

## کنترل تطبیقی پیش‌بین تابعی دمای بخار سوپرهیت مبتنی بر استفاده از توابع لاگر در شناسایی غیر ساختاری سیستم

رضا دادخواه تهرانی<sup>۱</sup>، محمدحسین فردوسی<sup>۲</sup>

<sup>۱</sup> فارغ‌التحصیل کارشناسی ارشد مهندسی کنترل، گروه کنترل، دانشگاه صنعتی مالک اشتر تهران، r.dadkhah1388@gmail.com

<sup>۲</sup> استادیار، دانشکده مهندسی برق و الکترونیک، گروه کنترل، دانشگاه صنعتی مالک اشتر تهران، ferdowsi@mut.ac.ir

(تاریخ دریافت مقاله ۱۳۹۰/۹/۵، تاریخ پذیرش مقاله ۱۳۹۰/۱۱/۱۷)

**چکیده:** در این مقاله الگوریتم کنترلی جدیدی ارائه می‌گردد که در آن کنترل تطبیقی پیش‌بین تابعی از سری‌های تابعی لاگر برای شناسایی و مدل‌سازی سیستم استفاده می‌کند و از این الگوریتم برای کنترل سیستم دمای بخار سوپرهیت یک نیروگاه حرارتی استفاده شده است. ترکیب کنترل تطبیقی پیش‌بین تابعی با شناسایی توسط سری‌های لاگر، منجر به برتری‌هایی نظیر کاهش حجم محاسبات روی خط، دقت بالا و عدم نیاز به مدل دقیقی از فرآیند برای طراحی کنترل‌کننده می‌شود. کنترل‌کننده تطبیقی پیشنهاد شده در این مقاله این توانایی را دارد که خود را با تغییرات بزرگ فرآیند تطبیق دهد، سیستم‌های نامینیم‌فاز را کنترل کند و در مواجهه با سیستم‌های با زمان تأخیر بزرگ عملکرد مناسبی داشته باشد. الگوریتم کنترلی پیشنهادی بر روی سیستم کنترل دمای بخار سوپرهیت یک نیروگاه حرارتی که با تغییر بار واحد نیروگاهی دارای تغییرات بزرگی در مدل است، شبیه‌سازی شده است. برای ارزیابی روش کنترل، نتایج شبیه‌سازی با نتایج کنترل‌کننده PID که دو تنظیم متفاوت برای کنترل بهتر دما در تغییرات بار واحد دارد، مقایسه شده و نشان‌دهنده عملکرد بهتر کنترل‌کننده پیشنهادی است.

**کلمات کلیدی:** کنترل پیش‌بین تابعی، شناسایی غیر ساختاری سیستم، توابع لاگر، سری‌های تابعی متعامد یکه، سیستم سوپرهیت بخار.

### Superheated Steam Temperature Control with Adaptive Predictive Functional Controller Based on Unstructured Identification Using Laguerre Functions

Reza Dadkhah Tehrani, Mohammad Hossein Ferdowsi

**Abstract:** in this paper, a new adaptive predictive functional controller based on unstructured identification using Laguerre functions is presented and this algorithm is used to control of the superheated steam temperature in a thermal power plant. Combining predictive functional control with Laguerre series for constructing plant model leads to lower computational efforts and higher tracking precision. There is no requirement for accurate model in controller design. The designed controller can be adapted to big process variations and has high performance for controlling non-minimum phase and time delayed systems. The proposed algorithm is applied to superheated steam temperature control in a thermal power plant which has great variations in model with changing load unit. The proposed method is compared to a PID controller witch has two set of adjusted coefficients with load variations. Simulation results show better performance for the applied control method.

**Keywords:** predictive functional control, unstructured system identification, Laguerre functions, orthonormal functional series, superheater steam system.

## ۱- مقدمه

لحظه‌ای از تغییرات بار است و پارامترها و ساختار تابع تبدیل آن با زمان تغییر می‌کنند. همسو با سایر فرآیندهای صنعتی که در آن‌ها فاکتورهای نامعینی وجود دارد، سیستم اصلی دمای بخار، برای مدل‌سازی و کنترل دارای دشواری‌هایی است. خصوصیات دینامیکی این سیستم به ناحیه کاری وابسته است. کنترل‌کننده‌های PI هنوز هم معروفترین کنترل‌کننده‌هایی هستند که برای کنترل سیستم‌های بویلر-بخار استفاده می‌شوند و در اکثر سیستم‌های کنترل توزیع شده<sup>۱۱</sup> (DCS) که در اتاق کنترل نیروگاه‌ها نصب می‌شوند، وجود دارند. این کنترل‌کننده‌ها، عموماً توسط دانش تجربی و با آزمون و خطا تنظیم می‌شوند [۱۲]. علاوه بر صرف زمان طولانی، کارایی این کنترل‌کننده‌ها همیشه رضایت‌بخش نیست و بویژه در مواردی که تغییرات بزرگی در بار یا نقطه کار وجود داشته باشد، با مشکل مواجه می‌شوند. کنترل‌کننده‌های PI آبشاری<sup>۱۱</sup> نیز که برای یک بار ثابت تنظیم می‌شوند، برای کنترل دمای بخار در نیروگاه‌ها رایج هستند. با این حال، هنگامی که تغییرات بار زیاد باشد، برای رسیدن به کارایی بهتر اغلب از کاربران برای تنظیم کنترل‌کننده‌ها استفاده می‌شود. این کنترل‌کننده‌ها شامل دو روش کنترل آبشاری حلقه‌ای<sup>۱۳</sup> و کنترل آبشاری زیربخشی<sup>۱۴</sup> می‌باشد که هر دو کنترل‌کننده از نوع PI یا PID هستند. در این کنترل‌کننده‌ها اطمینان از این که عملکرد کنترل‌کننده در همه نواحی کاری دارای کیفیت مطلوب باشد، بسیار دشوار است. الگوریتم مدل‌های چندگانه با پیش‌بینی اسمیت<sup>۱۵</sup> به نتایج بهتری ختم می‌شود، اما این روش نیازمند دانستن تأخیر سیستم، در همه زمان‌هاست. استفاده از ترکیب کنترل‌کننده‌های PID با روش‌های شناسایی هوشمند نظیر روش‌های فازی و شبکه‌های عصبی نیز در سال‌های اخیر مورد توجه قرار گرفته است. در [۱۶] از روش کنترل پیش‌بین تطبیقی که با کنترل اسمیت- PID ترکیب شده است، برای کنترل دمای بخار سوپرهیت استفاده شده است و کنترل GPC برای کنترل دمای بخار سوپرهیت در [۱۴] پیشنهاد شده است.

در این مقاله در مورد روش جدیدی از کنترل تطبیقی پیش‌بین تابعی که مبتنی بر مدل لاگر فرآیند می‌باشد و این مدل با استفاده از تقریب تابعی متعامد یک‌به‌بدست می‌آید، بحث می‌کنیم. هم‌چنین عملکرد سیستم حلقه بسته مورد ارزیابی قرار می‌گیرد. نتایج شبیه‌سازی بر روی سیستم کنترل دمای بخار سوپرهیت نیز نشان می‌دهد که الگوریتم پیشنهادی در این مقاله می‌تواند حجم محاسبات روی خط<sup>۱۶</sup> را کاهش دهد و در برابر انحراف مدل مقاوم باشد.

در ادامه این مقاله، در بخش دوم، شناسایی سیستم با استفاده از توابع لاگر تشریح می‌شود. در بخش سوم، اصول کنترل PFC، بیان می‌شود و

کنترل پیش‌بین تابعی<sup>۱</sup> (PFC) که توسط ریچالت<sup>۲</sup> و کانتز<sup>۳</sup> معرفی شد و به خانواده کنترل پیش‌بین مدل پایه تعلق دارد [۹]، [۱۰]، در سال‌های اخیر حوزه وسیعی از تحقیقات را به خود اختصاص داده است. این روش دارای مزایای زیادی مانند الگوریتم ساده، حجم محاسبات کم و دقت کنترلی بالا می‌باشد. علاوه بر این، کنترل پیش‌بین تابعی در برابر خطاهای مدل‌سازی مقاوم می‌باشد. با این حال این روش در مواردی که مدل دارای تغییرات بزرگی است، ناکارآمد می‌باشد [۱]. امروزه در مواردی از شبکه‌های عصبی و مدل‌های فازی برای حل این مشکل استفاده شده است.

از سوی دیگر، استفاده از توابع متعامد یک‌به‌یک مانند توابع لاگر<sup>۴</sup> و توابع کاتس<sup>۵</sup> به منظور تقریب، مدل‌سازی، شناسایی و کنترل فرآیندهای مختلف در سال‌های اخیر مورد توجه قرار گرفته است [۲]. با توجه به سادگی تخمین Pade، سری‌های تابعی متعامد یک‌به‌یک<sup>۶</sup> (OFS)، دارای برتری‌هایی مانند توانایی تقریب خوب برای سیستم‌های کنترلی با زمان تأخیر متغیر هستند. علاوه بر این، با ترکیب این سری‌ها با سری‌های ولتر<sup>۷</sup>، این سری‌ها می‌توانند به سادگی به حوزه کنترل پیش‌بین غیرخطی گسترش داده شود. بنابراین این روش برای سیستم‌های کنترلی نسبت به سایر مدل‌های خطی رایج مانند ARMA و ... کاربردی‌تر است [۳]. در سال ۱۹۹۵ میلادی، هوبرگر<sup>۸</sup> [۴] و والبرگ<sup>۹</sup> [۵]، به ترتیب، خلاصه‌ای از چگونگی تقریب دینامیک سیستم‌های خطی توسط OFS را در حوزه Z و S ارائه کردند که پایه کنترل تطبیقی با استفاده از OFS به حساب می‌آید.

سری‌های لاگر یکی از رایج‌ترین تکنیک‌های OFS می‌باشند. در سال ۱۹۸۸ میلادی، الگوریتم کنترلی پیش‌بین مدل پایه جدیدی برای سیستم‌های خطی بر مبنای سری‌های لاگر پیشنهاد شد و در ۱۹۹۱ این الگوریتم برای نخستین بار کاربرد صنعتی پیدا کرد و به نتایج مطلوب‌تری در قیاس با روش‌های کنترلی رایج مانند کنترل‌کننده PID دست یافت [۶]، [۷]. در سال ۲۰۰۴ میلادی، ونگ<sup>۱۰</sup> روش طراحی را از حالت زمان پیوسته به حالت زمان گسسته توسعه داد و پایداری سیستم حلقه بسته را با اعمال قیود حالت نهایی اثبات کرد [۸].

سیستم اصلی بخار سوپرهیت در نیروگاه‌های حرارتی، به لحاظ ایمنی و اقتصادی بسیار حائز اهمیت است [۱۳]. تابع تبدیل سیستم اصلی بخار سوپرهیت دارای تأخیر و نامعینی زیاد است. این سیستم، تابعی

<sup>1</sup> Predictive Functional Control

<sup>2</sup> Richalet

<sup>3</sup> Kuntze

<sup>4</sup> Laguerre

<sup>5</sup> Kautz

<sup>6</sup> Orthonormal Functional Series

<sup>7</sup> Volterra Series

<sup>8</sup> Heuberger

<sup>9</sup> Wahlberg

<sup>10</sup> Wang

<sup>11</sup> Distributed Control System

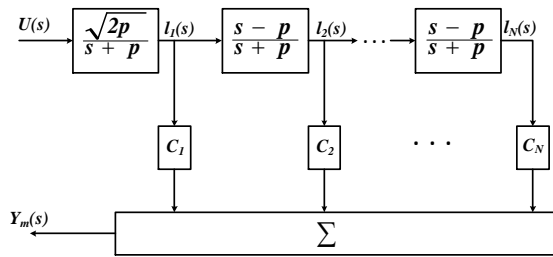
<sup>12</sup> Cascade

<sup>13</sup> Loop Cascade Control

<sup>14</sup> Subsection Cascade Control

<sup>15</sup> Smith forecast

<sup>16</sup> Online



شکل ۱: ساختار نردبانی شبکه لاگر

اگر  $T$  دوره نمونه برداری سیستم باشد و

$$\begin{aligned} \tau_1 &= e^{-pT} \\ \tau_2 &= T + \frac{2}{p}(e^{-pT} - 1) \\ \tau_3 &= -Te^{-pT} - \frac{2}{p}(e^{-pT} - 1) \\ \tau_4 &= \sqrt{2p} \frac{(1 - \tau_1)}{p} \\ \alpha &= \tau_1 \tau_2 + \tau_3 \end{aligned} \quad (5)$$

سپس ماتریس‌های توصیف کننده سیستم بصورت زیر بیان می‌شوند:

$$\begin{aligned} A &= \begin{bmatrix} \tau_1 & 0 & \dots & 0 \\ -\frac{\alpha}{T} & \tau_1 & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \frac{(-1)^{N-1} \tau_2^{N-2} \alpha}{T^{N-1}} & \dots & -\frac{\alpha}{T} & \tau_1 \end{bmatrix} \\ B &= \left[ \tau_1 \left( \frac{-\tau_2}{T} \right) \tau_4 \dots \left( \frac{-\tau_2}{T} \right)^{N-1} \tau_4 \right]^T \\ L(k) &= [l_1(k) \ l_2(k) \ \dots \ l_N(k)]^T \\ C &= [c_1 \ c_2 \ \dots \ c_N] \end{aligned} \quad (6)$$

بردار  $C$  که بردار ضرایب رویتگر سیستم با ابعاد  $1 \times N$  است، برای بیان رابطه بین مدل لاگر و سیستم موردنظر بصورت روی خط و با استفاده از الگوریتم بازگشتی مربعات خطا (RLS) تعیین می‌شود. بعبارت دیگر

$$\begin{aligned} C(k) &= C(k-1) + \{M(k)[y(k) - C(k-1)L(k)]\}^T \\ M(k) &= \frac{P(k-1)L(k)}{\lambda + L^T(k)P(k-1)L(k)} \\ P(k) &= \frac{1}{\lambda} [P(k-1) - M(k)L^T(k)P(k-1)] \end{aligned} \quad (7)$$

که در این رابطه  $\lambda$  همان ضریب فراموشی است و  $0 < \lambda \leq 1$ .

در این جا دو فرض زیر را برای ادامه کار در نظر می‌گیریم:

**فرض ۱:** پارامترهای بردار  $C$  محدود<sup>۲</sup> باشند، و سیستم فضای حالت (۴) پایدار ( $p > 0$ )، مشاهده‌پذیر<sup>۳</sup> و کنترل‌پذیر<sup>۴</sup> باشد.

**فرض ۲:** توابع لاگر، توصیف دقیقی از سیستم باشند.

در بخش چهارم نیز نحوه استخراج قانون کنترل بیان می‌گردد. بخش پنجم به تحلیل پایداری کنترل کننده ارایه شده اختصاص دارد. در بخش ششم سیستم کنترل دمای بخار سوپرهیت یک نیروگاه حرارتی تشریح می‌شود و الگوریتم کنترلی پیشنهادی در این مقاله برای کنترل این سیستم شبیه‌سازی می‌گردد. در پایان، در بخش هفتم، جمع‌بندی کلی از مقاله ارایه می‌گردد.

## ۲- شناسایی سیستم با استفاده از توابع لاگر

توابع لاگر، مجموعه‌ای کامل از توابع متعامد یکه در فضای  $L_2(0, \infty)$  هستند که بدلیل بیان ساده و آسانی تحقق شبکه آن، کاربرد زیادی یافته‌اند. این توابع بصورت یک سری تابعی بفرم

$$\Phi_i(t) = \sqrt{2p} \frac{e^{pt}}{(i-1)! dt^{i-1}} [t^{i-1} \cdot e^{2pt}], \quad i = 1, 2, \dots, \infty \quad (1)$$

تعریف می‌شوند، که در آن  $p$  ثابتی است که آنرا فاکتور مقیاس زمانی<sup>۱</sup> می‌نامند و  $t \in [0, \infty)$  نیز متغیر زمان می‌باشد. تبدیل لاپلاس توابع لاگر بصورت رابطه (۲) می‌باشد.

$$\Phi_i(s) = L\{\Phi_i(t)\} = \sqrt{2p} \frac{(s-p)^{i-1}}{(s+p)^i}, \quad i = 1, 2, \dots, \infty \quad (2)$$

هر سیستم حلقه باز پایدار را می‌توان با استفاده از یک سری لاگر مرتبه  $n$  همانند آنچه در شکل (۱) و رابطه (۳) نشان داده شده است، تقریب زد.

$$Y_m(s) = \sum_{i=1}^n C_i \Phi_i(s) U(s) = \sum_{i=1}^N C_i l_i(s) \quad (1)$$

برای بیان شبکه نردبانی لاگر، چند راه وجود دارد. اما برای ما مطلوب این است که شبکه نردبانی لاگر را بفرم فضای حالت بیان کنیم، تا امکان بیان پیش‌بینی خروجی‌های سیستم بصورت مستقیم وجود داشته باشد. بیان فضای حالت سیستم با استفاده از توابع لاگر پس از گسسته‌سازی بصورت زیر است:

$$\begin{aligned} L(k+1) &= AL(k) + Bu(k) \\ y(k) &= CL(k) \end{aligned} \quad (2)$$

در رابطه فوق  $L(k)$  بردار حالت سیستم از مرتبه  $n$  می‌باشد و  $u(k)$  ورودی سیستم است. ماتریس  $A$  ماتریسی پایین مثلثی با ابعاد  $N \times N$  می‌باشد. همچنین  $B$  ماتریس ضرایب ورودی سیستم با ابعاد  $N \times 1$  است که درایه‌های آن‌ها بصورت off-line تعیین می‌شود. بدین ترتیب میزان محاسبات تا حد زیادی کاهش می‌یابد.

<sup>2</sup> Bounded  
<sup>3</sup> Observable  
<sup>4</sup> Controllable

<sup>1</sup> Time scaling factor

## ۳- کنترل پیش‌بین تابعی

توسط مشاهدات فیلتر شده روی افق گذشته توسط برون‌یابی چند جمله-  
ای زیر بدست می‌آید:

$$e(k+i) = y(k) - y_m(k) \quad (12)$$

## ۴- محاسبه قانون کنترل

PFC یک استراتژی کنترلی است که بطور کاملاً آشکار از مدل فرآیند برای پیش‌بینی رفتار آینده خروجی فرآیند، در یک افق محدود استفاده می‌کند و تلاش کنترلی با کمینه کردن تفاضل بین خروجی پیش-بینی شده مدل و دنباله مرجع در یک افق زمانی معین بدست می‌آید [۱۱]، [۱]. قانون کنترل پیش‌بین در حالت کلی، با کمینه کردن معیار زیر محاسبه می‌شود:

$$J = \sum_{i=H_1}^{H_2} [y_m(k+i) + e(k+i) - y_r(k+i)]^2 \quad (13)$$

در رابطه مربوط به تلاش کنترلی، تنها دو ضریب توابع پایه، یعنی  $\mu_1(k)$  و  $\mu_2(k)$  نامشخص هستند. به منظور تعیین این پارامترهای نامشخص، رابطه فوق را بصورت زیر بازنویسی می‌کنیم:

$$J = [y_m(k+H_1) + e(k+H_1) - y_r(k+H_1)]^2 + [y_m(k+H_2) + e(k+H_2) - y_r(k+H_2)]^2 \quad (14)$$

که با جایگزینی روابط مربوط به دنباله مرجع و پیش‌بینی خروجی فرآیند در رابطه فوق، خواهیم داشت:

$$J = [X_1(k) + M_{11}\mu_1(k) + M_{12}\mu_2(k)]^2 + [X_2(k) + M_{21}\mu_1(k) + M_{22}\mu_2(k)]^2 \quad (15)$$

که در این رابطه

$$\begin{aligned} X_1(k) &= CA^{H_1}L(k) + e(k+H_1) - y_r(k+H_1) \\ X_2(k) &= CA^{H_2}L(k) + e(k+H_2) - y_r(k+H_2) \\ M_{11} &= C(A^{H_1-1} + A^{H_1-2} + \dots + I)B \\ M_{12} &= C(A^{H_1-2} + 2A^{H_1-3} + \dots + (H_1 - 1)I)B \\ M_{21} &= C(A^{H_2-1} + A^{H_2-2} + \dots + I)B \\ M_{22} &= C(A^{H_2-2} + 2A^{H_2-3} + \dots + (H_2 - 1)I)B \end{aligned} \quad (16)$$

حال با مشتق‌گیری از رابطه (۱۵) نسبت به پارامترهای مجهول  $\mu_1(k)$

و  $\mu_2(k)$  بدست می‌آوریم:

$$\mu_1(k) = S_y y(k) + S_L L(k) + S_w w(k) \quad (17)$$

که در این رابطه:

کنترل پیش‌بین تابعی دارای قوانینی مشابه با کنترل پیش‌بین کلاسیک است، مانند این که هر دو روش از یک مدل برای پیش‌بینی آینده خروجی سیستم استفاده می‌کنند. کنترل پیش‌بین تابعی، ساختار قانون کنترل را بصورت یک ترکیب خطی از مجموعه‌ای از توابع پایه در نظر می‌گیرد. و در ادامه می‌بایست وزن ضرایب توابع پایه در ترکیب خطی را محاسبه کرد. انتخاب توابع پایه نیز بر اساس خصوصیات فرآیند و ورودی مرجع موردنظر صورت می‌گیرد. ساختار قانون کنترل را می‌توان بصورت زیر در نظر گرفت:

$$u(k+i) = \sum_{n=1}^N \mu_n u_{bn}(i) \quad (8)$$

که در آن  $\mu_n$  ضرایب توابع پایه در ترکیب خطی هستند و N تعداد توابع پایه را مشخص می‌کند.  $u_{bn}(i)$  مقادیر توابع پایه در لحظه  $k+i$  هستند. انتخاب این توابع پایه، بستگی به طبیعت فرآیند و ورودی مرجع دارد و در حالت کلی از توابع پله، شیب و سهموی استفاده می‌شود. البته در اکثر موارد استفاده از دو تابع پایه پله و شیب کافی است:

$$u(k+i) = \mu_1(k) + \mu_2(k) \times i \quad (9)$$

الگوریتم PFC، مجموعه‌ای از متغیرهای کنترلی آینده را به گونه‌ای پیدا می‌کند که خروجی فرآیند تا آن‌جا که امکان دارد به دنباله مرجع نزدیک شود. دنباله مرجع نیز توسط یک رابطه نمایی محاسبه می‌شود:

$$y_r(k+i) = w(k+i) - \lambda^i [w(k) - y(k)] \quad (10)$$

که در آن  $H_i, i=1,2,\dots$  تعداد کل نقاط تطبیق هستند.  $y_r(k+i)$  مقادیر دنباله مرجع در زمان  $k+i$  است.  $w(k)$  نیز مقادیر نقاط تنظیم است و  $y(k)$  نیز خروجی‌های فرآیند است.  $\lambda^i = e^{-T_s/T_r}$  که  $T_s$  زمان نمونه-برداری است و  $T_r$  زمان مورد انتظار پاسخ به دنباله مرجع است.

بدین ترتیب خروجی آینده سیستم بوسیله رابطه زیر که از ترکیب روابط (۴) و (۹) به دست آمده است، قابل محاسبه خواهد بود:

$$\begin{aligned} y_m(k+i) &= CA^i L(k) \\ &+ C[A^{i-1} + A^{i-2} + \dots \\ &+ I]B\mu_1(k) + C[A^{i-2} \\ &+ 2A^{i-3} + \dots + (i \\ &- 1)I]B\mu_2(k) \end{aligned} \quad (11)$$

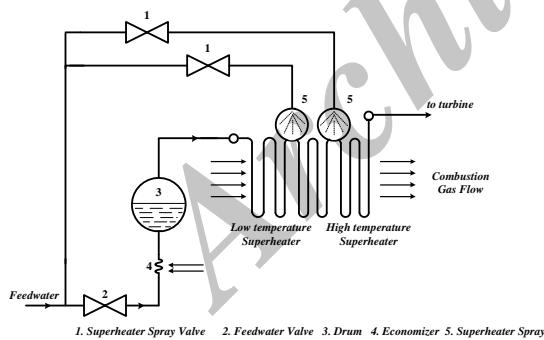
که در این رابطه  $y_m(k+i)$  خروجی مدل در لحظه  $k+i$  است.  $e(k+i)$  نیز تفاضل پیش‌بینی شده بین خروجی مدل و خروجی فرآیند است، که

<sup>1</sup> Set-point

## ۶- تشریح سیستم کنترل دمای بخار سوپرهیت بخار نیروگاه و شبیه‌سازی‌ها

برای کنترل دمای سیستم اصلی بخار سوپرهیت، آب در دو مرحله بر روی بخار اسپری می‌شود. هدف آن است که دمای بخار سوپرهیت به وسیله کنترل دبی آب اسپری شده که توسط ولوهای آب تنظیم می‌شود، کنترل شود.

همان‌طور که در شکل (۲) مشاهده می‌شود، بخار تولید شده در درام بویلر از یک سوپرهیتر اولیه عبور می‌کند و سپس به سوپرهیتر تابشی اصلی وارد می‌شود. برای کنترل دمای بخار سوپرهیت، در دو مرحله، آب در بخار اسپری می‌شود. کنترل صحیح و مناسب دمای بخار سوپرهیت برای اطمینان از عملکرد ایمن و موثر نیروگاه بسیار مهم است، چرا که دمای سوپرهیتر، بالاترین دما در فرآیند نیروگاه است. رسیدن دمای سوپرهیتر به میزان بحرانی نامطلوب است، زیرا می‌تواند سبب آسیب دیدگی سوپرهیتر و توربین فشار بالا گردد. دمای بسیار کم نیز باعث کاهش راندمان و عملکرد ناصحیح نیروگاه می‌گردد. بر همین اساس، دمای بخار سوپرهیت، با تنظیم دبی آب اسپری شده در حالات گذرا در محدوده  $\pm 10C$  و برای حالت پایدار در محدوده  $\pm 5C$  کنترل می‌شود. همچنین کاهش تنش‌های حرارتی در سوپرهیتر حائز اهمیت است، زیرا می‌تواند به کمینه کردن فشارهای مکانیکی که باعث شکاف‌های ریز در واحد می‌شود، کمک کند و به این ترتیب هزینه‌های نگهداری را کاهش دهد و سبب افزایش عمر واحد می‌شود.



شکل ۲: بویلر و فرآیند تولید بخار سوپرهیت

سه عامل اصلی وجود دارند که می‌توانند دمای بخار سوپرهیت را تحت تاثیر قرار دهند: بار، دبی بخار و دمای بخار درون سوپرهیتر [۱۲]. در بین این موارد، تاثیر بار بیش از سایرین دیده می‌شود. با تغییر شار بخار اصلی (بار)، پارامترهای مدل اصلی بخار شامل ثابت زمانی اینرسی و بهره حالت ماندگار تغییر می‌کند. هنگامی که بار افزایش می‌یابد دمای بخار افزایش می‌یابد، و بهره پایدار مدل و ثابت زمانی بصورت معکوس تغییر

$$\begin{aligned} S_y &= Q(Q_3 M_{12} - Q_2 M_{11})(1 - \alpha^{H_1}) + \\ &\quad Q(Q_3 M_{22} - Q_2 M_{21})(1 - \alpha^{H_2}) \\ S_L &= Q(Q_3 M_{12} - Q_2 M_{11})C(A^{H_1} - I) + \\ &\quad Q(Q_3 M_{22} - Q_2 M_{21})C(A^{H_2} - I) \\ S_w &= -S_y \\ Q_1 &= M_{11}^2 + M_{21}^2 \\ Q_2 &= M_{12}^2 + M_{22}^2 \\ Q_3 &= M_{11}M_{12} + M_{21}M_{22} \\ Q &= 1/(Q_1 Q_2 - Q_3^2) \end{aligned} \quad (18)$$

با استفاده از روابط فوق می‌توان، رابطه زیر را برای تلاش کنترلی نوشت:

$$u(k) = \mu_1(k) = S_y y(k) + S_L L(k) + S_w w(k) \quad (19)$$

توجه شود که تنها در صورتی می‌توان پارامتر  $\mu_1(k)$  را تعیین کرد که  $Q$  وجود داشته باشد، بنابراین در انتخاب پارامترهای آزاد کنترل‌کننده یعنی  $H_1$  و  $H_2$  می‌بایست دقت شود که به گونه‌ای انتخاب شوند که ماتریس  $Q$  وجود داشته باشد.

## ۵- آنالیز پایداری

با استفاده از فرض ۲ و رابطه (۱۹) و (۴)، رابطه فضایی حالت سیستم حلقه بسته بصورت رابطه زیر خواهد بود:

$$L(k+1) = A_C L(k) + B_C u(k) \quad (20)$$

که در آن  $A_C = A + B S_L + B S_y C$  است. بر اساس فرض ۱ می‌دانیم که پارامترهای بردار  $C$  محدود هستند،  $A$  و  $B$  نیز ثابت هستند (بصورت offline شناسایی شده‌اند) و با توجه به این که سیستم اولیه پایدار است، محدود می‌باشند.  $S_y$ ،  $S_L$  و  $S_w$  نیز با انتخاب درست پارامترهای  $H_1$  و  $H_2$  محدود هستند.  $w(k)$  یا همان نقاط تنظیم نیز برای همه زمان‌ها محدود در نظر گرفته می‌شود. لذا با توجه به محدود بودن تلاش کنترلی، بر اساس تئوری پایدار لیاپانوف برای سیستم‌های خطی، سیستم گسسته‌ای که اندازه همه مقادیر ویژه  $A_C$  آن، کمتر از واحد باشد، پایدار است و با توجه به توضیحات فوق:

$$|\lambda_i(A_C)| < 1 \quad (21)$$

و سیستم تحت کنترل، با در نظر گرفتن فرض‌های ۱ و ۲ پایدار است.

که ضرایب آن بر اساس تغییر بار واحد در دو مرحله تنظیم شده است، مقایسه می‌کنیم.

با انتخاب زمان نمونه‌برداری  $T_s=1$  Sec مدل زمان گسسته سیستم بصورت جدول (۲) است. از جمله مزایای مهم توابع لاگر در شناسایی سیستم عدم نیاز به زمان نمونه‌برداری خیلی کوچک است.

جدول ۲: مدل گسسته سیستم دمای بخار سوپرهیت نیروگاه در بارهای مختلف

Load %	Discrete model of superheated steam temperature system ( $T_s=1$ Sec.)
30	$\frac{-12.04}{z - 7.569 \times 10^{-48}} z^{-131}$
44	$\frac{-12.04}{z - 3.999 \times 10^{-41}} z^{-110}$
62	$\frac{-7.98}{z - 3.552 \times 10^{-30}} z^{-84}$
88	$\frac{-4.21}{z - 5.737 \times 10^{-22}} z^{-73}$
100	$\frac{-3.87}{z - 2.083 \times 10^{-17}} z^{-53}$

تغییرات بار سیستم در شکل (۳) نشان داده شده است. مشاهده می‌شود که بار نیروگاه ابتدا برابر با ۳۳٪ بار نامی در نظر گرفته شده است و در زمان‌های ۱۵۰۰، ۳۰۰۰، ۴۵۰۰ و ۵۵۰۰ ثانیه به ترتیب به مقادیر ۴۴٪، ۶۲٪، ۸۸٪ و ۱۰۰٪ تغییر می‌کند و بر همین اساس مدل سیستم بخار سوپرهیت بصورت جدول (۲) تغییر می‌کند. فرض می‌شود که دنباله مرجع ورودی بصورت نشان داده شده در شکل (۴) باشد، یا عبارت دیگر بخواهیم دمای بخار سوپرهیت را در محدوده ۵۳۵ تا ۵۴۵ درجه سانتی‌گراد کنترل کنیم. در شکل (۵) دنباله مرجع ورودی و پاسخ سیستم حلقه بسته با استفاده از الگوریتم کنترل تطبیقی پیش‌بین تابعی با استفاده از توابع لاگر و پاسخ سیستم کنترل‌شده توسط یک کنترل‌کننده PID در یک شکل نشان داده شده است. با توجه به تغییرات وسیع بار، برای رسیدن به یک پاسخ قابل قبول توسط کنترل‌کننده PID، ضرایب این کنترل‌کننده از ابتدا تا زمان ۳۰۰۰ ثانیه، یعنی زمانی که بار به ۶۲٪ بار نامی واحد می‌رسد، بصورت  $K_p=-0.01$ ،  $K_i=0.00045$  و  $K_d=-0.01$  و پس از آن بصورت  $K_p=-0.02$ ،  $K_i=0.0015$  و  $K_d=-0.015$  تنظیم شده‌اند. در شکل (۶) خطای ردیابی سیستم با استفاده از دو کنترل‌کننده فوق مقایسه شده است. تلاش کنترلی که منجر به پاسخ‌های حلقه بسته فوق شده‌اند، برای دو روش فوق در شکل (۷) نشان داده شده است. در این شبیه‌سازی، پارامترهای آزاد کنترل‌کننده تطبیقی پیش‌بین تابعی مبتنی بر توابع لاگر

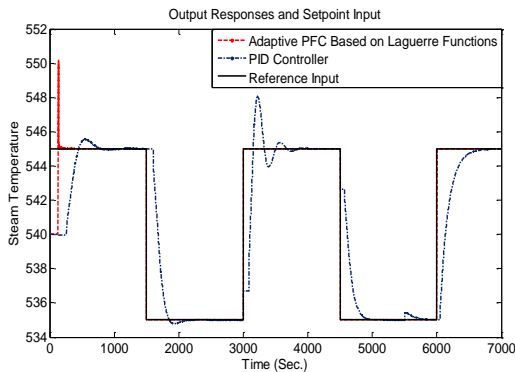
می‌کنند. لذا با تغییرات بار، می‌توان تعدادی مدل ثابت برای این سیستم متغیر با زمان در نظر گرفت. جدول (۱)، یک بویلر را در پنج ناحیه کاری از فرآیند کنترل دمای بخار، در نظر می‌گیرد و سپس پنج مدل مرتبه اول با تأخیر زمانی را به عنوان زیر-مدل برای آن منظور می‌شود [۱۵]. فاکتورهای دیگر شامل موارد زیر می‌باشند: دمای آب تزریقی، دمای بخار تزریقی به سوپرهیت و دمای ماده سوختی. اغتشاشات پیش‌بینی نشده مانند آلودگی‌های موجود روی دیواره‌ها و رسوب‌های موجود در لوله‌های بخار نیز می‌توانند تابع تبدیل سوپرهیت را تحت تأثیر قرار دهند و عملکرد سیستم را تغییر دهند. اما این گونه اغتشاشات دارای تغییرات آرام هستند و می‌توان با به‌هنگام کردن دوره‌ای مدل سوپرهیت تأثیر آن‌ها را در نظر گرفت.

جدول ۱: مدل سیستم دمای بخار سوپرهیت نیروگاه در پنج بار مختلف

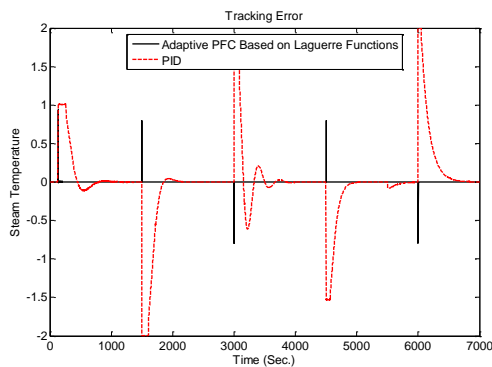
Load %	Equivalent first-order time delay model
30	$\frac{-12.04}{1 + 108.5s} e^{-131s}$
44	$\frac{-12.04}{1 + 93.02s} e^{-110s}$
62	$\frac{-7.98}{1 + 67.81s} e^{-84s}$
88	$\frac{-4.21}{1 + 48.91s} e^{-73s}$
100	$\frac{-3.87}{1 + 38.41s} e^{-53s}$

در ادامه برای بررسی کارایی کنترل‌کننده پیشنهادی در این مقاله، از این کنترل‌کننده برای کنترل سیستم سوپرهیت فوق که یک سیستم متغیر با زمان است و دارای تأخیر خیلی بزرگ است، استفاده می‌کنیم. همان‌طور که در جدول (۱) مشاهده می‌شود، سیستم دمای بخار سوپرهیت دارای تغییرات بزرگی است. این تغییرات شامل تغییر در تأخیر سیستم، تغییر بهره حالت پایدار آن و تغییر در قطب مدل سیستم می‌باشد؛ به طوری که در بارهای مختلف واحد نیروگاهی، تأخیر سیستم از ۱۳۱ تا ۵۳ ثانیه تغییر دارد، بهره سیستم نیز در بازه ۱۲/۰۴ تا ۳/۸۷ تغییر می‌کند و قطب مدل سیستم نیز از ۰/۰۹۲۱ تا ۰/۰۲۶۰۳ جابجا می‌شود. با توجه به این که کنترل‌کننده‌های PID هنوز هم، در فرآیندهای صنعتی و بویژه در سیستم‌های کنترل دمای بخار سوپرهیت استفاده فراوانی دارند، و از سوی دیگر با توجه به این که، این کنترل‌کننده‌ها، جزو کنترل‌کننده‌های Bench-mark به حساب می‌آیند، برای ارزیابی عملکرد کنترل‌کننده ارایه شده، نتایج بدست آمده از این روش را نتایج بدست آمده از یک کنترل‌کننده PID

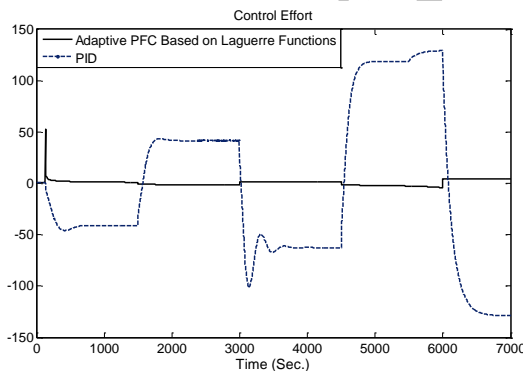
شکل ۴: نقطه تنظیم ورودی در سیستم بخار سوپرهیت



شکل ۵: دنباله مرجع ورودی و پاسخ سیستم حلقه بسته با کنترل کننده تطبیقی پیش‌بین تابعی مبتنی بر توابع لاگر و مقایسه آن با پاسخ کنترل کننده PID



شکل ۶: مقایسه خطای ردیابی کنترل تطبیقی پیش‌بین تابعی مبتنی بر توابع لاگر با کنترل کننده PID

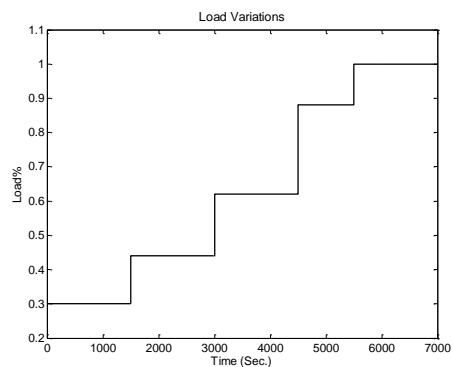


شکل ۷: مقایسه تلاش کنترلی در روش‌های کنترل تطبیقی پیش‌بین تابعی مبتنی بر توابع لاگر با کنترل کننده PID

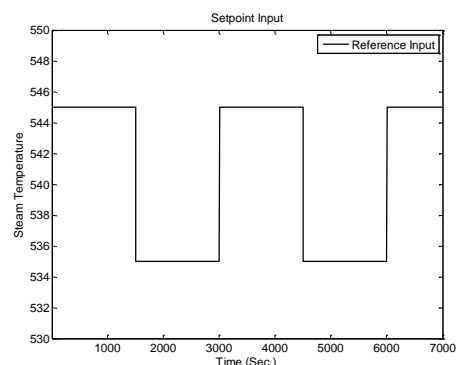
## ۷- جمع‌بندی

الگوریتم کنترل تطبیقی پیش‌بین تابعی بر مبنای مدل لاگر که در این مقاله به معرفی آن پرداختیم، به مدل دقیقی از سیستم پیش از طراحی

بصورت  $\lambda = 0.99, N = 4, T_s = 1, p = 3, T = 5, H_1 = 135, H_2 = 165$  انتخاب شده‌اند. همان‌طور که مشاهده می‌شود، کنترل‌کننده پیشنهادی در قیاس با کنترل کننده PID دارای سرعت بسیار بالاتری است، خطای ردیابی در لحظاتی که دنباله مرجع ورودی تغییر می‌کند، به سرعت به صفر میل می‌کند، این در حالی است که کنترل کننده PID به دلیل تأخیر زمانی بزرگ سیستم، دارای لختی بسیار بزرگتری است. دامنه تلاش کنترلی در الگوریتم کنترل تطبیقی پیش‌بین تابعی مبتنی بر توابع لاگر نسبت به کنترل کننده PID دارای دامنه کوچکتری است و لذا از اشباع عملگرهای سیستم مانند ولوهای کنترل دبی آب اسپری شده، پیش‌گیری می‌شود. با توجه به پاسخ سیستم حلقه بسته مشاهده می‌شود که کنترل کننده پیشنهادی توانایی ردیابی دنباله ورودی را با دقت بالا دارد و خطای ردیابی بسیار کوچک است. در حالات گذرا خطای ردیابی کمتر از  $\pm 10^\circ\text{C}$  است و در حالات ایستا نیز این خطا دامنه‌ای کمتر از  $\pm 5^\circ\text{C}$  دارد. تنها در ابتدای ردیابی، به دلیل تفاوت مقادیر اولیه بردار مشاهده‌گر C با مقادیر واقعی آن و رسیدن به یک همگرایی صحیح، اندکی خطای ردیابی وجود دارد و تلاش کنترلی در این ناحیه دارای دامنه بزرگتری است. تغییرات بار که منجر به تغییرات بزرگی در مدل و تأخیر آن می‌شود، در عملکرد سیستم مشکلی ایجاد نمی‌کند و کنترل کننده خود را به خوبی با آن تطبیق می‌دهد. در تمامی مراحل شبیه‌سازی وجود نویز اندازه‌گیری نیز لحاظ شده است.



شکل ۳: تغییرات بار نیروگاه



- [13] R. N. Silva, P. O. Shirley, J. M. Lemos, and A. C. Goncalves, "Adaptive Regulation of Super-heated Steam Temperature: A Case Study in an Industrial Boiler," *Contr. Eng. Pract.* Vol. 8, No. 8, pp. 1405-1415, 2000.
- [14] T. Moelbak, "Advanced Control of Superheater Steam Temperatures-An Evaluation Based on Practical Applications" *Contr. Eng. Pract.*, Vol. 7, No. 7, pp. 1-10, 1999.
- [15] Mingzhu Xu, Yiping Jiang, Jinzhi Liu and Shenshan Li, "Main Steam Temperature's Adaptive Control with Kautz Model", *Proceedings of the 8th World Congress on Intelligent Control and Automation*, Jinan, China, July 6-9, 2010.
- [16] Dong-Na Shi, Guo Peng and Teng-Fel Li, "Gray Predictive Adaptive Smith-PID Control and Its Application", *Proceedings of the Seventh International Conference on Machine Learning and Cybernetics*, Kunming, China, July 12-15, 2008.
- احتیاج ندارد، توانایی تطبیق با تغییرات سیستم را داراست و از مزایای کنترل پیش‌بین تابعی و توابع لاگر برخوردار است. این الگوریتم در مواجهه با سیستم‌های دارای تأخیر بسیار بزرگ و متغیر با زمان، مانند سیستم بخار سوپرهیت نیروگاه‌های حرارتی دارای عملکرد مطلوبی است. نتایج شبیه‌سازی‌ها در این مقاله و مقایسه آن با نتایج کنترل کننده PID، کارایی بالای این الگوریتم را تصدیق می‌کند.

## مراجع

- [1] Mingzhu Xu, Xiaoli Li, Heping Liu and Yanshuang Hao, "Adaptive Predictive Functional Control with Stochastic Search", *Proceedings of the 2006 IEEE International Conference on Information Acquisition*, Weihai, Shandong, China, August 20 – 23, 2006.
- [2] Mingzhu Xu, Yiping Jiang, Jie Wen and Cunzhi Pan, "Multiform Optimization of Predictive Functional Control Based on Kautz Model", *Proceedings of the 8th World Congress on Intelligent Control and Automation*, Jinan, China, July 6-9, 2010.
- [3] Haitao Zhang, Zonghai Chen, Yongji Wang, Ming Li and Ting Qin, "Adaptive Predictive Control Algorithm Based on Laguerre Functional Model", *Int. J. Adapt. Control Signal Process*, Vol. 20, pp. 53–76, 2006.
- [4] Heuberger PSC., Van den Hof PMJ. and Bosgra OH, "A Generalized Orthonormal Basis for Linear Dynamical System", *IEEE Transactions on Automatic Control*, Vol. 40, No. 3, pp. 451-465, 1995.
- [5] Wahlberg B. and Makila PM., "On Approximation of Stable Linear Dynamical Systems Using Laguerre and Kautz Functions", *Automatica*, Vol. 32, No. 5, pp. 693-708, 1996.
- [6] Zervos CC. and Dumont GY., "Deterministic Adaptive Control Based on Laguerre Series Representation", *International Journal of Control*, Vol. 48, No. 6, pp. 2333-2359, 1988.
- [7] Dumont GA., Zervos CC. and Pageau GL., "Laguerre-Based Adaptive Control of pH in an Industrial Bleach Plant Extraction Stage", *Automatica*, Vol. 26, No. 4, pp. 781-787, 1990.
- [8] LP. Wang, "Discrete Model Predictive Controller Design Using Laguerre Functions", *Journal of Process Control*, Vol. 14, No. 2, pp. 131-142, 2004.
- [9] J. Richalet, S. Abu El Ata-Doss and C. Arber, "Predictive Functional Control: Application to Fast and Accurate Robots", *Proc. Of 10th IFAC World Congress*, Munich, pp. 251-258, 1987.
- [10] J. Richalet and D. O'Donovan, "Predictive Functional Control Principles and Industrial Applications" Springer, London, 2009.
- [11] Z. Ridong and W. Shuqing, "Predictive Functional Controller with a Similar Proportional Integral Optimal Regulator Structure: Comparison with Traditional Predictive Functional Controller and Application to Heavy Oil Coking Equipment" *Chin. J. Chem. Eng.*, Vol. 15, No. 2, pp. 247-253, 2007.
- [12] X.J. Liu and C. W. Chan, "Neuro-Fuzzy Generalized Predictive Control of Boiler Steam Temperature" *IEEE Transactions on Energy Conversion*, Vol. 21, No. 4, December 2006.