

攪拌技術の進歩と展望

Progress and Future of Mixing Technology



(米) Mixing Equipment 社
混合技術担当副社長 工学博士
ジェームス・Y・オールドシュー
James Y. Oldshue, Ph. D.
vice president, mixing technology
Mixing Equipment Company



抄録：技術開発本部
菊池 雅彦
Masahiko Kikuchi

The ultimate goal of fluid mixer is a satisfactory process result so that the design for the mixer become very important. However, there are many different mixing processes in the area of fluid mixing and each category has its own scale up rules, general process requirements and operating experience so that it is not possible for one or two separate rules to express the scal up requirement of all the various mixing criteria.

In this lecture, new scale up rule for fluid mixer was introduced which applicate new consepts for mixing so-called micro mixing and macro mixing.

1989年10月9日および11日、Oldshue 博士を迎え“社名変更並びに 創立 35 周年記念講演会”を開催しました。Oldshue 博士は現在 (米国) Mixing Equipment 社副社長の要職にあり、また、AIChE (米国化学工学会) 会長などの世界的技術専門機関の委員長を歴任され、化学工学全般、特に攪拌混合分野で活躍されております。

今回は、「攪拌技術の進歩と展望」と題して攪拌装置のスケールアップ、パイロット設備技術、および新しいタイプの攪拌翼など攪拌技術の最近の進歩について講演いただきました。本稿はその講演内容の抄録であります。

まえがき

攪拌の目的は最終的に満足な混合結果を得ることであり、そのためにどのような種類の攪拌翼形式を用いるかが問題になる。例えば、高い剪断速度が必要な場合には放射流型インペラを、またブレンディングやサスペンションのように大きな吐出流量を必要とする場合は軸流型、プロペラ型もしくは後で説明する Fluidfoil タイプの攪拌翼が用いられる。

攪拌操作は、大きく分類すると第1表に示すように、物理的な操作と化学的な操作(物質移動的な操作)に分類でき、それぞれの操作に対して固有の攪拌技術がある。ここでは、どのようにして攪拌機をこれらの操作に対して適用していくかについて、バイオリアクタ用の攪拌機を例として取り上げ、リアクタに要求される様々な性能を攪拌により、どのようにコントロールできるか、特に気-液分散と物質移動について説明する。

1. 攪拌機設計について

1.1 攪拌翼と剪断速度

流体運動において、速度勾配が剪断速度として表される。一般的に、流体が剪断速度のない一様な速度プロファイルで運動することは可能ではあるが、機械的混合装置を有する攪拌槽内ではまれである。好気性バイオリアクタで従来から用いられている放射流型のフラットプレートタービンの場合、攪拌翼近傍では写真1に示すようなフローパターンが形成されている。このような攪拌翼吐出流(乱流)の流速を測定すると、第1図のような吐出流速のパタ

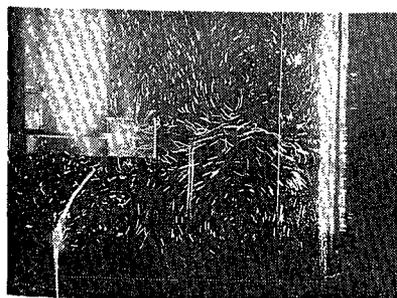
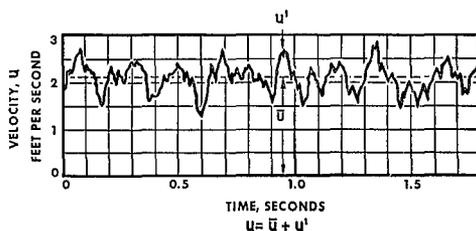


写真1 攪拌翼近傍の流れ(乱流)
Photo.1 Flow in the impeller region (Turbulent)

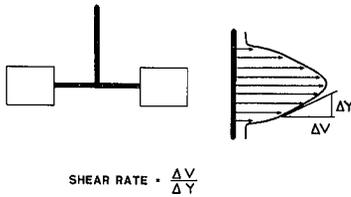


第1図 攪拌翼吐出流速測定例
Fig.1 Typical pattern of a velocity scan

第1表 混合プロセス分類

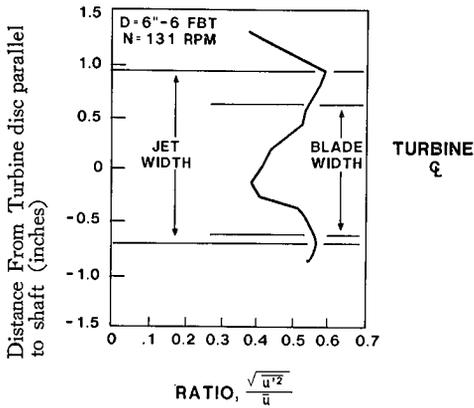
Table 1 Classification of mixing processes

Physical processing	Application classes	Chemical processing
Suspension	Liquid-Solid	Dissolving
Dispersions	Liquid-Gas	Absorption
Emulsions	Immiscible liquids	Extraction
Blending	Miscible liquids	Reactions
Pumping	Fluid motion	Heat transfers



第2図 平均吐出流速に基づく剪断速度の定義

Fig. 2 Definition of shear rate based on average velocity



第3図 攪拌翼近傍における $\frac{\sqrt{u'^2}}{u}$ 比の例

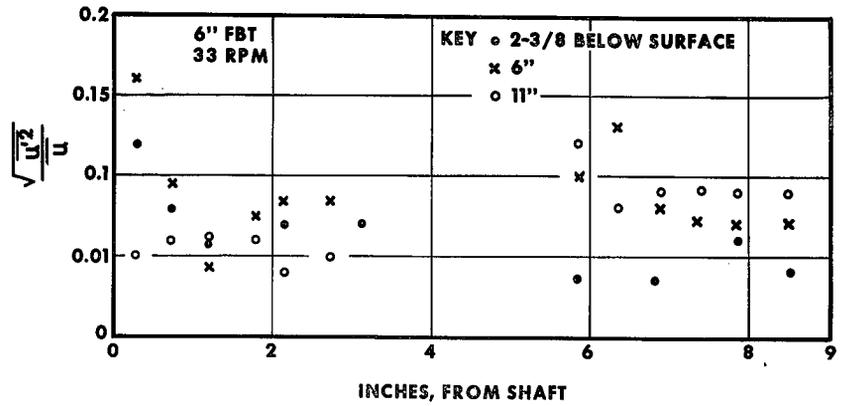
Fig. 3 Ratio of $\frac{\sqrt{u'^2}}{u}$ around the impeller

ーンが得られ、流れが絶えず変動していることがわかる。この吐出流速を平均値+変動成分として扱うことが一般的であり、平均値より攪拌翼の吐出流量が計算でき、また、変動成分は後で説明する ミクロスケール混合の指標となる。

攪拌翼吐出流の平均速度分布に基づく剪断速度の定義を第2図に示す。この剪断速度はマクロスケール剪断速度と呼ばれ、1000 μm 以上の大きな粒子にのみ作用する傾向があり、このレベルで起こる混合はマクロスケール混合と呼ばれる。

また、マクロスケール剪断速度は、リアクタに投入された動力をより小さい規模に伝達する輸送媒体であり、投入された動力は最終的に粘性剪断により全て熱となる。この現象は大体 100 μm 以下の流体要素、または粒子で定義されるミクロスケールレベルで起こり、このレベルで起こる混合はミクロスケール混合と呼ばれる。乱流攪拌において動力の大半は、ミクロスケールレベルで消費され、前出のマクロスケールレベルではほとんど消費されない。

このようなミクロスケールレベルで起こる混合は、多くの攪拌プロセスにおいて重要な要素であるが、マクロスケール混合を無視することはできない。つまり槽内全体が流動していない場合のミクロスケール混合は混合として全く意味がない。いくつかのパラメータが、ミクロスケール混合の状況を表すために用いられる。重要なパラメータの一つは、単位体積当たりの動力(P/V)であり、槽全体における平均値又は、攪拌翼近傍における局所値のいずれかが用いられる。(一般的に翼近傍の局所値は、槽内の他の部分の平均



第4図 攪拌槽内における $\frac{\sqrt{u'^2}}{u}$ 比の例

Fig. 4 Ratio of $\frac{\sqrt{u'^2}}{u}$ at various position in the tank

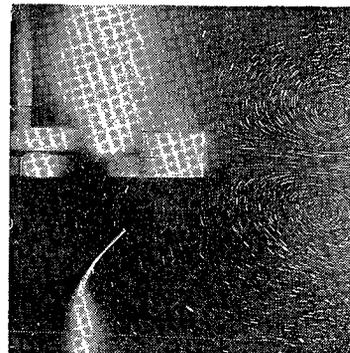


写真2 攪拌翼近傍の流れ(層流)
Photo.2 Flow in the impeller region (Laminar)

値の50~100倍である。) もう一つの有効なパラメータは前出の吐出流速の変動成分の2乗平均根(RMS = $\frac{\sqrt{u'^2}}{u}$)である。

第3図はインペラ近傍の平均速度とRMSの比の例であり、RMSは平均速度(\bar{u})の約50%である。

また、第4図はインペラから離れた場所での例を示しており、RMSは平均速度(\bar{u})の5~10%の間である。

一方、写真2は攪拌レイノルズ数が10以下の層流攪拌の攪拌翼近傍における流れを示しており、吐出流速の変動は消え、ミクロスケール、マクロスケールに共通する粘性剪断のみが存在し、粒子はその大きさに応じた剪断速度の影響を受けるようになる。また、このような粘性攪拌の場合は、マクロスケールからミクロスケールまですべてのレベルで動力を消費する。

混合の規模の大きさ(ℓ)は粘度(ν)と動力(ϵ)の関数として式(1)のように表される。

$$\ell \propto (\nu^3/\epsilon)^{1/4} \quad (1)$$

つまり低粘性液で大きな動力を加えると、小さなサイズのミクロスケール混合が起こり、高粘性液では小さなミクロスケール混合は起きない。

1.2 気-液物質移動

気-液物質移動は通常、物質移動係数: $K_G a$ の値で表され、単位体積当たりの攪拌動力(P/V)および通気線速度(F)の関数として式(2)のように表される。

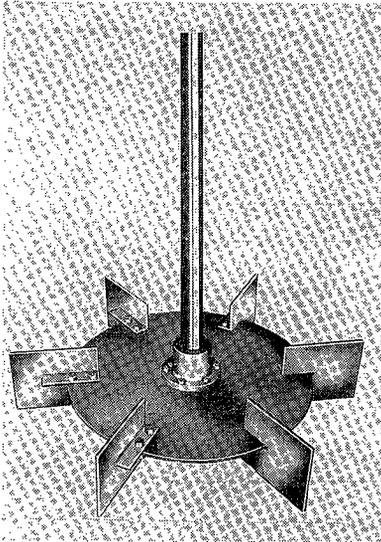


写真3
フラットディスクタービン (R100タイプ)
Photo.3
Flat disk turbine (R100 type)

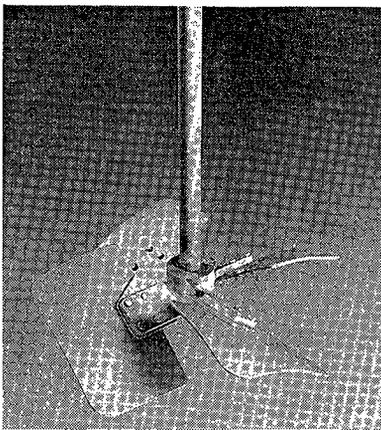


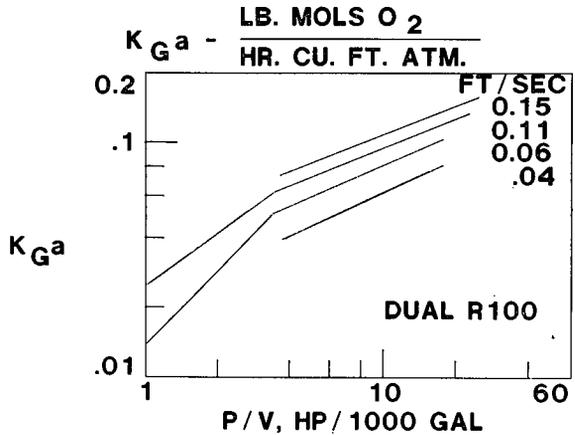
写真4
気液分散用 Fluidfoil インペラ (A315タイプ)
Photo.4
Fluidfoil impeller for gas liquid dispersion (A315 type)

$$K_{Ga} \propto (P/V)^a (F) \quad (2)$$

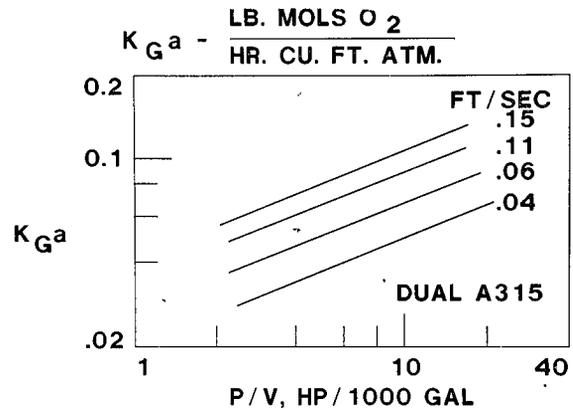
放射流型タービン翼：R100 インペラ (写真3) と気液分散用 Fluidfoil タイプインペラ：A315 インペラ (写真4) についての K_{Ga} の測定結果を第5図および第6図に示す。

R100インペラの場合、第5図に示すように曲線の途中に屈曲点がある。ここは通気された全てのガスを、インペラが十分分散し始めるポイントであり、このためには通気動力の約3倍の攪拌動力が必要である。一方、A315インペラの場合、第6図に示すように屈曲点がない。また、この2つのグラフを重ねると、A315の K_{Ga} がある領域では大きく、またある領域では小さいことがわかる。これは、インペラの性能比較の難しさを示している。同じ動力および通気条件下でも、D/Tつまりインペラ径と槽径の比によって K_{Ga} は大きく変化するのである。第7図に、R100インペラについてD/T比の K_{Ga} への影響を研究した結果を示す。最適 D/T 比が、攪拌動力と通気動力の比によって変化することが予想される。インペラを完全に比較するためには、要求される流れと剪断の総合的なコンピネーションの重要度を決定するために、種々の攪拌速度、通気速度、D/T比での系統だった研究が必要である。

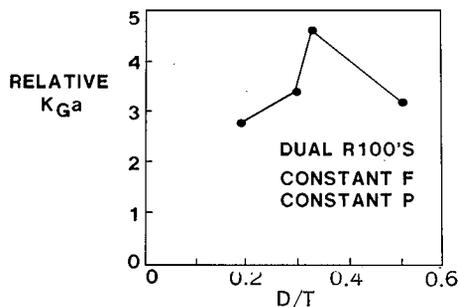
A315インペラを利用する場合一般に2つの状況がある。



第5図 放射流型インペラ (R100タイプ) における攪拌動力と通気速度の K_{Ga} への影響
Fig. 5 Effect of power and gas rate on K_{Ga} of radial flow impellers (R100 type)



第6図 Fluidfoil インペラ (A315タイプ) における攪拌動力と通気速度の K_{Ga} への影響
Fig. 6 Effect of power and gas rate on K_{Ga} of fluidfoil impellers (A315 type)



第7図 D/T比の K_{Ga} への影響
Fig. 7 Effect of D/T ratio on K_{Ga}

1つは既存攪拌槽を改造する場合であり、伝導装置により伝達されるトルクが重要なファクターになる。この場合、R100より大きな径のA315を使用することができる。というのは、A315の動力数(N_p)は、R100インペラの動力数よりはるかに小さいからである。A315インペラを利用するもう一つの状況は、新しい攪拌槽、攪拌翼を製作する場合であり、その仕様に物質移動性能(K_{Ga})が含まれている

第2表 スケールアップにおける攪拌機の特徴
Table 2 Properties of a fluid mixer on scale up

Property	Pilot scale 20 gals.		Plant scale 2500 gallons		
P	1.0	125	3 125	25	0.2
P/V	1.0	1.0	25	0.2	0.0016
N	1.0	0.34	1.0	0.2	0.04
D	1.0	5.0	5.0	5.0	5.0
Q	1.0	42.5	125	25	5.0
Q/V	1.0	0.34	1.0	0.2	0.04
ND	1.0	1.7	5.0	1.0	0.2
$\frac{ND^2\rho}{\mu}$	1.0	8.5	25.0	5.0	1.0

場合である。この場合、生産物の収率と使用するインペラの経済性の試算が重要である。

1.3 スケールアップ

第2表にはスケールアップにおけるいくつかの変数の特長が示されている。表には

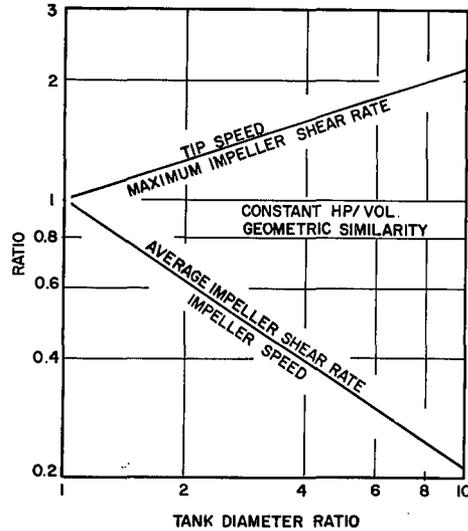
- P : 攪拌動力
- P/V : 単位体積当たりの攪拌動力
- N : 攪拌速度
- D : インペラ径
- Q : インペラ吐出量
- Q/V : 単位体積当たりのインペラ吐出量
- ND : インペラ周速
- $\frac{ND^2\rho}{\mu}$: 攪拌レイノルズ数

が変数として示されている。

2列目では、小型槽（パイロットスケール）におけるこれらのパラメータを比較値として1.0としている。ここで、槽径を5倍にスケールアップする場合について考えてみる。

3列目は、(P/V)を一定に保ちスケールアップした場合である。小型槽に比べ、(ND)が大きくなっているが、(Q/V)は減っており混合時間が長くなる。また、レイノルズ数が大きくなる。このように幾何学的相似条件下で、(P/V)一定でスケールアップした場合2つの問題が起こる。一つはインペラゾーンの macroscale での最大剪断速度は大きくなるが、混合時間は長くなるということである。2番目の問題は、攪拌速度に支配される平均剪断速度と、チップスピードに支配されるインペラゾーンの、 macroscale での最大剪断速度が、(P/V)一定のスケールアップでは、第8図に示すようにスケールアップすればするほど、その差は増加することである。つまり macroscale 混合域における剪断速度の分布は、大型槽の方が小型槽の場合よりもかなり大きくなる。

4列目は、混合時間一定つまり、(Q/V)を一定に保ちスケールアップした場合である。(P/V)は槽径比の2乗で増加し、(ND)は5.0倍つまり槽径比の1乗に比例して増加している。このスケールアップは可能であるが、(Q/V)を一定にするために、攪拌機の攪拌速度を同じに保つスケールアップは実際的でない。



第8図 スケールアップにおけるチップスピード(ND)と攪拌速度の変化

Fig. 8 Changes of tip speed and impeller speed on scale up

5列目はインペラゾーンの macroscale での最大剪断速度つまり、(ND)一定に保ちスケールアップした場合である。(P/V)は槽径比の1乗に反比例して小さくなり、(Q/V)も大幅に減少する。このスケールアップ手法も、装置の幾何学的相似条件下では実際的ではない。

6列目はレイノルズ数($\frac{ND^2\rho}{\mu}$)を一定に保ち、スケールアップした場合である。(P)が減少し、(P/V)が大幅に減少している。このようにレイノルズ数を一定に保つスケールアップも好ましい手法ではない。

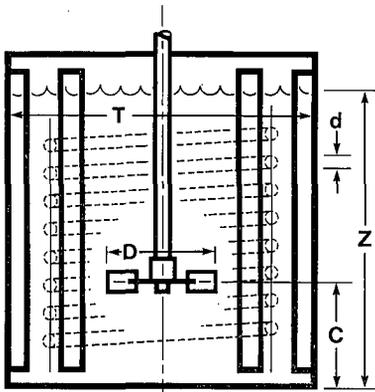
これらの諸例でいえることは、幾何学的相似性に対して吟味しなければならないということである。

一般にパイロットプラントにおいて、幾何学的非相似形状でのスケールアップ（ダウン）手法が、種々の不可欠な混合パラメータを同時に満足するために使用される。その例として、パイロットプラントにおいて小さなD/T比（インペラ径対槽径比）、せまい翼幅の攪拌翼が用いられている場合である。このスケールダウン手法はパイロットプラントにおいて、混合性能を低下させ、剪断速度を増加させて、大型槽と同じレベルにするという2つのことを満足させている。

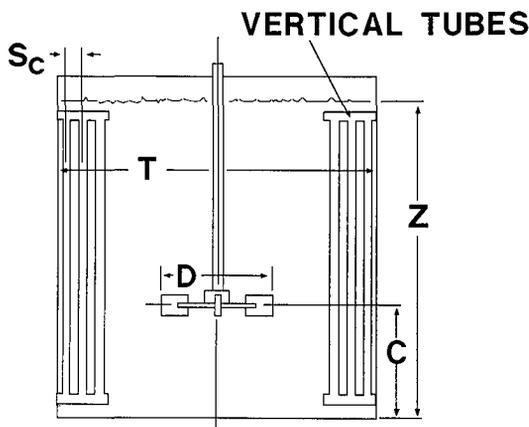
このようにパイロットプラントを作る上では、混合性能を低下させ、インペラゾーンの macroscale での、最大剪断速度を大きくする手段をとらなければならない。また、レイノルズ数に対する十分な配慮も必要である。フルスケールプラントでは槽内の各点で、遷移域から乱流域の流れ状態であり、スケールダウンにおいて、レイノルズ数は必ず小さくなるものなので、パイロットスケールでも、レイノルズ数を遷移域から乱流域にする必要がある。

全体の容積基準の物質移動速度のみに支配されるプロセスでは、大型槽において、同じ単位容積当たりの物質移動速度を得るのは簡単である。発酵槽の通気がこの場合に相当する。

もっと複雑な状況になるのは、局所剪断速度と槽全体の



第9図 ヘリカルコイル
Fig. 9 Helical coils



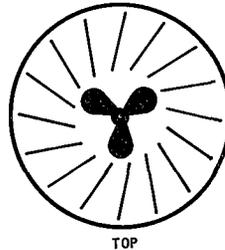
第10図 垂直管
Fig. 10 Vertical coils

フローパターンが、混合結果に影響する場合である。この場合大型槽は、小型槽とまったく異なる特性を示す。幾何学的相似性を伴わないスケールアップ（スケールダウン）手法は、幾何学的相似性を保つスケールアップ（スケールダウン）手法に比べ、いくつかの重要な混合パラメータを、同時に一定に保つ上で大変進歩してきているが、様々なスケールにおいて、すべての混合パラメータをまったく同じ相対値にコントロールすることは不可能である。

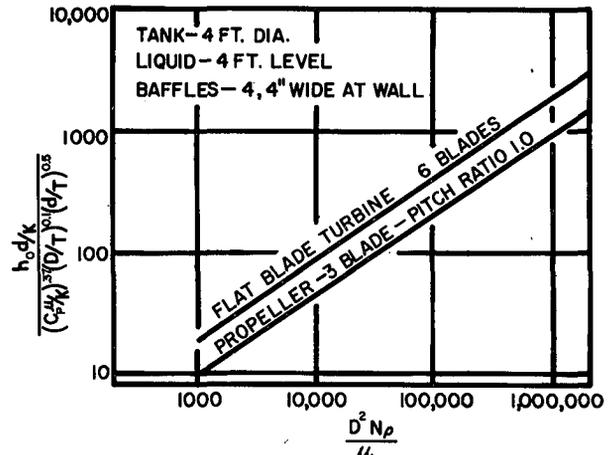
1.4 伝熱

リアクタにおける伝熱は、プロセス設計上重要である。十分な面積が確保できるなら、ジャケット付タンクだけで十分である。ジャケット付タンクは、構造上又、洗浄性の面で内部構造物がないという利点がある。しかし、多くの攪拌槽伝熱において、ジェットだけでは十分でなく、缶内にヘリカルコイル（第9図）、垂直管（第10図）、伝熱板（第11図）が必要である。

第12図はニュートン流体に対して得られたヘリカルコイルの伝熱相関であり、プロセス設計の段階では、汚れ係数などの因子を考慮しなければならない。また、第12図は装置条件一定下において、伝熱係数が攪拌動力の0.22乗で増加することを示している。つまり単に伝熱係数を向上させる目的だけで、強制対流にさらに攪拌動力を増やし、伝熱係数を向上させることは有利ではない。また、多くの攪拌操作で投入される攪拌動力は、強制対流に必要な動力の数倍以上である。



第11図 伝熱板
Fig. 11 Thermal panels



第12図 ニュートン流体における伝熱係数とレイノルズ数の関係
Fig. 12 Relationship between heat transfer coefficient and Reynolds number for Newtonian fluids

また、伝熱係数は、式(3)に示すように粘度の -0.3 乗に依存する。

$$h_0 = K(1/\mu)^{0.67}(\mu)^{0.37} = K(1/\mu)^{0.3} \quad (3)$$

つまり粘度が10倍に増加した場合、攪拌槽の伝熱係数が半分になることを示している。

ヘリカルコイルを温度制御に用いる場合、発酵でよく使われる動力レベルでは、特に槽内のバフルの配置が重要であり、コイル間の流れを安定状態に保つことが重要である。（第9図の配置例を参照）

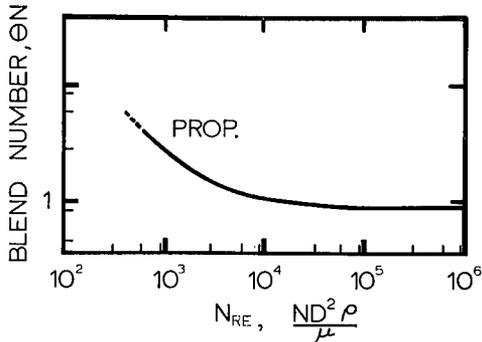
また、伝熱板を使用する場合、槽全体に渡るフローパターンを得るために半径方向ではなくインペラの吐出流の角度に設置する必要がある。（第11図の配置例を参照）

1.5 混合

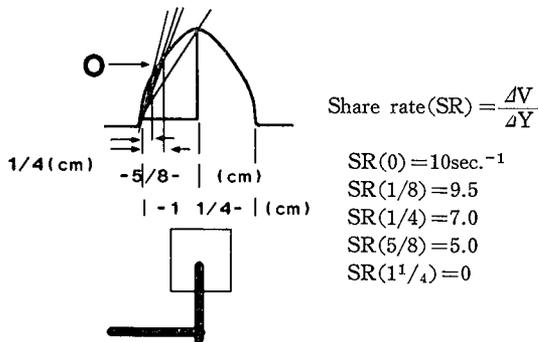
相分離しない物質の混合は、レイノルズ数の関数であるブレンド数(θN)で相関される。第13図は代表的な軸流翼についてのブレンド数とレイノルズ数の関係である。

低粘度域において、幾何学的相似条件下で槽径を大きくすると、インペラ径も大きくなり、それに従いレイノルズ数も大きくなるが、ブレンド数は一定のみである。

スケールアップでも述べたように、混合時間は槽径比の $3/2$ 乗に比例する。このことは発酵槽のスケールアップにおいて重大な問題である。というのは生物が適正な溶存酸素レベルでない状態にいる時間が、長くなる確率が高くなるからである。生物が不適切な溶存酸素濃度の環境のため、回復不可能なダメージを受けることは、攪拌機として問題がある。



第13図 ブレンド数とレイノルズ数の関係
Fig. 13 Relationship between Blend number and Reynolds number



第14図 攪拌翼吐出流中の剪断速度
Fig. 14 The shear rate in the flow pattern from an impeller

1.6 パイロット計画

パイロット計画について、いつも質問されるものとして、どのくらいの大きさの槽が使われるかという質問である。それには第14図を参考にして答えることができる。この図には羽根幅1cmと、大変小さいインペラ廻りのマクロスケールでの、剪断速度の違いが示されており、最大剪断速度は、10 sec⁻¹のオーダーである。剪断速度は剪断速度距離が1.25cmまで増加するに従って減小する。インペラの両サイドにおいて速度が等しくなるため、剪断速度は0となる。これは、1cmのサイズの粒子は、本質的に剪断速度を受けないが、ミクロンサイズの粒子は10 sec⁻¹の剪断速度を受けることを意味し、インペラブレードの物理的に意味のある幅は、混合プロセス中で考えられる最大粒子径の4倍以上大きくしなければならないという、一般的な原理を導くことになる。

1.7 スケールアップ例

第3表にはスケールアップにおけるいくつかの変数の特長が示されている。表には

- T : 槽径
- P : 攪拌動力
- N : 攪拌速度
- D/T : インペラ径対槽径比
- No. of IMP : インペラ段数
- Z : 液深
- F : 通気線速度
- L-S. MTR : 固-液物質移動速度
- G-L. MTR : 気-液物質移動速度

第3表 D/T比の異なるスケールアップにおける攪拌機の特
Table 3 Properties of a fluid mixer on scale up (various D/T ratio)

	Pilot		Plant	
	A	B	C	D
T	1.2	7.0	7.0	7.0
P	1.0	340	340	340
N	1.0	0.31	0.16	0.075
D/T	0.25	0.25	0.38	0.6
No. of IMP	1	2	2	2
Z	1.2	12.0	12.0	12.0
F	F	10F	10F	10F
L-S. MTR	1.0	1.0	1.0	1.0
G-L. MTR	1.0	1.0	1.0	1.0
MAX. I. Z.	1.0	1.8	1.4	1.0
Shear rate				
Torque	—	1.0	2.0	4.1
Cost(\$)		10 000	18 000	35 000

MAX. I. Z. : 最大インペラ域剪断速度
Share rate

が変数として示されている。

Plant Bは、幾何学的相似条件下で、単位体積当たりの気-液間物質移動を、同一にしたスケールアップ結果である。Pilot Aに比べて、インペラゾーンのマクロスケールでの最大剪断速度(MAX. I. Z)が1.8倍になり、混合時間も長くなっている。

Plant CはD/Tを0.38まで大きくした結果である。混合時間は減少し、インペラゾーンのマクロスケールでの最大剪断速度は、Pilot Aの1.4倍になる。

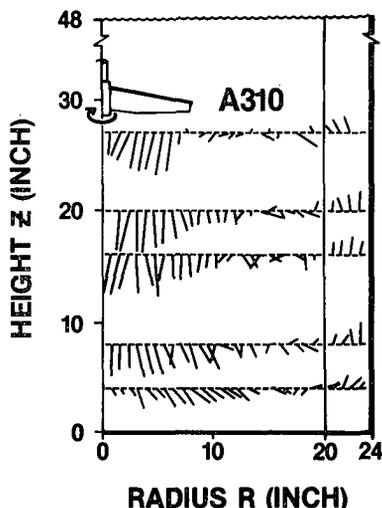
Plant DはD/Tを0.6まで大きくした結果である。混合時間は相当改善され、最大インペラ域剪断速度も、パイロットプラントの場合と同じになっている。しかし必要とされる攪拌機の、ドライブと所要トルクがコストを決定している。

表に示されているとおり、Plant B, C, D (D/T値は増加)と進むにつれ、所要トルクは2倍、4倍と増加し、装置コストもほとんど2倍、4倍となる。

第3表のような比較は、種々の攪拌機を評価する極めて一般的な方法である。Plant Dの攪拌機は、伝熱、混合性能などにおいて優位性を持っている。しかし、Plant Cの攪拌機も多分適していると考えられ、この特殊な操作においてもコスト面、性能面で比較的良好なようである。しかしPlant Bの攪拌機は、望まれる生産性を与えないであろう。パイロットプラントでこれをテストする方法はないが、パイロットプラントの1.8倍の剪断速度が問題になると思われる。

2. レーザードップラー流速計

レーザードップラー流速計は基礎的な流速分布研究のため、迅速で便利な測定方法となっている。もちろん透明な流体を対象としている。測定原理は、2本のレーザー光線の交点における変化する干渉縞(明、暗)の中を、通過する粒子の動きを検出するものである。ほとんどの水道水中



第15図 R-Z面における速度ベクトル図 (A310タイプ)
Fig. 15 Velocity vectors in R-Z plane (A310 type)

にこれらの微小粒子 (1~10ミクロン程度) は含まれるので、水道水が測定に適切である。この干渉縞の検出方法には、前方散乱法と後方散乱法がある。前方散乱法は、検出装置 (フォトマル) がレーザー光線と一直線上になければならないが、後方散乱法に較べて、液深が深い位置での流速測定が可能である。後方散乱法は、粒子にあてた干渉光の反射を利用した方法で、この反射光を光学的 (望遠鏡) に捕らえて、信号処理装置により解析させるものである。

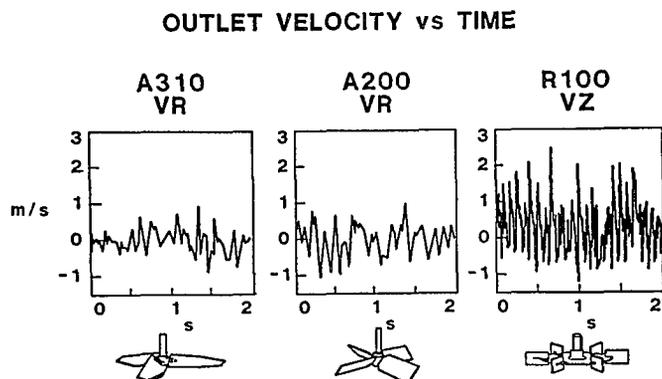
Fluidfoil インペラを開発するためには、攪拌翼の吐出能力が評価基準となる。そのために槽内各点の平均流速を測定し、適当な領域で積分を行うことが必要である。

1点における平均速度を得るための計測時間は、通常30秒であり、攪拌翼近傍の流入量および、流出量の計測にはおよそ20分要する。このような測定はレーザー自動移動システム (トラバース) により自動的に行われる。

Fluidfoil インペラを開発するにあたり得た、平均流速のデータを第15図に示す。Fluidfoil インペラ (A310) に対する軸流型攪拌翼 (A200) と、放射流型攪拌翼 (R100) の流動挙動の違いを図で示すと第16図のようになる。これは同じ吐出能力において測定されており、A200とR100はより多くの動力を必要としていることから、この余分のエネルギーの大部分が、より高い速度変動に変換されると同時に、マクロおよびミクロスケールにおけるエネルギー消散と、剪断速度になっていると判断される。

3. 今後の展望

これからの攪拌操作は、これまでにない複雑な流動機構



第16図 攪拌翼吐出流速の時間変動
Fig. 16 Fluctuation of outlet velocity

を解明し、装置の最適化設計を行うようになるであろう。

ある混合操作においては、完全な流れの剪断速度プロフィールの知見が要求され、さらに剪断速度を剪断応力に変換するために個々の剪断速度場における粘性が、明らかにされなければならない。

また、大型の攪拌槽内の流動パターンは、槽全体にわたり完全に均一なものではなく、槽内の流路に沿った一連の槽列のようにふるまう傾向がある。この影響は種々の混合系、とりわけ大型の槽においてデータをより蓄積し定量化する必要がある。

パイロットプラントから実際の反応機へスケールアップする場合難しい点は、剪断速度、混合時間、レイノルズ数および剪断速度分布である。同型式のインペラの幾何形状を実用的なレベルで変化させてスケールアップすることは、大変困難であるが決して不可能ではない。また、実際のプラントで軸流翼を用いても、パイロットプラントでは放射流型翼を使うというようなやり方も可能である。この場合、種々の化学プロセスに対して流動機構・特性がどのように影響するかに関する詳細な知見が求められる。

機械的な面においても、新素材を利用した取り換えの容易さおよび、経済性を持った新しい軸封機構の開発が重要である。また新しい複合材料によって、新しい翼が作られれば、軸の設計が今後の新しい局面として再検討されることになる。

少ししか触れなかったが、攪拌機が化学プロセスプラントの最適化に大きな役割を果たす上で、気-液間の物質移動や、固体の懸濁のような操作にみられる、混合パラメータの基本的効果に関して、継続的に研究することも重要である。