Epitaxial Reactor 内の螺旋流のピッチにおよぼす諸因子の影響*

半 沢 保**・伊 藤 宇 太 郎**

加 藤 邦 夫**

群馬大学工学部 化学工学科**

緒 言

Epitaxial reactor は半導体工業において Si や Ge の薄層単結晶を得るのに、現在広く使用されている。この工業に必要な単結晶には、高純度と結晶成長の高度の均一性が要求されるが、この要望に答える装置設計の基礎資料として、装置内のガスフローパターンが重要な問題の1つになることが当然推測される^{1,6-9,11)}。しかし、半導体の epitaxial 法に関する既往の研究は、ほとんど結晶成長のみを扱い、装置内のフローパターンによる結晶生成への影響については、その重要性を簡単に述べているにすぎない^{2,4,5,10,12-14)}。したがって、装置設計も経験に基いて行なっているのが実状である。

すでに著者らは、水平型 epitaxial reactor 内でのフローパターンをトレーサーガスによって追跡し、 $Re < 200$, $Gr = 1.5 \times 10^5 \sim 8 \times 10^5$ では管軸方向に対する流れと、wafer とガス本体との温度差によって生じる管半径方向の回転流とによって、対称な2個の螺旋流が存在し、その各流線相互の混合は非常に少ないことを知った³⁾。したがって、この装置内での反応は高温物体 (wafer) が螺旋流の流れを示す本体流ガスと接触することで行なわれるので、螺旋流の最初のピッチ (pitch) 間の反応ガスが最も新鮮で、その後はピッチごとに、反応ガス中の反応生成物濃度が増加することが考えられる。結局、本装置内において本体流ガスが螺旋流になるような条件のもとでは、装置内でのフローパターンを規定する重要な要因の1つとして、この螺旋流のピッチをあげ得ることがわかった。

そこで、著者らは螺旋流のピッチが装置の操作条件、とくに発熱体温度、本体流速度、管径、発熱体径、管断面形状および管材質などによってどのように影響されるかを調べ、ピッチとこれらの操作条件に関する実験式の作成を試みた。また、ピッチの計算に必要な管内のガス

温度推算に対する実験式の作成も試みた。

1. 実験装置および実験方法

装置の概要を Fig. 1 に示す。本実験では実際の epitaxial reactor を使用する代りに、石英ガラス製円管などの管内底部に炭化珪素質発熱体を載せ、その中に本体流としてガスを流す方法をとった。

反応管としては透明な石英ガラス製円管を4種類 ($D = 4.01, 5.04, 6.00, 6.40$ cm ϕ), 透明石英ガラス製四面管を1種類 (4.22 cm $\times$ 5.55 cm), および特殊な例として電気炉用炉心管2種類 ($D = 4.99, 6.71$ cm ϕ , 主成分 $Al_2O_3 + 3Al_2O_3 \cdot 2SiO_2$, $k = 1.5$ kcal/m $\cdot$ hr $\cdot$ $^{\circ}C$, at $400^{\circ}C$) を選定した。なお管長は層流助走区間 (約 130 cm) も含めていずれも約 200 cm である。一方熱源である炭化珪素質発熱体は3種類 ($D_H = 1.20, 1.62, 2.00$ cm ϕ , 発熱部長さは $40 \sim 70$ cm) を選定し、表面温度を $450 \sim 1,200^{\circ}C$ の範囲内で変化させて実験した。この表面温度の測定は、 $700^{\circ}C$ 以上は micro pyrometer によって行ない、 $700^{\circ}C$ 以下はこの pyrometer による測定ができないので、発熱体を炉心管で被覆し、その表面に PR 熱電対 (0.3 mm ϕ) を植込むことによって測定した。

次に実験方法について示す。まず、管内のガス温度の測定は、Fig. 1(c) に示すように、トレーサーチューブ先端の位置において、管半径方向の6点の場所で行ない、その平均値をガス温度とした。測定は発熱体からの熱輻射を考慮して、PR 熱電対 (0.3 mm ϕ) を内蔵した suction pyrometer により行ない、この時の吸引速度は管内のフローパターンを乱さないように、あらかじめ予備実験をして定めた。なお、このガス温度の測定は N_2 および、実際の epitaxial 反応で本体流として一般に利用される H_2 ガスに物性値が比較的類似している He の2種類のガスについて行なった。

また、螺旋流のピッチ長さの決定は、本体流として N_2 と Ar の各ガスを用い、その中にトレーサーとして微量の O_2 ガス (30 cc/min, at $20^{\circ}C$, 1 atm) を流し、下流で流れを乱さないような注意を払ってサンプリングし、それをガスクロマトグラフにかけて、サンプルガス

* <The Pitch Length of the Spiral Flow in Horizontal Epitaxial Reactor>

Received on August 14, 1971

化学工学協会第36年会 (1971年4月) にて一部講演

** Tamotsu Hanazawa (正会員), Utao Ito (正会員) and Kunio Kato (正会員) Dept. of Chem. Eng., Gunma Univ., Kiryu, Gunma, Japan

Fig. 1 Schematic diagram of the experimental apparatus

中の O_2 ガス濃度を分析する方法により行なった。なお、このトレーサーチューブおよびサンプリングチューブは、管軸方向においては発熱体の端子部から充分離れた、端効果のない場所に、また管の半径方向においては Fig. 1 (b) に示す場所に設置した。この管半径方向での位置は、管内に生じる螺旋流の流線を考慮することにより、ここが反応生成ガスの通路と考えられることから定めた。また、本体流ガスの流量は $0 \sim 20 \text{ l/min}$ (at 20°C , 1 atm) である。測定はサンプリングチューブのみを管軸方向に水平移動させて行なった。すなわちこの操作によって、 O_2 ガスがトレーサーチューブから出てすぐにサンプリングチューブに入ってきて生じる第1のピークと、さらに管内を一回転して来て生じる第2のピークが得られるが、ピッチ長さはこのピーク間の距離を測定して求めた。

なお、この O_2 ガストレーサーを用いる方法の他に、チェックの目的で、発熱体表面温度 $450 \sim 900^\circ\text{C}$ における煙トレーサーによるピッチの測定も試みた。この場合の実験方法は、 $ZrCl_4$ の粉末を充填した磁製チューブ (内径 1 mm ϕ) を、Fig. 1 (b) に示すトレーサーチューブの位置に設置し、本体流中に含まれる水蒸気と高温下で反応させて、白煙をつくった。この煙トレーサーの動きを、側面から scale と共に写真撮影し、ピッチ長さを測定した。また、これらの各方法によるピッチの測定は、Fig. 1 (b) に示すように、回転流の流線が左右対称に存在するので、片側のみ行なった。

2. 実験結果および考察

2.1 ガス温度測定

管内半径方向のガス温度の測定に先だって、管内の温度分布の測定を行なった。その結果、管軸方向には発熱体の端子部に近い発熱部の $2 \sim 5 \text{ cm}$ の部分を除けば、ガス温度は下流に向かってきわめてわずかに上昇する傾向がみられた。しかし、管の半径方向では、端効果のない軸方向の位置において、発熱体および管壁での熱境界層の部分を除いてほぼ一様であることがわかった。前節で述べたガス温度測定における管内での位置は、これらの温度分布に根拠を置いて定めたものである。

測定結果の一例として、 $t_H = 900^\circ\text{C}$ における N_2 ガス本体流中のガス温度と管の相当直径との関係を、本体流流量をパラメータとして表わしたのが Fig. 2 である。この図より、ガス温度は相当直径および本体流流量が増加するに従って、ともに低下することがわかる。

ところで、管内のガス温度は、螺旋流のピッチ長さを算出するにあたって、管内ガスの物性値を得るため、および Gr の dt を与えるために必要となる。しかし、このガス温度はその都度、実測によらねばならぬが、もし、この実測値なしでも温度を適当に推算できれば、非常に好ましいことと思われる。

本装置の場合、発熱体で発生した熱は発熱体周囲の境界層を通して、対流によりガス本体を加熱すると同時に、輻射により直接管壁を加熱する。なお、透明管においては発熱体で発生した熱は一部輻射により直接系外に移動する。ガス本体および管壁を加熱した熱は、管壁を熱伝導で移動し、系外へ対流および輻射で移動する。し

たがって、本装置において軸方向の温度がほぼ一様になった領域での装置内ガス本体の温度は、発熱体周囲への対流による移動抵抗、発熱体からの輻射における抵抗、管壁の伝導による抵抗および、管外壁からの抵抗などにより決定できるものと推測される。

以上の考察に立脚して、管内のガス温度に影響をおよぼす因子としては、発熱物体、装置の材質、形状、および管内外の流体などに関するものがそれぞれ考えられる。しかし、このガス温度の推算はあくまで螺旋流のピッチ測定のための補助手段であることを考え、ここでは特に温度への依存度が少ない因子のみを選定して、温度推算のための試行錯誤の煩雑さを避けるようにした。この主旨にそって発熱体表面温度 t_H 、管壁の伝熱抵抗 $(k\pi D_{ave}/x)$ 、本体流の質量速度 $(\bar{u}\rho)$ 、および (D_H/D) の項でガス温度に関する全実測値をまとめてみた。ここで、 D_{ave} は使用した各管の内径と外径との算術平均値である。なお、この場合の四面管における D は、四面管と等しい断面積を有する円管の直径を用いた。

その結果、 $(t_g/t_H) \propto (\bar{u}\rho)^{-0.012}$ 、 $(t_g/t_H) \propto (D_H/D)^{0.41}$ および、 $(t_g/t_H) \propto (k\pi D_{ave}/x)^{-0.19}$ を得た。これらに基づいて、全実測値について、 $(t_g/t_H)(k\pi D_{ave}/x)^{0.19}/(D_H/D)^{0.41}$ と $(\bar{u}\rho)$ の関係をプロットしたのが Fig. 3 である。この図によって、管内ガス温度の推算に関して次のような実験式を得た。

$$(t_g/t_H) = 0.70(D_H/D)^{0.41}(\bar{u}\rho)^{-0.012}(k\pi D_{ave}/x)^{-0.19}$$

(1)

当式によれば、装置の操作条件、とくに発熱体温度、本体流流速、管径、管材質などを変えても、Fig. 3 に示すように、ほぼ適正なガス温度を推算できると思われる。なお、(1) 式の適応範囲は $\bar{u}\rho = 2.7 \times 10^{-4} \sim 2.0 \times 10^{-3}$ [g/cm²·sec]、 $D_H/D = 0.17 \sim 0.4$ 、 $(k\pi D_{ave}/x) = 0.16 \sim 0.34$ [cal/cm²·sec·°C] であり、周囲温度は室温 (20°C) の場合である。また、前述のように当式は便宜の実験式であるから、適応ガスも本実験で使用したものと、物性値が同類のガスに限られると思われる。

2.2 ピッチの測定

まず、本体流として N₂ ガスを使用し、本体流流量とピッチ長さとの関係を、石英ガラス円管の径 6.4 cm ϕ 、発熱体の径 1.62 cm ϕ の場合について示したのが Fig. 4 である。パラメータとして発熱体の表面温度をとっている。

この図に示すように、螺旋流のピッチ長さは本体流のガス流速に従って、ほぼ直線的に増加するとともに、発熱体の表面温度の上昇に対しても同じく増加する傾向を示す。このことはピッチ長さが、発熱体の表面温度の上

Fig. 2 The effect of D_e and G on gas temperature (t_g) in various tubes

昇による、管半径方向の回転流速の増加によるよりも、本体流の熱膨張による管軸方向の線速度の増大に大きく左右されることを示していると思われる。

また、管径や管断面の形状、および管材質や発熱体径を種々変えた場合の、本体流 (N₂ ガス) 流量とピッチ長さの関係を測定し、その一例を表わしたのが Fig. 5 である。この図は石英ガラス円管で発熱体表面温度約 900 °C における場合を示し、パラメータには相当直径をとっている。なお、本実験で使用した相当直径は流体力学的なもので、円管の場合には円管内径と発熱体径との差で示される。

この図より、同一流量では相当直径が減少するにつれて、ピッチ長さが増加しており、この傾向は管断面の形状や管材質が変わっても同様である。

さて、螺旋流のピッチに影響をおよぼす因子には、装置の代表径、管軸方向の位置、本体流流体の質量速度、 dt , k , β , μ , ρ , C_p , g などが考えられるが、これらに対して次元解析を行ない次式を得た。

$$(P/D_e) = \alpha (l/D_e)^a (Gr)^b (Re)^c (Pr)^d \quad (2)$$

ここで、 P は螺旋流のピッチ長さを示し、 l は発熱体の発熱部先端からトレーサチューブ先端までの距離であり、軸方向のピッチ長さ変化に影響する因子である。

Fig. 6 は Re をパラメータとして (P/D_e) と Gr との関係を示すが、各直線の傾斜の平均をとることにより $(P/D_e) \propto Gr^{-0.00}$ を得る。なお、 Gr における dt は、発熱体表面温度と管内ガス温度との差を用いた。さらに、 (P/D_e) と Re との関係、および (P/D_e) と (l/D_e) との関係も同様に求めた結果、 $(P/D_e) \propto Re^{1.14}$ 、 $(P/D_e) \propto (l/D_e)^{0.12}$ を得た。しかし、 Pr の (P/D_e) に対す

Fig. 3 Relation between $(t_g/t_H)(k\pi D_{ave}/x)^{0.19}/(D_H/D)^{0.41}$ and G

Fig. 4 The effect of V and t_H on pitch length for quartz glass circular tube

Fig. 5 The effect of V and D_s on pitch length for quartz glass circular tube

る影響は、管内が高温であるなどの特殊条件から、本体流として使用し得るガスに制限があるなどにより数値は決定できなかった。けれども、常圧付近のガスの Pr は、ガスの種類や温度によってほとんど変化しないなどのことから、通常の場合には Pr による影響は略無視でき

Fig. 6 Relation between P/D_s and Gr

ることが推測される。

以上の結果に基づいて、全実測値について $(P/D_s)(Gr)^{0.60}/(l/D_s)^{0.12}$ 対 Re をプロットしたのが Fig. 7 である。また、煙トレーサーによる実験結果もこの図に示したが、 O_2 ガストレーサーの場合との差異はまったく認められなかった。結局、Fig. 7 により、水平型 epitaxial reactor 内の螺旋流のピッチ長さと諸因子との関係に対して次のような実験式を得た。

$$(P/D_s) = 2.1 \times 10^3 (l/D_s)^{0.12} (Gr)^{-0.60} (Re)^{1.14} \quad (3)$$

また、(3) 式の適応範囲は $Re = 5 \sim 200$, $Gr = 10^2 \sim 10^4$, $(l/D_s) = 1.2 \sim 7$ である。

なお、緒言のところで触れたが、epitaxial reactor の設計に対してピッチが重要となるのは、管内のフローパターンが螺旋流となるような場合である。この螺旋流の領域に関する定量的研究は、改めて後日報告したい。

結 言

水平型 epitaxial reactor 内において、管内の流動特性を規定する螺旋流のピッチ長さにおよぼす装置の操作条件（発熱体温度、本体流速、管径、発熱体径、管断面

Fig. 7 Relation between $(P/D_e)(Gr)^{0.49}/(l/D_e)^{0.12}$ and Re in various tubes

形状および管材質)の影響について測定し、管内におけるピッチ長さを求める式としてEq. (3)を作成した。

また、ピッチ長さの計算に必要な、管内のガス温度の

推算に対する実験式作成のための測定も行ない、Eq. (1)を得た。

Nomenclature

C_p = specific heat at constant pressure	[cal/g·°C]	Pr = Prandtl number ($=C_p\mu/k$)	[-]
D = inside diameter of tube	[cm]	Re = Reynolds number ($=D_eG/\mu$)	[-]
D_{avg} = average diameter of tube	[cm]	S = sectional area of the quartz glass rectangular tube	[cm ²]
D_e = equivalent diameter of tube	[cm]	t_g = bulk gas temperature in tube	[°C]
D_H = diameter of heating element	[cm]	t_H = surface temperature of heating element	[°C]
G = mass velocity ($=\bar{u}\rho$)	[g/cm ² ·sec]	dt = temperature difference ($=t_H-t_g$)	[°C]
Gr = Grashof number ($=D_e^3g\rho/\mu)(\beta dt)$	[-]	$\bar{u}$ = average velocity of gas	[cm/sec]
g = acceleration of gravity	[cm/sec ²]	V = flow rate of gas	[l/min]
k = thermal conductivity	[cal/cm·sec·°C]	x = thickness of tube wall	[cm]
l = axial distance from the edge of heat generating section of heating element to the feed point of tracer gas	[cm]	β = thermal expansion coefficient of gas	[1/°C]
P = pitch length	[cm]	μ = viscosity of gas	[g/cm·sec]
		ρ = density of gas	[g/cm ³]

Literature cited

- Davis, G.D.V.: *Int. J. Heat Mass Transfer*, 11, 1675 (1968)
- Grove, A.S.: *Ind. Eng. Chem.*, 58, 48 (1966)
- Hanzawa, T. and U. Ito: *Kagaku Kōgaku*, 34, 1333 (1970)
- Iida, S.: *Japanese J. Appl. Phys.*, 5, 138 (1966)
- Milkova, E.: "SCP and Solid State Technology", 34(1967)
- Mori, Y., K. Futagami, S. Tokuda and M. Nakamura: *Int. J. Heat Mass Transfer*, 9, 453 (1966)
- Mori, Y. and K. Futagami: *ibid.*, 10, 1801 (1967)
- Morton, B.R.: *Quart. J. Mech. and Applied Math.*, 12, 410 (1959)
- Samuels, M.R. and S.W. Churchill: *A. I. Ch. E. Journal*, 13, 77 (1967)
- Shepherd, W.: *J. Electrochem. Soc.*, 112, 989 (1965)
- Siegwarth, D.P. and T.J. Hanratty: *Int. J. Heat Mass Transfer*, 13, 27 (1970)
- Smith, A.M. and R.P. Donovan: Paper presented at meeting of Electrochem. Soc., Washington, D.C., October (1964)
- Theuerer, H.C.: *J. Electrochem. Soc.*, 108, 649 (1961)
- Yasuda, S. and T. Nakamura: *Denki Kagaku (Electrochem., Japan)*, 33, 138 (1965)

Epitaxial Reactor 内の螺旋流のピッチにおよぼす諸因子の影響 (半沢 保・伊藤宇太郎・加藤邦夫, 化学工学, 36, 755~759 (1972))

水平型 epitaxial reactor 内には通常の場合、左右対称な螺旋流が存在する。そして、この螺旋流のピッチが装置内での流動特性を規定する重要な因子の1つであることから、ピッチと装置の操作条件に関する実験式を作成した。また、ピッチの計算に必要な、管内のガス温度推算に対する実験式の作成も試みた。

垂直自然循環型蒸発装置の蒸気ホールドアップと騰沸伝熱係数について (武田紘雄・早川豊彦・藤田重文, 化学工学, 36, 760~768 (1972))

垂直自然循環型蒸発装置を用い、沸騰液として H_2O , $MeOH$, 10 mol% $MeOH-H_2O$, 50 mol% $MeOH-H_2O$ および H_2O に $C_{12}H_2 + C_6H_4SO_3Na$ 1.00 g/l を添加した液体を用いて沸騰現象下にある管内蒸気ホールドアップ分布と沸騰伝熱係数分布を求めた。管内蒸気ホールドアップについては、伝熱量、沸騰領域の長さおよび諸物性値を用いて整理し実験式 Eq. (19) を得た。また、沸騰伝熱係数については、液体の挙動だけに注目した従来の整理方法とは異なり、管内の蒸気ホールドアップを用いる整理方法を考え、実験式 Eq. (20), (21) を得ることができた。

非等温系ガス吸収操作の計算 (稲積彦二・鈴木孝典・山口信吉, 化学工学, 36, 768~774 (1972))

ガスの溶解、溶媒の蒸発または溶媒蒸気の凝縮、気-液間の温度差などによる熱移動量が大きく、等温系と見なせないガス吸収操作の設計計算法としては、Sherwood らの逐次計算法や水科らの図式解法その他の提案があるが、これらはいずれも液側の物質移動と熱移動の抵抗を無視できる場合に対するものである。

本報告は、気-液両相の物質移動と熱移動の抵抗を考慮した図式解法を提案し、またこれを電子計算機によって能率的に行なう手順を示すとともに、本計算法の実際問題への適用例を示した。

プロパンの熱分解によるプラズマジェット反応器の解析 (高橋武重・中塩文行, 化学工学, 36, 774~781 (1972))

アルゴンプラズマジェット反応器によるプロパンの熱分解反応を行なった。アルゴンジェット炎とプロパンとの混合についての知見を得るために反応中のアルゴンジェット炎の分光学的測定を行なった。その結果、プロパンはジェット炎と比較的すみやかに混合することおよび反応器内の半径方向および軸方向に著しい温度分布が存在することが推察された。これらの結果に基づき、プラズマジェット反応器に対する模型が考えられた。その模型によって実験で得られたプロパン転化率と比エネルギーの関係がかなりよく説明された。

板枠型圧濾器における濾過過程の解析 (白戸紋平・村瀬敏朗・土居玄昌・島岡晴之, 化学工学, 36, 781~787 (1972))

圧濾器操作に関する解析方法を得ることを目的として、板枠型圧濾器の濾過機構を考察し、濾過圧密と称すべき期間の基礎式を導いた。

この基礎式の近似解に基づき、圧濾器の濾室厚さ・濾室半径および試料の性質と濾過圧力によって定まる圧密係数を含む濾過圧密期間の濾過速度式を提出し、試験用圧濾器による実験結果と比較して圧濾器の濾過過程が、濾過期間と濾過圧密期間との2期間より成り立っていると仮定して、近似的に解析できることを示した。

＜技術報告＞

攪拌流動層による石炭の乾留——装置径のガス側反応率に対する影響について—— (河端淳一・田崎米四郎・新川一彦・本間専治・三井茂夫, 化学工学, 36, 788~791 (1972))

石炭を原料とする活性炭の製造には、炭化、賦活の2工程が必要である。本報では、このうち炭化のために、内径が105, 300, 500 800 mm の攪拌空気流動層によって石炭の乾留を行ない、空気中の酸素の反応率に与える塔径の影響について検討した。

固定層基準の反応速度定数を求めることは実験的に困難であったので、この反応を、酸素に関する一次反応と仮定したうえ、完全混合基準の接触効率を β とし、実験結果を整理した。その結果、塔径が大きくなるにつれて β は小さくなるが、一定値に近づくことがわかった。

本解析法は石炭の流動乾留装置設計に役立つものと思われる。

＜寄 書＞

錠式のパラメータ決定法 (宮原量中・佐渡友秀夫, 化学工学, 36, 792~793 (1972))

錠(気液平衡関係)式について次の手順を提案または改良した。

- 共沸データからのパラメータ決定
- 無限稀積溶液の活量係数からのパラメータ決定
- 3組の2成分系パラメータから3成分系パラメータの推算
- 微量成分の活量係数の計算

数値例をも示す。

白金線による気泡径の測定 (山下福志・井上博愛, 化学工学, 36, 793~795 (1972))

白金線による気泡径の測定法を開発し、その影響因子であるサンプリング管の採集口の大きさ、気泡取り入れ速度の影響を調べ、これらを適当に選べば気泡径の測定が可能であることを示した。多孔板を使用した気泡塔の気泡径を測定して写真法による結果と比較したところよい一致が得られた。

<Short Communications>

Evaluation of Parameters in the Ikari Equation. K. Miyahara and H. Sadotomo (Mitsui Toatsu Chemicals Inc.)

Kagaku Kōgaku, 36, 792~793 (1972)

Some procedures are proposed to evaluate the parameters and to calculate the activity coefficient in the Ikari equation for binary and ternary vapor-liquid equilibrium system.

They are procedures;

- i. to evaluate binary constants from azeotropic data
- ii. to evaluate binary constants from infinite dilution data
- iii. to approximate the ternary constant from three sets of binary data
- iv. to calculate the activity coefficient of the minute amount component in a ternary system.

Numerical examples are also shown.

Measurement of Bubble Size by Platinum Wire. F. Yamashita and H. Inoue (Univ. of Tokyo)

Kagaku Kōgaku, 36, 793~795 (1972)

A new method to measure bubble size by use of platinum wire electrodes was developed. Such parameters as the sampling tube entrance and the bubble velocity at the electrode gave the appreciable effects on the measured results.

By the proper selection of the above parameters, the obtained results were in good accord with the actual bubble size distribution inside the column measured by the photographic method directly.

Analysis of Plasma Jet Reactor with Pyrolysis of Propane. T. Takahashi (Kagoshima Univ.) and F. Nakashio (Kyushu Univ.)

Kagaku Kōgaku, 36, 774~781 (1972)

Thermal decomposition of propane was carried out in the argon plasma jet reactor. The spectroscopic measurement of the jet flame was made to obtain the information about temperature and mixing of propane with the argon jet flame. The experimental results suggested that the mixing rate of propane with the jet flame was relatively fast and that there was sharp distribution of temperature in the plasma jet reactor in the radial and axial directions. On the basis of these facts, a new model of the plasma jet reactor was proposed. The experimental relationship between the conversion of propane and the specific energy was fairly well explained by this model.

Analysis of Filtration Processes in Plate-and-Frame Press. M. Shirato, T. Murase (Nagoya Univ.), H. Doi (Kuraray Co. Ltd.) and H. Shimaoka (Idemitsu Petro-Chemical Co. Ltd.)

Kagaku Kōgaku, 36, 781~787 (1972)

To afford a mathematical tool for filter-press operation, the internal mechanisms of filtration in plate-and-frame press are investigated, and the basic differential equation for the period to be termed filter-consolidating are derived.

On the basis of the approximate solution of the basic equation, the flow rate equation of filtrate for the filter-consolidating are presented in terms of the thickness and the radius of filter-chamber, and the coefficient of consolidation which depends on the filtration pressure and the properties of slurry materials. The variations of flow rate with time compare favorably with experimental results obtained by using nine kinds of filter-chambers.

It is emphasized that the filtration processes of industrial filter-press can be well analysed by dividing into two parts of the filtration and the filter-consolidating period.

<Technical Report>

Low Temperature Carbonization of Coal in Stirred Fluidized Bed—Effects of the Tower Diameter on Conversion— J. Kawabata, Y. Tazaki, K. Niikawa, S. Honma and S. Mitsui (The Govt. Ind. Development Lab., Hokkaido)

Kagaku Kōgaku, 36, 788~791 (1972)

Both the carbonization process and the activation process are necessary to make activated carbon from coal. This paper is concerned with the effect of the tower diameter of fluidized beds on conversion of oxygen in carbonization process.

The coal was carbonized in the several fluid-beds (105, 300, 500 and 800 mm in diameter). The fluidizing gas was air. Since it was impossible to determine the reaction rate constant, the concept of contact efficiency β was introduced to analyze the experimental data. Then, it can be concluded that the value β approaches to a constant value as the diameter of tower becomes larger.

This result is available for the design of carbonization plant of coal by use of fluidized beds.

The Pitch Length of the Spiral Flow in Horizontal Epitaxial Reactor. T. Hanzawa, U. Ito and K. Kato (Gunma Univ.)

Kagaku Kōgaku, 36, 755~759 (1972)

There are two symmetrical spiral flows in the horizontal epitaxial reactor at ordinary operating condition. The pitch length of the spiral flow is one of the important factors which prescribe for the characteristics of fluid flow in that reactor.

In this study, the experimental equation for the estimation of the pitch length is obtained.

In order to obtain the pitch length, information about the bulk gas temperature in that reactor is necessary. The relation between the bulk gas temperature and the operating condition is also obtained experimentally.

Vapor Hold up Boiling Heat Transfer Coefficient of Natural Circulation Vertical Tube Evaporator. H. Takeda (Nippon Oil Co. Ltd.), T. Hayakawa (Tokyo Inst. of Tech.) and S. Fujita (Tokyo Univ. of Agr. and Tech.)

Kagaku Kōgaku, 36, 760~768 (1972)

An experimental study was carried out on the vapor hold up and boiling heat transfer coefficients of pure liquids (H_2O , MeOH) and binary mixtures (10 mol% MeOH- H_2O , 50 mol% MeOH- H_2O , H_2O - $C_{12}H_{25}C_6H_4SO_3Na$ (1.00 g/l)).

Those data were measured by the use of natural circulation vertical tube evaporator (four different annular spaces).

Distributions of vapor hold up and boiling heat transfer coefficients were measured for different heat flux (from 2,150 kcal/m²·hr to 40,100 kcal/m²·hr).

Vapor hold up was correlated with the heat flux, length of boiling region and modified terminal velocity of a single bubble by the use of vapor void function defined by Eq. (10).

Furthermore, boiling heat transfer coefficients were well correlated by the use of vapor hold up and a dimensionless experimental equation was obtained.

Method of Calculations for Nonisothermal Gas Absorption. H. Inazumi, T. Suzuki (Tokyo Inst. of Tech.) and S. Yamaguchi (Toyama Univ.)

Kagaku Kōgaku, 36, 768~774 (1972)

Method of calculations for nonisothermal gas absorbers in which absorption of a single solute, vaporization or condensation of solvent, and sensible-heat transfer between the gas and the liquid, all taking place simultaneously, have been proposed by Sherwood and Pigford who described a step-by-step procedure, Mizushima and his coworkers who described a graphical method, and another a few workers.

However, in all of these methods, the mass and heat transfer resistances of the liquid phase are ignored.

This paper presents a graphical method of calculations for nonisothermal gas absorbers in which the mass and heat transfer resistances of the gas and liquid phases are accounted, and moreover a method of the utilization of digital computer for this calculation and an illustration for the application of this method.