

論 文

UDC 669.141.17 : 669.187.25 : 621.74.047 : 669.046.552.3

環流式連続脱ガスに関するモデル実験とその解析*

上田 卓弥**・古山 貞夫***・中川 龍一**

Model Experiment on Continuous Degassing with Inner Circulation and Its Analysis

Takuya UEDA, Sadao FURUYAMA, and Ryuichi NAKAGAWA

Synopsis:

(1) Residence time distribution function $E(t)$ in continuous degassing reactor was theoretically derived from the assumption that mixing in vessel was expressed as recirculation model with plug flow and perfect mixing.

The equation was shown as follows:

$$E(t) = d \sum_{n=0}^{\infty} \frac{b^n}{n!} \left\{ t - (h + nc) \right\}_+^{n-1} \cdot e^{-a\{t - (h + nc)\}} \quad t \geq h + nc$$

The constants were determined by flow rate at inlet v , circulating rate v_1 , real flow rate in flow bath v_2 , volume of vacuum bath V_1 , and volume of flow bath V_2 ; The constants are shown as follows:

$$\theta_C = \frac{V_1}{v_1}, \quad \theta_B = \frac{V_2}{v_2}, \quad a = \frac{1}{(1-p)\theta_C}, \quad b = \frac{v_2}{v_1(1-p)\theta_C}$$

$$c = p\theta_C + \theta_B, \quad d = \frac{v}{v_1(1-p)\theta_C}, \quad h = p\theta_C$$

p is plug flow ratio in vacuum bath.

(2) Mixing characteristics in model apparatus were measured by concentration pulse response under similarity of Fr number and Re number.

The results of measurement of pulse response and tracing of flow pattern showed the presence of minor part of by-passing and dead space, and showed relatively close agreement with the above-mentioned theoretical equation.

(3) From these results, percent conversion of continuous degassing under assumption of perfect mixing in reactors was estimated and it was in approximate agreement with the results of RH degassing process when mean residence time was properly selected and at least two unit reactors were connected in series.

1. 緒 言

金材技研では先に連続製鋼技術に関する研究を実施し一応の成果を収めたが^{1)~7)}, 連続鑄造工程へ連続的に溶湯を供給するためには, 製鋼のつぎの工程の成分調整工程, とくに真空脱ガス工程の連続化の検討が必要である. 回分法による溶鋼の脱ガス操作は RH 法, DH 法, 取鍋法に見られるように操業実績があげられており⁸⁾, その混合や反応に関する解析^{9)~17)} も数多く発表されている. 連続脱ガス装置の特許に関しては, 日本¹⁸⁾ ドイツ¹⁹⁾ アメリカ²⁰⁾ でいくつかの例が見られるが, バッチ式脱ガ

ス装置における混合に関する研究は, 槽内の混合度の時間的变化を扱ったもので²¹⁾, 連続脱ガスにおける混合の動特性を扱った研究はその例がほとんどない. 一般にバッチ操業での反応速度が知られていれば, 混合特性を含む装置内フローパターン (ポピュレーションバランス) を知ることで, ある条件のもとで連続操業の時の反応率を知ることができる.

そこで著者らは, 真空脱ガス工程を連続化した場合の装置内混合特性に与える真空槽容量, 流通槽容量, 真空槽環流量, 流通量の諸因子の影響を水モデルにより観察し, 環流式真空脱ガス槽の滞留時間分布関数の数学モデ

* 昭和 54 年 6 月 22 日受付 (Received June 22, 1979)

** 金属材料技術研究所 工博 (National Research Institute for Metals, 2-3-12 Nakameguro Meguro-ku 153)

*** 金属材料技術研究所 (National Research Institute for Metals)

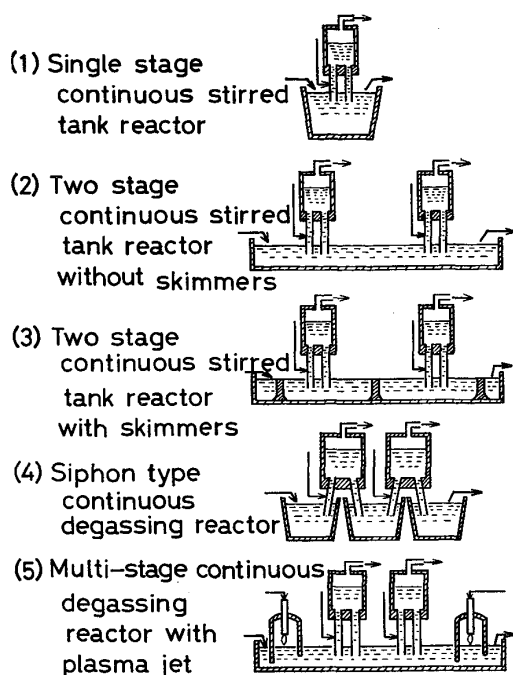


Fig. 1. Variations of continuous degassing reactor.

ルを組み立て理論解析を行つた。以下、その結果を述べる。

2. 実験装置の選択

回分法で行われている各種の真空脱ガス法のうち、操業中に装置の動く部分が少なく同一操作を連続的に進めており温度低下の比較的小さいプロセス、すなわち、環流式真空脱ガス法が連続化に適しているとする、連続真空脱ガス装置は Fig. 1 に示すように次のような型式が考えられる。

1) 従来の回分式の RH 真空脱ガス装置（タンク型反応器）をそのまま連続化する。（Fig.1 の(1)）

2) 樋型槽に真空槽を直列に配置する。相隣る真空槽間にせきを設ける場合（Fig.1 の(3)）と設けない場合（Fig.1 の(2)）がある。

3) 各室が独立した多段槽において、真空槽を各槽の連結管として使用し、真空槽を通過する間に脱ガスを行う。したがってこの場合には環流はない。（Fig.1 の(4)）

4) 以上の型式にプラズマ装置を加える。真空槽内に設ける場合と、真空槽外に設ける場合がある。（Fig.1 の(5)）

1) の場合ではほぼ完全混合とみなせることが確かめられており¹⁰⁾、2), 3) の場合では混合特性の一応の実測と理論解析が必要であろう。4) の場合では、複数個の真空槽を一回通過するだけで脱ガスが終了する。この場合は容量係数を大きくする装置上のくふうがとくに必要であ

る。したがって、本論文では 2) の場合の取り扱いに限定する。

モデル実験を行う場合、プロトタイプとモデルの間で相以の成立する条件を求めておかななくてはならない。流動に関する無次元数の主なものは粘性に関する Re 数、重力に関する Fr 数、表面張力に関する We 数であるのはよく知られているが、この 3 つの相似条件を同時に満足させることは不可能である。そこで流動に関しては Re 数と Fr 数が重要な影響を及ぼすと考え、装置内は等温かつ均一であると仮定し、モデルの代表長さを L 、水の粘度を μ 、密度を ρ 、実装置の代表長さを L' 、溶鉄の粘度を μ' 、密度を ρ' 、とすれば、簡単な次元計算より (1) 式が成立する²³⁾。

$$\frac{L}{L'} = \left(\frac{\rho' \cdot \mu}{\rho \cdot \mu'} \right)^{2/3} \dots \dots \dots (1)$$

溶鉄の 1600°C における粘度を 6.0 C.P.²⁴⁾、密度を 6.8 g/cm³²⁴⁾、水の 20°C における粘度を 1.0 C.P.²⁵⁾ 密度を 1 g/cm³ とすると、(1) 式は 1.08 となり、 Fr 数と Re 数に関して相似が成立するためには、水モデル装置は、実装置と等大寸法でなければならない。

3. 連続脱ガス装置の混合特性の近似モデル

流通槽内では一般に死空間、バイパス、完全混合、押し出し流れが混在し、いろいろな近似モデルが提案されてそのおのおのに対する滞留時間分布関数が導かれて^{26)~27)}。実装置と各モデルの間で排出濃度に大きな差がなく、ある程度の誤差を許すならば、装置の構造上からもつとも妥当と思われるモデルを採用すれば実用上十分な適用性がある²⁶⁾。環流式真空脱ガス装置のように、真空槽が一種の攪拌器ともみなされる特殊構造の装置はパラメータの数が多く、滞留時間分布関数の誘導に当たつて、このパラメータがすべて含まれるよう考慮しなければならない。

理論式の誘導にあたつてつぎの仮定を設けた。1). 真空環流槽内の混合は押し出し流れと完全混合の直列合成モデルで近似される。上昇管および下降管では押し出し流れが支配し、真空槽内では完全混合が支配するものとする。2). 流通槽内では押し出し流れが支配的である。このモデルは高速度の内部循環を持つ攪拌槽に相当し、死空間、バイパス流れは無視することにする。

数式モデルを誘導する場合に与えられる実験変数は真空槽内滞留量と真空槽内環流量および流通槽内滞留量と流通量であり、真空槽内の押し出し流れ割合は真空槽内滞留量と、上昇管および下降管内滞留量の比率によつて定まるパラメータである。さらに、装置条件として、流

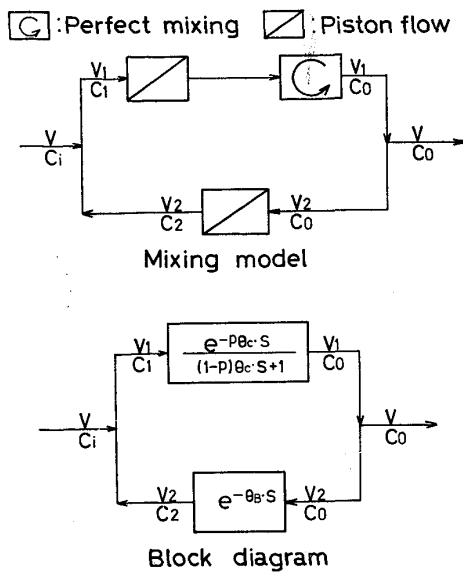


Fig. 2. Mixing model of stirred reactor with inner circulation (Up-leg is placed at inlet side of flow bath.)

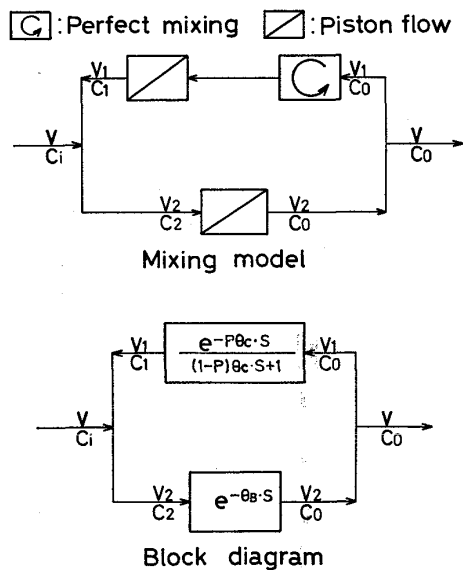


Fig. 3. Mixing model of stirred reactor with inner circulation (Up-leg is placed at outlet side of flow bath.)

通槽の流入側上に上昇管が位置する場合と、流出口側に上昇管が位置する場合がある。その混合モデルとブロックダイアグラムを、Fig.2 および Fig. 3 に示す。

環流真空槽の上昇管が流通槽の入口側にある場合は、付録の(7') 式に示されるように、伝達関数 $W_1(s)$ は

$$W_1(s) = d \sum_{n=0}^{\infty} \frac{b^n e^{-(h+nc)s}}{(s+a)^{n+1}} \quad (2)$$

滞留時間分布関数 $E(t)$ 、すなわちインパルス応答は $\mathcal{L}^{-1}\{W_1(s)\}$ で与えられる。

$$E(t) = \mathcal{L}^{-1}\{W_1(s)\} = d \sum_{n=0}^{\infty} \frac{b^n}{n!}$$

$$\{t - (h+nc)\}^n e^{-a\{t - (h+nc)\}} \dots \quad (3)$$

ただし、 $t \geq h+nc$

環流真空槽の上昇管が流通槽の出口側にある場合は、付録の(11') 式に示されるように伝達関数 $W_2(s)$ は

$$W_2(s) = \frac{v}{v_2} e^{-\theta_B s} + D \sum_{n=0}^{\infty} \frac{B^n e^{-(H+nc)s}}{(s+A)^{n+1}} \dots \quad (4)$$

滞留時間分布関数 $E(t)$ 、すなわちインパルス応答は $\mathcal{L}^{-1}\{W_2(s)\}$ で与えられる。

$$E(t) \times \mathcal{L}^{-1}\{W_2(s)\} = \frac{v}{v_2} \delta(t - \theta_B) + d \sum_{n=0}^{\infty} \frac{b^n}{n!}$$

$$\{t - (H+nc)\}^n e^{-A\{t - (H+nc)\}} \dots \quad (5)$$

ただし、 $t \geq H+nc$

装置全体に対しての平均滞留時間を θ 、無次元時間を t/θ とすれば

$$\theta E(t) = E\left(\frac{t}{\theta}\right) \quad (6)$$

の関係があるので、流通量と環流量、上昇管位置を与え、横軸に t/θ を、縦軸に $\theta \cdot E(t)$ をとつた場合の計算の結果を Fig.4 より Fig.7 に示す。Fig.4 は、上昇管が流通槽の入口側にあり流通量は 7.2 l/min に対して環流量はそれぞれ 70 l/min, 50 l/min, 30 l/min の場合を、Fig.5 は上昇管が流通槽の入口側にあり流通量 20 l/min に対して環流量はそれぞれ 70 l/min, 50 l/min, 30 l/min の場合を、Fig. 6 は上昇管が流通槽の出口側にあり、流

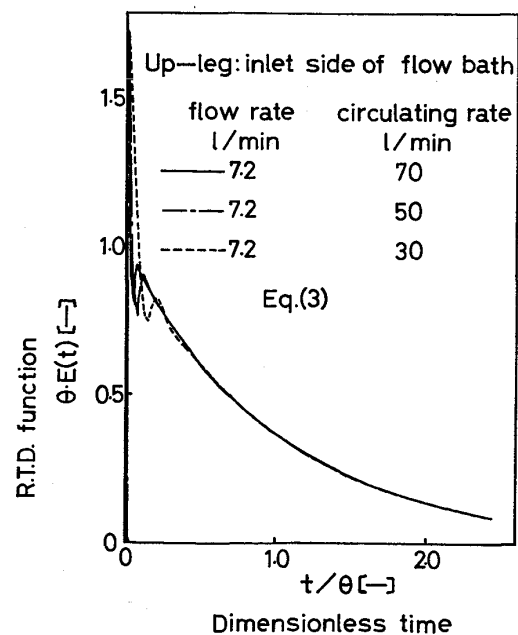


Fig. 4. Theoretical residence time distribution function in continuous degassing reactor R.T.D. : Residence Time Distribution

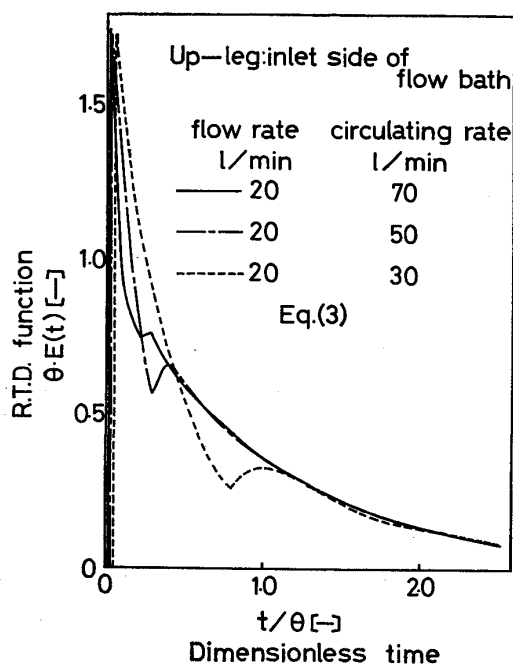


Fig. 5. Theoretical residence time distribution function in continuous degassing reactor.

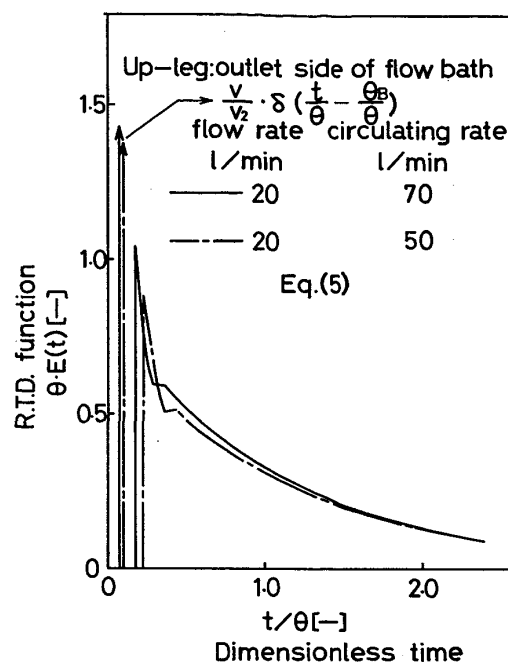


Fig. 7. Theoretical residence time distribution function in continuous degassing reactor.

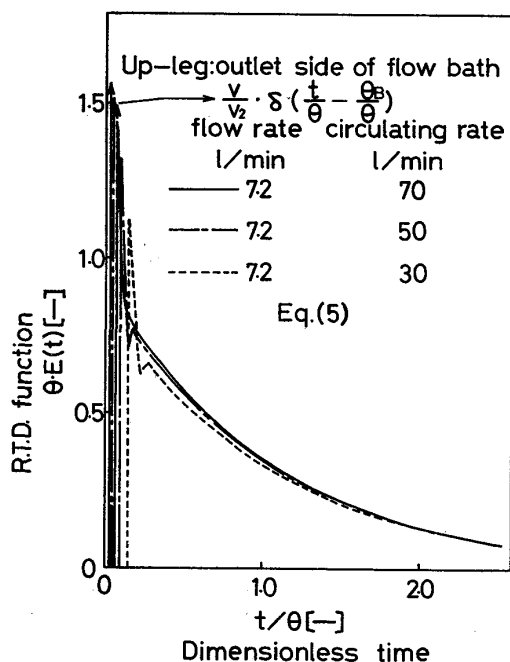


Fig. 6. Theoretical residence time distribution function in continuous degassing reactor.

通量 7.2 l/min に対して環流量はそれぞれ 70 l/min, 50 l/min, 30 l/min の場合を, Fig. 7 は, 上昇管が流通槽の出口側にある場合で流通量 20 l/min に対して環流量が 70 l/min, 50 l/min の場合の計算の結果を示している. 上昇管が流通槽の入口側にある場合と出口側にある場合では滞留時間分布関数の形が異なり, 出口側で上昇管がある場合は θ_B (付録の (11') 式に示される)

に相当する位置に $v/v_2 \delta(t - \theta_B)$ なる δ 関数が現れる.

δ 関数はその定義より位置のみを示して高さを示すことができない. 実際にはパルス入力には有限幅をもつので応答も有限幅をもつことになり, この位置のある有限の短い時間 (もしくは無次元時間) 内に δ 関数の積分値すなわち v/v_2 (流通量 v / (流通量 v + 環流量 v_1)) が現れる. 理論的には, この面積と曲線で画かれる面積との和が 1 になる. v/v_2 の値を Table 1 に示す. v/v_2 が大きいと Fig. 7 に示すように, 曲線が完全混合の曲線の示す位置よりかなり下方に位置することになる. 環流量が大きく, 環流量の流通量に対する割合が大きい場合は (3) 式と (5) 式はほとんど一致し完全混合として取り扱える.

4. 実 験

4.1 実験装置

本実験に用いた装置は, Fig. 8 に示すように, 流通槽, 真空槽, 真空発生用の水ジェット・エジェクター, 気泡ポンプ (ガス・リフト) より成る. 流通槽は樋型で, 26 cm (25 cm) 幅 × 60 cm (20 cm) 高さ × 96 cm (95 cm) 奥行きで滞留実容積は 48 l である. () 内は水の滞留する寸法を示す. 真空槽の一基の寸法は 50 cm (48 cm) 奥行き × 28 cm (26 cm) 幅 × 96 cm (64 cm) 高さ, 上昇管と下降管は 9 cm ϕ × 73 cm 長さで, 実滞留量はそれぞれ真空槽は 80 l, 管部は 10 l である.

環流量の測定には下降管側にオリフィス流量計を設

Table 1. Calculated value of v/v_2
(Integral value of δ function in eq. (5))

v_1 (l/min)	30	50	70	200
v (l/min)				
7.2	0.195	0.126	0.094	0.035
2.0	0.400	0.286	0.222	0.091

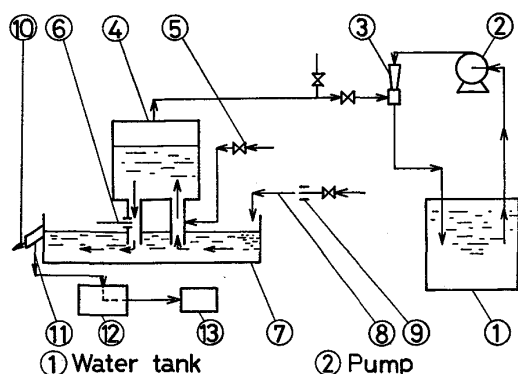


Fig. 8. Model equipment for continuous degassing process.

け、オリフィス (40 mm ϕ , 50 mm ϕ , 60 mm ϕ) を交換することにより 20~150 l/min の測定が可能である。水ジェット・エジェクターは 7 m³/h の排気容量を持つ。気泡ポンプは上昇管の入口直下に多孔金属板を持つノズル (1.3 cm ϕ) よりなる。ガスは N₂ ガスを使用し、前記下降管の流量計で所定の環流量となるように、ガス量を調整した。流通槽の入口に接して最高 30 l/min まで測定可能な流入量測定用のオリフィス流量計を設けた。濃度トレーサの連続比色分析に、連続サンプラーを組み合わせた光電分光光度計を使用した。

なお、装置本体 (環流真空槽と流通槽) は透明塩化ビニール樹脂とアクリル樹脂を組み合わせて製作した。

4.2 実験方法

槽内フローパターンの可視化のために、可視トレーサーとしておがくずが用いられた。

混合特性の測定には、赤色染料のサフラニンTを濃度トレーサーとして用いる濃度パルス応答法によった。流通槽の流出口位置に設けた分路よりの排出液の濃度は、570 μ m の波長により連続的に比色分析され、記録される。

実験の手順は設定条件 (流通量, 環流量) 下で、流れが定常状態 (真空槽水位は流通槽水位より 140 cm) となつた後、流通槽に対して 3 g のサフラニンT水溶液が流入口に注入される。トレーサー注入に要する時間は 2~3 s であり、平均滞留時間に比較して非常に短かいのでパルス応答とみなした。

4.3 実験の変数

環流量は 30 l/min, 50 l/min, 70 l/min とし、流通量は 7.2 l/min, 20 l/min とした。この実験条件の範囲では流通量による流通槽滞留量の変化はほとんど無い。環流時には上昇管内と真空槽内の流れは気液混相流となり、真空槽内滞留量は環流量によつて幾分異なる。上昇管位置が流通槽の入口側にある場合と、出口側にある場合があり、真空槽と流通槽の相対位置は一定とし、真空槽を流通槽の中央直上に設置した。

5. 実験結果

5.1 固体トレーサーによる槽内フローパターンの可視化

RH 脱ガス装置の槽内フローパターンについては、上昇管と下降管では押し流れとみなしてよく、真空槽内では完全混合とみなしてよいことが認められており¹¹⁾、連続化した場合でもこの状況は変わらないと考えられる。連続脱ガス装置の流通槽部に関しては、真空槽内の環流が流通槽内の流れに与える影響が複雑であり、混合の数式モデル (滞留時間分布関数) を組み立てる上からも流通槽内の流れが実際にどのような状態を示すか視察で知っておく必要がある。

流れの可視化に用いる固体トレーサーに要求される条件は 1) 使用液体 (ここでは水) の比重にほぼ等しいか、もしくは、固体トレーサーの水中での沈降速度が遅いこと 2) 写真撮影による粒子の軌跡の実測を行うので、固体トレーサーはある程度の大きさを持ち、かつ、方向性を持たぬことである。おが屑を 0.5~1.0 mm に分粒し 5 min 間水中で膨潤させたものは 20 cm の水柱を沈降するのに平均 52 s、すなわち 0.38 cm/s の沈降速度を持ち、かつ後述するように槽内の混合流れの速度の 1/10 以下なので、この膨潤おが屑は固体トレーサーとして適当と判断して使用した。

流通量 20 l/min (見かけ流速 0.67 cm/s), 環流量 50 l/min (管内流速 10.6 cm/s), 真空槽内液面高さ 140 cm の条件の定常状態で固体トレーサーを投入し、シャッター速度 1 s で流通槽内のトレーサーの動きを撮影した。その引伸写真より固体トレーサーの移動の方向とその速度を求めた流通槽内のフローパターンの流れ方向の 2 次元面におけるスケッチを Fig. 9 に示す。これより見ると流通槽内の混合流れの流速は 3~6 cm/s であり、流通槽内の見かけ流速 0.67 cm/s より約 10 倍大きく激しい混合を示している。このことは 3 章で導いた数学モデルの“高速の内部循環を伴う攪拌槽”とする見解の妥当性の裏付けとなるものである。

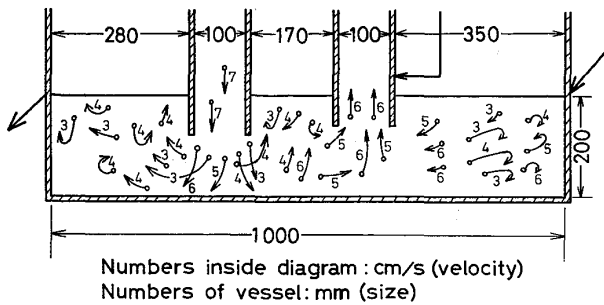


Fig. 9. Trajectory of flow in flow bath by means of visual tracer (two-dimensional plane)

5.2 濃度トレーサーによる流れの追跡

可視トレーサーによるフローパターンの追跡では、実験の手法上、ある短い時間の流れに追従する粒子の軌跡はわかるが、流れの全体の動きについてはよくわからない。そこでその詳細を知るためにパルス応答測定と同一の条件で赤色染料サフランTを流通槽の流入口に注入し、染料が流通槽および真空槽へ移動して行く状態を観察した。

流通槽を用い、静水時で濃度トレーサーを注入すると濃度拡散によつて入口側より出口側へ染料が希釈され移動して行き、12~13 min で視察の範囲で流通槽内の色相はほぼ一様となる。同じ流通槽を用い環流を行わずに流通量 7.2 l/min (流速 14.4 cm/min) の定常状態では、流通槽の表面と底面では流れの動きが異なり、槽内では水が底面を伝わって出口側に流れる循環流を生じ10~15 s で槽内は一様となり、計算上の平均滞留時間 6.7 min に対してこの時間は 2.5~3.75% であつて、単純な押し出し流れではなく、かなり激しい混合が支配している。流通槽を用い、環流量 50 l/min, 流通量 20 l/min, 上昇管は入口側の条件で、染料の移動を5 s おきに撮影し、この結果から、真空槽では上昇管、下降管ともに押し出し流れが支配し、真空槽内では染料が均一化する時間は約 15 s で真空槽内の平均滞留時間 1.8 min に比較してごく短いので真空槽内は完全混合とみなしてよい。この観察結果も数学モデル誘導の際の“高速の内部循環流を持つ攪拌槽”との仮定を根拠づけるものである。

5.3 濃度パルス応答法による滞留時間分布関数の測定結果

パルス応答曲線 (E 曲線) より装置内混合を推定する場合に、一般に次に述べる状態が判定の基準になる²⁸⁾。

1) 混合度が相対的に低い場合、 E 曲線のピークは無次元時間 (t/θ) が1に近い所に現れる。2) 容器内の流体要素が全流体の平均滞留時間より一桁ぐらい長い期

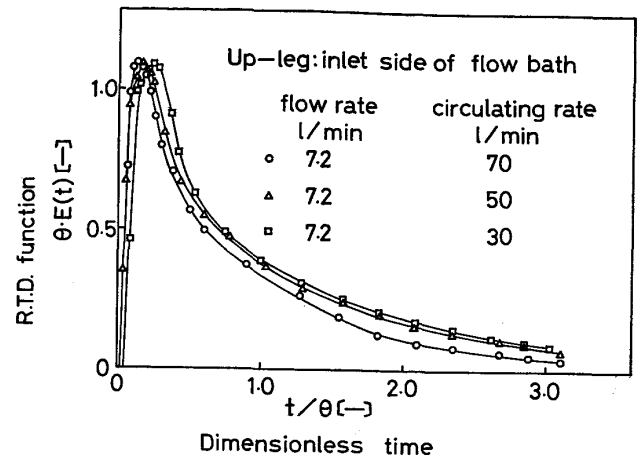


Fig. 10. Concentration-time curve for pulse input in model degassing reactor (1).

間、系内に停滞する部分を死空間と称するならば、死空間の存在で E 曲線は長い尾を引く。3) 全流体の平均滞留時間の $1/10$ ぐらいの時間で容器を通過する流体がある時、この流体は容器をバイパスしているという。この場合、 E 曲線ではピークが二つ現われる。実際には重なり合うこともあり判然としないことが多い。

流通量 7.2 l/min に対し、真空槽内環流量をそれぞれ 70 l/min, 50 l/min, 30 l/min とし上昇管が流通槽の入口側にある場合の滞留時間分布関数を Fig. 10 に示す。この図から、環流量の大きな順にわずかではあるが混合度が大きくなっており、それぞれピークの位置からはほぼ指数曲線でトレーサー濃度が減少していることがわかる。モデルを単純化して、完全混合、押し出し流れ、死空間の混成モデルとすれば、THEMELIS らの方法²⁹⁾で、環流量が 70 l/min, 50 l/min の場合で完全混合の割合はいずれの環流量に対しても装置全容の 92% となる。押し出し流れはあつてもわずかであり、残部は死空間と考えてもよい。ただし、理論的には、 E 曲線の図からは死空間は直接には求められない。環流量 30 l/min に対しては押し出し流れの影響が見られ 4% 程度であり、混合度がいくぶん小さくなる。いずれの場合も完全混合とみなしてさしつかえないと思われる。

流通量 20 l/min に対し、環流量をそれぞれ 70 l/min, 50 l/min, 30 l/min とし、上昇管が流通槽の入口側にある場合を Fig. 11 に示す。環流量が 50 l/min, 70 l/min の場合はほとんど同一の曲線を示し、ピークからは指数曲線で濃度が減少する。流通量の大きいことは押し出し流れ割合が全容積の 6% と、流通量が 7.2 l/min の場合に比べてわずかに大きい。この場合も完全混合とみなしてさしつかえない。環流量 30 l/min の場合は、流通量との差が小さいので滞留時間分布関数の形が前二者と異

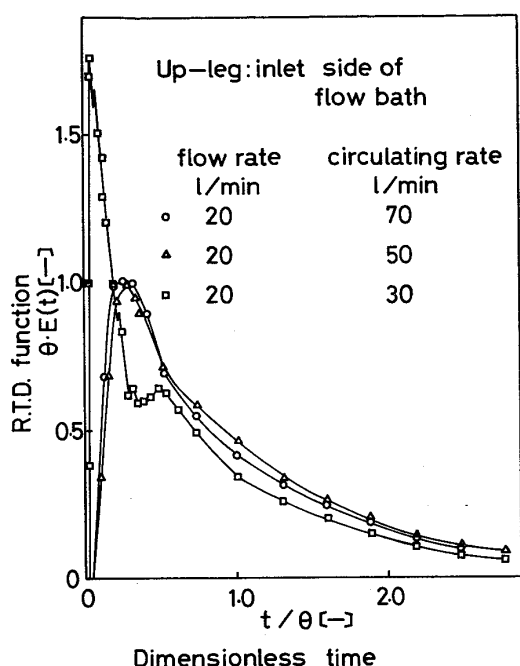


Fig. 11. Concentration-time curve for pulse input in model degassing reactor (2).

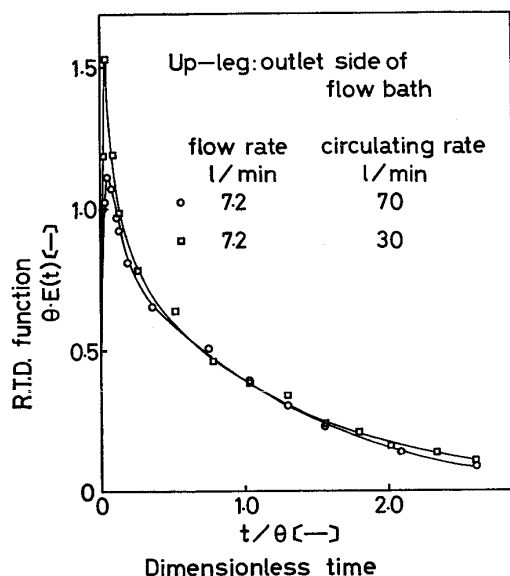


Fig. 12. Concentration-time curve for pulse input in model degassing reactor (3).

なり、ピークが二つ現われていて、ピークよりの低下部分の線の形がなめらかでない。これはかなりのバイパス・フローとクロス・フローの存在を示し、 E 曲線が尾を引くことは死空間の存在を示すものである。

流量 7.2 l/min に対し、環流量をそれぞれ 70 l/min 30 l/min とし、上昇管が流通槽の出口側にある場合の滞留時間分布関数を Fig. 12 に示す。上昇管が流通槽の入口側にある場合に比べて混合度が非常に大きい。流量が小さいために、環流の影響が大きく出てほとんど原点

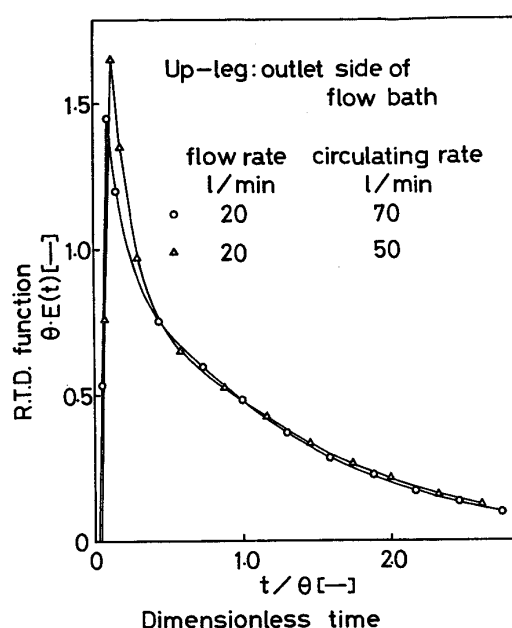


Fig. 13. Concentration-time curve for pulse input in model degassing reactor (4).

から立上り、また、環流量が大きい程、槽内のバイパス流れの影響を打消していることをピークの高さの比較より看取される。曲線の立上りの極く短い時間 ($t/\theta = 0.02 \sim 0.04$) に無次元濃度が 1 より大きくなる点を除けば、理想的完全混合 $E(t) = e^{-t/\theta}/\theta$ とほぼ一致する。

流量 20 l/min に対し、環流量をそれぞれ 70 l/min 50 l/min とし上昇管が流通槽の出口側にある場合の滞留時間分布関数を Fig. 13 に示す。Fig. 12 と比較すると、流量の大きい影響が現れて、押し出し流れの割合が、環流量 70 l/min に対し 0.02、環流量 50 l/min に対して 0.03 の値を示している。立上りの初期を除けば、曲線は指数関数でトレーサー濃度の減少を示し、この場合も完全混合としての扱いをとつても大きな誤差を生じない。

上昇管が流通槽の入口側にある場合の実験値と理論値とを比較する。理論式では押し出し流れが存在し、この流れが乱されなければ実験値も理論値に近い形になるはずである。実際には Fig. 9 にも見られるように、かなりの混合を示し流れが乱されている。押し出し流れが存在するために原点を少し離れた位置よりグラフが立上り、立上りの先端で流れが乱されてピーク（極値）が現れる。大切なのはピークの現れた位置と、ピーク以後の曲線の形と位置で、その曲線の形は理論値とよく近似している。この程度の相異は、実装置と理論の間によく見られるもので²⁶⁾理論式は実験値を近似しているとして差支えない。上昇管が流通槽の出口側にある場合の実験値

と理論値とを比較する。理論値の場合 δ 関数が現れて、環流量が小さく、しかも環流量の流通量に対する割合が小さい場合程、実験値の理論値からの偏倚が大きくなる。 v/v_2 の高さを実験値と同じとすると、 δ 関数の幅は実験値とはほぼ似た値となることと、実際には流れが乱されているために、 δ 関数の幅が広がって滞留時間分布関数は一様な曲線となり、 δ 関数の影響が現れて鋭いピークを示す。すなわち、上昇管の位置に関係なく、槽内の滞留時間分布関数は、(3)式で表現できるとしてよい。

6. 連続脱ガス操作時の脱ガス率の推定

滞留時間分布関数が与えられ、回分操作における反応速度が知られている場合は、一次反応もしくはマクロ混合を仮定すると、連続操作時の反応率 $\langle C \rangle / [C]_0$ は(7)式によつて知ることができる。

$$\frac{\langle C \rangle}{[C]_0} = \int_0^\infty \frac{[C]}{[C]_0} \cdot E(t) dt \quad (7)$$

連続脱ガス装置内の滞留時間分布関数は理論的にはそれぞれ(3)式あるいは(5)式に従うが、反応計算に用いる滞留時間分布関数はできるだけ簡単な形が望ましく、前述のように“高速の内部循環流を持つ攪拌槽”として扱えるこの連続脱ガス槽の装置内混合は完全混合とみなしてさしつかえない。

連続脱ガスの際の反応率を求めるに当たつてつぎの仮定をおく。

- i) 装置内混合は完全混合である。
- ii) 気泡群の合体分裂はなく、マクロ混合とする。
- iii) 気泡による脱ガス過程は溶鋼側の物質移動である。

従来提案されている溶鋼中の脱ガス（水素、窒素、酸素の除去）の速度式は一般的に(8)式で示される³⁰⁾。溶鋼

中のガスの初期濃度を $[C]_0$ 、時間 t の経過後の濃度を $[C]$ 、界面濃度を $[C]_i$ 、容量係数を $k_a [T^{-1}]$ とする。

$$2.303 \log \frac{[C] - [C]_i}{[C]_0 - [C]_i} = -k_a \cdot t \quad (8)$$

水素に対して³⁰⁾³¹⁾

$$[C]_i = K_H \sqrt{p_{H_2}}, \quad K_H = [\%H] / \sqrt{p_{H_2} (\text{atm})}, \\ k_a = 0.4 \sim 3.0 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1} \quad (9) \\ \log K_H = -1905/T - 1.591$$

酸素に対しては³⁰⁾³²⁾

$$[C]_i = -\frac{1}{2} \left(\frac{16}{12} [C]_0 - [O]_0 \right) \\ + \sqrt{\frac{1}{4} \left(\frac{16}{12} [C]_0 - [O]_0 \right)^2 + \frac{12 p_{CO}}{16 K_{CO}}}$$

$[C]_0$ は炭素の初期濃度、 $[O]_0$ は酸素の初期濃度

$$K_{CO} = \frac{p_{CO}}{a_C \cdot a_O}, \quad \log K_{CO} = 1160/T + 2.003 \quad (10)$$

$$k_a = 0.5 \sim 2 \times 10^{-3} [\text{s}^{-1}]$$

(8)式を書きかえて

$$[C] = ([C]_0 - [C]_i) e^{-k_a \cdot t} + [C]_i \quad (11)$$

(7)式に(11)式を代入して

$$\langle C \rangle = ([C]_0 - [C]_i) \int_0^\infty e^{-k_a \cdot t} \cdot E(t) dt + [C]_i \quad (12)$$

(12) 式中の k_a は、反応の行われる重量 W_1 の真空槽内（厳密には上昇管部と真空槽部）で規定される量であり重量 W_2 の流通槽内では反応が行われていないので、この k_a のかわりに(13)式の k_a' を用いなくてはならない。

$$k_a' = \frac{W_1}{W_1 + W_2} \quad (13)$$

実際に連続脱ガス操作を行う場合を想定すると、環流量も大きく、環流量の流通量に対する割合も大きいと考

Table 2. Some results of calculation on continuous degassing.

	Hydrogen	Hydrogen	Hydrogen	Oxygen	Oxygen
Capacity coefficient k_a' [min^{-1}]*	102×10^{-3}	102×10^{-3}	102×10^{-3}	78×10^{-3}	78×10^{-3}
Concentration of feed $[C]_0$ [ppm]	7	7	7	C : 1 000 O : 240	C : 1 000 O : 240
Concentration of interface $[C]_i$ [ppm]	0.83	0.83	0.83	0.167	0.167
Mean residence time θ [min]	19.7	39.6	59.1	39.6	59.1
Number of unit n [—]	1	2	3	2	3
Concentration of product $\langle C \rangle$ [ppm]	2.88	1.51	1.06	140	107
Percent conversion [%]	58.8	78.4	84.8	41.7	55.4

* Mean value of published capacity coefficient, including correcting factor

えられるので、前述の推論より槽内混合は完全混合としても大きな誤まりはない。この条件で連続脱ガス操作の計算を行うと(14)式、(15)式が得られる。

以上より、

1 段操業で

$$\langle C \rangle = \frac{[C]_0 - [C]_1}{k_a \theta + 1} + [C]_1 \quad (14)$$

n 段操業で

$$\langle C \rangle = \frac{[C]_0 - [C]_1}{(k_a \theta / n + 1)^n} + [C]_1 \quad (15)$$

計算結果の一例を Table 2 に示す。表中、水素の除去はキルド鋼を想定したもので、RH 法による除去で最終値を 1~2 ppm を目標としているのと比較すると、全平均滞留時間を 40 min、装置段数 2 段で、十分な連続脱水素が行えることになる。表中、酸素の除去は未脱酸鋼を想定したもので、二段処理で酸素が 50 ppm 程度となるためには、供給原料鋼中の酸素を 90 ppm 程度にしておく必要がある。

鋼中のガス成分は特殊な例を除いては無い方が好ましく、連続脱ガス工程が連続製鋼工程に続きつぎの連铸工程と連結する組み合わせを考えるならば、連続脱ガス工程が普通鋼の大量生産に採用されてもよいのではないかと考える。

7. 結 言

1) 環流式真空連続脱ガス装置の装置内混合は押し出し流れと完全混合を持つ循環モデルと考えて、滞留時間分布関数（インパルス応答）を理論的に誘導した。

$$E(t) = d \sum_{n=0}^{\infty} \frac{b^n}{n!} \{t - (h + nc)\}^n e^{-a\{t - (h + nc)\}}$$

定数は環流量、流通量、真空槽容積、流通槽容積によって定められる。

2) Re 数と Fr 数を相似させた水モデル実験を行い、濃度パルス応答法により水モデル装置内の混合特性を実測した。装置内混合は、流れの追跡実験の結果と合わせて、わずかなバイパス、わずかな死空間が存在するが、前述の理論式とよく一致することを確認した。

3) この結果を利用して連続脱ガスを行う際の脱水素と脱酸の反応率を推算した。平均滞留時間にもよるが、装置内が完全混合となる条件で単位装置を少なくとも 2 段直列に連結する方法で RH 法による場合とほぼ同じ反応率となる結果が得られた。

本研究を遂行するに当たり、有益なディスカッションをして頂いた東京大学宮内照勝博士、金属材料技術研究所主任研究官福沢章博士に厚く御礼を申し上げます。

付 録

濃度パルス応答における伝達関数の誘導

Case 1) 流通槽の流入側側に環流真空槽の上昇管がある場合

$$\text{Fig. 2 より } v_1 = v + v_2 \quad (1')$$

$$vC_1 = v_1C_1 - v_2C_2 \quad (2')$$

ラプラス変換して

$$vC_1(s) = v_1C_1(s) - v_2C_2(s) \quad (3')$$

ループ全体の伝達関数 $C_0(s)/C_1(s)$ は

$$W_1(s) = \frac{C_0(s)}{C_1(s)} = \frac{vC_0(s)}{v_1C_1(s) - v_2C_2(s)} \quad (4')$$

環流真空槽の容積を V_1 、流通槽の容積を V_2 とすれば

$$\theta_C = \frac{V_1}{v_1}, \quad \theta_B = \frac{V_2}{v_2} \quad (5')$$

環流真空槽の全容積のうち、押し出し流れの占める割合を p とすれば、 $W_1(s)$ は、(6') 式で与えられる。

$$W_1(s) = \frac{\frac{v}{v_1(1-p)\theta_C} e^{-p\theta_C s}}{s + \frac{1}{(1-p)\theta_C} - \frac{v_2}{v_1(1-p)\theta_C} \cdot e^{-(p\theta_C + \theta_B)s}} \quad (6')$$

$$\left. \begin{aligned} \frac{1}{(1-p)\theta_C} &= a, & \frac{v_2}{v_1(1-p)\theta_C} &= b, \\ p\theta_C + \theta_B &= c, & \frac{v}{v_1(1-p)\theta_C} &= d \\ p\theta_C &= h \end{aligned} \right\} \quad (7')$$

とおき、無限級数に展開すると

$$W_1(s) = \frac{de^{-h \cdot s}}{s + a - be^{-c \cdot s}} = d \sum_{n=0}^{\infty} \frac{b^n e^{-(h+nc)s}}{(s+a)^{n+1}} \quad (8')$$

滞留時間分布関数 $E(t)$ 、すなわちインパルス応答は(9') 式で与えられる。

$$E(t) = \mathcal{L}^{-1}\{W_1(s)\} \quad (9')$$

Case 2) 流通槽の流出口側に環流真空槽の上昇管がある場合。

Case 1) と同様の手法を用いて Fig. 3 よりループ全体の伝達関数 $W_2(s)$ は(10') 式で与えられる。

$$W_2(s) = \frac{v}{v_2} e^{-\theta_B s} + \frac{\frac{v}{v_2} \frac{v_1}{v_2} \frac{1}{(1-p)\theta_C} e^{-(p\theta_C + 2\theta_B)s}}{s + \frac{1}{(1-p)\theta_C} - \frac{v_1}{v_2} \frac{1}{(1-p)\theta_C} e^{-(p\theta_C + \theta_B)s}} \quad (10')$$

$$\left. \begin{aligned} \frac{V_2}{v_2} &= \theta_B, \quad \frac{V_1}{v_1} = \theta_C, \quad \frac{1}{(1-p)\theta_C} = A, \\ \frac{v_1}{v_2} \frac{1}{(1-p)\theta_C} &= B \\ p\theta_C + \theta_B &= C, \quad \frac{v}{v_2} \frac{v_1}{v_2} \frac{1}{(1-p)\theta_C} \\ &= D, \quad p\theta_C + 2\theta_B = H \end{aligned} \right\} \dots (11')$$

とおき、無限級数に展開すると、伝達関数 $W_2(s)$ は (12') 式で示される。

$$\begin{aligned} W_2(s) &= \frac{v}{v_2} e^{-\theta_B \cdot s} + \frac{De^{-H \cdot s}}{s+A-Be^{-C \cdot s}} \\ &= \frac{v}{v_2} e^{-\theta_B \cdot s} + D \sum_{n=0}^{\infty} \frac{B^n e^{-(H+nc) \cdot s}}{(s+A)^{n+1}} \dots (12') \end{aligned}$$

文 献

- 1) 中川龍一, 吉松史朗, 上田卓弥, 三井達郎, 福沢章, 佐藤彰, 尾崎 太: 鉄と鋼, 59(1973), p. 414
- 2) 三井達郎, 中川龍一, 吉松史朗, 上田卓弥, 西本直博, 本多均一: 金材技研報告, 16(1973), p. 179
- 3) 上田卓弥, 三井達郎, 中川龍一, 吉松史朗: 日本鉱業会誌, 89(1973), p. 473, p. 545
- 4) 福沢 章, 中川龍一, 吉松史朗, 上田卓弥: 鉄と鋼, 63(1977), p. 63
- 5) 福沢 章, 中川龍一, 吉松史朗, 上田卓弥: 鉄と鋼, 64(1978), p. 1333
- 6) 三井達郎, 渡辺敏昭, 岩井良衛, 遠藤容弘, 杉本弘之, 小島久夫: 耐火物, 29(1977), p. 291
- 7) 中川龍一: 日本金属学会会報, 17(1978), p. 205
- 8) 日本鉄鋼協会特殊鋼部会: 鋼の真空溶解および真空脱ガス法の進歩, (1969), [日本鉄鋼協会]
- 9) 鞭 巖, 森山 昭: 冶金反応工学, (1972), [養賢堂]
- 10) 鞭 巖編: 製錬化学工学演習, (1974), [養賢堂]
- 11) 大槻直樹, 服部正幸: 富士製鉄技報, 16(1967), p. 224
- 12) 渡辺秀夫, 浅野鋼一, 佐伯 毅: 鉄と鋼, 54(1968), p. 1327
- 13) 藤井徹也, 鞭 巖: 鉄と鋼, 56(1970), p. 558
- 14) 藤井徹也, 鞭 巖: 鉄と鋼, 56(1970), p. 1165
- 15) 三沢啓典, 鞭 巖: 鉄と鋼, 56(1970), p. 1687
- 16) 成田貴一, 牧野武久: 鉄と鋼, 56(1970), p. 1844
- 17) K. NAKANISHI, J. SZEKELY, C. W. CHANG: Iron-making and Steelmaking, (1975) 2, p. 115
- 18) 特許出願公告: 昭 43-1749, 昭 50-40083, 昭 52-115156
- 19) 特許出願公告: 昭 33-7504, 昭 50-1442
- 20) 特許出願公告: 昭 45-7402
- 21) 桜井一美, 中山正時, 有馬良士, 山崎信行, 浅野鋼一: 富士製鉄技報, 13(1964), p. 597
- 22) 金子恭二郎, 佐野信雄, 松下幸雄: 鉄と鋼, 62(1976), p. 43
- 23) 中村信夫: 模型理論とスケールアップ, (昭39), p. 135 [日刊工業新聞社]
- 24) 日本鉄鋼協会溶鉄溶滓部会: 溶鉄・溶滓の物性値便覧, (昭47), p. 8, p. 41 [日本鉄鋼協会]
- 25) 日本化学会編: 化学便覧, (昭33), p. 474 [丸善]
- 26) 江口 弥: 化学工学, 26(1962), p. 947
- 27) C. Y. WEN and L. T. FAN: Models for Flow Systems and Chemical Reactors, (1975) [Dekkar]
- 28) D. M. HIMMELBRAU and K. B. BISCHOFF (井本立也他訳): プロセス解析計算法, (1971), p. 70 [培風館]
- 29) N. J. THEMELIS and P. SPIRA: Trans. Met. Soc. AIME, 236 (1966), p. 821
- 30) 日本鉄鋼協会: 鉄鋼製造法第一分冊(製鉄・製鋼) (1972), p. 771~777 [丸善]
- 31) 学振製鋼 19 委員会: 製鋼反応の推奨平衡値, (1968), p. 148 [日刊工業新聞社]
- 32) 学振製鋼 19 委員会: 製鋼反応の推奨平衡値, (1968), p. 2, [日刊工業新聞社]