بسم الله الرحمن الرحیم

دانشکده مهندسی
گروه مهندسی شیمی

عنوان پایان نامه:

طراحی کنترل کننده ی پیشخور استاتیکی با حضور کنترل کننده ی پسخور در فرآیندهای تک ورودی- تک خروجی

نگارنده:
محمد ضیایی

ارائه شده جهت اخذ درجه کارشناسی ارشد
در رشته مهندسی شیمی گرایش پدیده های انتقال

استاد راهنما:
دکتر محمدعلی فنایی شیخ الاسلامی

بهمن ۱۳۹۲

تائیدیه

گواهی می‌شود که این پایان‌نامه تاکنون برای احراز یک درجه علمی ارائه نشده است و تمامی مطالب آن به جز مواردی که نام مرجع آورده شده است، نتیجه کار پژوهشی دانشجو می‌باشد.

دانشجو: محمد ضیایی امضاء تاریخ

استاد راهنما: دکتر محمدعلی فنایی شیخ الاسلامی امضاء تاریخ

دانشکده مهندسی

گروه مهندسی شیمی

پایان نامه کارشناسی ارشد رشته مهندسی شیمی (پدیده های انتقال) آقای محمد ضیایی

تحت عنوان

طراحی کنترل کننده ی پیشخور استاتیکی با حضور کنترل کننده ی پسخور در فرآیندهای تک ورودی- تک خروجی

در تاریخ ۱۳۹۲/۱۱/۹ توسط کمیته تخصصی زیر مورد بررسی و تصویب نهایی قرار گرفت.

۱- استاد راهنمای پایان نامه دکتر محمد علی فنایی شیخ الاسلامی

۲- استاد داور خارجی دکتر مجید معاونیان

۳- استاد داور داخلی و نماینده تحصیلات تکمیلی دکتر اکبر شاهسوند

مدیر گروه مهندسی شیمی دکتر مهدی پور افشاری چنار

با درود و سپاس فراوان

از جناب آقای دکتر فنائی عزیز

بزرگ مردی که در مکتبش علم و اخلاق را توامان آموختم

به تک ستاره های آسمان زندگی ام . . .

تقدیم با بوسه بر دستان پدرم :

به او که نمی دانم از بزرگی اش بگویم یا مردانگی و سخاوت، سکوت، مهربانی و . . .

تقدیم به مادرم :

مادرم، آنکه آفتاب مهرش در آستانه قلبم، همواره پابرجاست و هرگز غروب نخواهد کرد . . .

و سمانه، خواهرم و مبین و معین دوست داشتنی اش :

گل های همیشه مهربان باغ زندگی ام . . .

بسمه تعالی

مشخصات پایان‌نامه تحصیلی مقطع کارشناسی ارشد

دانشگاه *فردوسی مشهد*

عنوان پایان‌نامه: طراحی کنترل کننده ی پیشخور استاتیکی با حضور کنترل کننده ی پسخور در فرآیندهای تک ورودی- تک خروجی

نام نویسنده: محمد ضیایی

نام استاد راهنما: دکتر محمدعلی فنایی شیخ الاسلامی

دانشکده: مهندسی	**گروه: مهندسی** شیمی	**رشته تحصیلی:** مهندسی شیمی- پدیده های انتقال
تاریخ تصویب:		**تاریخ دفاع:**
مقطع تحصیلی: کارشناسی ارشد ●	**دکتری**○	**تعداد صفحات:**

چکیده

علی رغم مطالعات زیاد صورت گرفته در مورد طراحی کنترل کننده‌های پیشخور برای مقدار مقرر در فرآیندها، پژوهش چندانی در مورد طراحی کنترل کننده پیشخور برای اغتشاش در حضور کنترل پسخور صورت نگرفته است. هدف از انجام این پژوهش ارائه مدلی جهت طراحی کنترل کننده پیشخور استاتیکی در حضور کنترل کننده PI بوده است.کنترل کننده پیشخور استاتیکی با کمینه کردن میزان انتگرال مطلق خطا باعث بهبود رفتار کنترل کننده PI در مقایسه با حالتی که در فرآیند کنترل کننده پیشخور استاتیکی لحاظ شده است، می‌شود.جهت یافتن مدل مناسب ابتدا دو متغیر مستقل را که بهره کنترل کننده پیشخور به آنها بستگی دارد شناسایی شده وسپس تعداد ۱۸۵۶ تابع تبدیل مختلف تعریف شده است.جهت بی تاثیر شدن اثر کنترل کننده پسخور این کنترل کننده با تنظیم مقدار تابع حساسیت طراحی شده است و به ازای توابع تبدیل مختلف، مقادیر متغیرهای مستقل تعیین شده اند. پس از شبیه سازی فرآیندها بهره، کنترل کننده پیشخور به ازای کمینه مقدار انتگرال مطلق خطا به عنوان متغیر وابسته در نظر گرفته شده است. در نهایت با برازش داده-ها بهترین مدل با بالاترین مجذور ضریب همبستگی برگزیده شده است. در این پژوهش دو مدل جهت دستیابی به بهترین بهره کنترل کننده پیشخور در دوبازه متفاوت برحسب یکی از متغیرهای مستقل ارائه شده است.

کلمات کلیدی: کنترل کننده پیشخور استاتیکی، انتگرال مطلق خطا، کنترل کننده PI

فهرست مطالب

فصل اول :کلیات

۱-۱- مقدمه..... ۱

۱-۲- اصول پسخور..... ۳

۱-۳- کنترل PID..... ۴

۱-۴- کاربردها..... ۶

۱-۴-۱- کنترل سطح مخزن..... ۷

۱-۴-۲- کاربرد برای واحد بوتان زدایی FCCU..... ۸

۱-۵- کنترل پیشخور با دو درجه آزادی..... ۱۲

۱-۶- اغتشاشات بار..... ۱۶

فصل دوم : آشنایی با کنترل پیشخور و بررسی روش‌های بهینه‌سازی کنترل پیشخور استاتیکی

۲-۱- کنترل پیشخور..... ۱۹

۲-۲- طراحی حلقه باز..... ۲۶

۲-۲-۱- طراحی حلقه باز برای $L_3 \geq L_1$..... ۲۶

۲-۲-۲- طراحی حلقه باز برای $L_3 < L_1$..... ۲۹

۲-۲-۳- خلاصه..... ۳۱

۲-۳- طراحی حلقه بسته..... ۳۱

۲-۳-۱- طراحی K_{ff} برای کاهش خطا به روش ارائه شده توسط گیوزمان- هاگلند..... ۳۲

فصل سوم: بهینه سازی فرآیند جهت تعیین مدل کنترل پیشخور استاتیکی

۳-۱. مقدمه..... ۳۶

۳-۲. تئوری مسأله، نحوه انجام شبیه سازی..... ۳۷

۳-۲-۱. طراحی کنترل کننده PI جهت انجام آزمایشات..... ۳۹

۳-۲-۱-۱. تابع حساسیت معیار طراحی کنترل کننده PID..... ۳۹

۳-۳. نحوه انتخاب بازه تغییرات بهره استاتیکی کنترل کننده ۴۱

۳-۴. تعیین تابع هدف..... ۴۱

۳-۵. چگونگی انتخاب متغیرهای مستقل ۴۲
۳-۶. چگونگی انتخاب توابع تبدیل ۴۳
۳-۷. چگونگی بدست آوردن بهره بهینه در داده های آموزش ۴۴
۳-۸. برازش داده ها ۴۷
۳-۸-۱. یافتن معادله مناسب ۴۸
۳-۸-۲. برازش داده ها و بدست آوردن روابط مربوطه ۴۹
۳-۸-۲-۱. معیار انتخاب رابطه ی مناسب از میان روابط بدست آمده ۴۹
۳-۸-۲-۲- نحوه محاسبه خطای مطلق و خطای نسبی ۵۰
۳-۸-۲-۳- تعیین معادله مناسب در بازه اول(فاصله بین ۰/۱ تا ۱) ۵۰
۳-۸-۲-۴- تعیین معادله مناسب درباره دوم(فاصله بین ۱ تا ۱۰) ۵۳
۳-۹. آزمایش داده های جدید جهت سنجش اعتبار روابط بدست آمده ۵۵
۳-۱۰.مقایسه روش ارائه شده در معادلات ۳-۱۷ و ۳-۱۸ با مدل ارائه شده توسط گیوزمان و همکاران ۵۸

فصل چهارم: بحث و نتیجه گیری و پیشنهادات

نتیجه گیری ۶۶
پیشنهادات و زمینه‌کاری آینده ۶۷

فهرست شکل ها

شکل ۱-۱. نمودار بلوکی یک سیستم کنترلی پسخور ساده ۱
شکل ۱-۲: نمودار بلوکی سیستمی با کنترل پیش خور از یک اغتشاش قابل اندازه گیری ۵
شکل ۱-۳. نمودار شماتیکی مخزن یک دیگ بخار، همراه با کنترل سطح آب در آن ۷
شکل ۱-۴: کنترل های واحد بوتان زدایی شامل حسابگر رفلاکس داخلی ۱۰
شکل ۱-۵: سیستم کنترل پیش خور برای واحد بوتان زدایی ۱۱
شکل۱-۶: نمودار بلوکی سیستمی براساس مفهوم دنباله روی از مدل ۱۲
شکل ۱-۷: نمودار بلوکی سیستمی که قابلیت دنباله روی از مدل را با قابلیت پیش خوری از سیگنال فرمان، ترکیب کرده است ۱۲
شکل ۱-۸: نمودار بلوکی سیستمی که از ترکیب پسخور و پیش خور استفاده می کند ۱۴
شکل ۱-۹: خطای ناشی از وارد کردن اغتشاش باری به شکل پله ی واحد به ورودی یک فرآیند ۱۷
شکل ۲-۱: نمودار جعبه ای نشان دهنده کنترل پیشخور ۱۹
شکل ۲-۲:پاسخ فرآیند به ازای تغییر پله در اغتشاش در حالت(a) حلقه باز، (b) حلقه بسته ۲۸
شکل ۲-۳: پاسخ فرآیند به ازای تغییر پله در اغتشاش در شرایط $L_1>$ و L به ازای (a) حلقه باز و (b) حلقه بسته ۳۰
شکل ۲-۴: رفتار پاسخ فرآیند به ازای تغییر پله ای در اغتشاش برای (a) پیشخور استاتیکی(b) پیشخور با فیلتر پیش افت- پس افت ۳۵
شکل۳-۱. شماتیک شبیه سازی فرآیند ۳۹
شکل۳-۲. تعریف حساسیت M_s، حاشیه‌ی دامنه A_m و حاشیه ی فاز φ_m ۴۰
شکل۳-۳. شماتیک شبکه سازی شده متغیرهای r_1 و r_2 برای بازه اول داده ها ۴۷

فهرست نمودارها

نمودار۳-۱. منحنی بهره ی کنترل پیشخور برحسب خطا.....۴۵
نمودار ۳-۲. منحنی سه بعدی بهره بهینه کنترل کننده پیشخور برحسب متغیرهای مستقل r_1 و r_2.....۴۶
نمودار ۳-۳. کانتور دوبعدی بهره بهینه کنترل کننده پیشخور برحسب متغیرهای مستقل r_1 و r_2.....۴۶
نمودار۳-۴. نحوه تغییر متغیر مستقل r_2 برحسب متغیر مستقل r_1در شبیه سازی.....۵۰
نمودار ۳-۵.میزان خطای مطلق انتگرال مطلق خطا به ازای رابطه ۳-۱۷.....۵۱
نمودار ۳-۶.میزان خطای نسبی انتگرال مطلق خطا به ازای رابطه ۳-۱۷.....۵۲
نمودار ۳-۷.میزان خطای مطلق انتگرال مطلق خطا به ازای رابطه ۳-۱۸.....۵۳
نمودار ۳-۸.میزان خطای نسبی انتگرال مطلق خطا به ازای رابطه ۳-۱۸.....۵۴
نمودار۳-۹.میزان خطای مطلق داده های آزمایش در بازه اول(معادله ۳-۱۷).....۵۶
نمودار۳-۱۰.میزان خطای نسبی داده های آزمایش در بازه اول(معادله ۳-۱۷).....۵۶
نمودار۳-۱۱.میزان خطای مطلق داده های آزمایش در بازه دوم(معادله ۳-۱۸).....۵۷
نمودار۳-۱۲.میزان خطای نسبی داده های آزمایش در بازه دوم(معادله ۳-۱۸).....۵۷

فصل اول

کلیات

فصل اول
کلیات

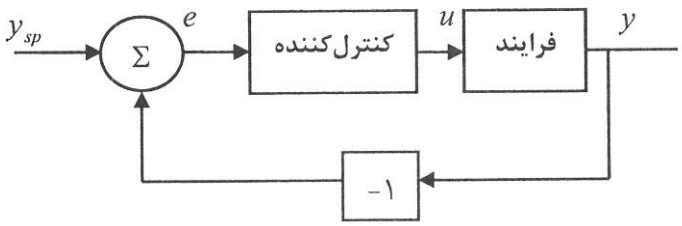
۱-۱- مقدمه

کنترل کننده‌ی *PID* چندین کارکرد عمده دارد:حلقه کنترلی پسخور[1] را ایجاد می کند، به کمک عامل انتگرالی، توانایی حذف خطای حالت ماندگار را دارد و به کمک عامل مشتقی، می تواند آینده را پیش‌بینی نماید. کنترل کننده های *PID* برای بسیاری از مسائل کنترلی کفایت می‌کنند به خصوص وقتی که دینامیک فرآیند کند بوده و نیازمندی های عملکردی سیستم، به صورت متعادلی باشند. کنترل کننده های *PID* را به تعداد زیاد و در همه‌ی صنایع می توان دید. کنترل کننده ها به شکل های مختلفی استفاده می شوند. این کنترل کننده سیستم های مستقلی بوده که برای یک و یا چند حلقه‌ی محدود به کار رفته است و سالیانه صدها هزار از آن ها ساخته می شود. کنترل *PID* جزء مهمی در سیستم های کنترل گسترده (*DCS*[2]) محسوب می شود. این کنترل کننده‌ها در بسیاری از سیستم های کنترلی با کاربری های خاص نیز به کار می‌روند. در کنترل فرآیند، بیش از ۹۵٪ حلقه های کنترلی از نوع *PID* هستند که بیشتر این حلقه ها نیز عملاً به صورت کنترل *PI* به کار می روند.[۱]

1 Feedback
2 Distributed Control Systems

کنترل *PID* اغلب با منطق، ماشین های ترتیبی[۱]، انتخابگرها[۲] و بلوک های تابعی ساده، ترکیب می شوند تا یک سیستم اتوماسیون پیچیده را برای تولید انرژی، حمل و نقل و ساخت و تولید به وجود آورند. بسیاری از راهبردهای کنترلی پیچیده، مانند کنترل مبتنی بر پیش بینی مدل[۳]، ساختاری سلسله مراتبی دارند. در این ساختارها، کنترل *PID* در پایین ترین سطح استفاده می شود و کنترل کننده های چندمتغیره[۴]، ورودی های مرجع آن ها را در سطوح پایین تر، تعیین می کنند.

در شکل (۱-۱) نمودار بلوکی یک حلقه ی کنترلی ساده نشان داده شده است. این نمودار دارای دو قسمت اصلی است: فرآیند و کنترل کننده. این قسمت ها به صورت بلوک‌هایی نشان داده شده اند که با پیکان به هم مرتبط بوده و رابطه علت و معلول[۵] را بین ورودی ها و خروجی ها نمایش می دهند. متغیرهای قابل دست کاری را متغیر کنترلی[۶] هم می نامند و با u نمایش می‌دهند. خروجی فرآیند را متغیر فرآیند[۷] (PV) گفته و با y نمایش می‌دهند. این متغیر را با حسگر اندازه گیری می‌کنند. مقدار مطلوب متغیر فرآیند را ورودی مرجع[۸] (SP) یا مقدار مرجع می‌نامند و با y_{SP} نشان می دهند. خطای کنترل e، تفاضل بین ورودی مرجع و متغیر فرآیند است یعنی $e = y_{SP} - y$. کنترل کننده‌ی شکل (۱-۱) دارای یک ورودی، یک خروجی و یک متغیر کنترلی است. این شکل نشان می دهد که در یک سیستم پسخور حلقه بسته، چگونه فرآیند و کنترل‌کننده به هم متصل می‌شوند. [۲]



شکل ۱-۱. نمودار بلوکی یک سیستم کنترلی پسخور ساده

1 Sepuential Machines
2 Selector
3 Model predictive control
4 Multi-variable control
5 Causal relation
6 Control variable
7 Process variable(PV)
8 Setpoint(SP)

هدف ازکنترل سیستم این است که حتی در زمانی هم که اغتشاش وجود دارد، متغیر فرآیند به مقدار مرجع، نزدیک گردد. این کار را با یک حلقه‌ی پسخور انجام می دهند که به صورت زیر کار می کند. فرض کنید که سیستم در حال تعادل بوده و در این حالت اغتشاشی رخ دهد و سبب گردد متغیر فرآیند بزرگتر از مقدار ورودی مرجع شود. بنابراین مقدار خطا منفی شده و خروجی کنترل کننده کاهش می یابد که به نوبه ی خود سبب می گردد خروجی فرآیند کاهش یابد. این نوع پسخور را پسخور منفی گویند زیرا تغییرات متغیرکنترلی بر اساس اختلاف مقدار مقرر و مقدار اندازه گیری شده می‌باشد. [۳]

کنترل کننده‌ی *PID*، معمول ترین الگوریتم کنترلی است که بسیاری از حلقه های پسخور با این الگوریتم و یا یکی از حالت های ساده‌تر آن کنترل می شوند. این کنترل کننده را می توان به صورت های مختلفی مانند یک کنترل کننده ی مستقل[1]، قسمتی از یک مجموعه ی کنترلی دیجیتالی مستقیم (*DDC*)[2] و یا قسمتی از یک سیستم کنترل فرآیند توزیع شده‌ی سلسله مراتبی، پیاده سازی کرد.

۱-۲- اصول پسخور

ایده‌ی پسخور بسیار ساده بوده ولی هنوز هم یک ابزار فوق العاده قوی است. این ایده تأثیر عمیقی بر روی فن آوری داشته است. اصل پسخور باعث پیشرفت عمده‌ای در کنترل، ارتباطات و ابزار دقیق شده است. حق امتیازات زیادی با توجه به این ایده واگذار شده اند. به صورت ساده فرض کنید که فرآیند به گونه‌ای است که با افزایش متغیر کنترلی u، خروجی فرآیند نیز افزایش می‌یابد. سپس قانون پسخور را به صورت زیر می‌توان تعریف کرد:

وقتی که خروجی فرآیند کوچکتر از ورودی مرجع است، متغیر کنترلی u افزایش می یابد و هنگامی که خروجی فرآیند بزرگتر از ورودی مرجع باشد، متغیر کنترلی کاهش می یابد. این نوع پسخور را پسخور منفی[3] گویند زیرا جهت حرکت متغیر کنترلی u بر خلاف جهت حرکت متغیر خروجی y است. اصول پسخور را می توان به کمک نمودار شکل (۱-۱) نمایش داد.[۴] فرآیند و کنترل کننده در این نمودار به صورت جعبه هایی نشان داده شده اند و به کمک پیکان هایی که ورودی و خروجی را نشان می دهند، به هم متصل می شوند.

1 Stand-alone Controller
2 Direct Digital Control(DDC)
3 Negative Feedback

پسخور را می توان به روش های مختلفی اجرا کرد. در زیر ساختار ساده ای از پسخور را به صورت ریاضی مطابق رابطه (۱-۱) تعریف کرده ایم:

$$u = \begin{cases} u_{\max} & if \quad e > 0 \\ u_{\min} & if \quad e < 0 \end{cases} \qquad (۱-۱)$$

که $e = y_{SP} - y$، خطای کنترل است. این قانون کنترلی، همواره از بیشینه ی عامل اصلاح کننده ی خطا استفاده می کند. بنابراین زمانی که خطا مثبت باشد، متغیر کنترلی، بیشترین مقدار خودش را دارد و وقتی که خطا منفی است، این متغیر کمترین مقدار را دارد. این نوع از پسخور را کنترل on/off گویند. این روش ساده بوده و نیازی به انتخاب پارامتر ندارد. کنترل on/off اغلب موفق می شود که خروجی فرآیند را در مجاورت مقدار ورودی مرجع، حفظ کند ولی معمولاً در سیستمی می تواند کار کند که وجود نوسان در خروجی اهمیت چندانی نداشته باشد.

۱-۳- کنترل PID

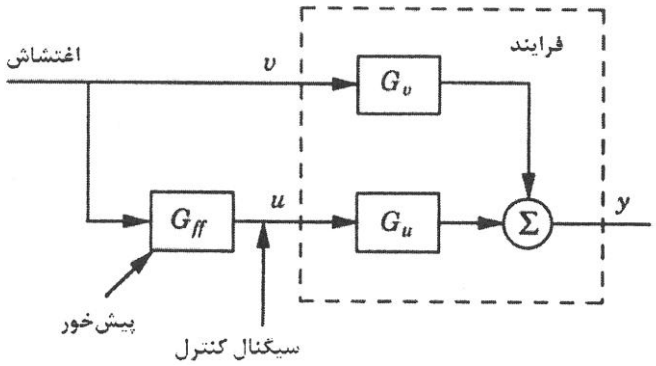
کنترل تناسبی با این مشکل مواجه است که در بیشتر مواقع، خطای حالت ماندگار وجود دارد. بنابراین در عمل، الگوریتمی که برای کنترل استفاده می شود معمولاً پیچیده تر از کنترل کننده ی تناسبی است. براساس تجربه مشخص شده که کنترل کننده‌ی PID، ساختار مفیدی برای عمل کنترل دارد. در کتاب های درسی برای الگوریتم PID رابطه‌ای ارائه شده است که به صورت زیر بیان می‌شود (مطابق رابطه (۱-۲)):

$$u(t) = K\left(e(t) + \frac{1}{T_i}\int_0^t e(\tau)d\tau + T_d \frac{de(t)}{dt} \right) \qquad (۱-۲)$$

که در آن، u متغیر کنترلی بوده و e خطای کنترل ($e = y_{SP} - y$) است. بنابراین متغیر کنترلی u از جمع سه جزء مختلف به دست می آید: جزء P (که متناسب با خطا است)، جزء I (که متناسب با انتگرال خطا است) و جزء D (که متناسب با مشتق خطا است). پارامترهای کنترل کننده، شامل بهره‌ی تناسبی K، زمان انتگرالی T_i و زمان مشتقی T_d است. [۵]

پسخور می‌تواند اغتشاشات را حذف کند. اگر از سیستم پسخور استفاده کنیم، قبل از این که کنترل عملی برای حذف اغتشاشات انجام دهد، لازم است خطایی وجود داشته باشد. بعضی وقت ها می توان قبل از این که اغتشاشات بر روی فرآیند تأثیر بگذارند، آن ها را اندازه گیری کرد. بنابراین طبیعی است که تلاش

کنیم قبل از این که اغتشاشات، خطایی در کنترل ایجاد کنند، اثرات آن را از بین ببریم. این سیستم کنترلی را کنترل پیش خور[1] گویند. [۶] اساس کنترل پیشخور را در شکل (۱-۲) می توان مشاهده کرد. از کنترل پیش خور می‌توان در سیستم های خطی و غیرخطی استفاده کرد. این روش کنترلی به یک مدل ریاضی از فرآیند نیاز دارد.



شکل ۱-۲: نمودار بلوکی سیستمی با کنترل پیش خور از یک اغتشاش قابل اندازه گیری

مطابق شکل (۱-۲) ، یک سیستم خطی را در نظر می گیریم که دو ورودی دارد: متغیر کنترلی u و اغتشاش v، این سیستم یک خروجی y نیز دارد. G_v تابع انتقال بین اغتشاش و خروجی و G_u تابع انتقال بین متغیر کنترلی تا خروجی است. این فرآیند را می توان با رابطه (۱-۳) تعریف کرد:

$$Y(s) = (s)G_u(s)y(s) + G_v(s)v(s) \qquad (۱-۳)$$

که در آن، تبدیل لاپلاس متغیر را با حروف بزرگ نشان داده ایم. قانون کنترل پیش خور در رابطه (۱-۴)، سبب می شود که به ازای همه ی اغتشاش های v، خروجی صفر شود:

$$u(s) = \frac{G_v(s)}{G_u(s)}v(s) \qquad (۱-۴)$$

بنابراین تابع انتقال پیش خور را باید به صورت رابطه (۱-۵) انتخاب کرد:

$$G_{ff}(s) = \frac{G_v(s)}{G_u(s)} \qquad (۱-۵)$$

1 Feedforward

جبران ساز پیش خور معمولاً یک سیستم دینامیکی است. البته تابع انتقال G_{ff} باید پایدار باشد، یعنی که G_v باید پایدار باشد. اگر فرآیندها را به صورت سیستم هایی ایستا، مدل کنیم، جبران ساز پیش خور یک سیستم ایستا می شود که به آن پیش خور ایستا[1] می‌گویند. [۷]

اگر توابع انتقالی تعریف کننده‌ی فرآیند را به صورت رابطه (۱-۶) بنویسیم:

$$G_u = \frac{K_u}{1+sT_u} \qquad G_v = \frac{K_v}{1+sT_v} \tag{۱-۶}$$

آن گاه با توجه به رابطه ی (۱-۵)، تابع انتقال پیش خور به صورت رابطه (۱-۷) می شود:

$$G_{ff} = \frac{K_v}{K_u}.\frac{1+sT_u}{1+sT_v} \tag{۱-۷}$$

در این حالت، جبران ساز پیش خور به صورت یک جبران ساز ساده ی پیش افت- پس افت در می آید. چون ایده ی اصلی در کاربرد پیش خور، حذف دو سیگنال با یکدیگر است، بنابراین مدل انتخابی باید تا حد مناسبی دقیق باشد. یک خطای مدل ۲۰٪ به معنای آن است که فقط ۸۰٪ اغتشاش ها حذف می شوند. خطاهای مدل به صورت مستقیمی بر روی خطاهای کنترلی، اثر می گذارند. کنترل پیش خور نسبت به خطاهای مدل، خیلی حساس تر از کنترل پسخور است. [۶]

چون کنترل پیش خور به مدل فرآیند نیاز دارد، این روش به اندازه ی کنترل پسخور به کار نمی رود. حالت‌های زیادی وجود دارند که یک فیلتر پیش افت- پس افت مشابه رابطه ی(۱-۷) و یا حتی یک پیش خور ثابت، نتایج بسیار خوبی را نتیجه می دهد. وجود فنون تطبیقی سبب شده است که گستره‌ی قابلیت های اجرایی کنترل پیش خور نیز به صورت قابل توجهی افزایش یابد. بعضی از کنترل کننده های استاندارد، دارای یک جزء پیش خور هستند. از کنترل پیش خور می توان به سادگی در سیستم های کنترل گسترده (DCS) استفاده کرد.

مشخصات پسخور و پیش خور، مکمل همدیگر هستند. به کمک فرآیند می توان اثر اغتشاشاتی را که فرکانسی کمتر از پهنای باند سیستم دارند، کاهش داد. با استفاده از پیش خور می توانیم اثر اغتشاشات سریع تر را کم کنیم. پسخور نسبت به تغییرات مدل فرآیند، به نسبت غیرحساس است در حالی که پیش خور با توجه به این که در مدل فرآیند به صورت مستقیم به کار می رود، حساسیت بیشتری نسبت به تغییرات پارامترها دارد. [۸]پسخور ممکن است سبب ناپایداری شود ولی پیش خور مشکلات مربوط به پایداری را

1 Static feedforward

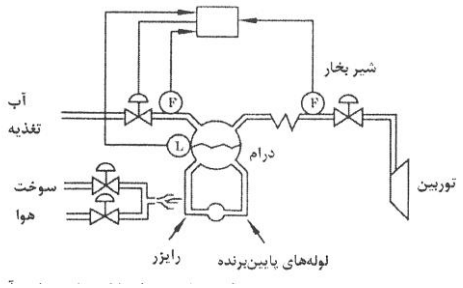
زیادتر نمی کند. برای دستیابی به یک سیستم کنترل مناسب، باید از ترکیب پسخور و پیش خور استفاده کنیم.

۱-٤- کاربردها

در بسیاری از کاربردهای کنترل فرآیند، چندین فرآیند وجود دارد که به صورت سری با هم قرار می گیرند. اغلب در این چنین حالت هایی، می توان به سادگی اغتشاش ها را اندازه گرفت و از روش پیش خور استفاده کرد. از کاربردهای معمول کنترل پیش خور می توان کنترل سطح مخزن[1] در دیگ های بخار، کنترل ستون تقطیر[2] و کنترل غلتک های نورد[3] را نام برد. در ادامه کاربردهایی از ترکیب کنترل پسخور و پیش خور را ارائه می‌شود. [۱]

۱-٤-۱- کنترل سطح مخزن

نمودار ساده شده ی یک دیگ بخار در شکل (۱-۳) نشان داده شده است. مشعل ها[4] به آب درون لوله هایی حرارت می دهند که در دیواره ی دیگ بخار قرار دارند و رایزر[5] نامیده می شوند. آب در رایزرها به بخار تبدیل می شود که چون از آب سبک تر است به سمت مخزن در بالا می رود. این موضوع سبب می-شود که در حلقه ای شامل رایزرها، مخزن و لوله های پایین آورنده[6]، چرخشی از سیال به وجود آید. در مخزن، آب از بخار جدا می شود بخاری که به سمت توربین می رود با یک شیر بخار کنترل می شود.



شکل ۱-۳. نمودار شماتیکی مخزن یک دیگ بخار، همراه با کنترل سطح آب در آن

1 Drum
2 Distillation columns
3 Rolling mills
4 Burners
5 Raiser
6 Down comers

خیلی مهم است که سطح آب در مخزن ثابت بماند. اگر سطح آب در مخزن خیلی پایین آید، رایزرها به خوبی خنک نمی شوند و خطر سوختن آن ها وجود دارد. اگر سطح آب در مخزن بالا آید، ممکن است قطرات آب وارد توربین شود و سبب خوردگی پره های آن گردد. یک سیستم کنترلی برای ثابت نگهداشتن سطح آب در مخزن وجود دارد. به علت وجود دو پدیده ی انقباض[۱] و حباب دار شدن[۲]، کنترل سطح آب مخزن کار سختی است. این دو پدیده را به این صورت می توانیم توضیح دهیم: فرض کنید که سیستم در حال تعادل بوده و سطح آب درون مخزن ثابت باشد. اگر شیر ورودی توربین را باز کنیم، دبی بخار افزایش می یابد و فشار مخزن افت می کند. کاهش فشار، سبب تولید حباب های زیادی در دارم و رایزرها می شود. بنابراین در ابتدا سطح مخزن به صورت موقتی افزایش می یابد. البته چون بخار زیادی از مخزن خارج می شود، سطح مخزن در نهایت کاهش خواهد یافت. این پدیده را که انقباض و حباب دار شدن می‌گویند، سبب می شود که کنترل سطح آب مخزن، خیلی سخت شود. به صورت ریاضی، این پدیده سبب می شود که تابع انتقال فرآیند، صفری در نیمه‌ی راست صفحه ی مختلط داشته باشد.

با به کارگیری یک راهبرد کنترلی مشابه شکل (۱-۳) می توان این مشکل را حل کرد. این راهبرد شامل ترکیبی ازکنترل پسخور و کنترل پیش خور است. در این شکل، پسخوری از سطح مخزن به کنترل کننده وجود دارد اما پیش خوری از تفاضل بین دبی بخار و دبی آب تغذیه[۳] نیز وجود دارد که باعث می شود دبی آب تغذیه، خودش را به سرعت با تغییرات دبی بخار، هماهنگ کند. [۱]

۱-٤-۲- کاربرد برای واحد بوتان زدایی FCCU[٤]

ستون مورد بحث در اینجا، یکی از دو ستون بوتان زدایی موازی در یک واحد کراکینگ کاتالیستی سیال شده است. وظیفه این ستون ها این است که یک فرآورده بنزین را توسط حذف انتهای نسبتاً سبک موازنه نماید، طوریکه فشار بخار بنزین در ۱۰۰°F، ۶ psig باشد. هر دو ستون مشکلات کنترلی به فاصله کوتاهی پس از راه اندازی واحد داشتند. این مشکلات عبارت بودند از: حساسیت به شرایط محیط، و حساسیت به تغییرات بار. [۹]

1 Shrink
2 Swell
3 Feed-water flow
4 Fuidized Catalytic Cracking Unit