陶器焼成炉のモデリングとファジィ制御*

桑田 一仁**・伊藤 敏博***・小川 栄司****・
中島 孝*****・亀井 且有**・井上 和夫**

A Modeling and Fuzzy Control of Ceramic Kiln*

Kazuhiro KUMEDA**, Toshihiro ITOU***, Eiji OGAWA****,
Takashi NAKAJIMA*****, Katsuari KAMEI** and Kazuo INOUE**

A ceramic kiln is a two-input/two-output system where temperature and atmosphere (hydrogen or carbon monoxide) inner it are controlled by fuel and a damper. The ceramic kiln has a huge heat capacity and is a nonlinear system because the combustion characteristics in the kiln is always changing due to interference of temperature and atmosphere. Experts, therefore, have been controlling it based on their experimental knowledge.

In this paper, we try to control the ceramic kiln by fuzzy control. First, we make a kiln model based on the combustion theory. Next, we choose membership functions of the fuzzy controller while simulating the fuzzy control of the ceramic kiln using the kiln model and fuzzy production rules given by experts. Finally, we make experiments on the fuzzy control for a real ceramic kiln in Shigaraki, Shiga Prefecture, and show some experiment results.

1. まえがき

現在使用されている陶器焼成炉の大部分は、液化石油ガス (LPG : Liquefied Petroleum Gas) を燃料とするバッチ式シャトル窯である。近年の暮らしの多様化、個性化の進む中で、製造業における高付加価値製品の多品種少量生産は社会の要望であり、バッチ式焼成炉による多品種少量生産の形態は今後も続くものと考えられる。

一方、バッチ式焼成炉による陶磁器製品の焼成では、焼成工程により炉内の温度および雰囲気 (炉内空気の成

分の様子のことであり、完全燃焼や不完全燃焼の程度を表わすものである。ここでは酸素濃度あるいは一酸化炭素濃度で代表させる) を適正な値に制御する必要がある、これらの値は焼成製品の色合い、外観、品質などに大きな影響を及ぼす。このため、炉内の温度や雰囲気を随時測定しながら、燃料ガスの供給量やエアダンパの開度を適度に調節する必要がある。しかし、焼成炉は炉内の温度と雰囲気との相互干渉により、その燃焼特性が複雑に変化する非線形なシステムであり、また炉の熱容量も非常に大きいことから、その操作には熟練者の経験と勘が必要となっている。

焼成工程の自動化は、近年の人手不足対応への一助となり、さらには焼成条件の安定化による製品の歩留り向上や、多様化による高付加価値化、燃料ガスの供給量と流入空気量の最適化による省エネルギー化などに大きな効果をもたらすものと期待される。

しかし、炉内温度に関しては、PID 調節計などによりほぼ目的を達成しているが¹⁾、炉内雰囲気に関しては、依然、熟練者によるエアダンパの手动操作、またはプログラム調節計などによるプログラム制御によるところが大きい。一方、人間の扱うあいまいな情報をファジィ集合として定量化し、人間の経験則に基づいて設定され

* 原稿受付 1993 年 9 月 7 日

** 立命館大学 理工学部 Department of Computer Science, Ritsumeikan University ; Noji 1916, Kusatsu city, Shiga 525, JAPAN

*** オムロン (株) 電子機器統轄事業部 Development DPT., OMRON Corporation ; Simokaiinji, Nagaokakyo city, Kyoto 617, JAPAN

**** 滋賀県工業技術センター Industrial Research Center of Shiga Prefecture ; Kamitoyama 232, Ritto-cho, Kurita-gun, Shiga 520-30, JAPAN

***** 滋賀県立信楽窯業試験場 Shiga Prefectural Shigaraki Ceramic Research Institute ; Nagano 498, Shigaraki-cho, Kouka-gun, Shiga 529-18, JAPAN

Key Words : fuzzy. control, ceramic kiln, kiln model, the combustion theory, temperature control, atmosphere control.

た制御ルールに従って推論を実行し制御を行うファジィ制御が、多くの分野で応用され、その有効性が報告されている^{2),3)}。上述の焼成工程の例のように、熟練者の経験や勘を必要とする分野には、ファジィ制御の適用は非常に効果的な手段であると考えられる。

本論文では、信楽焼成炉を対象とし、ファジィ制御による焼成工程の自動化を試みる。

ところで、焼成炉は焼成時間が長く、また気温や天候の違いによって制御結果が異なる。そのため、同じ条件のもとでの実験が行えず、ファジィ制御のメンバーシップ関数を実炉を用いてチューニングすることは困難である。したがって、シミュレーションを行うためのモデルが必要となる。そこでまず、焼成炉のモデリング⁴⁾を行う。バッチプロセスの制御を行う場合、適切なセンサが欠如していることが多いこと、この操作が非定常な状態での操作であること、非線形である対象を扱うことが多いことなどから、プロセスの適切なモデリングが要求される。このモデルは、単に入出力関係から作成するのではなく、物理・化学法則を基本として求める手法が有効である^{5),6)}。つぎに、このモデルを用い、熟練者より得た制御ルールからシミュレーション実験を通してファジィ制御におけるメンバーシップ関数のチューニングを行う⁷⁾。最後に、実炉に適用し実験を行った結果から本研究の有効性を示す。

2. 焼成炉の構造と特性および焼成方法

2.1 焼成炉の構造

本研究で使用した焼成炉の仕様を Table 1 に、構造を Fig. 1 に示す。

このような構造の焼成炉は、倒炎式と呼ばれるもので、

Table 1 Specification of the kiln

Name	Batch-Operated Shuttle Kiln
Capacity	185×96×120 [cm ³]
Fuel	Liquefied Petroleum Gas (butane : propane=7 : 3) 29~100 [ℓ/min]
Air damper	0~20 [cm]
Gate damper	0~23 [cm]
Firing time	15~18 [hours]

Fig. 1 Structure of the kiln

炉床両側のガスバーナより発生した火焰は側壁に沿って上昇して天井に当たり、焼成物の間を降下して炉床中央の煙道から煙突に排出される。

炉内の温度と雰囲気を適正な値とするために、燃料のガス圧の操作により炉内に供給される燃料ガスの量が調節され、エアダンパの操作により炉内の排ガスの煙突からの放出量が調節される。

燃焼に必要な空気は、ベンチュリー式のスラットバーナのため自然吸入であり、その流入量はエアダンパの操作による炉内圧力の変化により調節される。ゲートダンパは、煙突の有効断面積を調節するために使用され、エアダンパの補助的な役割を果たしている。

ここで、炉内の温度と雰囲気は、実際には一様ではなく分布しているが、天井の空気の温度と雰囲気で代表させる。

2.2 焼成炉の特性

自然吸入式のバッチ式焼成炉では、炉内の温度は燃料ガスの燃焼により発生する熱量と煙突より放出される排ガスの持ち去る熱量および炉の温度特性により決定され、炉内の雰囲気は炉内に吸入される空気と燃料ガスの燃焼反応により決定される。主として炉内温度は燃料ガスによって、雰囲気はエアダンパによって変化するが、これらは互いに干渉し合い、燃料ガスの供給量とエアダンパの開度を入力、炉内温度と雰囲気を出力とする、2入力2出力の非線形なシステムを構成している。

2.3 焼成方法

焼成方法には、酸化焼成 (O.F. : Oxidized Firing) と還元焼成 (R.F. : Reduced Firing) の2種類がある。

酸化焼成では、焼成行程中すべて完全燃焼の状態です素地や釉薬中に含まれる酸化金属物と酸素を結合させながら焼成を行う。還元焼成では、焼成の途中から不

完全燃焼の状態とし酸化金属物から酸素を奪い取りながら焼成を行う。酸化焼成と還元焼成とは、同じ釉薬を使用しているも焼き上がったときの色つやが全く異なったものとなる。たとえば、銅を含む釉薬を用いると酸化焼成では緑色となり、還元焼成では赤色となる。

3. 焼成炉のモデリング

3.1 焼成炉の物理モデル

以下のように、焼成炉の各変数を定める。

Q_1 : 炉に加える熱量 [cal/min]

Q_2 : 煙突から流出する熱量 [cal/min]

T_0 : 外気温度 [°C]

T_1 : 炉内の空気の温度 [°C]

T_2 : 炉壁の温度 [°C]

T_3 : 焼成物の温度 [°C]

C_1 : 炉内の空気の熱容量 [cal/°C]

C_2 : 炉壁の熱容量 [cal/°C]

C_3 : 焼成物の熱容量 [cal/°C]

R_1 : 炉内の空気と炉壁との熱抵抗 [cal/min・°C]

R_2 : 炉壁と炉の周囲（大気）との熱抵抗 [cal/min・°C]

R_3 : 炉内の空気と焼成物との熱抵抗 [cal/min・°C]

炉内空気、炉壁、焼成物に対する熱勘定式はそれぞれ(1)～(3)式ようになる。ただし、簡単のため炉内の温度分布は一様とする。

$$C_1 dT_1 + \frac{1}{R_1} (T_1 - T_2) dt + \frac{1}{R_3} (T_1 - T_3) dt = Q_1 dt - Q_2 dt \quad (1)$$

$$C_2 dT_2 + \frac{1}{R_2} (T_2 - T_0) dt + \frac{1}{R_1} (T_2 - T_1) dt = 0 \quad (2)$$

$$C_3 dT_3 + \frac{1}{R_3} (T_3 - T_1) dt = 0 \quad (3)$$

ここで、外気温度 T_0 を一定であるとし、以下のように変数を置き換える。

$$T_1^* = T_1 - T_0 \quad (4)$$

$$T_2^* = T_2 - T_0 \quad (5)$$

$$T_3^* = T_3 - T_0 \quad (6)$$

また、入熱の合計 Q_1 と排ガスによる熱損失 Q_2 の差を Q と置く。

$$Q = Q_1 - Q_2 \quad (7)$$

これにより、次の状態方程式が得られる。

$$\begin{aligned} \frac{d}{dt} \begin{bmatrix} T_1^* \\ T_2^* \\ T_3^* \end{bmatrix} &= \begin{bmatrix} -\left(\frac{1}{C_1 R_1} + \frac{1}{C_1 R_3}\right) & \frac{1}{C_1 R_1} & \frac{1}{C_1 R_3} \\ \frac{1}{C_2 R_1} & -\left(\frac{1}{C_2 R_1} + \frac{1}{C_2 R_2}\right) & 0 \\ \frac{1}{C_3 R_1} & 0 & -\frac{1}{C_3 R_3} \end{bmatrix} \\ &\times \begin{bmatrix} T_1^* \\ T_2^* \\ T_3^* \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \frac{1}{C_1} \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix} Q \end{aligned} \quad (8)$$

入熱の合計 Q_1 から排ガスによる熱損失 Q_2 を差し引いた Q が炉の温度上昇に対する入力となるが、 Q_1 , Q_2 は空気量に左右される。したがって、焼成炉は、操作量である燃料の量やダンパの開度に対して非線形な特性を持つことになり、空気量のモデリングは非常に重要なものとなる。

また、炉の温度に対するモデルとしては、炉の時定数に対しサンプリング間隔を十分小さくすることで、サンプリング時間内で Q_1 , Q_2 が一定であると見なすことにより、ステップ応答モデル⁶⁾を作成することが可能である。

3.2 燃焼理論の焼成炉への適用

化学・物理法則等で求められる燃焼理論^{8),9)}を焼成炉に適用し、モデリングを行う上での基本計算式を求める。本焼成炉において測定可能な値は、燃料ガス供給量、ダンパ開度、酸素濃度、一酸化炭素濃度、炉内温度の五つである。ここで、燃焼反応や計測のむだ時間は無視できるものとする。

まず、燃料ガス供給量、酸素濃度、一酸化炭素濃度がセンサで測定されているとき、流入空気量と炉の温度上昇に利用される熱量を計算する。

燃料ガス供給量を F 、センサでの酸素濃度の測定値を y_{O_2} 、一酸化炭素濃度の測定値を y_{CO} とすると、流入空気量 B の逆算式は次のようになる（付録1参照）。

$$B = \frac{6.05 - 2.35 y_{O_2} + \frac{2.35 \times 4.2 - 8.9 \times 6.05}{3.7} y_{CO}}{0.21 - y_{O_2} + \frac{4.2 - 0.21 \times 8.9}{3.7} y_{CO}} F \quad (9)$$

B : 流入空気量 [ℓ /min]

y_{O_2} : 酸素濃度の測定値 [%/100]

y_{CO} ：一酸化炭素濃度の測定値 [%/100]

F ：燃料ガス供給量 [ℓ /min]

また、焼成炉の熱勘定より、外気温度を T_0 、炉内温度を T_1 、完全燃焼する燃料の量を F_1 、不完全燃焼する燃料の量を F_2 とすると、炉の温度上昇に利用される熱量 Q は次式で表わされる（付録 2 参照）。

$$Q = 110295 F_1 + 12851 F_2 - (B + 2.35 F_1 + 6.55 F_2) \frac{2.5 \times 8.31}{\left(1 + \frac{T_0}{273}\right) \times 22.4} (T_1 - T_0) \quad (10)$$

Q ：炉の温度上昇に利用される熱量 [J/min]

F_1 ：完全燃焼する燃料の量 [ℓ /min]

F_2 ：不完全燃焼する燃料の量 [ℓ /min]

B ：流入空気量 [ℓ /min]

T_0 ：外気温度 [$^{\circ}\text{C}$]

T_1 ：炉内温度 [$^{\circ}\text{C}$]

ここで、 F_1 、 F_2 は次式により与えられる。

$$F_1 = \frac{3.7(0.21 - y_{O_2}) + (-1.85 - 0.21 \times 6.55) y_{CO}}{3.7(0.21 - y_{O_2}) + (4.2 - 0.21 \times 8.9) y_{CO}} F \quad (11)$$

$$F_2 = \frac{(6.05 - 0.21 \times 2.35) y_{CO}}{3.7(0.21 - y_{O_2}) + (4.2 - 0.21 \times 8.9) y_{CO}} F \quad (12)$$

F_1 ：完全燃焼する燃料の量 [ℓ /min]

F_2 ：不完全燃焼する燃料の量 [ℓ /min]

y_{O_2} ：酸素濃度の測定値 [%/100]

y_{CO} ：一酸化炭素濃度の測定値 [%/100]

F ：燃料ガス供給量 [ℓ /min]

つぎに、流入空気量の推定値を $\hat{B}$ と定義し、酸素濃度の推定値 $\hat{y}_{O_2}$ 、一酸化炭素濃度の推定値 $\hat{y}_{CO}$ を求める計算式を示す。

燃料の量 F の燃料組成は、ブタン：プロパン＝7：3 である。また、空気の組成を窒素：酸素＝79：21 とすると、ブタン、プロパンの完全燃焼式から、燃料 F が完全燃焼するためには $(605/21)F$ の空気が必要である。もし、流入空気量の推定値 $\hat{B}$ が

$$\hat{B} \geq \frac{605}{21} F \quad (13)$$

$\hat{B}$ ：流入空気量の推定値 [ℓ /min]

F ：燃料ガス供給量 [ℓ /min]

の場合は、燃料 F はすべて完全燃焼し、以下の式を得る。

$$F_1 = F \quad (14)$$

$$F_2 = 0 \quad (15)$$

$$\hat{y}_{O_2} = \frac{0.21 \hat{B} - 6.05 F}{\hat{B} - 2.35 F} \quad (16)$$

$$\hat{y}_{CO} = 0 \quad (17)$$

F_1 ：完全燃焼する燃料の量 [ℓ /min]

F_2 ：不完全燃焼する燃料の量 [ℓ /min]

$\hat{y}_{O_2}$ ：酸素濃度の推定値 [%/100]

$\hat{y}_{CO}$ ：一酸化炭素濃度の推定値 [%/100]

$\hat{B}$ ：流入空気量の推定値 [ℓ /min]

F ：燃料ガス供給量 [ℓ /min]

逆に、燃料 F と流入空気量の推定値 $\hat{B}$ の関係が

$$\hat{B} < \frac{605}{21} F \quad (18)$$

$\hat{B}$ ：流入空気量の推定値 [ℓ /min]

F ：燃料ガス供給量 [ℓ /min]

の場合、不完全燃焼を生じ以下の式を得る。

$$F_1 = \frac{1}{4.2} (0.2 \hat{B} - 1.85 F) \quad (19)$$

$$F_2 = \frac{1}{4.2} (-0.21 \hat{B} + 6.05 F) \quad (20)$$

$$\hat{y}_{O_2} = 0 \quad (21)$$

$$\hat{y}_{CO} = \frac{3.7(-0.21 \hat{B} + 6.05 F)}{(4.2 - 8.9 \times 0.21) \hat{B} + (8.9 \times 6.05 - 4.2 \times 2.35) F} \quad (22)$$

F_1 ：完全燃焼する燃料の量 [ℓ /min]

F_2 ：不完全燃焼する燃料の量 [ℓ /min]

$\hat{y}_{O_2}$ ：酸素濃度の推定値 [%/100]

$\hat{y}_{CO}$ ：一酸化炭素濃度の推定値 [%/100]

$\hat{B}$ ：流入空気量の推定値 [ℓ /min]

F ：燃料ガス供給量 [ℓ /min]

また、このとき温度上昇に利用される熱量 Q については、(10) 式をそのまま使用することができる。

3.3 流入空気量のモデリング

燃料やダンパの変化に対する雰囲気の時定数は、温度特性のそれと比較してかなり小さい。そこで、雰囲気は静特性のみ考慮する。

焼成炉に流入する空気量は、燃料ガス供給量や通風力に関係する。通風力とは、空気の密度や煙突の高さ、排ガスが煙道を通過するときの摩擦による抵抗、ダンパによる抵抗等によって決まる値である。しかし、これらのパラメータをすべて求めるのは困難であるため、ここでは流入空気量をまとめて燃料の量 F 、ダンパの開度 D 、炉内温度 T_1 による関数として扱うことにする。

流入空気量 B の逆算式 (9) 式を用いることで、焼成炉の操作データから流入空気量の計算値が得られる。これを図示すると Fig.2 のようになる。ここで、ダンパ

Fig. 2 Inflow air into the kiln

の開度は、0～600℃は全閉であり、600～1040℃で一定量開けている。この図より流入空気量の推定値 $\hat{B}$ の形状を

$$\hat{B} = k_1 e^{-a_1 D} F^{a_2} \left\{ e^{-b_1(T_1 - T_0)} - e^{-b_2(T_1 - T_0)} \right\} \quad (23)$$

$\hat{B}$: 流入空気量の推定値 [ℓ/min]

D : ダンパ開度 [cm]

F : 燃料ガス供給量 [ℓ/min]

T_0 : 外気温度 [°C]

T_1 : 炉内温度 [°C]

と仮定し、操業データと推定値の誤差の二乗和が最小になるように (23) 式の各パラメータを求める。探索方法としては山登りを行っており、単純降下法¹⁰⁾を繰り返している。探索結果は次のとおりである。

$$k_1 = 2230$$

$$a_1 = 0.01520$$

$$a_2 = 0.110$$

$$b_1 = 0.0005270$$

$$b_2 = 0.005330$$

このとき、炉内には流入空気以外に最初から空気が存在し、その影響が10分程度あると考えられる。そのため、パラメータ同定に用いるデータは焼成開始10分後以降のものとする。

3.4 炉内温度のモデリング

(8) 式は3次の微分方程式であるが、ここでは簡単のため、炉壁と焼成物を一体と見なして2次の微分方程式でモデリングを行う。

炉内温度の推定値 $\hat{T}_1$ の形状を

$$\begin{aligned} \hat{T}_1(i+1) &= \begin{cases} g_i Q(0) + T_0 & (i=0) \\ \sum_{j=0}^i g_j \Delta Q(i-j) + g_i Q(0) + T_0 & (i=1, 2, \dots) \end{cases} \end{aligned}$$

ここで

$$g_j = k_2 \left\{ 1 - a_3 e^{-b_3 j \Delta t} - a_4 e^{-b_4 j \Delta t} \right\} \quad (24)$$

$$\Delta Q(i-j) = Q(i-j) - Q(i-j-1)$$

$\hat{T}_1$: 炉内温度の推定値 [°C]

Q : 炉の温度上昇に利用される熱量 [J/min]

T_0 : 外気温度 [°C]

Δt : サンプル時間 [min]

と仮定する。入力である燃料ガス供給量 F とダンパ開度 D については焼成炉の操業データを用い、また、流入空気量の推定値 $\hat{B}$ を利用して、設定した微小時間 Δt ごとに炉内温度の推定値 $\hat{T}_1$ を計算し、操業データと推定値の誤差の二乗和が最小になるように (24) 式の各パラメータを求める。また、3.3で述べたように、炉内には最初から空気が存在する。この空気量を B_0 とし、流入空気量の初期値と見なして同様に求めて求める。探索方法としては、流入空気量の場合と同様山登りを行っており、単純降下法を繰り返している。探索結果は次のとおりである。

$$k_2 = 0.0003190$$

$$a_3 = 0.769$$

$$a_4 = 0.231$$

$$b_3 = 0.001490$$

$$b_4 = 0.290$$

$$B_0 = 3000$$

以上より、あるサンプリング時刻 i において、燃料ガス供給量 $F(i)$ とダンパ開度 $D(i)$ が与えられると、(10)、(13)～(22) 式より、同サンプリング時刻での炉の温度上昇に利用される熱量 $Q(i)$ が導出され、(24) 式より次のサンプリング時刻での炉内温度 $\hat{T}_1(i+1)$ が推定される。続いて、(23) 式より、次のサンプリング時刻での流入空気量 $\hat{B}(i+1)$ が推定され、(13)～(22) 式より、次のサンプリング時刻での炉内雰囲気気の推定値 $\hat{y}_{O_2}(i+1)$ 、 $\hat{y}_{CO}(i+1)$ が導出される。ただし、流入空気量の初期値として最初に炉内に存在する空気量 B_0 を与えておく必要がある。

4. 焼成炉のファジィ制御

4.1 システム構成と推論形式

本ファジィシステムの構成図を Fig. 3 に示し、その入出力変数を以下に定義する。

i : サンプル時刻

r_T : 目標温度 [°C]

r_{O_2} : 目標酸素濃度 [%]

r_{CO} : 目標一酸化炭素濃度 [%]

y_T : 測定温度 [°C]

Fig. 3 Fuzzy control system

y_{O_2} : 測定酸素濃度 [%]

y_{CO} : 測定一酸化炭素濃度 [%]

ΔT : 温度偏差 [°C]

$$\Delta T(i) = r_T(i) - y_T(i)$$

ΔO_2 : 酸素濃度偏差 [%]

$$\Delta O_2(i) = r_{O_2}(i) - y_{O_2}(i)$$

ΔCO : 一酸化炭素濃度偏差 [%]

$$\Delta CO(i) = r_{CO}(i) - y_{CO}(i)$$

$\Delta^2 T$: 温度偏差の変化分 [°C/min]

$$\Delta^2 T(i) = \Delta T(i) - \Delta T(i-1)$$

$\Delta^2 O_2$: 酸素濃度偏差の変化分 [%/min]

$$\Delta^2 O_2(i) = \Delta O_2(i) - \Delta O_2(i-1)$$

$\Delta^2 CO$: 一酸化炭素濃度偏差の変化分 [%/min]

$$\Delta^2 CO(i) = \Delta CO(i) - \Delta CO(i-1)$$

ΔF : 燃料ガス供給量の増加分 [ℓ /min]

ΔD : エアダンパ開度の増加分 [cm]

自然吸入式のバッチ式焼成炉では、炉内の温度と雰囲気ガスが互いに影響を及ぼし合っているため、炉内の温度と雰囲気をそれぞれ別々にフィードバックして制御を行おうとすると、燃料とエアダンパの操作に互いに矛盾を生じることがあり、炉内の燃焼状態が不安定となることがある。

そこで、本システムでは、まず炉内温度より燃料ガスの供給量を推論し、つぎに、得られた燃料ガス供給量と炉内雰囲気からエアダンパの開度を推論する。このように、エアダンパ開度の推論時に燃料ガス供給量を考慮に入れることで、燃料とエアダンパ間の操作の矛盾と、温度と雰囲気ガスの相互間の悪影響を未然に防止でき、安定かつ効率のよい燃焼が行えると考えられる。ここで、

2.3 でも述べたように、炉内雰囲気には完全燃焼状態と不完全燃焼状態の二つの状態が存在する。完全燃焼時には酸素濃度を、不完全燃焼時には一酸化炭素濃度を、それぞれ適正な値に制御する必要がある。そこで、エアダンパ開度の推論では、完全燃焼時には酸素濃度に、不完全燃焼時には一酸化炭素濃度に着目する。

また、推論方法としては、max-min 合成を行い、重心法を用いて非ファジィ化する²⁾。

4.2 メンバシップ関数

本システムで使用するメンバシップ関数の形状は、ファジィ推論処理の高速化を図るため、互いに 0.5 で交わる二等辺三角形型とし、そのラベルは推論ルールの煩雑化を防ぐため、入出力とも N (Negative), Z (Zero), P (Positive) の 3 種類とする。

これらのメンバシップ関数のパラメータ値は、実炉を用いてチューニングを行うことは困難なので、上述の焼成炉のモデルを用い、シミュレーションを通して試行錯誤的にチューニングしたものである。

完全燃焼時のメンバシップ関数を Fig. 4 に示す。

4.3 推論ルール

推論ルールにおいて、燃料ガス供給量の推論ルールには 9 個、エアダンパ開度の推論ルールには完全燃焼時と不完全燃焼時にそれぞれ 27 個のルールを用意した。また、これらのルールは、熟練者からの操縦に関するアンケート結果に基づいて設定したものである。

燃料ガス供給量の推論ルールでは、目標温度と炉内の測定温度の偏差 ΔT および偏差の変化分 $\Delta^2 T$ より、燃料ガス供給量の増加分 ΔF を推論する。また、完全燃焼、不完全燃焼の区別なく同一の推論ルールを使用する。

エアダンパの開度の推論ルールでは、まず完全燃焼

Fig. 4 Membership functions in perfect combustion

Table 2 Rule tables

(a) Rule table of fuel in perfect combustion

Rule. No.	ΔT	$\Delta^2 T$	ΔF
1	N	N	N
2	N	Z	N
3	N	P	Z
4	Z	N	N
5	Z	Z	Z
6	Z	P	P
7	P	N	Z
8	P	Z	P
9	P	P	P

(b) Rule table of air damper in perfect combustion

Rule. No.	ΔF	ΔO_2	$\Delta^2 O_2$	ΔD
1	N	N	N	P
2	N	N	Z	P
3	N	N	P	P
4	N	Z	N	P
5	N	Z	Z	P
6	N	Z	P	Z
7	N	P	N	N
8	N	P	Z	N
9	N	P	P	N
10	Z	N	N	P
11	Z	N	Z	P
12	Z	N	P	Z
13	Z	Z	N	P
14	Z	Z	Z	Z
15	Z	Z	P	N
16	Z	P	N	Z
17	Z	P	Z	N
18	Z	P	P	N
19	P	N	N	P
20	P	N	Z	P
21	P	N	P	P
22	P	Z	N	Z
23	P	Z	Z	N
24	P	Z	P	N
25	P	P	N	N
26	P	P	Z	N
27	P	P	P	N

時は、上で得られた燃料ガス供給量の増加分 ΔF と目標酸素濃度と炉内の測定酸素濃度の偏差 ΔO_2 、偏差の変化分 $\Delta^2 O_2$ よりエアダンパ開度の増加分 ΔD を推論

する。不完全燃焼時は、同様に ΔF と目標一酸化炭素濃度と炉内の測定一酸化炭素濃度の偏差 ΔCO 、偏差の変化分 $\Delta^2 CO$ より ΔD を推論する。これらのルールの切り換え条件となる完全燃焼、不完全燃焼の判断は、目標酸素濃度が零より大きければ完全燃焼、零であれば不完全燃焼とする。

燃料ガス供給量の推論ルールおよび完全燃焼時のエアダンパ開度の推論ルールを、それぞれ Table 2 に示す。

ここで、エアダンパ開度の推論ルールにおいて、完全燃焼と不完全燃焼は逆の特性を示すので、これらの推論ルールは対照的なものとなる。たとえば、Table 2 (b) の完全燃焼時のルール 1 は、「燃料ガス供給量が減少し ($\Delta F = N$)、酸素濃度が目標値よりも高く ($\Delta O_2 = N$) かつ上昇中 ($\Delta^2 O_2 = N$) ならば、エアダンパの開度を大きくする ($\Delta D = P$).」という意味を持つ。一方、不完全燃焼時では、「燃料ガス供給量が減少し ($\Delta F = N$)、一酸化炭素濃度が目標値よりも高く ($\Delta CO = N$) かつ上昇中 ($\Delta^2 CO = N$) ならば、エアダンパの開度を小さくする ($\Delta D = N$).」となる。

4.5 シミュレーション結果

様々な目標値を設定し、燃料の量およびエアダンパの開度には制限を加えず、シミュレーションを行った。シミュレーション結果の一例を Fig. 5 に示す。サンプリング時間は 5 分とした。

420 分までの完全燃焼状態での制御では、良好な結果を得ている。420 分経過後、不完全燃焼状態にさせるが、このとき、一酸化炭素濃度の上昇と共に炉内温度が低下している。これは、炉内が酸素不足となるので燃料ガスが十分に燃焼せず熱量が得られないためである。この温度低下は、実際の焼成においても問題となっている。

4.6 実炉実験結果

Fig. 5 のシミュレーションと同じ目標値で実炉実験を

(a) Outputs

(a) Outputs

(b) Inputs

(b) Inputs

Fig. 5 Simulation results

Fig. 6 Experimental results for real kiln

行った結果を Fig. 6 に示す。ただし、サンプリング時間は 1 分である。

本焼成炉の燃料ガス供給量の最大値は 100 ℓ/min であり、また、下限値は 29 ℓ/min である。これは、燃料ガス供給量がこの値を下回るとガスバーナの炎が消える可能性があるからである。ガスバーナは、焼成炉の左右に 9 本ずつ取り付けられており、一度に点火するのではなく 30 分ごとに 6 本ずつ点火した。また、エアダンパの開度の最大値は 20 cm である。ここで、エアダンパが開き切ったとき、あるいは閉じ切ったとき、ゲートダンパを 5 cm 押し込む、あるいは引き出すものとした。

焼成開始時の炉内温度と雰囲気気の乱れは、ガスバーナの点火によるものである。120～180 分の間、目標温度を 500 $^{\circ}\text{C}$ で一定としているが、炉内温度は上昇が続いている。これは、燃料ガス供給量が下限値に達したため、これ以上燃料ガス供給量を減らせないからである。このよ

うな点を除けば、完全燃焼時の制御はほぼ良好なものである。

不完全燃焼時の温度低下は、シミュレーションのそれと比べてかなり小さい。これは、サンプリング時間の違いによるものと考えられる。465 分と 510 分でエアダンパの開度が限界に達したので、ゲートダンパを操作した。その結果、炉内の雰囲気気が乱れたが、すぐにエアダンパの操作により雰囲気気の乱れが修正されていることがわかる。

以上より、実炉においてもほぼ良好な制御を行えていることがわかる。

5. あとがき

本論では、まず燃焼理論に基づき焼成炉のモデリングを行った。つぎに、このモデルを用いファジィ制御によるシミュレーションを行った。そして、実炉へ適用し実

験を行った。その実験結果はシミュレーションと同様良好なものであった。以上より、焼成炉へのファジィ制御の適用が有効であると共に、本モデルの正当性も示すことができた。

現在、さらに実炉実験を重ね

- (1) 気温や天候の違いによる、制御結果の変化
- (2) 不完全燃焼時の炉内温度の低下に対する改善
- (3) ゲートダンパ操作の自動化

について検討している。また、現在の制御は精度に重点を置いているが、

(4) 省エネルギー化を考慮した制御を行うために、さらに熟練者の知識の抽出を検討している。

参 考 文 献

- 1) 今西、横瀬、宇田、松本：LPG 焚シャトル陶器焼成炉の効率的な操炉方法の検討について；昭和54年度滋賀県立信楽窯業試験場業務報告，pp. 33～41 (1980)
- 2) 菅野：ファジィ制御，日刊工業新聞社 (1988)
- 3) 電子情報通信学会 (編)：実用ファジィ制御技術，電子情報通信学会 (1991)
- 4) 伊藤、亀井、井上、小川、井上：焼成炉に対するファジィ制御の適用—焼成炉のモデリングについて—；平成3年電気関係学会関西支部連合大会講演論文集，p. G 42 (1991)
- 5) 橋本、大島：バッチプロセス制御の現状と将来；システム/制御/情報，Vol. 35, No. 3, pp. 123～131 (1991)
- 6) 西谷：モデル予測制御の応用；計測と制御，Vol. 28, No. 11, pp. 996～1004 (1989)
- 7) 桑田、亀井、井上、小川、中島：ファジィ制御による陶器焼成炉の温度・雰囲気制御；第37回システム制御情報学会研究発表講演会講演論文集，pp. 503～504 (1993)
- 8) 水谷：燃焼工学 (第2版)，森北出版 (1989)
- 9) W. Trinks and M. H. Mawhinney (鈴木、井田 (訳))：改定工業用加熱炉，コロナ社 (1961)
- 10) 菅田、大石、近藤、桜井 (編)：電気・電子・情報・制御、基礎工学ハンドブック，オーム社，pp. 889～891 (1974)

付 録

付録1 流入空気量の逆算

まず、ボタン、プロパンの完全燃焼式⁸⁾を示す。ここで、燃焼反応や計測のむだ時間は無視できるものとする。

ここで、 m_N^3 のNはnormalを表わし、101.3 kPa, 0°Cにおける1 m^3 の意味である。

一方、不完全燃焼の場合、その様子を一つの式で表わすのは困難であるが、ここでは不完全燃焼式⁸⁾を次式で代表させるものとする。

このとき、炉内の不完全燃焼の程度は極端に強いものではない(一酸化炭素が2～3%)ので、すべての燃料ガスが(A3), (A4)式の不完全燃焼をする程度の空気はあるものとする。

いま、燃料ガス供給量を $F [\ell/\text{min}]$ とし、そのうち完全燃焼している量を F_1 、不完全燃焼している量を F_2 とする。また、流入空気量を $B [\ell/\text{min}]$ とし、そのうち完全燃焼に関係している量を B_1 、不完全燃焼に関係している量を B_2 とする。さらに、ボタンに関係している量とプロパンに関係している量を区別して、それぞれ B_{11} , B_{12} および B_{21} , B_{22} とする。

燃料組成は、ボタン：プロパン=7:3であることを考慮に入れて完全燃焼および不完全燃焼した後の気体量を計算すると次のようになる。

完全燃焼・ボタン：

$$\begin{aligned} 0.7 F_1 + B_{11} + 0.7 F_1 \times \left(-1 - \frac{13}{2} + 4 + 5\right) \\ = B_{11} + 1.75 F_1 \end{aligned} \quad (\text{A5})$$

完全燃焼・プロパン：

$$\begin{aligned} 0.3 F_1 + B_{12} + 0.3 F_1 \times (-1 - 5 + 3 + 4) \\ = B_{12} + 0.6 F_1 \end{aligned} \quad (\text{A6})$$

不完全燃焼・ボタン：

$$\begin{aligned} 0.7 F_2 + B_{21} + 0.7 F_2 \times (-1 - 2 + 4 + 5) \\ = B_{21} + 4.9 F_2 \end{aligned} \quad (\text{A7})$$

不完全燃焼・プロパン：

$$\begin{aligned} 0.3 F_2 + B_{22} + 0.3 F_2 \times \left(-1 - \frac{3}{2} + 3 + 4\right) \\ = B_{22} + 1.65 F_2 \end{aligned} \quad (\text{A8})$$

以上より、燃焼後の気体量は、

$$\begin{aligned} (B_{11} + 1.75 F_1) + (B_{12} + 0.6 F_1) + (B_{21} + 4.9 F_2) \\ + (B_{22} + 1.65 F_2) \\ = B + 2.35 F_1 + 6.55 F_2 [\ell/\text{min}] \end{aligned} \quad (\text{A9})$$

となり、このうち燃焼反応後残存している酸素の気体量は、窒素：酸素=79:21とすると次のようになる。

完全燃焼・ボタン：

$$0.21 B_{11} - 0.7 F_1 \times \frac{13}{2} = 0.21 B_{11} - 4.55 F_1$$

完全燃焼・プロパン：

$$0.21 B_{12} - 0.3 F_1 \times 5 = 0.21 B_{12} - 1.5 F_1$$

不完全燃焼・ブタン：

$$0.21 B_{21} - 0.7 F_2 \times 2 = 0.21 B_{21} - 1.4 F_2$$

不完全燃焼・プロパン：

$$0.21 B_{22} - 0.3 F_2 \times \frac{3}{2} = 0.21 B_{22} - 0.45 F_2$$

合計：

$$0.21 B - 6.05 F_1 - 1.85 F_2 \quad [\ell/\text{min}] \quad (\text{A } 10)$$

(A 9), (A 10) 式より, 炉内の酸素濃度は,

$$(\text{炉内の酸素濃度}) = \frac{0.21 B - 6.05 F_1 - 1.85 F_2}{B + 2.35 F_1 + 6.55 F_2} \quad (\text{A } 11)$$

となる. しかし, センサで組成成分を分析するとき, 燃焼ガス中の水蒸気は管の中で凝縮, 除去されるので, 分析は燃焼ガスから水蒸気を除いた乾き燃焼ガスに対して行われることになる. 燃焼反応後の気体量 $B + 2.35 F_1 + 6.55 F_2$ のうち水蒸気の量は,

$$0.7 F_1 \times 5 + 0.3 F_2 \times 4 = 4.7 F_1 \quad (\text{A } 12)$$

であるので, 酸素濃度の測定値を y_{O_2} ($0 \leq y_{O_2} \leq 1$) とすると次の式が成り立つ.

$$\begin{aligned} y_{O_2} &= \frac{0.21 B - 6.05 F_1 - 1.85 F_2}{B + 2.35 F_1 + 6.55 F_2 - 4.7 F_1} \\ &= \frac{0.21 B - 6.05 F_1 - 1.85 F_2}{B - 2.35 F_1 + 6.55 F_2} \end{aligned} \quad (\text{A } 13)$$

また, 一酸化炭素濃度の測定値を y_{CO} ($0 \leq y_{CO} \leq 1$) とすると次のようになる.

$$y_{CO} = \frac{3.7 F_2}{B - 2.35 F_1 + 6.55 F_2} \quad (\text{A } 14)$$

以上より, F_1 , F_2 , B が次のように求まる.

$$F_1 = \frac{3.7(0.21 - y_{O_2}) + (-1.85 - 0.21 \times 6.55) y_{CO}}{3.7(0.21 - y_{O_2}) + (4.2 - 0.21 \times 8.9) y_{CO}} F \quad [\ell/\text{min}] \quad (\text{A } 15)$$

$$F_2 = \frac{(6.05 - 0.21 \times 2.35) y_{CO}}{3.7(0.21 - y_{O_2}) + (4.2 - 0.21 \times 8.9) y_{CO}} F \quad [\ell/\text{min}] \quad (\text{A } 16)$$

$$B = \frac{6.05 - 2.35 y_{O_2} + \frac{2.35 \times 4.2 - 8.9 \times 6.05}{3.7} y_{CO}}{0.21 - y_{O_2} + \frac{4.2 - 0.21 \times 8.9}{3.7} y_{CO}} F \quad [\ell/\text{min}] \quad (\text{A } 17)$$

付録 2 炉の温度上昇に利用される熱量

焼成炉の熱勘定をする場合, 入熱, 出熱は次のようなものが考えられる⁸⁾. なお, 顕熱および潜熱の値は定圧下のものであるから, 比熱には定圧比熱を用いて表す.

(1) 入熱

(i) 燃料の持ち込む熱量 Q_{11}

燃料の発熱と, 外気温度 T_0 を基準とした顕熱との和として与えられる. 燃料の送入温度は外気温度と等しいとすると顕熱は零となり, Q_{11} は発熱量 H_l となる.

$$Q_{11} = H_l + c_{pf}(T_f - T_0) = H_l \quad (\text{A } 18)$$

H_l : 燃料の発熱量

c_{pf} : 燃料の定圧比熱

T_f : 燃料の送入温度

T_0 : 外気温度

(ii) 空気を持ち込む熱量 Q_{12}

空気の送入温度は外気温度と等しいため, 空気を持ち込む熱量 Q_{12} は零となる.

(iii) 被加熱物を持ち込む熱量 Q_{13}

被加熱物の送入温度は外気温度と等しいため, 被加熱物を持ち込む熱量 Q_{13} は零となる.

(iv) 被加熱物の化学反応による熱量 Q_{14}

化学反応の発熱量は, 焼成物や釉薬の種類によって異なり, また, 反応が起こる程度も温度によって異なるため, 取り扱いが困難である. しかし, その反応が起こる温度が $300 \sim 700^\circ\text{C}$ で徐々に煎り焼きしている段階であり, 主に制御の中心となる温度はそれより高いところである. したがって, ここでは零であるものとする.

(2) 出熱

(i) 被加熱物を持ち出す保有熱 Q_{01}

被加熱物を焼成中に炉から取り出す場合 (溶鉱炉のような場合) に計算に入れるが, ここでは, 温度上昇中に焼成物を取り出すことはしないため零である.

(ii) 被加熱物の化学反応による吸収熱 Q_{02}

入熱 Q_{14} と同様零とする.

(iii) 被加熱物から蒸発した水蒸気を持ち出す保有熱 Q_{03}

水蒸気の測定装置は現在炉には装備されておらず, 被加熱物から蒸発した水蒸気量を測定できる状態ではない. また, 蒸発するのは入熱 Q_{14} の場合と同様低温時であるので, 零として考える.

(iv) 燃焼ガスの持ち出す熱量 Q_{04}

外気温度 T_0 を基準とした湿り燃焼ガス (水蒸気を含んだままの燃焼ガス) の顕熱として与えられる.

$$Q_{04} = G_g c_g (T_g - T_0) \quad (\text{A } 19)$$

G_g : 燃焼ガス量 (湿り燃焼ガス)

c_g : 燃焼ガスの定圧比熱

T_g : 排気温度

T_0 : 外気温度

(v) 炉壁から外へ放熱される熱量 Q_{05}

(vi) 蓄熱される熱量 Q_{06}

以上の入熱出熱の関係は、全体として次式を満たすものである。

$$\sum_{i=1}^4 Q_{1i} - \sum_{j=1}^6 Q_{0j} = 0 \quad (\text{A } 20)$$

ここで、炉の温度上昇に利用される熱量を Q とすると、

$$Q = Q_{05} + Q_{06} \quad (\text{A } 21)$$

であり、(A 20) 式より入熱の合計から、 Q_{05} 、 Q_{06} を除いた出熱の合計を差し引いたものとして与えられる。

$$\begin{aligned} Q &= \sum_{i=1}^4 Q_{1i} - \sum_{j=1}^4 Q_{0j} = Q_{11} - Q_{04} \\ &= H_l - G_g c_g (T_g - T_0) \end{aligned} \quad (\text{A } 22)$$

ここで、炉内の圧力は僅かであるため、簡単のため、燃焼反応後の気体が炉内に蓄積することなく煙突から流出するものとする、(A 9) 式より、

$$Q = H_l - (B + 2.35 F_1 + 6.55 F_2) c_g (T_g - T_0) \quad (\text{A } 23)$$

となる。ここで、 c_g は定圧比熱であり、

$$c_g = \frac{5}{2} R = 2.5 \times 8.31 \text{ [J/K} \cdot \text{mol]} \quad (\text{A } 24)$$

である。このとき、炉内圧力は外圧に比較して 0.25 mmAp $\sim$ 1.2 mmAp (1 mmAp $\equiv$ 0.001 atm) 程度高いだけであり、ほとんど変化がない。1 mol の体積は 1 atm, 0 $^{\circ}$ C で 22.4 ℓ であるが、圧力一定であるならば温度 T の関数として

$$\left(1 + \frac{T}{273}\right) 22.4 \quad (\text{A } 25)$$

と表わされる。温度 T が外気温度 T_0 と等しいとき、 c_g は

$$c_g = \frac{2.5 \times 8.31}{\left(1 + \frac{T_0}{273}\right) 22.4} \text{ [J/K} \cdot \ell] \quad (\text{A } 26)$$

と表わされ、さらに、発熱量 H_l の総量は、

$$\begin{aligned} H_l &= F_1 (0.7 \times 118.5 + 0.3 \times 91.15) \\ &\quad + F_2 (0.7 \times 14.03 + 0.3 \times 10.1) \\ &\quad \text{[J/min} \times \text{MJ/m}_N^3] \\ &= 110295 F_1 + 12851 F_2 \text{ [J/min]} \\ &\quad (\because 1 \text{ [m}_N^3] = 10^{-3} \text{ [} \ell \text{)])} \end{aligned} \quad (\text{A } 27)$$

であるので、炉の温度上昇に利用される熱量 Q は次式のようになる。

$$\begin{aligned} Q &= 110295 F_1 + 12851 F_2 \\ &\quad - (B + 2.35 F_1 + 6.55 F_2) \frac{2.5 \times 8.31}{\left(1 + \frac{T_0}{273}\right) 22.4} (T_g - T_0) \\ &\quad \text{[J/min]} \end{aligned} \quad (\text{A } 28)$$