بسم الله الرحمن الرحيم

چکیده

هدف از استفاده از کنترل تطبیقی[1] آن است که کنترل‌کننده طراحی شده بدین روش، بتواند در مقابل تغییرات آرام در سیستم و همچنین خطاهای مدل‌سازی پاسخ مناسب بدهد. با روش کنترل تطبیقی می‌توان قوانین کنترلی را به‌گونه‌ای با تغییر شرایط تطبیق داد که سیستم پایدار شود. کنترل تطبیقی به دو روش مستقیم وغیر مستقیم تقسیم بندی می‌شود که امروزه اکثر مقالات بر روی کنترل تطبیقی مستقیم تمرکز دارد.

الگوریتم‌های کنترل پیش‌بین بر اساس مدل فرضی فرایند و یک سناریوی فرضی برای سیگنال‌های کنترل آتی، استوار است. این روش دنباله‌ای از سیگنال‌های کنترل را نتیجه می‌دهد. فقط اوّلین سیگنال، بر فرایند اعمال می‌شود و با یک اندازه‌گیری جدید، دنبالهٔ تازه‌ای از سیگنال‌های کنترل به‌دست می‌آید. چنین نتیجه‌ای، کنترلگر با افق کاهنده[2] نامیده می‌شود. انواع کنترل پیش‌بین مختلفی مانند پیش‌بین مدل[3]، کنترل ماتریس دینامیکی[4]، کنترل پیش‌بین تعمیم یافته[5] و کنترل افق توسعه یافته[6] وجود دارد. این روش به طور گسترده‌ای در کنترل فرایندهای شیمیایی به‌کار رفته است.

در این پایان‌نامه هدف طراحی یک کنترل‌کننده پیش‌بین روی سیستم حرارتی بویلر با قابلیت اشباع روی ورودی برای کنترل سطح آب و فشار بویلر است. ابتدا معادلات غیرخطی بویلر خطی‌سازی شده و با توجه به وجود محدودیت حل مسئله بهینه‌سازی انجام شده است. طبق شبیه‌سازی‌های انجام شده و محاسبات نرم مشخص شد در جایی که اشباع داریم سیگنال کنترل با دامنه کمتر تغییرات بیشتری می‌کند تا ردیابی شود و نرم خطا در حالت با اشباع بیشتر است و سرعت ردیابی بیشتری هم نیاز دارد که سبب می‌شود نرم سرعت خطا هم در حالت با اشباع بیشتر باشد.

کلمات کلیدی:

کنترل پیش‌بین تطبیقی، تاخیر زمانی، شناسایی فرایند، کنترل، اشباع ورودی، کنترل بهینه

---

[1] Adaptive Control
[2] Receding Horizon Controller
[3] Model Predictive Control
[4] Dynamic Matrix Control
[5] Generalized Predictive Control (GPC)
[6] Extended Horizon Control

فهرست مطالب

عنوان **صفحه**

چکیده ..... ب

فصل اول: مقدمه ۱

۱.۱ اهمیت و کاربردهای بویلر در صنعت ۲

۲.۱ اهمیت و مزایای کنترل پیش‌بین ۴

۱.۲.۱ راهکار کنترل پیش‌بین ۶

۲.۲.۱ مزایای کنترل پیش‌بین ۶

۳.۲.۱ روش‌های کنترل پیش‌بین ۶

۴.۲.۱ کاربردهای MPC در پژوهش و صنعت ۶

۳.۱ مروری بر فصل‌های پایان‌نامه ۷

فصل دوم: انواع روش‌های کنترل پیش‌بین برای سیستم‌های حرارتی ۸

۱.۲. انواع کنترل‌کننده پیش‌بین ۹

۱.۱.۲. DMC ۹

۲.۱.۲. MAC ۱۳

۳.۱.۲ PFC ۱۷

۴.۱.۲ EPSAC ۲۱

۵.۱.۳ EHAC ۲۷

۶.۱.۲ GPC ۳۱

۲.۲ مروری بر مقالات ۴۰

۱.۲.۲ کنترل یک plant چند ورودی – تک خروجی ۴۰

۲.۲.۲ طراحی کنترل‌کننده MPC ۴۰
۳.۲.۲ بازنمایی خطی از کنترل‌کننده MPC ۴۴
۴.۲.۲ تولید کد MPC ۴۶
فصل سوم: مدل‌سازی بویلر و طراحی mpc خطی ۴۸
۱.۳ مقدمه ۴۹
۲.۳ مدل‌سازی بویلر ۴۹
۳.۳ حل مسئله بهینه‌سازی ۶۱
۱.۳.۳ تخمین حالت کنترل‌کننده ۶۱
۱.۱.۳.۳ مقادیر حالت کنترل‌کننده ۶۱
۲.۱.۳.۳ تخمین حالت ۶۲
۲.۳.۳ شبیه‌سازی بدون درنظرگرفتن قید اشباع ۶۷
۳.۳.۳ شبیه‌سازی با درنظرگرفتن قید اشباع ۷۰
فصل چهارم: جمع‌بندی و نتیجه‌گیری ۷۵
منابع و مراجع ۷۷
پیوست ۱: کنترل پیش‌بین تطبیقی ۷۹
پیوست۲: آشنایی با بویلر ۱۳۲

فهرست جداول **صفحه**

جدول۱.۲ اطلاعات G در آزمایش پاسخ ضربه [3] ۱۳
جدول ۱.۳ ضرایب عددی مدل خطی‌شده [26] ۵۵
جدول ۲.۳ محاسبات نرم..... ۷۳
جدول ۳.۳ محاسبات سرعت(s)..... ۷۴

فهرست اشکال **صفحه**

شکل ۱.۲ پاسخ پله مدل با خطی‌سازی [1] ۱۰
شکل۲.۲ پاسخ پله با روند تست داده [1] ۱۱
شکل ۳.۲ پیکربندی سیستم براساس DMC [1] ۱۱
شکل۴.۲ DMC با مدل خطی شده [1] ۱۲
شکل ۵.۲ DMC با روند مدل تست داده [1] ۱۲
شکل۶.۲ پاسخ دینامیکی راکتور هسته‌ای در طول بارگذاری پیشرفت فزاینده:۱- مدل قدرت‌مرجع پیش‌بین.
۲- عملی قدرت [3] ۱۴
شکل ۷.۲ پاسخ دینامیکی راکتور هسته‌ای در طول بارگذاری پیشرفت کاهنده [3] ۱۵
شکل ۸.۲ مقایسه الگوریتم MBPC-A1 با PID [4]..... ۱۶
شکل۹.۲ کنترل PID [4] ۱۶
شکل۱۰.۲ کنترل MBPC [4]..... ۱۷
شکل۱۱.۲ نمودار کنترل تابعی پیش‌بینی سیستم احتراق بویلر [5] ۱۸

شکل ۱۲.۲ منحنی شبیه‌سازی فشار بخار اصلی PFC و کنترل سنتی PID [5] ۱۸
شکل ۱۳.۲ منحنی شبیه‌سازی محتوای گاز سوخته اکسیژن از PFC و کنترل سنتی PID [5] ۱۹
شکل ۱۴.۲ منحنی شبیه‌سازی فشار کوره از PFC و کنترل سنتی PID [5] ۱۹
شکل ۱۵.۲ طرح همواری و یکنواختی سیستم کنترل بازخورد [6] ۲۰
شکل ۱۶.۲ منحنی خروجی پاسخ قبل از تغییر دادن پارامترها [6] ۲۰
شکل ۱۷.۲ منحنی خروجی پاسخ بعد از تغییر دادن پارامترها [6] ۲۱
شکل ۱۸.۲ بازنمایی شماتیکی از فرآیند [7] ۲۲
شکل ۱۹.۲ ورودی و خروجی طرح کلی [7] ۲۲
شکل۲۰.۲ آزمایش پلکان بر طیف گسترده ای از سیستم [7] ۲۳
شکل۲۱.۲ مشخصه استاتیک سیستم در محدوده عملکرد کامل [7] ۲۳
شکل ۲۲.۳ مدل خطی کنترل پیش‌بین(EPSAC) [7] ۲۴
شکل ۲۳.۲ NEPSAC برای دو پیاده‌سازی مختلف LG و NLG [7] ۲۴
شکل ۲۴.۲ تعداد تکرارهای لازم برای هر دو پیاده‌سازی LG و NLG [7] ۲۵
شکل ۳- ۲۵. جزئیات مقایسه در دمای طراحی $\overline{T} = 50^{\circ}C$ [7] ۲۶
شکل ۲۶.۳ جزئیات مقایسه در دمای طراحی $\overline{T} = 40^{\circ}C$ [7] ۲۶
شکل ۲۷.۲ جزئیات مقایسه در دمای طراحی $\overline{T} = 80^{\circ}C$ [7] ۲۷
شکل ۲۸.۲ نمودار ساده شده از سیستم تزریق ذغال سنگ [8] ۲۸
شکل ۲۹.۲ نمونه شبیه‌سازی‌شده پاسخ به تغییر در نقطه تعیین نرخ ذغال سنگ (کنترلکننده PI) [8] ... ۲۹
شکل ۳۰.۲ پاسخ به شبیه‌سازی‌شده به نقطه تعیین و تغییر بهره فرایند (x۸): A, PI: B و حداقل واریانس وزن; C, AEHC [8] ۳۰
شکل ۳۱.۲ کنترل میزان ذغال سنگ [8] ۳۰
شکل۳۲.۲ الگوریتم AEHC در مرحله تنظیم [8] ۳۱

شکل ۳۳.۲ نتیجه شبیه‌سازی PID بدون اغتشاشات [9] ۳۳
شکل ۳۴.۲ نتیجه شبیه سازی PID با اغتشاشات [9] ۳۳
شکل ۳۵.۲ نتیجه شبیه‌سازی GPC بدون اغتشاشات [9] ۳۴
شکل۳۶.۲ نتیجه شبیه‌سازی GPC با اغتشاشات [9] ۳۴
شکل ۳۷.۲ مدل پاسخ پله [10] ۳۵
شکل۳۸.۲ دیاگرام شماتیک از Plant [10] ۳۶
شکل ۳۹.۲ خروجی مدل و خروجی دمای Plant [10] ۳۶
شکل ۴۰.۲ خروجی فرآیند در مرجع ردیابی گام به گام [10] ۳۷
شکل ۴۱.۲ سیستم تهویه مطبوع کامل [11] ۳۸
شکل ۴۲.۲ تنظیم درجه حرارت غیر اشباع با استفاده از GPC مبتنی بر OPDPLM [11] ۳۹
شکل۴۳.۲ سیر تکاملی پارامتر از سیستم مدل [11] ۳۹
شکل۴۴.۲ شکل‌ها به ترتیب از بالا به پایین: متغیر دستکاری شده، با اغتشاش، بدون اغتشاش ۴۱
شکل۴۵.۳ خروجی plant ۴۲
شکل ۴۶.۲ نتایج شبیه‌سازی حلقه بسته ۴۲
شکل۴۷.۲ نتایج شبیه‌سازی از وردی و خروجی ۴۳
شکل ۴.۲ خط سیر بهینه پیش‌بینی‌شده ۴۴
شکل ۴۹.۲ MPC بدون محدودیت ۴۵
شکل ۵۰.۲ نمایش ورودی‌ها ۴۵
شکل ۵۱.۲ خروجی plant ۴۶
شکل ۵۲.۲ سیمولینک MPC ۴۷
شکل ۵۳.۲ شکل ورودی مدلMPC ۴۷
شکل ۵۴.۲ شکل خروجی مدل MPC ۴۷
شکل۱.۳ ساختار شماتیک از درام بویلر [27] ۵۴

شکل ۲.۳: مسیر مرجع ۶۰
شکل ۳.۳ بلوک دیاگرام MPC ۶۲
شکل ۴.۳ رفتار سیگنال اغتشاش در طول زمان شبیه‌سازی ۶۷
شکل ۵.۳ پاسخ زمانی خروجی سیستم و ورودی مرجع ردیابی‌شده ۶۸
شکل ۶.۳ پاسخ زمانی سیگنال‌های کنترل ۶۹
شکل ۷.۳ پاسخ زمانی خطا ۷۰
شکل ۸.۳ پاسخ زمانی خروجی سیستم و ورودی مرجع ردیابی شده ۷۱
شکل ۹.۳ پاسخ زمانی سیگنال‌های کنترل ۷۲
شکل ۱۰.۳ پاسخ زمانی خطا ۷۳

فصل اول

مقدمه

۱.۱ اهمیت و کاربردهای بویلر در صنعت

دیگ بخار و بخار حاصل از آن، به دلایل گوناگون و در سیستم‌ها و صنایع مختلف مورد استفاده قرار گرفته و کاربرد بسیار زیادی دارد.

بخار تامین گرما، کنترل فشار ، حرکت مکانیکی، تامین آب برای فرایندهای گوناگون را بر عهده دارد. بخار دارای مزیت‌های فراوانی می‌باشد که باعث شده یک انرژی قابل توزیع باشد. مثلاً غیر سمی بودن ، قابلیت انتقال آسان، راندمان بالا، ظرفیت حرارتی بالا و قیمت پایین آن در مقایسه با سایر انرژی ها را می‌توان نام برد.

یکی از ساده‌ترین راه‌های انتقال حرارت استفاده از بخار آب است. آب به دلیل ظرفیت حرارتی بالا و همچنین ارزانی و در دسترس بودن به عنوان یک انتقال‌دهنده حرارت مورد استفاده قرار می‌گیرد.

بخار مقدار انرژی زیادی را در واحد وزن خود نگه می‌دارد. از آنجایی که اکثر حرارت بخار به‌صورت گرمای نهان می‌باشد مقادیر زیادی از حرارت می‌تواند با کارایی بالا در یک دمای ثابت انتقال یابد. بخار همچنین در برخی از موارد مستقیماً و در بسیاری فرایندها برای کنترل فشار و دما مورد استفاده قرار می گیرد. از دیگر کاربردهای مهم بخار ضدعفونی کردن و از بین بردن آلودگی‌هاست.

به صورت خلاصه از بخار جهت گرمایش ، استریلیزه کردن ، نیروی محرکه ، شستشو و تمیزکردن ، رطوبت‌زنی و ... می‌توان استفاده نمود.

برخی از مزایای استفاده از بخار به شرح زیر است:

- بخار به دلیل دارا بودن گرمای نهان تبخیر حامل انرژی زیادی بوده و در صورت تقطیر شدن می تواند حرارت زیادی از آن گرفت.
- به آسانی قابل توزیع و انتقال است.
- به دلیل وابستگی دما و فشار در سیستم‌های اشباع کنترل دمای بخار به آسانی توسط کنترل فشار بخار امکان‌پذیر است.
- بخار قابلیت اندازه‌گیری و مدیریت دارد.
- در گرمایش با بخار توزیع دمای یکنواختی در مقایسه با گرمایش توسط الکتریسیته به‌دست می آید.

- در سیستم‌های صنعتی بخار دارای کاربردهای فراوانی می‌باشد.
- راندمان دیگ‌های بخار بسیار بالاست.
- بخار در چیلرها، رطوبت زنی، گرمایش در انواع فرایندهای صنعتی، اواپراتورها، اتوکلاوها و دستگاه‌های استریل‌کننده و تهویه مطبوع و ... کاربرد دارد.
- بخار نسبت به انرژی الکتریکی ارزان‌تر تمام می‌شود.

برخی از محل‌هایی که از بخار به‌دلیل یکی از خواص و کاربردهای فوق استفاده کرد عبارت‌است از:

- نیروگاه‌های حرارتی
- صنایع غذایی
- صنایع داروسازی
- صنایع نفت و گاز و پتروشیمی
- تهویه مطبوع و گرمایش و سرمایش
- صنایع شیمیایی
- صنایع کاغذ سازی
- صنایع پلاستیک‌سازی
- صنایع قند و شکر
- صنایع نساجی
- صنایع چرم‌سازی
- صنایع لاستیک‌سازی
- سالن‌های رنگ
- عمل‌آوری بتن
- دامداری و مرغداری‌ها

- ذوب مواد
- اتوکلاوها
- صنایع بسته‌بندی
- بیمارستان‌ها
- خشک‌شویی‌ها
- سونای بخار
- و...

۲.۱ اهمیت و مزایای کنترل پیش‌بین

کنترل پیش‌بین (MPC[1]) نوعی کنترل پیشرفته فرایند است که از دهه ۱۹۸۰ در صنایع فرایند، صنایع شیمیایی و پالایشگاه‌های نفت به‌کار می‌رود. در سال‌های اخیر کنترل پیش‌بین در مدل‌های بالانس سیستم‌های قدرت نیز به‌کار رفته است. کنترل‌کننده‌های پیش‌بین مبتنی بر مدل‌های دینامیکی فرایند، عمدتاً مدل‌های خطی تجربی، است که با شناسایی سیستم به‌دست آمده‌اند. مهمترین مزیت MPCآن است که امکان بهینه‌سازی تایم اسلات جاری را با درنظرگرفتن تایم اسلات‌های آینده می‌دهد. این کار با بهینه‌سازی یک افق زمانی محدود اما اجرای آن تنها در تایم اسلات جاری انجام می‌گیرد. MPCتوانایی پیش‌بینی رخدادهای آینده و اتخاذ اعمال کنترلی متناسب با آن را دارد. کنترل کننده‌های PID[2]و LQR[3] توانایی پیش بینی را ندارند .MPC نوعی کنترل دیجیتال است.

مدل‌های به‌کاررفته در MPC معمولاً مدل‌هایی برای نشان‌دادن رفتار یک سیستم دینامیکی پیچیده هستند. الگوریتم کنترل پیش‌بین پیچیدگی سیستم را افزایش می‌دهد و برای کنترل سیستم‌های ساده که اغلب با کنترل‌کننده‌های PID به‌خوبی کنترل می‌شوند لازم نیست. از مشخصه‌های دینامیکی رایجی که برای کنترل‌کننده‌های PID مشکل هستند می‌توان از تأخیرهای زمانی طولانی و دینامیک‌های مرتبه بالا نام برد.

[1]. Model Predictive Control
[2] Proportional Integral Drivative
[3] Linear Quadratic Regulator

مدل‌های MPC تغییرات متغیرهای وابسته را که نتیجه تغییرات متغیرهای نابسته هستند پیش‌بینی می‌کنند. در یک فرایند شیمیایی متغیرهای نابسته‌ای که می‌توان با کنترل‌کننده تغییر داد اغلب یا نقاط تنظیم (set point) کنترل‌کننده‌های PID رگولاتوری (فشار، فلو، دما...) هستند یا عنصر کنترلی نهایی (ولو، دمپر...). متغیرهای نابسته‌ای که نمی‌توان با کنترل‌کننده تنظیم کرد به‌عنوان اغتشاش به‌کار می‌روند. متغیرهای وابسته در این فرایندها دیگر اندازه‌گیری‌هایی هستند که یا اهداف کنترلی را نشان می‌دهند یا محدودیتهای کنترلی.

MPC با استفاده از اندازه‌گیری‌های فعلی از سیستم تحت کنترل، حالت دینامیکی فعلی فرایند، مدل های MPC و اهداف و محدودیت‌های متغیر فرایند، تغییرات آتی متغیرهای وابسته را محاسبه می‌کند. این تغییرات به‌گونه‌ای محاسبه می‌شوند که متغیرهای وابسته نزدیک به هدف بمانند و محدودیت‌ها روی متغیرهای نابسته و وابسته رعایت شود. معمولاً MPC تنها اولین تغییر در هر متغیر نابسته را برای اجرا می‌فرستد و محاسبه را برای تغییر بعدی تکرار می‌کند.

با وجود آنکه بسیاری از فرایندهای واقعی خطی نیستند اغلب می‌توان آنها را در بازه کوچکی خطی در نظر گرفت. روش‌های MPC خطی در بیشتر کاربردها با مکانیسم فیدبک به‌کار می‌روند که خطاهای پیش‌بینی ناشی از عدم تطبیق بین مدل و فرایند را جبران می‌کند. در کنترل‌کننده‌های پیش‌بین که تنها از مدل‌های خطی تشکیل می‌شوند اصل برهم نهی (جمع آثار) جبر خطی امکان می‌دهد اثر تغییرات متغیرهای نابسته چندگانه برای پیش‌بینی پاسخ متغیر وابسته با هم جمع شوند. با این کار مسئله کنترلی به یک سری محاسبات جبری ماتریسی مستقیم ساده می‌شود که سریع و مقاوم هستند.

هنگامی که مدل‌های خطی به‌اندازه کافی برای نشان‌دادن غیرخطی بودن واقعی مدل دقیق نیستند از روش‌های گوناگونی می‌توان استفاده کرد. در برخی موارد می‌توان از تغییر متغیرهای فرایند پیش و یا پس از مدل خطی برای کاهش غیرخطی‌بودن استفاده کرد. فرایند را می‌توان با MPC غیرخطی که مستقیماً از مدل غیرخطی استفاده می‌کند کنترل کرد. مدل غیرخطی می‌تواند به‌شکل یک برازش منحنی تجربی (مانند شبکه‌های عصبی مصنوعی) یا یک مدل دینامیکی دقیق بر مبنای توازن بنیادی جرم و انرژی باشد. مدل غیرخطی را می‌توان برای به‌دست آوردن فیلتر کالمن و یا استفاه از آن در MPC خطی، خطی‌سازی کرد.

۱.۲.۱ راهکار کنترل پیش‌بین

- استفاده از یک مدل صریح از سیستم جهت پیش بینی خروجی آینده فرآیند
- کمینه کردن یک تابع هدف مربعی، جهت ایجاد سیگنال کنترل
- ادامه استراتژی و به دست آوردن سیگنال کنترل بهینه در هر لحظه

۲.۲.۱ مزایای کنترل پیش‌بین

- برخورد روشمند با قیود و در نظر گرفتن آنها در حین طراحی کنترل‌کننده
- ساده و قابل فهم بودن روش
- قابلیت تعمیم به حالت چند متغیره بدون تغییر زیاد
- قابل اعمال به دسته وسیعی از فرآیندها مانند سیستم‌های تاخیردار ، غیرمینیمم فاز و ناپایدار
- تنظیم ساده پارامترها

۳.۲.۱ روش‌های کنترل پیش‌بین

الگوریتم‌های مختلف کنترل پیش‌بین تنها از نظر موارد زیر با یکدیگر تفاوت دارند:

- مدلی که جایگزین فرآیند مورد نظر شود.
- مدلی که جایگزین نویز گردد.
- تابع هزینه‌ای که باید کمینه گردد.

۴.۲.۱ کاربردهای MPC در پژوهش و صنعت

- توربین بادی و بخار
- اتوپایلوت
- رباتیک
- نورد فولاد(تاخیر)
- نفت و پتروشیمی
- تولید سیمان
- برج‌های تقطیر

۳.۱ مروری بر فصل‌های پایان‌نامه

در فصل دوم انواع روش‌های کنترل پیش‌بین برای سیستم‌های حرارتی به همراه مقالات توضیح داده شده است. هریک از روش‌های کنترل پیش‌بین گفته شده بر مبنای پارامترهایی از قبیل مدل فرآیند، تابع هزینه، فرضیات مربوط به ورودی‌های کنترل در آینده، فرضیات مربوط به سیگنال‌های مرجع، روش پیش‌بینی از یکدیگر متمایز می‌گردند.

فصل سوم در مورد مدل‌سازی بویلر و طراحی MPC خطی توضیح داده شده است. روابط مربوط به بویلر از مراجع استخراج شده اند که در آن به ارائه مدل غیرخطی سیستم پرداخته شده است. اصلی ترین متغیرهای خروجی که باید برای کنترل سیستم مد نظر قرار گرفته شوند، فشار بخار و سطح آب موجود در درام می‌باشند. طبق معادلات، سیستم غیرخطی بوده و به منظور کنترل سیستم با استفاده از mpc خطی، باید این سسیستم حول نقطه کار سیستم خطی سازی شود. با فرض پارامترهای کنترل پیش بین در این حالت کنترل پیش بین یا MPC، سیگنال کنترل سیستم را به نحوی تنظیم می‌کند تا تابع هزینه مطرح شده می‌نیمم شود. در واقع این معادله بهینه سازی باید در هر واحد زمان نمونه برداری حل شده و به دنبال آن سیگنال کنترل سیستم تعیین شده و به سیستم اعمال شود. در این پروژه این کار با استفاده از نرم افزار متلب انجام شده است که در طی آن سیگنال کنترل به دست آمده به سیستم اعمال می‌شود. در حل مسئله بهینه سازی، کنترل پیش‌بین خطی مورد نظر از نوع MPC می‌باشد. این کنترل‌کننده در واقع از فضای حالت سیستم استفاده می‌کند. در این حالت با استفاده از فضای حالت سیستم مقادیر آینده تخمین زده شده و در ادامه کار با استفاده از نرم‌افزار متلب این مقادیر تخمین زده شده، معادله بهینه‌سازی تشکیل شده و در نهایت حل می‌شود. فرمولاسیون فضای حالت سیستم شرح داده شده و با راه حل بهینه و حل این مسئله سیگنال کنترل به دست آمده است. در ادامه شبیه سازی بدون در نظر گرفتن قید اشباع و با در نظر گرفتن قید اشباع انجام شده است که در حالت بدون اشباع ردیابی ورودی مرجع برای خروجی‌های درنظرگرفته شده با وجود اغتشاش به‌خوبی به‌دست آمده است. با محاسبات نرم مشخص شد نرم خطا در حالت با اشباع بیشتر است و سرعت ردیابی بیشتری هم نیاز دارد که سبب می‌شود نرم سرعت خطا هم در حالت با اشباع بیشتر باشد.

در نهایت در فصل چهارم نتیجه‌گیری و ارائه پیشنهادات گفته شده است.

فصل دوم

انواع روش‌های کنترل پیش‌بین برای سیستم‌های حرارتی