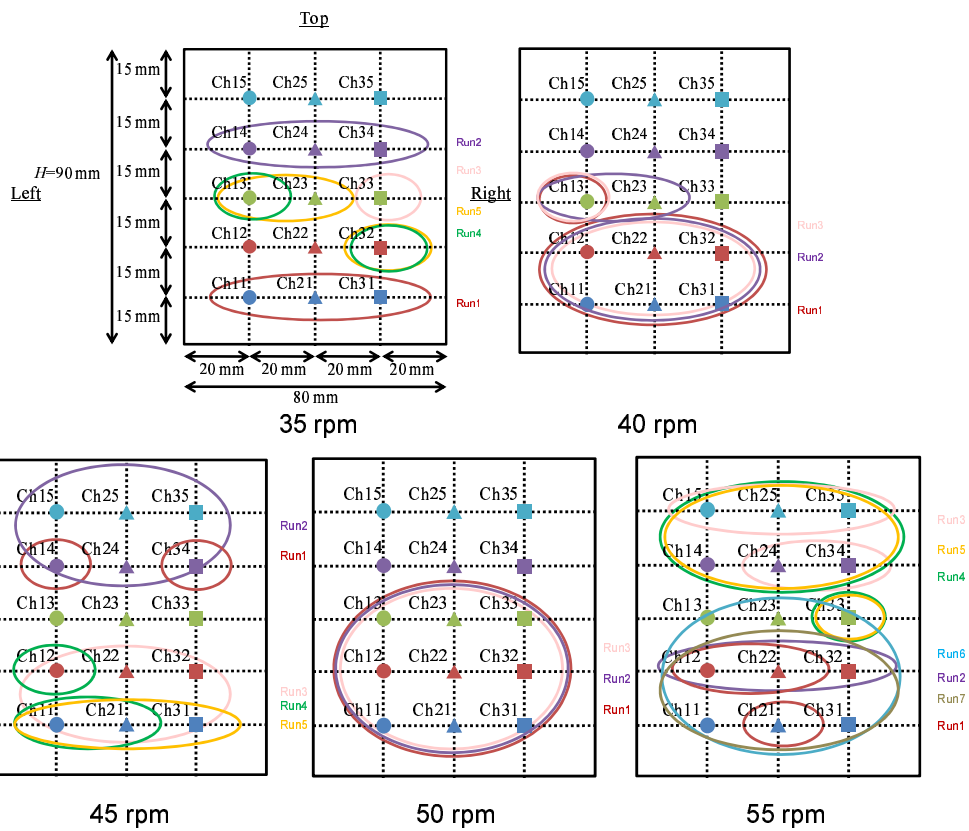


Fig. 5.7 High concentrated tracer out-flow position, fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position:  $(3/4)H$ , rotational speed: 35 rpm

みに限られるものと考えられる。Fig. 5.7 に示した 35rpm における高濃度トレーサー流出位置を比較すると、Run1, 3, 4, 5 におけるトレーサー流出位置は流路中央部から底部側にかけての領域であり、流路底部側に流出したトレーサー可視化結果と一致する。一方 Run2 では、他の Run の場合と異なり流路上部側から流出したが、これはトレーサーが攪拌翼に接近し翼上流側で上流からの流れが吐出流によって上下に分断される際に流路底部側ではなく液面側に向かい、翼上部から回転部に引き込まれ混合されたのち下流側上方に向けて排出されるルートを通ったためと考えられる。攪拌翼上流側でトレーサーが液面側・底部側いずれの方向に向かうかは確率的に同等であり、流入時の微小な違いに依存すると考えられる。電気伝導度測定結果は可視化によって明らかにされた流路内の流動状態からみても整合性が取れていると判断される。電解質トレーサーによる混合評価により、6 枚平板パドルを流路中央部に設置し 35rpm で回転させた条件では攪拌翼を挟んで上下方向に分かれて流出し、互いに混合されていないことが分かる。この流出挙動は回転数を上げてても変化が見られず、可視化試験においても攪拌回転数がフローパターンに影響を与えないことから、よりトレーサーの混合を促進するためにはフローパターンを変化させる他の手段を検討するべきであると考えられる。

### 5.3.2 流路内の混合に与える攪拌翼設置位置の影響

5.3.1 の検討結果から、流路中央部 ( $H/2$ ) に設置した 6 枚平板パドルを高回転数で回転させた場合でも、流路幅方向の混合が改善する一方で上下方向の混合が良化しないことが示された。この原因は攪拌翼が流路中央に設置され、攪拌翼によって流路上方と下方の独立した二つの流れに分断され、どちらか一方で攪拌されたトレーサーがもう一方の領域まで拡散しないことが原因であった。6 枚平板パドルを用いて流路全体の混合状態を改善するため、攪拌翼の設置位置を流路中央から液高さ  $H$  に対してちょうど  $(3/4)H$  となる底面から 67.5mm の位置に変更した。攪拌翼設置位置の変更は、回転数の変更と並んで実際のガラス製造プロセスで稼働を停止することなく内部の流動状態を変化させることのできる数少ない手段の一つであり、本検討では液面側に攪拌翼を移動し、混合状態に与える影響を確認した。現実のプロセスでは溶融ガラス液面内気泡が混入することを防止するため、溶融ガラス液面に強い波が立たない条件で翼高さ位置が決定されるが、今回の試験においても同様にモデル液表面に波が立たない位置として  $(3/4)H$  を選定した。

Fig. 5.8 に  $(3/4)H$  の位置に設置した 6 枚平板パドルを 35rpm で回転させた際の瞬時濃度増加量  $C_{ij}(t)$  の経時変化を示す。図より攪拌翼を流路中央部に設置した場合 (Fig. 5.4 p. 109) と比較して、瞬時濃度増加量  $C_{ij}(t)$  の値が全体的に大幅に低下していることが分かる。Ch11-Ch35 のいずれの電極においても測定中に高濃度のトレーサーが検出される電極は見られず、電極で確認された濃度変化は全電極でほぼ同じ傾向を示した。

Fig. 5.9 に Fig. 5.8 の結果から計算された瞬時標準偏差  $\sigma(t)$  の時間変化を示す。標準偏差の値も流路中央に攪拌翼を設置時 Fig. 5.6 (p. 112) と比較して大幅に値が小さくなっており、翼設置位置を  $H/2$  から  $(3/4)H$  に変更することにより、混合状態が大幅に向上していると推測できる。

翼設置位置を流路上部  $(3/4)H$  に移動した状態で、攪拌回転数を 35、45、55rpm と変化させた場合の高濃度トレーサー検出位置の変化を Fig. 5.10 に示す。翼を流路上部に設置した場合、Fig. 5.8



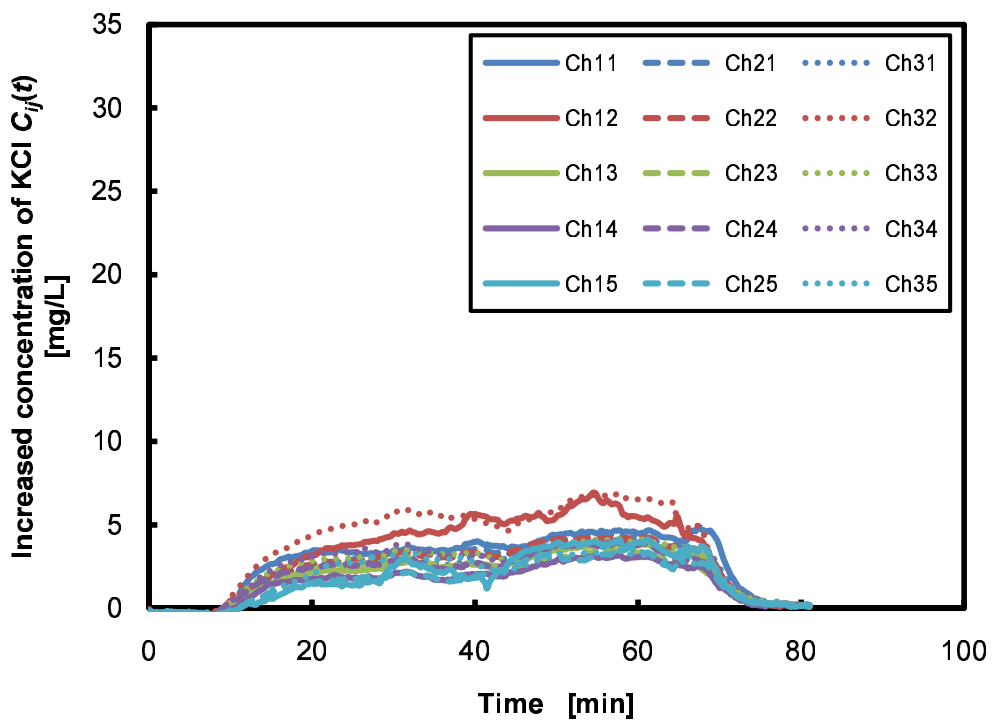


Fig. 5.8 Time dependent change of measured increased KCl concentration with higher impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.70 g, tracer injection point: center, impeller position: (3/4)H, rotational speed: 35 rpm

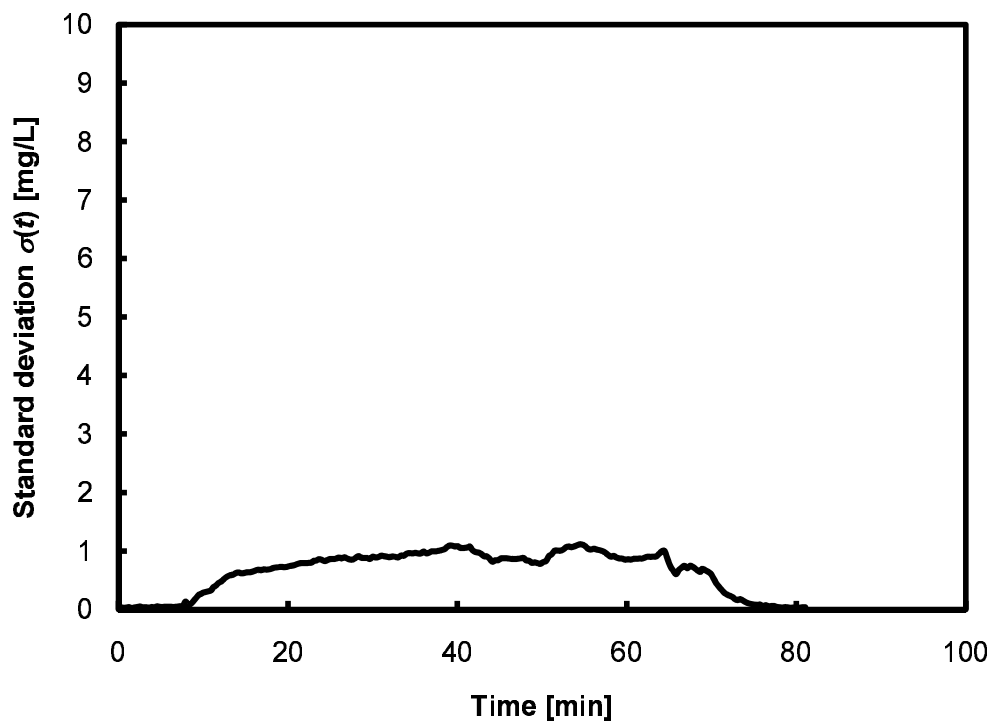


Fig. 5.9 Time dependent change of momentary standard deviation  $\sigma(t)$  with higher impeller position, injected tracer weight: 5.70 g, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, tracer injection point: center, rotational speed: 35 rpm

に示すように各電極で大きな濃度差が確認できなかつたため、Fig. 5.10 では各電極の微小な濃度増加量の差を拡大して記載した。

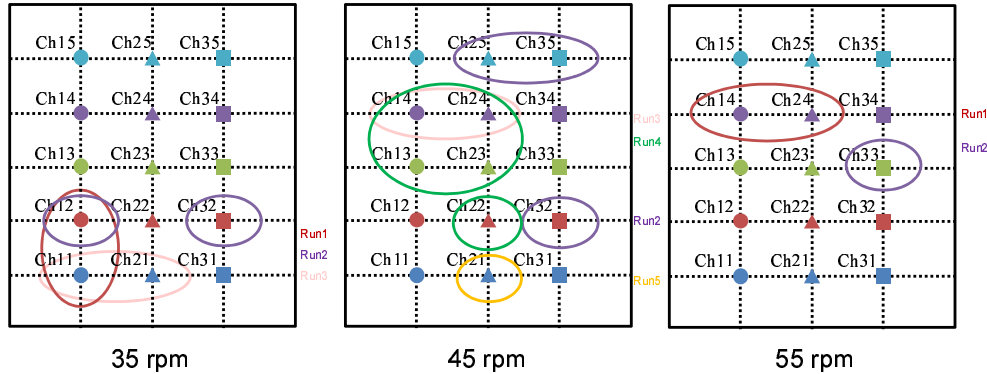


Fig. 5.10 High concentrated tracer out-flow position, fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: (3/4)H, rotational speed: 35-55 rpm

翼を上方に設置した場合の流出位置 ( Fig. 5.10 ) と流路中央に設置した場合 ( Fig. 5.7 p. 114 ) の流出位置を比較すると高濃度トレーサーが流出する範囲が大幅に狭くなっていることがわかる。Fig. 5.10 のトレーサー流出位置の変化に加えて、各電極によって測定された濃度増加量の経時変化 ( A.1.2 p. A-14 ) をみると 35rpm と 55rpm において全電極間の検出濃度に大きな差が確認できず流路中央設置時 ( H/2: A.1.1 p. A-1 ) と異なる結果となった。定量的な混合状態評価については後述するが、攪拌翼設置位置を流路上方に移動することにより低回転数条件においても比較的良好な混合状態が達成されたことを示している。また、着色法 ( 4.1.1.6 p. 60 ) と PIV 計測による可視化結果 ( 4.2.1.4 p. 85 ) から、攪拌翼位置を流路上方に変更することにより、流路内に上下方向の流れが形成され、流路内の流れが上下に分断されることなく全体として混合状態が良化するものと考えられる。

また、翼を上方に設置した状態において攪拌回転数が高濃度トレーサー検出位置に与える影響についても検証を実施した。Fig. 5.10 は流路上方設置時において攪拌回転数を 35-55rpm で変化させた場合のトレーサー流出位置変化を示した図である。図より、回転数が高くなるほどトレーサー流出位置が流路上部に移動する傾向があることが分かる。この条件において、着色法による可視化試験 ( 4.1.1.6 p. 60 ) では着色トレーサーが攪拌翼によって良く混合されて分散が進行するため、目視でトレーサーの流出位置を確認することが困難であり、流路中央設置時のように直接トレーサー流出位置の妥当性を確認することは不可能であった。一方、PIV 計測結果 ( 4.2.1.4 p. 85 ) をみると、高回転攪拌条件では翼下流側で流路底部側から液面側にかけてより広い範囲で高流速領域が形成される傾向が確認された。この結果から推測すると低回転数では、翼が設置されている液面側で一部残ったトレーサーが流路上部で放出され、下方に向かう主流によって流路底部側まで流出するのに対し、高回転数では攪拌翼からの吐出流が強くなるため、液面側の翼半径方向の強い流れに沿って下流側に流出し、中央部に下降する主流の流れに沿うことなくより流路液面側に流出しやすくなるものと推測さ

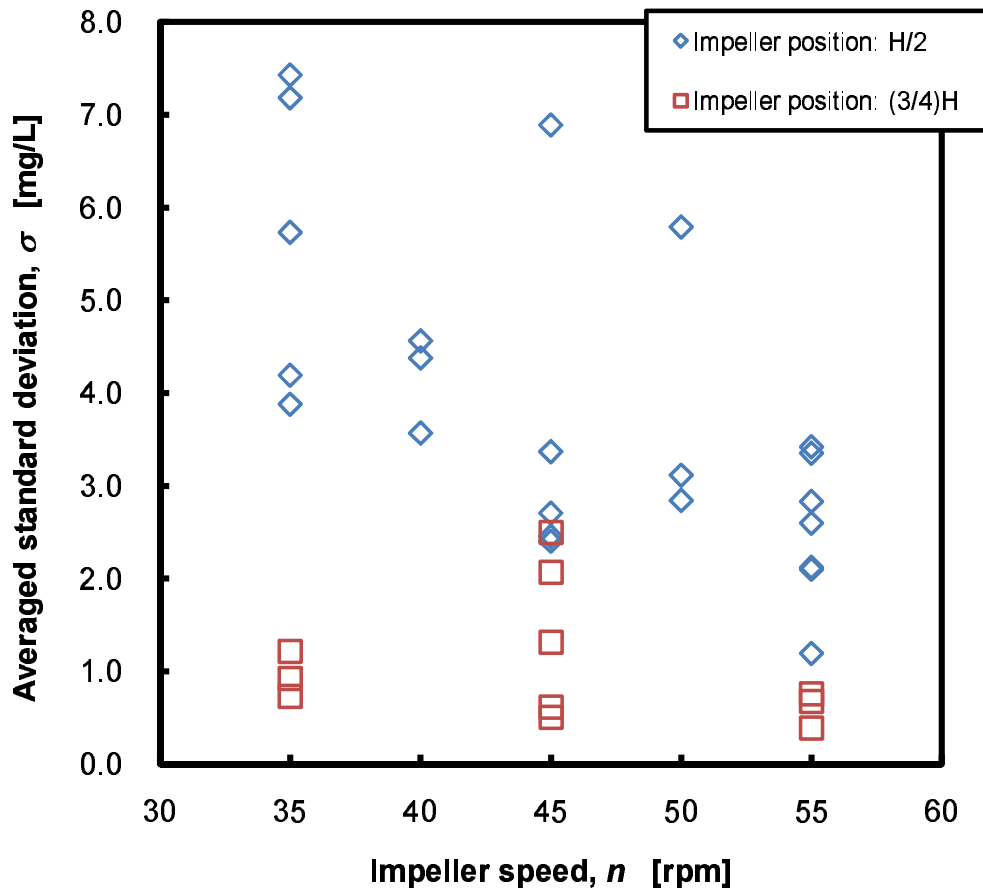


Fig. 5.11 Effect of rotational speed on averaged standard deviation with different impeller position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, tracer injection point: center, rotational speed: 35 to 55 rpm

れる。

#### 5.4 新たな評価指標を用いた流路内の混合状態評価

5.3.1 および 5.3.2 で得られた結果から、流路に設置された攪拌翼の回転数および設置位置が流路内の翼下流側での電解質濃度分布に影響を与えることが確認された。本節では、5.2.1 (p. 108) で新たに定義した指標を使って、下流側における電解質分散状態の定量的な評価を試みた。

Fig. 5.11 は (5.5) 式および (5.6) 式によって求めた平均標準偏差値  $\sigma$  に与える攪拌回転数および翼設置位置の影響を示した図である。図より、流路中央に攪拌翼を設置した場合、多少の増減は見られるが  $\sigma$  の値は攪拌回転数が上昇するにつれて減少する傾向が見られる。この結果は、各電極間で測定された濃度増加量のバラツキが減少していることを示しており、攪拌回転数の増加によって流路内の電解質濃度の均質性が向上していることが示された。しかし、一方で Fig. 5.11 の結果からは混合状態が改善したことを確認することは可能であるが、この指標のみで詳細な均質性向上の傾向は評価す

ることは困難であった。

流路内の高さ方向と幅方向の混合状態についてより詳細に評価するため、電極各行及び各列の平均濃度増加量の流路全体に対する比を計算し RC 値 (rate of concentration, RC) として (5.7) 式–(5.12) 式のように定義した。

$$\bar{C}(t)_{i=1,\dots,3} = \frac{1}{5} \sum_{j=1}^5 C_{ij}(t) \quad (5.7)$$

$$\bar{C}(t)_{j=1,\dots,5} = \frac{1}{3} \sum_{i=1}^3 C_{ij}(t) \quad (5.8)$$

$$\bar{C}_{i=1,\dots,3} = \frac{\sum_{t=20}^{60} \bar{C}(t)_{i=1,\dots,3}}{N} \quad (5.9)$$

$$\bar{C}_{j=1,\dots,5} = \frac{\sum_{t=20}^{60} \bar{C}(t)_{j=1,\dots,5}}{N} \quad (5.10)$$

$$\text{Ratio of Concentration (RC)} = \frac{\bar{C}(t)_{i=1,\dots,3}}{\bar{C}(t)} \quad (5.11)$$

(vertical direction)

$$= \frac{\bar{C}(t)_{j=1,\dots,5}}{\bar{C}(t)} \quad (5.12)$$

(horizontal direction)

RC 値は流路高さ方向および幅方向任意の領域で測定された濃度測定値の全体平均値に対する比であり、1 に近づくほどその領域の濃度分布が全体と一致していることを示す値であり、これらを各電極の幅方向・高さ方向で比較することにより流路幅方向・高さ方向の均質性が評価できると考えた。

Fig. 5.12 と Fig. 5.13 は 6 枚平板パドルにおいて攪拌回転数が幅方向・高さ方向の RC 値に与える影響を示した図である。幅方向の RC 値 (Fig. 5.12) は高さ方向の RC 値 (Fig. 5.13) に比べて明らかに広い分布を有しており、流路幅方向の濃度分布は高さ方向に比べて流路全体の混合状態から乖離していることが分かる。この結果は流路内において幅方向に比べて高さ方向に濃度ムラがあることを示している。また、Fig. 5.12 の結果より、攪拌回転数の変化にも関わらず幅方向の RC 値は一定値を示しており、流路高さ方向の混合状態改善に変化が見られないことが分かる。一方、高さ方向の RC 値は攪拌回転数の上昇にともなって徐々に収束する傾向を示し、流路幅方向の混合状態が回転数の上昇に伴って改善したことを示している。これら RC 値の変化から Fig. 5.11 (p. 119) における平均標準偏差値  $\sigma$  が攪拌回転数の増加によって減少傾向を示したのは攪拌翼とトレーサーの接触回数が増加し、混合が進んだことが直接的な原因であるが、RC 値の変化から流路内の混合状態の改善は流路幅方向のみに限られ、高さ方向の混合状態を改善することは回転数変更では期待できないことを示して

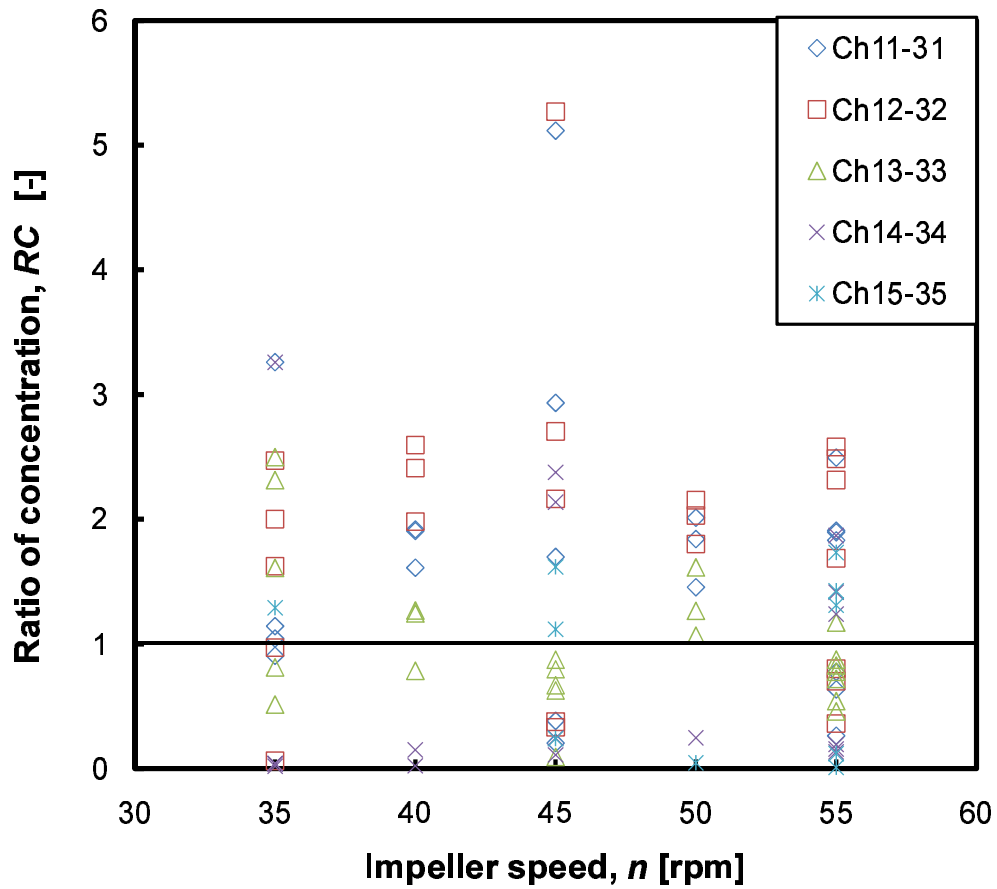


Fig. 5.12 Effect of rotational speed on ratio of horizontal to overall average concentration, viscosity: 500 mPa-s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller position: H/2, tracer injection point: center, rotational speed: 35 to 55 rpm



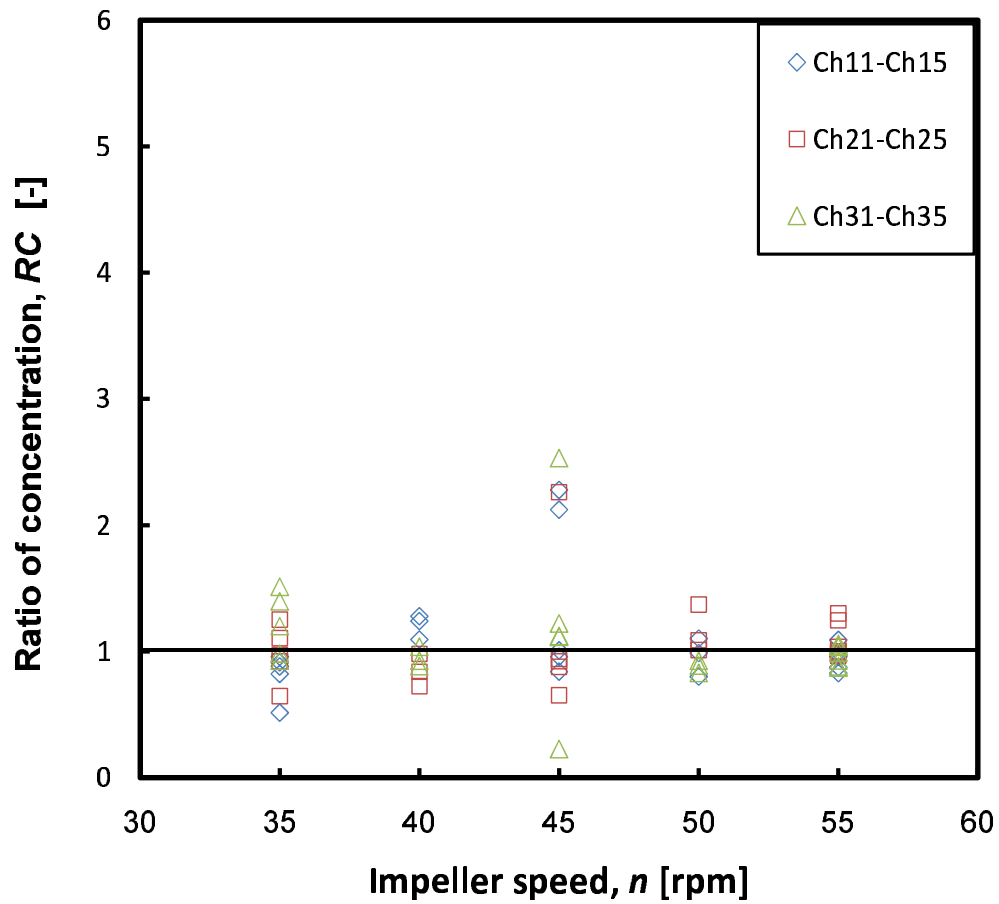


Fig. 5.13 Effect of rotational speed on ratio of vertical to overall average concentration, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller position: H/2, tracer injection point: center, rotational speed: 35 to 55 rpm

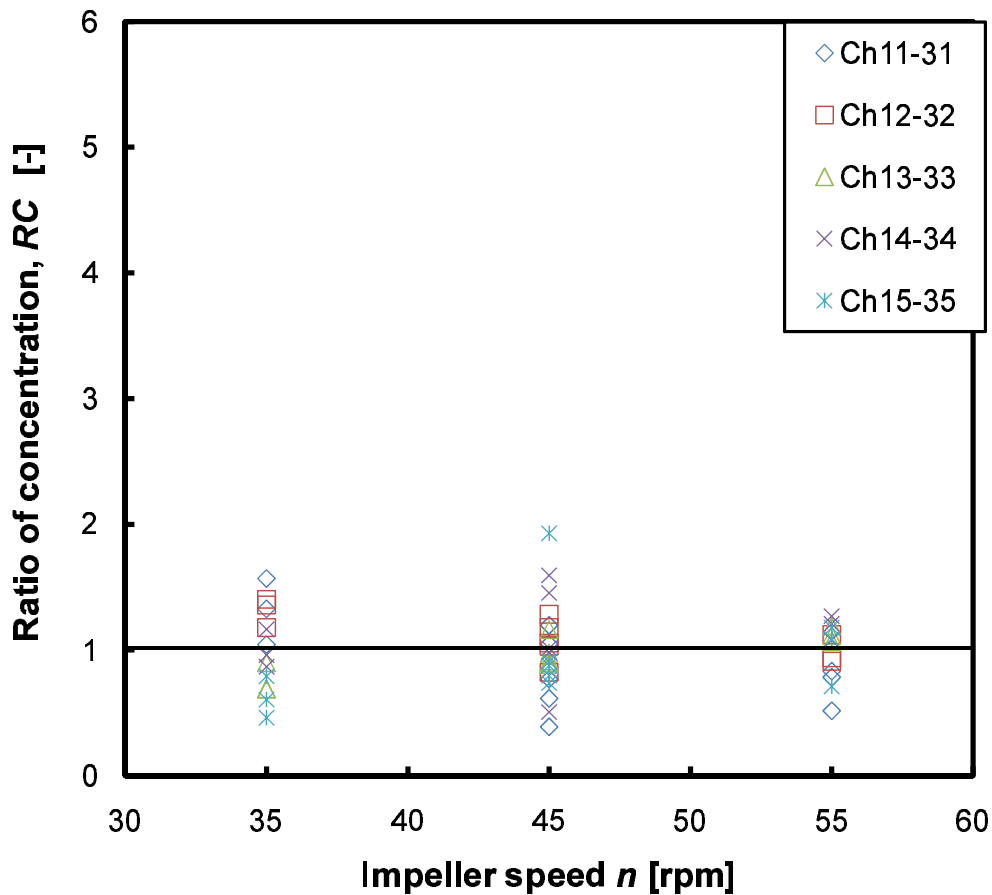


Fig. 5.14 Effect of rotational speed on ratio of horizontal to overall average concentration, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller position: (3/4)H, tracer injection point: center, rotational speed: 35 to 55 rpm

いる。RC を用いることによって得られた結果は、これまでに得られた結果 (5.3.2 p. 115) と定性的に一致し、新たに提案した指標を用いることで定量的な評価を行うことが初めて可能となった。

一方、これまでの検討 (Fig. 5.11, p. 119) より、攪拌翼設置位置を流路中央 ( $H/2$ ) から上方 ( $(3/4)H$ ) に変更することにより、低回転数で混合状態が大幅に改善する結果が得られ、翼位置の変更の影響が流路内の混合に与える影響が極めて大きいことが明らかとなった。トレーサー着色法及び PIV による可視化結果から、攪拌翼を流路上方に設置することにより流路全体に高さ方向の流れが形成されることから、攪拌翼によって混合されたトレーサーが流路全体に分散したと推測される。この傾向は Fig. 5.14 及び Fig. 5.15 に示す攪拌翼流路上方設置時における流路幅方向および高さ方向の RC 値からも明確に確認できる。流路中央設置時と比べて RC 値の分布はすべての回転数において幅方向、高さ方向ともに大幅に狭くなり、1 に近付いていることが分かる。特に幅方向の RC 値の減少が顕著であり、流路高さ方向の混合が大幅に進行したことを示している。攪拌回転数の影響も回転数の増加によって RC 値が 1 に近づいていく傾向がみられるが、その影響は中央設置時に比較して

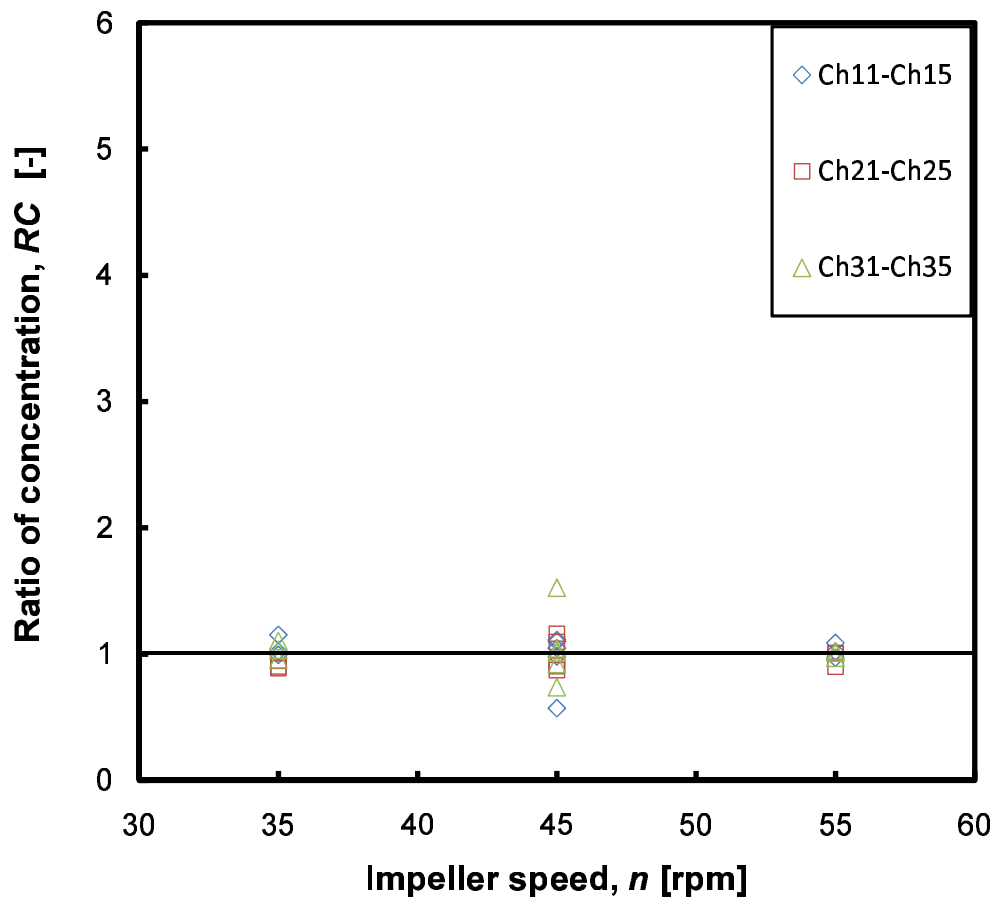


Fig. 5.15 Effect of rotational speed on ratio of vertical to overall average concentration, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, impeller position:  $(3/4)H$ , tracer injection point: center, rotational speed: 35 to 55 rpm

大幅に少なかった。このことは、すでに低回転数条件において混合が相当進行していることを示しており、翼設置位置の変更により流路内の混合状態の劇的な変化がもたらされたことが分かる。以上の結果より 6 枚平板パドルを流路中央に設置した場合、攪拌回転数の変化は流路高さ方向の混合状態を良化させることに効果は見られなかったが、攪拌翼位置を変化させることにより、同攪拌回転数において大幅に流路内の混合状態を改善させることが可能となった。このことから、混合領域における被混合物の滞留時間に制限のある連続層流流れにおいては、通常の攪拌槽などに比べてより流路全体のフローパターンを慎重に検討することが重要であることが示唆される結果となった。

### 5.5 第 5 章まとめ

連続層流流れにおける混合評価手法を確立するため、攪拌翼上流から投入した電解質トレーサーの下流側での分散状態を電気伝導度測定を通じて評価するシステムを構築した。各操作条件において測定された流路内の電解質の濃度分布から計算した平均標準偏差値  $\sigma$  を用いて流路内の混合状態を定量的に評価することが可能となった。その結果、6 枚平板パドルを用いた場合、攪拌回転数の上昇に伴って流路内の混合状態が改善したが、翼位置を変更して流路全体のフローパターンを変化させることがより効果的であることが示された。局所濃度値と全体平均濃度値の比 (RC 値) を指標として導入し、流路高さ方向および幅方向の混合状態を評価した結果、攪拌回転数を上げても混合状態が改善するのは流路幅方向のみに限られ、流路高さ方向の混合が改善することはなかった。しかし、翼設置位置を流路中央から液面側に移動することにより、軸方向の流れが流路内に形成され、流路全体の混合が大幅に改善されることを定量的に示すことが可能となった。

## 6 新たな混合評価指標を用いた翼形状の流路内混合に与える影響評価

本章では 5 章で連続層流場における定量的な混合評価指標として提案された平均標準偏差値  $\sigma$  と RC 値 (rate of concentration, RC) を用いて攪拌翼形状が流路内の混合に与える影響について検討を行った。

### 6.1 流路内の流動状態に与える攪拌翼形状の影響

電気伝導度測定の結果から流路内で電解質の混合状態を評価することが可能となったが、流路内の流動状態が混合状態に与える影響についてはいまだ明らかになっていない。そこで本検討では濃度分布測定の結果から流路内の混合状態を評価するにあたり、4 章 (p. 52) で行った着色法および PIV による翼周りの流動状態評価と、測定で得られた高濃度トレーサーの流出挙動の比較を行い、流路内の流動状態について検証を実施した。

#### 6.1.1 4 枚平板パドル

4 枚平板パドルを流路中央 ( $H/2$ ) に設置した際の翼周りの流動状態の詳細についてはトレーサーによる可視化 (4.1.2, p. 66) および PIV による可視化 (4.2.2, p. 94) において記述した通り、同回転数では翼枚数の減少によって同回転数で攪拌翼から流路内の流れに与える影響は弱くなるが、4 枚平板パドルのフローパターンは 6 枚平板パドルと類似しており、翼の上方と下方に翼先端から軸に向かう循環流が形成され、流路中央から上流から流れに沿って攪拌翼に向かって接近したトレーサーは翼からの吐出流によって液面側あるいは底部側に進路を変更し、循環流によって混合されて上下が分断された状態で下流に流出した。

本検討では、翼枚数が流路内の混合状態に与える影響を検証するため、4 枚平板パドルを流路中央部 ( $H/2$ ) に設置して攪拌回転数を 35rpm から 55rpm まで 5rpm ずつ変化させ、翼下流側におけるトレーサーの分散状態を測定した。本検討では層流混合の不安定性 (5.2.2, p. 110) を考慮し、各条件において繰り返し試験を実施した。Fig. 6.1 は各回転数において高濃度トレーサーが流出した位置を示した図である。本図は 6 枚平板パドルのときと同様、全体的に良く混合され全電極の通過電解質濃度が低い場合であっても、他の場所と場所と比較して有意な差があればその地点を高濃度トレーサー検出位置としたため、絶対濃度として高いトレーサーの流出位置を示すものではないことに注意されたい。

図より、35-55rpm のいずれの条件においても比較的高濃度のトレーサーは流路底部側に流出することが分かる。この結果は、トレーサーによる可視化 (4.1.2, p. 66) 結果および PIV 計測結果から想定される流路内の流動状態の結果と一致する。一方で、トレーサーの流出領域は攪拌回転数の上昇に伴って徐々に狭くなっているように見えるが、この原因については後述する。

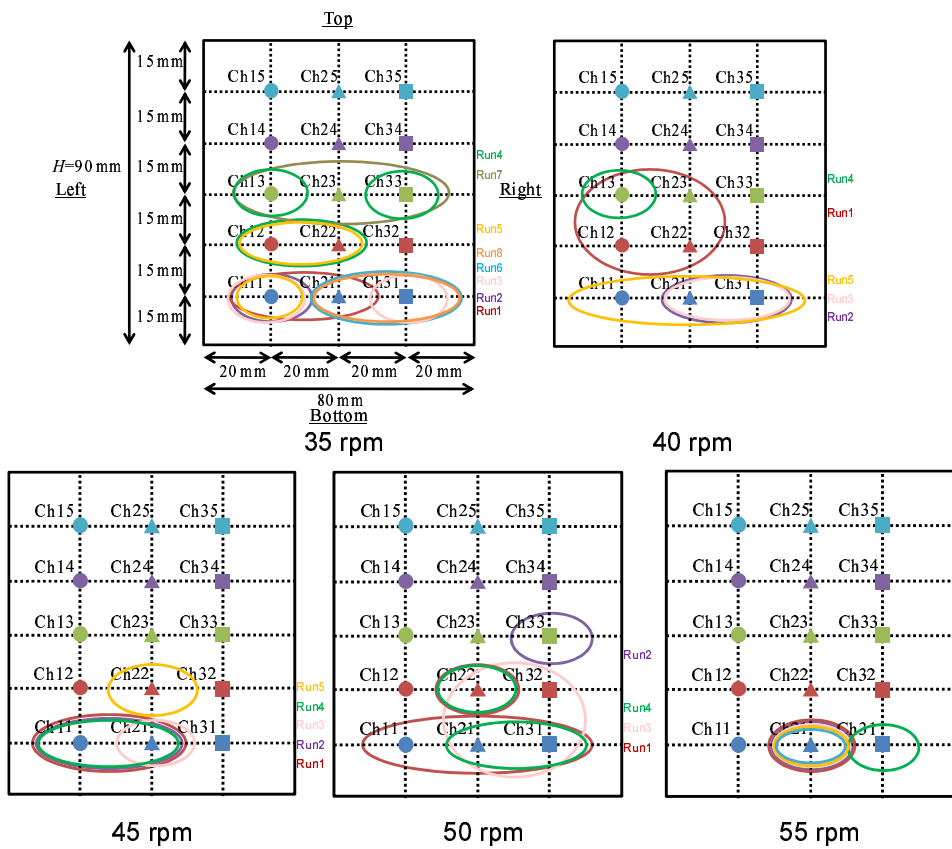


Fig. 6.1 High concentrated tracer out-flow position, fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position:  $H/2$ , rotational speed: 33-55 rpm



### 6.1.2 4枚傾斜パドル

攪拌翼の傾斜の有無が流路内の混合状態に与える影響を検証するため、攪拌翼を4枚平板パドルから4枚傾斜パドルに変更して流路中央 ( $H/2$ ) に設置し、同様に測定を実施した。着色法による可視化結果 (4.1.3 p. 69) では平板翼と傾斜翼でフローパターンが大きくフローパターンが変化したことが確認されており、平板翼と比べて傾斜翼では翼近傍の上流において、翼の吐出流との干渉によるトレーサーの底部側また液面側への進路変更が非常に緩やかになった。PIVによる流速分布計測結果 (4.2.3, p. 97) においても攪拌翼上流側で主流と翼の吐出流の衝突の結果発生する低流速領域が低回転数ではほとんど確認できず、高回転数時においても非常に狭くなる傾向が確認された。このような平板翼と傾斜翼の違いは翼に傾斜が存在することにより、翼の半径方向の流れが弱くなったことが原因であると考えられる。またフローパターンには大きな変化がみられ、翼の下方から攪拌領域に進入したトレーサーは混合されながら翼の上方に抜け、再び下流底面側に向かって流出する流れが形成されることが確認された。

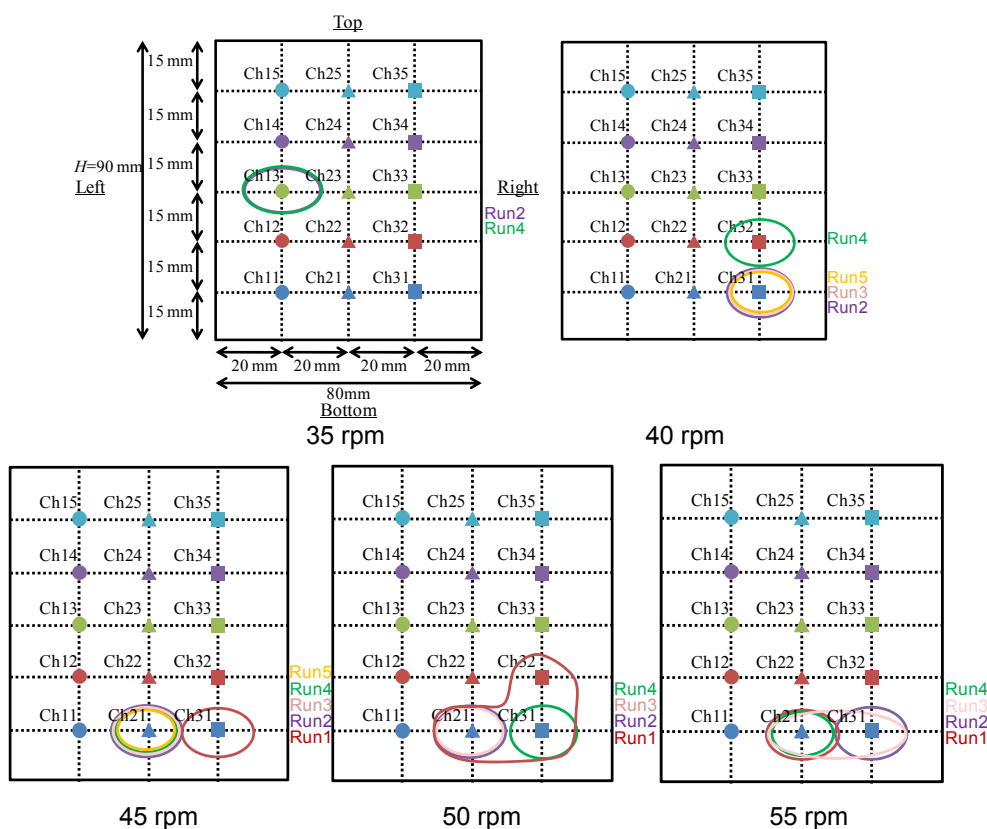


Fig. 6.2 High concentrated tracer out-flow position, fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position:  $H/2$ , rotational speed: 33-55 rpm

Fig. 6.2 に4枚傾斜パドルを流路中央 ( $H/2$ ) に設置した状態で攪拌回転数を 35rpm から 55rpm ま

で 5rpm ずつ変化させた条件におけるトレーサー流出位置の変化を示した。図より、35rpm では攪拌翼によって十分混合されなかったトレーサーは Ch13 付近、つまり流路の中段左側に流出していることが分かる。攪拌回転数が上昇するにつれてトレーサーの流出位置は流路底部側に変化することが分かるが、この原因は PIV 計測 (4.2.3, p. 97) の結果で見られた下流側の翼先端から底部に向かう下降流が強くなったためであると考えられる。このようなトレーサー流出位置の回転数による変化は平板翼 (6.1.1, p. 126) からでは判断できないが、この差は着色法による可視化結果 (4.1.3, p. 69) で見られたように平板翼に比べて傾斜翼では高さ方向に広く分散しながら流出することが原因であると考えられる。4 枚傾斜パドルでは翼の傾斜によって流路内に高さ方向の流れが形成されたことが原因であると考えられる。

### 6.1.3 2 枚傾斜パドル

傾斜パドルにおける翼枚数の流路内の流動および混合に与える影響について検証するため、4 枚平板パドル・4 枚傾斜パドルと同様の測定を 2 枚傾斜パドルを用いて実施した。2 枚傾斜パドルを流路中央 ( $H/2$ ) に設置した場合の流動状態については着色法による可視化 (4.1.4, p. 73) と PIV による流速分布測定 (4.2.4, p. 100) により多くの情報が得られており、翼枚数の変化にもかかわらず流路内のフローパターンは 4 枚傾斜翼とほぼ同じであることが確認された。流路中央 ( $H/2$ ) に投入されたトレーサーは攪拌翼の下方から軸流によって上昇し、翼によって混合されながら翼上方に抜け、その後翼先端から流路下方に向かって拡散しながら流出した。

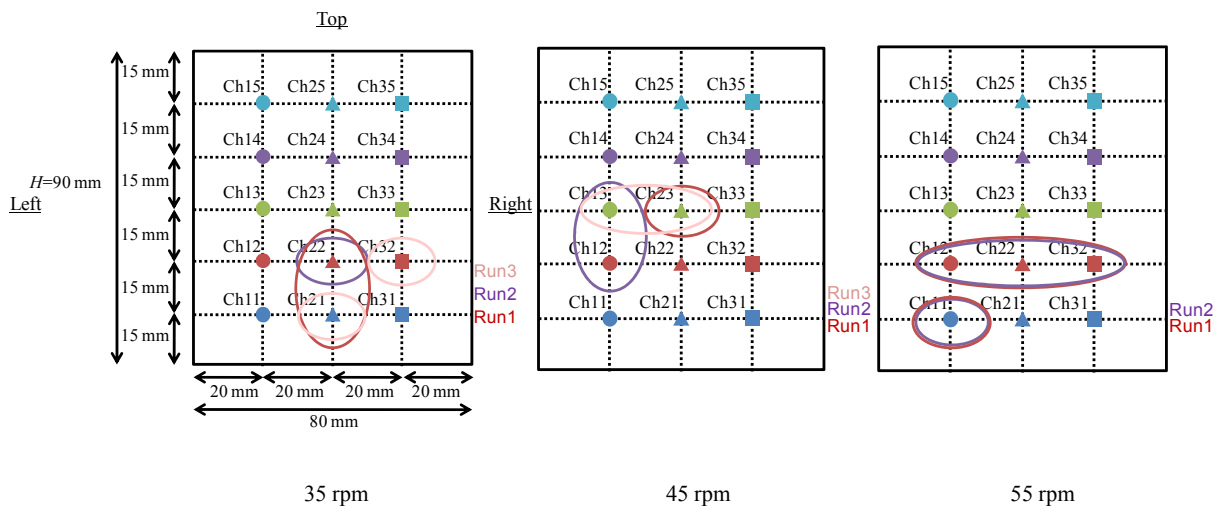


Fig. 6.3 High concentrated tracer out-flow position, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, tracer injection point: center, impeller position:  $H/2$ , rotational speed: 35-55 rpm, impeller type: two-blade pitched paddle

Fig. 6.3 は 2 枚傾斜パドルを流路中央に設置し 35、45、55rpm で回転させた場合において、下流側での高濃度トレーサーの流出場所を示した図である。図より、4 枚平板翼や 4 枚傾斜翼のように高濃度トレーサーは流路底部側に流出することはなく、攪拌回転数が高い条件においても 4 枚傾斜翼の

低回転時のように流路中央部から底部にかけて流出する傾向が見られた。この違いは、軸流を形成する傾斜翼の枚数が減少したため、上昇流が弱くなるとともに攪拌されたトレーサーが翼下流側で流路下方側に向かって押し出されるために下降流が弱くなったことが原因であると考えられる。同様の傾向は PIV 計測の結果 (Fig. 4.47, p. 101) においても確認されており、翼枚数の減少によってフローパターンは変化しないものの、攪拌翼が流路内の流動に与える力自体は大きく低下する傾向が電解質濃度分布計測の結果からも確認された。

## 6.2 攪拌翼形状が混合状態に与える影響

### 6.2.1 混合に与える攪拌回転数の影響

Fig. 6.4 に平均標準偏差  $\sigma$  に与える攪拌回転数の影響を示す。

すべての攪拌翼において、攪拌回転数が上昇するにつれて平均標準偏差値が減少する傾向が見られ、流路内の混合状態が改善することが分かる。しかし詳細にデータを確認すると、各攪拌翼ごとに攪拌回転数が  $\sigma$  に与える影響について違いがあることが分かる。

4 枚平板パドルの場合、翼回転数の上昇に合わせて平均標準偏差値は 50rpm まで減少するが、さらに攪拌回転数を増加させた 55rpm では逆に増加する傾向を示した。55rpm では標準平均偏差は 19.0 と高い値を示し、低回転領域の値よりも大きくなった。この状態はトレーサーはほとんど混合されずにそのまま下流側に流出してきた状態であると考えられる。Fig. 6.1 (127) の結果より、翼下流側での高濃度トレーサー流出位置は 4 枚平板翼の場合、攪拌回転数が上がるにつれて狭くなる傾向がみられることから、このような高濃度トレーサーが下流側で観測された原因として強い放射流を形成する平板翼の特徴が考えられる。回転数が上がって翼からの吐出流が非常に強くなり、翼近傍の混合領域におけるトレーサーの滞留時間が短くなり、55rpm で  $\sigma$  の値が 50rpm に比べて増加傾向を示したものと推測される。この傾向は、RC 値 (Ratio of Concentration, 5.4 p. 119) による評価結果とも一致する。

Fig. 6.5 に 4 枚平板パドルにおいて流路高さ方向および幅方向の RC 値に与える翼回転数の影響を示す。幅方向の RC 値は 35rpm から 55rpm まで攪拌回転数に対して一貫して減少傾向を示し、50rpm 以上でも高さ方向の混合状態は良化していることが分かる。これに対し、高さ方向の RC 値は 35rpm から 50rpm までは幅方向と同様に回転数の上昇に合わせて減少するが、55rpm で急に増加に転じており、幅方向の混合は回転数の増加に伴って悪化していることが分かる。一般的に回転数が上昇したことによって混合状態は改善する傾向がみられることが多いが、翼からの吐出流が強化され混合領域の滞留時間が短くなったことにより 55rpm において混合状態が悪化したものと考えられる。

4 枚傾斜パドルの結果をみると 4 枚平板パドルと異なる傾向があることが分かる。平均標準偏差  $\sigma$  の値は攪拌回転数の上昇とともに徐々に減少し、35rpm から 55rpm の範囲では 55rpm が最も低い値を示した。その一方で平均標準偏差は 55rpm と同じように 35rpm においても小さい値を示しているように見えるが、実際の 35rpm の混合状態は 55rpm とはまったく異なる。6.1.2 (p. 128) において既述の通り、4 枚傾斜パドルでは 4 枚平板パドルに比べて攪拌翼の半径方向の流れが弱くなると考え

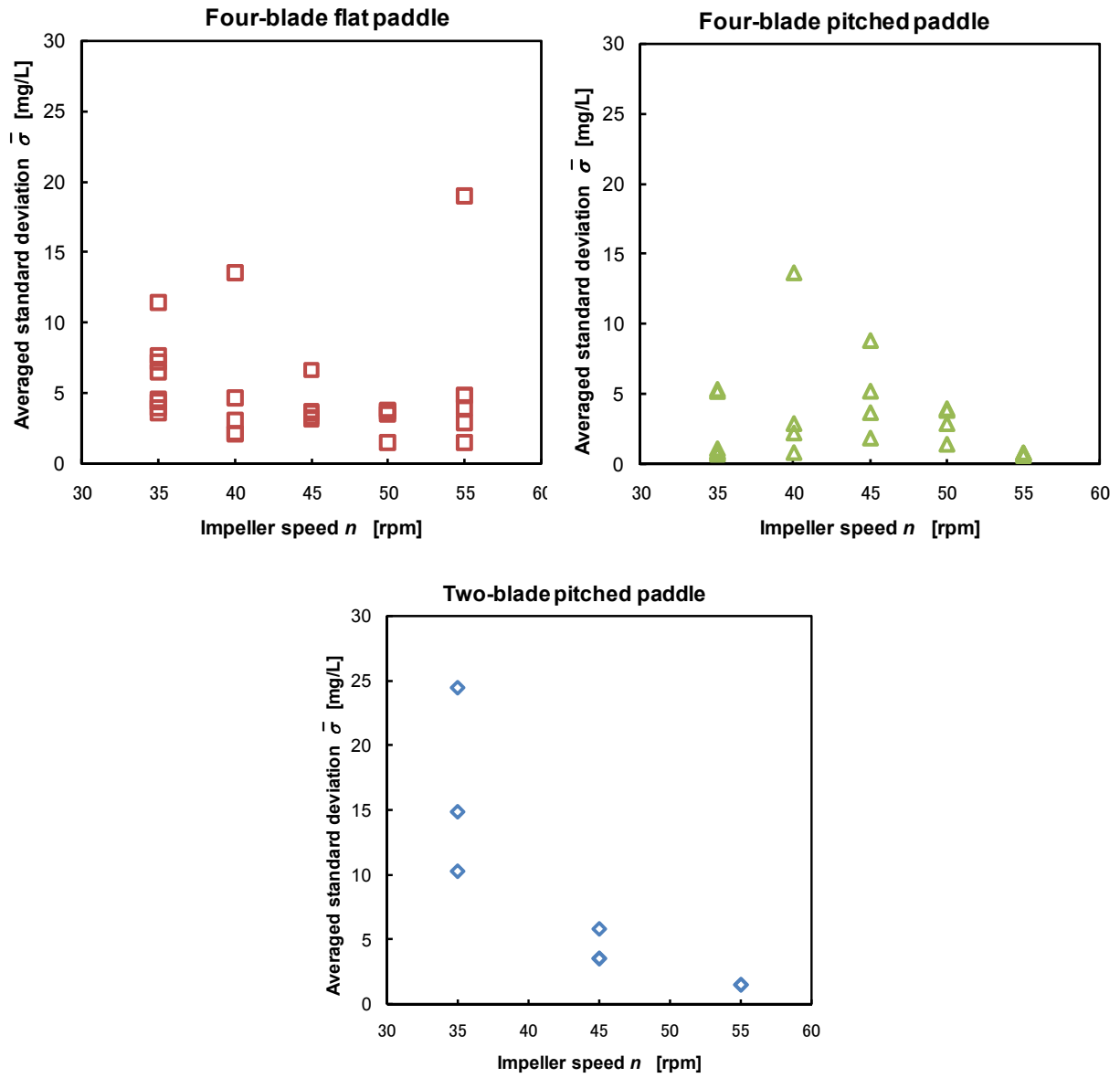


Fig. 6.4 Effect of the impeller speed on averaged standard deviation with three types of impeller, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, rotational speed: 35 to 55 rpm

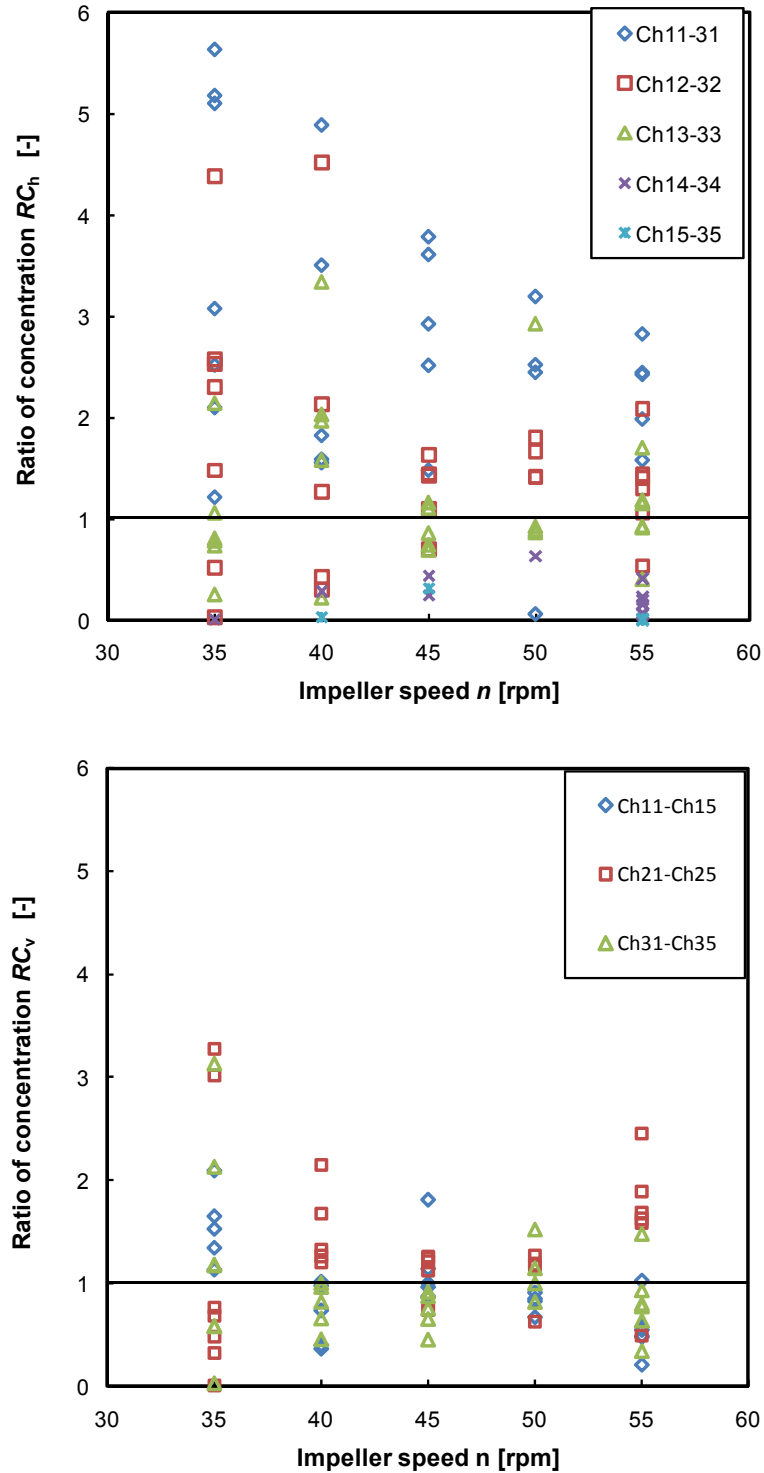


Fig. 6.5 Effect of rotational speed on ratio of horizontal or vertical to overall average concentration, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, rotational speed: 35 to 55 rpm, impeller type: four-blade flat paddle

られるため、流路内に投入されたトレーサーは攪拌翼の混合領域でほとんど攪拌されずにそのまま下流側に流出し流路内で分散しなかったために電極で十分に検出されなかったことが原因であると考えられる。このような場合、見かけの電解質濃度変化が小さくなり、 $\sigma$  の値が小さくなってしまふことが  $\sigma$  をもちいた評価における問題である。

Fig. 6.6 は 4 枚傾斜パドルにおける攪拌回転数による流路幅方向・高さ方向の RC 値変化を示したグラフである。図より、35rpm における RC 値は 55rpm に比べて幅方向・高さ方向のどちらも非常に広い分布を有しており、均質度が非常に低いことが明確に確認できる。この平均標準偏差値  $\sigma$  と RC の傾向の違いはトレーサーがあまりに局所的に流出すると  $\sigma$  の値からだけでは混合状態を判断できなくなることを示し、 $\sigma$  と RC 値の比較を行うことが混合評価を行う上で重要であることが分かる。RC 値の変化を詳細に観察すると幅方向・高さ方向ともに攪拌回転数の上昇とともに減少する傾向が見られ、55rpm では両方向ともに 1.0 付近の値を示し、幅方向・高さ方向の均質度が大きく改善していることが分かる。

2 枚傾斜パドルについては、Fig. 6.4 において平均標準偏差値は攪拌回転数の増加とともに顕著に減少し、 $\sigma$  に与える回転数の影響は他の二つの攪拌翼に比べて極めて大きいことが分かる。低回転時では  $\sigma$  の値が 4 枚傾斜翼と 4 枚平板翼に比べて極めて大きく、混合状態が極めて低い結果となった。低回転領域で混合状態が低い原因は、2 枚翼は同じ攪拌回転数において他の翼に比べて翼とトレーサーの接触回数が少なく、翼との直接接触による混合が進行しないことが原因であると考えられる。一方で 55rpm 時の平均標準偏差の値はおよそ 1.5 まで低下し、4 枚平板翼よりも大幅に低く、より均質度が高くなった。この混合状態の急激な改善は RC 値から判断すると主として水平方向の混合状態が改善したことに由来することが分かる。

Fig. 6.7 は 2 枚傾斜パドルにおける攪拌回転数が RC に与える影響を示している。流路幅方向および高さ方向の RC 値はともに攪拌回転数の増加に伴って減少する傾向が見える。とくに高さ方向の RC 値の減少は顕著であり、35rpm では 0-3.0 と幅があるのに対し、55rpm では 1.0 付近に収束していることが分かる。この結果は回転数の増加によって幅方向の混合状態が大幅に改善していることを示し、4 枚傾斜パドルに比べて縦方向の混合は不十分であるが、翼とトレーサーの接触回数が増加することにより比較的良好な混合状態を示したものと考えられる。

### 6.2.2 攪拌動力の測定

翼形状が層流連続流れの混合状態に与える影響を明らかにするため、5.3.1p 112) で行った 6 枚平板パドルに加えて、4 枚平板パドル、4 枚傾斜パドル、2 枚傾斜パドルの 3 種類の攪拌翼を用いて同様に伝導度測定による混合状態評価を実施した。測定された電解質の濃度分布から計算された標準偏差と攪拌動力の関係について検証するため、攪拌翼の動力測定を実施した。しかし、縮小模型中で 500mPa・s の模擬液を使用した本検討の試験条件では、使用したトルクが十分な精度を持って測定することが困難であったため、本検討では 1625mPa・s 及び 3018mPa・s の高粘度の模擬液を使用して測定精度を確保し、6 枚平板パドル、4 枚平板パドル、4 枚傾斜パドル、2 枚傾斜パドル、2 枚平板パドルの 5 種類の攪拌翼を 25rpm から 65rpm まで回転数を変えてトルク値を測定した。測定されたトル





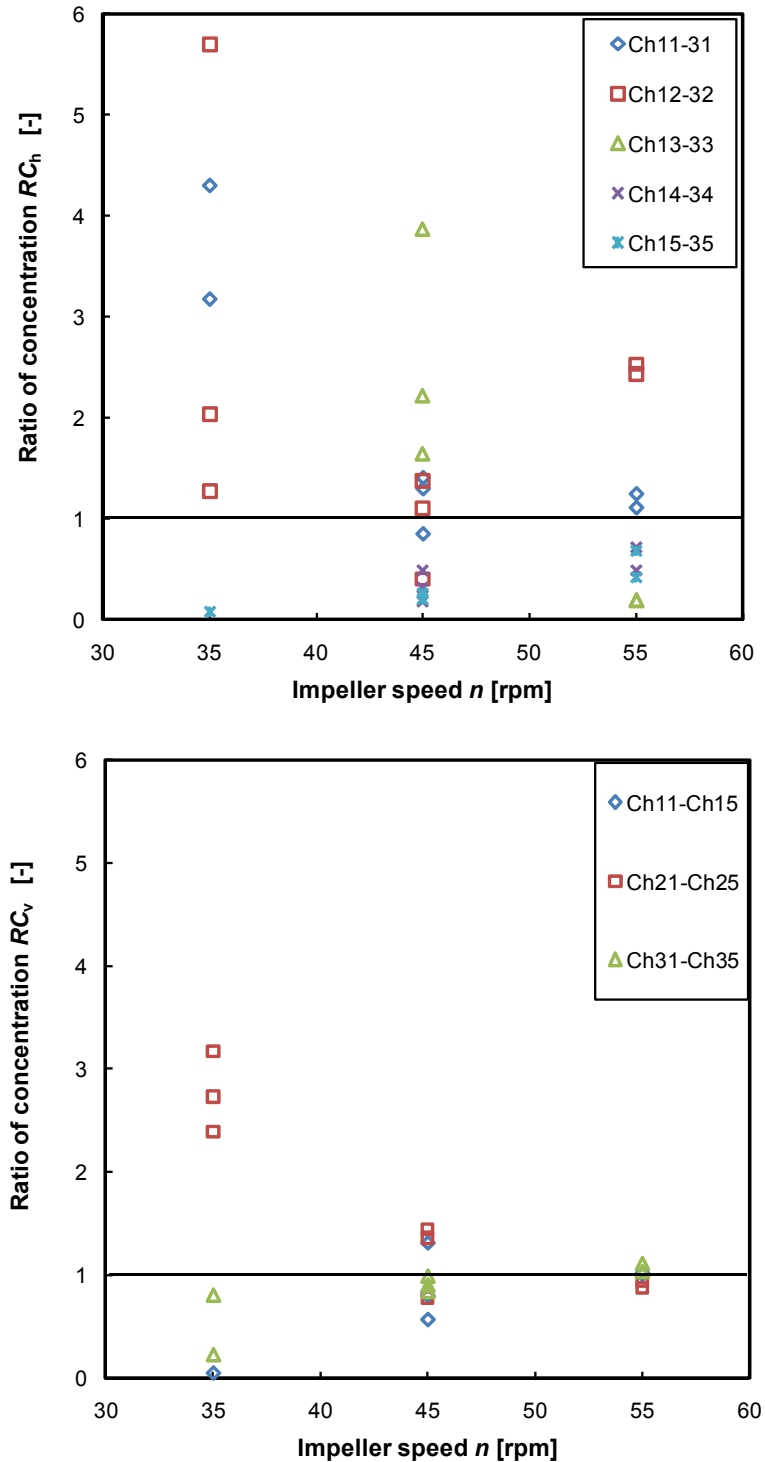


Fig. 6.7 Effect of rotational speed on ratio of horizontal or vertical to overall average concentration, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, rotational speed: 35 to 55 rpm, impeller type: two-blade pitched paddle

ク値から (6.1) 式によって動力数を計算し、Fig. 6.8 に攪拌レイノルズ数  $Re_m (= \rho(n/60)d^2/\mu)$  に対してプロットした。

$$N_P = \frac{2\pi \left(\frac{n}{60}\right) T_q}{\rho \left(\frac{n}{60}\right)^3 d^5} \quad (6.1)$$

$N_P$  : 動力数 [-]

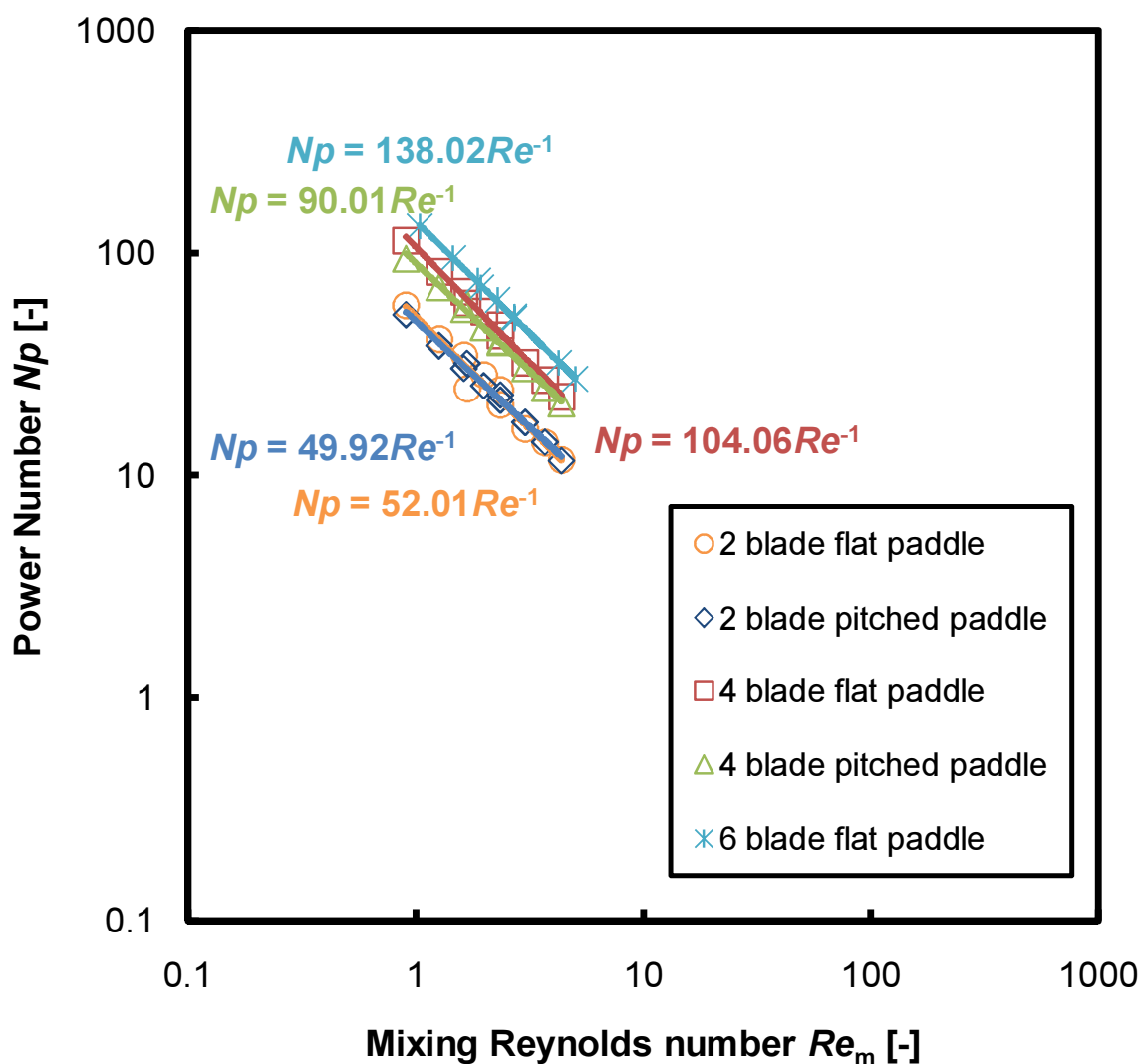


Fig. 6.8 Power number curve for five types of impeller, viscosity: 1625 mPa·s and 3018 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, rotational speed: 25 to 65 rpm, impeller type: two-blade flat paddle, two-blade pitched paddle, four-blade flat paddle, four-blade pitched paddle (diameter: 70 mm) and six-blade flat paddle (diameter: 75 mm)

動力数は層流条件下で攪拌レイノルズ数に反比例し、 $N_e \cdot Re_m = \text{一定}$ の関係を満足することが知

られており、この関係を利用すれば層流域の任意のレイノルズ数で動力数を計算することが可能となる。本検討では、1625 mPa·s と 3018 mPa·s の条件での各回転数の動力数と攪拌レイノルズ数のデータを利用して 500mPa·s 条件での動力数を推算し、得られた動力数の値から (6.2) 式を用いて攪拌動力を計算した。

$$P = N_P \rho \left( \frac{n}{60} \right)^3 d^5 \quad (6.2)$$

### 6.2.3 混合に与える攪拌動力の影響

攪拌動力が混合状態に与える影響について検討するため、6 枚平板パドル、4 枚平板パドル、4 枚傾斜パドルおよび 2 枚傾斜パドルを 35-55rpm で回転させた場合に平均標準偏差値  $\sigma$  に与える動力値の関係を示した図が Fig. 6.9 である。

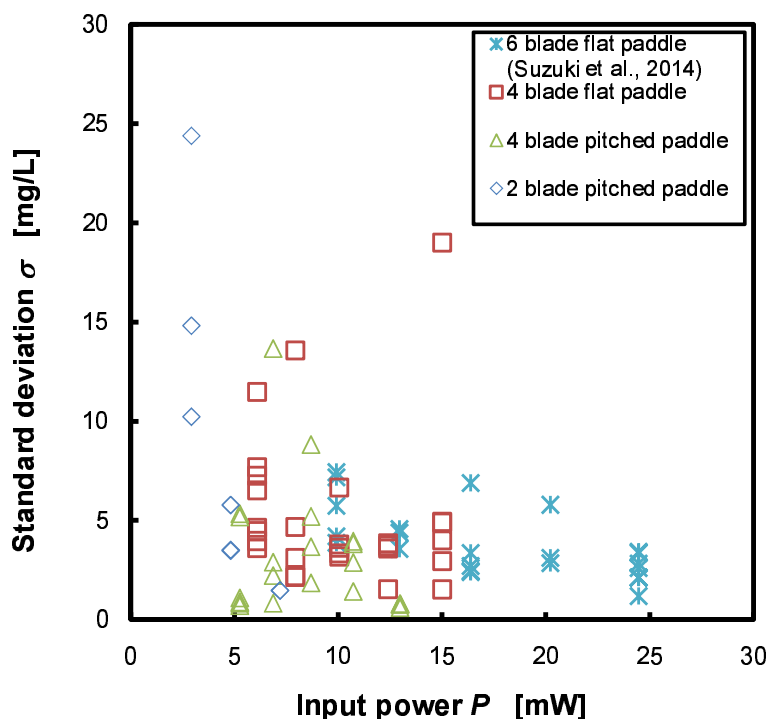


Fig. 6.9 Effect of power input on averaged standard deviation with four types of impeller, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, rotational speed: 35 to 55 rpm, impeller type: two-blade pitched paddle, four-flat paddle, four-pitched paddle and six-blade flat paddle

図より、流路内の混合状態を示す平均標準偏差値は攪拌動力と直接的な相関関係が見られないことが分かる。個々の攪拌翼においては、攪拌動力すなわち攪拌回転数が上昇するほど  $\sigma$  が低下し混合状態が向上する傾向が確認できるが、攪拌翼間の混合状態の差を攪拌動力の違いで説明することはできず、この結果より流路内の混合状態は攪拌動力が支配的な因子ではないと判断できる。

### 6.3 第 6 章のまとめ

6 枚平板パドル、4 枚平板パドル、4 枚傾斜パドル、2 枚傾斜パドルの 4 種類の攪拌翼による流路内の混合状態を評価した結果、2 枚傾斜翼や 4 枚傾斜翼などの軸方向の流れを形成する攪拌翼が平板パドルなどの放射流を形成する攪拌翼に比較してすぐれた混合能力を発揮することが確認された。高回転数時は、2 枚傾斜パドルは少ない攪拌動力で 4 枚傾斜翼同様に平板翼に比べてすぐれた攪拌能力を示したが、回転数が低くなると攪拌翼が流路内の流れに与える力が弱く、よりトレーサーのすり抜けが多くなると考えられ、攪拌性能が顕著に低下した。

回分プロセスにおける混合と異なり、流路内で攪拌翼近傍の混合領域に滞留する時間に制限のある連続流れにおいては、限られた滞留時間の中で混合対象物質をより長い時間混合領域に滞留させることが混合状態を改善するために重要となる。そのため、攪拌回転数や攪拌動力を単純に上昇させた場合、混合作用を受ける物質の混合領域の滞留時間の短縮や流れ停滞を招くことも懸念され、混合にとって必ずしも良い結果とならないことが明らかとなった。連続層流流れにおいて、回分プロセスのような完全混合を流路全体で達成することは実際のプロセスの運用上現実的とはいえ、攪拌対象物質の流入場所を考慮した適切なフローパターンの最適化がより重要であると考えられる。

## 7 総括と今後の展望

フロートガラスの生産において品質向上の面のみならず、製造効率向上の観点からガラスの均質性を向上させることが極めて重要な課題となっている。ガラスの生産性を下げる原因として気泡と並んで未溶解物や溶解成分の蒸発などに起因するごくわずかな組成の違いが挙げられ、この組成差をいかに少なくするかが製品の歩留まりを向上させる上で重要な技術となっている。フロートガラス製造プロセスは高温のガラスを大量に生産する連続プロセスであるため、攪拌装置における滞留時間も短く、高粘度の熔融ガラスを完全に混合することは容易ではない。このような状況の中、ガラス製造各社では長年に渡って独自のガラス攪拌技術開発を行っており、各社独自の視点から様々な装置が開発されている。実際に攪拌装置の開発検討を行うにあたり、熔融ガラスの流れを実験室で再現することは困難であるため、数値解析とともに模擬流体を用いた縮小モデルでの検討が行われているが、このような連続層流流れにおける混合評価は目視による可視化評価に依存している部分が多く、依然として定量的な評価がなされていない。また学術的にもこのような連続層流流れにおける混合評価について行われた検討はほとんどなく、攪拌による混合評価の手法は確立されていない。

本研究では、今後さらなる熔融ガラス攪拌技術の高度化に必要となると考えられる連続層流流れにおける定量的な混合評価手法を確立することを目的とした検討を行った。具体的には、模擬液を用いて実際の熔融ガラスと流れの相似則を一致させた流れを縮小モデルにおいて再現し、欠点の原因となる不均一成分を模擬したトレーサーの分散状態を電気伝導度測定を通じて測定した。得られた高濃度電解質の濃度分布を利用した混合評価手法を提案し、計測によって求めた新たな混合指標と可視化によって得られた装置内の流動状況から、混合状態におよぼす各種操作因子（翼形状、枚数、設置位置）の影響について定量的な検証を実施した。

本論文では、第1章で本検討の目的と論文の位置づけについて、第2章では既往の研究についてこれまでになされた連続流れにおける攪拌混合および熔融ガラスの混合における対流混合及び拡散混合の役割についてまとめた。

第3章では今回の検討を実施するにあたり、使用した装置の構成および試験条件について述べた。また装置内の流動状態を評価するための可視化手法についても記載した。

第4章では電解質トレーサーの流路内での混合状態を評価するにあたり、着色法および粒子イメージ流速計測法（Particle Image Velocimetry）を用いて流路内の流れの可視化を行い、攪拌翼の種類、翼枚数、回転数、翼設置位置など各種操作因子が流路内流動に及ぼす影響について検討を行った。その結果、平板パドルを流路中央部に設置した場合、攪拌翼からの強い吐出流が流路内の流れと干渉し、流路の上下に分岐して攪拌翼に戻る循環流が形成されることが確認された。その後流路の上方下方それぞれの流れは独立した混合領域を形成し、そのまま上下に流れが分断された状態で下流側に流出する様子が確認された。この傾向は平板翼の枚数が4枚・6枚いずれの場合でもフローパターンに変化が見られず同じ傾向を示した。翼枚数及び攪拌回転数は流路内のフローパターンにほとんど変化を与えないが、形成される翼周りの流れの強さに影響をあたえ、翼枚数が少ないほどあるいは回転数が低いほど流路内の流動に与える攪拌翼の影響が少なくなる傾向が確認された。流路全体の流動状態

を改善するため、6枚平板パドルの設置位置を変更し、液面側に置くことにより、翼先端から軸に向かう循環流が翼下部のみに形成され、流路内で流れが上下に分断せず一体として下流に流れていくことを明らかにした。

第5章では攪拌翼上流から投入した電解質トレーサーの下流側での分散状態を電気伝導度を通じて測定するシステムを利用して連続的に層流における混合評価手法を確立するための検討を実施した。その結果、得られた各操作条件における流路内の電解質の濃度分布から計算した平均標準偏差値 $\sigma$ を用いて流路内の混合状態を定量的に評価する手法を確立した。6枚平板パドルを用いた場合、攪拌回転数の上昇に伴って流路内の混合状態が改善する傾向がみられたが、回転数を変更することよりも翼位置を変更させることによって流路全体のフローパターンを最適化することがより混合状態の改善の観点からは効果的であった。6枚平板パドルの場合、攪拌回転数の上昇がもたらす混合改善効果は流路幅方向に限られ、流路高さ方向の混合を改善することは困難であった。一方で翼設置位置を流路中央から液面側に移動することにより、軸方向の流れが流路内に形成され、流路全体の混合を行うことが可能であることが明らかとなった。

第6章においては、6枚平板パドル、4枚平板パドル、4枚傾斜パドル、2枚傾斜パドルの4種類の攪拌翼による流路内の混合状態を評価した結果、2枚傾斜翼や4枚傾斜翼などの軸方向の流れを形成する攪拌翼が平板パドルなどの放射流を形成する攪拌翼に比べてすぐれた混合能力を発揮することが定量的に確認された。高回転数時は、2枚傾斜パドルは少ない攪拌動力ながら4枚傾斜翼同様に平板翼に比べてすぐれた攪拌能力を示したが、回転数が低い条件においては攪拌翼が流路内の流れに与える力が弱く、よりトレーサーのすり抜けが多くなると考えられ、攪拌性能が顕著に低下した。この結果から、層流連続流れにおいては攪拌対象物質の流入場所を考慮した適切なフローパターンの最適化がより重要となることを明らかになった。

以上、本論文の検討により、層流連続流れにおいて各種操作因子が混合状態に与える影響を定量的に評価することが可能となった。この技術は溶融ガラスに限らず層流連続流れにおける混合評価技術の進展に寄与するものと考えられる。

一方で、本技術を用いてさらに溶融ガラス攪拌技術を進化させるために乗り越えるべき課題も存在する。とくに、層流攪拌の不安定性評価について、今回構築した装置では測定精度が十分とはいえない点が存在した。本検討では、電極が流れに与える影響を考慮して流路内に設置する電極数を15対としたが、本来どの程度の電極数が最適であるかについて結論を出すに至らなかった。また、濃度分布の測定法についても電極を用いた接触式の測定方法だけでなく、非接触による濃度分布測定法の適用可能性についても検討が必要であると考えられる。実験的な測定方法についてだけでなく、今回提案した評価手法がより複雑かつ大きなスケールにおいて適用可能であるか検証を行い、実際のフロートガラス溶融プロセスの運転状況との対比を通じてより実用的な技術として完成させる必要があると考えられる。

## 謝辞

本研究は筆者が社会人学生として横浜国立大学大学院工学府機能発現工学専攻博士課程後期において、上ノ山・仁志研究室にて実施した研究を纏めたものです。

本研究の遂行にあたり、終始適切かつ丁寧なご指導を頂きました横浜国立大学大学院工学研究院、上ノ山周教授に心より感謝いたします。また本論文のまとめと審査において有用なご意見を賜りました横浜国立大学院工学研究院 羽深等教授、奥山邦人教授、金井俊光准教授に厚く御礼申し上げます。

さらに5年間に渡った長い研究期間において絶えず有用なご助言とご教授を頂きました仁志和彦准教授、三角隆太特別研究教員をはじめ、上ノ山・仁志研究室の方々に深く感謝いたします。

また実際に実験を遂行するにあたり、多大なるご尽力を頂きました旭硝子株式会社中央研究所 南條輝氏、菅野幸希氏、京浜工場 島袋武氏に心より感謝いたします。

本研究に従事する機会を頂き、深いご理解と支援を頂きました旭硝子株式会社 遠山明元中央研究所長、瀧川具也前研究所長、渡辺広行中央研究所長及び歴代化学領域担当部長 真田恭宏氏、寺田一郎博士、立松伸氏に御礼申し上げます。

最後になりましたが、本研究を遂行するなかで社内業務との両立に多大なるご協力を頂きました化学プロセス技術ファンクション前リーダー 山田和彦氏、現リーダー 尾川元氏をはじめ、同ファンクションの皆様心より感謝の意を表します。今後も技術者として一層精進していきたいとおもいますので、ご指導ご鞭撻のほどよろしくお願い申し上げます。

2014年9月12日

鈴木 悠介



## 参考文献

- BERNDHAEUSER, C., F. LETNTES, K. NAUMANN, H. DUEROLF, AND H. HUNNIUS (2008) "Method and device for homogenizing glass melt," U. S. Patent Publication 2008/0148780 A1.
- BISHOP, F.L. (1956) "Comparative tracer tests on container and window glass tanks," *The glass industry*, Vol. 37, No. 2, pp. 71-76, 99.
- COOPERJR., A.R. (1966a) "Diffusive mixing in continuous laminar flow systems," *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 21, pp. 1095-1106.
- COOPERJR., A.R. (1966b) "Kinetics of mixing in continuous glass melting tanks," *Glass Technology*, Vol. 7, No. 1, pp. 2-11, February.
- DANCKWERTS, P. V. (1952) "The definition and measurement of some characteristics of mixtures," *Appl. Sci. Res. A*, Vol. 3, pp. 279-296.
- DANCKWERTS, P. V. (1953) "Continuous flow systems: Distribution of residence time," *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 2, No. 1, pp. 1-13.
- FEKOLIN, V. N., K. A. PCHELYAKOV, AND A. A. SOKOLOV (1978) "Molten-glass mixing in feeders," *Glass and Ceramics*, Vol. 35, No. 4, pp. 200-204.
- HOGG, R., D.S. CAHN, T.W. HEALY, AND D.W. FUERSTENAU (1966) "Diffusional mixing in an ideal system," *Chemical Engineering Science*, Vol. 21, No. 11, pp. 1025 - 1038.
- LACEY, P. M. C. (1954) "Developments in the theory of particle mixing," *Journal of Applied Chemistry*, Vol. 4, No. 5, pp. 257-268.
- LACEY, P.M.C. AND F.S.M.A. MIRZA (1976a) "A study of the structure of imperfect mixtures of particles. Part I. Experimental technique," *Powder Technology*, Vol. 14, No. 1, pp. 17 - 24.
- LACEY, P.M.C. AND F.S.M.A. MIRZA (1976b) "A study of the structure of imperfect mixtures of particles. Part II. Correlational analysis," *Powder Technology*, Vol. 14, No. 1, pp. 25 - 33.
- LETNTES, F., K. NAUMANN, C. BERNDHAEUSER, E. ZEMSCH, AND V. TRINKS (2011) "Device for homogenizing a glass melt," U. S. Patent Application Publication 2011/0205836 A1.
- MYERS, K. J., A. BAKKER, AND A. RYAN (1997) "Avoid agitation by selecting static mixers," *Chemical Engineering Progress*, Vol. 63, No. 6, pp. 28-38.
- NAUMANN, E.B. AND B.A. BUFFHAM (1983) *Mixing in continuous flow systems*, John Wiley and Sons .

- PITBLADDO, RICHARD B. (2013) "Molten glass delivery apparatus for optical quality glass," U. S. Patent 8499584.
- WEIDENBAUM, SHERMAN S. (1958) "Mixing of Solids," *Advances in Chemical Engineering*, Vol. 2, pp. 209 - 324.
- ZWIETERING, TH.N. (1959) "The degree of mixing in continuous flow systems," *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 11, No. 1, pp. 1-15.
- 橋本健治 (1993) 『改訂版 反応工学』, 培風館.
- 山口巖 (1967) 『新補版 混合及び攪拌』, 化学工業社, 1-10 頁.
- 上和野満雄・上ノ山周・仁志和彦 (1996) 「攪拌物を有する流通式液相反応管内における乱流混合状態の測定」, 『化学工学論文集』, 第 22 巻, 第 2 号, 334-341 頁.
- 仁志和彦 (2008) 『最新 ミキシング技術の基礎と応用』, 三恵社, 22-31 頁.
- 仁志和彦・鈴木康夫・上ノ山周・上和野満雄 (2005) 「各種双腕式湿潤粉体捏和機における画像解析による微視的混合状態の評価法」, 『化学工学論文集』, 第 31 巻, 第 5 号, 308-316 頁.
- 青木圭子・秋山鐵夫 (1996) 「固体混合の混合度とサンプリング」, 『粉体工学会誌』, 第 33 巻, 第 5 号, 410-413 頁.
- 泉谷徹郎 (1989) 『新しい攪拌技術の実際』, 技術情報協会, 273-279 頁.

## Appendix

### A 濃度増加量測定結果

#### A.1 6枚平板パドル

##### A.1.1 流路中央設置時

##### A.1.1.1 35rpm-翼設置位置 H/2-

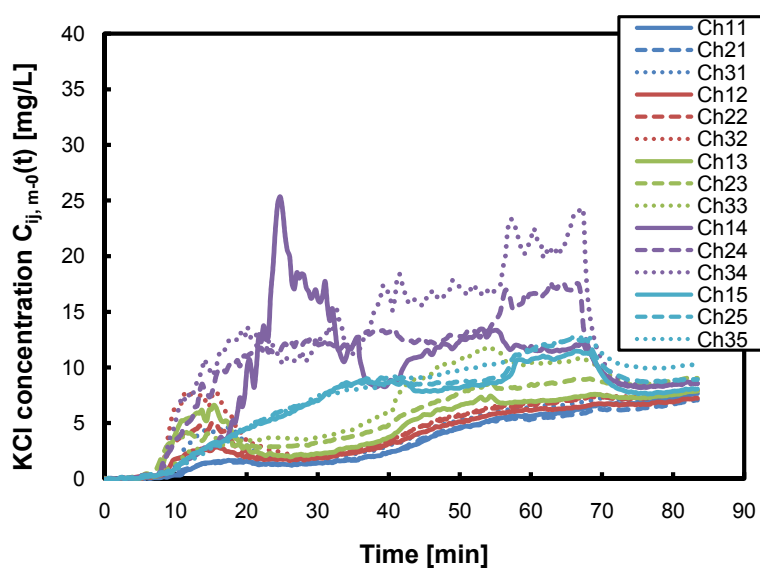


Fig. A.1 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run2], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 35 rpm

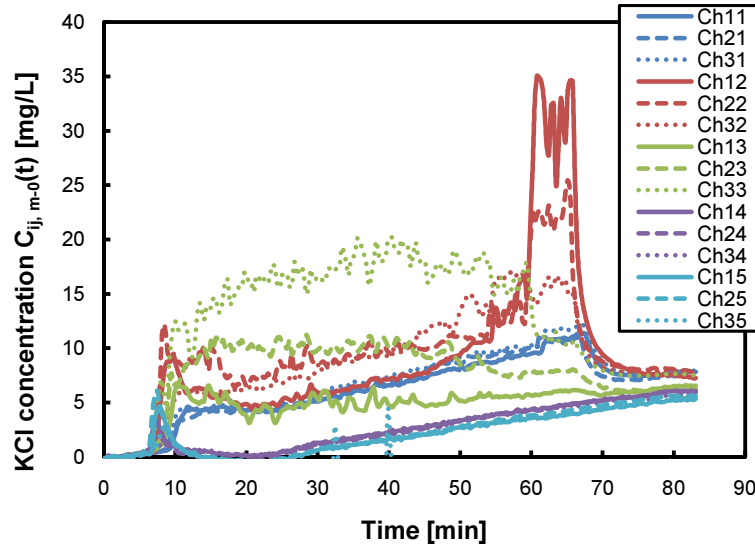


Fig. A.2 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run3], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 35 rpm

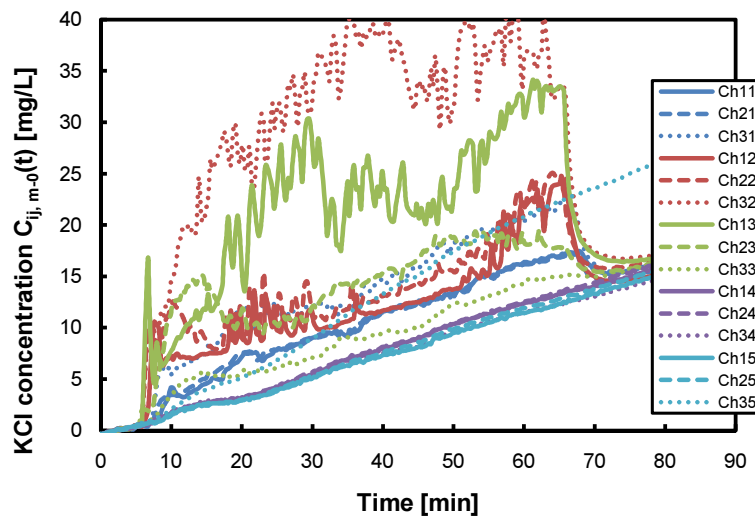


Fig. A.3 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run4], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 35 rpm

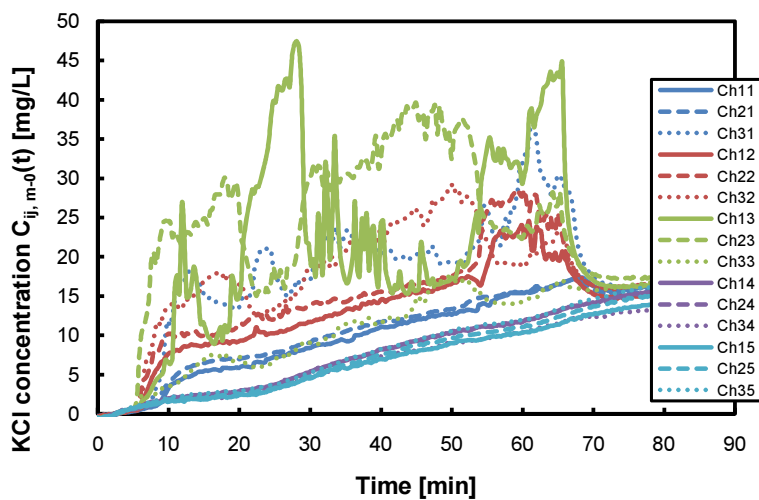


Fig. A.4 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run5], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 35 rpm

#### A.1.1.2 40rpm-翼設置位置 H/2-

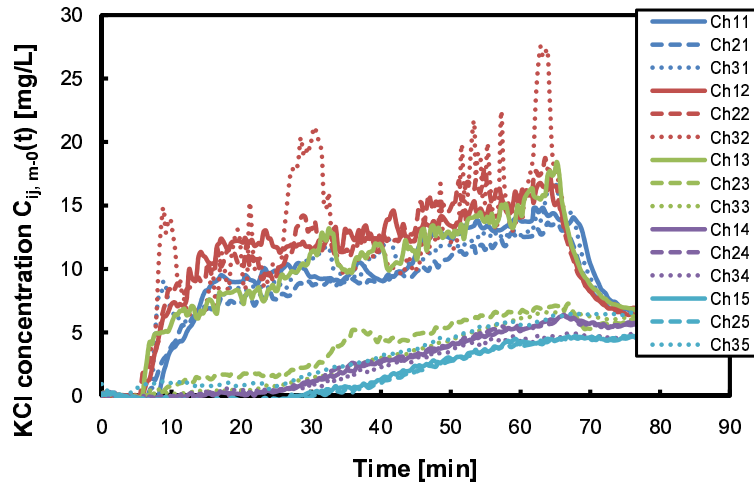


Fig. A.5 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run1], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 40 rpm

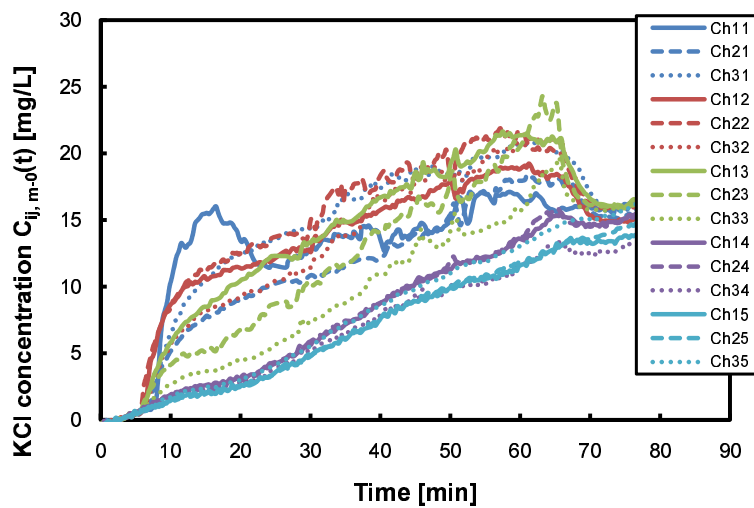


Fig. A.6 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run2], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 40 rpm

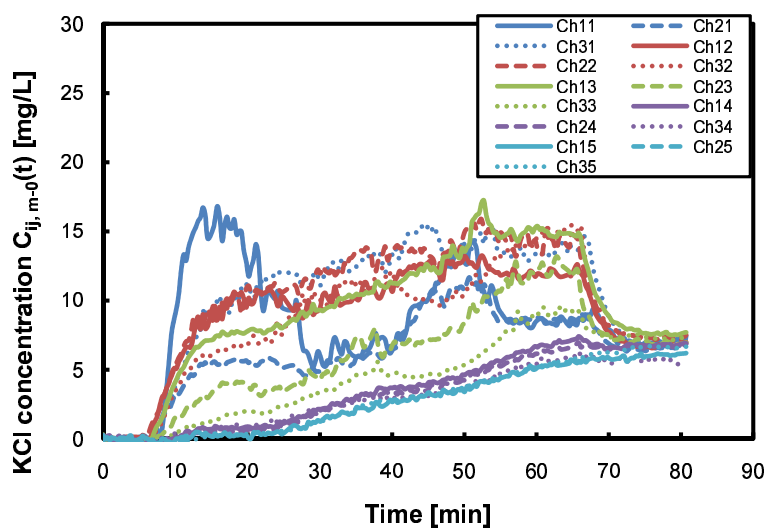


Fig. A.7 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run3], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 40 rpm

#### A.1.1.3 45rpm-翼設置位置 H/2-



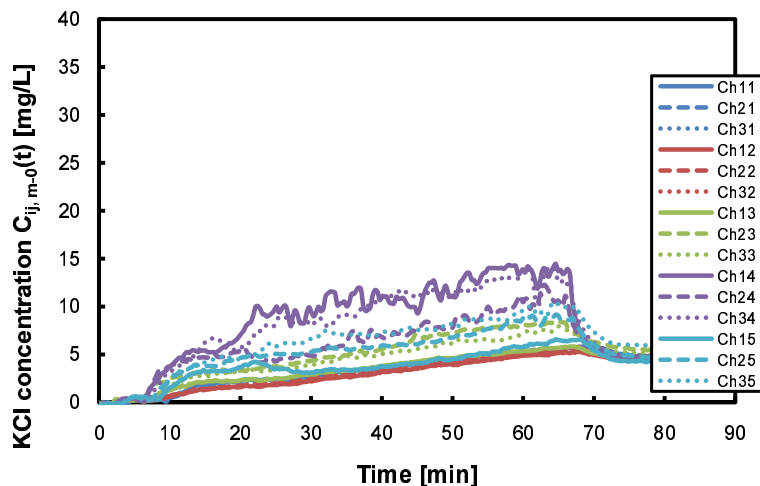


Fig. A.8 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run1], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 45 rpm

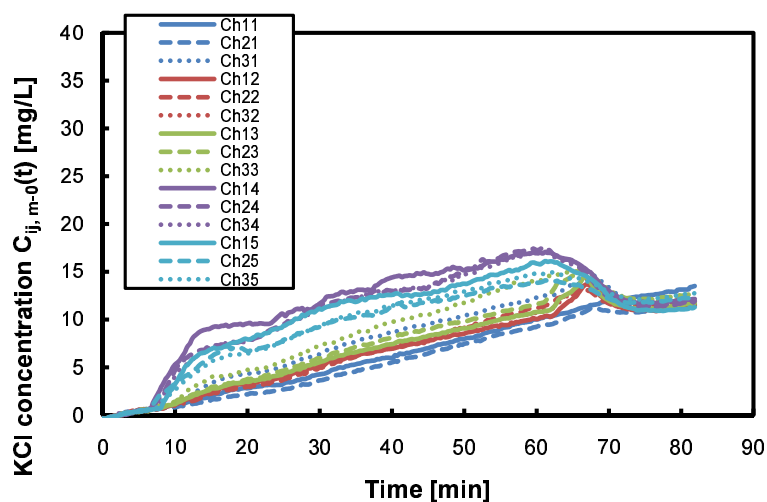


Fig. A.9 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run2], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 45 rpm

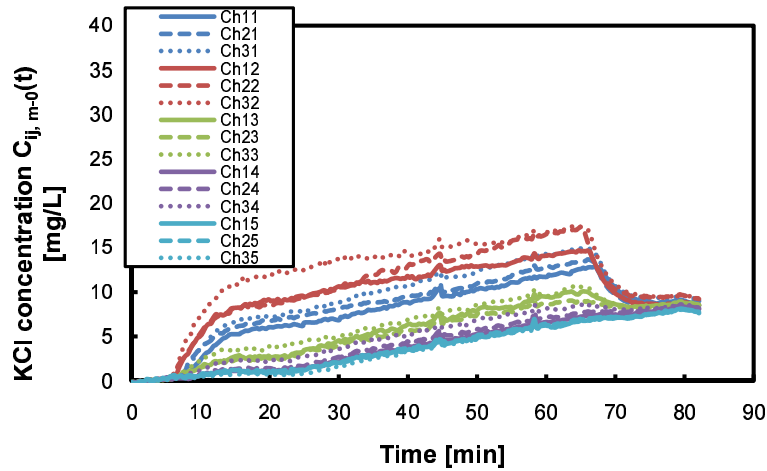


Fig. A.10 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run3], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 45 rpm

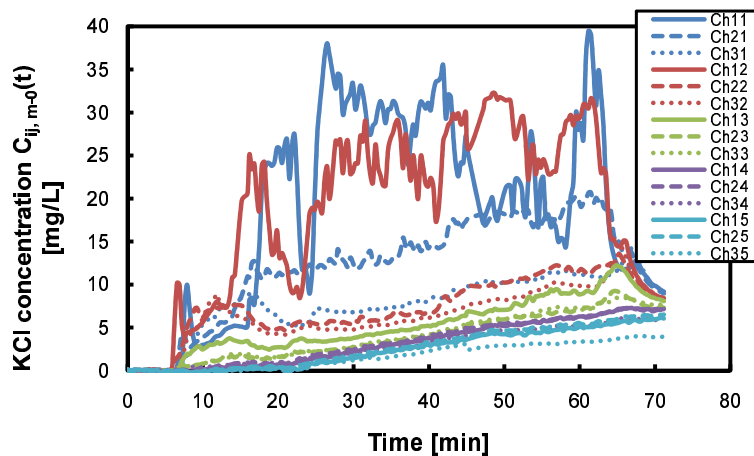


Fig. A.11 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run4], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 45 rpm

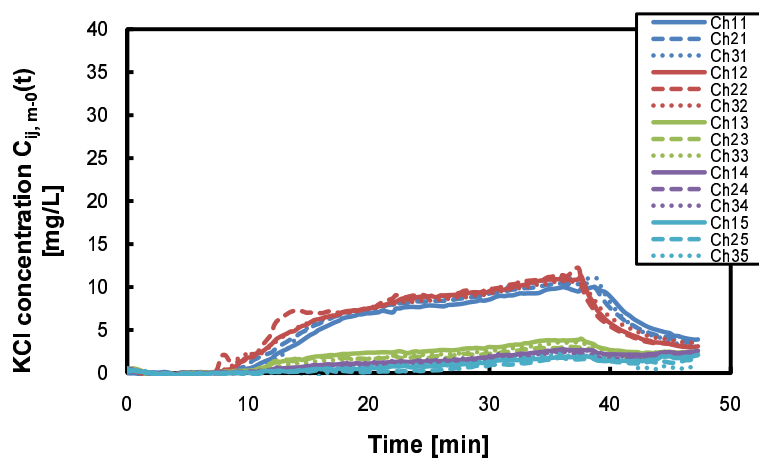


Fig. A.12 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run5], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 45 rpm

#### A.1.1.4 50rpm-翼設置位置 H/2-

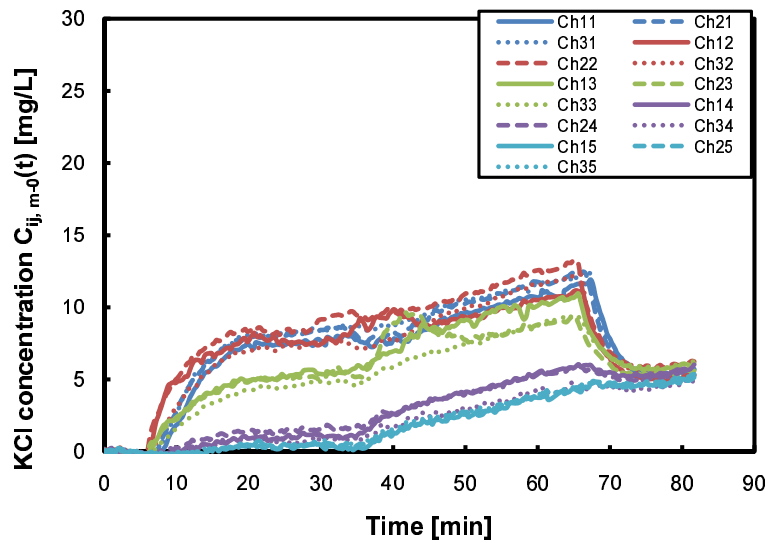


Fig. A.13 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run1], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 50 rpm

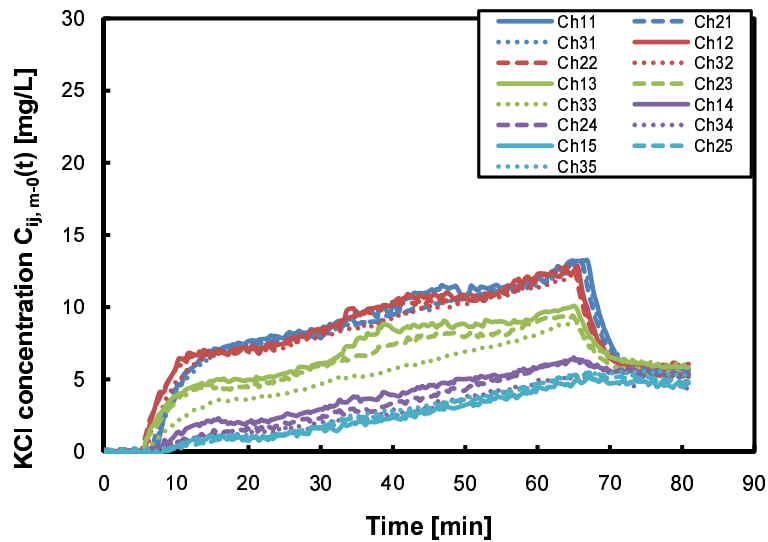


Fig. A.14 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run2], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 50 rpm

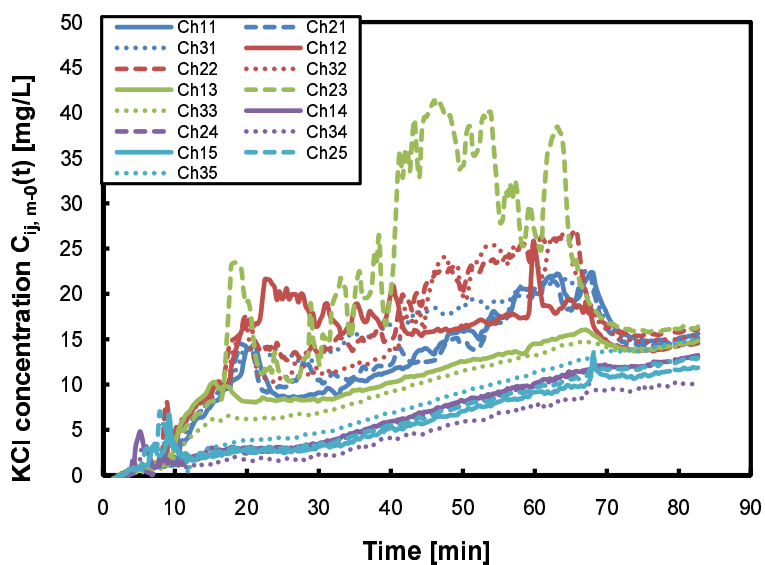


Fig. A.15 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run3], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 50 rpm

#### A.1.1.5 55rpm-翼設置位置 H/2-

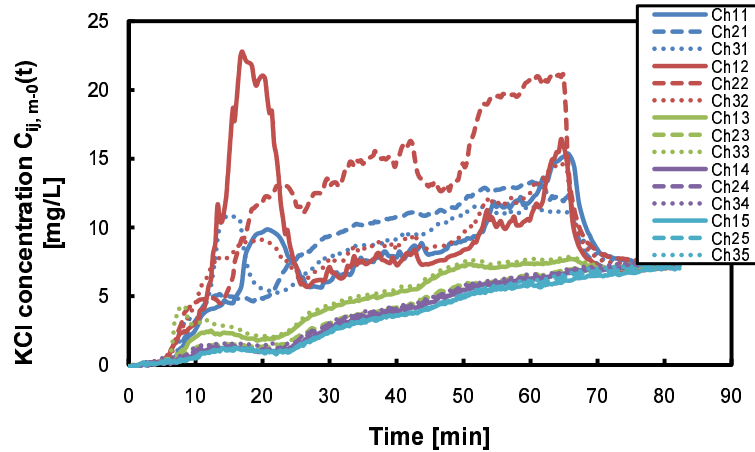


Fig. A.16 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run1], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 55 rpm

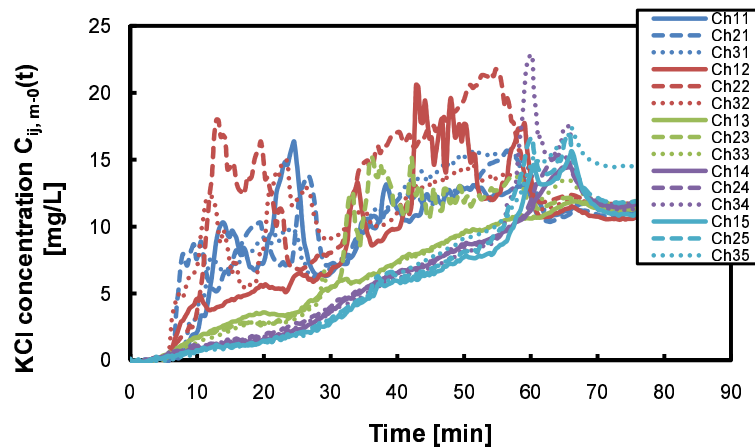


Fig. A.17 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run2], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 55 rpm

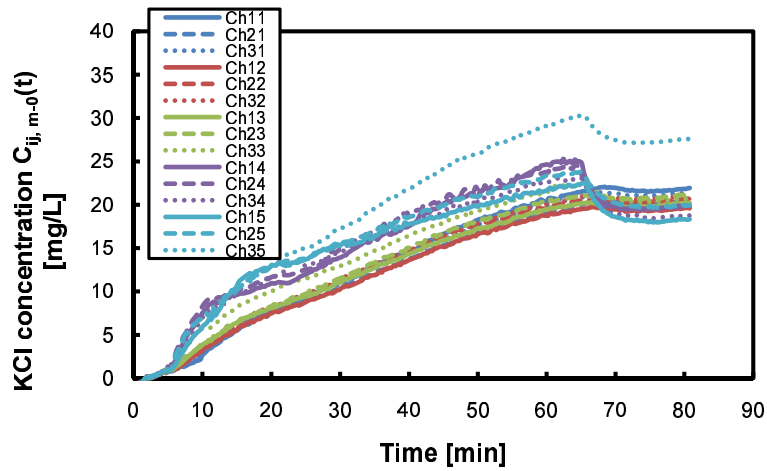


Fig. A.18 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run3], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 55 rpm

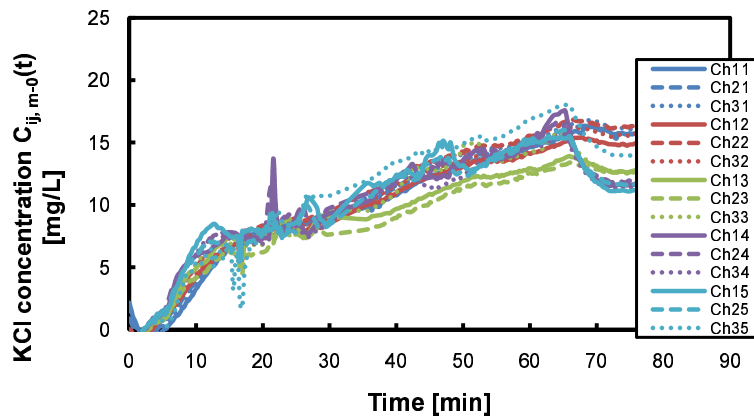


Fig. A.19 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run4], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 55 rpm



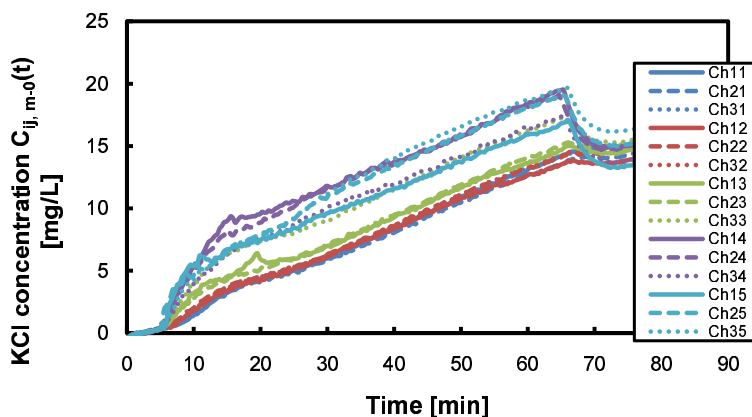


Fig. A.20 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run5], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 55 rpm

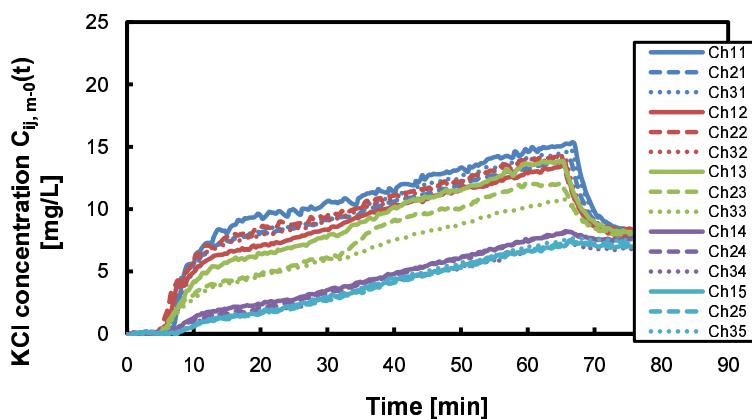


Fig. A.21 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run6], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 55 rpm

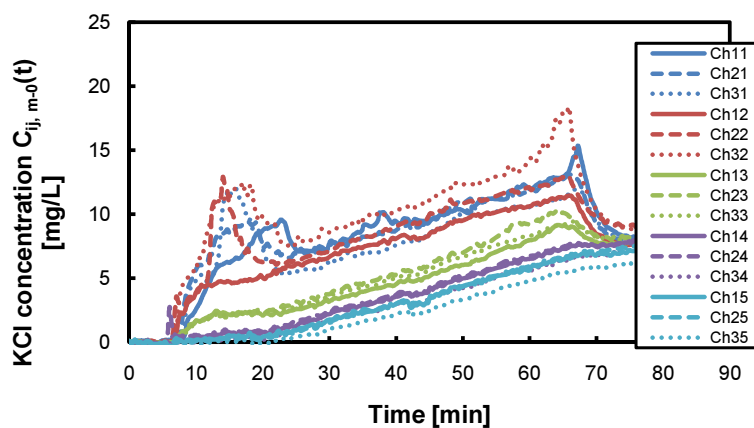


Fig. A.22 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij, m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run7], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 55 rpm

#### A.1.2 流路上部設置時

##### A.1.2.1 35rpm-翼設置位置 3/4H-

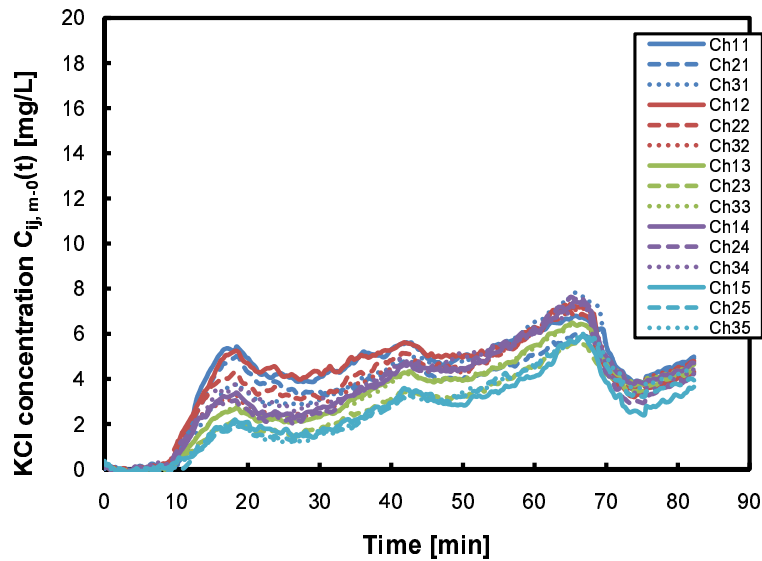


Fig. A.23 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run1], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: (3/4)H, rotational speed: 35 rpm

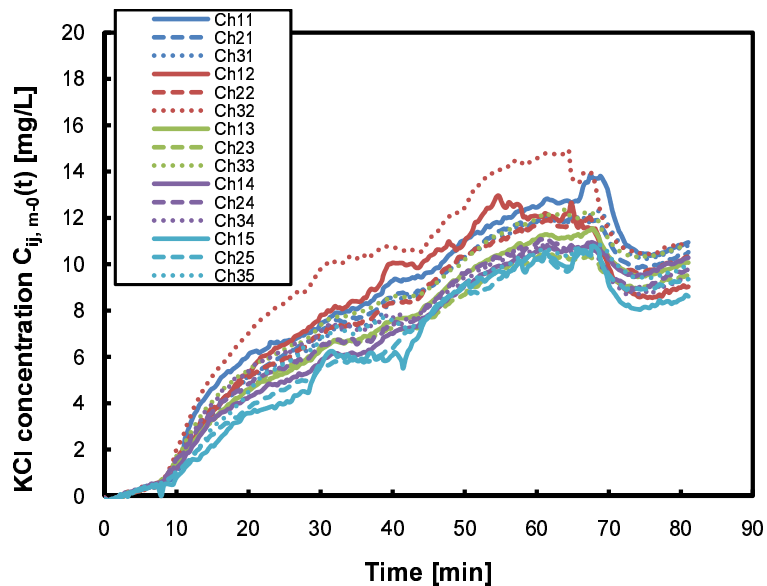


Fig. A.24 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run2], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: (3/4)H, rotational speed: 35 rpm

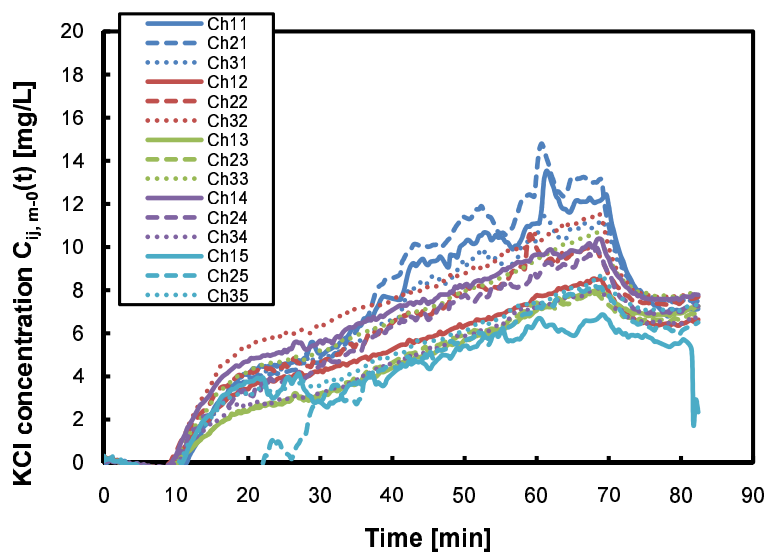


Fig. A.25 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run3], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: (3/4)H, rotational speed: 35 rpm

#### A.1.2.2 45rpm-翼設置位置 3/4H-

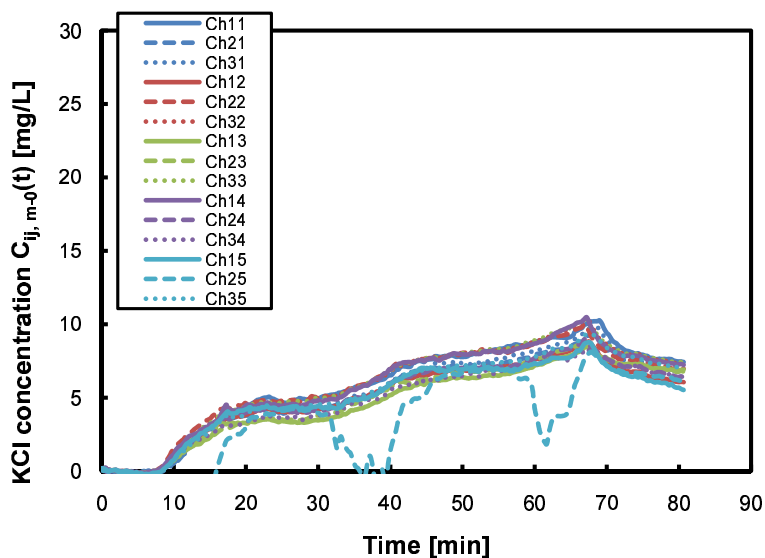


Fig. A.26 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run1], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: (3/4)H, rotational speed: 45 rpm

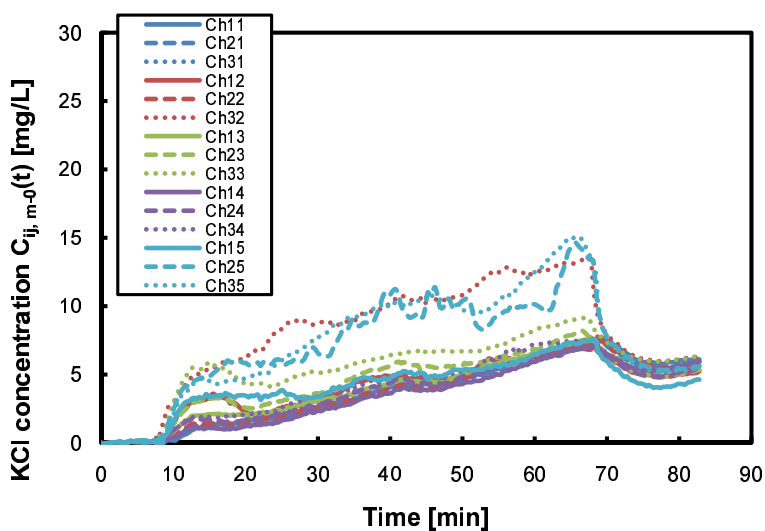


Fig. A.27 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run2], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: (3/4)H, rotational speed: 45 rpm

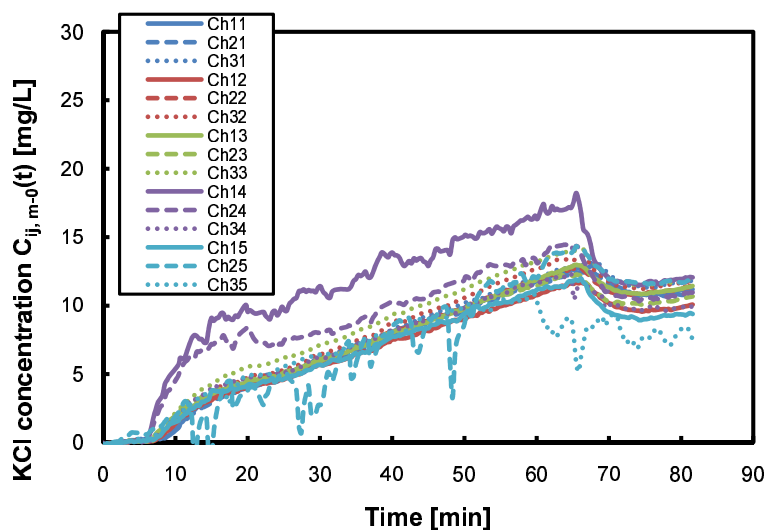


Fig. A.28 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run3], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: (3/4)H, rotational speed: 45 rpm

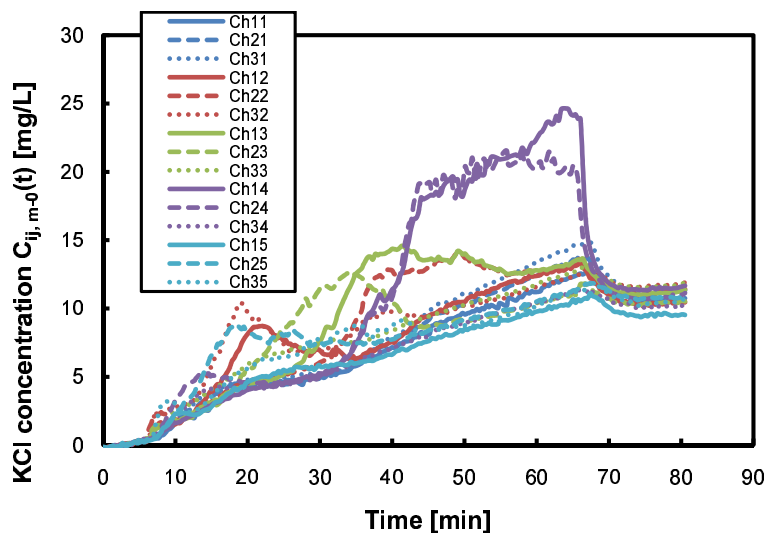


Fig. A.29 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run4], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: (3/4)H, rotational speed: 45 rpm

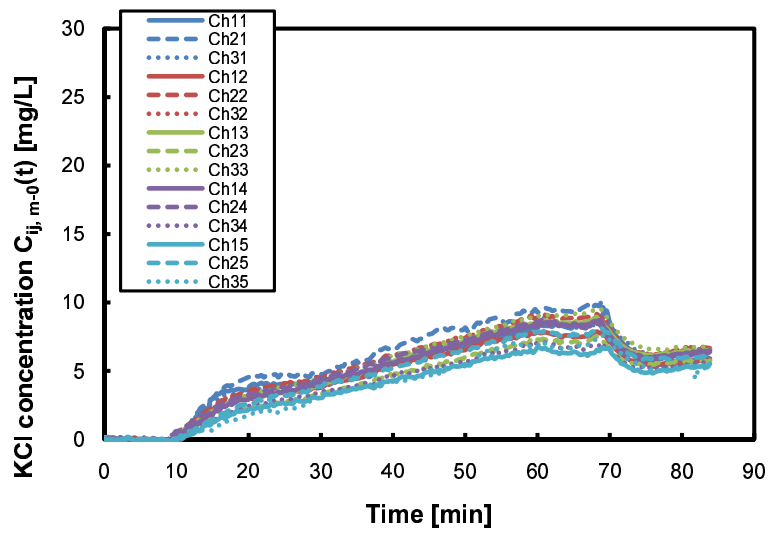


Fig. A.30 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij, m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run5], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: (3/4)H, rotational speed: 45 rpm

#### A.1.2.3 55rpm-翼設置位置 3/4H-



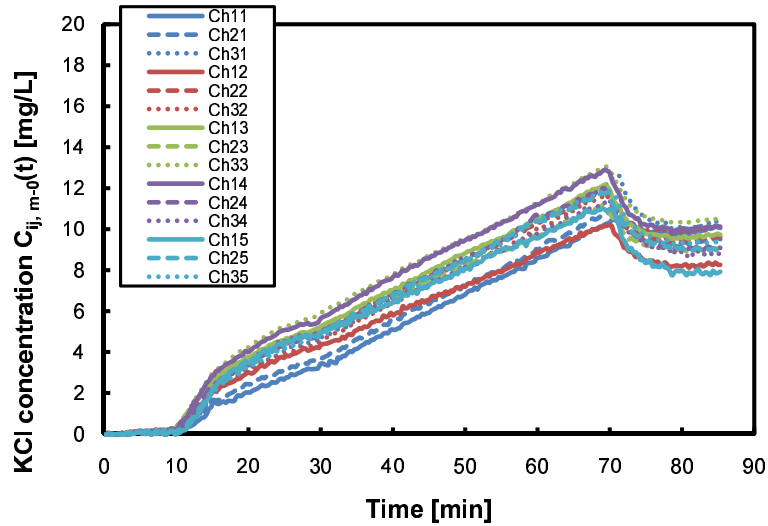


Fig. A.31 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij, m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run1], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: (3/4)H, rotational speed: 55 rpm

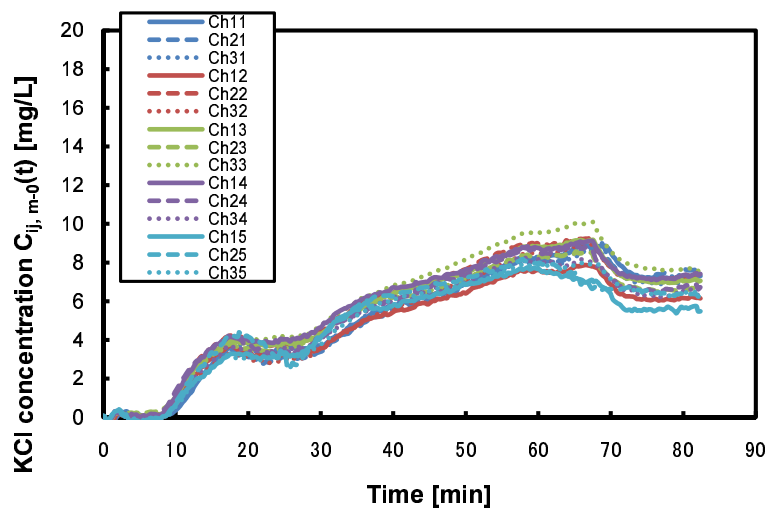


Fig. A.32 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij, m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run2], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: (3/4)H, rotational speed: 55 rpm

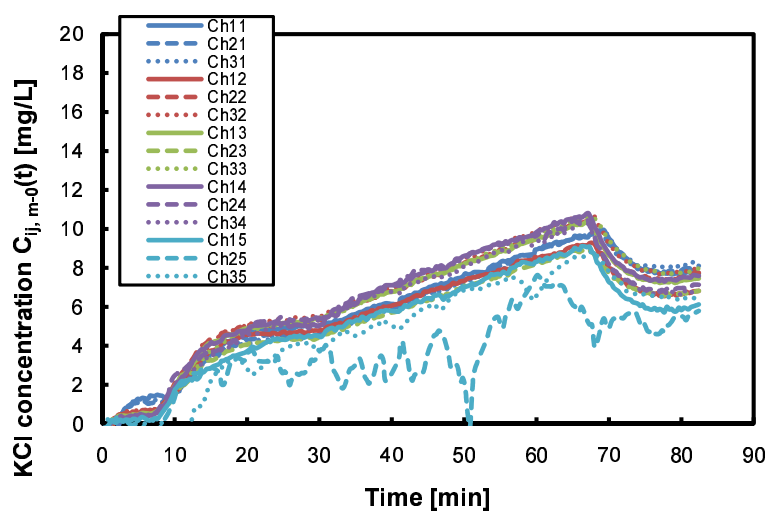


Fig. A.33 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij, m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run3], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: six-blade flat paddle, impeller position: (3/4)H, rotational speed: 55 rpm

## A.2 4枚平板パドル

### A.2.1 35rpm-翼設置位置 H/2-

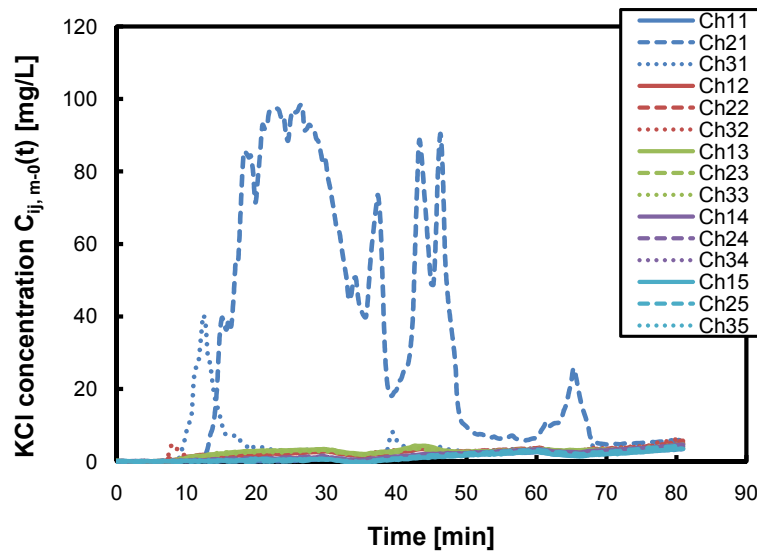


Fig. A.34 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run1], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 35 rpm

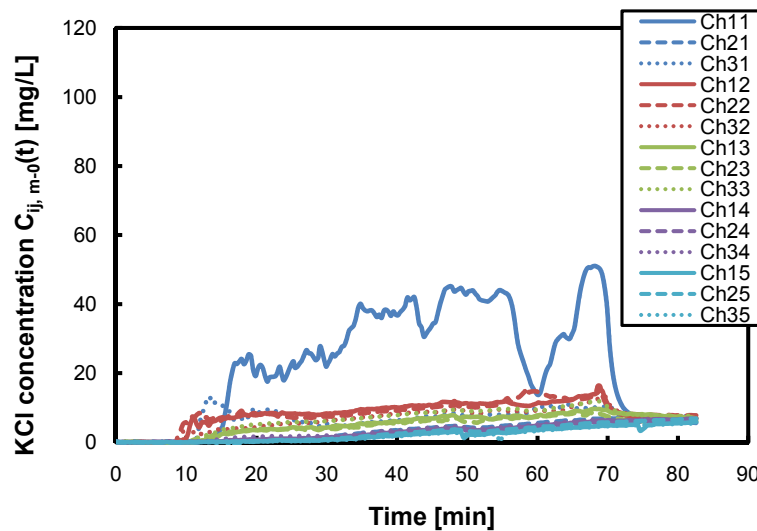


Fig. A.35 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run2], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 35 rpm

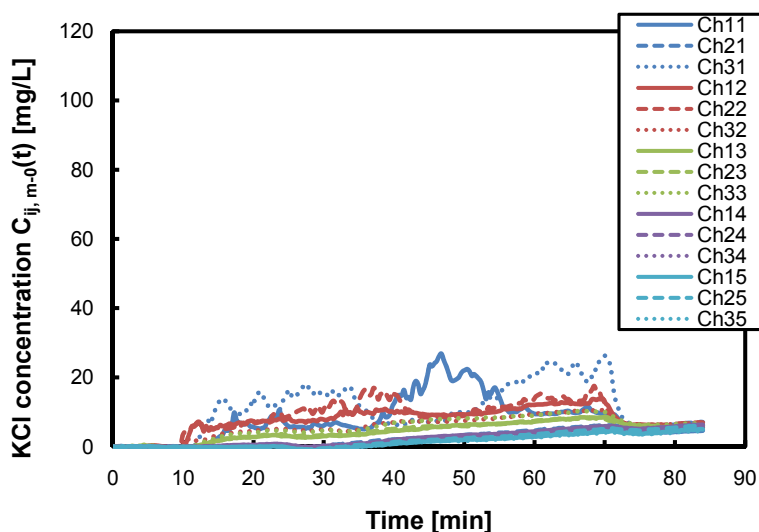


Fig. A.36 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run3], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 35 rpm

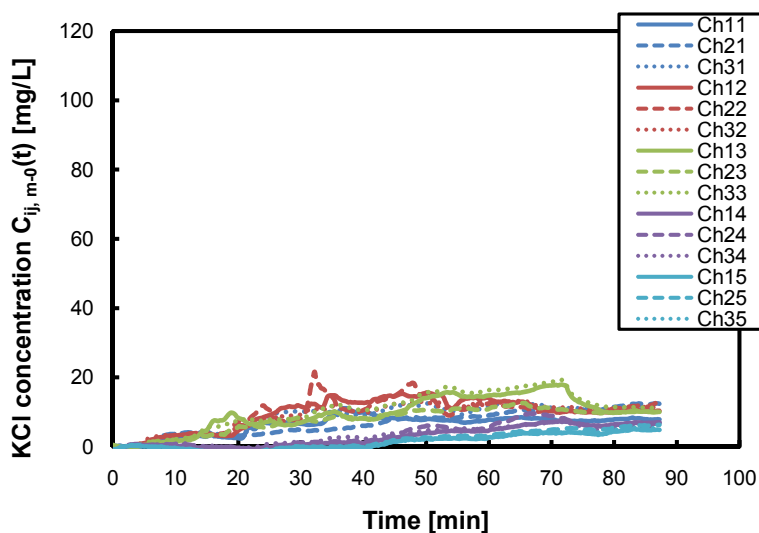


Fig. A.37 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run4], fluid: starch syrup, viscosity: 500mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 35 rpm

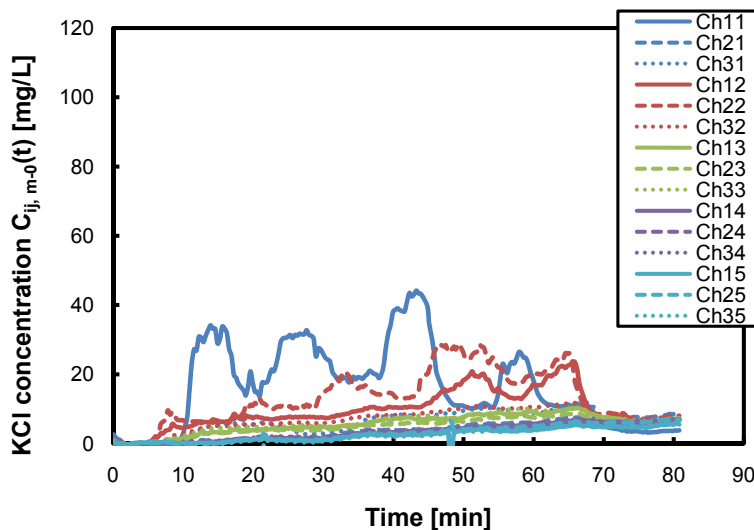


Fig. A.38 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run5], fluid: starch syrup, viscosity: 500mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 35 rpm

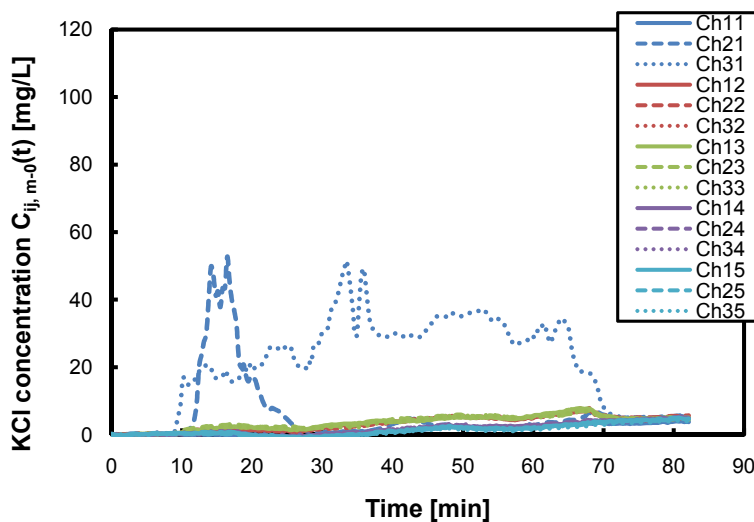


Fig. A.39 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run6], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 35 rpm

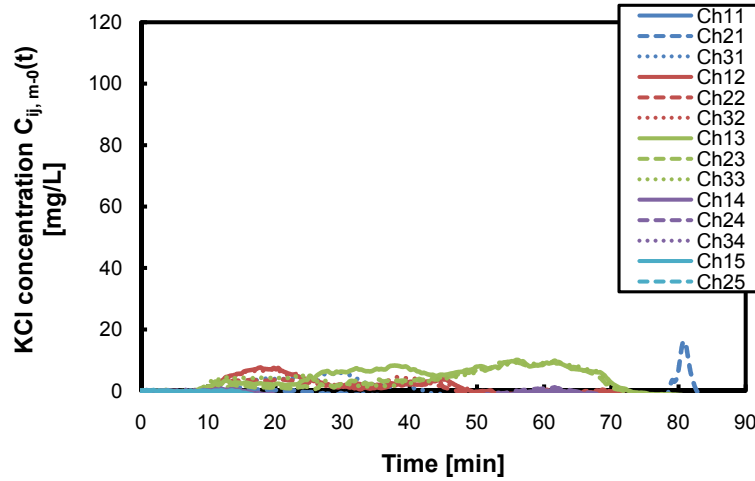


Fig. A.40 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run7], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 35 rpm

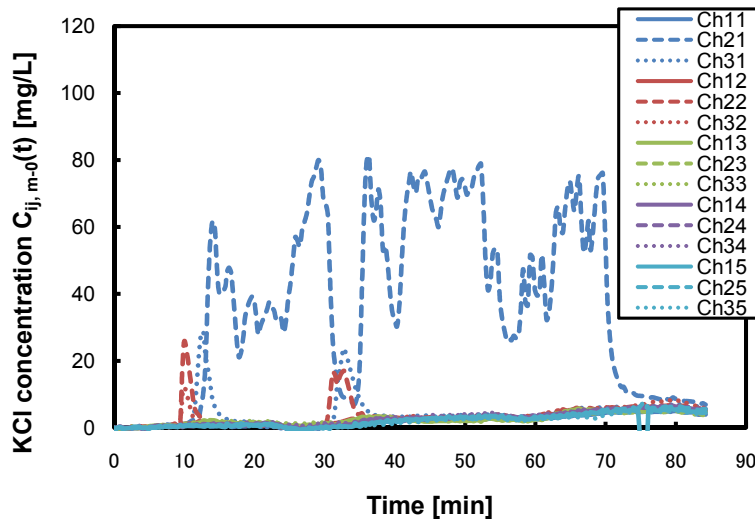


Fig. A.41 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run8], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 35 rpm

## A.2.2 40rpm-翼設置位置 H/2-

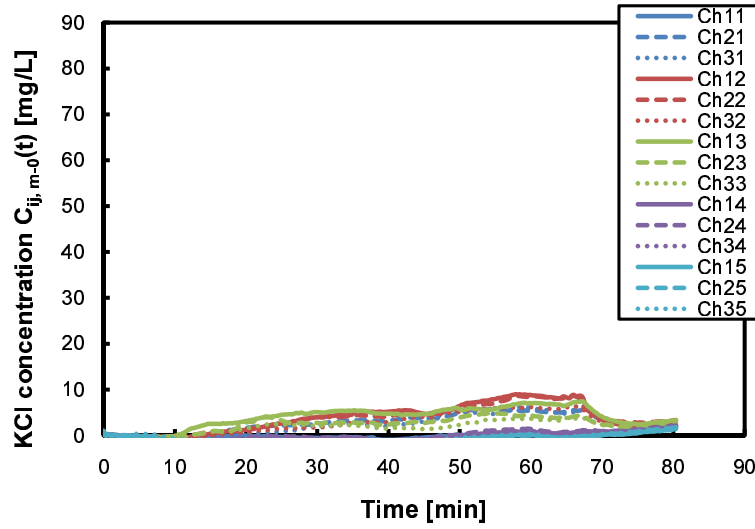


Fig. A.42 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run1], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 40 rpm



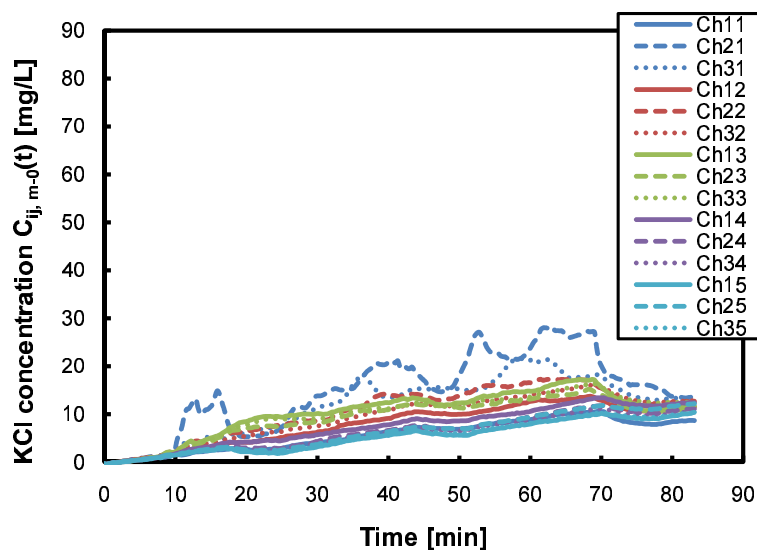


Fig. A.43 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run2], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 40 rpm

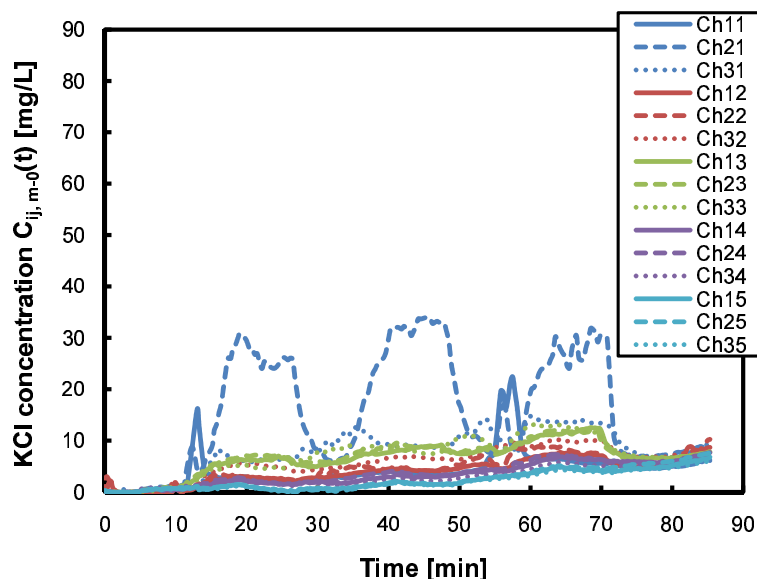


Fig. A.44 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run3], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 40 rpm

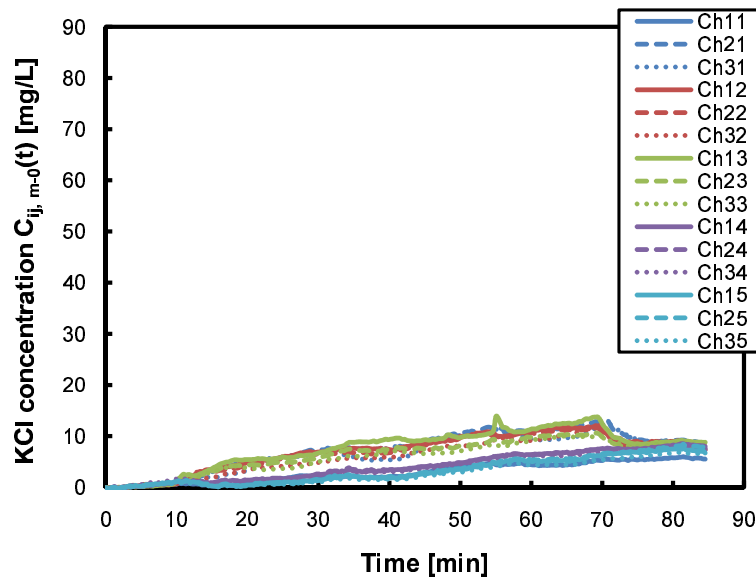


Fig. A.45 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run4], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 40 rpm

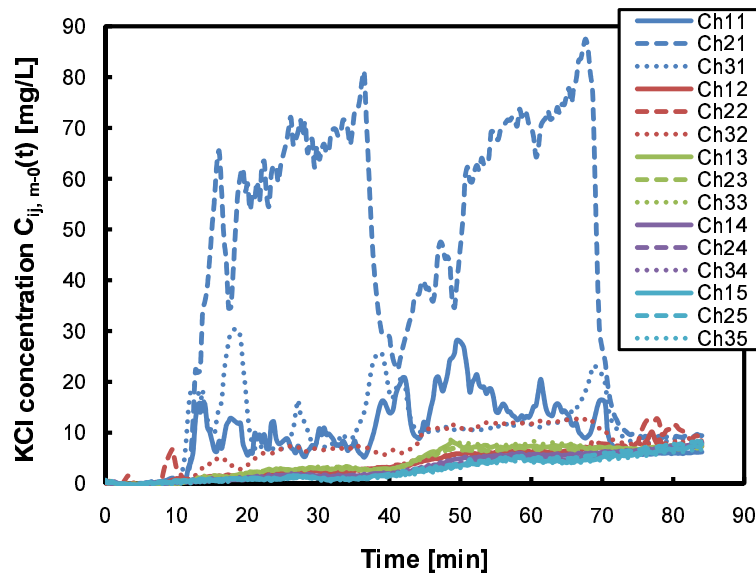


Fig. A.46 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run5], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 40 rpm

## A.2.3 45rpm-翼設置位置 H/2-

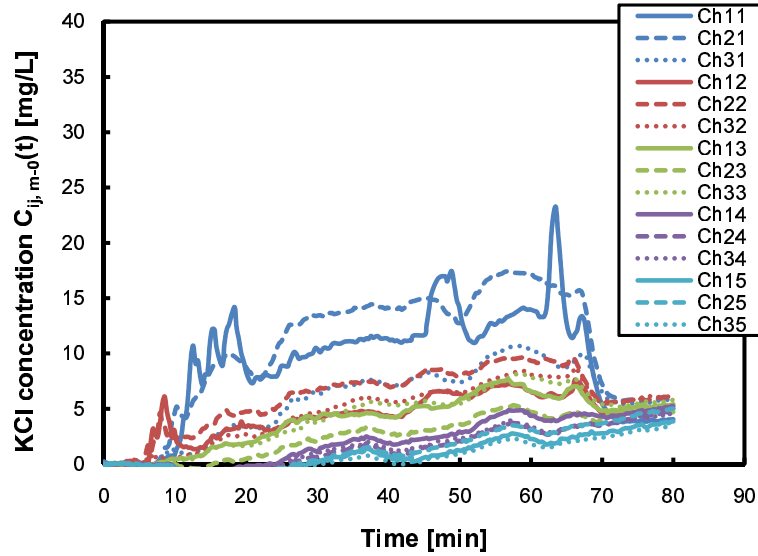


Fig. A.47 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run1], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 45 rpm

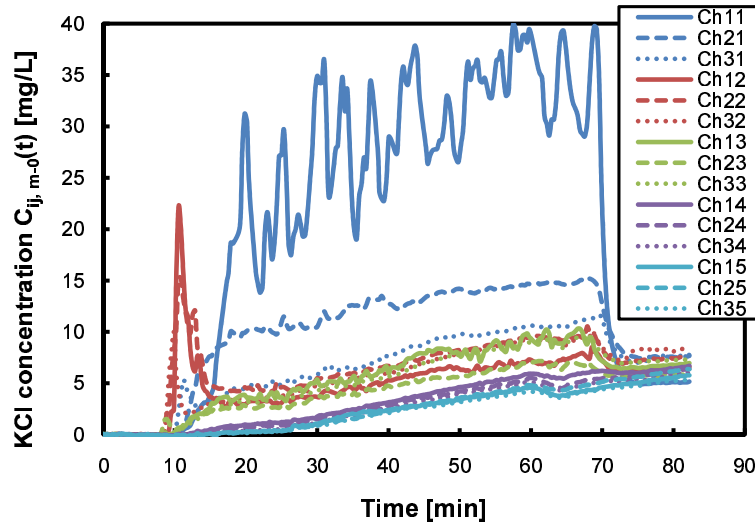


Fig. A.48 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run2], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 45 rpm

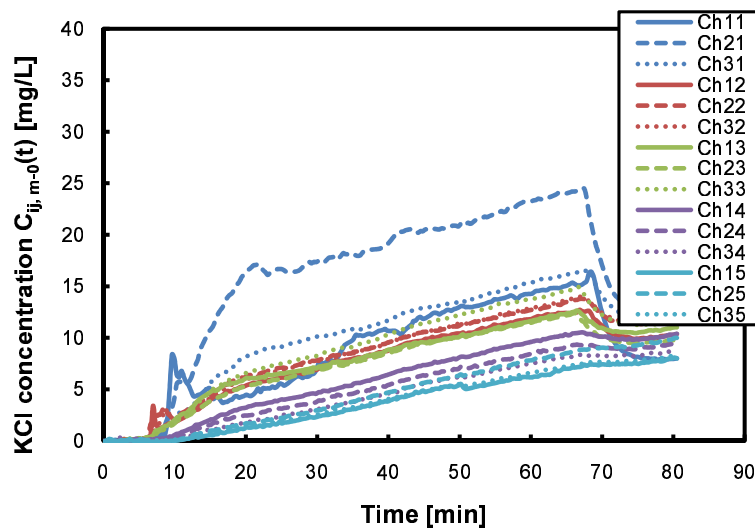


Fig. A.49 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run3], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 45 rpm

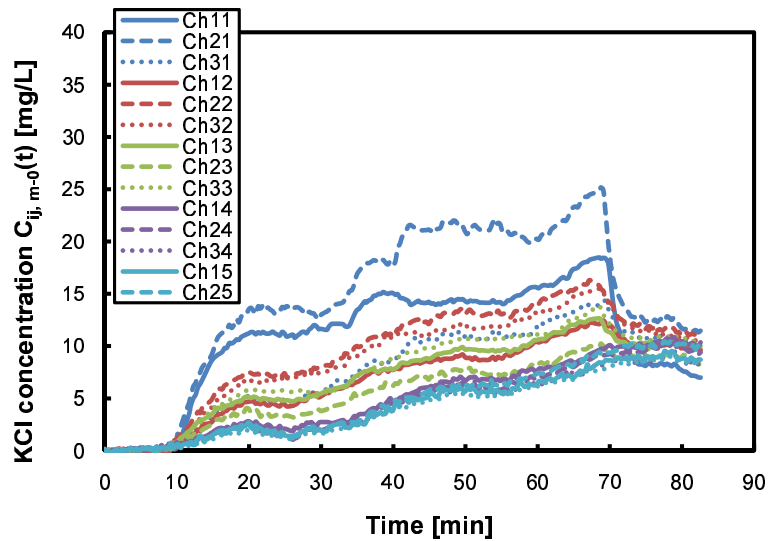


Fig. A.50 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run4], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 45 rpm

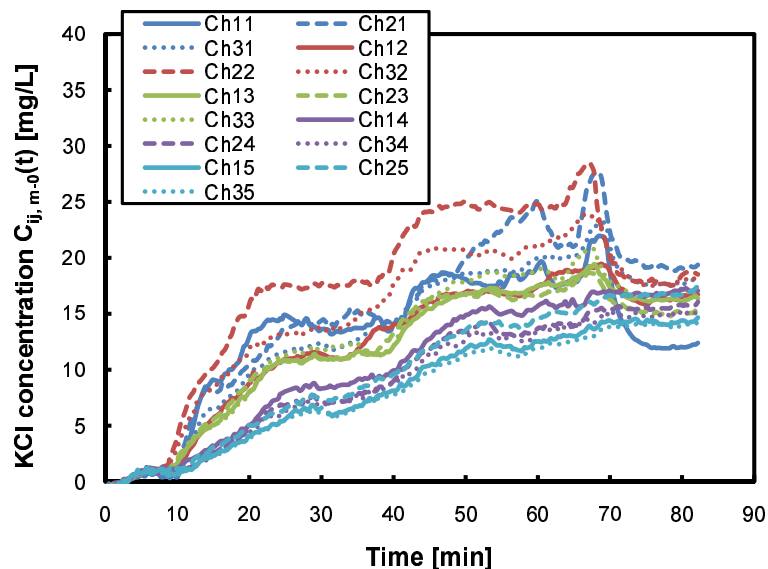


Fig. A.51 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run5], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 45 rpm

## A.2.4 50rpm-翼設置位置 H/2-

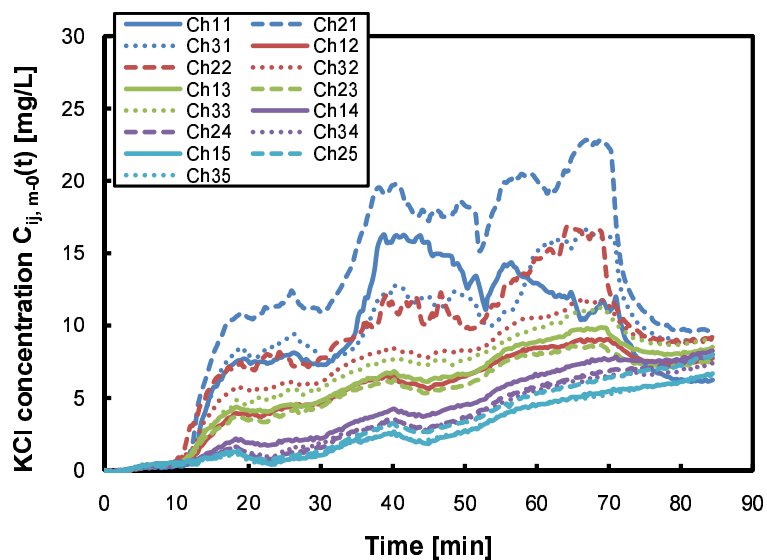


Fig. A.52 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run1], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 50 rpm

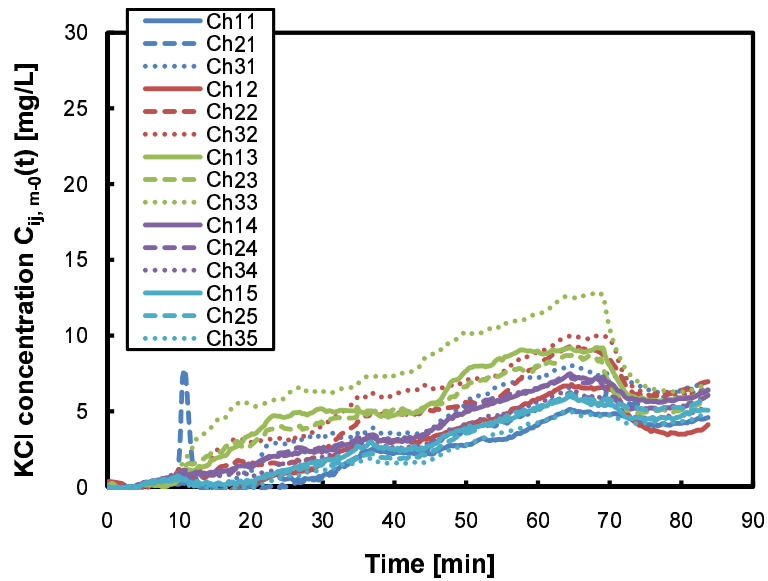


Fig. A.53 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run2], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 50 rpm

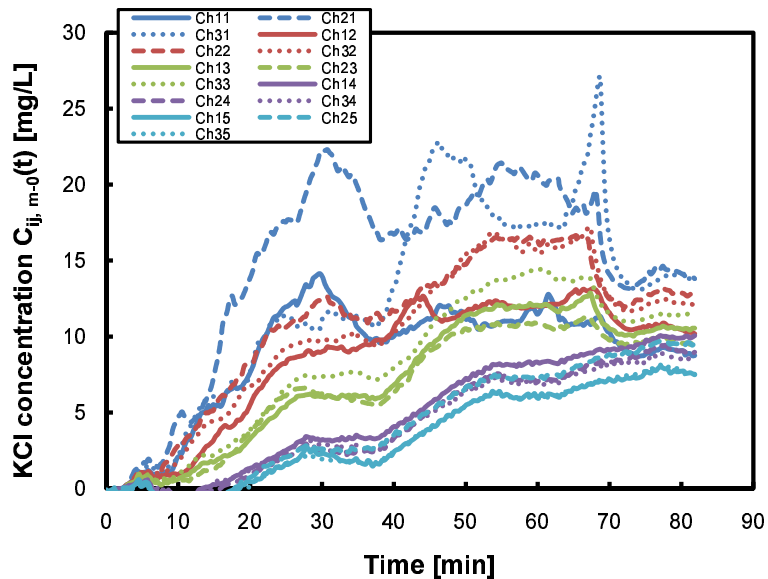


Fig. A.54 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run3], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 50 rpm



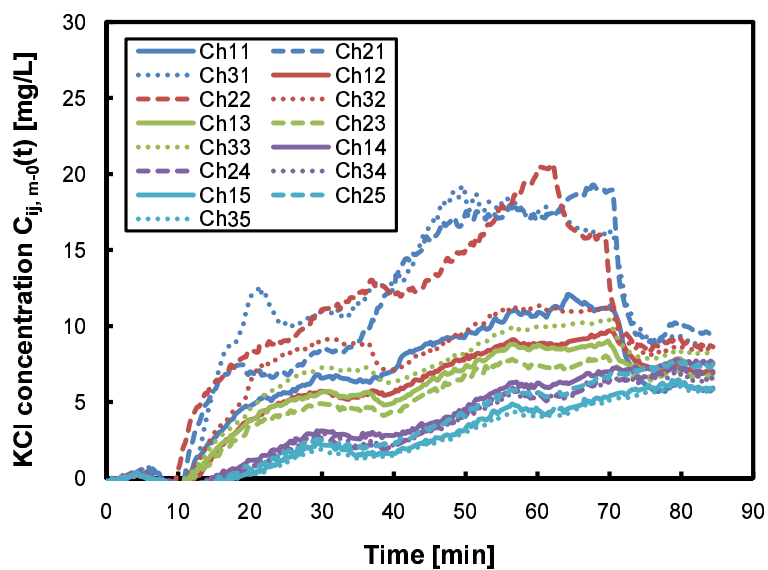


Fig. A.55 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij, m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run4], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 50 rpm

#### A.2.5 55rpm-翼設置位置 H/2-

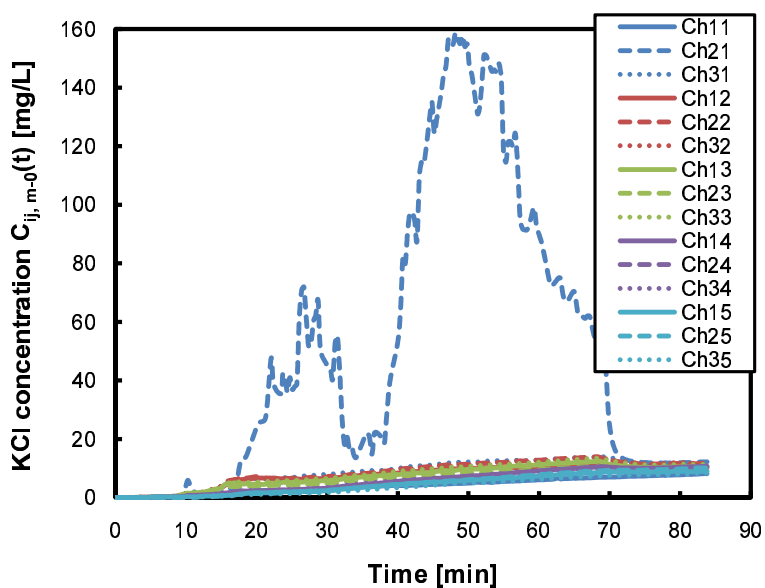


Fig. A.56 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run1], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 55 rpm

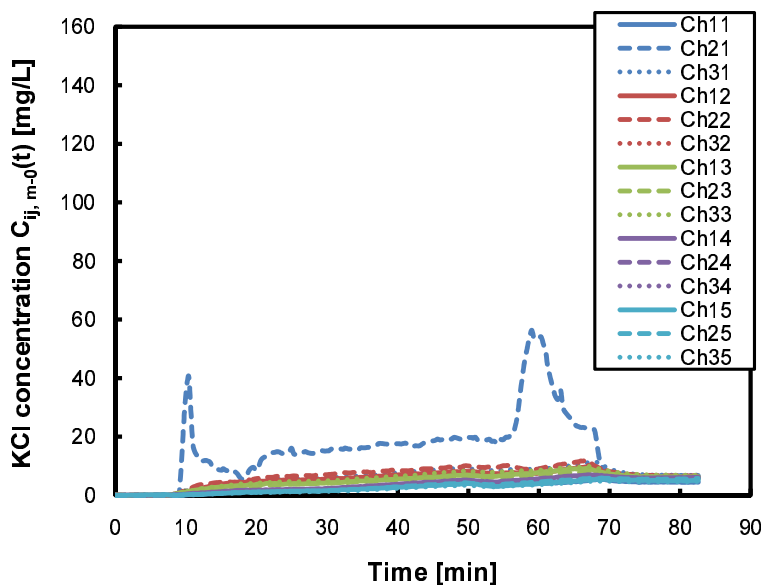


Fig. A.57 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run2], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 55 rpm

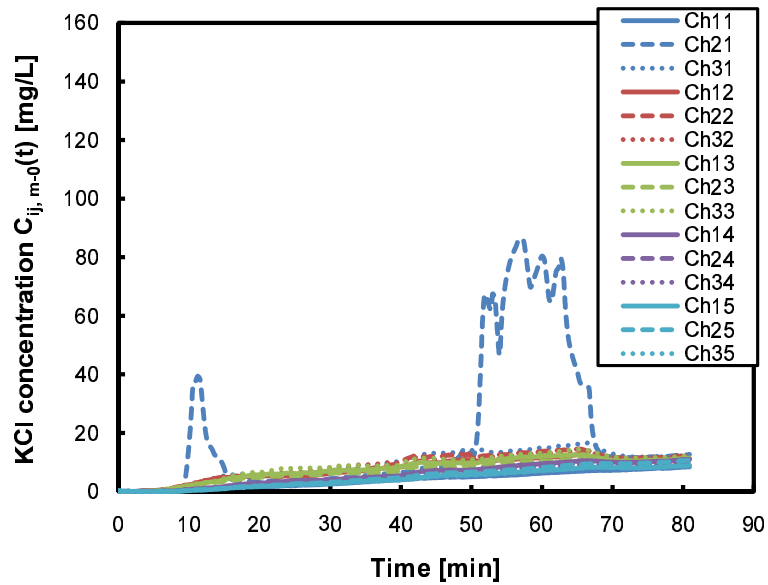


Fig. A.58 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run3], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 55 rpm

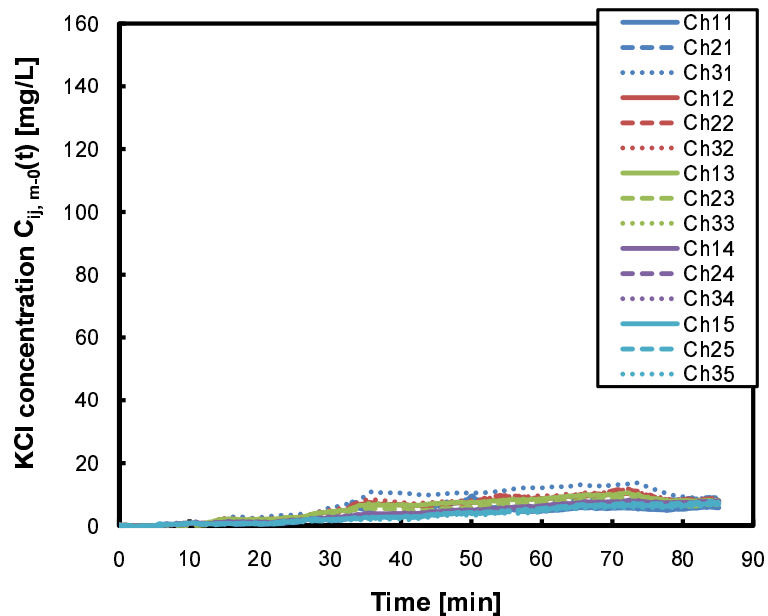


Fig. A.59 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run4], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 55 rpm

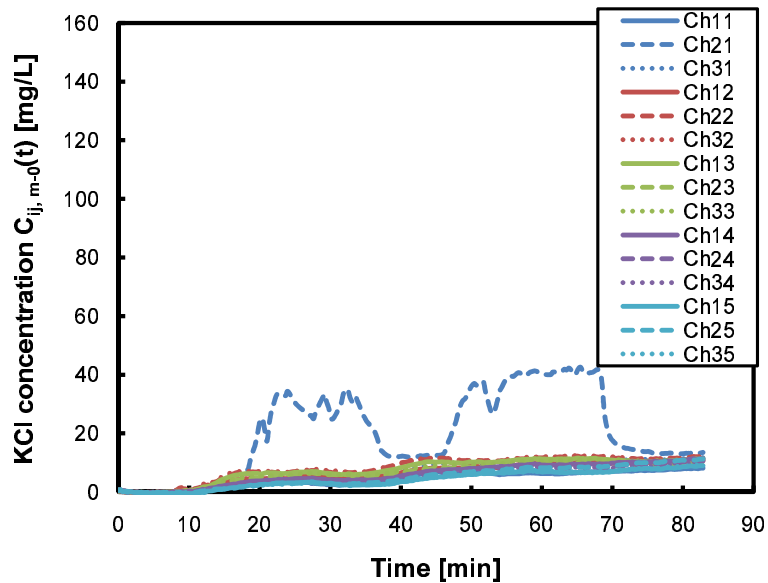


Fig. A.60 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run5], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 55 rpm

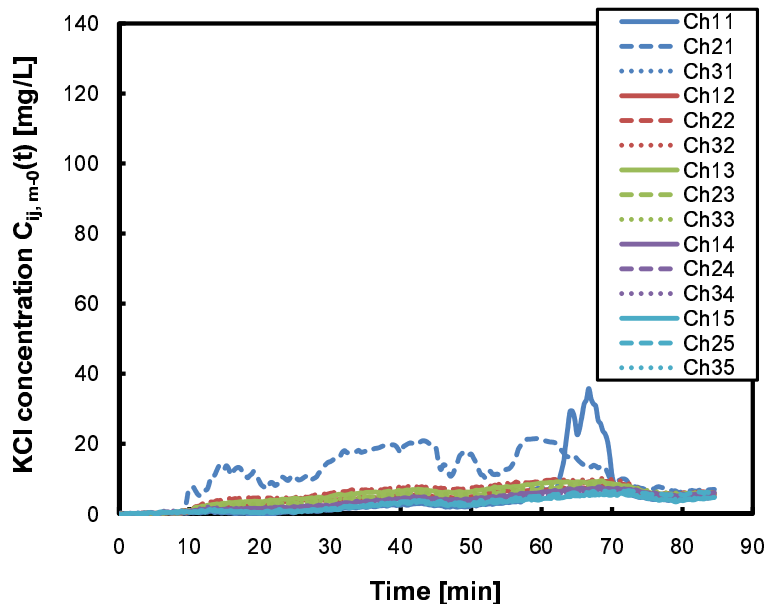


Fig. A.61 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run6], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade flat paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 55 rpm

## A.3 4枚傾斜パドル

## A.3.1 35rpm-翼設置位置 H/2-

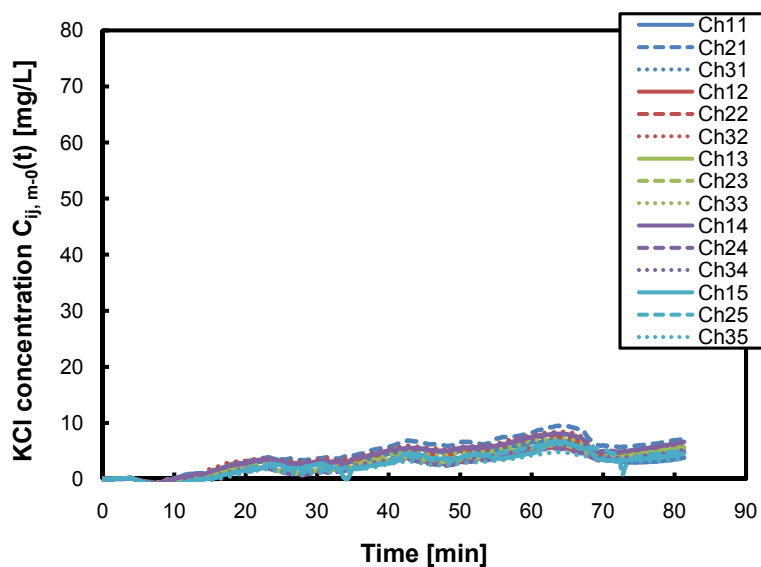


Fig. A.62 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run1], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 35 rpm

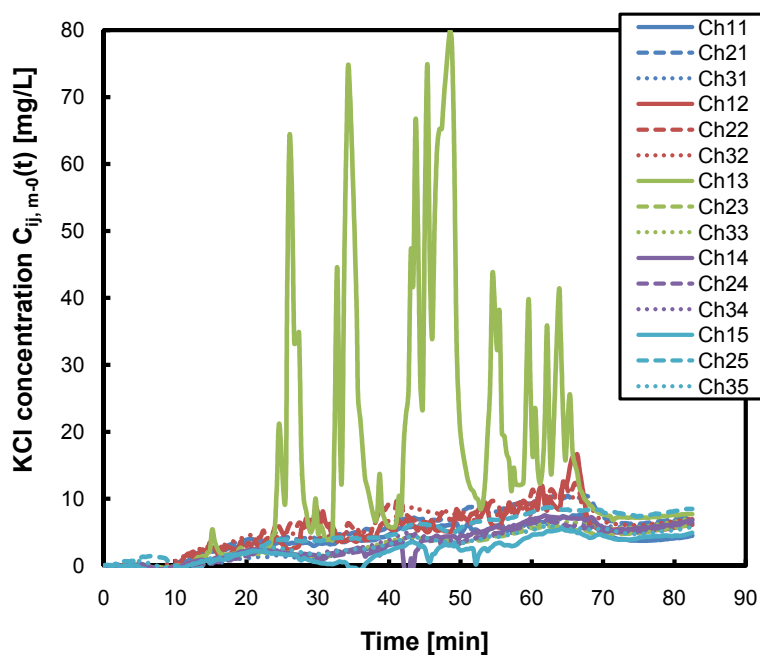


Fig. A.63 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run2], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 35 rpm

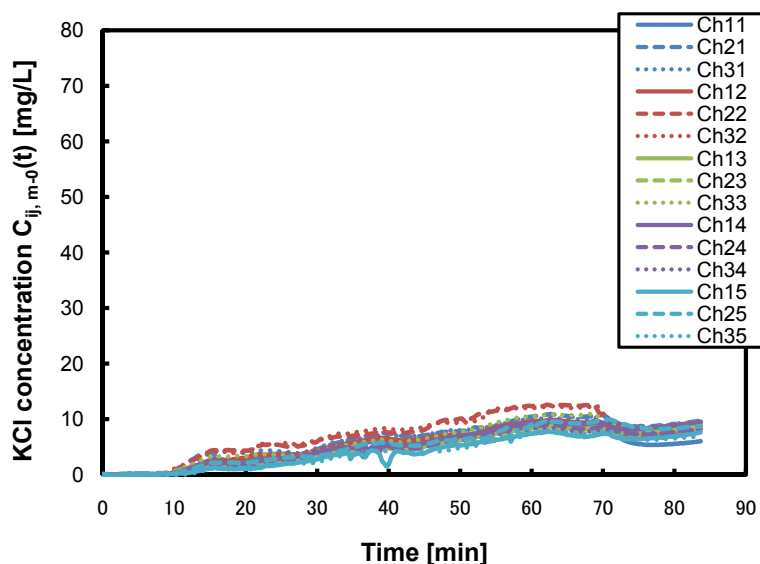


Fig. A.64 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run3], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 35 rpm

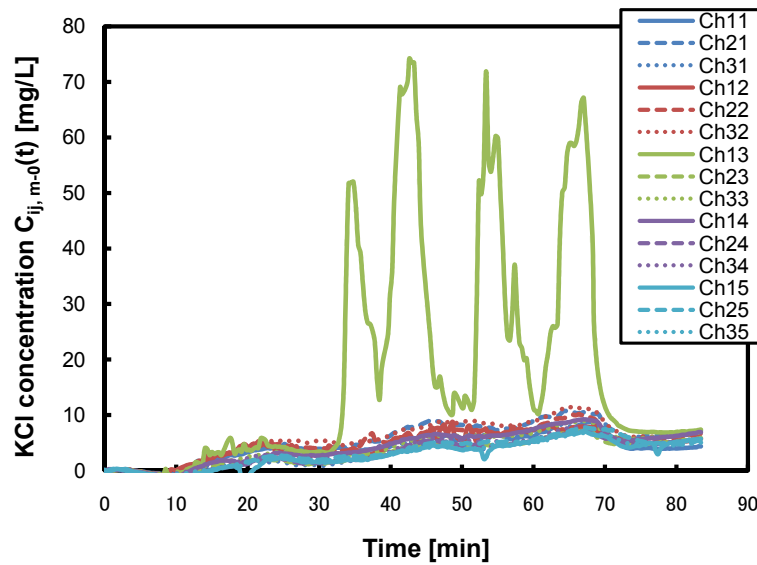


Fig. A.65 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run4], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 35 rpm

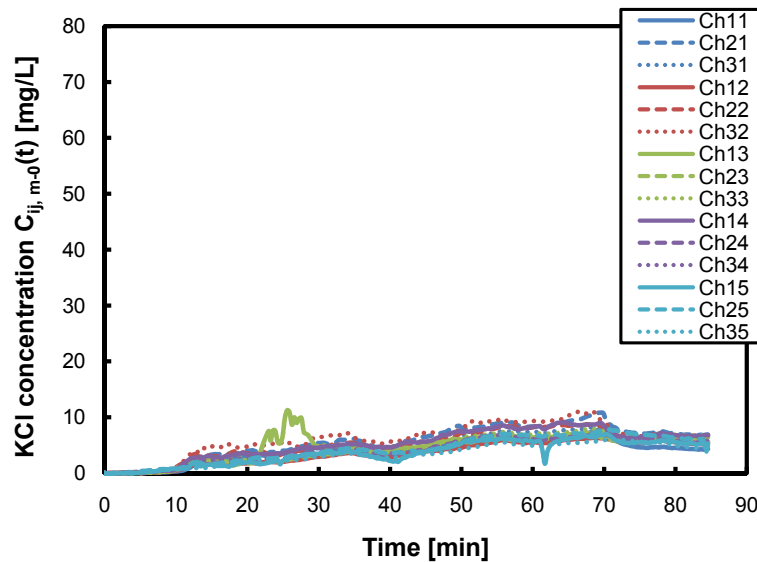


Fig. A.66 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run5], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 35 rpm

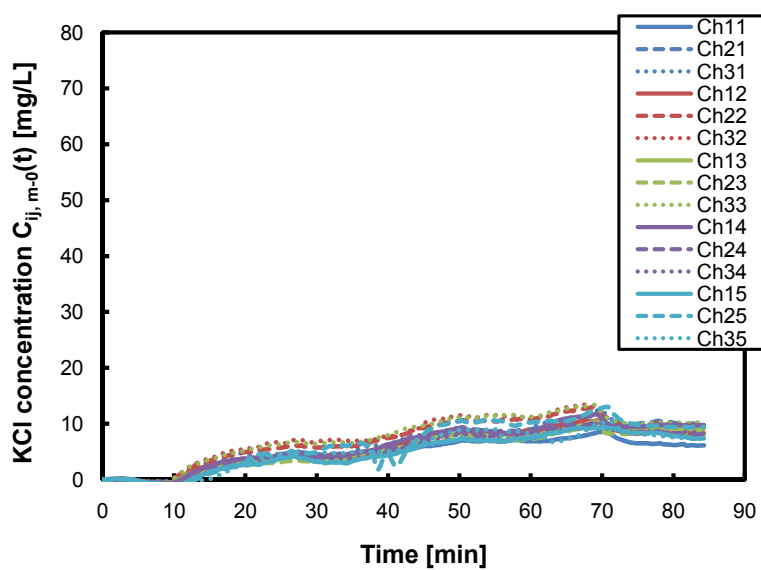


Fig. A.67 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run6], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 35 rpm

### A.3.2 40rpm-翼設置位置 H/2-



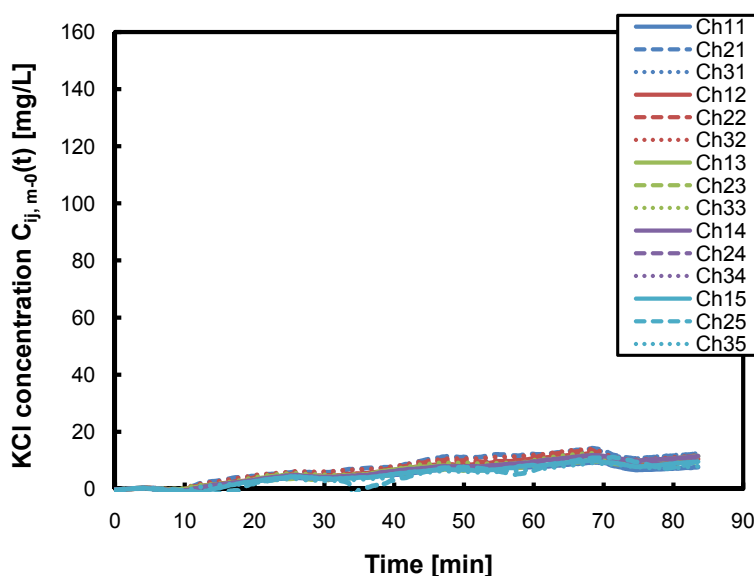


Fig. A.68 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run1], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 40 rpm

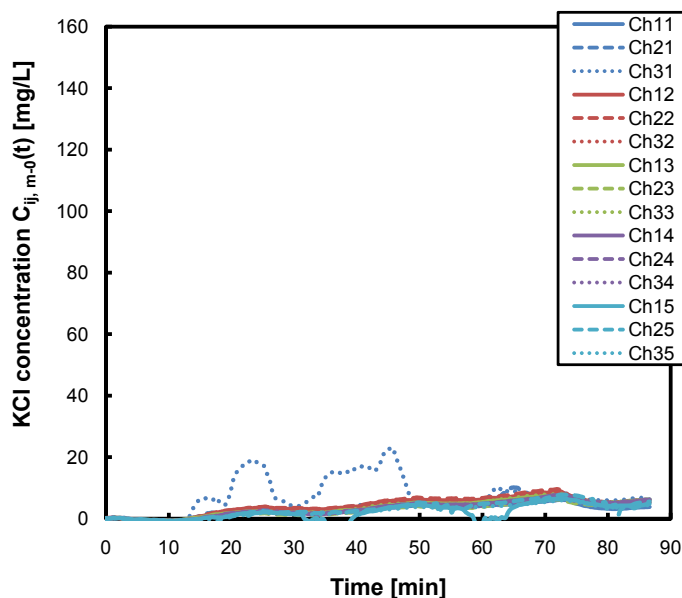


Fig. A.69 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run2], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 40 rpm

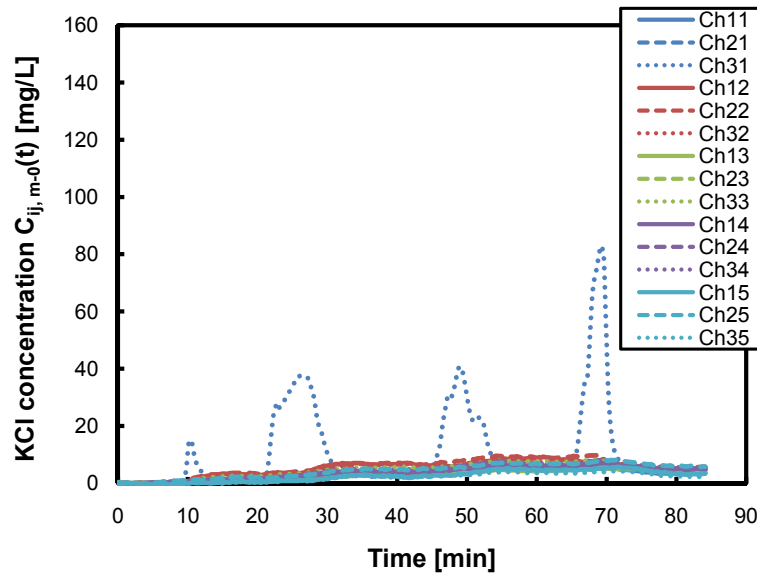


Fig. A.70 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run3], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 40 rpm

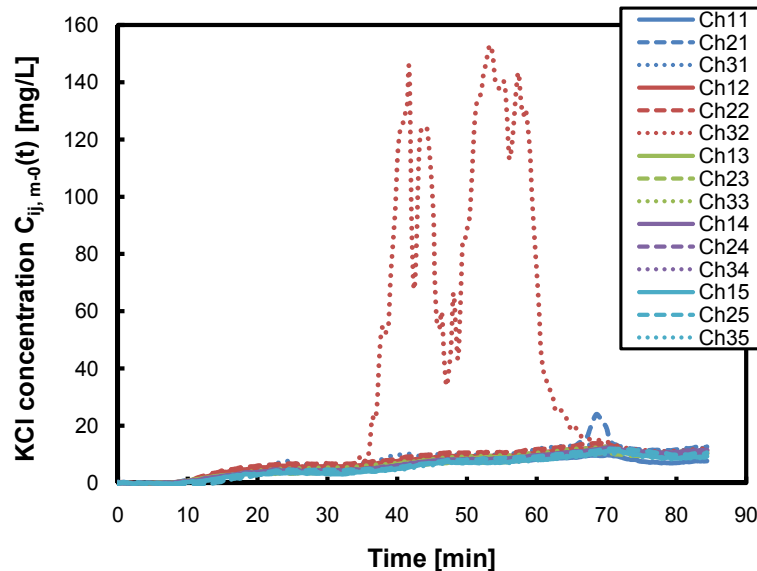


Fig. A.71 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run4], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 40 rpm

## A.3.3 45rpm-翼設置位置 H/2-

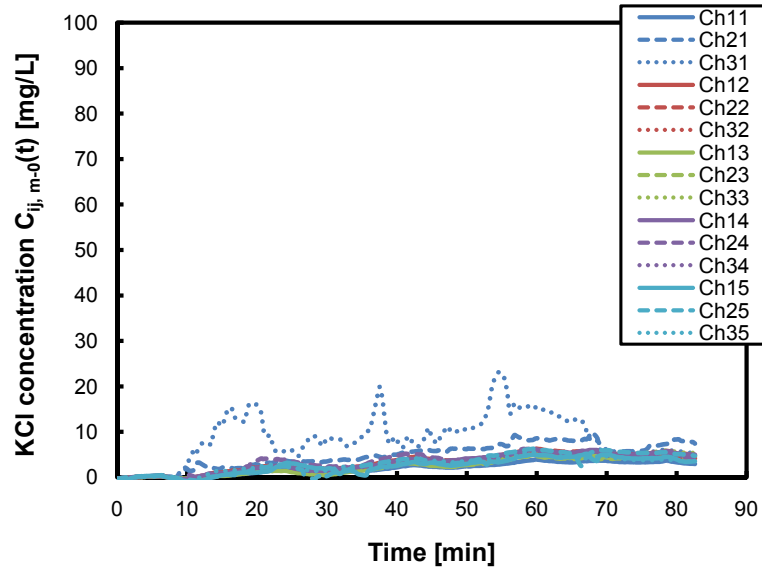


Fig. A.72 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij, m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run1], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 45 rpm

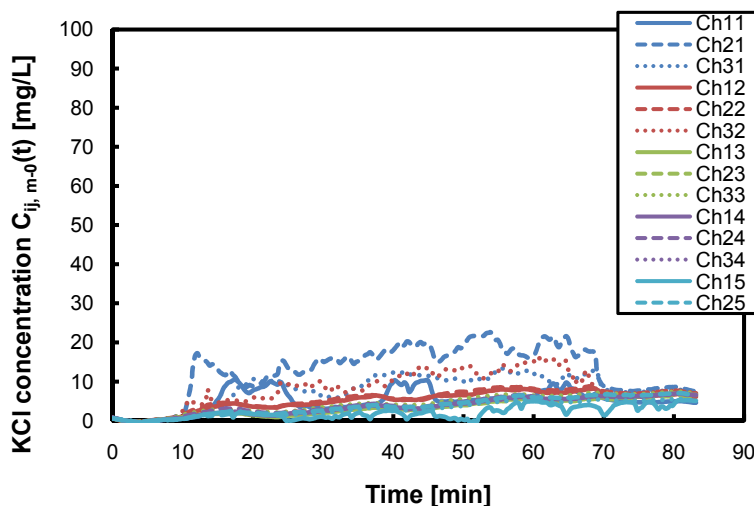


Fig. A.73 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij, m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run2], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 45 rpm

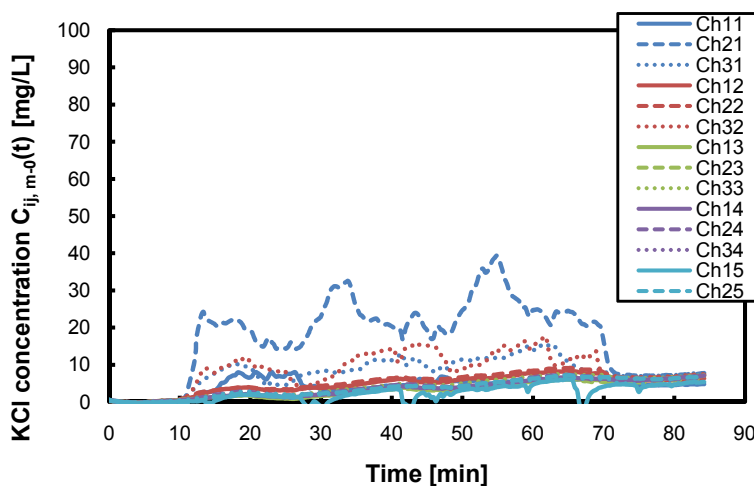


Fig. A.74 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij, m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run3], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 45 rpm

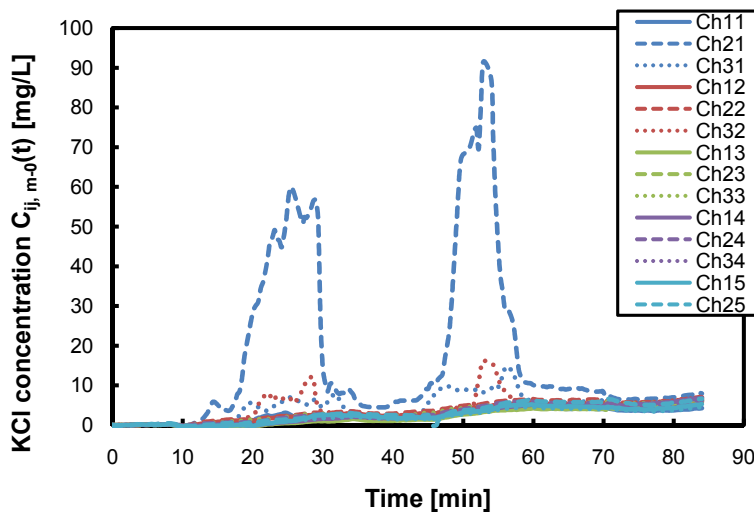


Fig. A.75 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run4], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 45 rpm

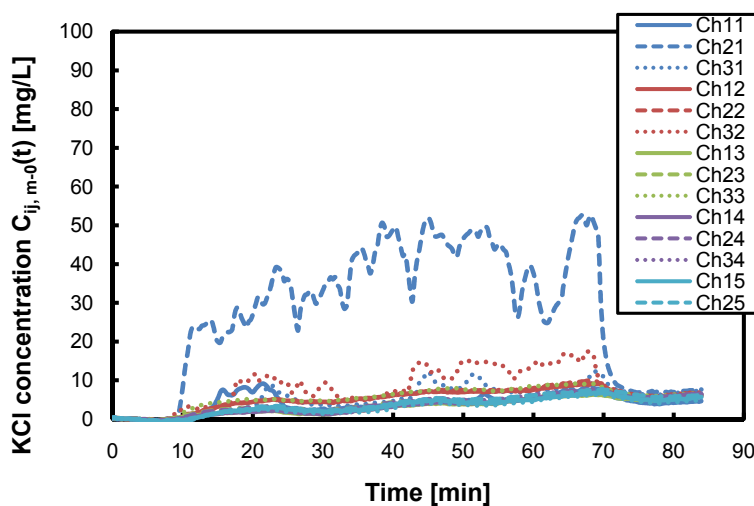


Fig. A.76 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run5], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 45 rpm

## A.3.4 50rpm-翼設置位置 H/2-

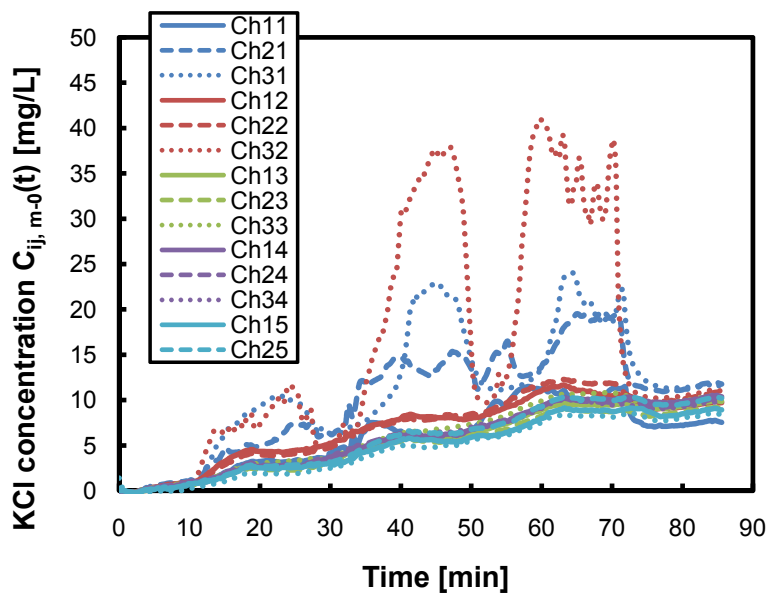


Fig. A.77 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij, m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run1], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 50 rpm

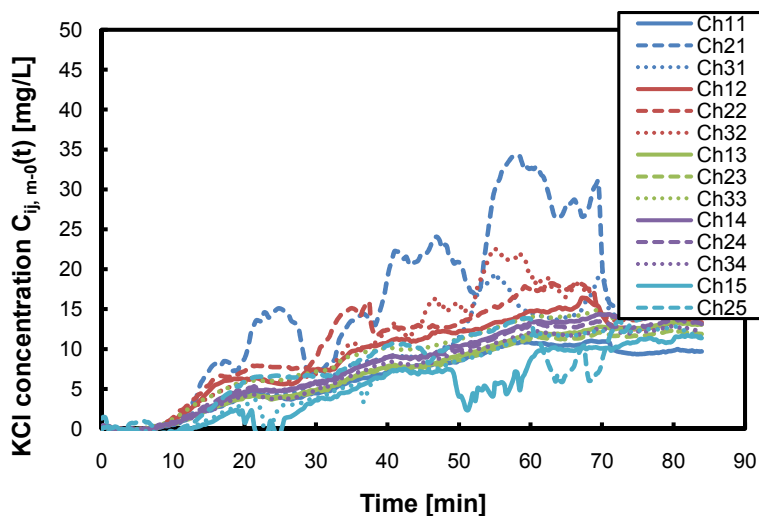


Fig. A.78 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run2], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 50 rpm

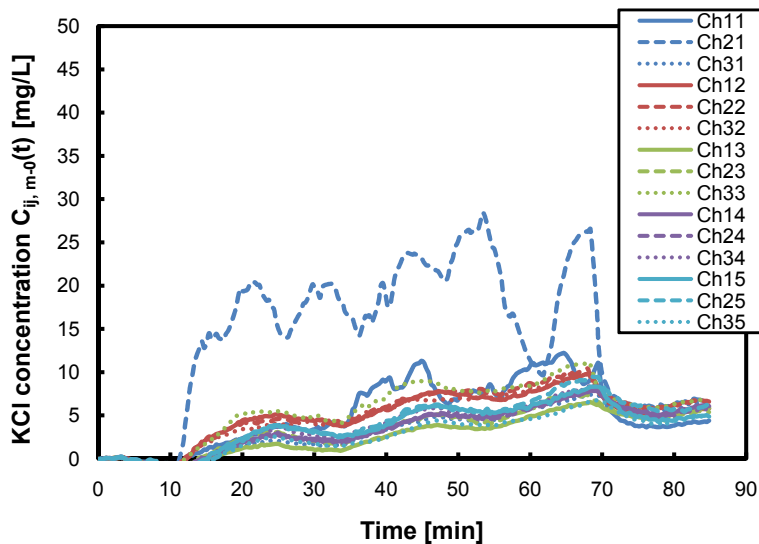


Fig. A.79 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run3], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 50 rpm

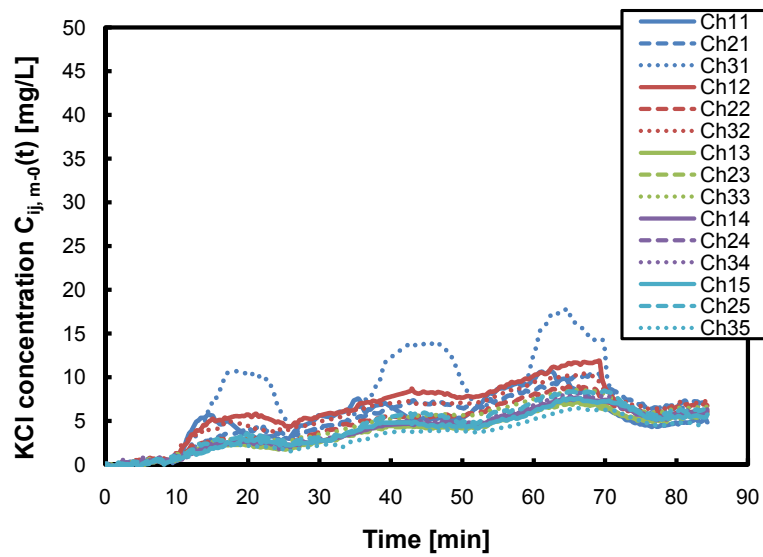


Fig. A.80 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run4], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 50 rpm

#### A.3.5 55rpm-翼設置位置 H/2-



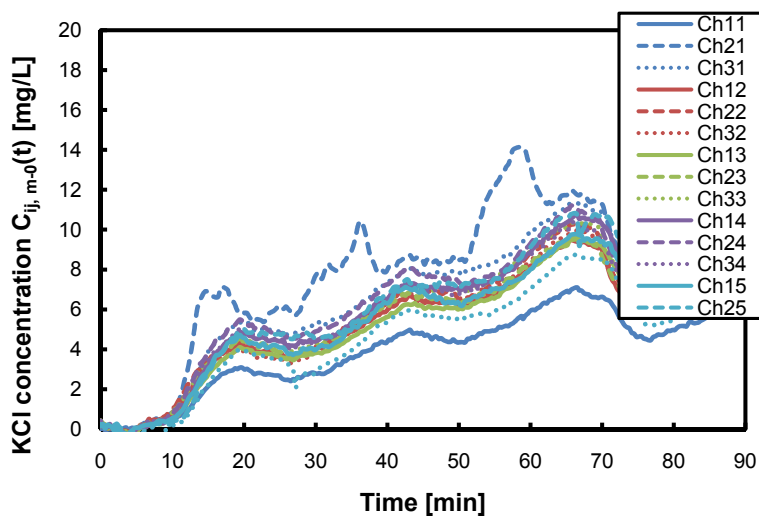


Fig. A.81 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run1], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 55 rpm

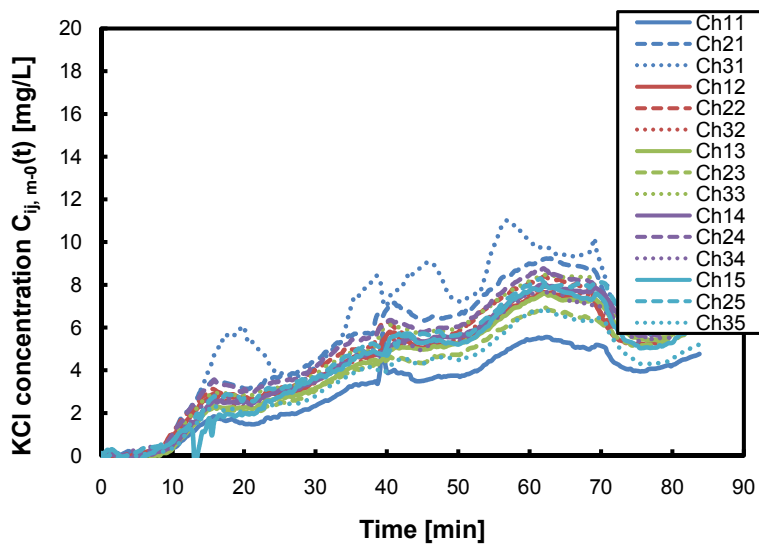


Fig. A.82 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run2], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 55 rpm

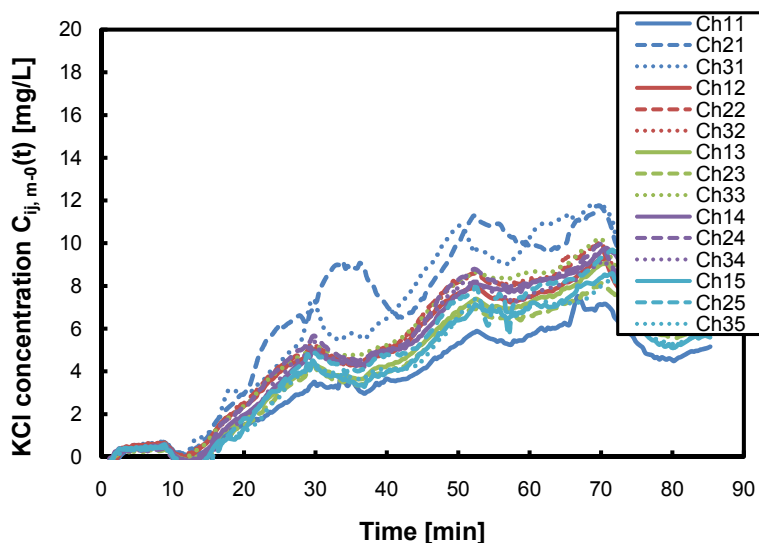


Fig. A.83 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run3], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 55 rpm

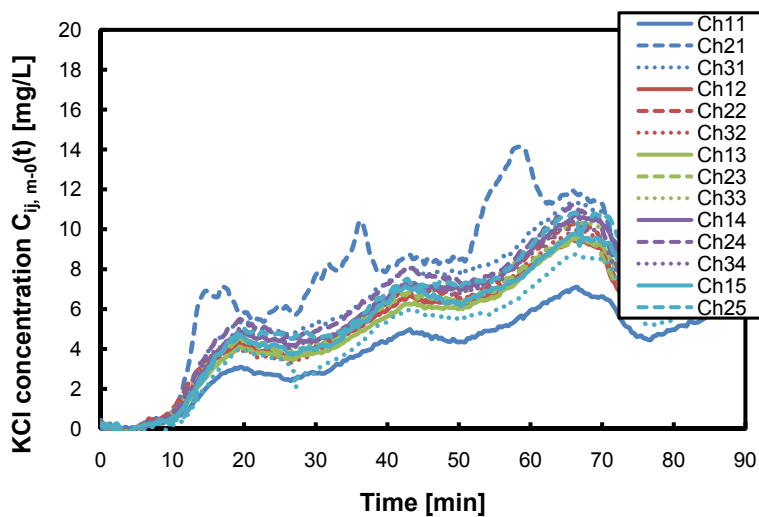


Fig. A.84 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run4], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: four-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 55 rpm

## A.4 2枚傾斜パドル

## A.4.1 35rpm-翼設置位置 H/2-

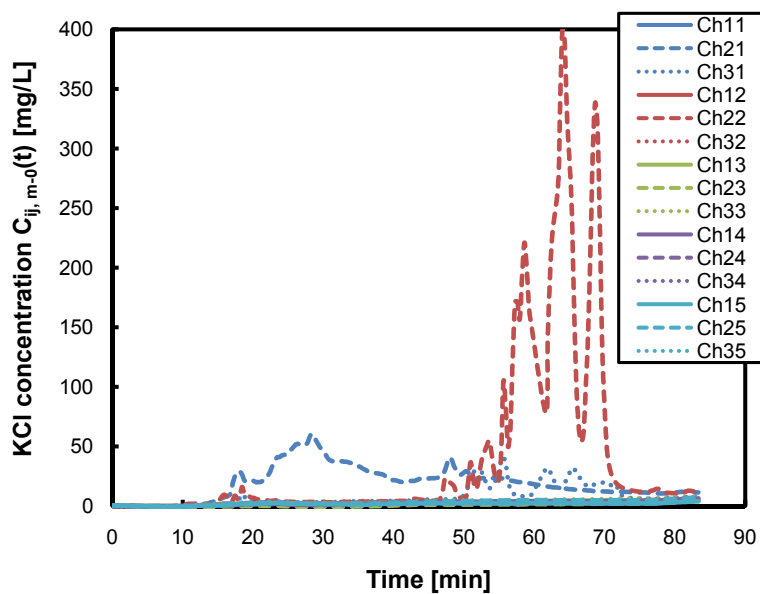


Fig. A.85 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run1], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: two-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 35 rpm

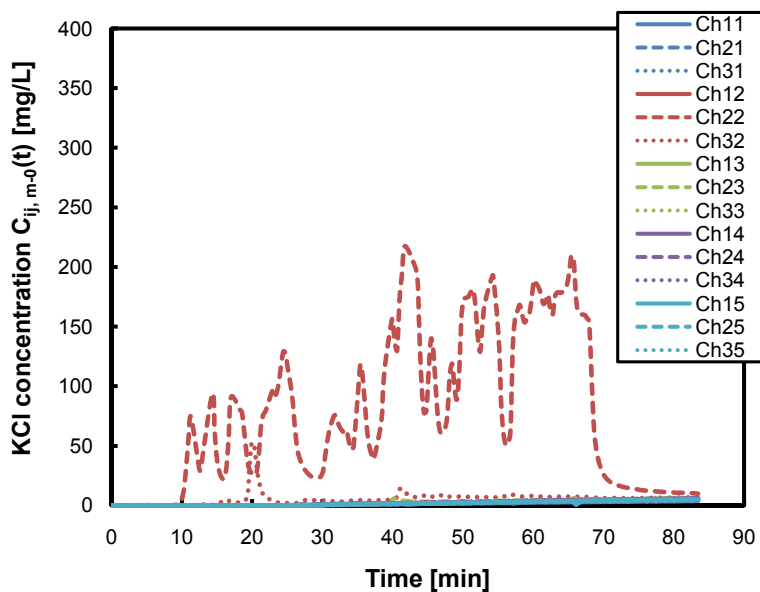


Fig. A.86 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run2], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: two-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 35 rpm

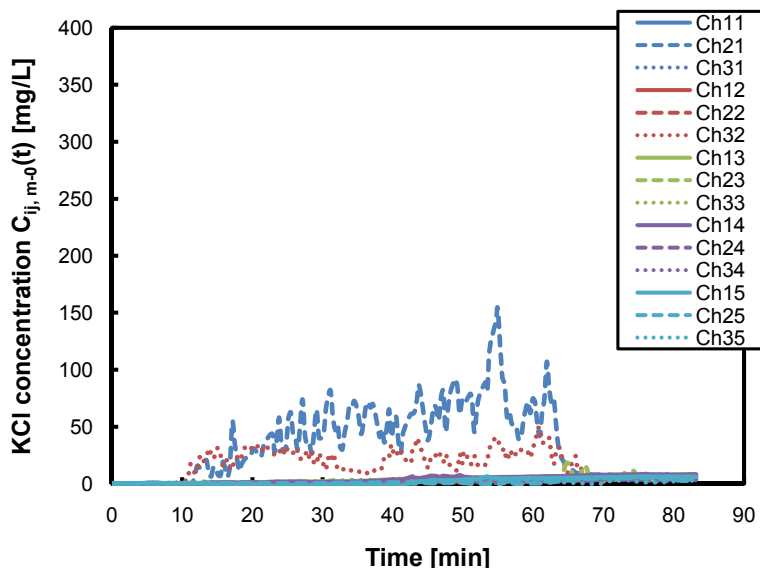


Fig. A.87 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run3], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: two-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 35 rpm

## A.4.2 45rpm-翼設置位置 H/2-

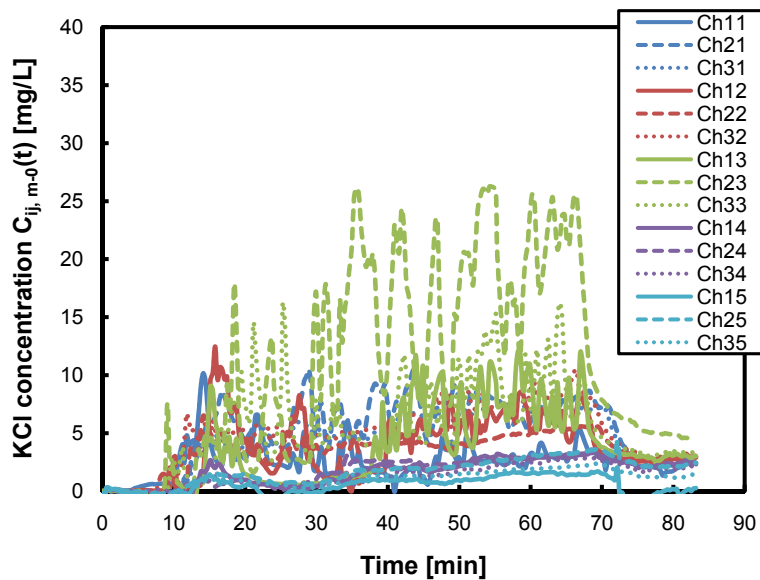


Fig. A.88 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij, m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run1], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: two-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 45 rpm

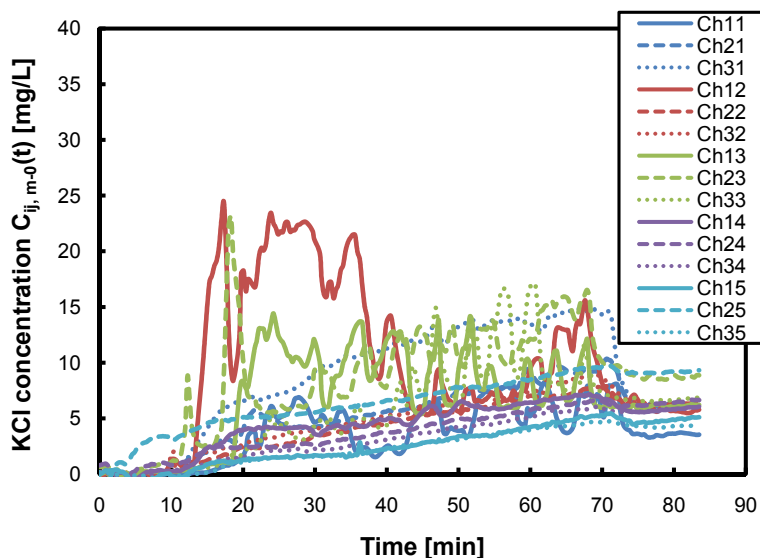


Fig. A.89 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run2], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: two-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 45 rpm

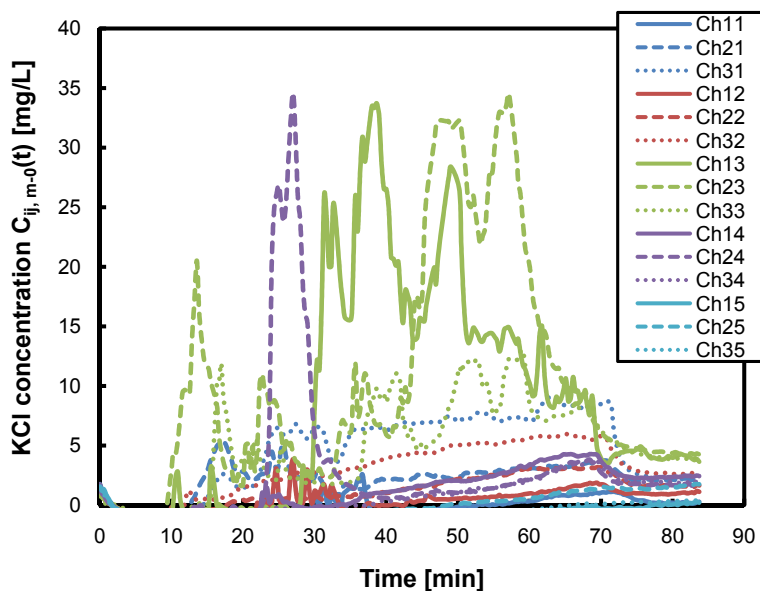


Fig. A.90 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run3], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: two-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 45 rpm

## A.4.3 55rpm-翼設置位置 H/2-

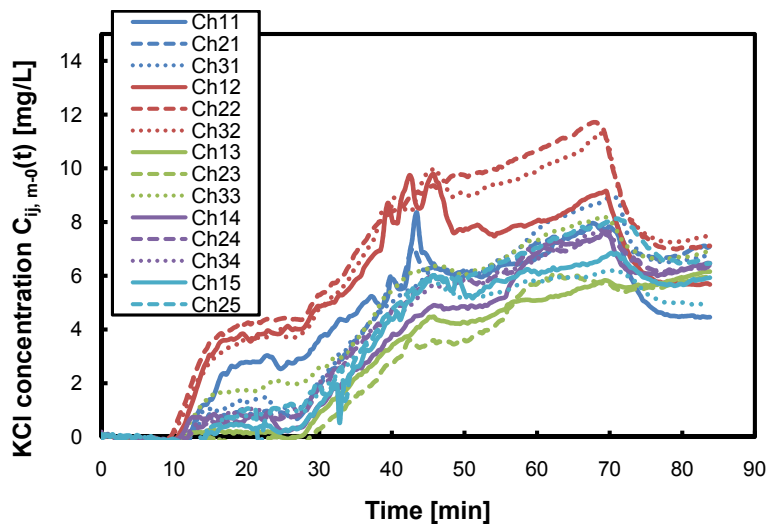


Fig. A.91 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run1], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: two-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 55 rpm

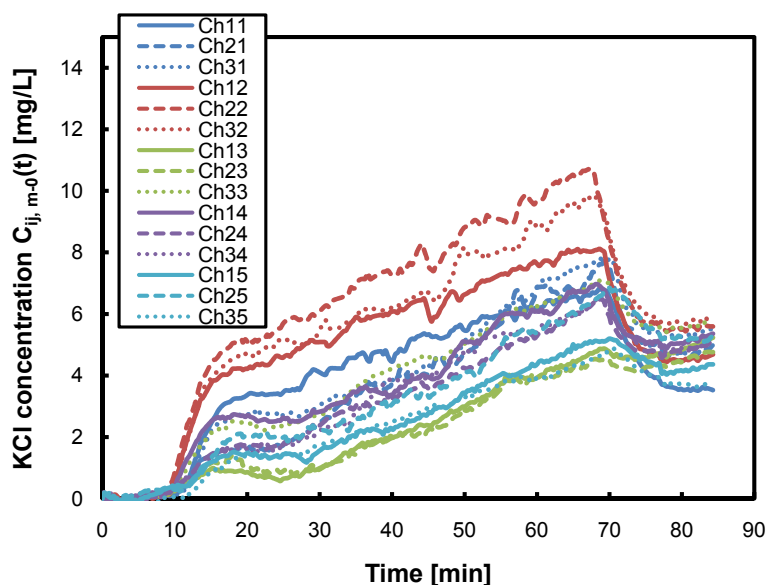


Fig. A.92 Time dependent change of measured KCl concentration  $C_{ij,m-0}(t)$  calculated by eq. (5.1) (p. 106) [Run2], fluid: starch syrup, viscosity: 500 mPa·s, flow rate: 0.933 mm/s, injected tracer weight: 5.69 g, tracer injection point: centre, impeller type: two-blade pitched paddle, impeller position: H/2, rotational speed: 55 rpm

## B 濃度処理マクロコード

### B.1 データ整理

```

Sub データ整理 ()
Dim LastRow As Long
Dim fiveminRow As Long
Dim relfiveminRow As Long
Dim ans As Single
,
' データ整理 Macro
' データ最終行の取得
LastRow = Range("A" & Rows.Count).End(xlUp).Row
' 余分な X 軸データの削除
Range("C:C,E:E,G:G,I:I,K:K,M:M,O:O,Q:Q,S:S,U:U,W:W,Y:Y,AA:AA,AC:AC").Select
Selection.Delete Shift:=xlToLeft

' 時間軸の挿入
' コピーや切り取りの操作を取り消
Application.CutCopyMode = False

' B から新しい列を 2 列入れる
Columns("B:C").Insert Shift:=xlToRight
' Ch 番号の挿入
Range("D22").Value = "Ch1"
' Ch 番号のオートフィル (Ch1 15 まで)
Range("D22").Select

```



```
Selection.AutoFill Destination:=Range("D22:R22")
' 時間データの挿入
Range("S23").Select
ActiveCell.ColumnWidth = 15.88
Range("A23").Formula = "=S23"
Range("A23").Select
' カラムの幅調整
ActiveCell.ColumnWidth = 8.38

' コメント欄のプロパティ変更&オートフィル
Application.CutCopyMode = False
Selection.NumberFormatLocal = "h:mm:ss"
Selection.AutoFill Destination:=Range("A23:A" & LastRow)
' 数値への変換
Range("B23").Formula = "=HOUR(A23)*3600+MINUTE(A23)*60+SECOND(A23)"
Range("C23").Formula = "=(B23-$B$23)/60"
' 時間のオートフィル
Range("B23:C23").Select
Selection.AutoFill Destination:=Range("B23:C" & LastRow), Type:=xlFillDefault

' 検量線データの挿入
Application.CutCopyMode = False
Range("T20").Value = "傾き"
Range("U20").Value = "0.299016685"
Range("V20").Value = "0.232068824"
Range("W20").Value = "0.233019458"
Range("X20").Value = "0.252925669"
Range("Y20").Value = "0.237535212"
Range("Z20").Value = "0.256825674"
Range("AA20").Value = "0.25415178"
Range("AB20").Value = "0.253803299"
Range("AC20").Value = "0.281051085"
Range("AD20").Value = "0.242178893"
Range("AE20").Value = "0.203877347"
Range("AF20").Value = "0.228393639"
Range("AG20").Value = "0.229630329"
Range("AH20").Value = "0.243412602"
Range("AI20").Value = "0.252065812"

Range("T21").Value = "切片"
Range("U21").Value = "32.33758114"
Range("V21").Value = "32.08822322"
Range("W21").Value = "34.98473988"
Range("X21").Value = "33.56915777"
Range("Y21").Value = "34.44306696"
Range("Z21").Value = "34.7756659"
Range("AA21").Value = "33.35329044"
Range("AB21").Value = "35.0890501"
Range("AC21").Value = "34.43490369"
Range("AD21").Value = "34.21346304"
Range("AE21").Value = "34.34149436"
Range("AF21").Value = "38.21196871"
Range("AG21").Value = "35.32059478"
Range("AH21").Value = "33.66629476"
Range("AI21").Value = "33.22804229"

Range("U22").Formula = "=D22"
```

```
'Ch 番号のオートフィル (Ch1 15 まで)
Range("U22").Select
Selection.AutoFill Destination:=Range("U22:AI22")
' 時間の導入
Range("T23").Formula = "=C23"
Range("T23").Select
Selection.AutoFill Destination:=Range("T23:T" & LastRow)

' 濃度算出
Application.CutCopyMode = False
Range("U23").Formula = "=(D23-U$21)/U$20"
Range("U23").Select
Selection.AutoFill Destination:=Range("U23:AI23")
Range("U23:AI23").Select
Selection.AutoFill Destination:=Range("U23:AI" & LastRow), Type:=xlFillDefault

' グラフ作成
' 位置 (1050、20 に 240 × 200 のサイズのグラフを追加)
Sheet1.ChartObjects.Add(1050, 20, 400, 300).Select

ActiveChart.SetSourceData Source:=Range("T$22:$AI$" & LastRow)
ActiveChart.ChartType = xlYScatterSmoothNoMarkers

ActiveChart.HasTitle = True
ActiveChart.ChartTitle.Characters.Text = "電気伝導度変化" ' グラフタイトル
ActiveChart.ChartTitle.Format.TextFrame2.TextRange.Font.Size = 14
' X 軸の設定
ActiveChart.Axes(xlCategory, xlPrimary).HasTitle = True
ActiveChart.Axes(xlCategory, xlPrimary).AxisTitle.Characters.Text = "試験時間 [min]" ' x 軸タイトル
ActiveChart.Axes(xlCategory, xlPrimary).AxisTitle.Font.Size = 12
ActiveChart.Axes(xlCategory, xlPrimary).Border.ColorIndex = 1 ' 軸の色を黒色
ActiveChart.Axes(xlCategory, xlPrimary).Border.Weight = xlMedium
ActiveChart.Axes(xlCategory, xlPrimary).MajorTickMark = xlInside ' 軸を内向きにする

' Y 軸の設定
ActiveChart.Axes(xlValue, xlPrimary).HasTitle = True
ActiveChart.Axes(xlValue, xlPrimary).AxisTitle.Characters.Text = "KCL 濃度 [mg/L]" ' y 軸タイトル
ActiveChart.Axes(xlValue, xlPrimary).AxisTitle.Font.Size = 12
ActiveChart.Axes(xlValue, xlPrimary).Border.ColorIndex = 1 ' 色変更
ActiveChart.Axes(xlValue, xlPrimary).Border.Weight = xlMedium
ActiveChart.Axes(xlValue, xlPrimary).MinimumScale = 0 ' y 軸の最小値

' プロットエリアの枠線を作る
ActiveChart.PlotArea.Select
With Selection.Border
    .Weight = xlMedium
    .LineStyle = xlContinuous
End With

' 凡例の枠線を作って右側に位置変更
ActiveChart.Legend.Select
ActiveChart.Legend.IncludeInLayout = False ' 凡例をプロットエリアに重ねる
ActiveChart.Legend.Position = xlLegendPositionRight
    With Selection.Border
        .Weight = xlThin
        .LineStyle = xlContinuous
    End With
```

```

        With Selection.Interior
            .ColorIndex = 2      ' 凡例の塗りつぶしを白色にする
        End With

End Sub

```

## B.2 解析処理

Sub 統計解析 ()

```

Dim LastRow As Long
Dim fiveminRow As Long
Dim relfiveminRow As Long
Dim ans As Single
,
' 統計解析 Macro
,
' データ最終行の取得
LastRow = Range("A" & Rows.Count).End(xlUp).Row
,
' 統計解析の実施
ans = InputBox("トレーサー投入量は?", "トレーサー量確認", "")
Range("AJ14").Value = "' トレーサー濃度"
Range("AK14").Formula = "=10/345"
Range("AL14").Value = "'wt%"
Range("AJ15").Value = "' モデル量"
Range("AK15").Value = "15.6"
Range("AL15").Value = "'L"
Range("AJ16").Value = "' トレーサー量"
Range("AK16").Value = ans
Range("AL16").Value = "'g"
Range("AJ17").Value = "'KCL 増加量"
Range("AK17").Formula = "=AK16*AK14*1000"
Range("AL17").Value = "'mg"
Range("AJ18").Value = "'5min 平均濃度"
' 時間の導入
Range("AJ23").Formula = "=C23"
Range("AJ23").Select
Selection.AutoFill Destination:=Range("AJ23:AJ" & LastRow)

' 5min 以下のセルの相対的位置
relfiveminRow = Application.WorksheetFunction.Match(5, Range("AJ23:AJ" & LastRow), 1)
fiveminRow = 23 + relfiveminRow - 1
' 5min 以下のセルの平均濃度
Range("AK18") = Application.WorksheetFunction.Average(Range("U23:U" & fiveminRow))
Range("AL18") = Application.WorksheetFunction.Average(Range("V23:V" & fiveminRow))
Range("AM18") = Application.WorksheetFunction.Average(Range("W23:W" & fiveminRow))
Range("AN18") = Application.WorksheetFunction.Average(Range("X23:X" & fiveminRow))
Range("AO18") = Application.WorksheetFunction.Average(Range("Y23:Y" & fiveminRow))
Range("AP18") = Application.WorksheetFunction.Average(Range("Z23:Z" & fiveminRow))
Range("AQ18") = Application.WorksheetFunction.Average(Range("AA23:AA" & fiveminRow))
Range("AR18") = Application.WorksheetFunction.Average(Range("AB23:AB" & fiveminRow))
Range("AS18") = Application.WorksheetFunction.Average(Range("AC23:AC" & fiveminRow))
Range("AT18") = Application.WorksheetFunction.Average(Range("AD23:AD" & fiveminRow))
Range("AU18") = Application.WorksheetFunction.Average(Range("AE23:AE" & fiveminRow))

```

```
Range("AV18") = Application.WorksheetFunction.Average(Range("AF23:AF" & fiveminRow))
Range("AW18") = Application.WorksheetFunction.Average(Range("AG23:AG" & fiveminRow))
Range("AX18") = Application.WorksheetFunction.Average(Range("AH23:AH" & fiveminRow))
Range("AY18") = Application.WorksheetFunction.Average(Range("AI23:AI" & fiveminRow))

Range("AJ19").Value = "' 濃度増加量"
Range("AK19").Formula = "=$AK17/$AK15"
Range("AJ20").Value = "' 完全混合濃度"
Range("AK20").Formula = "AK18+AK19"
Application.CutCopyMode = False
Range("AK19").Select
Selection.AutoFill Destination:=Range("AK19:AY19")
Range("AK20").Select
Selection.AutoFill Destination:=Range("AK20:AY20")
Range("AJ21").Value = "'KCL 増加濃度"

'Ch 番号のコピー
Range("AK22").Formula = "=U22"
Application.CutCopyMode = False
Range("AK22").Select
Selection.AutoFill Destination:=Range("AK22:AY22")

'KCL 増加量
Range("AK23").Formula = "=(U23-AK$18)"
Application.CutCopyMode = False
Range("AK23").Select
Selection.AutoFill Destination:=Range("AK23:AY23")
Range("AK23:AY23").Select
Selection.AutoFill Destination:=Range("AK23:AY" & LastRow), Type:=xlFillDefault

' 合計濃度上昇量
Range("BA22").Value = "' 合計増加濃度"
Range("BA23").Formula = "=SUM(AK23:AY23)"

' 平均濃度上昇量
Range("BB22").Value = "' 平均増加濃度"
Range("BB23").Formula = "=average(AK23:AY23)"

' 標準偏差
Range("BC22").Value = "' 標準偏差"
Range("BC23").Formula = "=STDEVP(AK23:AY23)"

'CV 値
Range("BD22").Value = "'CV"
Range("BD23").Formula = "=BC23/BB23"
Application.CutCopyMode = False
Range("BA23:BD23").Select
Selection.AutoFill Destination:=Range("BA23:BD" & LastRow), Type:=xlFillDefault

' グラフ作成
' 位置 (2500、20 に 240 × 200 のサイズのグラフを追加)
Sheet1.ChartObjects.Add(2500, 20, 400, 300).Select

ActiveChart.ChartType = xlXYScatterSmoothNoMarkers
ActiveChart.SeriesCollection.NewSeries
'x 軸の設定
ActiveChart.SeriesCollection(1).XValues = Range("AJ23:AJ" & LastRow)
```

```
' y 軸の設定
ActiveChart.SeriesCollection(1).Values = Range("BD23:BD" & LastRow)
ActiveChart.HasLegend = False

ActiveChart.HasTitle = True
ActiveChart.ChartTitle.Characters.Text = "CV 値時間変化" ' グラフタイトル
ActiveChart.ChartTitle.Format.TextFrame2.TextRange.Font.Size = 14
' X 軸の設定
ActiveChart.Axes(xlCategory, xlPrimary).HasTitle = True
ActiveChart.Axes(xlCategory, xlPrimary).AxisTitle.Characters.Text = "試験時間 [min]" ' x 軸タイトル
ActiveChart.Axes(xlCategory, xlPrimary).AxisTitle.Font.Size = 12
ActiveChart.Axes(xlCategory, xlPrimary).Border.ColorIndex = 1 ' 軸の色を黒色
ActiveChart.Axes(xlCategory, xlPrimary).Border.Weight = xlMedium
ActiveChart.Axes(xlCategory, xlPrimary).MajorTickMark = xlInside ' 軸を内向きにする

' Y 軸の設定
ActiveChart.Axes(xlValue, xlPrimary).HasTitle = True
ActiveChart.Axes(xlValue, xlPrimary).AxisTitle.Characters.Text = "CV 値 [-]" ' y 軸タイトル
ActiveChart.Axes(xlValue, xlPrimary).AxisTitle.Font.Size = 12
ActiveChart.Axes(xlValue, xlPrimary).Border.ColorIndex = 1 ' 色変更
ActiveChart.Axes(xlValue, xlPrimary).Border.Weight = xlMedium
ActiveChart.Axes(xlValue, xlPrimary).MinimumScale = 0 ' y 軸の最小値
ActiveChart.Axes(xlValue, xlPrimary).MajorTickMark = xlInside ' 軸を内向きにする
ActiveChart.Axes(xlValue, xlPrimary).MajorGridlines.Delete ' y 軸の線を消す

' プロットエリアの枠線を作る
ActiveChart.PlotArea.Select
With Selection.Border
    .Weight = xlMedium
    .LineStyle = xlContinuous
End With

End Sub
```