モデル予測制御を用いた晒白色度の多変数制御

王子製紙株式会社 春日井工場 施設部電気計装課 ○川 北 真 裕
 王子製紙株式会社 製紙技術研究所 森 芳 立
 横河電機株式会社 産業ソリューション事業本部 西 村 淳

A Multivariable Brightness Control of Bleaching Process by Model Predictive Control

Masahiro Kawakita

Kasugai Mill, Oji Paper Co., Ltd.

Yoshitatsu Mori

Pulp and Paper Research Laboratory, Oji Paper Co., Ltd.

Jun Nishimura

Industrial Solutions Business Headquarters, Yokogawa Electric Corporation

川北真裕

The needs of the optimal control for paper mills are increasing. The optimal control can reduce the cost and increase the productivity. MPC (Model Predictive Control) is a controller which can control the multivariable and long delay time system optimally, so the MPC is suitable for the optimal control of the paper plant.

We applied the MPC system to the soft wood bleaching process of the KASUGAI Mill for the brightness control. The purpose of the brightness control is to stabilize the discharged final pulp brightness and to decrease the chemical cost.

The sequence flow of the target bleaching process consists of [D 1-E/O-P-D 2] stages. At first, we applied this MPC system to the D 2 stage of the bleaching process to verify the controllability of MPC to bleach process. As the result, we could see the contribution effect of the MPC system to stabilize the final brightness. The next target is to expand and to improve the MPC system to cover the whole process of the bleach plant.

分類：V₁ 計装・制御システム一般，V₂ 紙パルプ工程制御システム

1. はじめに

近年、紙パ業界を取り巻く環境の変化から、より一層のコスト削減が求められている。これを計装の面から支えるのは制御の更なる自動化と効率化である。つまりプラント全体の制御を最適化することにより、コストの削減を目指すという考え方である。しかし多入力多出力系であるプラント全体の最適化を目的とするような制御をPIDで扱うには限界があり、また時定数やむだ時間が長い系の制御もPIDでは難しい。特に紙パプロセスにおいては、むだ時間が長いプロセスが多く、PID制御のみでは制御性に限界がある場合が多い。以上より、紙パのプラント全体を視野に入れた最適な制御を行うためには、多入力多出力かつ大きなむだ時間をもつ系を扱うことのできる制御アルゴリズムが必要となる。

このような要求に応える制御アルゴリズムの一つとしてモデル予測制御 (Model Predictive Control; MPC) が提案されており、他の産業分野で既に多くの実績を上げている。

近年当工場の晒設備もすべて ECF 化されたが、ECF 晒工程における主要な晒薬品である二酸化塩素 (ClO₂) のコスト高がひとつのネックとなっている。そこで我々は ECF 晒プラントへモデル予測制御を適用することにより、プラントの運転状態を維持しつつ経済運転を達成することを目指している。本稿ではこの取組みについて紹介する。

2. モデル予測制御について

MPC は制御器の内部に制御対象の多変数入出力モデルを持つ。MPC はこのモデルを用いて所与の外乱に対する系の将来の出力を予測し、これと目標とのズレを最小にするように入力の設定を決める。このとき予測された出力と実際の出力との間にズレが生じた場合、出力はフィードバック修正機構により逐次修正されていく。これが MPC の基本的な動作である。よって、MPC における制御器の設計とは、MPC のアルゴリズムが構築済みであるならば、制御機能を満たすためのモデルの構築に他ならない。

— 51 —

段のモデルを作成する。すなわち「何を制御したいか=制御対象」と、それらを「何を使って制御したいか=制御端, 外乱」を定め, それらの間の「入出力関係=伝達関数」を求める, という手順である。

まず「何を制御したいか」を定める。

晒工程の目的からして当然, D2 出白色度が主要な制御対象である。また上で述べたように, 濾液 pH の管理も重要である。これら現状 DCS で制御されている項目に加えて, 二酸化塩素晒においては残塩の管理も重要である。濾液の導電率が濾液中 ClO_2 濃度と強い相関を持つことから, 残塩計の代用として濾液導電率計を用いる。以上より, D2 塔において制御すべき項目を「D2 塔出白色度」, 「D2 塔濾液 pH」, 「D2 塔濾液導電率」とし, これらそれぞれに制御目標を定めて, それぞれについて多変数制御を行うこととする。

つぎにこれら制御対象を「何を使って制御するか」を定める。

まず D2 塔出白色度についてである。操作量は従来の制御と同じく「 ClO_2 添加率」とする。外乱として最も重要なのはこれも従来と同じく, 白色度に大きく影響を及ぼす「D2 塔入白色度」である。また今回はこれに加えて原料濃度の変化を検知するパラメータとして「D2 a 塔頂スクレーバ消費電流」も外乱として採用することにする。

次に D2 塔濾液 pH の制御について考える。従来の制御では pH の低下を外乱とみなし, pH 上昇の効果を持つ NaOH 添加率のみを操作量として制御してきた。しかし前節で述べたように pH 低下は ClO_2 添加率にも影響される。そこで今回は「 ClO_2 添加率」と「NaOH 添加率」の双方を操作量とする。また, D2 塔入原料 pH 相当として前段の P 塔濾液 pH も外乱として取り込んだ。

以上のように決定された構造に従い, 操作量および外乱それぞれから制御対象への伝達関数を求め, それを組み合わせることでモデルは構成される。 ClO_2 添加率→D2 出原料白色度, ClO_2 添加率→D2 出濾液 pH, ClO_2 添加率→D2 出濾液導電率, NaOH 添加率→D2 出濾液 pH についてはそれぞれ ClO_2 添加率および NaOH 添加率のステップ応答テストを行い, そのデータを用いたシステム同定結果から伝達関数を得た。図3は ClO_2 添加率ステップ応答テストに対する各パラ

上段より D2 塔入白色度, D2 a 塔 ClO_2 添加率, D2 a 塔頂スクレーバ消費電流, D2 塔出白色度, D2 塔濾液 pH, D2 塔濾液導電率

図3 ClO_2 添加率ステップ応答テスト

メタの変化の様子である (グラフ 2 段目がステップ状に変化させた ClO_2 添加率)。

またその他の伝達関数に関してはステップ応答テストの実行は困難なため, 通常の操業データからシステム同定を行いモデルを得た。同定には Exasmoc パッケージの同定ツール AIDA を使用した。こうして得られた操作端および外乱それぞれから白色度への伝達関数を組み合わせて得られたモデルによるシミュレーションの様子が図4である。

以上のようにして得られた D2 段の制御用モデルをまとめると図5のようになる。

得られたモデルを用いた MPC コントローラによる D2 段の白色度制御の結果を示す。図6は判り易いように D2 入原料白色度と D2 出目標白色度をむだ時間分後ろにシフトして D2 出原料白色度に重ねたグラフである。また図7は ClO_2 添加率の推移である。

反省点として, 制御開始直後のパルプの白色度目標からのズレが少々大きかったことが挙げられる。これは入白色度の変動がたまたま大きかったことと, 制御の開始直後で Exasmoc が持つ学習機能が十分に働いていなかったことが原因として考えられる。ただしこのズレの大きさは最大で 0.4 ポイント程度であり, 品質目標の基準である ± 0.5 ポイントの範囲には含まれる程度ではある。

上段: D2 a 塔 ClO_2 添加率

下段灰線: D2 出白色度 下段黒線: シミュレーション結果

図4 出白色度のシミュレーション

図 5 D 2 段 MPC 制御モデル

図 6 MPC 制御時の D 2 出白色度

図 7 MPC 制御時の ClO_2 添加率推移

また概ね 16:00 以降は出白色度は目標にほぼ追従している。これは制御テスト開始から 8 時間程経っており、Exas-moc の持つ自動修正機能も効いてきた為と思われる。16:00 から制御終了時点の原料が出る 21:00 までの D2 出白色度の 1σ は 0.106, テスト直前の 1σ は 0.158 と、MPC の適用により白色度のばらつきに改善がみられ、MPC による白色度の制御が有効であることが確認できた。

4.2 プラント全体の制御と最適化

前項において、D2 段への適用により白色度制御に対する MPC の有効性は確認できた。そこで次に経済運転の実現のために、3 BL プラント全体への適用に着手した。

図 6 のトレンドからもわかるように、D2 入の白色度はばらつきが激しい。よって上流に MPC 制御を施すことで D2 入白色度を一定させるだけでもより一層の D2 出白色度の安定化を図ることができるとともに、D2 段における ClO_2 の過剰添加も避けられ、 ClO_2 添加率削減に寄与できる。また、各段での白色度上昇分の分担を見直すことでより ClO_2 添加率を削減できる可能性がある。

そこで、現在の操業の特徴から、3 BL を D1 段、[E/O-P] 段、D2 段の 3 つのブロックに分けそれにそった制御モデルの構成を考えている。白色度のモデルのみを書いたものが図 8 である。ただし、ここに記したのは特に支配的なパラメタ

図 8 3 BL 白色度モデル概念

のみであり，原料濃度等，晒性に関係あると考えられる他の外乱に関しては別途検討が必要となる

この構成は各ブロックの出力を後段へと順に渡していく形になっているため，各ブロックの白色度目標を調整することにより次段の薬液添加率に影響を及ぼしながらコントロールしていくことができる。すなわち各ブロックでの出力を MPC 制御によって各々の目標に厳密に追従させることにより，品質の安定化と薬液添加率削減による経済効果を狙うことができるようになると考える。

5. ま と め

本稿では MPC 制御による晒プラントの制御の取り組みに

ついて述べた。まず N 系晒設備（3 BL）の最終 ClO_2 晒段である D 2 段への適用の結果を示し，白色度安定化制御に効果があることを示した。そして，経済運転の実現のため，3 BL 全体の MPC 制御の適用へと着手していることを述べた。今後の取り組みとして，MPC により 3 BL の品質の安定を保持しつつ薬液コスト削減を実現すること，また更なる目標として当工場の L 系晒設備（4 BL）への水平展開も考えていきたい。

Reference

- 1) Yokogawa Electric Corporation : EXASMOC Online Multivariable Model Predictive and Optimizing Controller Operation Manual IM 36 J 06 D 11-01E (2004)