ガス化溶融炉におけるモデル予測制御システムの開発*

友近 信行[†]・新谷 裕和[‡]・西田 吉晴[†]・中山万希志[†]・二階堂宏央[§]・下梨 孝[¶]

Development of Model Predictive Control for Pyrolytic Gasification and Melting Furnaces*

Nobuyuki TOMOCHIKA[†], Hirokazu ARAYA[‡], Yoshiharu NISHIDA[†], Makishi NAKAYAMA[†],
Hiroo NIKAIIDOU[§] and Takashi SHIMONASHI[¶]

This paper proposes an automatic operation system for pyrolytic gasification and melting furnaces (PGMF), which is composed of a multivariable model predictive control (MMPC) system and a control function for a daily amount of incinerated waste. MMPC is able to stabilize boiler drum pressure, steam generation rate, fluidized bed temperature and the other condition in the furnaces by manipulating waste feeder speed, a steam control valve and primary air flow. Application results at the first fluidized bed type municipal PGMF in Japan show the usefulness of the proposed method, for example stabilizing pyrolytic gasification process, melting process, energy recovery process and a daily amount of incinerated waste.

1. はじめに

これまで、わが国では年間発生する約 5000 万トンもの都市ごみを排出し、安定焼却による減容化処理と、焼却灰の埋め立てによる最終処分をおこなってきた。

しかし、最終処分場の容量不足や二次汚染が深刻化し、ダイオキシン類問題をはじめとした環境負荷の低減、リサイクルの推進、エネルギーの有効利用などが叫ばれる中、次世代のごみ処理技術としてガス化溶融炉が注目されている。ガス化溶融とは廃棄物を直接燃焼するのではなく、廃棄物を還元雰囲気中で熱分解ガス化し、発生した

可燃ガスを一気に燃焼・高温化し、その熱を利用して焼却残渣を溶融するものである。

ガス化溶融炉は、一般の焼却炉に比べて以下の特長を有する [1]。

- (1) 廃棄物の持つエネルギーを利用して灰の溶融を可能にし、焼却残渣の減容化・再資源化ができる。
- (2) 低温域かつ還元雰囲気中で熱分解ガス化されるため、廃棄物中の有価金属を元に近い形で回収できる。
- (3) 処理に必要な空気量が少ないため、排ガス量が少なく、装置をコンパクトにできる。
- (4) 溶融炉での高温燃焼により、ダイオキシン類などの微量有害物質の抑制が可能である。
- (5) 高温排ガスからの熱回収によって、熱回収効率を向上することができる。

ガス化溶融炉には多種多様な方式が存在する [2]。これらを大別すると、流動床式 [3]、シャフト炉式 [4]、キルン式 [5] の 3 種類に分類される。さらに、ガス化改質方式 [6] と合わせて 4 種類に分類する場合もある。

以上のうち、従来から直接溶融炉とよばれていたシャフト炉方式を除いて、ガス化溶融炉は国内ではここ数年で商用運転を開始した段階であり、非常に新しい運転対象である。したがって、ガス化溶融炉が本格的に普及するためには、運転方法の確立とともに運転の自動化が重要となっている。

筆者らは、これまで高効率熱回収型流動床式ごみ焼却

* 原稿受付 2003 年 10 月 16 日

[†] (株) 神戸製鋼所 Technical Development Group, Kobe Steel, Ltd.; 1-5-5, Takatsukadai, Nishi-ku, Kobe, Hyogo 651-2271, JAPAN

[‡] 福井工業大学 Department of Mechanical Engineering, Fukui University of Technology; 3-6-1, Gakuen, Fukui 910-8505, JAPAN

[§] (株) 神鋼環境ソリューション Technical Development Division, Kobelco Eco-Solutions Co., Ltd.; 1-1-4, Murotani, Nishi-ku, Kobe, Hyogo 651-2241, JAPAN

[¶] (株) 神鋼環境ソリューション Engineering & Project Control Division, Kobelco Eco-Solutions Co., Ltd.; 1-4-78, Wakihamacho, Chuo-ku, Kobe, Hyogo 651-0072, JAPAN

Key Words: pyrolytic gasification and melting furnaces, model predictive control, automatic operation, multivariable system, incineration planning.

Fig. 1 Process flow diagram of fluidized bed pyrolytic gasification and melting system

炉の実証炉において、多変数モデル予測制御技術を用いた制御システムを構築してきた[7]。さらに、商用稼働中の流動床式ごみ焼却炉において、給塵外乱の影響を考慮した予測モデルと、平均的な挙動を表す予測モデルを組み合わせることで予測精度を向上させ、実用に耐えうるモデル予測制御システムを開発してきた[8]。

本論文では、国内初の都市ごみ向け流動床式ガス化溶融施設である中部上北清掃センターにおいて、多変数モデル予測制御システムを構築し、早期に運転の自動化を実現した結果について報告する。ガス化溶融炉は、ガス化炉と溶融炉の二つの炉が直結されているため、ガス化炉における変動が、そのまま溶融炉に影響する。また、焼却炉は酸化雰囲気中で運転するのにに対し、ガス化炉は還元雰囲気中で運転するため、給塵変動に対する砂層温度の変動が敏感であり、かつ、砂層温度自体も下限近くの領域で運転するため、焼却炉に比べて制御の難しい対象である。

まず、2.で制御対象である流動床式ガス化溶融炉の概要について述べ、3.で提案するモデル予測制御系の構成方法と実機適用結果について述べる。4.では、収集ごみを計画的に処理するために、処理量補償機能を構築し、実機に適用した結果について述べる。最後に5.でまとめを述べる。

2. ガス化溶融炉の概要

本論文の制御対象である流動床式ガス化溶融炉についてFig. 1に示す。ホッパに投入されたごみは、給塵機によって炉内に供給され、押込空気により流動化している砂層に取り込まれる。ごみは還元雰囲気中で熱分解ガス化し、ガスやチャーとなって溶融炉へ供給される。溶融炉

では、燃焼用空気（ごみ顕熱が不足する場合は重油も使用）によって未燃ガス分が燃焼され、高温雰囲気中で灰分が溶融し、スラグを生成し、出滓口より連続排出される。また、ガス化溶融プロセスで発生した熱は下流のボイラによって回収され、蒸気が発生する。ボイラドラム圧力や蒸気発生量は、主蒸気弁によって調節することができる。さらに、排ガスは冷却されたのちバグフィルタで除塵され、煙突から排出される。

さて、ガス化溶融炉においては、ごみの量や性状の突発的変動に対して、炉内各部温度を適切に保ち、発生した熱エネルギーを効率よく回収することが重要である。しかし、本プロセスにはむだ時間が存在し、各操作量から各制御量への干渉が存在する。

たとえば、給塵機回転速度を操作してから、実際に炉内にごみが入り、ボイラドラム圧力や蒸気発生量が変動するまで約1分のむだ時間がある。また、定常状態において給塵機回転速度を変動させると、ボイラドラム圧力の上昇率、蒸気発生量の上昇率、砂層温度の減少率は、ともに同程度となる。このように本制御対象には、無視できないむだ時間と干渉が存在する。

したがって、SISO系のフィードバック制御では制御性能に限界がある。このような制御対象については、多変数モデル予測制御[9,10]が有効であると考えられる。

また、ごみ処理施設においては収集されるごみ量に応じて、計画的にごみを処理することが重要である。ごみ収集量が多いときに処理量が少ないと、ごみピットからごみがあふれだしかねない。反対に、ごみ収集量が少ないときにごみを多量に処理してしまうと、ごみピットが底をつき、最悪の場合、炉を一時停止しなくてはならなくなる。

Fig. 2 Structure of control system for fluidized bed pyrolytic gasification and melting system

したがって、ごみを目標値通りに処理する補償機能が必要となる。

以上、本論文で構成する制御システムの全体構成をブロック図に示すと Fig. 2 となる。

3. モデル予測制御系の構成

本章では、まずモデル予測制御について概説した後、ガス化溶融炉を対象に予測モデルを同定し、制御系を構成する。さらに、実機に適用し、制御性能を確認する。

3.1 モデル予測制御アルゴリズム

モデル予測制御の概念を Fig. 3 に示す。モデル予測制御は、予測モデルを用いて制御量の未来の挙動を予測し、その挙動が参照軌道とできるだけ一致するような操作入力を求め、現サンプル点における操作入力のみ実際に印加し、これらの手続きを各サンプル点ごとに繰り返す制御手法である。一般的な特長として、

- (1) 制御アルゴリズムの基本的概念が理解しやすい
- (2) むだ時間系、多変数系に対応できる
- (3) 操作量の上下限など、制約条件が考慮できる
- (4) 現場での調整がしやすい

ことが挙げられる。

Fig. 3 Model predictive control strategy

3.2 予測モデルの同定

制御対象であるガス化溶融プラントに対し、同定実験をおこなった。操業上許される範囲内で同定入力をステップ状またはM系列状に変化させた。

採取した入出力データに対し、デシメーション、トレンド除去、正規化など前処理をおこなった後、部分空間法により多入力多出力モデルを同定した [11]。なお、サンプリングタイムは3秒である。

モデルの入力は、給塵機回転速度、押込空気流量、蒸

気弁開度の三つであり、出力は、ボイラドラム圧力、砂層温度、蒸気発生量の三つである。

なお、部分空間法を用いたのは、多変数系モデルの同定が容易であること、モデル予測制御に使用するモデルの同定には多段先予測誤差を最小化する部分空間法が適していること [12] による。

本モデルをモデル I と表記し、モデル I による予測結果と実データを Fig. 4 に示す。なお、縦軸は、平均値からの偏差を表す。予測値と実際の挙動の傾向が一致しており、モデル I によって実プラントの挙動を予測できることがわかる。ここで、モデル I の予測誤差は、主に給塵外乱の影響であると考えられる。実際の給塵プロセスにおいては、多かれ少なかれ給塵量やごみ質が変動するが、この給塵外乱の影響は、給塵機回転速度だけでは考慮できないからである。

Fig. 4 Identification results of Model I

そこで、給塵外乱も含めた給塵量を反映するものとして、IDF（誘引送風機）回転速度に着目した。給塵量が増大すれば IDF 回転速度が増大し、排ガス流量も増大する。給塵量が減少すれば IDF 回転速度が減少し、排ガス流量も減少する。これは、炉内圧力を一定に保つために IDF 回転速度が増減しているからである。さらに、給塵量の変動による応答時間を解析した結果、IDF 回転速度が最も速かったからである。

なお、厳密には、押込空気流量によっても IDF 回転速度は変動する。しかし、押込空気流量の変動範囲は、IDF によって誘引される排ガス流量変動の 1 割程度にすぎず、押込空気流量と IDF 回転速度との相関係数も 0.25 程度にすぎない。一方、排ガス流量のうち給塵量に依存する部分（＝全排ガス流量－押込空気流量－その他供給空気流量）と IDF 回転速度との相関係数は 0.90 程度である。実際、本制御対象は小型のガス化溶融炉であるた

め、中型・大型のガス化溶融炉に比べて給塵外乱の与える影響が相対的に大きく、支配的である。以上の理由により、IDF 回転速度を給塵量の指標とみなして差し支えないといえる。

そこで、給塵機回転速度の代わりに IDF 回転速度を用い、さらに、押込空気流量、蒸気弁開度と合わせた三つを入力とし、ボイラドラム圧力、砂層温度、蒸気発生量の三つを出力とする予測モデルを同定した。

本モデルをモデル II と表記し、モデル II による予測結果と実データを Fig. 5 に示す。給塵機回転速度を入力とするモデル I に比べて、高精度な予測ができることがわかる。

Fig. 5 Identification results of Model II

3.3 制御系の構成

前節で同定したモデルを使ったモデル予測制御系の構成方法について以下に示す。基本的な構成方法は参考文献 [13] を参照しているが、ごみ処理方法（焼却かガス化溶融か）が根本的に異なっており、給塵方法や炉の大きさも異なる制御対象である。したがって、入出力の数や変数、制約条件等が異なっている。

さて、以下の制御系構成のコンセプトについて述べる (Fig. 2)。まず、モデル II を用いて、「現在の操作入力を現時点以降もそのまま入れ続けた場合、出力予測値が参照軌道とどれだけ誤差をもつか（つまり Fig. 2 の Future errors）」について計算する。モデル II を用いることによって、現時点までの給塵外乱を考慮した高精度な予測ができることになる。ここで、仮に、出力予測値が参照軌道に一致すれば、現在の操作量をそのまま保持すればよいことになる。つぎに、出力予測値と参照軌道との誤差を補償するような操作入力をモデル I によって計算する。モデル II では給塵機回転速度を直接求めることがで

きないからである。

上記コンセプトにもとづいて、制御系を構成する。なお、以下において、 k は現サンプル時点、 z^{-1} は遅延演算子、 $\Delta = 1 - z^{-1}$ とし、操作量ベクトルの次数 $l = 3$ 、制御量ベクトルの次数 $m = 3$ とする。

モデル II が次式で表されるとする。

$$\begin{aligned} A_2(z^{-1})y_{2M}(k) &= B_2(z^{-1})u_2(k), \\ A_2(z^{-1}) &= I + A_{21}z^{-1} + A_{22}z^{-2} + \cdots + A_{2n}z^{-n} \\ B_2(z^{-1}) &= B_{21}z^{-1} + B_{22}z^{-2} + \cdots + B_{2n}z^{-n} \end{aligned} \quad (1)$$

ただし、

$$\begin{aligned} y_{2M}(k) &\in \mathbf{R}^m && \text{： 制御量ベクトル} \\ u_2(k) &= [u_I(k) \ u_A(k) \ u_V(k)]^T \in \mathbf{R}^l && \text{： 入力ベクトル} \\ u_I(k) &\in \mathbf{R} && \text{： IDF 回転速度} \\ u_A(k) &\in \mathbf{R} && \text{： 押込空気流量} \\ u_V(k) &\in \mathbf{R} && \text{： 蒸気弁開度} \\ I &\in \mathbf{R}^{m \times m} && \text{： 単位行列} \\ A_{2i} &\in \mathbf{R}^{m \times m} \ (i=1, \dots, n) && \text{： 係数行列} \\ B_{2j} &\in \mathbf{R}^{m \times l} \ (j=1, \dots, n) && \text{： 係数行列} \end{aligned}$$

であり、 $n = 5$ である。

(1) 式に対し、次式の Diophantine 方程式

$$\begin{aligned} I &= (1 - z^{-1})E_{2j}(z^{-1})A_2(z^{-1}) + z^{-j}F_{2j}(z^{-1}), \quad (2) \\ E_{2j}(z^{-1}) &\in \mathbf{R}^{m \times m} \ (j=1, \dots) : z^{-1} \\ &\text{に関する多項式行列} \\ F_{2j}(z^{-1}) &\in \mathbf{R}^{m \times m} \ (j=1, \dots) : z^{-1} \\ &\text{に関する多項式行列} \end{aligned}$$

を用いれば、 j ステップ先のモデルの値は、次式で表すことができる [3]。

$$y_{2M}(k+j) = y_{2M}(k) + G_{2j}\Delta\tilde{y}_{2M} + H_{2j}\Delta\tilde{u}_2 + L_{2j}\Delta\tilde{v}_{2j}, \quad (3)$$

$$\begin{aligned} \Delta\tilde{y}_{2M} &= \begin{bmatrix} \Delta y_{2M}(k) \\ \Delta y_{2M}(k-1) \\ \vdots \\ \Delta y_{2M}(k-n+1) \end{bmatrix} \in \mathbf{R}^{mn} \\ \Delta\tilde{u}_2 &= \begin{bmatrix} \Delta u_2(k-1) \\ \Delta u_2(k-2) \\ \vdots \\ \Delta u_2(k-n+1) \end{bmatrix} \in \mathbf{R}^{l(n-1)} \\ \Delta\tilde{v}_{2j} &= \begin{bmatrix} \Delta u_2(k) \\ \Delta u_2(k+1) \\ \vdots \\ \Delta u_2(k+j-1) \end{bmatrix} \in \mathbf{R}^{lj} \end{aligned}$$

ここに $G_{2j} \in \mathbf{R}^{m \times mn}$, $H_{2j} \in \mathbf{R}^{m \times l(n-1)}$, $L_{2j} \in \mathbf{R}^{m \times lj}$ はそれぞれ係数行列である。

現時点における制御量の実測値を $y(k) \in \mathbf{R}^m$ とすれば、モデル II に対する実測値の偏差は、

$$y_d(k) = y(k) - y_{2M}(k) \quad (4)$$

となる。この偏差が未来にわたって続くと仮定すると、時刻 $k+j$ における制御量の予測値は、

$$\begin{aligned} y_p(k+j) &= y_{2M}(k+j) + y_d(k) \\ &= y(k) + G_{2j}\Delta\tilde{y}_{2M} + H_{2j}\Delta\tilde{u}_2 + L_{2j}\Delta\tilde{v}_{2j} \end{aligned} \quad (5)$$

となる。ここで、 $\Delta\tilde{v}_{2j}$ の項を IDF 回転速度に関する項と、それ以外の項に分割すると、

$$L_{2j}\Delta\tilde{v}_{2j} = L_{21j}\Delta\tilde{v}_{21j} + L_{22j}\Delta\tilde{v}_{22j} \quad (6)$$

$$\begin{aligned} L_{21j} &= L_{2j}S_{1j}^T \\ \Delta\tilde{v}_{21j} &= S_{1j}\Delta\tilde{v}_{2j} \\ L_{22j} &= L_{2j}S_{2j}^T \\ \Delta\tilde{v}_{22j} &= S_{2j}\Delta\tilde{v}_{2j} \\ S_{1j} &= \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & & O \\ & 1 & 0 & 0 & \\ & & \ddots & & \\ O & & & 1 & 0 & 0 \end{bmatrix} \in \mathbf{R}^{j \times lj} \\ S_{2j} &= \begin{bmatrix} 0 & 1 & 0 & & O \\ 0 & 0 & 1 & & \\ & 0 & 1 & 0 & \\ & 0 & 0 & 1 & \\ & & \ddots & & \\ O & & & 0 & 1 & 0 \\ & & & & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} \in \mathbf{R}^{2j \times lj} \end{aligned}$$

となる。(6) 式を (5) 式に代入して、

$$\begin{aligned} y_{2M}(k+j) &= y(k) + G_{2j}\Delta\tilde{y}_{2M} + H_{2j}\Delta\tilde{u}_2 \\ &\quad + L_{21j}\Delta\tilde{v}_{21j} + L_{22j}\Delta\tilde{v}_{22j} \end{aligned} \quad (7)$$

を得る。

さて、今後操作量を変更しなかった場合、制御量の挙動がどうなるかについて考える。給塵機回転速度、押込空気流量、蒸気弁開度を変更しなかった場合、まず、 $\Delta\tilde{v}_{22j}$ が零ベクトルとなる。また、IDF 回転速度の変動分 $\Delta\tilde{v}_{21j}$ は、給塵機回転速度と IDF 回転速度の関係を表す別のモデル (モデル III) から推定され、この推定値を $\Delta\tilde{v}_{0j}$ とする。

ここで、モデル III の構造は、実際のプロセスに即して個々の伝達関数を組み合わせたものであり、Fig. 6 に示すように構成されている。給塵機回転速度から発生ガス量までの伝達関数を「むだ時間+一次遅れ」で近似し、IDF 回転速度から排出ガス量までの関係を「一次遅れ」で近似している。さらに、発生ガス量と排出ガス量との差が炉内に滞留し、これを積分したものがガス化炉内圧力に比例すると仮定し、このガス化炉内圧力を目標値に制御するために、PI 制御によって IDF 回転速度が操作される。なお、時定数やゲインの各パラメータは、実デー

Fig. 6 Block diagram of IDF speed prediction model (Model III)

タにフィッティングして求めた。

以上によって、今後操作量を変更しなかった場合における現時点以降の制御量は、

$$y_0(k+j) = y(k) + G_{2j} \Delta \tilde{y}_{2M} + H_{2j} \Delta \tilde{u}_2 + L_{21j} \Delta \tilde{v}_{0j} \quad (8)$$

となる。

いま、制御量の目標値 $r(k+j) \in \mathbf{R}^m$ に対して、参照軌道を次式で設定する。

$$y_R(k+j) = (I - C^j) r(k+j) + C^j y(k), \quad (9)$$

$$C = \text{diag}(c_1, \dots, c_m), \quad 0 \leq c_i < 1 \quad (i=1, \dots, m)$$

この参照軌道は、現時点 $y(k)$ から $r(k+j)$ に一定の割合で近づけていくものであり、(7) 式の C を零行列にすれば、参照軌道 $y_R(k+j)$ は、目標値 $r(k+j)$ そのものに一致する。

ここで、今後の操作量を変更しなかった場合、制御量が参照軌道とどれだけずれるかについて考える。この偏差を $y_E(k+j) \in \mathbf{R}^m$ とすると、

$$\begin{aligned} y_E(k+j) &= y_R(k+j) - y_0(k+j) \\ &= (I - C^j) r(k+j) + C^j y(k) \\ &\quad - (y(k) + G_{2j} \Delta \tilde{y}_{2M} + H_{2j} \Delta \tilde{u}_2 + L_{21j} \Delta \tilde{v}_{0j}) \\ &= (I - C^j) (r(k+j) - y(k)) \\ &\quad - G_{2j} \Delta \tilde{y}_{2M} - H_{2j} \Delta \tilde{u}_2 - L_{21j} \Delta \tilde{v}_{0j} \end{aligned} \quad (10)$$

となる。この $y_E(k+j)$ が現時点以降の操作入力によって、補償しなければならない値となる。

そこで、現時点以降の操作入力と制御量との関係を表すモデル I を用いて、(10) 式の $y_E(k+j)$ を補償することを考える。

モデル I が次式で表されるとする。

$$\begin{aligned} A_1(z^{-1}) y_{1M}(k) &= B_1(z^{-1}) u_1(k), \quad (11) \\ A_1(z^{-1}) &= I + A_{11} z^{-1} + A_{12} z^{-2} + \dots + A_{1n} z^{-\hat{n}} \\ B_1(z^{-1}) &= B_{11} z^{-1} + B_{12} z^{-2} + \dots + B_{1n} z^{-\hat{n}} \end{aligned}$$

ただし、

$y_{1M}(k) \in \mathbf{R}^m$: 制御量ベクトル
 $u_1(k) = [u_W(k) \ u_A(k) \ u_V(k)]^T \in \mathbf{R}^l$: 操作量ベクトル
 $u_W(k) \in \mathbf{R}$: 給塵機回転速度
 $A_{1i} \in \mathbf{R}^{m \times m} \quad (i=1, \dots, \hat{n})$: 係数行列
 $B_{1j} \in \mathbf{R}^{m \times l} \quad (j=1, \dots, \hat{n})$: 係数行列
 であり、 $\hat{n}=5$ である。

(11) 式をモデル II と同様に变形すると、

$$y_{1M}(k+j) = y_{1M}(k) + G_{1j} \Delta \tilde{y}_{1M} + H_{1j} \Delta \tilde{u}_1 + L_{1j} \Delta \tilde{v}_{1j}, \quad (12)$$

$$\Delta \tilde{y}_{1M} = \begin{bmatrix} \Delta y_{1M}(k) \\ \Delta y_{1M}(k-1) \\ \vdots \\ \Delta y_{1M}(k-\hat{n}+1) \end{bmatrix} \in \mathbf{R}^{m\hat{n}}$$

$$\Delta \tilde{u}_1 = \begin{bmatrix} \Delta u_1(k-1) \\ \Delta u_1(k-2) \\ \vdots \\ \Delta u_1(k-\hat{n}+1) \end{bmatrix} \in \mathbf{R}^{l(\hat{n}-1)}$$

$$\Delta \tilde{v}_{1j} = \begin{bmatrix} \Delta u_1(k) \\ \Delta u_1(k+1) \\ \vdots \\ \Delta u_1(k+j-1) \end{bmatrix} \in \mathbf{R}^{lj}$$

となる。ここに、 $G_{1j} \in \mathbf{R}^{m \times m\hat{n}}$, $H_{1j} \in \mathbf{R}^{m \times l(\hat{n}-1)}$, $L_{1j} \in \mathbf{R}^{m \times lj}$ はそれぞれ係数行列である。

さて、(12) 式において、現時点以降の操作量による変動分を表すものは右辺最終項の $L_{1j} \Delta \tilde{v}_{1j}$ であるので、

$$y_E(k+j) = L_{1j} \Delta \tilde{v}_{1j} \quad (13)$$

となるように操作量を決定すれば、時刻 $k+j$ において制御量が参照軌道に一致することになる。

実際には、現時点以降のある区間において、(13) 式が成り立つような操作入力を求めればよい。すなわち、評価関数

$$\begin{aligned} J &= \sum_{j=1}^P \| \Gamma_j (y_E(k+j) - L_{1j} \Delta \tilde{v}_{1j}) \|^2 \\ &\quad + \sum_{j=1}^Q \| \Lambda_j \Delta u_1(k+j-1) \|^2, \end{aligned} \quad (14)$$

$$\Gamma_j = \text{diag}(\gamma_{j1}, \dots, \gamma_{jm}), \quad \gamma_{ji} \geq 0 \quad (i=1, \dots, m)$$

$$\Lambda_j = \text{diag}(\lambda_{j1}, \dots, \lambda_{jl}), \quad \lambda_{jl} \geq 0 \quad (i=1, \dots, l)$$

$$P \geq Q \geq 1$$

$$\|x\| := (x^T x)^{1/2}, \quad \forall x \in \mathbf{R}^n, \quad n \geq 1$$

を最小化する制御入力を求めればよい。

しかし、実際のプラントにおいては操作入力に上下限制約が存在し、急激な操作変動を避けるため操作入力の変動幅についても制約が存在する。また、制御出力についても上下限制約が存在する。たとえば、流動床式ガス

化熔融炉においては、ガス化を安定して促進するため、一般の焼却炉よりも砂層温度の管理がとくに重要となる。

そこで、操作入力 $\Delta u_1(k+j)$ を求める際に、以下の制約条件を考慮する。

$$\Delta U_{j,\min} \leq \Delta u_1(k+j) \leq \Delta U_{j,\max}, \quad (15)$$

$\Delta U_{j,\min} \in \mathbf{R}^l$: 操作量の変動幅下限値

$\Delta U_{j,\max} \in \mathbf{R}^l$: 操作量の変動幅上限値

$$U_{j,\min} \leq u_1(k-1) + \sum_{i=0}^j \Delta u_1(k+i) \leq U_{j,\max}, \quad (16)$$

$U_{j,\min} \in \mathbf{R}^l$: 操作量の下限値

$U_{j,\max} \in \mathbf{R}^l$: 操作量の上限値

$$Y_{j,\min} \leq y_0(k+j) + L_{1j} \Delta \tilde{v} \leq Y_{j,\max}, \quad (17)$$

$Y_{j,\min} \in \mathbf{R}^m$: 制御量の下限値

$Y_{j,\max} \in \mathbf{R}^m$: 制御量の上限値

(15)~(17) 式の制約条件を考慮したうえで、(14) 式を最小化する操作入力を求めればよい。この問題は、二次計画問題として解かれ、現時点における操作入力の偏差ベクトル $\Delta u_1(k)$ が求まる。

現時点の操作入力 $u(k)$ は、

$$u(k) = u(k-1) + \Delta u_1(k) \quad (18)$$

となり、この $u(k)$ に基づいて実炉の操作をおこなえばよい。

3.4 実炉適用結果

前節で構成したモデル予測制御システムを実操業中のガス化熔融炉（中部上北清掃センター）に適用した結果を Fig. 7 に示す。なお、制御周期は3秒である。比較のため、従来制御（PID 制御によるボイラドラム圧力制御＋押込空気流量と給塵機回転速度の手動補正, Fig. 8）の結果を Fig. 9 に示す。本モデル予測制御手法では、所期の通り、給塵外乱に応じて給塵機回転速度を操作し、外乱の影響を抑制していることがわかる。また、他の操作量も多変数制御演算によってバランスよく決定されているため、ボイラドラム圧の変動を正常範囲（目標値 $\pm 5\%$ 以内）に保ったうえで、蒸気発生量と砂層温度の変動を抑制できることがわかる。

各変動量を標準偏差で比較した場合、蒸気発生量の変動は従来の約 1/10 に低減されているが、ボイラドラム圧の変動が従来の数倍になっているので、蒸気発生量の低減効果をそのまま受け取ることはできない。砂層温度変動が従来の約 4 割、熔融炉内温度変動が従来の約 6 割に低減されていることを考えると、蒸気系の変動も従来の約半分程度に低減されていると評価できる。

また、本モデル予測制御アルゴリズムを長期間適用しており、24 時間データを Fig. 10 に示す。長期間安定して制御できており、本提案手法の有効性が検証できた。

Fig. 7 Control results of model predictive control

Fig. 8 Past control system for fluidized bed pyrolytic gasification and melting system

Fig. 9 Control results of PID control with manual adjustment

4. 処理量補償機能の構成

ごみ処理炉においては、ボイラで回収される熱量は、ごみの供給エネルギー（給塵量 $\times$ 低位発熱量）と正の相関を持つ。ごみ質が一定であると仮定すると、給塵量に

Fig. 10 Control results of model predictive control for 24 hours

よって蒸気系が変動する。一般に、蒸気系においてボイラドラム圧力目標値は一定であるから、給塵量の変動は蒸気発生量に現れ、給塵量と蒸気発生量とが正の相関をもつことになる。したがって、蒸気発生量を決定すれば、給塵量、ひいては、一日のごみ処理量が決まることになる。

前章のモデル予測制御系では、蒸気発生量の目標値は手動で補正されていた。したがって、目標値の補正が不適切であると、ごみ処理量が過大または過小になり、ごみ処理計画に悪影響を及ぼすおそれがあった。

また、ごみ処理炉は定格処理量付近で炉の状態が最適となるように設計されているため、ごみ処理量を基準に蒸気発生量目標値を決定することは、ガス化溶融の安定化を実現する上でも理に適っていると考えられる。

そこで、処理量目標値に応じて、蒸気発生量目標値を自動設定し、既存制御系の安定化と、ごみ処理量の管理を両立できる上位機能（処理量補償機能）を開発した。本章では、処理量補償機能の構成と適用結果について述べる。

4.1 処理量補償機能

まず、処理量目標値に応じた蒸気発生量を求めるため、これらの関係式を導く。蒸気発生量は、供給ごみ量だけでなく、ごみカロリーや供給空気流量、助燃料など、さまざまな操作量の影響を受ける。そこで、実操業データを使って、これらの関係を重回帰で求めることにした。

いま、処理量を正確に予測することが重要であるから、処理量を目的変数とし、蒸気発生量やその他のデータを説明変数とすることにした。ここで、データのばらつきをなくすために、実データを4時間ごとに平均した

値を使用した。また、クレーンでホッパに投入したごみ重量を4時間分累計し、それを6倍したものをごみ処理量[t/d]とみなし目的変数とした。

全部で400を超える元データに対し、説明変数や式構造を試行錯誤で変更し、重回帰モデルを求めたところ、蒸気発生量、ごみカロリー、助燃料の三つを説明変数とする次式の重回帰モデルを構築した。

$$W = a_F X_F + a_C X_C + a_O X_O + b \quad (19)$$

ここで、 W はごみ処理量、 X_F は蒸気発生量、 X_C はごみカロリー、 X_O は助燃料、 a_F, a_C, a_O はそれぞれの係数、 b は定数項である。本モデルによる推定値と実績値との散布図を Fig. 11 に示す。なお、重相関係数は0.85であり、(19) 式によって処理量を推定できることがわかる。

Fig. 11 Calculation result for amount of incinerated waste

そこで、以下のステップにしたがって、蒸気発生量目標値を求める。

- ステップ 1 1日の処理量目標値 W_{R0} [t/d] を設定する。
ステップ 2 1日の処理量目標値を達成するために必要な、残り時間の処理目標値 W_{R1} [t/d] を次式で設定する。

$$W_{R1} = (W_{R0} - W_S) \times \frac{24}{T_R} \quad (20)$$

ここで、 W_S [t/d] は現時点までの処理量合計であり、 T_R [h] は現時点以降の残り時間である。なお、 W_{R1} が頻繁に更新されるのを防ぐため、本計算は1時間単位で実施する。

- ステップ 3 (19) 式のモデル化誤差を補償するために、(20) 式の処理目標値を補正して、 $\bar{W}_{R1}$ [t/d] とする。

$$\tilde{W}_{R1} = \Delta_W W_{R1} \quad (21)$$

ここで、 Δ_W は補正係数であり、初期値は1である。

ステップ4 $\tilde{W}_{R1}$ を(19)式の W に代入して、蒸気発生量を求める。

$$X_F = \frac{1}{a_F} (\tilde{W}_{R1} - a_C \bar{X}_C - a_O \bar{X}_O - b) \quad (22)$$

ここで、 $\bar{X}_C$ と $\bar{X}_O$ はそれぞれ X_C と X_O の移動平均値であり、蒸気発生量目標値の頻繁な変更を防止する役割を持つ。(22)式の X_F をリミッタに通したのち、モデル予測制御系の蒸気発生量目標値として設定する。

ステップ5 一方、1時間単位で、ごみ投入クレーンによってホッパに投入されたごみ重量を積算し、これを1時間で投入されたごみ重量実績値 W_J [t/h] とする。また、制御周期ごとに(19)式の W を計算し、これを1時間単位で積算したものを W_Σ [t/h] とする。ここで、ごみ重量実績値に対する推定値の比を

$$\delta = \frac{W_\Sigma}{W_J} \quad (23)$$

とし、さらに、この δ を次式にて平滑化した値を補正係数 Δ_W として更新する。

$$\Delta_{W,k+1} = (1-\alpha) \times \delta + \alpha \times \Delta_{W,k} \quad (0 \leq \alpha \leq 1) \quad (24)$$

以上のステップを繰り返すことによって、処理量が補償されることになる。

4.2 処理量補償結果

Fig. 12 に本アルゴリズムを用いた2週間分の実操業結果を示す。グラフをみて分かるように、処理量目標値に対し、 ± 0.5 [t/d] の範囲内に実際の処理量が制御でき、実用上十分な精度を実現できた。

また、このときの蒸気発生量の目標値変更状況をFig. 13に示す。状況に応じて蒸気発生量の目標値が調整されているとともに、定められた目標値まわりに蒸気発生量が制御されていることがわかる。蒸気系の変動は、通常 $\pm 5\%$ 以内であれば良いとされるが、ボイラドラム圧力・蒸気発生量ともに、目標値に対して $\pm 5\%$ 以内を達成できている。さらに、砂層温度は 530°C 付近で安定に保たれており、熔融炉の温度も安定熔融の目安となる 1300°C 以上 (平均 1329°C) に保たれている。以上のことから、安定的なガス化熔融を実現できていることがわかる。

Fig. 12 Control result for amount of incinerated waste

5. おわりに

本論文では、国内初の流動床式ガス化熔融炉である中部上北清掃センターにて、多変数モデル予測制御システムと処理量補償機能を構築した。その特長は以下の通りである。

- (1) 多変数モデル予測制御系を構成することで、操作量の干渉を考慮したうえで、蒸気系と炉内各部温度を安定に制御できる。
- (2) 処理量補償機能により、計画通りのごみ処理を実現することができる。ごみ収集状況に応じて、適切に処理量を決定することにより、継続的な安定操業を実現できる。
- (3) 本制御システムによって、ガス化熔融炉の運転自動化が実現できる。普及しはじめたばかりのガス化熔融炉において、早期に自動運転を実現した意味は大きい。中部上北清掃センターでは、すでに2年間以上にわたって、本制御による自動運転が続いている。

本制御手法は、他のごみ処理プラントにも応用可能であり、積極的に推進していきたい。

本制御手法を開発するにあたって、ご協力いただいた中部上北清掃センターの関係者各位に深く感謝の意を表する。

参考文献

- [1] 武田: 次世代型ごみ焼却技術の動向と展望; 環境技術, Vol. 28, No. 12, pp. 858-862 (1999)
- [2] 藤吉: 各種ガス化熔融炉・改質炉の概要について; 環境技術, Vol. 28, No. 12, pp. 863-870 (1999)
- [3] 河端: 流動床方式ガス化熔融炉の特徴; 環境技術, Vol. 28, No. 12, pp. 883-890 (1999)
- [4] 松平: シャフト方式ガス化熔融炉の特徴と開発—高温ガス化直接熔融炉—; 環境技術, Vol. 28, No. 12, pp. 878-882 (1999)
- [5] 鮎川: 間接加熱式熱分解ガス化熔融炉の特徴; 環境技術,

Fig. 13 Control result of model predictive control with compensator for amount of incinerated waste

Vol. 28, No. 12, pp. 871–877 (1999)

- [6] 福井: ガス化改質方式の特徴; 環境技術, Vol. 28, No. 12, pp. 891–897 (1999)
- [7] 友近, 前田, 中山, 北村, 白石: 高効率熱回収型流動床炉におけるモデル予測制御システム; システム制御情報学会論文誌, Vol. 14, No. 3, pp. 54–62 (2001)
- [8] 友近, 前田, 中山: 都市ごみ焼却炉におけるモデル予測制御の適用; 第43回システム制御情報学会研究発表講演会講演論文集, pp. 663–664 (1999)
- [9] 松山, 橋本, 西谷, 仲: プロセスシステム工学 (新体系化学工学), pp. 103–141, オーム社 (1992)
- [10] E. F. Camacho and C. Bordons: Model Predictive Control, Springer (1998)
- [11] 足立: 制御のためのシステム同定, 東京電機大学出版局 (1996)
- [12] 足立, 鈴木, 永田: 多段先予測に基づく同定と制御の統合設計; 第40回システム制御情報学会研究発表講演会講演論文集, pp. 391–392 (1996)
- [13] 友近, 前田, 中山, 新谷: 都市ごみ焼却炉におけるモデル予測制御システム; 計測自動制御学会論文集, Vol. 40, No. 7 (2004)