

モデル不要直接的PID調整法 E-FRIT の解説

京都大学大学院工学研究科化学工学専攻

加納 学

Copyright © 2007-2011 Manabu Kano

E-FRIT (イーフリット) は、プラントモデルを構築することなく、日常的に取得されている閉ループデータ (フィードバック制御下での運転データ) から直接的に最適な PID 制御パラメータを決定できる手法です。モデル構築の手間を省き、手軽かつ迅速に高性能な PID 調整を行いたいという産業界のニーズに答えるために開発されました。既に、複数の企業において E-FRIT の適用実績があり、大きな成果をあげたと報告されています。

E-FRIT では、ユーザが事前に決定しなければならない調整パラメータはほとんどありません。運転データ (設定値 SV, 制御変数 PV, 操作変数 MV) と既存コントローラの設定情報があれば、希望する整定時間を与えるだけで、PID 制御パラメータが最適化されます。

なお、E-FRIT は化学プロセス制御 (主な対象は石油化学プロセス) での利用に最適化されています。このため、例えば、PID 制御に加えて PI-D 制御および I-PD 制御が実装されており、参照モデルには振動のない二項係数標準型を採用しています。さらに、操作変数の変動をできるだけ抑制するような調整がなされています。標準設定で望ましい結果が得られない場合には、適用対象に応じて設定を変更して下さい。

徹底的に産業応用で成果をあげることを目指し、日本学術振興会プロセスシステム工学第 143 委員会ワークショップ No.27 「プロセス制御技術」における産学連携技術開発の一部として、E-FRIT 基本アルゴリズムを京都大学で開発した後、経験豊富な小河氏 (山武) を中心に現在も改良を重ねています。開発および産業応用の初期には、大寶氏 (三井化学)、滝波氏 (昭和電工)、高橋氏 (昭和電工)、吉井氏 (出光興産) をはじめ、ワークショップ No.27 メンバーにご尽力いただきました。

一般公開するのは E-FRIT の MATLAB プログラムです。ソースファイルを公開しますので、アルゴリズムの詳細を確認していただけます。

目次

1	はじめに	1
2	モデル不要PID調整法: E-FRIT	2
2.1	調整手順	2
2.2	参照モデルの設定	3
2.3	重み係数 λ の設定	4
3	産業応用事例	4
3.1	石油化学プロセスへの適用	4
3.2	ボイラープロセスへの適用	5
4	おわりに	6

1 はじめに

本解説では、最新版の E-FRIT (extended fictitious reference iterative tuning) version 2.0 について、その概要と産業応用事例を紹介する。

本題に入る前に、まず、化学プロセス制御における PID 制御の位置付けを確認しておく。化学産業界におけるプロセス制御技法応用の典型的な姿は以下のようにまとめられる [1]。

- 制御技法の適用比率は、PID 制御：100，古典的高度制御：10，モデル予測制御：1 である。
- 連続プロセスを主体とする 24 の製造設備において、5,006 ループの PID コントローラを使用している。ループ数は製造設備の新設や増強あるいは停止に対応して増減を繰り返している。
- 古典的高度制御が有効な対象は多い。それにもかかわらず適用数は伸びていない。
- モデル予測制御は、1992 年から推進してきた高度制御プロジェクトを通して、大規模プロセスの経済運転を実現する多変数制御の標準的な技法として定着した。

国内の石油化学企業では、より安全で安定な運転を目指した改善活動が活発に行われている。その一つの柱が、基本制御システムすなわち PID 制御システムの制御性能改善活動である。PID コントローラを適切に再調整するという単純明快な改善活動の狙いは次の 4 項目である。

- 外乱抑制性を高めて、運転を安定化する。
- 生産量などの運転条件の変更を自動的に迅速に行えるようにする。
- 運転状態を経済的な条件に確実に変更できるようにする。
- そして何よりも、オペレータを PID 制御ループの介護から解放する。

さらに、改善活動に付随する効果として、計測器や操作部の問題点を摘出できること、古典的高度制御の適用可能な対象を発掘できることなどが挙げられる。

PID 制御性能改善活動は多くの企業で実施されているが、平均的な事業所における制御ループ数は数千にもなり、調整作業を全てのループに対して実施することは難しいのが実情である。プラント全体の制御性能を効率的に向上させるためには、ボトルネックとなっている少数の制御ループを見付け出し、それらの再調整を優先的に実施すべきである。そのためには、日常の運転データから制御性能を簡単に評価できる方法が必要であるとの認識から、最小分散制御をベンチマークとする制御性能評価手法を提案した Harris の研究 [2] を契機に、制御性能評価あるいは制御性能監視に関する研究が非常に活発に実施されている [3, 4, 5, 6]。さらに、化学プラントにおいては、制御性能が悪いと判断された場合に、その原因が制御パラメータの調整ではなく、アクチュエータである調節弁の固着である場合も多数存在したため、運転データから固着の有無を検知する方法に関する研究も大いに注目を集めてきた [7, 8, 9]。これらの技術開発の結果、膨大な制御ループの中から、性能の悪い制御ループを検出し、その原因を特定することができるようになってきている。効率的に制御性能を向上させる仕組みを実現するためには、次の段階として、簡便な PID 制御パラメータ調整法の構築が鍵となる。日本の石油化学産業においては、既にプロセス制御技術者が独自の手法を提案・実践し、成果をあげている [10]。ただし、PID 制御パラメータ調整に関しては、調整作業の負担軽減、特に一般的な調整に際して必要とされるシステム同定の回避または効率化に対する現場からの要請が極めて根強く、その要請に応えうる方法が求められてきた。

このような現場の要請に応えうる手法として、Fictitious Reference Iterative Tuning (FRIT)[11] に対して、1) 操作量の変動に対するペナルティの評価関数への導入、2) 参照モデルのむだ時間を

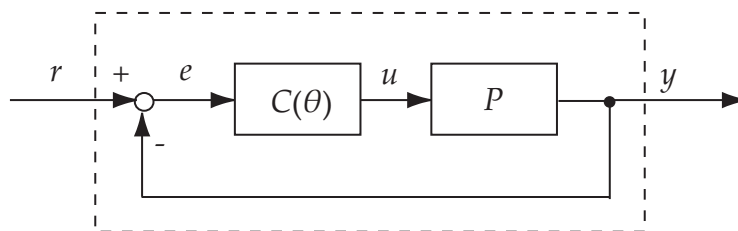


図 1: Feedback control system

最適化変数とする参照モデルと制御パラメータの同時調整，といった拡張を行った拡張型 FRIT (E-FRIT) が提案されている [12, 13] . 本報では，地道に産業応用事例を積み重ねる中で改善されてきた E-FRIT の最新版アルゴリズムを紹介する．このアルゴリズムは E-FRIT version 2.0 として，直接的 PID 調整法 E-FRIT 公式サイト [14] にて公開されている．

2 モデル不要 PID 調整法: E-FRIT

FRIT や E-FRIT は，Iterative Feedback Tuning (IFT)[15, 16] や Virtual Reference Feedback Tuning (VRFT)[16, 17] と同様，制御系の閉ループ伝達特性が望ましい伝達特性（参照モデル）と近くなるように制御パラメータを決定するモデルマッチング法であり，プロセスモデルを必要とせず，フィードバック制御下で得られる運転データから直接的に制御パラメータを調整することができる．本節では，E-FRIT による調整手順と各種設定について述べる．

2.1 調整手順

Fig. 1 のフィードバック制御系を考える． $C(\theta)$ はパラメータ θ をもつ構造の固定されたコントローラ， $u(t), y(t) (t = 1, 2, \dots, N)$ はプロセス P の入出力， $r(t)$ は設定値信号である．例えば，PID 制御の場合，

$$C(\theta) = K_P \left(1 + \frac{1}{T_I s} + T_D s \right) \quad (1)$$

$$\theta = (K_P, T_I, T_D) \quad (2)$$

となる．E-FRIT では，入出力データと参照モデルから擬似参照出力を制御パラメータの関数として立式し，実際の出力と擬似参照出力ができるだけ一致するように，かつ操作量の変動を抑えるように，制御パラメータを調整する．

具体的な調整手順を以下に示す．ただし，ある伝達関数 $G(s)$ に信号 $x(t)$ を入力して得られる出力信号の時間領域における表現 $\mathcal{L}^{-1} \{G(s)\mathcal{L}\{x(t)\}\}$ を $G(s)x(t)$ あるいは単に $Gx(t)$ と略記するものとし，入出力データのサンプリング間隔は同じとする．

1. 初期制御パラメータ θ_0 によって制御系が安定化された状態で適当な設定値信号 $r_0(t)$ を入力し，プロセスの入出力データ $u_0(t), y_0(t)$ を取得する．なお，2 回程度（変更して戻す）のステップ状設定値変更を想定している．

2. 二項係数標準形にむだ時間を加えた伝達関数を参照モデル M とする．なお， ω_0 は応答の速さを規定するパラメータであり，その設定方法は後述する．

$$M = \frac{1}{(\tau s + 1)^n} e^{-L_M s} \quad (3)$$

3. 最適化変数を $\phi = (K_P, T_I, T_D, L_M)$ とする．
4. Fig. 1 において制御パラメータ $\theta \neq \theta_0$ を適用した状態で $u_0(t), y_0(t)$ を発生する擬似設定値信号 (Fictitious Reference) $\tilde{r}(\theta, t)$ を θ の関数として求める．

$$\tilde{r}(\theta, t) = C(\theta)^{-1} u_0(t) + y_0(t) \quad (4)$$

5. 参照モデル M を用いて， $\tilde{r}(\theta, t)$ に対する参照出力 $\tilde{y}(\phi, t)$ を求める．

$$\tilde{y}(\phi, t) = M \tilde{r}(\theta, t) \quad (5)$$

6. この擬似的な出力 $\tilde{y}(\phi, t)$ と実際の出力 $y_0(t)$ が近ければ，閉ループ系は参照モデルに近いと見なせるため，次の最適化問題を解き，最適な制御パラメータ ϕ^* を算出する．ただし， λ は重み係数， $\text{Var}(\cdot)$ は分散である．

$$\phi^* = \arg \min_{\phi} J(\phi) \quad (6)$$

$$J(\phi) = \frac{1}{N} \sum_{t=1}^N \left\{ (y_0(t) - \tilde{y}(\phi, t))^2 + \lambda f_s \Delta \tilde{u}(\phi, t)^2 \right\} \quad (7)$$

$$\Delta \tilde{u}(\phi, t) = \tilde{u}(\phi, t) - \tilde{u}(\phi, t-1) \quad (8)$$

$$\tilde{u}(\phi, t) = C(\theta) (\tilde{r}(\theta, t) - \tilde{y}(\phi, t)) \quad (9)$$

$$f_s = \sqrt{\frac{\text{Var}(\tilde{y}(\phi, t) - y_0(t))}{\text{Var}(\Delta \tilde{u}(\phi, t))}} \quad (10)$$

新型アルゴリズムのポイントの1つは Eq. (9) であり，従来の算出方法

$$\tilde{u}(\phi, t) = C(\theta) (r_0(t) - M r_0(t)) \quad (11)$$

を変更している．この結果，後述するように，スケーリングパラメータ f_s を用いて重み係数を $\lambda = 1$ に固定できるようになった．

2.2 参照モデルの設定

直接的調整法では望ましい閉ループ応答を規定する参照モデルを設定する必要があるが，その設定が適切でない場合には，制御性能が悪化するばかりか，制御系が不安定になる恐れすらある．従来の直接的調整法では，閉ループ応答を参照モデルに強制的にマッチングさせるのが一般的だが，プロセスの情報が得られていない状態で参照モデルを設定することにそもそも無理があると考えられる．

そこで、むだ時間を含む伝達関数を参照モデルとする場合、E-FRIT では制御パラメータに加え、参照モデルのむだ時間も最適化変数とすることで、コントローラと参照モデルの同時最適化を行う。これにより、プロセスに関する十分な事前情報がない状態でも適切な参照モデルを定めることが可能となる。なお、参照モデルを規定する伝達関数の選び方は無限に存在するが、振動を嫌うプロセス制御においては二項係数標準形を選択するのが妥当と考えられる。また、化学プロセス制御の場合、対象プロセスの多くは高々2次遅れまでの伝達関数で十分近似できるため、閉ループ応答も4次程度で十分表現可能である。遅れを持つ高次のプロセスを1次遅れなどの低次のモデルにマッチングさせようとする、応答を急がせるために不安定化の原因となるのに対し、その逆については比較的容易に実現されるため、経験的には初期設定では4次の参照モデルが適当であると考えられる。

参照モデルのパラメータ τ も最適化変数として自動調整する手法も考えられるが、目標応答として実現が容易な遅い応答が導出される傾向があり、制御性能の向上を目指す上で望ましくない。そこで、次式のように参照モデルのパラメータ τ を設定する。

$$\tau = \frac{T_{99}}{4.4n^{0.6}} \quad (12)$$

ここで、 T_{99} は希望する整定時間（99% 応答時間）、 n は参照モデルの次数である。

2.3 重み係数 λ の設定

化学プロセスにおいては設定値追従性能や速応性も重要ではあるが、安定性がより重視される傾向にあり、制御変数と操作変数が共に穏やかに保たれる運転が望まれるため、従来のFRITのように制御変数の応答のみに着目した評価方法では不十分である。そこで、評価関数に操作変数の変動 $\Delta \tilde{u}(t)$ に対するペナルティを加えることで、制御性能と同時に安定性の向上を図る。E-FRITでは評価関数にスケーリングファクター f_s を導入することで、重み係数 $\lambda = 1$ と固定する。この結果、希望する整定時間 T_{99} のみを与えれば、E-FRITによってPID制御パラメータを自動調整できる。もちろん、狭義のPID制御のみならず、I-PD制御やPI-D制御にも適用可能である。

3 産業応用事例

本章では、E-FRITの有用性を示すため、2つの産業応用事例を紹介する。

3.1 石油化学プロセスへの適用

まず、昭和電工におけるE-FRITの適用事例を紹介する [18]。対象とした石油化学プロセスの概要を Fig. 2 に示す。このプロセスは、蒸留塔の圧力が大きく振動するためにスチーム消費量を削減できないという問題を抱えていた。この振動を抑制するため、振動との関連が疑われる塔内温度と燃料圧力の制御器にE-FRITが適用された。PID制御パラメータの調整結果を Table 1 に示す。

E-FRITが比例帯(PB)の劇的な変化を要求していることがわかる。塔内温度制御で43から8、燃料圧力制御で50から16であり、これらはそれぞれ比例ゲインを5.4倍と3.1倍大きくすることに相当し、運転員や制御技術者の許容範囲を超えていた。現場で一気にE-FRITの推奨値に設定することは許されないため、PIDパラメータを初期値から推奨値へと徐々に変更してもらえよ

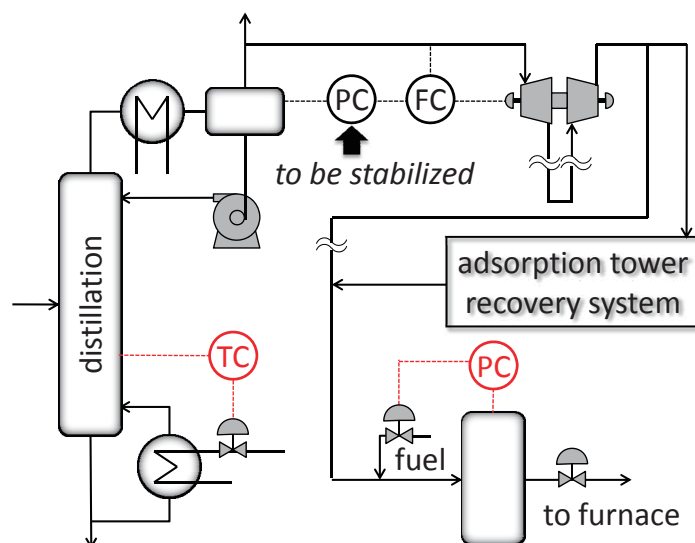


図 2: Chemical process at Showa Denko

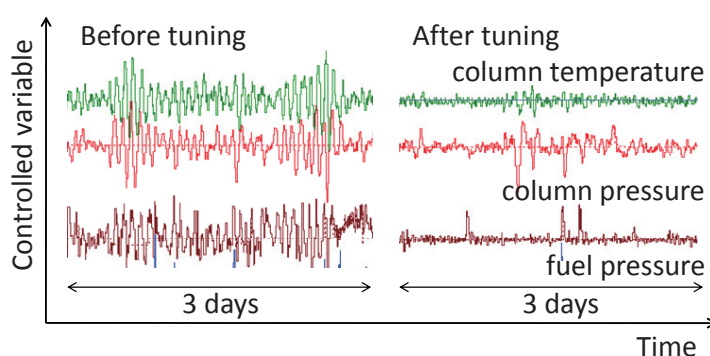


図 3: Control responses before and after retuning with E-FRIT at Showa Denko

う依頼した．最終的に到達した PB は，塔内温度制御で 10，燃料圧力制御で 18 であり，E-FRIT の推奨値に極めて近い値となった．

E-FRIT による調整前後の制御応答を Fig. 3 に示す．調整後には振動が劇的に減少しており，スチーム消費量も大幅に削減できた．この適用結果は E-FRIT の高い有用性を明確に示している．

3.2 ボイラープロセスへの適用

次に，出光興産における E-FRIT の適用事例を紹介する [18]．対象としたボイラープロセスの概要を Fig. 4 に示す．ボイラーの主蒸気温度が 2 つの減温水（デスーパー）にて制御されており，その減温水も PID 制御されるカスケード制御系になっている．ここでの目的は，PID 調整によって主蒸気温度の振動を抑制することである，

E-FRIT による調整前後の制御応答を Fig. 5 に，PID 制御パラメータを Table 2 に示す．この事例では，E-FRIT が推奨した制御パラメータをそのまま現場適用している．そのときの結果が期間 B である．約 80 分後，積分動作が弱いと感じた運転員が T_I を下げている．制御偏差の分散は，調整前（期間 A）に比べて調整後（期間 C 後半の定置制御時）には 40% にまで減少した．主蒸気温度の振動は劇的に抑制されており，この適用事例も E-FRIT の高い実用性を証明している．

表 1: PID parameters tuned for chemical process at Showa Denko. (top) column temperature control. (bottom) fuel pressure control.

	PB	T_I	T_D	J_y	J_u
	[-]	[sec]	[sec]		
initial	43	1200	220	48.0	1.77
E-FRIT	8	1621	170	-	-
final	10	1800	150	1.46	53.0

	PB	T_I	T_D	J_y	J_u
	[-]	[sec]	[sec]		
initial	50	800	30	37.5	4.60
E-FRIT	16	361	433	-	-
final	18	700	0	12.3	35.1

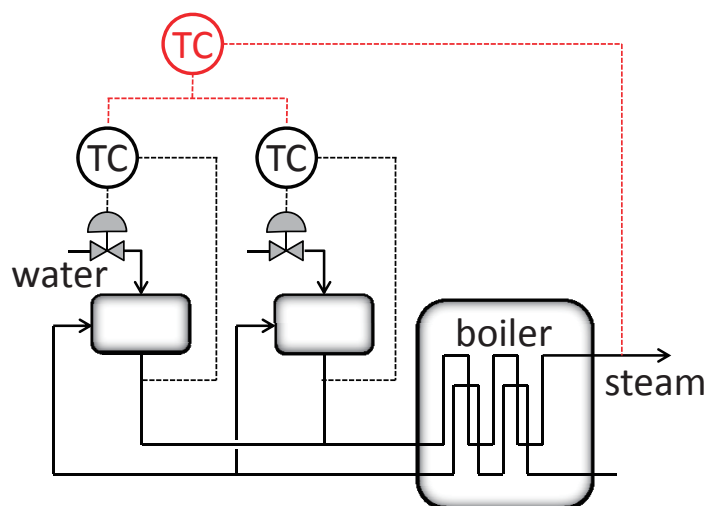


図 4: Boiler process at Idemitsu Kosan

4 おわりに

運転データから直接的に制御パラメータを求める手法はいくつか提案されているが、E-FRIT は徹底的に化学プロセス制御分野での応用を目指して開発されており、産業応用を通して改善が継続されているという点で他に類を見ないものである。紹介した新型アルゴリズムを実装した E-FRIT の MATLAB プログラムを、直接的 PID 調整法 E-FRIT 公式サイト [14] に公開しているので、興味を持たれた方は積極的に利用していただきたい。操業データさえあれば、ユーザが指定すべきは希望する整定時間 T_{99} のみである。

E-FRIT の産業応用を試みられた方は、是非、その結果を開発者にフィードバックしていただきたい。成功事例だけでなく、失敗事例も報告していただければ、そこから課題を抽出し、さらに実践的な手法へと E-FRIT を継続的に進化させていくつもりである。日本中のプロセス制御技術者のご協力を賜りたい。

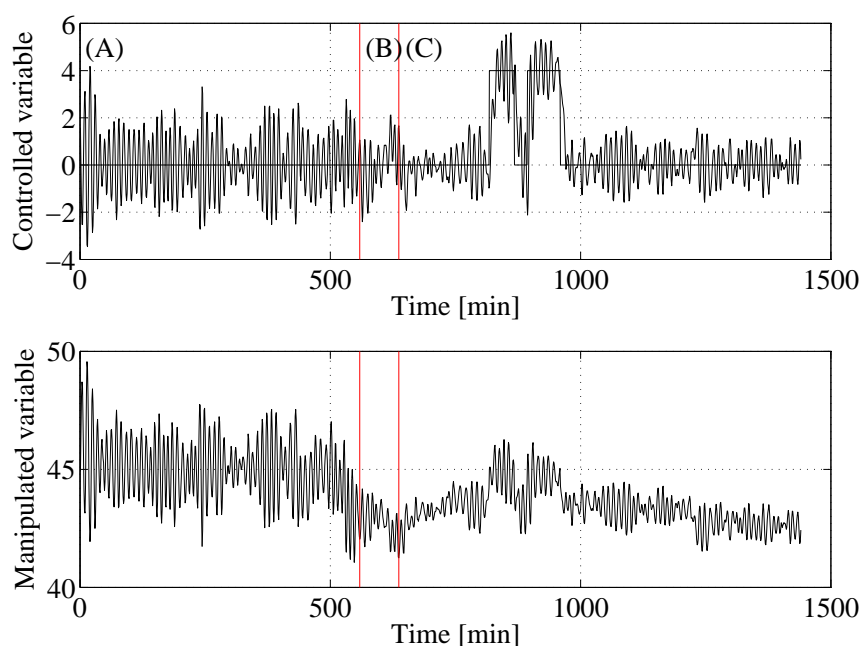


図 5: Control responses before and after retuning with E-FRIT at Idemitsu Kosan. (A) initial parameters. (B) E-FRIT parameters. (C) final parameters.

表 2: PID parameters tuned for boiler process at Idemitsu Kosan

	PB	T_I	T_D	J_y	J_u
	[-]	[min]	[min]		
A: initial	66.66	6.0	1.0	1.68	0.67
B: E-FRIT	131.6	8.9	3.6	1.04	0.15
C: final	131.6	4.0	3.6	0.50	0.09

参考文献

- [1] 小河, 加納: 化学プロセス制御技術者の実践と挑戦 - 何をしてきたのか, 何をすべきか, システム/制御/情報, **52**-8, 262/269 (2008)
- [2] T. Harris: Assessment of Closed Loop Performance, *Can. J. Chem. Eng.*, **67**, 856/861 (1989)
- [3] S. J. Qin: Control Performance Monitoring — A Review and Assessment, *Comput. Chem. Eng.*, **23**, 173/186 (1998)
- [4] T. J. Harris, C. T. Seppala and L. D. Desborough: A Review of Performance Monitoring and Assessment Techniques for Univariate and Multivariate Control Systems, *J. Proc. Cont.*, **9**, 1/17 (1999)

- [5] B. Huang and S. L. Shah: *Performance Assessment of Control Loops: Theory and Applications*, Springer-Verlag London (1999)
- [6] 加納, 山下: プロセス制御系の制御性能評価と監視, 計測と制御, **44**, 125/129 (2005)
- [7] A. Horch: Condition Monitoring of Control Loops, PhD thesis, Royal Institute of Technology, Stockholm, Sweden (2000).
- [8] 丸田, 加納, 久下本, 清水: 空気圧式調節弁固着現象のモデル化と固着検出法の開発, 計測自動制御学会論文集, **40**, 825/833 (2004)
- [9] Y. Yamashita: An Automatic Method for Detection of Valve Stiction in Process Control Loops, *Cont. Eng. Prac.*, **14**, 503/510 (2006)
- [10] 藤井, 大寶, 山本: 石油・化学プロセスにおける PID 制御の新しい展開 — 「評価」と「設計」を統合するアプローチ, システム/制御/情報, **52-8**, 270/277 (2008)
- [11] 相馬, 金子, 藤井: 一回の実験データに基づく制御器パラメータチューニングの新しいアプローチ—fictitious reference iterative tuning の提案, システム制御情報学会論文誌, **17-12**, 528/536 (2004)
- [12] 田坂, 加納, 小河, 増田, 山本: 閉ループデータに基づく直接的 PID 調整とその不安定プロセスへの適用, システム制御情報学会論文誌, **22-4**, 137/144 (2009)
- [13] M. Kano and M. Ogawa: The State of the Art in Chemical Process Control in Japan: Good Practice and Questionnaire Survey, *J. Proc. Cont.*, **20-9**, 969/982 (2010)
- [14] <http://e-frit.chase-dream.com/>
- [15] H. Hjalmarsson, M. Gevers, S. Gunnarsson, and O. Lequin: Iterative Feedback Tuning: Theory and Applications, *IEEE Control Systems Magazine*, **18**, 26/41 (1998)
- [16] 中本: 実験データに基づく PID パラメータの直接計算, システム/制御/情報, **50**, 447/452 (2006)
- [17] M. C. Campi, A. Lecchini, and S. M. Savaresi: Virtual Reference Feedback Tuning: a Direct Method for the Design of Feedback Controllers, *Automatica*, **38**, 1337/1346 (2002)
- [18] M. Kano, K. Tasaka, M. Ogawa, A. Takinami, S. Takahashi, and S. Yoshii: Extended Fictitious Reference Iterative Tuning and Its Application to Chemical Processes, Int'l Symp. on Advanced Control of Industrial Processes (ADCONIP), Hangzhou, China (2011)