

第1章 最小分散制御をベンチマークとする手法

最小分散制御をベンチマークとする制御性能監視手法についての解説と
実プラント運転データへの適用結果

執筆者

丸田 浩	京都大学 大学院工学研究科化学工学専攻
加納 学	京都大学 大学院工学研究科化学工学専攻
喰田 秀樹	出光石油化学(株) 技術部総括課
樋口 文孝	出光石油化学(株) 千葉工場管理課
栗原 久光	出光興産(株) 製造部プロセスシステムセンター

1.1. 最小分散制御に基づく制御性能評価：基礎と問題点

京都大学 丸田 浩，加納 学

1.1.1. 緒言

高い品質の維持，環境負荷低減，コスト削減など，経済のグローバル化を背景に，生産活動に突き付けられる要求は際限なく厳しくなっている．このような時代の要請に応えるためには，生産プラントの能力を最大限に引き出すような運転を実現しなければならず，制御系の性能を高く維持することが最低限必要である．しかし，一般的な生産プラントには非常に多数の制御ループが存在し，どの制御ループがプラント全体の運転効率向上へのボトルネックであるかを見極めることは大変困難である．また，銘柄やロードの変更，触媒の劣化など多種多様な要因によってプラントの状態は時々刻々と変化するため，一度調整したコントローラであってもその制御性能が劣化している場合も少なくない．このため，改善を必要とする制御ループを検出する目的で，各制御系の性能を評価できるシステムティックかつ実用的な手法が必要である．

従来 of 制御性能評価手法は，最小分散制御をベンチマークとしている．この手法は，1) プロセスのむだ時間が既知であれば，通常の運転データのみから評価指標を計算できる，2) 構造の異なるコントローラの性能を絶対的に評価できる，という長所を有する．しかし，コントローラの構造が限定されている場合や制約がある場合には，必ずしも最小分散制御が実現できるとは限らない．また，制御系の安定性という観点から，最小分散を実現することが望ましいとも限らない．特に，現在でも実用上最も重要とされる PID 制御の性能評価を行う場合には，コントローラの構造が限定されているため，最小分散制御をベンチマークとする評価指標を鵜呑みにすると誤った結論を導いてしまう恐れがある．このため，PID 制御で達成可能な制御性能の限界を求めることが重要である．

本報では，PID 制御で達成可能な制御性能の限界を示すとともに，最小分散制御をベンチマークとする評価指標を PID 制御系に適用する際の問題点を明らかにする．

1.1.2. 最小分散制御をベンチマークとする方法

対象とする制御系のブロック線図を図1に示す．ここで， y, u はそれぞれ制御量および操作量である．いま，プロセスのむだ時間を $d - 1$ とすると，プロセスの伝達関数 P は

$$P(q^{-1}) = q^{-d} \hat{P}(q^{-1}) \quad (1)$$

と表される．一方，外乱は分散 σ_a^2 の白色雑音 a から生成され，その動特性は ARIMA モデルで表現できるとする．また，コントローラの伝達関数を C ，設定値を r とする．外乱の伝達関数 D を q^{-1} について展開する

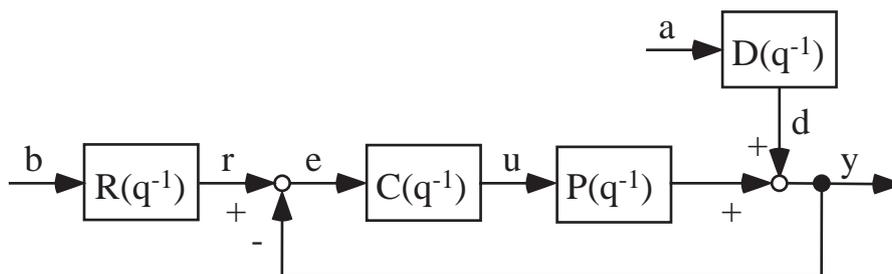


図 1: 制御系のブロック線図

と、次のインパルス応答モデルを得る．

$$\begin{aligned} D(q^{-1}) &= 1 + f_1 q^{-1} + \cdots + f_{d-1} q^{-d+1} + f_d q^{-d} + \cdots \\ &= F(q^{-1}) + q^{-d} G(q^{-1}) \end{aligned} \quad (2)$$

ここで、 f_i は i 番目のインパルス応答係数であり、 F は最初の $d-1$ 番目までの応答に対応する．設定値変更を行わない場合、すなわち $r = 0$ である場合には、制御量 y を次式のように表すことができる．

$$y(k) = \frac{D}{1+CP} a(k) = Fa(k) + Ha(k-d) \quad (3)$$

ここで、 $Fa(k)$ は現時刻 k から $k-d+1$ まで、 $Ha(k-d)$ は $k-d$ 以前の白色雑音 a によってのみ決まるため、 $Fa(k)$ と $Ha(k-d)$ は独立である．この性質を利用して、制御量 y の分散 $\text{var}\{y(k)\}$ の最小値 σ_{MV}^2 を求めることができる．

$$\begin{aligned} \text{var}\{y(k)\} &= \text{var}\{Fa(k)\} + \text{var}\{Ha(k-d)\} \\ &\geq \text{var}\{Fa(k)\} = \sigma_{MV}^2 \end{aligned} \quad (4)$$

このように、コントローラの特性に關係なく、 σ_{MV}^2 は決まる．したがって、実際の制御量の分散 σ_y^2 が σ_{MV}^2 に近ければ制御性能は良く、 σ_y^2 が大きければ制御性能は悪いと判断できる．そこで、最小分散と実際の分散の比

$$\eta(d-1) = \frac{\sigma_{MV}^2(d-1)}{\sigma_y^2} \quad (5)$$

を制御性能評価指標として利用する．この指標は Harris index または closed-loop potential (CLP) と呼ばれる．なお、最小分散 σ_{MV}^2 はプロセスのむだ時間 $d-1$ の大きさに依存するため、ここでは評価指標をむだ時間 $d-1$ の関数として表している．評価指標は $0 \leq \eta \leq 1$ の範囲内で変化し、 η が 1 に近いほど制御性能は良い．ここまでは設定値変更がない場合を取り扱ってきたが、設定値追従特性も同様にして評価することができる．

1.1.3. PID 制御系への適用

前節と同様の議論は連続時間系においても展開できる．化学プロセスを対象とする場合、多くのプロセスは 1 次遅れとむだ時間で近似して問題ない．そこで、プロセスの伝達関数を

$$P(s) = \frac{K}{Ts+1} e^{-Ls} \quad (6)$$

とする．まず、プロセスのパラメータ T, L を種々変化させて、ステップ状設定値変更に対して偏差の分散 (ISE) を最小とする PID 制御パラメータを最適化計算によって求めた．PID 制御で達成可能な ISE の下限を図 2 に示す．この結果より、ISE の最小値はむだ時間 L に強く依存するが、時定数 T にはほとんど依存しないことがわかる．また、Harris index は T, L に依らず約 0.93 で一定である．したがって、ステップ状設定値変更に対しては、目標を 1 ではなく 0.93 に置き換えることで、PID 制御の性能を Harris index によって評価しても問題ないと考えられる．PID 制御によって約 0.93 という Harris index を達成できることは確認できたが、チューニングの際に毎回最適化計算を実施するのは現実的ではない．そこで、プロセスの動特性に依存することなく、高い Harris index を実現できる PID 調整則を提案する．

$$K_P = \frac{2T+L}{2KL}, T_I = T + \frac{L}{2}, T_D = \frac{TL}{2T+L} \quad (7)$$

この単純な調整則を用いると、設定値から偏差への閉ループ伝達関数はむだ時間のみをパラメータとして含むようになる．このとき、ISE はむだ時間に比例し、Harris index は約 0.88 となる．

ここまでの結果からは、最小分散制御をベンチマークとする評価指標を PID 制御系に適用しても問題ないように見える。しかし、外乱が付加される場合には、状況は大きく異なる。プロセス入力側にステップ状外乱が付加された場合の結果を図 3 に示す。この結果より、PID 制御で達成可能な Harris index は高々 0.3 ~ 0.5 程度であり、しかも Harris index はむだ時間だけでなく時定数にも強く依存する。このため、PID 制御の性能評価は困難である。なお、提案調整則は設定値追従を目標としているため、外乱抑制性能は高くない。また、外乱の動特性が速いほど、すなわちステップ状変化に近づくほど、高い Harris index を実現できるようになる。本節では、連続時間系を対象に議論を進めてきたが、離散時間系でも同様に議論を展開することができる。

1.1.4. 結言

設定値追従と外乱抑制とでは、PID 制御によって達成可能な Harris index が大きく異なるため、最小分散制御をベンチマークとする性能評価手法を利用する際には、結果の解釈に注意が必要である。外乱の影響が大きくなり、設定値変更が行われる PID 制御系であれば、最小分散制御をベンチマークとする手法を適用しても問題ない。ただし、目標値は 0.9 程度とすべきである。

なお、プロセスモデルが既知である、あるいは同定できるという前提をおけば、より厳密に PID 制御の性能を評価できる。しかし、この場合、最小分散制御をベンチマークとする手法の簡便さは失われてしまう。実際、すべての制御ループにおいて同定実験を行うのは現場への負担が大きい。したがって、簡便な PID 制御性能評価手法の開発が望まれる。

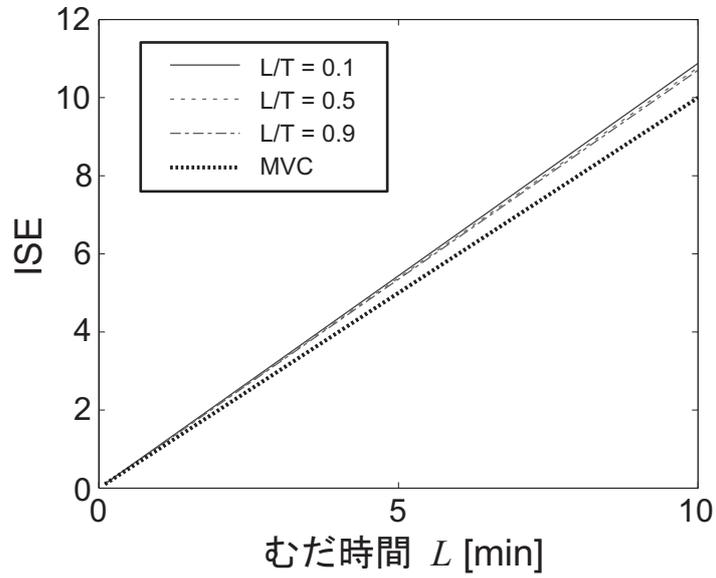


図 2: 実現可能な ISE の最小値 (設定値変更)

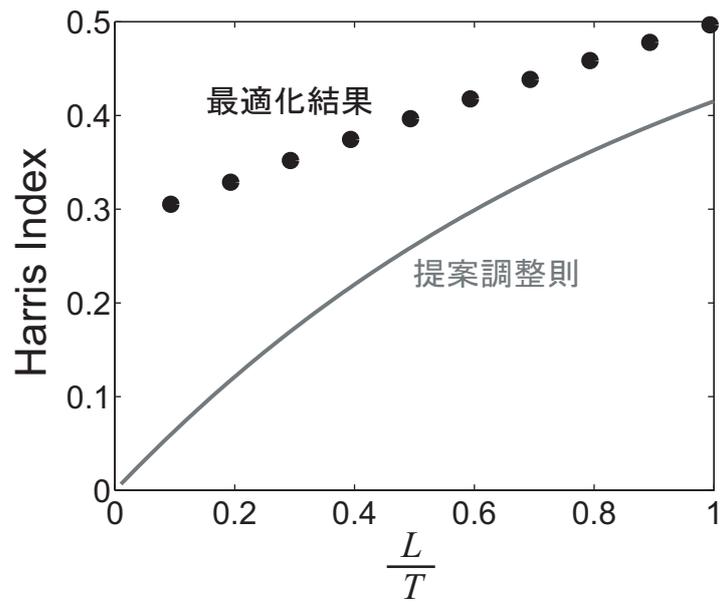


図 3: 実現可能な制御性能評価指標 (外乱)

1.2. プラントデータへの適用結果

出光石油化学 喰田 秀樹, 樋口 文孝

出光興産 栗原 久光

1.2.1. はじめに

実プラントの運転データを用いて **Harris Index** を算出し、最小分散制御をベンチマークとする制御性能監視手法の有効性、実用性を確認する。

併せて、**Harris Index** を利用したむだ時間同定方法や白色化フィルタ次数が計算に及ぼす影響についても確認する。

1.2.2. 検討内容

本検討では、実プラントデータを使用して以下の3つの確認を行う。

① **Harris Index** の有効性、実用性の確認

改善を実施した制御ループのデータを2種類用意し、それぞれ改善前後の **Harris Index** を求め有効性、実用性の確認を行う。

② **Harris Index** によるむだ時間同定の実用性確認

Harris Index を用いたむだ時間同定方法を実プラントデータに適用し、同定方法の実用性を確認する。

③ 白色化フィルタ次数の影響

白色化フィルタの次数 (AR, MA モデル次数) がどの程度計算結果に影響するか、確認する。

1.2.3. 対象の概要

本検討に使用する対象の概要を図1～4に示す。装置及びデータは検討にあわせ、以下の3つの組み合わせを用意した。

データ②、③は(出力制約のかかる)MPC を適用している制御ループであるため、本検討のデータとして不適切である可能性もあるが、制御性能を確認したい意味もあり採用した。

- ①対象 : 熱交換器の温度制御ループ (図1. a)
- データ : PIDパラメータ調整前後の明らかに調整効果の出ているデータ (図2)
チューニング手法はCHR法を使用。
- ②対象 : 蒸留塔の塔内温度制御ループ (図1. b)
- データ : MPC適用前後の一見して適用効果の分りにくいデータ (図3)
- ③対象 : 反応器の性状(ガスクロ分値)制御ループ (図1. c)
- データ : むだ時間が明確な運転データ (図4)

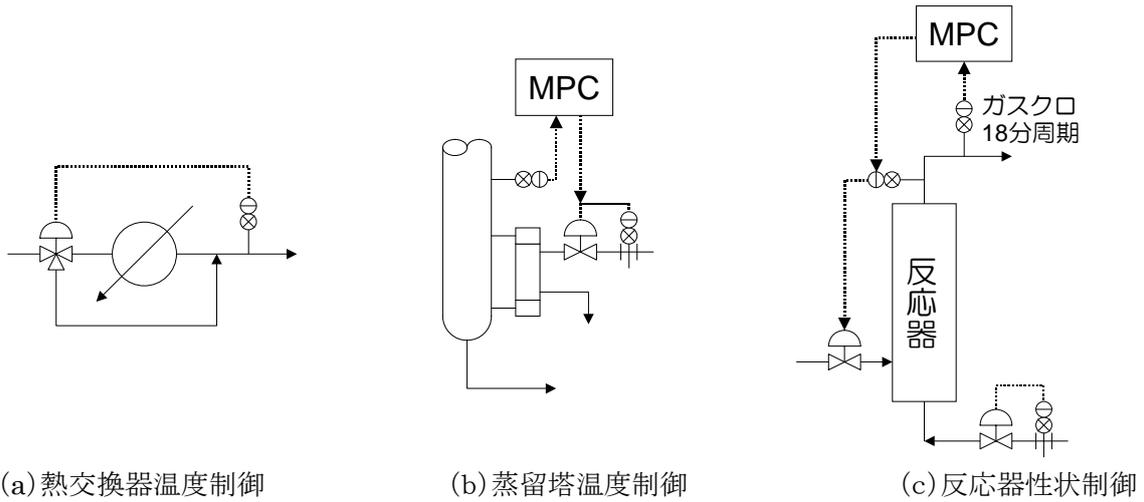


図1. 対象装置概要

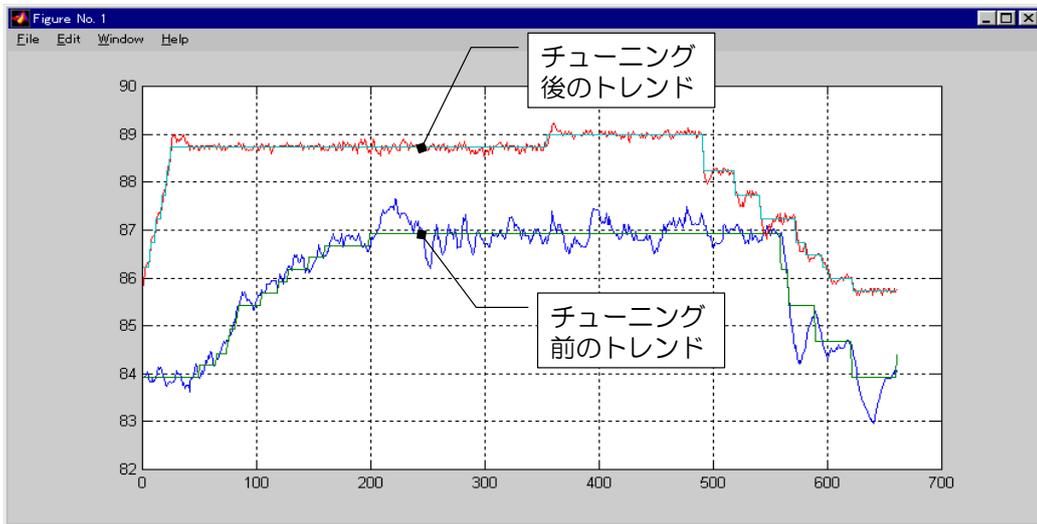


図2. 熱交換器温度データ

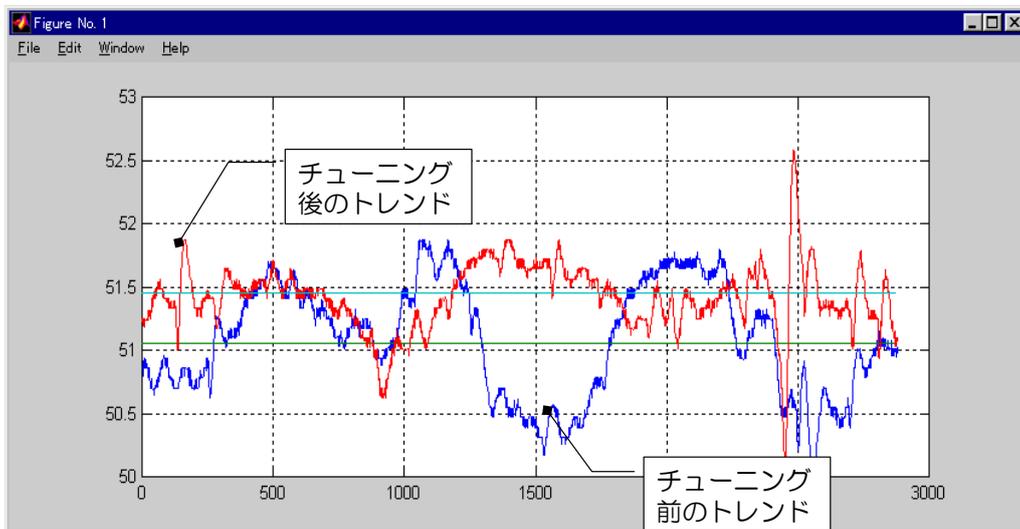


図3. 蒸留塔温度データ

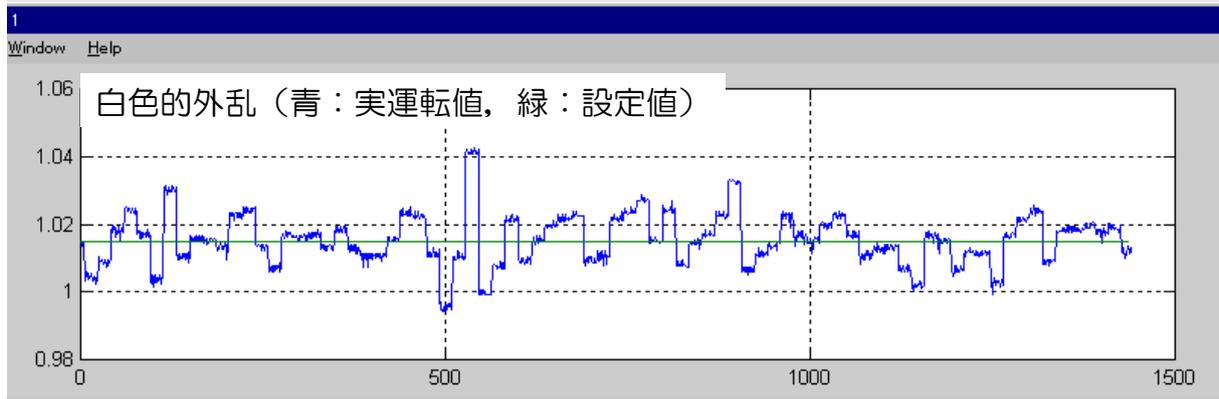


図4. 性状制御データ

1.2.4. 検討結果

1.2.4.1. Harris Index の確認

データ①, ②を使用して Harris Index を算出した。

計算の前提と結果を表 1 に示す。

表 1. 計算の前提と結果

	データ①	データ②
むだ時間	1 [min]	20 [min]
白色化フィルタ次数	ARMA モデル次数 3	
制御改善前	0.147 (0.285)*	0.085 (0.435)*
制御改善後	0.673 (0.086)*	0.311 (0.269)*

※制御改善前後の下段カッコ内は標準偏差

- データ①では改善前後の標準偏差の違い(約1/3)やトレンドを見ても明確に効果は分かるが、Harris Index では4倍以上の差となっており、調整効果の評価指標としてより感度が高くなっている。
ただし、データ①は運転員の感覚では全く問題ない調整となっているにも関わらず、Harris Index としては十分ではないという結果になっている。
- データ②はトレンドデータを一見すると改善効果の有無が分かりにくいデータであるが、Harris Index はデータ①と同様に約4倍近くになっており、データ①と同様調整効果の評価指標としてより感度が高いと言える。
このことから、Harris Index による評価の方が制御改善の効果がより分かり易くなっていると言える一方で、データ①とは逆に使用する側から見ると過大評価となっているという見方もできる。
- データ①の改善前とデータ②の改善後の標準偏差は同程度の値であるが、Harris Index として

はデータ②の改善後の方が大きくなっており、制御対象の困難さ(むだ時間の大きさ)を考慮した評価が行われていることが分かる。

上記より、以下のことが言える。

- **Harris Index** では制御性能の向上度合いが強調される、また、制御対象の困難さが考慮される、など制御性能を相対的に表すには良い指標となっている。
- データ①のように実用上全く問題のない調整となっているにもかかわらず、絶対値で見た場合に十分な制御性能でないという結果や、逆にデータ②のように過大評価に見えるような結果が出ており、実用する側とのギャップがある。絶対的な指標として使用するためには工夫が必要である。

1.2.4.2. むだ時間同定の可能性

データ②及び③を使用して、**Harris Index** を利用したむだ時間同定の可能性について述べる。

データ②と③のむだ時間－**Harris Index** プロットを図5, 6に示す。

- データ②は事前の検討でむだ時間を1分と推定している。(むだ時間＋一次遅れで近似)
しかし、傾きが緩やかになる時点は1分ではなく上記結果と一致しない。
さらに、制御改善前後で傾きが緩やかになる時点が異なり(改善前:9分程度, 改善後:3分程度)、同じ制御対象であるにもかかわらず一致しておらず、むだ時間を同定できていると言えない。
ただし、データ②は蒸留塔温度制御ループであり、実際にはむだ時間のない高次遅れである可能性もあるため、**Harris Index** の傾きが緩やかになる時点が純粋なむだ時間を表しているかどうかは不明である。
- データ③は事前検討でむだ時間を18分と推定している。
このむだ時間はガスクロの分析周期と一致しており、正確なむだ時間を示していると思われる。
本データでは推定したむだ時間と**Harris Index** の緩やかになる時点が完全に一致しており、正確に同定できている。

上記より、**Harris Index** を利用したむだ時間の推定については、可能性はあるが高次遅れへの対処法など課題があり、全てのデータにおいて有効であると言えない。

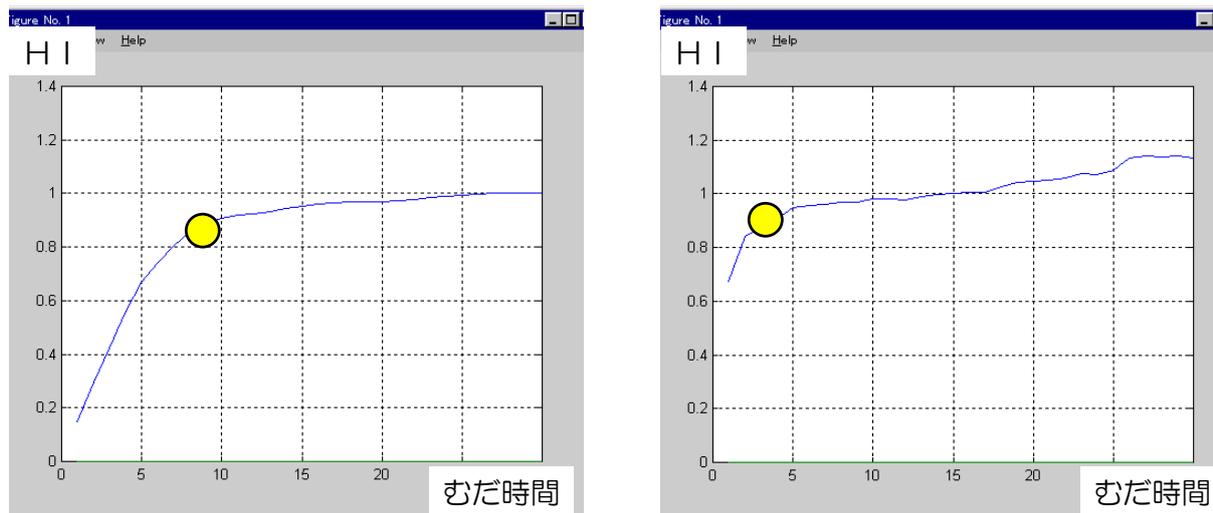


図5. むだ時間－Harris Index プロット(左:データ②改善前, 右:データ②改善後)

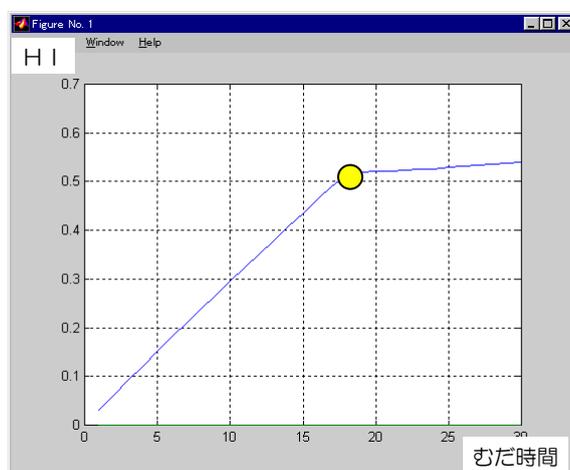


図6. むだ時間－Harris Index プロット(データ③)

1.2.4.3. 白色化フィルタ次数の影響

次に白色化フィルタの次数 (ARMA モデルの次数) が計算結果に与える影響について検討した。

データ②制御改善後のデータを使用して, AR, MA モデル次数を 1~20 まで変化させた時の Harris Index の変化を図7に示す。

同一データでもバラツキが大きく, モデル次数により, Harris Index は最大で 0.15 程度の違いが出ている。同一ループでは, モデル次数を固定すれば改善前後などの比較を行うことが可能であるが, 異なるループの制御性能の良否を判定する場合には問題となる可能性が大きい。

今回の検討ではモデル次数は全て3次で計算しているが, 適切なモデル次数については AIC などでも求める事が可能であり, 今後の検討課題とする。

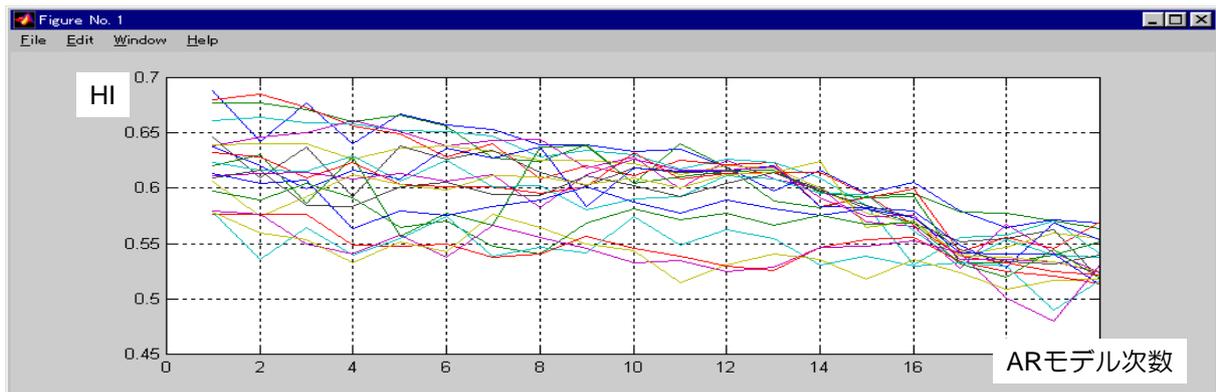


図7. 白色化フィルタ次数 (AR, MA モデル次数) と Harris Index の関係

1.2.5. おわりに

実プラントの運転データを使用して Harris Index を算出し、実用性の確認をした。

Harris Index は、制御改善前後のデータで比較した場合には効果が強調され分かりやすくなり、さらに制御対象の困難性を考慮した比較ができる、という点で有効な指標であると言える。

一方、実用上全く問題のない(設定値と運転値に殆ど偏差のない)データでも絶対値としてみた場合に制御性能が十分でない結果となるなど、実用側とのギャップもある。

上記のことより、現状では相対的な評価指標(同一ループの制御改善前後の比較や異なるループの制御性能比較)としては実用上問題ないと言えるが、絶対的な評価指標(指標が 0.5 以下になったら再調整が必要, 0.7 以上にするためにはどの制御方式にしなければならないか, などの評価)として実用するためにはなんらかの工夫が必要である。