نام کتاب: کنترل فرایند
مولف: مهندس حمید فضلعلی

ویراستار علمی: مهندس مهدی تهوری و مهندس مهدی امیرهلالی
نوبت چاپ: اول
تیتراژ: ۱۰۰
ناشر: انتشارات داخلی شرکت ملی گاز ایران
سال نشر: ۱۳۸۹
آدرس: تهران - میدان هفت تیر - خیابان مفتح جنوبی - خیابان شیرودی - پلاک ده - ساختمان آموزش - شرکت ملی گاز ایران - طبقه دوم - آموزش فنی و تخصصی
تلفن: ۲۵-۸۱۳۱۵۷۲۰-۰۲۱ نمابر ۸۱۳۱۵۷۴۴-۰۲۱

مقدمه آموزش فنی وتخصصی:

اهداف اصلی هر سازمان را می توان در دو عنوان بیان کرد، جلب رضایت ارباب رجوع یا به عبارت دیگر مشتری مداری و سود آوری سازمان. سازمان ها برای رسیدن به اهداف خود اقدام به وضع قوانین وقراردادهای خاصی جهت طی این فرآیند می نمایند. قراردادهای وضع شده تحت استانداردهای مشخص از منابع هر سازمان که شامل منابع انسانی و منابع اطلاعاتی ومنابع مادی می باشند استفاده کرده تا به اهداف تعیین شده دست یابند. جدای از سه محور اصلی یعنی منابع، فرآیند و اهداف سازمان، آنچه این چرخه را از لحاظ درستی عملکرد تضمین می نماید بازبینی و نظارت مستمر مؤثر واحدهای سنجش عملکرد سازمان با قراردادهای وضع شده می باشد هرگونه عدم تطابق عملکرد یک یا چندین واحد مختلف از سازمان با استانداردهای تعیین شده برای آن سازمان یک مسئله و مشکل به حساب می آید که در چرخه ی ذکر شده اثر نامطلوبی خواهد داشت. منابع هر سازمان اساس فعالیت و راهکارها محسوب می شود. داده ها و اطلاعات هر سازمان نسبت به دو منبع دیگر (منابع انسانی و منابع مالی) از جایگاه ویژه ای برخوردار است. از آنجا که موفقیت کارکنان ریشه در اطلاعات و آگاهی افراد سازمان از قوانین و استانداردهای وضع شده و داده ای مختلف مرتبط با نوع فعالیت آنها داشته و نقش جهت دهی به کارکنان را بر عهده دارد، منابع انسانی با آموزش هایی که راستای ارتقای سطح دانش فردی و گروهی می بینند به نوعی فرآیند رسیدن به اهداف مورد نظر از طریق راهکار سازمان را تعیین می کنند. آموزش های هدفمند خود نیز بر اساس منابع اطلاعاتی استوارند که در اثر تجربیات گذشته و مراحل آزموده شده ی قبلی بدست آمده اند. مبنی براین دیدگاه میزان اثر بخشی فعالیت های سازمان در جهت رسیدن به اهداف والای خود رابطه ی مستقیم با منابع سازمان داشته و پرورش کارکنان و آگاهی بخشی به آنها نیز با میزان سودمند بودن منابع اطلاعاتی رابطه مستقیم دارد. منابع اطلاعاتی سازمان ها را مستنداتی چون کتب و جزوات آموزشی تایید شده توسط واحدهای مرتبط با سطح سنجی منابع آموزشی تشکیل می دهد. از اینرو آموزش و تجهیز نیروی انسانی شرکت ملی گاز ایران در راستای اهداف خود و استاندارد نمودن دوره های آموزشی و یکسان نمودن منابع تدریس اقدام به تهیه ی کتاب

های آموزشی مرتبط با هر دوره آموزشی نموده است که منطبق با سرفصل آن دوره می باشد. کتابی که در پیش رو دارید توسط آقای مهندس حمید فضلعلی تهیه شده و منبع اصلی تدریس **دوره آموزشی کلیات و تعاریف کنترل فرایند با کد آموزشی ۱۳۱۰۹** می باشد که ضمن تشکر از ایشان لازم است کلیه ادارات آموزش شرکت های تابعه جهت تدریس آن دوره از این منبع استفاده نمایند امید است همکاران با ارائه ی نظرات و پیشنهادات از طریق آدرس الکترونیکی training.nigc@gmail.com ما را در این امر مهم همچون گذشته یاری نمایند.

آموزش فنی وتخصصی شرکت ملی گاز ایران

دی ماه ۱۳۸۹

پیش گفتار

خدای بزرگ را سپاسگزارم که در تهیه و گردآوری مطالب کتابی که پیش رو دارید لطف خویش را بر من ارزانی داشت. صنایع امروزه برای حصول اطمینان از کیفیت و کمیت محصول به منظور رقابت در بازار و رعایت استانداردهای جهانی زیست محیطی و همچنین تضمین حفاظت و ایمنی افراد و تجهیزات در برابر آسیب ها و صدمات، نیازمند به پیاده سازی سیستم های کنترلی مدرن شامل تجهیزات کنترلی و روش ها و الگوریتم های کنترلی سریع و پایدار می باشند. این کتاب با تمرکز بر جنبه ی نرم افزاری کنترل به بررسی روش های کنترل فرایندها و همچنین نحوه ی تنظیم کنترل کننده ها برای حصول کنترل پایدار و در عین حال سریعتر می پردازد.

اگرچه در این کتاب اشاره ای به تجهیزات سخت افزاری یا به عبارت دیگر اجزاء کنترل شده لیکن با تجزیه و تحلیل بعد نرم افزاری کنترل سعی شده مکملی برای کتاب اصول و مبانی ابزاردقیق باشد.

امید فراوان دارم خوانندگان محترم این کتاب از مطالعه ی آن استفاده ی لازم را ببرند و همچنین از ایشان تقاضا دارم با ارائه ی نقطه نظرات خود به آدرس الکترونیکی fazlalh@gmail.com اینجانب را در رفع کاستی ها و پر بار نمودن اطلاعات آن کمک نمایند.

در پایان بر خود لازم می دانم از تمامی کسانی که در تهیه و تدوین و ویرایش علمی این کتاب بنده را یاری نمودند کمال تشکر و قدردانی را بنمایم.

حمید فضلعلی

دی ماه ۱۳۸۹

عنوان دوره: تعاریف و کلیات کنترل فرایند	کد دوره: ۱۳۱۰۹	مدت: ۲۴ ساعت
شرایط شرکت‌کنندگان: کارکنان تعمیرات ابزاردقیق		
نوع پودمان: فنی- تخصصی	سطح: کاردانی- کارشناسی	پیش‌نیاز: اصول و مبانی ابزاردقیق

امکانات اجرائی:

آزمایشگاه ☐ کارگاه ☑ کلاس ☑ غیره ☐

کتاب ☑ جزوه ☑ فیلم/ CD ☐

اهداف آموزشی: آشنایی فراگیران با کنترل فرایند و انواع کنترل کننده و نحوه بکارگیری و تنظیم آنها

سرفصل	محتوا	زمان دقیقه
مقدمه	تعاریف و ضرورت کنترل	۶۰
اجزاء کنترل فرایند	اجزاء کنترل، کنترل حلقه بسته و حلقه باز، ابزاردقیق (سنسورها، شیرها و محرک ها)	۱۲۰
کنترل کننده های تناسبی- مشتقی- انتگرالی	کنترل کننده های تناسبی، تناسبی- انتگرالی، تناسبی- مشتقی- انتگرالی و نحوهٔ عملکرد هر یک از آنها	۱۸۰
روش های کنترل فرایند	روش های کنترل فرایند: پیشخوری، پسخوری، آبشاری، نسبتی، Override ،Spilit، بسته ای و...	۴۲۰
تنظیم کنترل کننده های تناسبی- مشتقی- انتگرالی	روش های تنظیم پارامتر های کنترل کننده های تناسبی- مشتقی- انتگرالی: روش حلقه باز زیگلر- نیکلز، روش حلقه بستهٔ زیگلر- نیکلز، روش تایروس- لایبن، روش یک چهارم دامنه و...	۱۸۰
کنترل گسسته و ترتیبی	کنترل گسسته و کاربرد آن، کنترل ترتیبی، کاربرد و نحوهٔ پیاده سازی آن	۱۲۰
بررسی فلسفه کنترلی یک فرایند عملیاتی	بررسی فلسفه کنترلی یک فرایند عملیاتی گاز	۱۸۰
کنترل پیشرفته	روش های کنترل پیشرفته و جایگاه استفاده از آنها، شبکه های عصبی، منطق فازی و	۱۸۰

فهرست مطالب

عنوان	شماره صفحه
۱- تعاریف و کلیات فرایند و ضرورت کنترل	۱
۱-۱ فرایند چیست؟	۲
۱-۲ منظور از کنترل فرایند چیست؟	۲
۱-۳ فلسفه کنترل فرایندها و سیستم ها	۲
۱-۴ اصول تئوری کنترل	۴
۱-۴-۱ تعریف حلقه ی کنترل	۴
۱-۴-۲ متغیر فرایند	۵
۱-۴-۳ نقطه ی مقرر	۵
۱-۴-۴ متغیر محاسبه شونده	۵
۱-۴-۵ خطا	۶
۱-۴-۶ خطای ماندگار	۶
۱-۴-۷ اغتشاش	۶
۱-۴-۸ منطق کنترلی	۶
۱-۵ تحلیل مشخصه‌ها و مسائل طراحی	۶
۱-۶ سیمبل های ISA مورد استفاده در P&ID ها	۹
۲- ابزار دقیق اجزای سخت افزاری (سنسور، شیر کنترل و کنترلر)	۱۶
۲-۱ مقدمه	۱۷
۲-۲ سنسورها	۱۸
۲-۲-۱ سنسور دبی	۱۸
۲-۲-۲ سنسور دما	۱۹
۲-۲-۳ سنسور فشار و اختلاف فشار	۱۹

۲-۲-۴ سنسورهای ارتفاع یا سطح مایع ۱۹
۲-۲-۵ ترانسمیترها (Transmitters) ۲۰
۲-۳ شیرهای کنترل ۲۲
۲-۳-۱ عمل شیرکنترل ۲۴
۲-۳-۲ سایز شیرکنترل ۲۴
۲-۳-۳ منحنی مشخصه شیر کنترل ۲۵
۲-۳-۴ ماجول Valve Positioner ۲۶
۲-۴ کنترلر ۲۶
۳- کنترل کننده های تناسبی ـ انتگرالی ـ مشتقی ۲۹
۳-۱ مقدمه ۳۰
۳-۲ کنترلر تناسبی (proportional) ۳۲
۳-۳ کنترلر تناسبی- انتگرالی (Proportional–Integral Controllers) ۳۴
۳-۴ کنترلر تناسبی ـ انتگرالی ـ مشتقی(Proportional–Integral-Derivative Controllers) ۳۴
۳-۵ عملکرد کنترلرهای مختلف برای حذف اغتشاش ۳۵
۴- تنظیم کنترل کننده ها ۳۸
۴-۱ مقدمه ۳۹
۴-۲ تنظیم تجربی (مستقل از مدل فرآیند) ۴۰
۴-۲-۱ روش مدار باز زیگلر- نیکلز ۴۱
۴-۲-۲ روش مدار بسته ی زیگلر- نیکلز ۴۲
۴-۲-۳ روش تایروس- لایبن ۴۲
۴-۲-۴ روش یک چهارم دامنه ۴۳
۴-۲-۵ روش بهره مناسب ۴۴
۴-۲-۶ روش تنظیم پارامترهای PID سوگستاد ۴۶
۴-۲-۶-۱ اساس و پیش زمینه ی روش سوگستاد ۴۶

۴-۲-۶-۲ اصول طراحی و روش سوگستاد ۴۷
۴-۲-۶-۳ نحوه ی پیدا کردن پارامترهای مدل بصورت تجربی ۴۹
۴-۲-۶-۴ تبدیل ضرایب PID سریال به موازی ۴۹
۴-۲-۶-۵ فرایند فاقد تاخیر زمانی ۵۰
۴-۳ تنظیم خودکار پارامترهای PID ۵۰
۴-۳-۱ روش تنظیم خودکار رله ای ۵۰
۴-۳-۲ روش تنظیم خودکار بر پایه ی مدل ۵۱
۴-۴ روش *Gain Scheduling* ۵۳
۴-۵ روش کنترل وفقی ۵۴
۴-۶ نکات عملی در خصوص کنترلرهای PID ۵۴
۵- روش های کنترل ۵۶
۵-۱ مقدمه ۵۷
۵-۲ روش های شش گانه عبارتند از ۵۸
۵-۲-۱ سیستم کنترل پسخوری (Feedback Control System) ۵۸
۵-۲-۲ سیستم کنترل نسبتی Ratio Control System ۶۲
۵-۲-۳ سیستم کنترل آبشاری (Cascade Control System) ۶۴
۵-۲-۴ سیستم کنترل فیدفوروارد (Feed forward Control System) ۶۵
۵-۲-۵ سیستم اورراید (Override Control System) ۷۰
۵-۲-۶ سیستم کنترل بسته ای (Batch Production) ۷۲
۵-۲-۵-۱ ماهیت Batch Control چیست؟ ۷۴
۵-۲-۵-۲ کنترل ترتیبی ۷۶
۵-۲-۷ سیستم کنترل سه المانه (Three Element Control) ۷۷
۶- آشنایی با کنترل پیشرفته ۸۳
۶-۱ مقدمه ۸۴

۶-۲ تست و بازرسی (Inspect) سیستم کنترل ۸۵
۶-۳ تنظیم دقیق (Tune) ۸۵
۶-۴ کنترل با استفاده از منطق فازی (Fuzzy Logic Control) ۸۵
۶-۴-۱ تئوری منطق فازی ۸۶
۶-۵ شبیه‌سازی (Simulation) ۸۹
۶-۶ کنترل به روش پیش‌بین (Model Predictive Control) ۹۰
۶-۶-۱ استراتژی کنترل پیش بین مبتنی بر مدل (MPC) ۹۱
۶-۶-۲ اجزاء کنترل‌کننده‌های پیش بین ۹۲
۶-۷ کنترل با شبکه ی عصبی (Neural Network Control) ۹۲
۶-۷-۱ شبکه‌های عصبی مصنوعی ۹۲
۶-۷-۲ روش‌های یادگیری در شبکه‌های عصبی ۹۴
منابع ۹۸

فصل اول

تعاریف و کلیات فرایند و ضرورت کنترل

۱-۱ فرایند چیست؟

فرایند دارای مفهومی عام می باشد، لیکن در صنایع تعریف خاص خود را داراست. تعریف فرایند در صنایع عبارتست از: تغییر یا پالایش مواد خام به منظور تولید محصولات نهایی. این مواد - از نوع جامد، مایع یا گاز (یا ترکیبی از آنها) - در مسیر فرایند ممکن است فیلتر، مخلوط، ترکیب، ذخیره سازی، خنک سازی یا حرارت داده شوند و یا عملیات دیگری روی آنها صورت پذیرد.

۱-۲ منظور از کنترل فرایند چیست؟

کنترل فرایند عبارتست از روش هایی که جهت کنترل مقادیر فرایند در طی روند ساخت و تولید محصول بکار گرفته می شوند. برای مثال: می توان به تنظیم و کنترل نسبت مواد مخلوط شونده، دمای یک بویلر، فشار یک وسل اشاره کرد. لذا کنترل فرایند در بر گیرنده ی سخت افزار و نرم افزار لازم برای حصول آن می باشد. فصل بعد مختصر اشاره ای بر اجزاء سخت افزاری کنترل داشته و فصل های آتی به بررسی ابعاد نرم افزاری می پرازد که محور اصلی این کتاب نیز می باشد. برای آشنایی بیشتر با اجزاء کنترل، کتاب اصول و مبانی ابزاردقیق در برگیرنده ی تمامی اجزاء و المان های سخت افزاری و جایگاه هر یک از آنها در حلقه کنترل را به خوانندگان توصیه می نماید.

۱-۳ فلسفه کنترل فرایندها و سیستم ها:

تعریف و توصیف نیازها و اهداف:

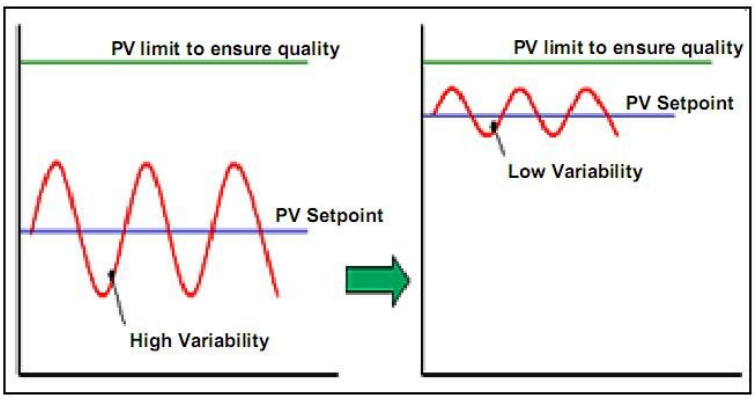
یک فرآیند شیمیایی عملاً یک آرایش منطقی و مهندسی از واحدهای پردازش‌کننده نظیر راکتورها، مبدل‌های حرارتی، برج‌های جذب و تقطیر، پمپ‌ها و تبخیرکننده‌ها می‌باشد. هدف و علت وجودی فرآیند، تبدیل یک سری ورودی مواد خام و اولیه به محصولاتی با ارزش افزوده ی بالا می‌باشد. در حین عملیات، این هدف باید تحت یک سری قیود اعم از فنی، اقتصادی، اجتماعی و همچنین اغتشاشات محیطی انجام پذیرد:

- مشخصه‌های مطلوب محصولات، قوانین زیست‌محیطی،
- افزایش بازدهی و راندمان،
- ایمنی (پرسنل) و حفظ تجهیزات،

مشخصه های مطلوب محصولات و رعایت قوانین زیست محیطی:

کنترل فرایند می تواند باعث کاهش نوسان کیفیت محصول و بعبارت دیگر حفظ کیفیت مطلوب و مورد نظر تولید کننده شود. همچنین سازندگان بدینوسیله می توانند از هدر رفت منابع مالی جلوگیری نمایند. برای مثال، به منظور تولید گازوئیل چیزی حدود ۱۲ نوع ماده ی مختلف ممکن است با یکدیگر مخلوط شوند تا گازوئیل مطلوب بدست آید. چنانچه نسبت و نرخ جریان این مواد درست رعایت نشود، ممکن است گازوئیل با اکتان بالایی تولید شود. در نتیجه مشتری گازوئیل با قیمت بالاتری نسبت به آنچه پرداخت نموده دریافت نماید و پالیشگاه متضرر شود و بالعکس آن نیز امکان پذیر می باشد.

از سوی دیگر در صورت حصول کاهش نوسان کیفیت تولید، می توان با تنظیم حریم کیفیتی[1] پایین تر و نزدیک تر به کیفیت مورد نظر از هزینه های اضافه در اینخصوص پیشگیری نمود. وقتیکه کنترل فرایند ضعیف باشد، سازندگان مجبورند نقاط تنظیم با حریم بیشتری نسبت به مقادیر مطلوب را در نظر داشته باشند تا کیفیت محصول تولیدی از تعهدات آنها پایین تر نیاید. از اینرو با استفاده از کنترل های بهینه می توان از هدر رفت سرمایه ها ی ناشی از کیفیت محصول جلوگیری نمود.



شکل ۱-۱ تاثیر نوسانات کیفیت در تنظیم حریم نقاط مقرر

افزایش بازدهی و راندمان:

در بعضی از فرایندها برای رسیدن به حداکثر بازدهی و راندمان نیاز است فرایند در یک نقطه ی مقرر تثبیت شود. برای مثال، ممکن در یک راکتور شیمیایی نیاز باشد که فرایند در یک دمای مشخص بماند تا فرایند

[1] !!Padding!

شکل بگیرد. یعنی دقت کنترل دمای فرایند متضمن راندمان فرایند می باشد. سازندگان با بهره گیری از سیستم کنترل فرایند مناسب می توانند باعث بهینه سازی منابع مورد نیاز جهت حصول تولید نهایی گردند.

ایمنی (پرسنل) و حفاظت از تجهیزات:

از کنترل خارج شدن یک فرایند به هر دلیلی، نظیر کنترل فرایند یک راکتور چنانچه تمهیدات مورد نظر توسط سازنده در آن لحاظ نشده باشد می تواند باعث بروز خسارات جبران ناپذیری در منابع انسانی یا مالی سیستم شود. لذا ممکن است برای یک کنترل فرایند دقیق، نیاز به حصول اطمینان ایمنی داشته باشیم. برای مثال، نگهداری فشار یک بویلر در محدوده ی ایمن، توسط کنترل هوا و سوخت وردی به محفظه ی احتراق بویلر از بروز انفجار و آسیب به تجهیزات و نفرات جلوگیری کند.

لذا، بدیهیست که برای یک فرآیند، هم مانیتورینگ (پایش) داشته باشیم و هم کنترل (پاسش).

۱-۴ اصول تئوری کنترل:

در این بخش تعاریف و مفاهیم اساسی کنترل ارائه می گردد.

۱-۴-۱ تعریف حلقه ی کنترل:

تصور کنید در فصل سرما مقابل یک شومینه ی روشن نشسته اید. با احساس سرما قطعه ای چوب به داخل شومینه می اندازید و با تولید گرما احساس راحتی می کنید تا زمانیکه انرژی لازم برای حصول دمای مطلوب شما تامین می شود. این مثال بسیار ساده ای از یک حلقه ی کنترل است. با توجه به این مثال می توان سه وظیفه ی یک حلقه ی کنترل عبارتست از:

- اندازه گیری
- مقایسه
- تنظیم

۱-۴-۲ متغیر فرایند (PV[1]):

متغیر فرایند یکی از ویژگی ها یا کمیت های فرایند می باشد که به منظور پیاده سازی کنترل روی آن و رسیدن به کیفیت و میزان محصول با توجه به هدف کنترلی، اندازه گیری می شود.

عمومی ترین متغیرهای (کمیت ها) فرایند عبارتند از:

- فشار
- جریان سیالات
- سطح
- دما
- دانسیته یا چگالی
- PH
- جرم
- هدایت الکتریکی
- ارتعاشات

۱-۴-۳ نقطه ی مقرر (SV[2]):

مقدار متغیر فرایند مورد انتظار جهت تثبیت را نقطه ی مقرر گویند. به طور مثال اگر در فرایند کنترل دما نیاز است که دما در محدوده ی ۵ °C بالا و پایین دمای ۱۰۰ °C قرار بگیرد، در اینصورت ۱۰۰ °C نقطه ی مقرر می باشد.

۱-۴-۴ متغیر محاسبه شونده (MV[3]):

متغیر محاسبه شونده در واقع مقدار خروجی کنترلر به منظور اعمال به فرایند و اثر روی آن جهت رسیدن به نقطه ی مقرر می باشد. لذا مقدار آن بر اساس منطق کنترلی و SV و PV تعیین می گردد.

---

[1] Process Value!

[2] Setpoint!

[3] !Manipulated Value

۱-۴-۵ خطا (DV[1]):

میزان تفاوت بین مقدار مقرر و مقدار اندازه گیری شده ی فرایند را خطا می گویند و می تواند مثبت یا منفی باشد. هدف هر روش کنترلی حداقل ساختن یا از بین بردن خطا می باشد.

۱-۴-۶ خطای ماندگار (Offset):

عبارتست از مقدار تفاوت بین مقدار متغیر فرایند (یا اندازه گیری شده) و مقدار مقرر در حالت ماندگار. در برخی از سیستم ها به دلیلی نوع منطق کنترلی اعمالی این حالت بوجود می آید.

۱-۴-۷ اغتشاش[2]:

تغییر ناخواسته در یکی از فاکتورهای اثر گذار روی متغیر فرایند را اغتشاش می گویند. به عنوان مثال، در حلقه ی کنترل دما اضافه شدن یک جریان آب سرد به مخزن می تواند یک بار اغتشاشی باشد که دمای سیال فرایند را کاهش داده و کنترلر باید آن را با توجه به منطق کنترلی جبران نماید.

۱-۴-۸ منطق کنترلی[3]:

تفسیر ریاضی پیاده سازی شده در کنترل کننده به منظور کنترل فرایند را منطق کنترل می گویند. الگوریتم یا منطق کنترلی بسته به نوع فرایند و اهمیت و پیچیدگی آن می تواند از ریاضیات و معادلات ساده تا خاص و پیچیده تغییر کند، که این موضوع با ظهور سیستم های کنترل دیجیتال و مدرن امروزه به سادگی قابل پیاده سازی می باشد.

۱-۵ تحلیل مشخصه‌ها و مسائل طراحی:

سه هدف کلان از به‌کارگیری سیستم کنترل فرآیند عبارتند از:

---

[1] Deviation Value!

[2] Disturbance!!

[3] Control Algirithm!

۱. عملکرد - محور: واداشتن سیستم در باقی ماندن در مقادیر مقرر و/یا رگولاسیون.

۲. پایدار - محور: تضمین پایداری سیستم و جلوگیری از فرار حالات و تعطیلی فرآیند.

۳. بهینه سازی: بهینه‌کردن عملکرد فرآیند با اعمال سیاست‌های کنترلی.

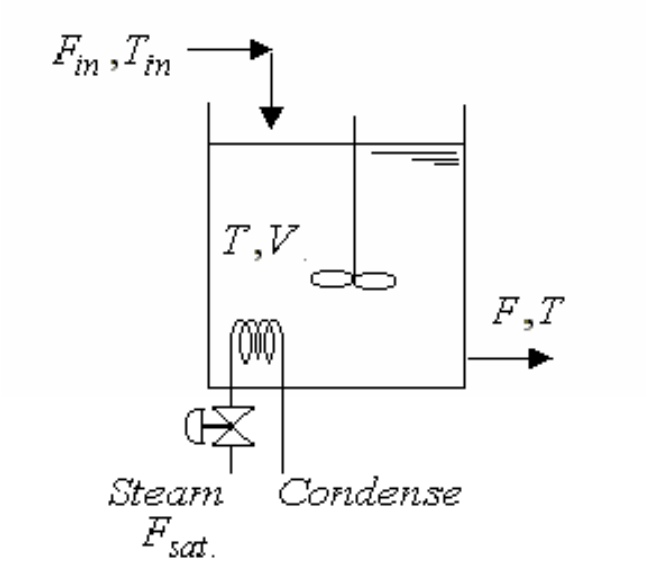
برای شرح نکات محوری بالا فرض کنید یک فرآیند یوتیلیتی شامل یک تانک پیش‌گرمکن برای یک راکتور شیمیایی در پایین‌دست داریم (شکل ۱-۲). هدف کنترلی عبارتست از:

دمای خروجی (T) در یک حد مقرر باقی بماند، و/یا

دمای خروجی یک پروفیل دمایی را تعقیب کند، و/یا

سطح مایع (V) یا در صورت سطح مقطع ثابت، (h) در یک حد مقرر باقی بماند،

متغیرهایی که می‌توانند به‌عنوان اغتشاش (کمیت‌های تاثیرگذار ولی ناخواسته) در نظر گرفته شوند، یکی T_{in} و دیگری F_{in} و یا حتی فشار بخار اشباع می‌باشند. در صورتی‌که T_{in} و F_{in} و یا حتی فشار بخار ثابت بمانند، یعنی سیستم در حالت یکنواخت بماند، دیگر نیازی به کنترل یا نظارت خودکار و یا حتی دستی (توسط اپراتور) نیست. بدیهیست که در عمل اینطور نبوده و با کاهش و افزایش فشار خط و یا سایر آثار محیطی کمیت‌های مذکور مرتباً عوض می‌شوند. بنابر این باید به نحوی کمیت‌های تاثیرپذیر (T یا h) را کنترل کنیم.



شکل ۱-۲ دیاگرام جریان یک فرآیند اختلاط.

به‌هرحال نکته قابل توجه اینست که فارغ از پیاده‌سازی کنترل دستی یا خودکار باید دید چگونه T و V را که تحت تاثیر متغیرهای F_{in}، T_{in} یا فشار بخار اشباع عوض شده اند می‌توان بطور واقعی و عملی مجبور به برگشتن به مقدار مقرر خودشان کرد. شاید اولین چیزی که به ذهن می‌رسد این باشد که با یک سطل (مکانیسم دستی) یا یک جریان مجهز به شیر (مکانیسم خودکار و ماشینی) مقدار V را مستقیماً عوض کنیم ولی این کار برای متغیر T ممکن نیست.

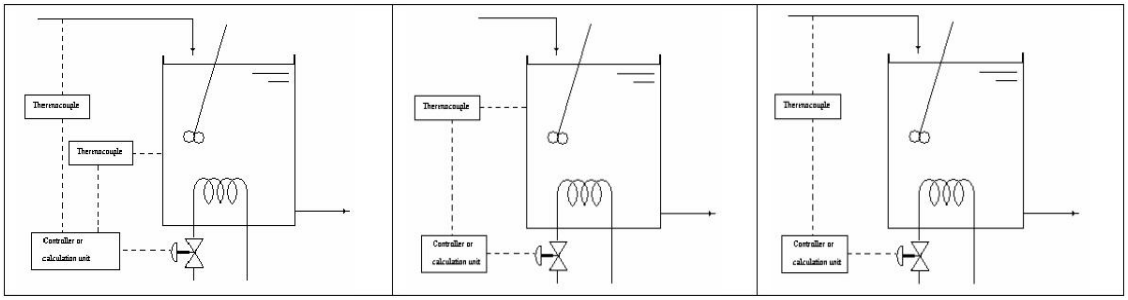
لذا، *اولین و مهمترین نکته* **کنترل تغییر هدفمند کمیتهای مورد نظر به‌طور غیرمستقیم می‌باشد.**

نکته ی دوم در وجود یا حضور ابزاردقیق است. برای کنترل دستی یا خودکار باید به‌نحوی بفهمیم که متغیر موردنظر آیا اصلاً عوض شده است که نیازمند انفعال ما باشد یا خیر. لذا وجود نشانگرها و سنجشگرهای ارزانی مثل ترموکوپل‌ها (برای اندازه‌گیری T) یا عمق‌سنج‌ها (برای اندازه‌گیری V یا h) برای دانستن بدون خطای مقدار کمیت‌های موردنظر ما (اعم از تاثیرگذار و تاثیرپذیر!) الزامیست.

نکته ی سوم که در راستای نکته اول است به این شرح است که کدام متغیرِ تاثیرگذار مهندسی و ماکرو (مثل شدت جریان ها نه مثلاً کشش سطحی سیال یا آنتروپی سیستم!) را انتخاب کنیم تا وسیله تاثیرگذاری موثر و البته غیرمستقیم روی کمیت تاثیرپذیر مورد نظر ما باشد. برای مثال کاندیداهای مناسب عبارتند از شدت جریان ورودی (F_{in}) شدت‌جریان خروجی (F) یا شدت جریان بخار اشباع. دقت شود که کمیت فیزیکی و ماکروی T_{in} نیز یک کاندیدای متغیر تاثیرگذار می‌باشد ولی تغییر دادن T_{in} از نظر عملی گران است (نیاز به دو شیر کنترل می‌باشد).

نکته ی چهارم، فلسفه و نحوه مقابله با تغییر کمیت‌های موردنظر می‌باشد. اگر بدانیم غالباً یا معمولاً، منشا تغییر کمیت تاثیر پذیر (مثلاً T) تغییر در شدت جریان ورودی (F_{in}) است، آنگاه ممکن است بخواهیم با علت مقابله کنیم. لذا، باید یک اندازه‌گیری روی اغتشاش F_{in} نیز داشته‌باشیم و متناسب با مقدار آن انفعال نشان دهیم یعنی متغیر تاثیرگذار (مثلاً شدت جریان بخار اشباع) را عوض کنیم. این آرایش و منطق مقابله با اغتشاش موسوم به سیستم کنترل پیشخور یا فیدفوروارد (Feed forward) یا فعال می‌باشد. در طرف مقابل اگر بخواهیم با معلول مقابله کنیم، یعنی انفعالی برخورد کنیم، آنگاه فلسفه پسخور یا فیدبک (Feedback) را انتخاب کرده ایم. در این آرایش تنها المان اندازه‌گیری فقط شامل همان متغیر تاثیر پذیر می‌شود.

این نوع مکانیسم کنترل رایج ترین نوع کنترل در فرآیندها می‌باشد. در شکل ۱-۳ سه نمونه آرایش کنترلی خودکار نشان داده شده است. لازم به ذکر است به‌خاطر تمایز هرچه بیشتر، خطوط کنترلی یا سیگنال‌ها تعمداً با خط‌چین نشان داده شده اند تا با جریان مواد یا حتی انرژی اشتباه نشوند.



الف) کنترل فید فوروارد ب)کنترل فیدبک ج)کنترل فید فوروارد- فیدبک

شکل۱-۳

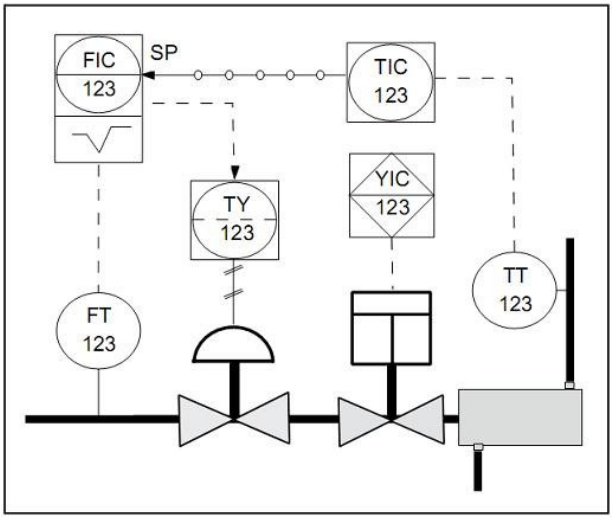
نکته: دقت شود که یک دیاگرام بدون کنترل (PFD ساده) با یک دیاگرام مجهز به کنترل خودکار(P& ID) تفاوت چشمگیری دارد.

۱-۶ سیمبل های ISA[1] مورد استفاده در P&ID ها:

انجمن اتوماسیون، سیستم و ابزاردقیق (ISA) یکی از سازمان های استاندارد پیشرو در حوزه ی کنترل فرایند می باشد. انجمن ISA مجموعه ای از سیمبل های مورد نیاز جهت نقشه کشی های مهندسی و طراحی حلقه های کنترلی را در ISA S5.1 ارائه داده است. شناخت سیمبل های ISA برای مهنسین کنترل و شیمی فرایند (در دیگر صنایع بهره بردار) ضروری بوده و در واقع الفبای زبان کنترل فرایند می باشد. لذا در این بخش به برخی از علایم پر استفاده ی آن اشاره می گردد.

شکل ۱-۴ نمونه ای از یک نقشه ی P&ID را نشان می دهد.

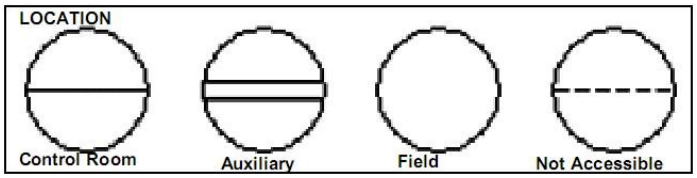
[1] Instrumentation, systems, Automation Society!



شکل ۱-۴ نقشه ی P&ID نمونه

سیمبل ها (Symbols):

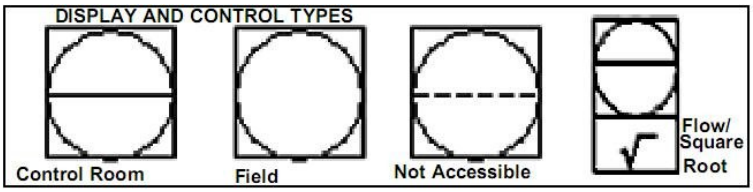
در نقشه ی P&ID دایره مبین ابزارهای دقیق مجزا، نظیر ترانسمیترها، سنسورها و آشکارسازها می باشد. شکل ۱-۵ را مشاهده نمایید.



شکل ۱-۵ ابزارهای دقیق مجزا

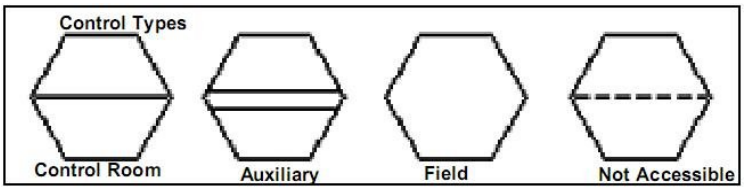
خط وسط این سیمبل ها مبین این است که تابع یا ابزارقیق در اتاق کنترل قرار دارد. خط دوبل نشان می دهد که محل استقرار تابع یا ابزاردقیق در محلی جانبی، نظیر رک ابزاردقیق می باشد. عدم وجود خط در سیمبل نشان می دهد که محل استقرار تابع یا ابزاردقیق در فیلد می باشد و در نهایت خط چین نشان می دهد که تابع یا ابزاردقیق جایی غیر قابل دسترسی نظیر پشت پانل می باشد.

مربع احاطه کننده ی سیمبل ها مبین ابزاردقیقی است که هم نمایش داده میشود و هم تابع کنترلی روی آن اعمال شده است. بسیاری از ترانسمیترهای مدرن مجهز به سیستم میکروپروسسوری جهت محاسبات کنترلی و ارسال سیگنال های خروجی به المان کنترل نهایی می باشند. شکل ۱-۶ را مشاهده نمایید.



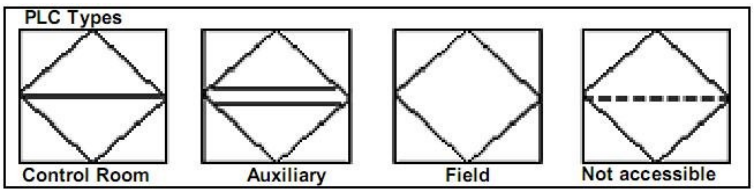
شکل ۱-۶ المان های کنترلی و نمایشی

شش ضلعی نشان دهنده ی توابع کامپیوتری، نظیر آنچه در سیستم های کنترل استفاده می شود، می باشد. شکل ۱-۷ را مشاهده نمایید.



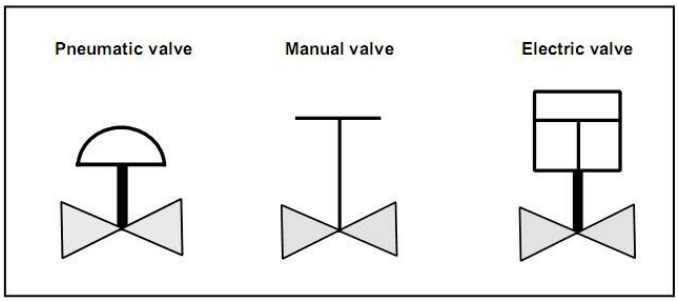
شکل ۱-۷ توابع کامپیوتری

مربع احاطه کننده ی یک لوزی نشان دهنده ی PLC می باشد. شکل ۱-۸ را مشاهده نمایید.



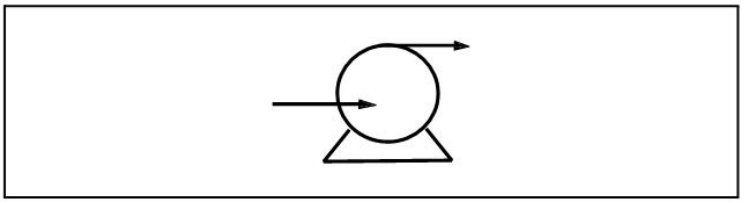
شکل ۱-۸ سیمبل های PLC

سیمبل های شکل ۱-۹ نیز شیرهای مختلف را بر اساس نوع اکچوئیتورشان نشان می دهد.



شکل ۱-۹ شیرها

شکل ۱-۱۰ سیمبل یک پمپ را نشان می دهد. در این سیمبل بردارهای رسم شده جهت جریان سیال را نشان می دهد.

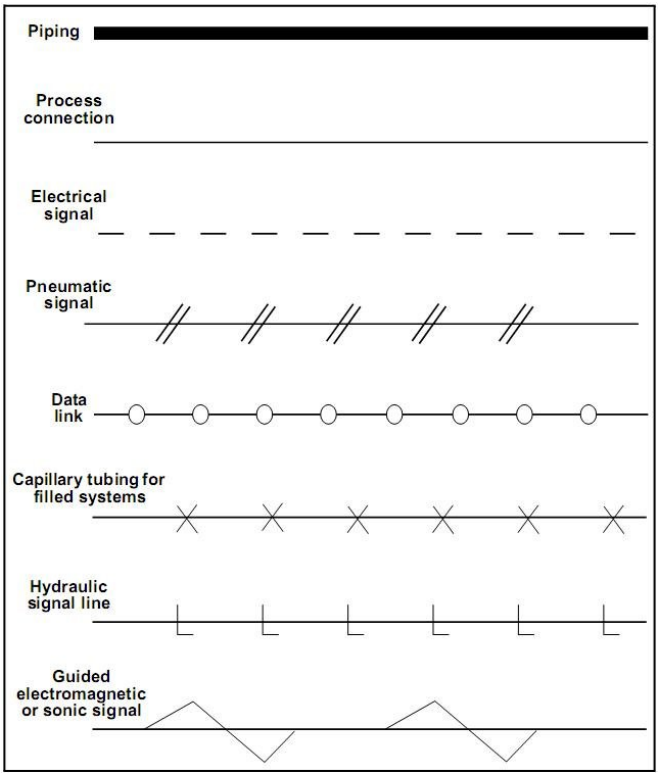


شکل ۱-۱۰ پمپ

سیمبل های لوله و اتصالات با خطوط مختلف نشان داده می شوند. شکل ۱-۱۱ را مشاهده نمایید.

- خط توپر ممتد لوله را نشان می دهد.
- خط نازک ممتد اتصال ابزاردقیق را نشان می دهد.
- خط منقطع سیگنال الکتریکی (۴-۲۰mA) را نشان می دهد
- خط هاشور خورده سیگنال نیوماتیکی را نشان می دهد.
- خط به همرا دایره های متوالی خط دیتا را نشان می دهد.

سایر سیمبل های اتصالات در شکل نشان داده شده اند.



شکل ۱-۱۱ لوله و اتصالات

کاراکترهای شناسایی (Identification Letters):

کاراکترهای شناسایی روی سیمبل های ISA شامل:

- متغیرهای اندازه گیری شونده (مانند فشار، دما و جریان سیالات)
- عمل وسیله (نظیر ترانسمیتر، سوئیچ، سنسور، نمایشگر، کنترلر و ...)
- برخی اعلام و آلارم ها

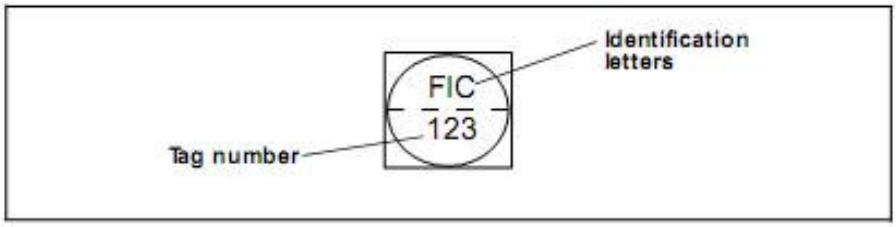
به عنوان مثال، FIC روی یک تک ابزاردقیقی یک کنترل کننده و نمایشگر جریان سیال را نشان می دهد. یا به عنوان مثالی دیگر PT یک ترانسمیتر فشار را نشان می دهد. جدول ۱-۱ را مشاهده نمایید.

	Measured Variable	Modifier	Readout	Device Function	Modifier
A	Analysis		Alarm		
B	Burner, combustion		User's choice	User's choice	User's choice
C	User's choice			Control	
D	User's choice	Differential			
E	Voltage		Sensor (primary element)		
F	Flow rate	Ration (fraction)			
G	User's choice		Glass, viewing device		
H	Hand				High
I	Electrical Current		Indication		
J	Power	Scan			
K	Time, time schedule	Time rate of change		Control station	
L	Level		Light		Low
M	User's choice	Momentary			Middle, intermediate
N	User's choice		User's choice	User's choice	User's choice
O	User's choice		Orifice, restriction		
P	Pressure, vacuum		Point, test connection		
Q	Quantity	Integrate, totalizer			
R	Radiation		Record		
S	Speed, frequency	Safety		Switch	
T	Temperature			Transmit	
U	Multivariable		Multifunction	Multifunction	Multifunction
V	Vibration, mechanical analysis			Valve, damper, louver	
W	Weight, force		Well		
X	Unclassified	X axis	Unclassified	Unclassified	Unclassified
Y	Event, state, or presence	Y axis		Relay, compute, convert	
Z	Position, dimension	Z axis		Driver, actuator	

جدول ۱-۱ کاراکترهای شناسایی ISA

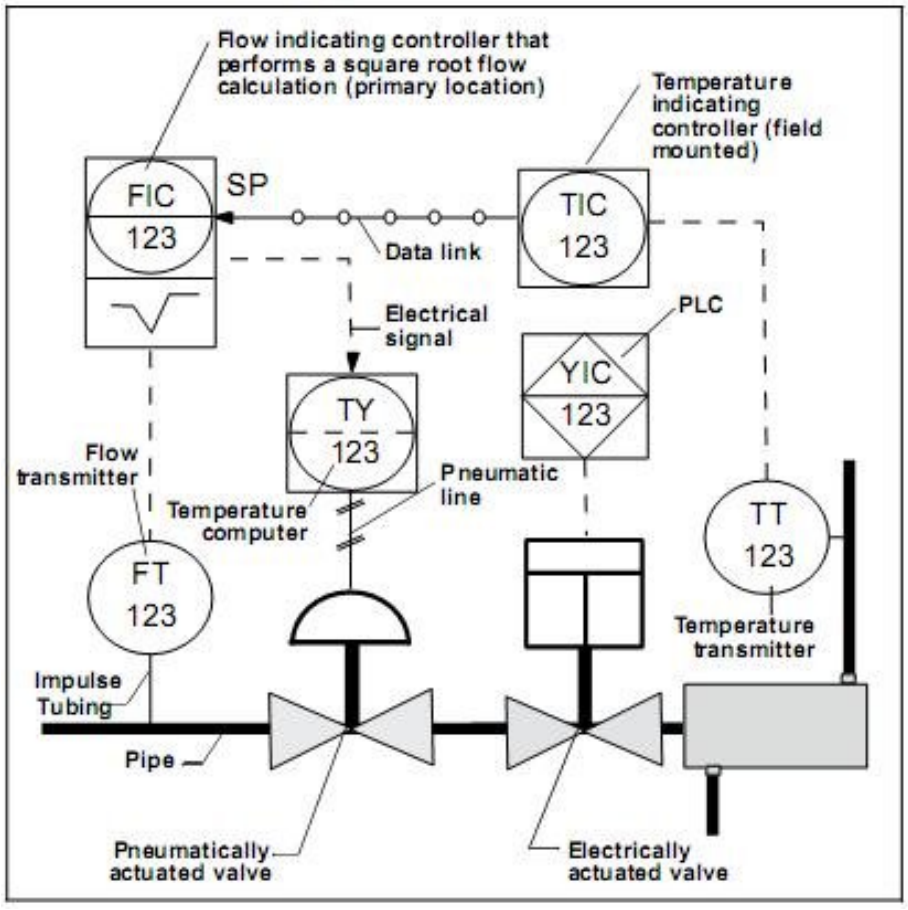
شماره ی تگ (TAG Numbers):

شماره روی سیمبل های P&ID نشان دهنده ی شماره ی تگ ابزاردقیق می باشد. شکل ۱-۱۲ را مشاهده نمایید.



شکل ۱-۱۲ کاراکتر شناسایی به همراه شماره ی تگ آن

شکل ۱-۱۳ مروری کلی بر سیمبل های ISA را نشان می دهد.



شکل ۱-۱۳ P&ID با سیمبل های ISA

اسامی مختلف کنترلر عبارتند از:

شناسنامه‌ای	Controller
معمولاً برای راکتورها	Stabilizer
اصطلاح مکانیکی	Compensator
فرآیندی، الکترونیکی	Regulator
برقی	Tracker, Follower
مکانیکی	Governor

فصل دوم

ابزار دقیق اجزای سخت افزاری (سنسور، شیر کنترل و کنترلر)

۲-۱ مقدمه:

هسته و منظور اصلی درس کنترل فرآیندها، مبتنی بر تئوری کنترل خطی می‌باشد، ولی پرداختن به مطالب و مباحث تئوریک محض، بدون در نظر گرفتن نکات عملی و ابزار عملی کنترل، موسوم به ابزار دقیق و تبیین جایگاه هر یک از اجزاء حلقه ی کنترلی، بحث کنترل فرایند را غیر ملموس می نماید.

دراین فصل مروری بر ابزاردقیق و کنترل با دیدگاه اجزاء تشکیل دهنده ی حلقه ی کنترل می نماییم. باید به این نکته توجه داشت که تکنولوژی ساخت و به کارگیری ابزار دقیق طی دهه های اخیر مشمول یک انقلاب الکترونیکی شده است، به طوریکه مجموعه سخت افزاری سیستم‌های اتوماسیون و کنترل را می‌توان به پنج دوره یا نسل تقسیم کرد. هر کدام از این دوره‌ها، شامل انقلاب تکنولوژیک در برخی از مفردات آن می‌باشد:

۱. ***نسل اول (مکانیکی):*** تمامی سنسورها، شیرکنترلها و حتی کنترلرها تماماً برخوردار از تکنولوژی هیدرولیکی، نیوماتیکی و مکانیکی بوده اند.
۲. ***نسل دوم (الکترومکانیکی):*** برخی از سنسورها و حتی ماژول های الکترونیکی (مثل رله) مجهز به تجهیزات الکترومکانیکی شده اند.
۳. ***نسل سوم (الکترونیکی):*** تقریباً تمام ابزار، حتی شیرکنترل نیز الکتریکی شده اند، کنترل‌های فیلد نیز به صورت میکروکنترلر و دیجیتال به کار گرفته شده اند.
۴. ***نسل چهارم (کنترل کامپیوتری):*** فلسفه مدیریت کنترل فرایند بطوری ظاهر شد که سنسورها و شیرکنترل‌ها از نظر جغرافیایی در فیلد توزیع شدند ولی الگوریتم کنترل به صورت گروهی و به شکل برنامه‌های کامپیوتری در ایستگاه های کاری (workstation) اجرا می‌شوند. به این سیستم، کنترل مرکزی (Control Centralized) به وجه کنترلر (و کامپیوتراصلی) و سیستم کنترل توزیع شده(Distributed Control System – DCS) به وجه توزیع جغرافیایی ابزار دقیق، اطلاق می‌شود.
۵. ***نسل پنجم (فیلد باس):*** جهت استقلال سیستم‌های DCS از نوع سیگنالها و حتی از مدل‌های خاص سازندگان تجهیزات و همچنین استفاده از فناوری گسترده تکنولوژی اطلاعات (IT) و شبکه کامپیوتری، سیستم کامپیوتری DCS به صورت استاندارد شده (پروتکل‌های متداول شبکه) پیاده‌سازی شدند. لذا، درست شبیه معماری باس (Bus) در ساختارهای سخت‌افزاری کامپیوتری نظیر گذرگاه داده‌ها (Data Bus) یا گذرگاه آدرس (Address Bus)، این نوع گذرگاه که محل عبور

اطلاعات تنظیمی کنترل‌کننده‌ها و حتی اطلاعات و رکوردهای اندازه‌گیری هستند موسوم به فیلد باس (Field Bus) یا گذرگاه داده‌های فرآیند (Process Bus) شدند.

۲-۲ سنسورها:

قلب ابزار دقیق، تجهیزات اندازه‌گیری یا سنسورهای در خط (online) می‌باشند. مهم‌ترین کمیاتی که در مهندسی شیمی اندازه‌گیری می‌شوند، کمیت های چهارگانه یک فرآیند یعنی شدت جریان (دبی)، دما، فشار و سطح می‌باشند. دستگاه های ابزار دقیق (اجزای سخت افزاری)، سنسور، شیر کنترل و کنترلر اندازه‌گیری سایر کمیات نظیر،pH دانسیته، ویسکوزیته، جذب مادون قرمز و ماورای بنفش نیز موجودند و کاربردهای خاص خود را دارند.

۲-۲-۱ *سنسور دبی:*

اریفیس متر یکی از ارزان‌ترین و متداول‌ترین سنسور دبی می‌باشد. مکانیسم کار بدین صورت است که اختلاف فشار مابین دو طرف اریفیس با مربع دبی یک رابطه ی جبری دارد. در نتیجه اگر سیگنال اختلاف فشار را بدانیم، آنگاه می‌توان به طور غیر مستقیم دبی را عملاً اندازه‌گیری کرد. به طور عمومی، اریفیس‌ها طوری ساخته می‌شوند که درگستره ۲۰ تا ۲۰۰۰ اینچ آب، اختلاف فشار ایجاد کنند. یک مکانیسم دیگر استفاده از توربین متر می‌باشد. برای استفاده از این دستگاه‌ها باید مصالحه‌ای بین قیمت آن (گرانتر از اریفیس هستند) و نیاز به دقت بالای اندازه‌گیری برقرار کرد.

سایر دستگاه‌های فلومتر، شامل سنجش سرعت صوت (فلومترهای صوتی)، فلومتر مغناطیسی، روتامیتر، لوله پیتوت و فلومترهای گردابی (Vortex Shedding) می‌باشند. در سیستم‌های جریان برگشتی گاز، افت فشار زیاد تولید شده بخاطر فلومتر منجر به انرژی مصرفی کمپرسور می‌شود، لذا برای این سیستم‌ها از فلومترهای دیگری با افت فشار کم، مثل لوله پیتوت و فلومترگردابی استفاده می‌شود. به خاطر ماهیت توربولانس جریان، سیگنال و اندازه‌گیری دبی شدیداً آلوده به نویز خواهد بود، لذا باید قبل از ارسال به کنترلر فیلتر (یکنواخت) شود. امروزه اکثر سنسورهای دبی مجهز به فیلتر هستند و حتی در صورت عدم برخورداری، کنترلرها عمل فیلترینگ را به عهده می‌گیرند.

۲-۲-۲ *سنسور دما:*

ترموکوپل‌ها متداول ترین سنسور دما می‌باشند و نوعاً در یک غلاف (Thermowell) که در ظرف یا لوله از قبل نصب شده قرار داده می‌شوند. مکانیسم کار نیز مبتنی بر پدیده تولید پتانسیل الکتریکی (درحد میلی‌ولت) توسط دو فلز غیر همجنس که در دو سر تماس غیر هم دمای آنها به هم متصلند می‌باشد. نوع آهن-تنگستن از رایج‌ترین ترموکوپل‌هاست که در گستره دمایی ۰-۳۰۰ °F کار می‌کنند.

لوله‌های پرشده (Filled Bulb) نیز متداولند. در این سیستم‌ها گاز در یک لوله یا حباب با حجم محدود قرار دارد و فشار آن اندازه گیری می‌شود. با افزایش یا کاهش دما، بر میزان فشار سیستم افزوده شده یا کاسته می‌شود.

ترمومترهای مبتنی بر مقاوم اهمیک (Resistant Thermometer Diode – RTD) گرچه گرانتر ولی دقیق‌تر هستند. مکانیسم عملکرد آنها مبتنی بر رابطه بین دما و مقامت اهمیک می‌باشد. پاسخ دینامیکی سنسورها نوعاً خیلی سریع است ولی سنسورهای دما استثنا هستند. ثابت زمانی یک ترموکوپل با غلاف عمیق و پوشش پلیمری (عایق) ضد خوردگی در حدود چند دقیقه می‌باشد!

۲-۲-۳ *سنسور فشار و اختلاف فشار:*

از مکانیزم‌های معروف اندازه‌گیری فشار و اختلاف فشار در سیستم‌های فرایندی سه مکانیسم:

۱) لوله‌های مارپیچ (Bourden Tube) ۲) سیستم‌های آکاردئونی (Bellows) و ۳) دیافراگم می‌باشند. در سیستمهای مکانیکی (اعمال نیرو)، معمولاً از سیستم اندازه‌گیری موقعیت فنر یا میزان فشرده شدن آن استفاده می‌شود.

۲-۲-۴ *سنسورهای ارتفاع یا سطح مایع:*

ارتفاع مایعات به طرق مختلف و به صورت مستقیم یا غیرمستقیم اندازه‌گیری می‌شود، ولی رایج‌ترین مکانیسم‌ها عبارتند از:

تعقیب موقعیت یک شناور که سبکتر از سیال مخزن باشد (مانند سرو موتورها).

اندازه‌گیری وزن ظاهری یک استوانه شناور (معروف به اندازه‌گیرهای جابجایی).

اندازه‌گیری اختلاف فشار استاتیکی بین دو نقطه از مخزن.

اندازه گیری سطح بوسیله ی امواج اولتراسونیک.

اندازه گیری سطح بروش امواج راداری.

اندازه گیری سطح بروش خازنی.

۲-۲-۵ *ترانسمیترها (Transmitters):*

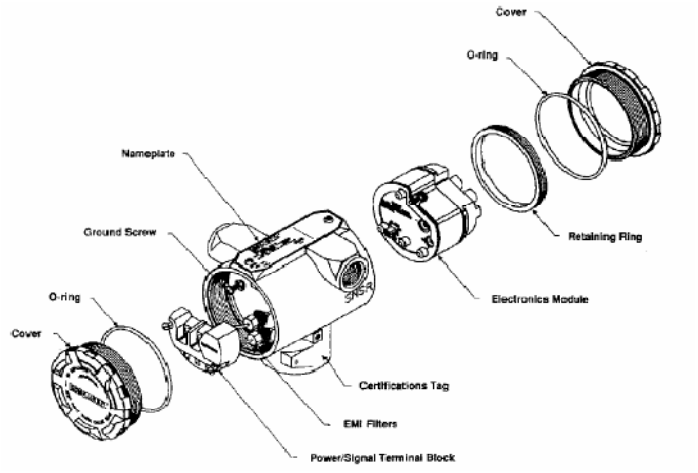
ترانسمیترها نوعاً واحدهای الکترومکانیکی (یا کاملاً الکترونیکی) پردازش سیگنال هستند، بدین معنی که به صورت واسط بین فرآیند و سیستم کنترل عمل می‌کنند. مدار الکتریکی یا مجموعه الکترومکانیکی یک ترانسمیتر غالباً در خود سنسور یا همراه با آن قرار دارد. اگر آن را جدا حساب کنیم، آنگاه موسوم به ترانسدیوسر (Transducer) است. یک ترانسمیتر نمونه، سیگنال اندازه‌گیری را که معمولاً به صورت میلی‌ولت، اختلاف فشار و یا جابجایی مکانیکی هستند را به یک سیگنال استاندارد تبدیل می‌کنند. منظور از سیگنال کنترلی، سیگنال‌های ورودی به کنترلر و خروجی از آن است. سیگنال‌های استاندارد کنترلی که سازندگان بین‌المللی بر سر آنها وفاق دارند عبارتند از:

۱) ولت: ۰-۱، ۰-۱۰ ±۱۰، ±۵

۲) آمپر: ۴-۲۰ mA

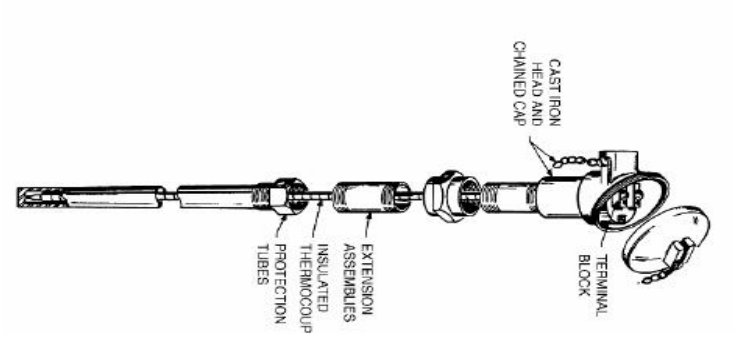
۳) فشار: ۳-۱۵ psig

به طور نمونه، به ترانسمیتر فشار نشان داده شده در شکل ۲-۱ مراجعه کنید. فرض کنید این ترانسمیتر طوری طراحی شده است که فشار نسبی بین ۱۰۰ تا ۱۰۰۰ کیلو پاسکال را تبدیل به جریان استاندارد ۴ تا ۲۰ میلی‌آمپر می‌کند و به اصطلاحات زیر توجه کنید. گستره اندازه‌گیری این ترانسمیتر (سنسور)، معادل ۱۰۰ تا ۱۰۰۰ کیلوپاسکال است. دامنه آن ۹۰۰ و صفر آن برابر با ۱۰۰ کیلو پاسکال می‌باشد.



شکل ۲-۱ یک ترانسمیتر نمونه ی فشار.

پاسخ دینامیکی خود ترانسمیتر (غیر از سنسور) معمولاً بسیار سریع است و در نتیجه برای آن در بلوک دیاگرام از یک بهره تناسبی ساده استفاده می‌شود، یعنی به خاطر دینامیک سریع آن، سیستم ترانسمیتر را جبری فرض می‌کنند. بهره ترانسمیتر مثال جاری معادل ۱۶ /۹۰۰ با واحد mA/ kPa می‌باشد:



شکل ۲-۲ یک سنسور دمای نمونه (ترموکوپل).

در شکل۲-۲، به طور نمونه یک سنسور دما نشان داده شده است و طوری (صفر و دامنه آن) تنظیم شده است که اگر دمای فرایند از ۵۰ تا ۲۵۰ درجه فارنهایت تغییر کند، آنگاه خروجی ترانسمیتر از ۴ تا ۲۰ میلی آمپر تغییر می‌کند. بدین ترتیب گستره نهایی عملکرد ۲۵۰ ° F-۵۰ و دامنه آن ۲۰۰ ° F و صفر آن °F ۵۰ است.

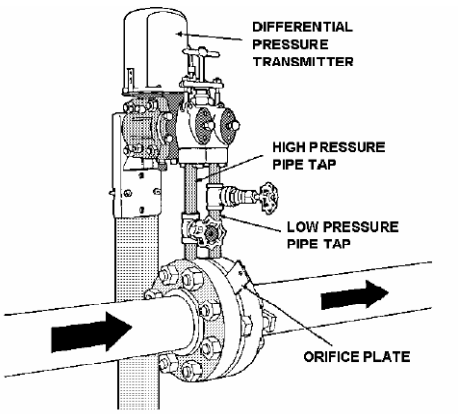
در شکل۲-۳، شماتیک یک ترانسمیتر اختلاف فشار ΔP همراه با مکانیسم اریفیس جهت اندازه‌گیری دبی آمده است. قرار است اختلاف فشار دو طرف اریفیس متر به سیگنال کنترلی تبدیل می‌شود. فرض کنید

اریفیس طوری سایز شده که اختلاف فشار ۱۰۰ اینچ آب را برای فلوی ۲۰۰۰ کیلوگرم بر ساعت بدهد. ترانسمیتر ΔP اینچ آب را به میلی آمپر (سیگنال کنترلی) با بهره $16mA/100inw$ تبدیل می‌کند. به هر حال، اندازه‌گیری جریان برای ما مهم است.

از آنجایی که ΔP متناسب با مربع (مجذور) دبی می‌باشد، باید یک رابطه غیر خطی بین ΔP و دبی وجود داشته باشد:

$$PV = 4 + 16\left(F/2000\right)^2$$

به طوریکه، pv سیگنال خروجی ترانسمیتر بر حسب mA وF مقدار دبی بر حسب kg/hr می‌باشد.



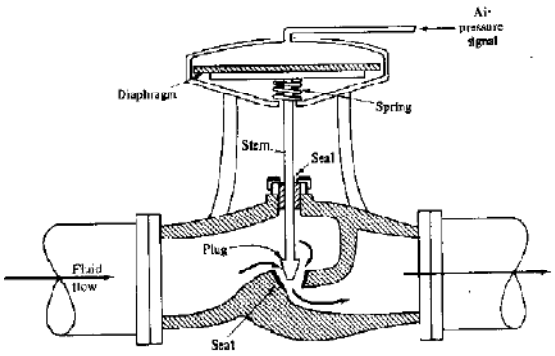
شکل۲-۳ یک ترانسمیتر نمونه همراه با سنسور اختلاف فشار جهت اندازه‌گیری شدت جریان.

۲-۳ شیرهای کنترل:

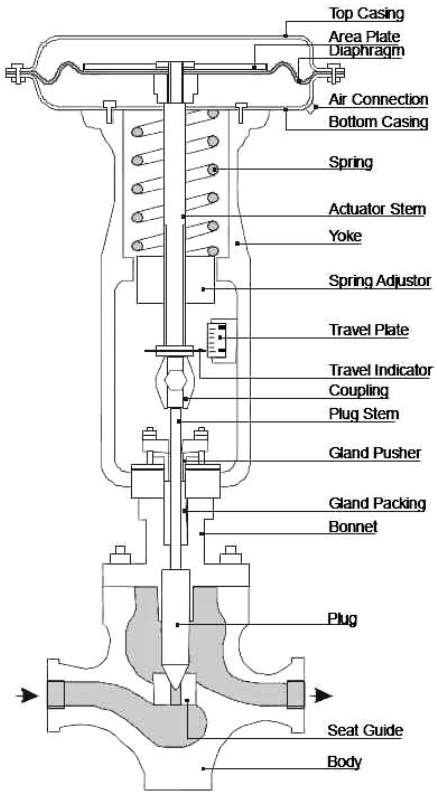
اگر کنترلر و الگوریتم های کنترل را یک طرف اصلی و نرم افزاری حلقه کنترل تجسم کنیم، آن‌گاه شیرهای کنترل عملاً واسط این تکه با سر دیگر حلقه، یعنی فرآیند و بخش سخت افزاری سیستم مداربسته می‌باشد. اکثر شیرهای کنترل شامل یک توپی (plug) در یک سر ساقه ی شیر (stem) و یک بالشتک (seat) در سر دیگر ساقه جهت باز و بسته‌کردن یک دریچه ی اریفیس مانند هستند (شکل ۲-۴ و ۲-۵).

سر دیگر ساقه به یک دیافراگم آب بندی‌شده متصل است. به‌طوری‌که با افزایش یا کاهش فشار هوای یوتیلیتی بالاسرِ دیافراگم، و همچنین به کمک مکانیسم فنر روی ساقه، عملاً ساقه شیر بالا یا پایین می‌رود

تا از طریق دریچه ی اریفیس مانند، جریان سیال کم و یا زیاد شود. جنبه‌های اصلی یک شیر کنتـرل کـه باید مورد توجه طراح (اعم از مهندس فرآیند یا کنترل) قرار بگیرد، عبارتند از عمل شیر(action) مشخصه‌های عملکـردی شیر (characteristics) و اندازه یا سایز شیر کنترل(size).



شکل ۲-۴ دیاگرام شماتیک یک شیرکنترل.



Control Valve (Air to Open)

شکل۲-۵ دیاگرام شماتیک یک شیرکنترل با جزئیات مکانیکی بیشتر.

۲-۳-۱ *عمل شیرکنترل:*

شیرهای کنترل (اعم از برقی و نیوماتیک) از نظر نحوه عمل هنگام وقوع حالات اضطراری دو گونه طراحی می‌شوند. به بیان واضح‌تر، اگر سیستم برق فرآیند قطع شد، شیرهای برقی آیا باید کاملاً باز شوند یا بسته؟ این مود عملکرد بستگی به شرایط فرآیند و تاثیر متغیر کنترل‌کننده روی پروسه دارد. به‌طور مثال، اگر در شیرکنترل، بخار زنده یا سوخت جریان دارد، باید شیری را انتخاب کنیم که درصورت اضطرار، بسته شود. شیرهای کنترل نشان داده‌شده در شکل‌های ۲-۴ و ۲-۵ کاملاً می‌بندند، اگر ساقه شیر کاملاً پایین بیاید و برعکس، کاملاً باز می‌شوند اگر ساقه آنها کاملاً بالا باشد. در شکل ۲-۴ از آنجایی‌که افزایش فشار هوای فشرده ی بالای سر دیافراگم باعث پایین‌آمدن ساقه و در نتیجه (برای این شیر خاص) بسته‌شدن شیر یا قطع‌شدن جریان می‌شود، مود عملکرد آن شیر، "هوا برای بسته‌شدن" (Air-to-close, AC) یا (Fail-to-open) می‌باشد. حال آنکه در مورد شکل ۲-۵ شیر برای باز شدن نیاز به تزریق هوای فشرده به زیر دیافراگم دارد لذا عملکرد این شیر به‌صورت "هوا برای بازشدن"(Air-to-open, AO) می‌باشد، به‌طوریکه در حالت اضطراری شیر کاملاً بسته می‌ماند. بدین‌ترتیب، برای مثال فوق (جریان بخار یا سوخت)، باید شیرکنترل با مود AO.

۲-۳-۲ *سایز شیرکنترل:*

سایزینگ یا انتخاب اندازه شیر معمولی (دستی) و شیرهای کنترل از مباحث جدلی و سخت در کنترل فرآیندها و به ویژه در شرکتهای مشاور طراحی فرآیند می‌باشد. نرخ جریان (دبی) عبوری از شیر (کنترل) بستگی به سایز شیر، افت فشار دو طرف آن، محل ساقه و خواص سیال دارد. معادله طراحی متداول برای نرخ جریان (سیال تک‌فاز) به‌صورت زیر می‌باشد:

$$F = C_v f(x)\sqrt{\frac{\Delta P_v}{\gamma}}$$

به‌طوریکه:

F : نرخ شدت جریان عبوری

C_v: ضریب تخلیه یا ضریب سایز شیر

x : محل یا موقعیت ساقه ی شیر (برحسب کسری از حالت کاملاً باز)

$f(x)$: کسر سطح کل جریان از شیر که تابعی از موقعیت ساقه یا بالشتک می‌باشد. این تابعیت (یا منحنی) موسوم به "مشخصه ذاتی" شیر می‌باشد که بعداً بحث خواهد شد.

γ : چگالی ویژه (معمولاً نسبت به آب)

ΔP_v : افت فشار ایجاد شده به‌خاطر مقاومت شیر (معمولا برحسب psi)

جزئیات بیشتر شیرها همراه با طراحی مکانیکی و مشخصه‌های آنها برحسب انواع سیال عبوری را می‌توان در هندبوک های مربوطه و یا کاتالوگ های سازندگان شیر پیدا کرد. یک رفرنس بسیار معتبر و رایج (در شرکتهای مشاور) کتاب زیر می‌باشد:

Masonielan Handbook for Control Valve Sizing, Dresser Industries, 6th Ed, ۱۹۷۷

۲-۳-۳ منحنی مشخصه شیر کنترل:

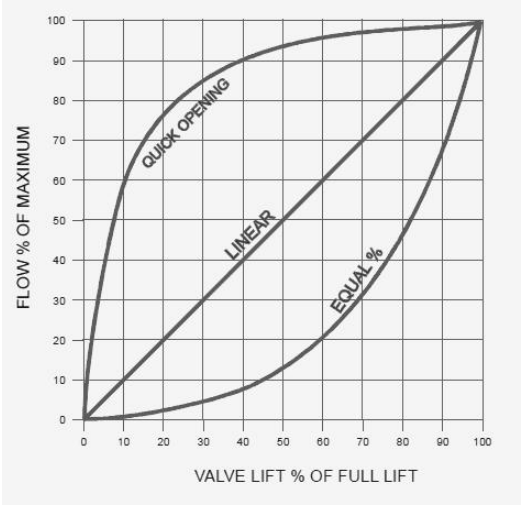
با عوض کردن هندسه توپی و بالشتک (plug & seat) انواع رابطه و تابعیت بین موقعیت ساقه و شدت جریان بدست می‌آید. معروفترین رابطه ها عبارتند از:

Linear Trim Valves: $f(x) = x$

Equal Percentage Trim Valves: $f(x) = \alpha^{x-1}$

Quick opening:

منحنی مشخصه ذاتی(Inherent Characteristic) شیرهای فوق در شکل ۲-۶ نمایش داده شده است.



شکل۲-۶ سه منحنی مشخصه ی ذاتی معروف شیرها.

۲-۳-۴ ماجول *Valve Positioner:*

انگیزه و ضرورت: شیر کنترل بعضی مواقع می‌چسبد (Sticking)، یعنی تنها کنترلی که ما داریم این است که یک سیگنال مثلاً الکتریکی از طرف کنترلر به شیر کنترل ارسال می‌شود، قبل از اعمال به شیر، از یک (I/P ماجول تبدیل آمپر به سیگنال بادی) می‌گذرد و یک فشار معادل و متناظر سیگنال کنترلی به دیافراگم شیر اعمال می‌شود. از اینجا به بعد امیدواریم شیر درست کار کند، یعنی فشار اِعمال شده متناسب با فلوی عبوری باشد که ما از شیر با مشخصات خاص خودش انتظار داریم، اما اگر در برخی نواحی (معمولاً در نقاط حدی) امکان چسبیدن وجود داشته باشد، با یک کنترل نوسانی و شبه ناپایدار روبه‌رو می‌شویم.

راه‌حل: یک کنترلر ساده و کوچک در شیر می‌گذاریم و اصطلاحاً آن را مجهز به یک positioner می‌کنیم. وظیفه positioner اینست که متناسب با فشار اعمال شده ساقه شیر را در موقعیتی قرار دهد که باید باشد.

نکته: دینامیک شیر کنترل: شیر کنترل‌ها، بویژه از نوع برقی، نسبت به سایر اجزای دینامیکی حلقه کنترل دارای دینامیک سریع هستند. شیرهای متداول صنعتی و بزرگ، برای حرکت از کاملاً باز به کاملاً بسته با برعکس ، تقریباً ۲۰ تا ۴۰ ثانیه طول می‌دهند. (ثابت زمانی ۴ تا ۱۰ ثانیه)، به همین خاطر شیر کنترل حاضر در یک واحد تقطیر (ثابت زمانی در مرتبه ساعت) را به صورت یک بهره ی ثابت در نظر می‌گیرند.

۲-۴ *کنترلر:*

کنترلرهای آنالوگ و دیجیتال:

بخش بزرگی از درس راجع به کنترلرها و عملکرد آنها می‌باشد. لذا در دو بخش آنها را مطالعه می‌کنیم: سخت افزاری و نرم افزاری (محاسباتی، بررسی دینامیک و طراحی کنترلر).

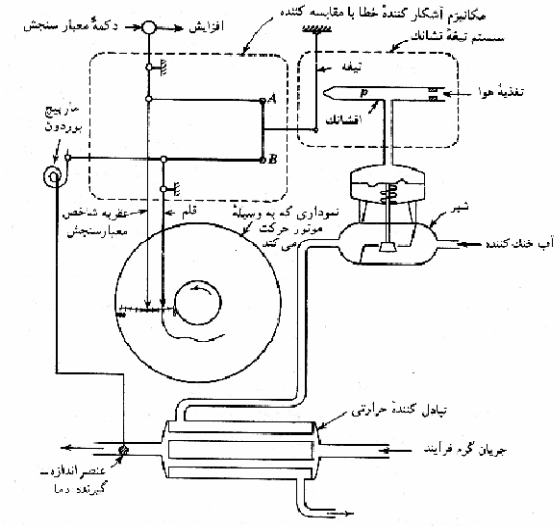
در بخش سخت افزار دو نوع کنترلر داریم:

کنترلرهای آنالوگ (نیوماتیک، الکتریکی): ورودی کنترلر، علاوه بر مقدار مقرر، سیگنال پیوسته (آنالوگ) اندازه‌گیری (خروجی فرآیند) می‌باشد که از طرف Transmitter می‌آید. این سیگنال از نوع فشار هواست (نیوماتیک) یا از جنس میلی آمپر یا ولت. خروجی کنترلر نیز یک سیگنال است که ابتدا وارد ترانسدیوسر می‌شود و از آنجا به سر actuator (برای فرآیند، شیر کنترل) می‌رود.

نکته: در مهندسی شیمی بخاطر ایمنی، هم کنترلر و هم شیر کنترل نیوماتیک موجود است. امروزه فقط شیر کنترل نیوماتیک مانده است و کنترلر الکتریکی، الکترونیکی و یا دیجیتال است.

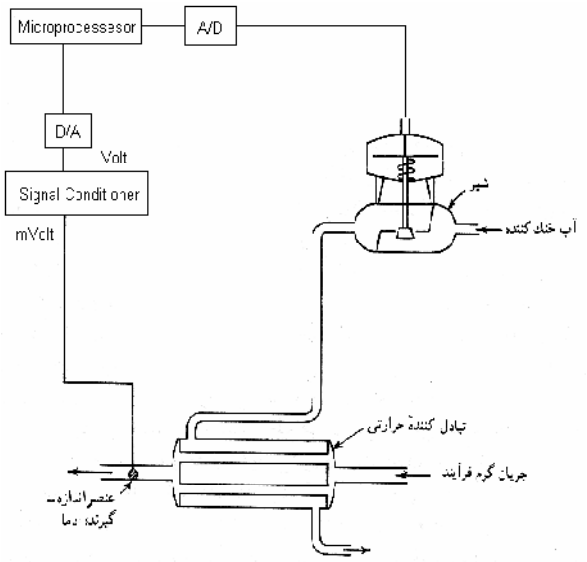
کنترلرهای دیجیتال: ورودی کنترلر، از نوع سیگنال ناپیوسته(discrete) است که در بحث کنترل دیجیتال می‌گنجد.

مکانیسم کنترلر تناسبی (مکانیکی- نیوماتیک) در شکل ۲-۷، یک نمونه از سخت‌افزار سنتی کنترلر تناسبی، یعنی‌کنترلر تناسبی نیوماتیکی نشان داده شده است. دقت شود تیغه ی نشان داده‌شده در شکل، کار تشکیل خطا را انجام می‌دهد. این خطا (تیغه) هم با جابجایی دگمه ی مقدار مقرر و هم بر اثر انبساط / انقباض مارپیچ بوردن (bourdon)، جابجا می‌شود و باعث تغییر فشار در مکانیسم Tمی‌شود، یعنی خروجی کنترلر که سرشیر می‌رود را متناسب با خطا (موقعیت تیغه) عوض می‌کند.



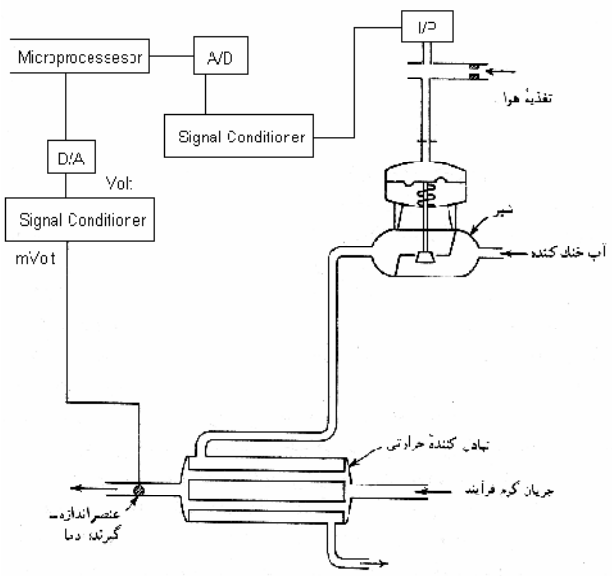
شکل ۲-۷ عملکرد شماتیک یک کنترلر مکانیکی سنتی.

مکانیسم کنترلر دیجیتال (با شیر کنترل برقی) در شکل ۲-۸، یک نمونه از سخت‌افزار صنعتی کنترلر، یعنی کنترلر فیلد مجهز به میکروپروسسور نشان داده شده است. دقت شود در آرایش کنترلی فرآیند مربوطه از شیر کنترل برقی (stepper motor) استفاده شده است، لذا بعد از محاسبه ورودی فرآیند (خروجی کنترلر) نیاز به تبدیل سیگنال نمی باشد. به عبارت دیگر سیگنال خروجی کنترلر با سیگنال سر شیر همسان هستند یعنی هر دو الکتریکی هستند. لیکن ممکن است نیاز به تقویت داشته باشد.



شکل۲-۸ عملکرد شماتیک یک کنترلر الکترومکانیکی همرا با شیر برقی.

در شکل ۲-۹، همان آرایش کنترلی ولی با استفاده از شیر کنترل بادی دایر شده است. بدیهیست برای عمل کردن شیر کنترل باید سیگنال سر شیر از جنس سیگنال فشار هوا باشد، فلذا از یک مبدل سیگنال جریان الکتریکی به سیگنال فشار (ماجولI/P) استفاده شده است.



شکل ۲-۹ عملکرد شماتیک یک کنترلر مدرن (دیجیتال) همرا با شیربادی.

فصل سوم

کنترل کننده های تناسبی ـ انتگرالی ـ مشتقی

۳-۱ مقدمه:

در این فصل به وجه نرم افزاری کنترلر فیدبک سنتی (مستقل از مدل یا تابع انتقال فرآیند) می‌پردازیم، یعنی الگوریتم و نحوه ی محاسبه متغیر کنترل‌کننده (خروجی کنترلر یا ورودی فرآیند) از روی مقادیر مقرر (ورودی توسط کاربر) و اندازه‌گیری (خروجی فرآیند یا متغیر کنترل‌شونده).

ساده ترین روش کنترل فرایندها، روش کنترل خاموش و روشن می باشد. در این روش دقت زیادی در خصوص کمیت تحت کنترل مد نظر نمی باشد، بدین معناکه قرار است کمیت مورد نظر در محدوده ی معینی کنترل شود. این محدوده را هیسترزیس یا باند کنترلی می نامند. لذا برای حصول کیفیت بهتر در این روش نقطه ی تنظیم مطلوب را در نظر گرفته به میزان مساوی حول این مقدار حدود بالا و پایین را برای کنترل این کمیت منظور می نماییم.

به عنوان مثال سیستم کنترل دمای یک اتاق را در نظر بگیرید، یک سنسور دما، دمای اتاق را اندازه گرفته به کنترلر ارسال می کند. کنترلر با بررسی و مقایسه ی مقدار اندازه گیری شده با مقادیر حد بالا و پایین، فرمان لازم را به سیستم گرمایش صادر می کند.

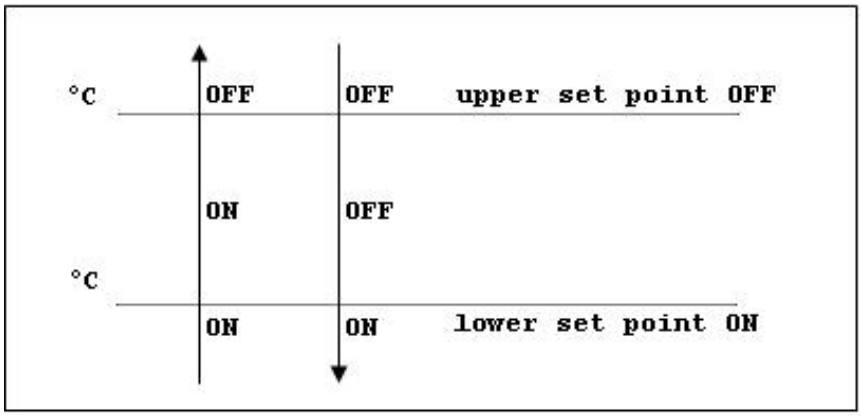
چنانچه دمای محیط از مقدار حد پایین کمتر شود، کنترلر فرمان روشن شدن هیتر را صادر می کند و هیتر تا رسیدن دما به مقدار حد بالا روشن باقی می ماند، در این وضعیت کنترلر فرمان خاموش شدن هیتر را صادر کرده و تا رسیدن دما به مقدار حد پایین منتظر می ماند و این سیکل بطور دایم تکرار می شود. بدین ترتیب دمای اتاق بین حد بالا و پایین کنترل می شود. دراین مثال فرض شده که تاثیر محیط بر این اتاق در جهت کاهش دمای آن است لذا برای جبران از هیتر استفاده شده است، در غیر اینصورت نیاز به سیستم خنک کننده وجود داشت (یا ترکیبی از سیستم خنک کننده و هیتر).

نکات مهم و قابل در این مثال:

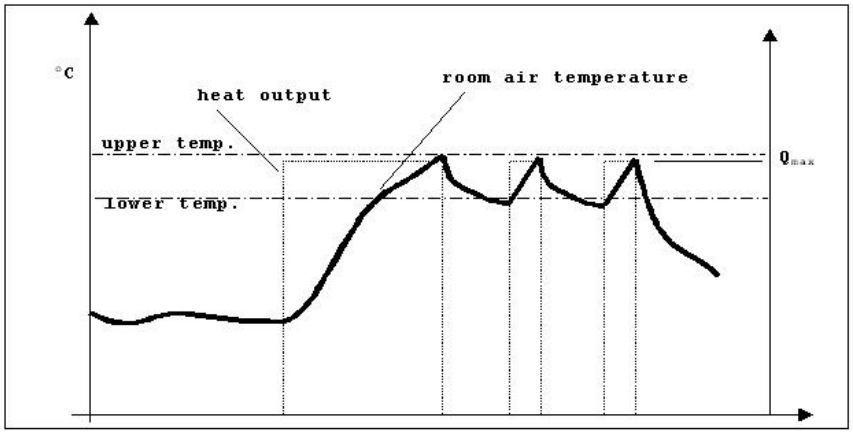
- طراحی توان هیتر: که نقش به سزایی در مدت زمان روشن بودن آن و غلبه بر تلف دمایی دارد.
- فاصله ی بین مقادیر حد بالا و پایین که نقش مهمی در فاصله ی زمانی بین خاموش و روشن شدن هیتر دارد.

در واقع با طراحی مناسب این دو عامل می توان میزان روشن و خاموش شدن هیتر را بهینه کرد تا از بروز اشکال در سیستم های برقی هیتر جلوگیری نمود.

شکل ۳-۱ و ۳-۲ نحوه ی عملکرد این نوع کنترلر را نشان می دهد.

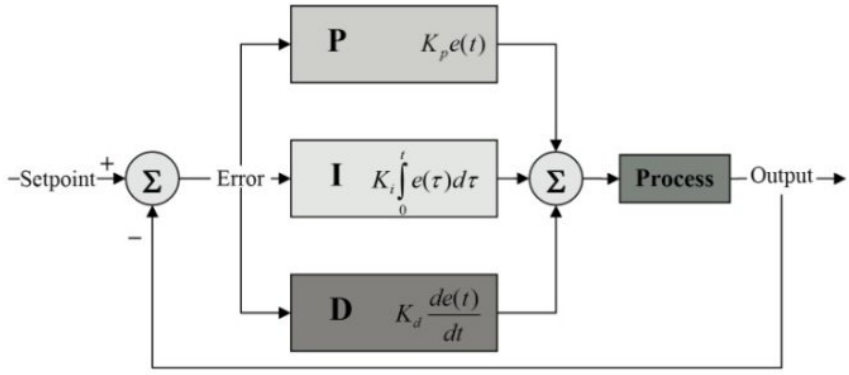


شکل ۳-۱ نحوه ی عملکرد سیستم کنترل خاموش روشن

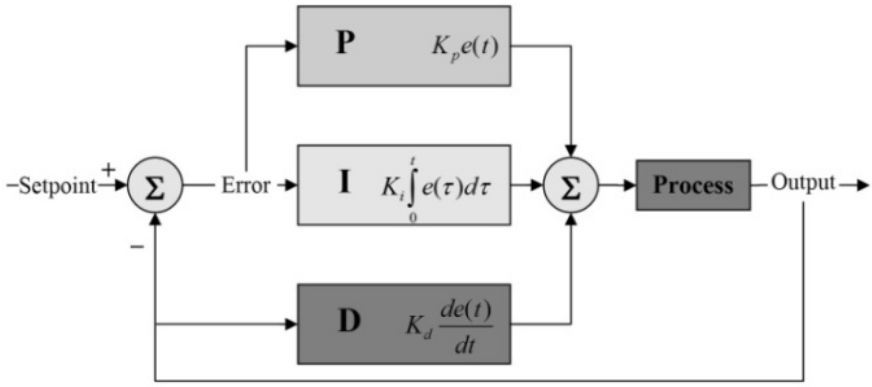


شکل ۳-۲ منحنی خروجی فرایند خاموش و روشن و باند کنترلی

در شکل ۳-۳ شمای کلی یک کنترلر PID را در دو حالت مختلف می بینیم، در شکل ۳-۳ ب) با اعمال مشتق گیر روی مقدار اندازه گیری شده با فرض تغییر ملایم ورودی جلوی تغییر ورودی های ناگهانی بطور مثال تغییر ناگهانی Set Point توسط اپراتور را حذف می نماییم. شایان ذکر است که کنترلرهای PID با توجه به سادگی و کارآیی بسیار خوبی که دارند، امروزه در بیش از ۹۰ درصد فرایندهای کنترلی و کاربردهای اتوماسیونی مورد استفاده قرار می گیرند. اغلب سیستم های غیر خطی در بکارگیری این نوع کنترلرها دچار مشکل می شوند که آن هم با تکنیکهای هوشمندانه ای که در فصل بعدی ارائه می گردد تا حد بسیار زیادی قابل رفع می باشد.



شکل ۳-۳ الف) شمای PID کنترلر



شکل ۳-۳ ب) شمای PID کنترلر با حذف اثر ورودی پله روی مشتق گیر

۳-۲ کنترلر تناسبی (proportional):

به‌طور خلاصه، الگوریتم کنترل عبارتست از:

خطای فیدبک α خروجی کنترلر

به عبارت دیگر ماجول کنترلر تناسبی یک المان جبری (استاتیکی) بسیار ساده می‌باشد، بطوریکه خروجی کنترلر متناسب با خطای فیدبک می‌باشد و از هیچ حافظه (انتگرال) یا پیشگویی (مشتق) خطای فیدبک استفاده نمی‌کند. به بیان کمی و عددی، الگوریتم مزبور به شکل زیر است:

$$MV(t) = bias \pm K_C(SP - PV)$$

به‌طوری‌که اگر خروجی کنترلر را با $MV(t)$ نمایش دهیم، آنگاه:

$bias$: مقداری ثابت از جنس سیگنال خروجی کنترلر (فشار یا ولت یا میلی آمپر) معادل با خروجی کنترلر وقتی خطا صفر باشد.

K_C: بهره کنترلر، هر چه بزرگتر باشد نشاندهنده این است که با اندکی خطای مشاهده شده، خروجی مقدار بزرگی را اختیار کند. بطور کیفی یعنی انگار فرایند کند بوده (نسبت تغییرات ورودی فرایند و اغتشاشات) و می‌خواهیم به کمک کنترلر پاسخ فرایند را تندتر کنیم. بر عکس اگر K_C کوچک باشد، یعنی فرایند تند است و می‌خواهیم دینامیک پاسخ را کند کنیم. شایان ذکرست، برخی سازندگان ابزار دقیق از اصطلاح دامنه تناسبی (proportional band) به جای K_C استفاده می‌کنند:

$$\%PB = 100 / K_C$$

وجه تسمیه آن این است که هرچه PB بزرگتر باشد (K_C کوچکتر)، دامنه و گستره ی عملکرد کنترلر (خروجی کنترلر) به ازای تغییر واحد در خطا پهن تر می‌شود.

باید توجه داشت، اگر علامت منفی‌مثبت $\pm$ را برداریم این واقعیت را متذکر می‌شویم که K_C می‌تواند مقادیر هم مثبت و هم منفی را اختیار کند. در عمل، K_C (یا PB) را مثبت اختیار می‌کنند و با نصب Action Mode، (سوییچ به حالات مستقیم/معکوس (Reverse/Direct)) امکان منفی یا مثبت بودن K_C یا (PB) را در کنترلر فراهم می‌کنند:

اگر علامت K_C منفی باشد، به این معنیست که با افزایش خطا، باید کاهش در سیگنال خروجی داشته باشیم و برعکس. در عوض، می‌توانیم K_C را مثبت بگیریم ولی مود عمل را روی معکوس بگذاریم. علامت دقیق K_C تابع عملکرد ترانسمیتر (معمولاً مستقیم است)، عمل شیر کنترل (ACیا AO) و اثر متغیر کنترلی روی متغیر کنترل شونده (مستقیم یا معکوس) می‌باشد.

مزیت عمده کنترلر تناسبی، سادگی و تک پارامتره بودن آن می باشد. در طرف مقابل، عیب عمده آن وجود آفست یا خطای یکنواخت یا خطای ماندگار در فرایندهاییست که در خود مود انتگرالگیر ندارند، گرچه در برخی مصادیق فرایندی مثل کنترل سطح این مسئله عیب بزرگی به‌شمار نمی‌آید.

۳-۳ کنترلر تناسبی- انتگرالی (Proportional–Integral Controllers):

این نوع کنترلر، متداول‌ترین کنترلر صنعتی در صنایع فرآیندی (تقریباً ۸۰ درصد) بوده و از هوشمندی (منسوب به نیوتن) جالبی برخوردارست که از حافظه و تاریخچه ی خطای فیدبک (به شکل کامپوزیت و لحاظ کردن انتگرال خطا) استفاده می کند. این نکته نیز قابل یادآوریست که کنترلر همچنان مستقل از مدل فرایندست و فقط خطای فیدبک یعنی میزان انحراف متغیر اندازه‌گیری از مقدار مقرر را می‌بیند. لازم به ذکرست عمل انتگرالگیری در خود (الگوریتم) کنترلر و نه بیرون از آن انجام می‌شود. الگوریتم (ریاضی – محاسباتی) کنترلر PI در زیر آمده است:

$$MV(t) = K_C e(t) + K_I \int_0^t e(\xi) d\xi = K_C \left(e(t) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t e(\xi) d\xi \right)$$

بطوریکه K_C و τ_I مشخصه‌های دینامیکی و پارامترهای قابل تنظیم کنترلر هستند.

نکته: مزیت عمده کنترلر PI و هر کنترلر دیگری که مجهز به انتگرالگیر باشد، حذف آفست برای پاسخ مداربسته به مقادیر مقرر و اغتاششات با تغییر پله میباشد. در طرف مقابل، عیب عمده آن کندکردن پاسخ، نوسانی کردن متغیر کنترل‌شونده و بردن سیستم به سمت ناپایداری می‌باشد.

۳-۴ کنترلر تناسبی ـ انتگرالی ـ مشتقی(Proportional–Integral-Derivative Controllers):

این نوع کنترلر، متداول‌ترین کنترلر صنعتی در صنایعی میباشد که اندازه‌گیری‌های خروجی‌ها آلوده به نویز نباشند. در این کنترلر، علاوه بر استفاده از حافظه و تاریخچه ی خطای فیدبک، از مشتق آن نیز بهره می‌برد. لازم به‌ذکرست عمل انتگرال‌گیری و مشتق‌گیری در خود (الگوریتم) کنترلر و نه بیرون از آن انجام می‌شود. الگوریتم (ریاضی – محاسباتی) کنترلر PID و همچنین تابع انتقال آن در زیر آمده است:

$$MV(t) = K_C e(t) + K_I \int_0^t e(\xi) d\xi + K_D \frac{de(t)}{dt} = K_C \left(e(t) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t e(\xi) d\xi + \tau_D \frac{de(t)}{dt} \right)$$

بطوریکه K_C ، τ_I و τ_D مشخصه‌های دینامیکی و پارامترهای قابل تنظیم کنترلر هستند.

مزیت عمده استفاده از عمل مشتقی، تندکردن پاسخ خروجی یا متغیر کنترل شونده (تغییر در مقدار مقرر یا حذف اغتشاش) است و به نوعی خاصیت پیش‌بینی دارد (به شیب خطا نیز حساس است).

۳-۵ عملکرد کنترلرهای مختلف برای حذف اغتشاش:

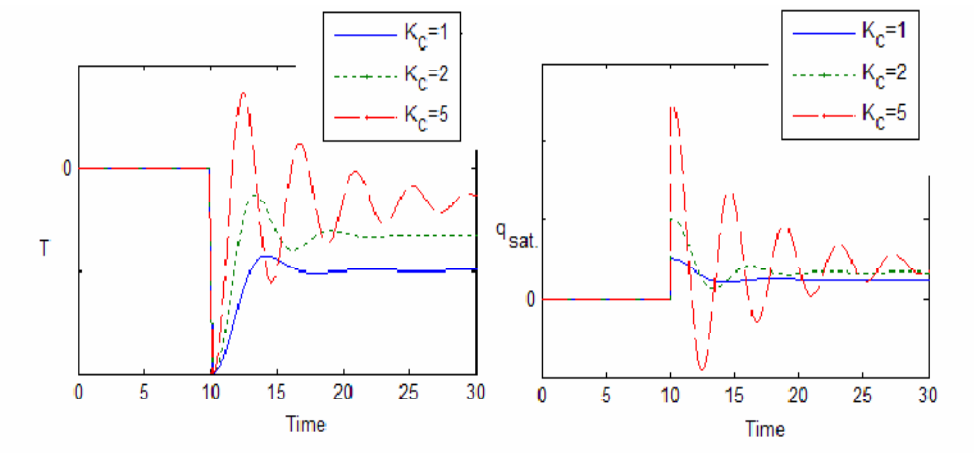
فرض کنید یک حلقه کنترل فیدبک منفی برای کنترل دما مثال تانک پیش گرمکن) داریم. متغیرهای اصلی در بررسی عملکرد کنترلرهای مختلف عبارتند از:

۱. متغیر اندازه‌گیری، متغیر کنترل شونده، خروجی فرایند: T

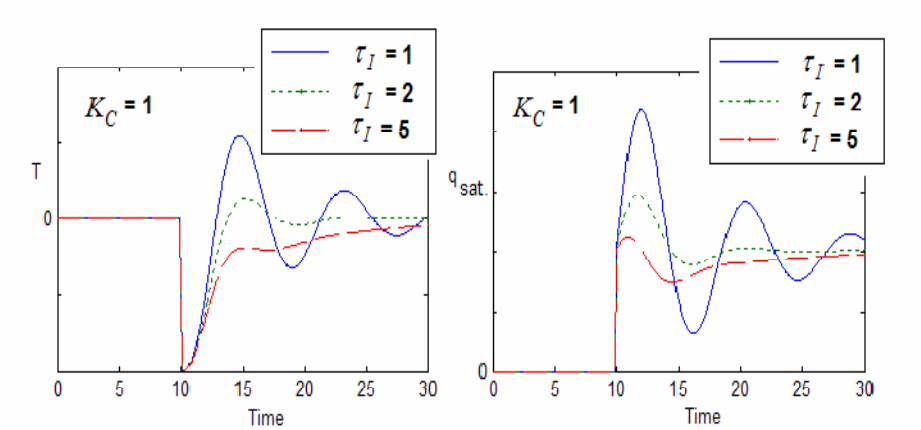
۲. اغتشاش (ورودی به فرایند): T_{in}

۳. متغیر کنترل کننده (خروجی کنترلر یا ورودی به فرایند): $q_{sat.}$

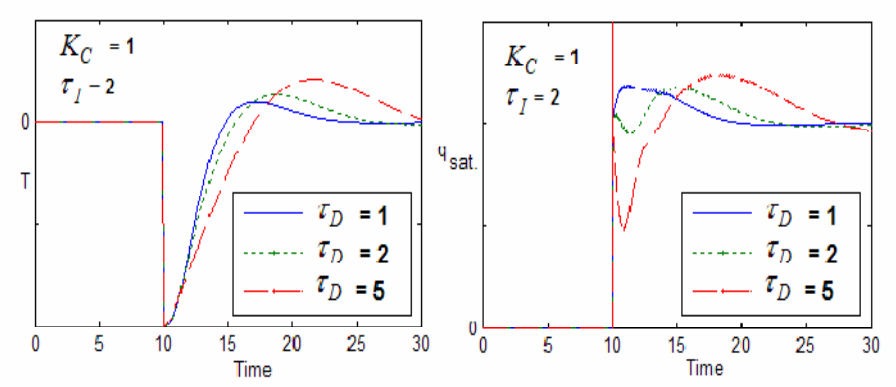
در شکلهای ۳-۴ الی ۳-۶ عملکرد کنترلرهای PI، Pو PID در حالت بروز اغتشاش پله‌ای در زمان $t = 10\text{sec}$ نشان داده شده اند.



شکل ۳-۴ عملکرد رگولاسیون کنترلر تناسبی با چند تنظیم نمونه.



شکل ۳-۵ عملکرد رگولاسیون کنترلر تناسبی–انتگرالی با چند تنظیم نمونه.



شکل ۳-۶ عملکرد رگولاسیون کنترلر تناسبی– انتگرالی– مشتقی با چند تنظیم نمونه.

در کنترلرهای دینامیکی، آنهایی عملکرد بهتری دارند، که پاسخ سریع‌تر ضمن حفظ پایداری کنترلر دارند و در نتیجه اغتشاش را سریع حذف می نمایند. با ورود اغتشاش به فرایند و کاهش دما، $q_{sat.}$ ابتدا از مقدار حالت تثبیت شده ی موجود بالاتر می‌رود و پس از نوسان به مقدار تثبیتی جدید می‌رسد.

۳-۶ الگوریتم دیجیتال کنترل کننده ی PID:

معادله ی کنترل کننده ی PID ارائه شده در بخش ۳-۴ بصورت زیر به دیجیتال تبدیل می شود.

$$MV_n = K_C\left(e_n + \frac{\Delta t}{\tau_I}\sum_{k=0}^{n-1} e_k + \tau_D\frac{e_n - e_{n-1}}{\Delta t}\right)$$

ملاحظه می گردد که در این روش تعداد n-1 مقدار خطای قبل جهت محاسبه خروجی جدید نیاز می باشد، که از کارایی این الگوریتم می کاهد. با دیفرانسیل گیری از معادله PID کنترلر داریم:

$$dMV(t) = K_C\left(de(t) + \frac{e(t)}{\tau_I}dt + \tau_D\frac{d^2e(t)}{dt^2}dt\right)$$

در نتیجه الگوریتم دیجیتال شده کنترل کننده تناسبی- انتگرالی- مشتقی به صورت ذیل قابل ارائه می باشد:

$$MV_n = MV_{n-1} + K_C\left(\left(1 + \frac{\Delta t}{\tau_I} + \frac{\tau_D}{\Delta t}\right)e_n + \left(-1 - \frac{2\tau_D}{\Delta t}\right)e_{n-1} + \frac{\tau_D}{\Delta t}e_{n-2}\right)$$

همانگونه که ملاحظه می گردد با اعمال دیفرانسیل از معادله اصلی الگوریتم ساده تر شده و تنها نیاز به دو حافظه برای ذخیره خطاهای قبل و یک حافظه برای مقدار خروجی اعمالی قبل داریم.

جدول زیر تاثیر افزایش پارامترهای PID روی ویژگی های مختلف سیستم کنترل را نشان می دهد:

پارامتر	زمان صعود	Overshoot	زمان نشست	خطای ماندگار	پایداری
P	کاهش	افزایش	تغییر اندک	کاهش	تنزل
I	افزایش	کاهش	کاهش	افزایش قابل توجه	ارتقاء
D	کاهش خفیف	کاهش خفیف	کاهش خفیف	تاثیری ندارد	برای T_d کوچک، بهبود

جدول ۱-۱ تاثیر افزایش پارامترهای PID کنترلر روی عملکرد سیستم کنترل

با دانش در خصوص جایگاه و ویژگی های هر یک از پارامترهای کنترلی PID کنترلر می توان نسبت به انتخاب نوع PID و نحوه ی تنظیم پارامترها با دید بازتری عمل نمود و در عمل به طراحی بهینه و تنظیم پارامترهای دقیق تری رسید، تا سیستم بتواند از پایداری و سرعت لازم برخوردار گردد.

در فصل بعدی با این دیدگاه به نحوه ی تنظیم پارامترهای PID می پردازیم.

فصل چهارم
تنظیم کنترل کننده ها

۴-۱ مقدمه:

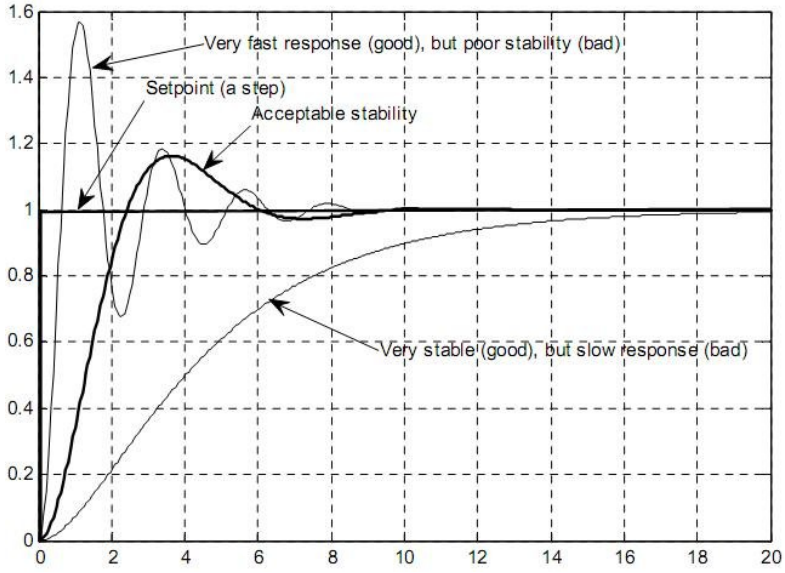
عملکرد یک کنترلر بستگی مستقیم و زیادی به تنظیم پارامترهای آن دارد تا طراحی ساختار آن! عمل تنظیم توسط کاربر نهایی با توجه به شناختی که به‌طور کیفی از فرآیند دارد انجام می‌شود. رویکردهای بسیار متنوعی برای تنظیم عملکرد کنترلر مطالعه و نتایج آن منتشر شده است. تقسیم بندی و انگیزه ی پشت نحوه ی تنظیم، تماماً بستگی به شاخص عملکرد دارد. بدین معنی که منظور از کنترل خوب توسط یک میزان کمی و عددی و به‌عبارت ساده‌تر تابع هدف بیان شود. آیا عملکرد کنترلر، تنظیم رگولاتوری را نشانه رفته یا اینکه قرارست تغییر در مقدار مقرر را خوب پاسخ دهد. آیا میزان خوب بودن، معادل اورشوت کم است، آیا پایدارسازی معیار کنترل خوبست، آیا فرآیند کند است و باید آنرا تند کنیم یا برعکس، آیا شاخص عملکرد باید اپراتور فهم باشد یا می‌توان از قاموس مهندسی کنترل و اصطلاحاتی نظیر حاشیه بهره، حاشیه فاز و پهنای باند نیز استفاده‌کرد. نتیجه پاسخ این سوالات و مشابه آنها، عملاً تنظیم کنترلرست.

متاسفانه در بیشتر فرایند های تحت کنترل PID کنترلرها، بطور همزمان این دو هدف دست نیافتنی می باشد. به عبارت دیگر:

- سرعت پاسخ بالاتر، پایداری کمتر
- پایداری بهتر، سرعت پاسخ کمتر

برای یک سیستم کنترل پایداری بر سرعت ارجحیت دارد. لذا یک تعریف مناسب از هدف کنترلی می تواند: حصول پایداری خوب، اما نه به قیمت داشتن سرعت پایین باشد. شکل زیر این موضوع را نشان می دهد.

در این شکل عملکرد فرایند به ازای تغییر پله ای در نقطه ی مقرر فرایند نشان داده شده است. البته چنانکه مشاهده می شود این عملکرد برای مقادیر مختلف ضرایب PID نشان داده شده که به ترتیب نشان دهنده ی سیستم کنترل با ویژگی سرعت بالا و پایداری کم (نواسانات دامنه بالا و زیاد)، سرعت پایین و پایداری بسیار مناسب (بدون نوسان) و سرعت معقول و پایداری نیز در حد معقول و قابل قبول (Overshoot و Undershoot کم) می باشد. اما بطور مشخص پایداری قابل قبول چیست؟ یک تعریف مناسب و ساده در عین حال کاربردی برای آن عبارتست از: رسیدن به حالتی از کنترل که در آن مشاهده ی اولین Undershoot پس از اولین Overshoot به ازای اعمال تغییر پله ی مثبت در مقدار مقرر اعمالی (Setpoint) به سختی قابل رؤیت باشد یا بطور عکس برای حالت اعمال تغییر پله ای منفی در مقدار مقرر.



شکل۴-۱ پاسخ سیستم کنترل فرایند به ازای مقادیر مختلف پارامترهای PID

قدیمی‌ترین نوع تنظیم کنترلر توسط زیگلر و نیکولز (Ziegler & Nichols) از شرکت ابزاردقیق تیلور (Taylor Instrument Co.) برای پارامترهای بهینه کنترلرهای PI و PID به منظور پاسخ خوب پله اغتشاشات یک فرآیند کند (dominant lag) ارائه شد. تنظیم Z-N قدیمی بوده و باید توجه داشت که جهت تغییر در مقدار مقرر و برای فرآیندهای شامل تاخیر محض (deadtime-dominant) مناسب نبوده و فقط به عنوان تقریب و حدس اولیه به کار برده می‌شوند.

۴-۲ تنظیم تجربی (مستقل از مدل فرآیند):

زیگلر و نیکولز دو روش تنظیم وقتی بطور صریح مدلی از فرآیند در دست نیست ارائه نمودند. در روش اول یا مدار باز آنها، از منحنی پاسخ فرآیند استفاده می‌شود. و در روش دوم یا مدار بسته، با رسیدن به حالت نوسانی مقادیر ضرایب از روی ضریب تناسبی استخراج می شود.

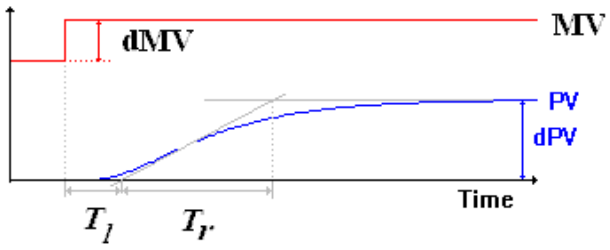
وجود عبارت مشتق‌گیر باعث می‌شود که الگوریتم کنترلر مقدار متغیر کنترل‌کننده را متناسب با شدت تغییر متغیر کنترل‌شونده کم یا زیاد کند و به زبان پاسخ فرکانسی باعث پیشی فاز شده و عملاً در دامنه زمان باعث سرعت بیشتر پاسخ شده و به شکل پیش‌بین عمل می‌کند. عمل مشتق‌گیر معمولاً در ترکیب با مود کنترل تناسبی (PD) یا کنترل تناسبی و انتگرالی (PID) به‌کار برده می‌شود. فرم PD در کنترل روباتیک،

الکترومکانیک و برخی صنایع هوا- فضا کاربرد داشته، در حالیکه فرم PID بیشتر در کنترل فرآیندها استفاده می گردد.

مشکل و معضل مهم در استفاده از مشتق‌گیر، مسأله نویز (اغتشاش تصادفی و فرکانس بالا یا سریع‌التغییر) در اندازه‌گیری یا انتقال سیگنال فیدبک می‌باشد. به همین خاطر استفاده از مود مشتق‌گیر در کنترل سیستم های جریان و سطح مایع مرسوم باعث تقویت نویز شده و عمل کنترل بهتر و سریعتر عملاً بلاموضوع می‌شود. در طرف مقابل استفاده از مود مشتق‌گیر برای کنترل دما و غلظت توصیه می‌شود، زیرا دارای طبیعتی لخت و کند می باشد.

۴-۲-۱ روش مدار باز زیگلر- نیکلز:

در روش مدار باز زیگلر- نیکلز، با اعمال یک پله به فرایند توسط فرمان دادن به خروجی کنترلر سیستم را به تغییر واداشته و با رسم نمودار تغییرات فرایند مقادیر زمان تأخیر (T_l)، زمان خیز (T_r) و نسبت فرایند (dPV/dMV).



شکل ۴-۱ پاسخ مدار باز به پله ی ورودی، روش مدار باز زیگلر- نیکلز

$$K = T_r / \left(\left(\frac{dPV}{dMV} \right) * T_I \right)$$

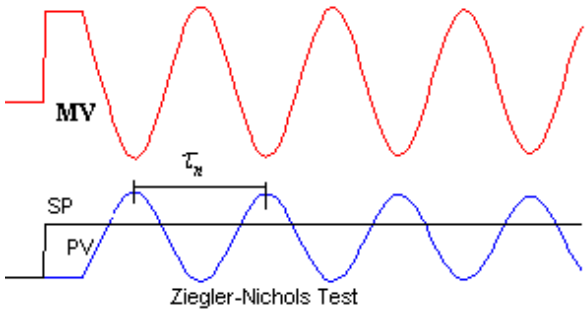
طبق جدول شماره ی ۴-۱ مقادیر ضرایب کنترلر تعیین می گردد.

	K_c	τ_I	τ_D
PI control	$0.9\ K$	$3.3\ T_l$	
PID control	$1.2\ K$	$2\ T_l$	$0.5T_l$

جدول ۴-۱ تنظیم پارامترهای کنترلر PID، پیشنهادی زیگلر- نیکولز مدار باز

۴-۲-۲ روش مدار بسته ی زیگلر- نیکلز:

در روش مدار بسته ی زیگلر- نیکولز سعی می‌شود با نگهداشتن کنترلر در مود تناسبی و حذف مشتق گیر و انتگرال گیر و افزایش تدریجی (بعد از هر آزمایش) بهره کنترلر سیستم مداربسته را به نوسان بیاندازیم. اگر بهره نهایی کنترلر را که منجر به نوسان طبیعی سیستم (τ_n) شده را با K_u یا متناظرا با باند تناسبی P_u نمایش دهیم، آنگاه با رجوع به جدول ۴-۱، می‌توان تنظیم بهینه را به‌دست آورد.



شکل ۴-۲ پاسخ مدار بسته ی به ورودی پله، روش مدار بسته ی زیگلر- نیکلز

	K_c	τ_I	τ_D
P control	$K_u/2$		
PI control	$K_u/2.2$	$\tau_n/1.2$	
PID control	$K_u/1.7$	$\tau_n/2$	$\tau_n/8$

جدول ۴-۲ تنظیم پارامترهای کنترلر PID، پیشنهادی زیگلر- نیکولز مدار بسته

۴-۲-۳ روش تایروس- لایبن:

روش تایروس- لایبن (TLC)، منجر به کاهش اثرات نوسانی و به تبع آن افزایش پایداری می گردد.

جدول ۴-۳ مقادیر تنظیمات ضرایب PID را در این روش نشان می دهد. در این روش نیز مانند روش مدار بسته ی زیگلر- نیکلز عمل می گردد و با نوسانی شدن سیستم مقادیر در جدول زیر لحاظ و مطابق آن ضرایب PID محاسبه می گردد:

	K_c	τ_I	τ_D
PI control	K_u/3.2	2.2 τ_n	
PID control	K_u/2.2	2.2 τ_n	τ_n /6.3

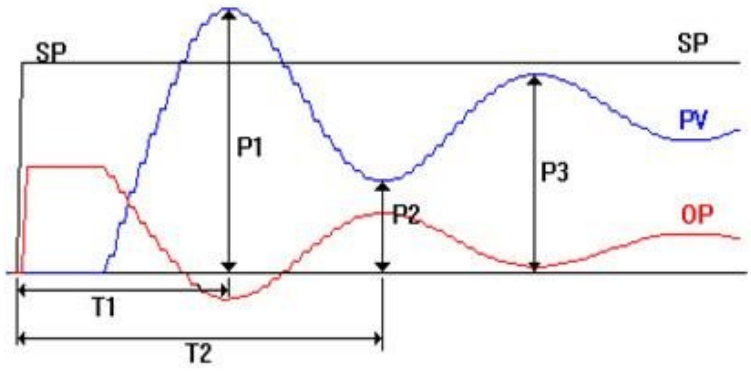
جدول ۴-۳ تنظیم پارامترهای کنترلر ،PIDپیشنهادی روش تایروس- لایبن (TLC)

۴-۲-۴ روش یک چهارم دامنه:

در این روش برای تنظیم حلقه های کنترل، ابتدا کنترلر را در حالت تناسبی قرار می دهیم سپس ضریب K_u را بر روی مقداری عادی (کوچک) تنظیم می کنیم. با اعمال ورودی به حلقه پاسخ آن را ملاحظه می کنیم ونسبت دامنه ها در ماکزیمم های متوالی را یادداشت می نماییم. با شروع از K_u های کم و افزایش آن، مقداری از K_u که به ازای آن نسبت دامنه ها در ماکزیمم های متوالی 1/4 شود (K_{uq}) را بدست می آوریم. در این حالت دامنه مطلق خطا و زمان وجود آن اهمیتی ندارد، بلکه روند میرا شدن مهم است. زمان تناوب (T_q) را نیز یادداشت می کنیم. ضرائب کنترل کننده با این معیار برابر جدول ۴-۴ می باشد.

	K_c	τ_I	τ_D
P control	K_{uq}/1.2	-	-
PI control	K_{uq}/1.4	T_q	-
PID control	K_{uq}/1.2	0.5 T_q	T_q

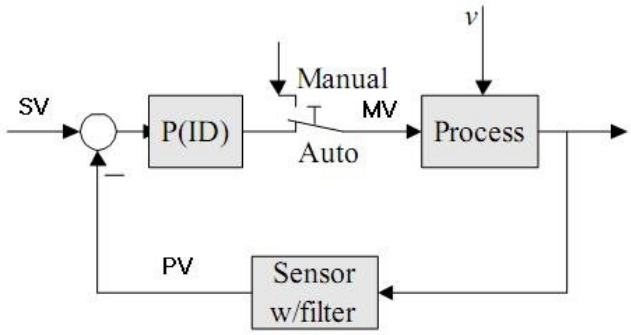
جدول ۴-۴ تنظیم پارامترهای کنترلر، روش یک چهارم دامنه



شکل ۴-۳ پاسخ مدار بسته روش تنظیم یک چهارم دامنه

۴-۲-۵ روش بهره مناسب:

این روش از نوع کاملاً تجربی بوده و با اعمال تغییر روی ضرایب PID روی سیستم واقعی یا شبیه سازی شده صورت می پذیرد. شکل زیر را مشاهده کنید:

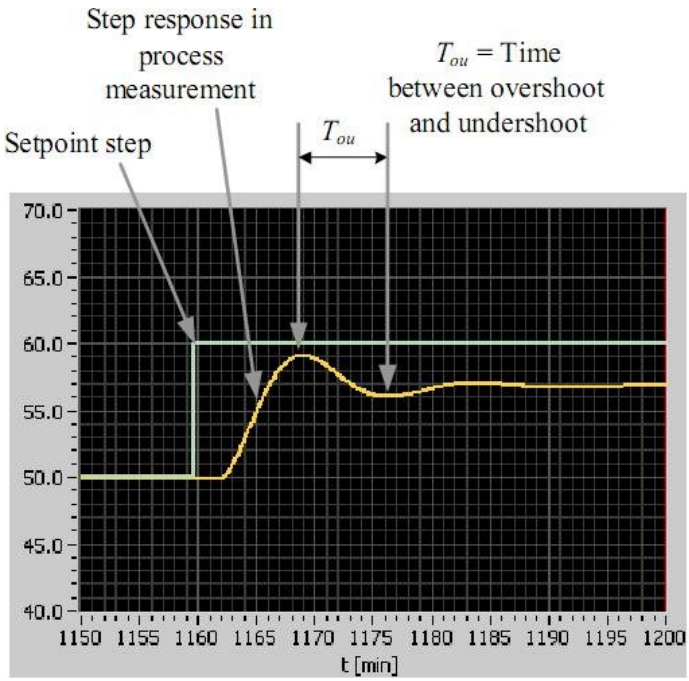


شکل ۴-۴ روش بهره مناسب

در دستورالعمل ذیل کنترلر از نوع PI در نظر گرفته شده، که عمده ترین نوع کنترلر مورد استفاده در فرایندها می باشد. اما در انتها نحوه ی منظور کردن پارامتر D در شرایط لازم نیز آمده است.

۱. کنترلر را در حالت دستی قرار داده، فرایند را با مقدار دهی به سیگنال اعمالی به فرایند (MV) به نقطه ی نرمال نزدیک کنید.

۲. کنترلر را در مد تناسبی قرار دهید ($\tau_I=\infty$ و $\tau_D=0$) با مقدار K_c نزدیک به صفر شروع کرده و مقدار آنرا تا رسیدن به وضعیت مطلوب تغییر دهید. به منظور مشاهده ی رفتار و واکنش سیستم می توان یک تغییر پله ای در مقدار مقرر یا اغتشاش ایجاد نمود. چنانچه نمی خواهید با مقدار نزدیک به صفر شروع کنید، می توانید از $K_c=1$ که مقداری معقول در عمل می باشد شروع کنید و تا رسیدن به وضعیت مطلوب تعریف شده ادامه دهید. شکل ۴-۵ را مشاهده کنید. این نوع پاسخ نشان دهنده ی پایداری خوب برای سیستم می باشد. مقدار بهره ی این حالت K_{cGG} نامگذاری می شود. بسیار مهم است که طی این آزمایشات سیگنال کنترلی باعث به اشباع رفتن کنترلر نشود در این صورت مقدار بهره ی بدست آمده می تواند باعث نوسانات در موقع بهره برداری و حتی توقف فرایند شود. بنابراین به منظور بررسی رفتار و واکنش سیستم باید تغییرات اندک در مقدار مقرر (در حد ۵٪) اعمال نمود، اما این تغییر باید در حدی باشد که پاسخ در نویز گم نشود.



شکل ۴-۵ استخراج زمان بین Overshoot و Undershoot

۳. مقدار τ_I در این حالت برابر خواهد بود با:

$$\tau_I = 1.5 T_{ou}$$

که در آن T_{ou} فاصله ی زمانی بین Overshoot و Undershoot در پاسخ می باشد، زمانیکه تنها از پارامتر تناسبی استفاده نموده ایم و سایر پارامترها حذف شده اند. چنانکه قابل ملاحظه می باشد فرایندهایی که دارای ترم انتگرالی ضعیفی هستند دارای خطای ماندگار برای حالت کنترلر تناسبی می باشند.

۴. با توجه به ماهیت پارامتر انتگرالی که باعث حذف خطای ماندگار و افزایش نوسانات می گردد، کنترلر PI احتمالاً نسبت به کنترل کننده ی تناسبی از پایداری کمتری برخوردار می باشد. برای جبران این موضوع، مقدار K_c را در این حالت به چیزی در حدود ۸۰٪ مقدار اصلی آن کاهش می دهیم. به عبارت دیگر:

$$K_c = 0.8\ K_{cGG}$$

۵. چنانچه بخواهیم پارامتر D را نیز به کنترل کننده اضافه کنیم و آنرا به PID کنترلر تبدیل کنیم مقدار τ_D را بصورت زیر محاسبه می کنیم:

$$\tau_D = \tau_I/4$$

که مانند رابطه ی بین $\tau_D - \tau_I$ در مدل و روش زیگلر – نیکلز می باشد.

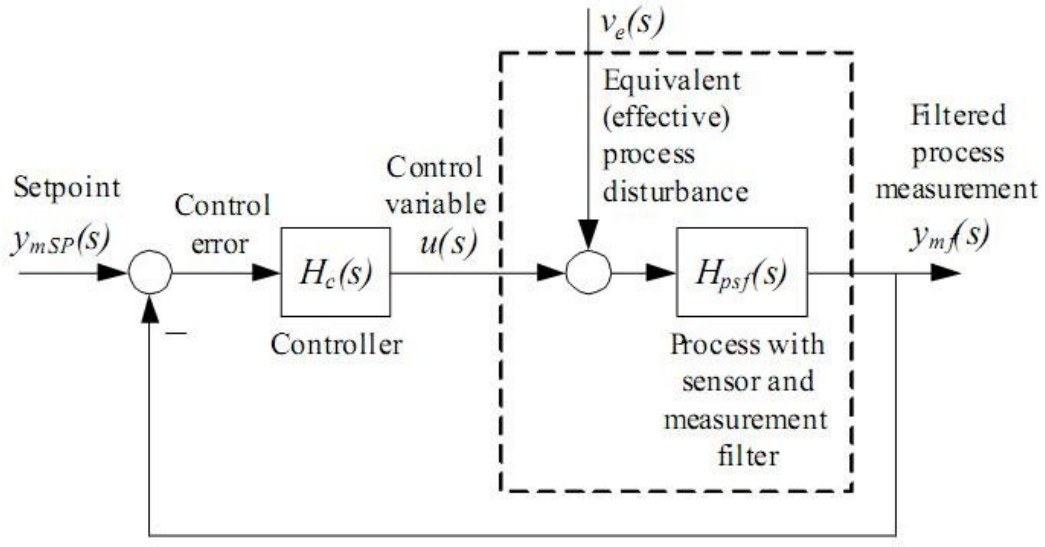
۶. پس از تنظیم مقادیر پارامترهای فوق، پایداری سیستم بایستی بررسی شود. چنانچه پایداری مناسب نمی باشد با کاهش مقدار K_c و افزایش τ_I وضعیت پایداری تا حد مطلوب ارتقاء می دهیم و بالعکس در صورت کندی سیستم K_c را افزایش و τ_I را کاهش می دهیم.

۴-۲-۶ روش تنظیم پارامترهای PID سوگستاد[1]:

ابتدا به اساس روش و سپس به نحوه پیپاده سازی آن می پردازیم.

۴-۲-۶-۱ اساس و پیش زمینه ی روش سوگستاد:

روش تنظیم پارامترهای PID سوگستاد بر پایه ی مدل سیستم می باشد و ضرایب PID بصورت تابعی از پارامترهای فرایند توصیف می شوند. فرض کنید سیستم کنترل تابع تبدیلی بصورت بلوک دیاگرام زیر دارد.



شکل ۴-۶ بلوک دیاگرام روش سیستم کنترل فرایند

[1] Skogestad's Method!

نکات مهم در خصوص بلوک دیاگرام بالا:

- تابع تبدیل $H_{psf}(s)$ ترکیب سه تابع فرایند، سنسور و فیلتر پایین گذر سیگنال می باشد. بنابر این، $H_{psf}(s)$ کل رفتار دینامیکی سیتم را که کنترلر حس می کند، نشان می دهد. برای سادگی این تابع را تابع تبدیل فرایند می نامیم.
- تابع تبدیل فرایند از طریق اعمال یک پله در اغتشاش یا نقطه ی مقرر و محاسبه یضرایب مدل فرایند از روی خروجی سیستم (مقدار اندازه گیری شده) بدست می آید.
- در بلوک دیاگرام اغتشاش نیز لحاظ شده است، لیکن اطلاعات در خصوص آن در تنظیم لحاظ نمی شود. از اغتشاش می توان برای اعمال تغییر در فرایند به منظور مشاهده ی رفتار سیستم و نحوه ی جبران نمودن آن توسط سیستم کنترل استفاده نمود. چنین اغتشاشی تحت عنوان اغتشاش ورودی نامیده می شود.

ذیلاً نمونه هایی از ورودی های اغتشاش آمده است:

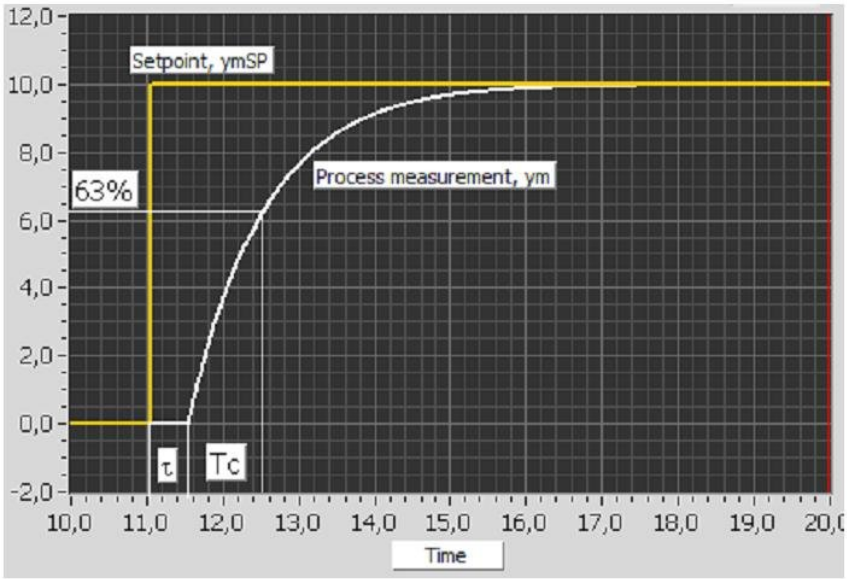
- تانک ذخیره ی مایع: کنترل کننده فلوی ورودی را کنترل می کند و فلوی خروجی اغتشاش می باشد.
- موتور: کنترل کننده ولتاژ را کنترل می کند و گشتاور بار اغتشاش می باشد.
- فرایند دمایی: کنترل کننده ولتاژ روی هیتر را کنترل می کند و تلف حرارتی بین دیواره ها و هیتر اغتشاش می باشد.

۴-۲-۶-۲ اصول طراحی و روش سوگستاد:

تابع تبدیل سیستم کنترل $T(S)$ که عبارتست از تابع تبدیل از نقطه ی مقرر به فرایند اندازه گیری شونده یا مقدار فرایند (فیلتر شده) بصورت یک تابع تبدیل مرتبه ی اول با تاخیر مشخص می شود.

$$T(s)=\frac{y_{mf}(s)}{y_{msp}(s)}=\frac{1}{T_c s+1}e^{-\tau s}$$

در این تابع T_c ثابت زمانی سیستم کنترل بوده که توسط کاربر معین می شود و τ تاخیر زمانی سیستم می باشد که توسط مدل فرایند تعیین می شود (این روش می تواند برای فرایندهای بدون تاخیر زمانی نیز استفاده شود). شکل ۴-۷ پاسخ یک سیستم به ورودی پله را بطور نمونه برای رابطه ی بالا نشان می دهد.



شکل ۴-۷ پاسخ پله یک تابع تبدیل مشخص مطابق روش سوگستاد

فرمول های روش تنظیم پارامترها در روش سوگستاد برای تعدادی از فرایند در جدول زیر آمده است:

Process type	$H_{psf}(s)$ (process)	K_p	T_i	T_d
Integrator + delay	$\frac{K}{s}e^{-\tau s}$	$\frac{1}{K(T_C+\tau)}$	$c\,(T_C+\tau)$	0
Time-constant + delay	$\frac{K}{Ts+1}e^{-\tau s}$	$\frac{T}{K(T_C+\tau)}$	$\min\left[T,\, c\,(T_C+\tau)\right]$	0
Integr + time-const + del.	$\frac{K}{(Ts+1)s}e^{-\tau s}$	$\frac{1}{K(T_C+\tau)}$	$c\,(T_C+\tau)$	T
Two time-const + delay	$\frac{K}{(T_1s+1)(T_2s+1)}e^{-\tau s}$	$\frac{T_1}{K(T_C+\tau)}$	$\min\left[T_1,\, c\,(T_C+\tau)\right]$	T_2
Double integrator + delay	$\frac{K}{s^2}e^{-\tau s}$	$\frac{1}{4K(T_C+\tau)^2}$	$4\,(T_C+\tau)$	$4\,(T_C+\tau)$

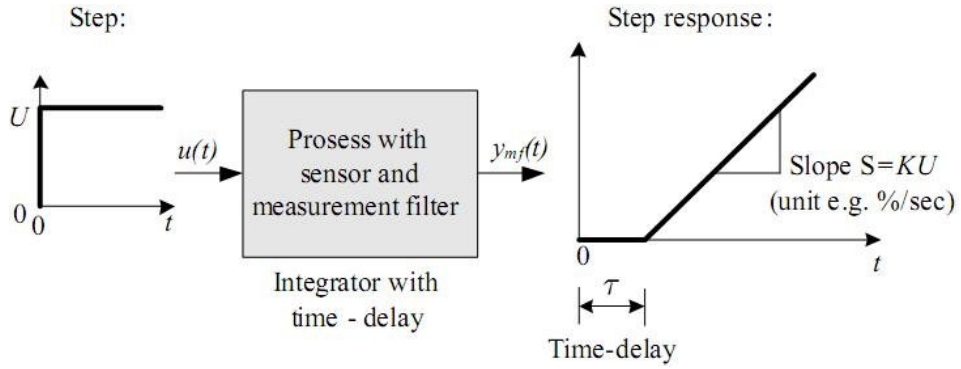
جدول ۴-۵ فرمول های سوگستاد برای تنظیم پارامترهای PID

برای فرایندهای دارای دو ثابت زمانی در جدول بالا T_1 بزرگترین و T_2 کوچکترین ثابت زمانی می باشد. سوگستاد یک فاکتور C با مقداری معادل ۴، در جدول خود ارائه کرده که بواسطه ی آن سیستم کنترل می تواند به وضعیت مطلوب پایداری در عین حال سرعت مناسب نزدیک شود. اما برای حالت هایی که سیستم کنترل کند و لخت باشد می توان مقدار آن را ۲ لحاظ کرد. این تغییر ممکن است باعث ایجاد نواسانات بیشتر و کاهش پایداری سیستم کنترل شود.

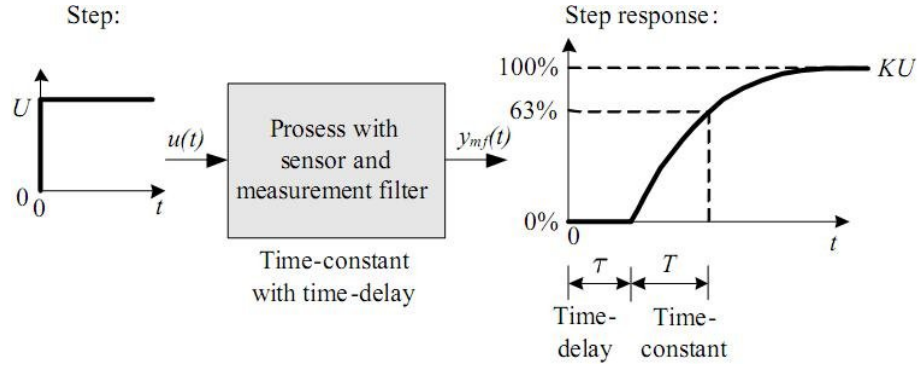
سوگستاد مقدار T_c را معادل τ پیشنهاد داد، مگر اینکه کاربر مقداری متفاوت را بر حسب تجربیات خود بخواهد در آن اعمال کند.

۴-۲-۶-۳ نحوه ی پیدا کردن پارامترهای مدل بصورت تجربی:

پارامترهای جدول ۴-۵ می تواند بصورت ریاضی بر اساس اصول فیزیکی تعیین گردند. اما می توان آنها را با استفاده از اعمال ورودی پله بصورت تجربی نیز محاسبه نمود. در شکل های پایین نحوه ی محاسبه ی پارامترها برای حالت سیستم انتگرالی با تاخیر زمانی و سیستم تک ثابت زمانی با تاخیر نشان داده شده است.



شکل ۴-۸ پاسخ پله ی سیستم با تاخیر زمانی



شکل ۴-۹ پاسخ پله ی سیستم تک ثابت زمانی با تاخیر زمانی

۴-۲-۶-۴ تبدیل ضرایب PID سریال به موازی:

روش سوگستاد بر اساس PID سریال می باشد که تابع تبدیل آن بصورت زیر است.

$$U(s)=\frac{(T_{is}s+1)(T_{ds}s+1)}{T_{is}s}e(s)$$

که در آن K_{ps}، T_{is} و T_{ds} ضرایب کنترلر PID سریال می باشد. اگر کنترلر از نوع موازی باشد، تابع تبدیل آن بصورت زیر خواهد بود.

$$U(s)=\left[K_{pp}+\frac{K_{pp}}{T_{ip}s}+K_{pp}T_{dp}s\right]e(s)$$

بنابراین خواهیم داشت:

$$K_{pp}=K_{ps}(1+\frac{T_{ds}}{T_{is}})$$

$$T_{ip}=T_{is}(1+\frac{T_{ds}}{T_{is}})$$

$$T_{dp}=T_{ds}/(1+\frac{T_{ds}}{T_{is}})$$

۴-۲-۶-۵ فرایند فاقد تاخیر زمانی:

در این حالت از آنجائیکه نمی توان T_c را مساوی صفر در نظر گرفت، چنانچه مقدار معقولی در نظر نداشته باشیم، می توان با مقادیر مختلف T_c سیستم را شبیه سازی نمود و مقدار مناسب را پیدا کرد. چنانچه نمی خواهید سیستم را شبیه سازی کنید، می توان با $T_c=T/2$ پارامترهای PID را محاسبه نمود، که در آن T بزرگترین ثابت زمانی فرایند می باشد (البته سیستم دارای ثابت زمانی فرض می شود).

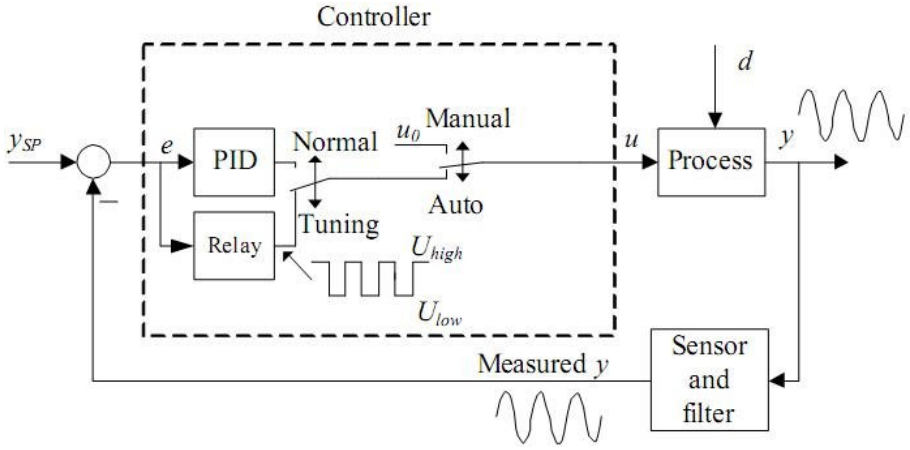
۴-۳ تنظیم خودکار پارامترهای *PID*:

روش تنظیم خودکار کنترل کننده های PID، در برخی از سیستم های کنترل مدرن لحاظ شده است. تنظیم پارامترهای PID با استفاده از این روش به سادگی امکان پذیر می باشد. کنترلر بطور خودکار طی الگوریتم از پیش آماده شده با اعمال روش تنظیم پیاده شده در آن طی زمانی کوتاه سیستم را ارزیابی و ضرایب را تعیین می کند. در ادامه دو روش تنظیم خودکار پارامترهای PID شرح داده شده است.

۴-۳-۱ روش تنظیم خودکار رله ای:

در این روش تنظیم ضرایب PID کنترلر، به جای ارسال فرمان از سوی الگوریتم PID یک رشته سیگنال مربعی به خروجی ارسال می کند بصورتیکه برای حالت خطای مثبت مقدار بالا و برای مقدار خطای

منفی مقدار پایین را به خروجی می فرستد. در نتیجه این کنترلر در فرایند یک حالت نوسانی ایجاد می کند. تنها تعداد کمی از این نوسانات کافیست برای اینکه وضعیت نوسانی پایدار شکل گرفته و از روی دامنه ی نوسان و پریود آن کنترل کننده ضرایب PID را محاسبه و درج نماید.



شکل ۴-۱۰ روش تنظیم اتوماتیک رله ای ضرایب PID

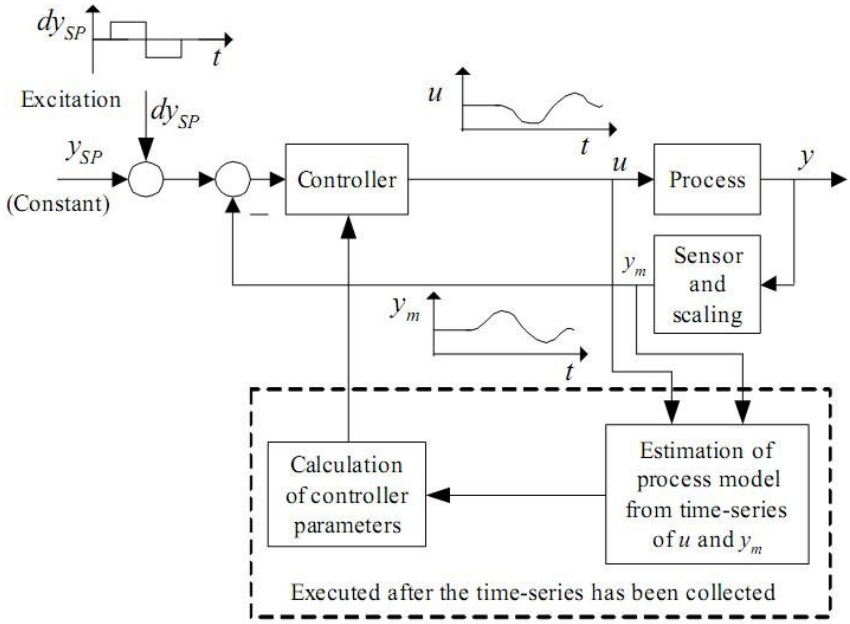
۴-۳-۲ روش تنظیم خودکار بر پایه ی مدل:

در این روش کنترل کننده با ثبت یک سری زمانی مقادیر فرمان و خروجی فرایند اندازه گیری شده رفتار و مدل سیستم را محاسبه و تقریب می زند. در نتیجه با توجه به مدل بدست آمده، ضرایب PID را برای حصول پایداری و سرعت مناسب محاسبه می کند. دو روش عمده برای اجرای این عمل وجود دارد: روش حلقه بسته و روش حلقه باز.

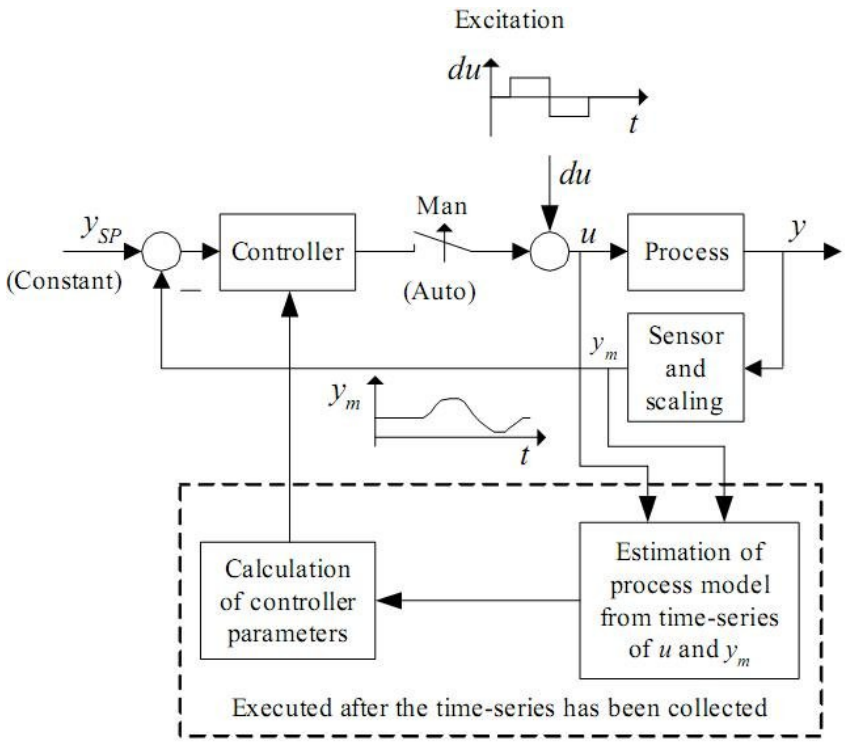
روش حلقه بسته: در این روش با تغییر مقدار مقرر فرایند، فرایند به تکاپو واداشته شده و الگوریتم تنظیم را براساس ثبت مقادیر فرمان و مقدار اندازه گیری شده ی فرایند انجام می دهد.

روش حلقه باز: در این روش PID در حالت دستی قرار می گیرد و فرایند با اعمال مقدار فرمان به تکاپو واداشته می شود، رفتار سیستم (با ذخیره کردن مقدار اندازه گیری شده و مقدار فرمان) بطور اتوماتیک تخمین زده می شود و مدل سیستم بدست می آید.

شکل ۴-۱۱ و ۴-۱۲ روش های تنظیم خودکار بر پایه ی مدل حلقه بسته و حلقه باز را نشان می دهند.



شکل ۴-۱۱ روش تنظیم خودکار بر پایه ی مدل حلقه بسته

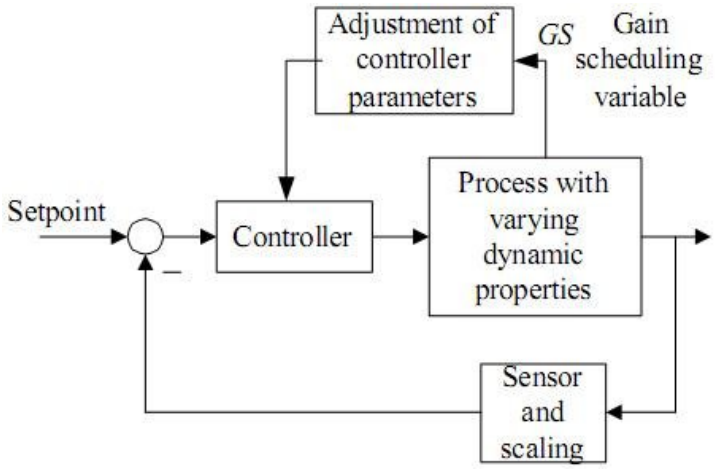


شکل ۴-۱۲ روش تنظیم خودکار بر پایه ی مدل حلقه باز

۴-۴ روش *Gain Scheduling*:

یکی از راه هایی که می توان استفاده از کنترل کننده های *PID* را برای سیستم های غیر خطی عملی نمود، بهره گیری از روش *Gain Sheduling* می باشد. یکی از مسایل و مشکلات که بهره برداران در حوزه ی کاری با آن مواجه می باشند، عدم تنظیم کنترلرها برای شرایط مختلف می باشد، بدینگونه که با تنظیم ضرایب *PID* کنترلرها، مجدداً اشکالات در حالت های دیگر رخ می دهد. این وضعیت بیانگر غیر خطی بودن سیستم ها بوده و به منظور غلبه بر آن می توان از روش *Gain Sheduling* استفاده نمود.

برای مثال، بسیاری از سیستم ها در طی مراحل راه اندازی رفتار غیر خطی از خود بروز می دهند. به عنوان مثال دیگر، برخی سیستم ها در نقاط تنظیم مختلف رفتارهای متفاوتی دارند. روش *Gain Sheduling* می تواند راه حل مناسبی برای اینگونه سیستم ها باشد.

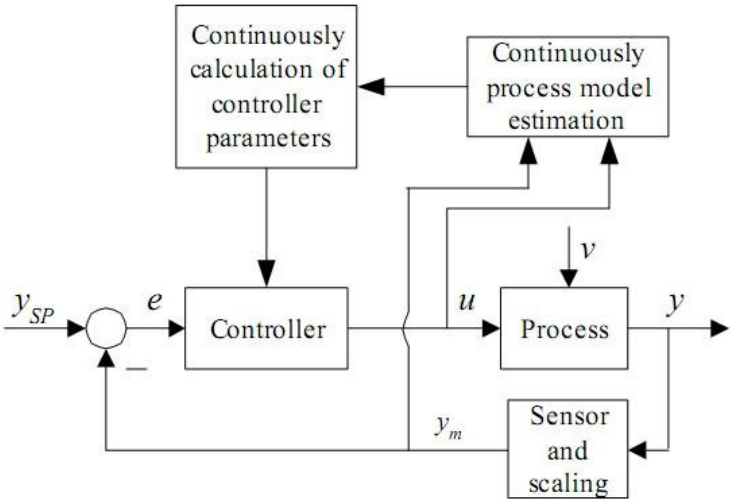


شکل۴-۱۳ مدل روش تنظیم پارامترهای *Gain Sheduling*

در این روش جدولی از ضرایب از پیش تعیین شده برای حالت های مختلف فرایندی که رفتارهای متفاوتی از خود بروز می دهند در منطق کنترلی لحاظ شده و متناسب با حالت و موقعیت تعریف شده در سیستم ضرایب *PID* جهت رسیدن به کنترل مطلوب عوض می شود. این حالت ها می تواند توسط بازه های زمانی یا حتی ورودی های سیستم تعیین شوند. این روش برای سیستم هایی که تغییرات قابل پیش بینی در دینامیک آنها برای حالت های مختلف بوجود می آید، بسیار مناسب بوده و با اعمال ضرایب *PID* از قبل تعیین شده، می توان سیستم کنترل غیر خطی را به تکه های خطی تبدیل و ضرایب را با توجه به این تکه ها معین نمود.

۴-۵ روش کنترل وفقی:

در این روش یک مدل ریاضی از فرایند بطور دایم توسط سیستم کنترل در حال تخمین می باشد و اساس تخمین مانند روش تنظیم پارامترها براساس مدل می باشد. یعنی یک سری زمانی فرمان و فرایند اندازه گیری شده ثبت و تابع تبدیل سیستم تعیین می گردد. بطور معمول، ساختار مدل ثابت می باشد و توسط این روش پارامترهای مربوطه محاسبه و تنظیم می گردد. سپس از روی مدل بدست آمده ضرایب *PID* بطور پیوسته محاسبه و به کنترلر *PID* اعمال می شود. این روش به دلیل دائمی بودن حتی برای سیستم های غیر خطی متغیر با زمان نیز کارایی خوبی دارد.



شکل ۴-۱۴ مدل روش کنترل وفقی

۴-۶ نکات عملی در خصوص کنترلرهای PID:

۱- پدیده Wind-Up و جلوگیری از آن:

پارامتر I کنترلر PID دائماً در حال جمع کردن خطای سیستم بوده و این عمل باعث از بین بردن خطای ماندگار می شود. از سوی دیگر ممکن است، این عمل یعنی تجمع خطاها ی سیستم منجر به پدید آمدن Wind-Up در سیستم کنترل شود. این پدیده به معنای بروز Oveshoot ناشی از جمع شدن پیاپی خطا توسط پارامتر انتگرالی PID می باشد. بروز چنین حالتی مبین تاخیر طولانی یا لختی سیستم و یا سایر اثرات ناپایدار کننده ی سیستم می باشد. Overshoot می تواند

بسته به نوع فرایند و کاربرد باعث از دست رفتن یا خسارت به سخت افزار های سیستم یا فرایند گردد.

یک روش برای از بین بردن این اثر انتگرالی، ریست کردن خطای جمع شده- زمانیکه مقدار فرایند تحت کنترل به نزدیکی مقدار مطلوب می رسد- می باشد. با ریست کردن تابع کنترلی PID به خطای ماندگار صفر بر اساس ماهیت انتگرالی کنترلر دست یافته در عین حال از Overshoot نیز جلوگیری می شود.

۲- انتقال بدون پرش[۱]:

هنگامی که کنترل کننده در مود دستی قرار می گیرد، مقدار خروجی کنترلر PID بایستی از مقدار دستی اعمالی به اکچوئیتور تبعیت کند که این موضوع باعث جلوگیری از بروز جهش ناگهانی فرمان کنترلر به اکچوئیتور موقع برگشت از مود دستس به اتوماتیک گردد. قابل ذکر است که در کنترل کننده های دیجیتال الگوریتم PID به گونه ایست که فرمان خروجی را با محاسبه ی تغییرات فرمان و اضافه نمودن به فرمان قبلی ذخیره شده تعیین می کنند. لذا نگهداشتن فرمان کنترلر معادل مقدار فرمان صادر شده در حالت دستی، از این پدیده جلوگیری می نماید.

در انتها لازم به ذکراست که، عمده روش های مطروحه در این فصل مبنای تجربی دارند و سایر روش ها نظیر نایکوئیست، که مبانی تئوری دارند جهت مطالعه به خوانندگان واگذار شده و از حوصله ی این کتاب خارج است.

۳- عمل کنترل کننده:

عمل کنترل کننده های PID می تواند بصورت مستقیم یا معکوس انتخاب شود. چنانچه افزایش مقدار اندازه گیری شده باعث کاهش مقدار خروجی کنترلر شود، کنترلر از نوع مستقیم و بطور عکس اگر افزایش مقدار اندازه گیری شده باعث کاهش مقدار خروجی کنترلر شود، کنترلر از نوع معکوس می باشد. به عبارت دیگر: اگر ضریب تناسبی کنترلر مثبت باشد، کنترلر مستقیم و اگر منفی باشد، کنترلر معکوس می باشد.

---

[۱] Bumpless Transfer

فصل پنجم

روش های کنترل

۵-۱ مقدمه:

در صنعت زمانی که صحبت از کنترل فرایند پیش می آید ناخودآگاه در ذهن مهندسان، کنترل پسخوری[۱] تداعی می شود. گرچه کنترل پسخوری اساس کنترل بوده و در این صورت فراهم بودن شرایط، پایداری را به دنبال خواهد داشت اما خاطر نشان می سازد برای کنترل فرایندهای خیلی پیچیده (مانند فرایندهای پتروشیمی) معمولاً کنترل پسخوری به تنهایی پاسخگو نخواهد بود. در این بخش سعی می شود به شش روش مهم کنترلی که اساس تمامی حلقه های کنترلی می باشد، پرداخته شود. البته ممکن است در کتاب ها و مقالات مختلف این روش ها با عناوین دیگر یا از لحاظ تعدد، بیشتر یا کمتر معرفی شوند و شاید بتوان ادعا کرد که این موضوع بیشتر سلیقه ای است. به هر حال در فصل سعی می شود صرفاً به مفاهیم اصلی کنترل پرداخته شود تا با مطالعه ی آن اغلب روش های موجود پوشش داده شود.

شایان ذکر است با مطالعه ی این روش ها و حتی روش های دیگر ملاحظه می شود که هر چه تعداد روش ها بیشتر می شود در واقع روش جدیدی نیست که ارائه می گردد، بلکه ترکیب های گوناگونی از روش های موجود (به خصوص چهار روش اول) معرفی می شود، برای مثال در تمام روش ها معمولاً روش پسخوری وجود دارد که حداقل برای پایداری سیستم مفید خواهد بود.

بعد از تشریح شش روش فوق، روش دیگری معرفی خواهد شد که تا حدودی بیانگر ادعای بالا، یعنی ترکیب روش ها می باشد، هرچند بعضی از کارشناسان هر کدام از این روش ها را به عنوان یک روش مستقل می دانند.

منظور از کنترل کننده در این فصل یک کنترل کننده PID (تناسبی-انتگرالی-مشتقی[۲]) است که بر حسب مورد و با توجه به تابع تبدیل فرایند و حلقه ی کنترل دارای تنظیمات خاصی برای پارامترهای کنترلی خود بوده، همچنین شاید گاهی اوقات به جای کنترل کننده ی PID از کنترل کننده ی مود PI و P نیز استفاده گردد.

---

۱ Feedback

۲ Proportional+Integral+Derivative

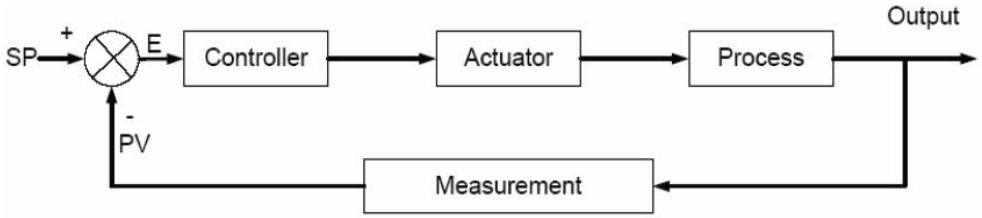
۵-۲ روش های شش گانه عبارتند از:

1- *Feedback Control System*
2- *Ratio Control System*
3- *Cascade Control System*
4- *Feed forward Control System*
5- *Override Control System*
6- *Batch Control System*

همچنین در پایان، روش هفتمی تحت عنوان *Three Element Control System* مطرح خواهد شد.

۵-۲-۱ سیستم کنترل پسخوری (Feedback Control System):

می دانیم در کنترل پسخوری ابتدا بایستی اختلافی بین خروجی مورد نظر[۱]SP و مقدار واقعی PV[۲] وجود داشته باشد یا در واقع خطایی رخ دهد تا کنترل کننده بر اساس تابعی که با توجه به یکی از مدهای PID انتخاب شده، خروجی خود را جهت اصلاح کردن خطا تغییر دهد. آنگاه موقعیت عنصر نهایی کنترل یا محرک را به گونه ای تثبیت می کند که وضعیت فرایند رو به بهبود برود.



شکل ۵-۱ دیاگرام بلوکی یک حلقه ی کنترل پسخوری

جهت روشن شدن موضوع ابتدا به یک مثال ساده و سپس مثال پیچیده تر می پردازیم:

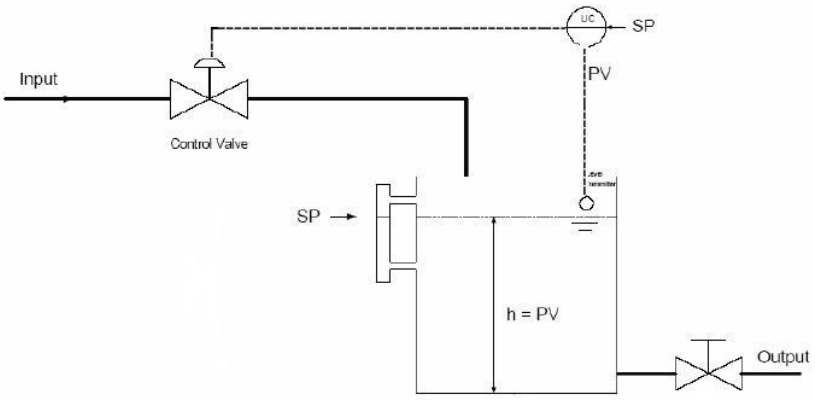
۱- مثال ساده ی کنترل پسخوری (کنترل سطح مایع):

همانگونه که از شکل شماره ی ۵-۲ نیز مشخص است، می خواهیم توسط یک کنترل کننده ی پسخوری سطح مایع درون مخزن را کنترل کنیم. از مقایسه ی شکل شماره ی ۵-۲ با بلوک دیاگرام کنترل

---

۱ Set Point
۲ Process Value

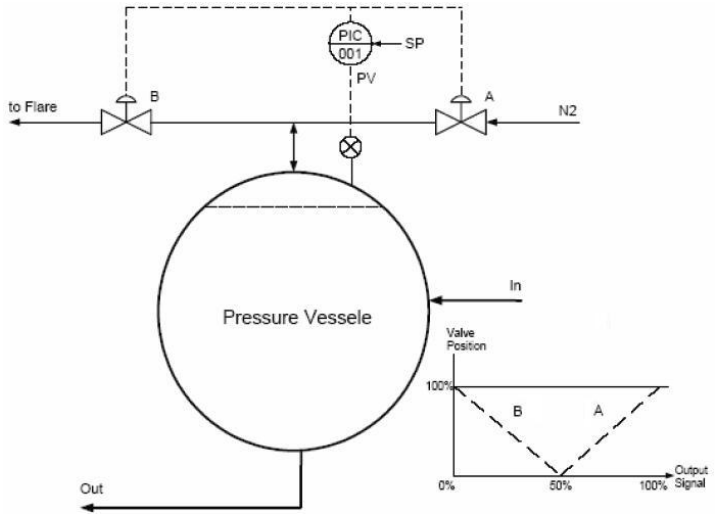
پسخوری شکل ۵-۱، ملاحظه می شود ادوات کنترلی به جای هر کدام از بلوک ها قرار گرفته و با توجه به تابع انتخابی کنترل کننده PID به محض تغییر میزان سیگنال خطا، خروجی کنترل کننده و به تبع آن میزان باز یا بسته بودن شیر کنترل تغییر می کند. این تغییرات اثر خود را در جهت اصلاح سطح مایع مخزن به سمت بهبودی نمایش خواهد داد.



شکل ۵-۲ یک حلقه ی کنترل پسخوری ساده

۲- مثال پیچیده ی پسخوری (Spilit Range):

فرض کنید در تانک کروی زیر می خواهیم فشار را تحت کنترل در بیاوریم. می دانیم مخازن کروی که به آن مخزن تحت فشار هم گفته می شود، مایع داخل مخزن همواره تحت فشار است چون مایع فرار بوده و خیلی زود تبدیل به بخار می شود.



شکل ۵-۳ Spilit Range (کنترل فشار مخزن توسط دو شیر کنترل)

معمولاً از گاز نیتروژن برای تحت فشار قرار دادن مایعات هیدروکربنی استفاده می کنیم، زیرا دبی خروجی و ورودی های اصلی این مخزن دست ما نیست، یعنی نمی توانیم کنترلی روی آن جهت تثبیت فشار داشته باشیم. چنانچه فشار مخزن کاهش یابد شیر کنترل A باز شده و گاز نیتروژن را جهت تثبیت فشار به مخزن اعمال می کند. با تثبیت شدن فشار مخزن، آرام آرام شیر کنترل A بسته می شود و چنانچه فشار مخزن افزایش یابد شیر کنترل B شروع به باز شدن می کند و گازهای اضافی را جهت تعدیل فشار به طرف *Flare* هدایت می کند.

یک امر مهم در طراحی سیستم های کنترل در نظر داشتن شرایط فرایند و طراحی ایمن[۱] است. یعنی می خواهیم: چنانچه در اثر قطع شدن تغذیه ی الکتریکی[۲] یا حتی تغذیه ی نیوماتیک[۳] سیستم های کنترلی، احتمال از سرویس خارج شدن سیستم کنترل باشد، هیچگونه خطری فرایند ما را تهدید نکند. برای مثال در اثر قطع شدن هوای ابزار دقیق می خواهیم شیر کنترلی A بسته شود تا زمانیکه کنترلی روی مخزن نداریم باعث افزایش فشار مخزن نشود. پس تا اینجا شیر کنترلی A از نوع *Air Failure Close* و یا *Air to Open* انتخاب می شود. در مورد شیر کنترلی B باید شرایط دیگری را نیز در نظر داشته باشیم. معمولاً در طراحی اینگونه در نظر می گیرند که در زمان *Failure* کلیه ی ورودی/ خروجی های مخازن بسته بماند. یعنی ورودی نیتروژن و احتمالاً بقیه ی ورودی و خروجی های این مخزن بسته شود، لذا هیچ خطری مخزن را جهت تحت فشار مضاعف قرار دادن آن تهدید نمی کند. پس شیر کنترلی B را هم می توانیم از نوع FC[۴] انتخاب کنیم. اما فعلاً برای سادگی فهم سیستم کنترل این شیر را از نوع FO[۵] انتخاب کرده و در صورت لزوم فرض را تصحیح خواهیم نمود.

حال، شیر کنترل A را در نظر بگیرید، چنانچه میزان سیگنال ورودی به آن زیاد شود شیر نیز بازتر خواهد شد، از طرفی در کنترل کننده ی فوق می خواهیم: چنانچه فشار مخزن کاهش یافت خروجی آن افزایش یابد تا شیر کنترلی A را بازتر کند. لذا با انتظاری که از کنترل کننده داریم می توانیم نوع آنرا انتخاب کنیم.

---

۱ Fail safe
۲ Power Failure
۳ Air Failure
۴ Failure Close
۵ Failure Open

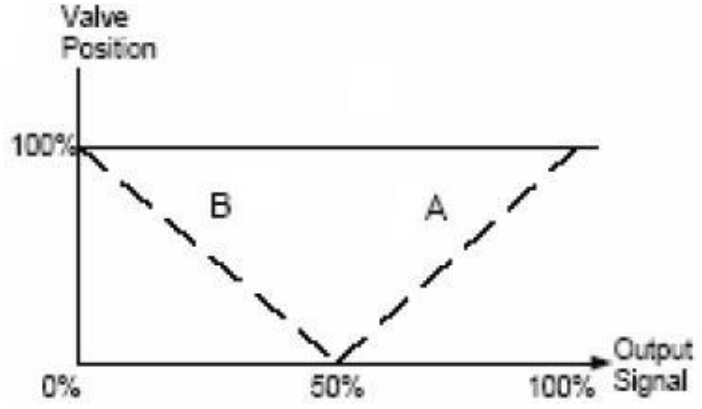
یعنی کنترل کننده باید از نوع معکوس (RA)[1] باشد. در اینجا با داشتن اطلاعات نهایی زیر به تحلیل حلقه ی کنترل فیدبک فوق با دو شیر کنترل می پردازیم:

شیر کنترل A: F.C

شیر کنترل B: F.O

کنترل کننده: R.A

به دو شیر کنترل A و B که با نحوه ی عملکرد فوق به یک حلقه ی کنترلی مرتبط شده و یک عمل مشترک را انجام می دهند اصطلاحاً *Spilit Range* گفته می شود (بطور کلی، هر گاه دو شیر کنترلی با دو تابع متفاوت از یک کنترل کننده ی مشترک فرمان اصطلاحاً گفته می شود این دو شیر فوق را نسبت به خروجی کنترل کننده نشان می دهد.



شکل ۵-۴ Valve Position

بهترین حالت در هرحلقه ی کنترل، زمانی است که SP و PV روی یکدیگر منطبق باشند (میزان خطا صفر) که در این حالت با توجه به عملکرد کنترل کننده و شیرهای کنترل و همچنین عکس العمل فرایند معمولاً خروجی کنترل کننده حدوداً روی ۵۰٪ تثبیت می شود. یعنی، زمانی که فشار مخزن متعادل است خروجی کنترل کننده ۵۰٪ و در نتیجه هر دو شیر کنترل بسته خواهد بود، به بیان دیگر نه گاز نیتروژن به مخزن اعمال می شود و نه گازی از بالای مخزن به *Flare* فرستاده می شود. حال چنانچه فشار کاهش یابد چون کنترل کننده R.A است خروجی از ۵۰٪ شروع به افزایش می کند و شیر کنترل A بازتر شده و نیتروژن به مخزن تزریق می شود و چنانچه فشار مخزن افزایش یابد خروجی کنترل کننده کاهش یافته و شیر کنترل B

[1] Reverse Action

شروع به باز شدن می کند، یعنی گازهای اضافی بالای مخزن جهت تعدیل فشار به طرف Flare فرستاده می شود.

۵-۲-۲ سیستم کنترل نسبتی Ratio Control System:

گاهی پیش می آید که بخواهیم دو عنصر گوناگون را با هم مخلوط کنیم، مثلاً می خواهیم C_3 و C_4 را با هم مخلوط کرده به عنوان LPG[1] از آن استفاده نماییم. یک راه عملی و مشکل این است که دبی هر دو سیال را اندازه گیری کرده و با توجه به مقدار دبی مبنا[2] (مثلاً C_3) اپراتور، SP کنترل کننده ی عنصر دیگر را (C_4) با در نظر گرفتن نسبت ترکیب روی مقدار محاسبه شده تنظیم می کند. می دانیم زمانی از *Ratio Control* (کنترل کننده ی نسبتی) استفاده می کنیم که دبی عنصر مبنا، یک مقدار قابل کنترل توسط ما نیست[3] و هر آن ممکن است تغییر کند، لذا بایستی SP مربوط به سیال دوم متناسب با آن مرتباً تغییر کند. در نتیجه وظیفه ی اپراتور سنگین شده و نمی توان ادعا کرد این روش بطور دقیق عملی باشد. بویژه اینکه معمولاً ترکیب ها با نسبت یک به یک نیست و این نسبت ممکن است بر حسب فرایند مورد نظر و مطابق با تقاضای مشتری و مصرف کننده نیز تغییر می کند.

لذا محاسبات نسبت ترکیب نیز اضافه شده و ممکن است خطای بیشتری در کنترل وارد شود. به هر حال روش دستی به هیچ وجه توصیه نمی شود، چون سیستم کنترل نسبتی کار را ساده کرده و کافیست مقدار اندازه گیری شده توسط ترانسمیتر دبی عنصر مبنا، به عنوان SP کنترل کننده عنصر بعدی قرار گیرد. از آنجا که این نسبت معمولاً یک به یک نیست می توانیم قبل از این که مقدار اندازه گیری شده را به عنوان SP قلمداد کنیم در مسیر آن یک ضرب کننده قرار می دهیم تا بعد از تنظیم ضرب کننده یا *Ratio Setter* روی مقدار دلخواه به همان نسبت با هم ترکیب شوند. به شکل ۵-۵ توجه فرمائید، در این حلقه ی کنترل نیز نقش فیدبک کاملاً مشخص است، با این تفاوت که SP با دست اعمال نمی شود، چون مقدار دبی C_3 به عنوان SP قرار گرفته و در نتیجه تغییرات ناگهانی و همچنین پیوسته در آن نخواهیم داشت. یعنی چنانچه مقدار دبی C_3

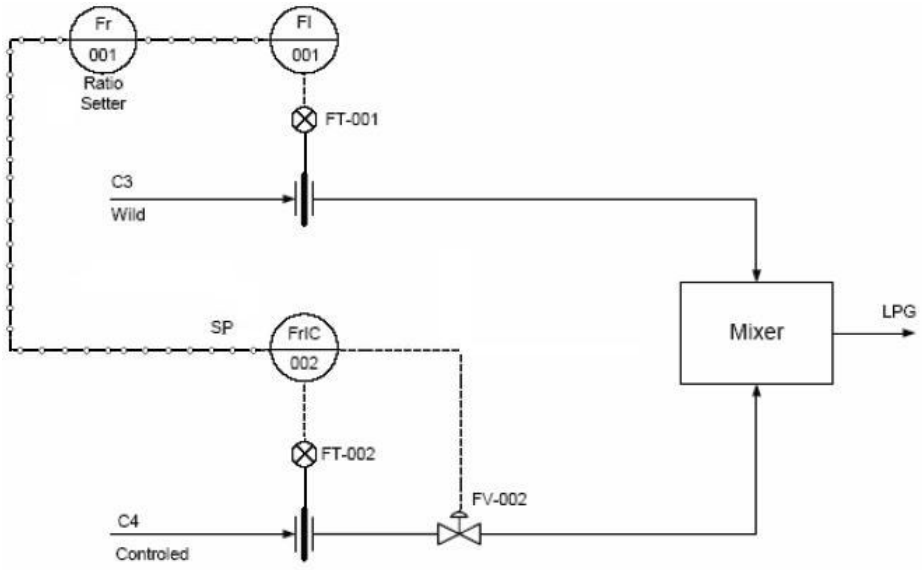
---

۱ Liquefied Petroleum Gas

۲ Master

۳ Wild Control!!

پیوسته در حال تغییر باشد مرتباً SP کنترل کننده نیز در حال تغییر خواهد بود و چنانچه *Tuning* هم به خوبی انجام نشده باشد مسلماً باز با مشکل روبرو خواهیم بود.



شکل ۵-۵ کنترل کننده ی نسبتی (*Ratio Control*)

بطور کلی طراحی و کاربرد اینگونه حلقه های کنترل زمانی است که تغییرات دبی مبنا به کندی انجام می شود بطوریکه کنترل کننده و حلقه ی کنترل فیدبک نیز بتواند خود را با تغییرات فرایند تطبیق دهد (البته ممکن است دامنه ی تغییرات زیاد ولی سرعت آن کند باشد). سازندگان اینگونه کنترل کننده ها و طراحان حلقه های کنترل *Ratio* (چه در سیستم های قدیم و چه در سیستم های جدید *DCS* یا *FCS*) پیش بینی های لازم را مد نظر داشته و برای زمانی که تغییرات مبنا زیاد است یا قبل از اینکه سیستم بطور کامل راه اندازی شود می توان کنترل کننده را از حالت Ratio خارج کرده و SP را بصورت دستی وارد نمود. زمانی که SP اعمال شده بصورت دستی و مقدار خروجی *Ratio Setter* روی یکدیگر منطبق شدند و از طرفی تغییرات ناگهانی در دبی مبنا نداریم، آنگاه حلقه ی کنترل را از حالت دستی[۱] خارج کرده روی حالت نسبتی قرار می دهیم. کنترل کننده ی بکار برده شده می تواند از سه مد P، PI و یا PID انتخاب شود.

کاربرد اینگونه حلقه های کنترل، در کنترل فرایندهای شیمیائی برای ترکیب دو عنصر و همچنین در سیستم های بارگیری است که بنا به تقاضای مشتری لازمست ترکیباتی با تناسب های مختلف انجام پذیرد.

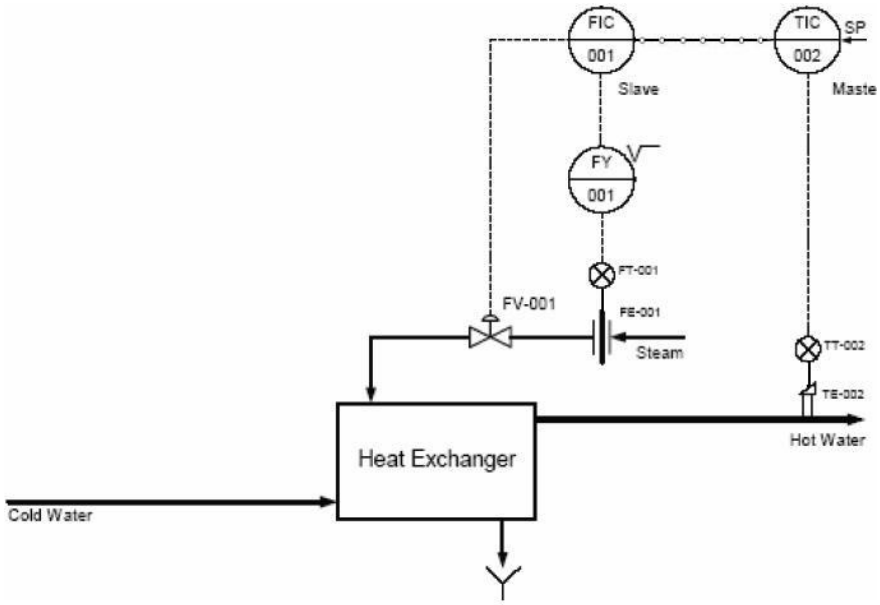
---

۱ Manual!!

در شکل شماره ی ۵ دقت نمایید ضمن اینکه حلقه ی کنترل نسبتی استفاده شده است، بخشی از این حلقه ی کنترل نیز بصورت کنترل پسخوری است.

۵-۲-۳ سیستم کنترل آبشاری (Cascade Control System):

در کنترل نسبتی، دیدیم خروجی یک سیستم اندازه گیری بعنوان SP کنترل کننده قرار می گیرد، اما در کنترل کننده ی آبشاری، خروجی کنترل کننده ی مبنا بعنوان SP کنترل کننده ی دیگر قرار می گیرد، جائی که نقطه ی تنظیم کنترل کننده ی مبنا معمولاً بصورت دستی اعمال می شود. جهت روشن شدن موضوع به مثال زیر توجه نمایید.



شکل ۵-۶ کنترل کننده ی آبشاری (*Cascade Control*)

ملاحظه می شود خروجی کنترل کننده ی *TIC* که بعنوان مبنا است، نقطه ی تنظیم کنترل کننده ی *FIC* را می سازد و با اختلافی که بین SP و PV در درجه ی حرارت خروجی است تشخیص می دهد که دبی بخار چه مقدار باید باشد تا این اختلاف درجه حرارت برطرف گردد.

در اینگونه سیستم ها، عملکرد کنترل کننده ای که بعنوان مبنا قرار می گیرد باید به اندازه ی کافی کند باشد تا خروجی آن تغییرات زیادی را به کنترل کننده ی بعدی منتقل نکند. در این نمونه حلقه های کنترل نیز، طراح این مشکل را در نظر داشته و برای زمانی که تغییرات کنترل کننده ی مبنا زیاد باشد (مثلاً

هنگام راه اندازی) سوئیچی را روی کنترل *Cascade* تعبیه کرده تا بتوان آنرا بصورت یک حلقه ی کنترل مجزا[1] تحت کنترل درآوریم و SP را بصورت دستی اعمال نمائیم. زمانی که خروجی کنترل کننده ی مبنا و SP اعمالی توسط ما روی کنترل کننده ی *Cascade* بر هم منطبق بود آنگاه آنرا از حالت محلی[2] خارج کرده و روی حالت *Cascade* قرار می دهیم. نکته ی قابل ذکر اینکه در اینجا نیز نقش کنترل پسخوری بخوبی مشخص است. نکته ی حائز اهمیت دیگر عنصر جذر گیر[3] است که در خروجی سیستم اندازه گیری دبی بخار قرار گرفته و علت آن ترکیب حلقه ی کنترل درجه حرارت با مقیاس[4] خطی با عنصر غیر خطی دبی (در اندازه گیری های دبی با استفاده از روش اریفیس دبی با مجذور اختلاف فشار اندازه گیری شده رابطه ی مستقیم دارد) است، پس لازم است دبی نیز خطی شود تا با این اطمینان دو عنصر خطی با هم مقایسه و کنترل شوند.

۵-۲-۴ سیستم کنترل فیدفوروارد (Feedforward Control System):

در روش هایی که تا کنون به آنها اشاره شد و بویژه روش کنترل پسخوری ملاحظه شد که لازم است خطایی اتفاق بیافتد، مقایسه کننده آنرا محاسبه کند، آنگاه کنترل کننده خروجی خود را در جهت تصحیح شرایط فرایند تغییر دهد و ... . چه بسا زمانی که برای این اصلاح سپری می شود باعث گردد دامنه ی خطا افزایش یابد و این مورد بیشتر در فرایندهای کند حرارتی و سیستم های کنترل نیوماتیک ملموس است. چاره چیست؟

ما به سیستمی نیاز داریم که قبل از بروز خطا آنرا تشخیص داده و اصلاح نماید. آیا خواسته ی ما می تواند عملی شود؟ در اینجا کنترل پیشخوری یا *Feedforward* پیشنهاد می شود. سیستم کنترل درجه حرارت شکل ۵-۶ (کنترل آبشاری) را در نظر بگیرید. اگر چه روش فوق آبشاری یا *Cascade* نامیده می شود ولی اساس آن پسخوری است، چراکه خروجی نهایی فرایند مبنای تصمیم گیرنده ی اصلی در جهت تشخیص خطاست (حلقه ی *TIC*) و همان مراحل بوجود آمدن خطا، تشخیص خطا و در نهایت اقدامی برای اصلاح خطا وجود دارد.

---

۱ Single Loop

۲ Local

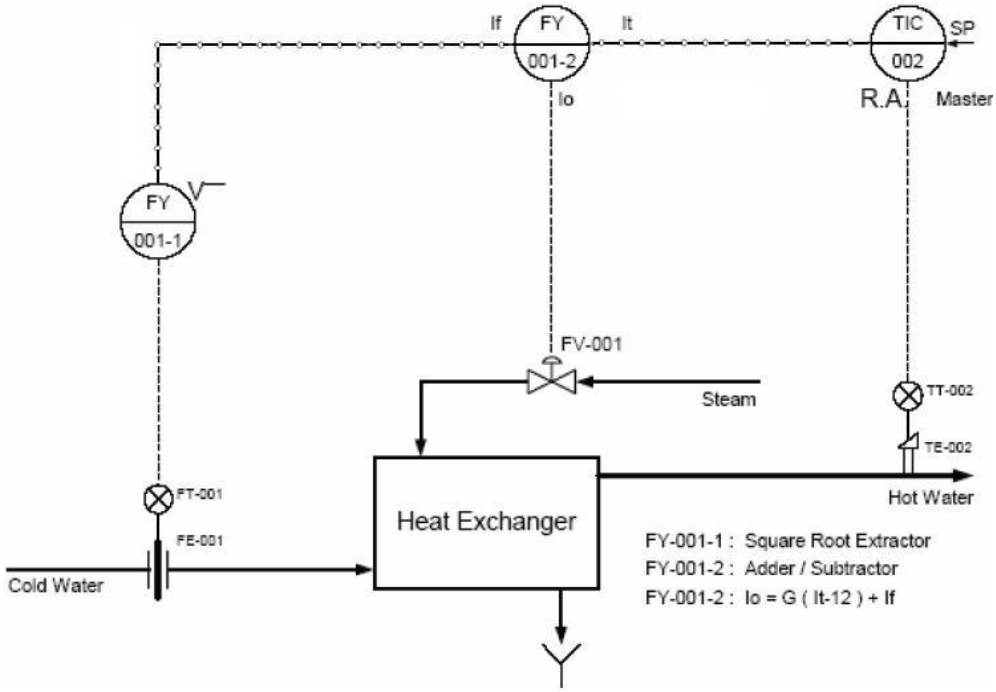
۳ Square Root Extractor

۴ scale

حال به شکل ۵-۷ توجه نمایید، سعی شده یک روش پیشخوری (هرچند ابتدایی) پیشنهاد شود.

تمام عناصر روی این شکل قبلاً معرفی شده اند، به غیر از بلوک محاسباتی FY-001-2 که می تواند با رابطه زیر عمل نماید:

FY-001-2: $I_o=G(I_t - 12) + I_f$



شکل ۵-۷ کنترل پیشخوری ساده (Feedforward)

زمانی که درجه حرارت خروجی مطابق با مقدار مطلوب باشد، کنترل کننده ی *TIC* خروجی در حدود پنجاه درصد می سازد و چون سیستم کنترل فوق الکترونیک فرض شده است، پنجاه درصد سیگنال الکترونیک معادل حدود دوازده میلی آمپر خواهد بود. پس در صورت عدم وجود خطا روی کنترل کننده ی درجه حرارت یعنی زمانی که مقدار حرارت معادل مقدار مطلوب باشد حاصل عبارت $G(I_t - 12)$ معادل صفر خواهد بود و خروجی جمع کننده متناسب با دبی مصرفی خواهد شد ($I_o= I_f$). به بیان دیگر می توان گفت کنترل فوق بصورت صد در صد پیشخوری خواهد بود. هرگاه دبی آب سرد ورودی تغییر کند متناسب با آن حجم بخار ورودی نیز تغییر کرده و قبل از اینکه درجه حرارت خروجی تغییر کند اصلاحات لازم انجام می شود. اما چون همیشه کنترل با دقت انجام نخواهد شد و کوچکترین خطایی که در خروجی بوجود آید یا درجه حرارت ورودی ثابت نباشد سیستم فیدبک وارد عمل می شود و این زمانی است که حاصل مقدار $G(I_t - 12)$

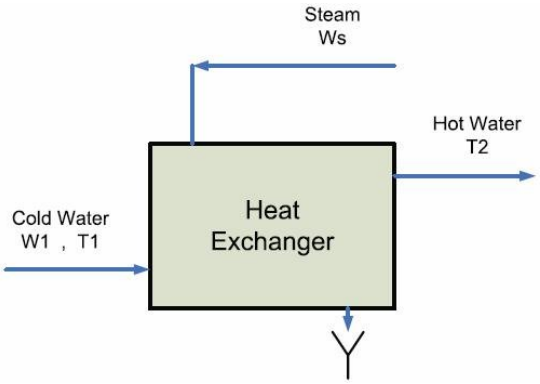
مخالف صفر باشد. فرض می کنیم مقدار درجه حرارت خروجی از مقدار مطلوب کمتر شود، متناسب با آن خروجی کنترل کننده ی درجه حرارت (R.A) افزایش یافته و حاصل G(I $_t$ - 12) بزرگتر از صفر می شود. G نیز ضریب تقویت[1] این عبارت است که می توانیم تاثیر عنصر پسخوری را روی مقدار مناسبی قرار دهیم.

آیا این سیستم کنترل می تواند نظارت دقیق و کنترل حساب شده ای را داشته باشد؟ در طرح آن فرض کردیم آب ورودی همواره دارای درجه حرارت ثابت است، ولی این موضوع در عمل با واقعیت انطباق ندارد چون کنترل درجه حرارت آب ورودی دست ما نیست و علاوه بر آن در طول شبانه روز و یا در طول فصول مختلف درجه حرارت مرتباً تغییر می کند. پس کنترل نهایی نتیجه ی مطلوب نخواهد داشت، هر چند نسبت به روش های قبلی بهتر شده است، ولی هنوز عوامل ناخواسته/ نویز و اغتشاش روی آن تاثیر گذار است.

طرح مسئله:

در ابتدا باید بدانیم متغیرهای فرایند در حالت کلی چیست و چه عنصری را باید کنترل نماییم:

می خواهیم حجمی از آب به میزان W_1 را با درجه حرارت اولیه ی T_1 گرم کرده و به درجه حرارت مطلوب T_2 برسانیم، بدین منظور نیاز به حجمی از بخار به میزان W_s با آنتالپی h و مشخصه ی حرارتی داریم (شکل ۵-۸).



شکل ۵-۸ طرح مسئله ی کنترل پیشخوری

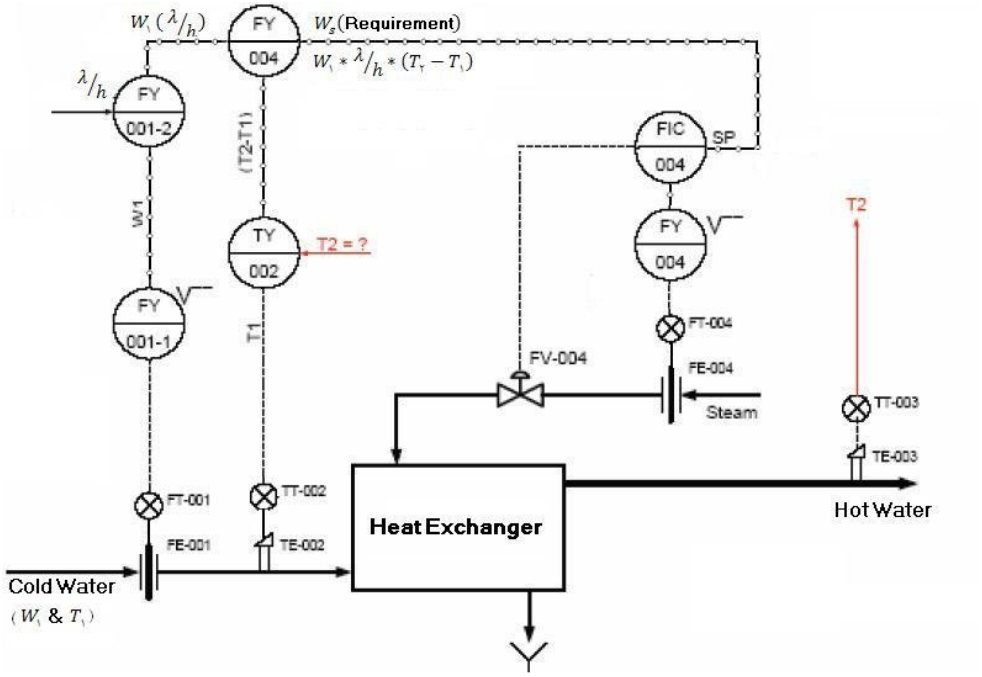
بر اساس **قانون بقای جرمی** ترمودینامیک، رابطه ی زیر برقرار می باشد:

$$W_s = W_1 * (\lambda / h) * (T_2 - T_1)$$

۱ Gain!!

این رابطه تمام خواسته های مورد نیاز را برآورده می سازد. کافیست پارامترهای متغیر را اندازه گیری کرده و به کمک عملگرهای ضرب کننده/ جمع کننده و تفریق کننده، مقدار بخار مورد نیاز را با توجه به شرایط لحظه ای بدست آوریم. این مقدار می تواند به عنوان SP کنترل فیدبک روی بخار ورودی باشد.

همانگونه که در شکل ۵-۹ دیده می شود مقدار دبی آب مصرفی (W_1) اندازه گیری شده و بعد از خطی شدن در مقدار ثابت λ / h ضرب می شود. λ / h جزء مشخصه های بخار مصرفی است که با توجه به داشتن اطلاعاتی نظیر درجه حرارت و فشار آن می توانیم مقدار λ / h را از جداول ترمودینامیک بدست آوریم.

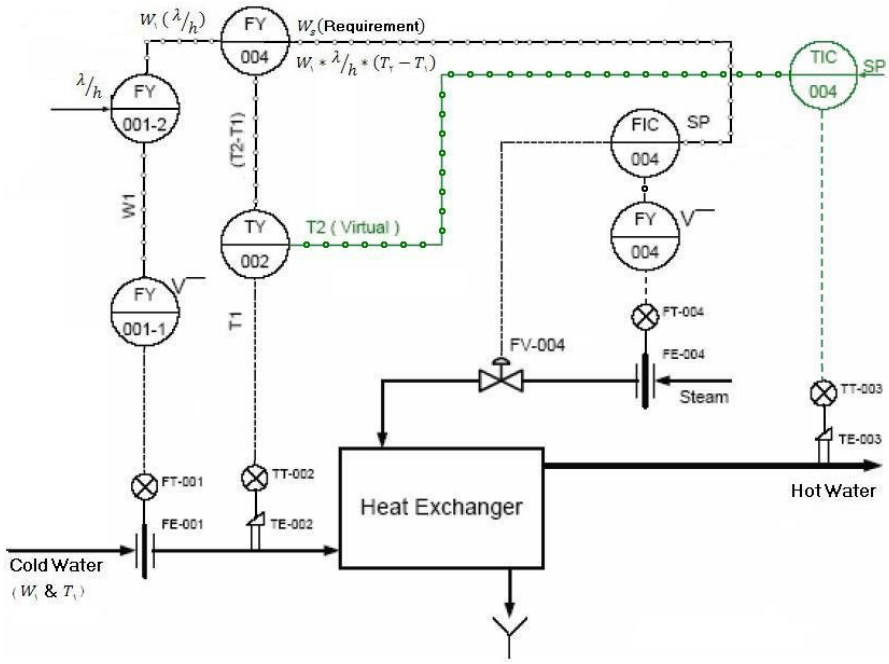


شکل ۵-۹ سیستم کنترل پیشخوری بر مبنای قانون بقای جرمی (۱)

از طرفی میزان درجه حرارت آب ورودی (T_1) را اندازه گیری کرده و با در نظر گرفتن جایی برای درجه حرارت آب خروجی (T_2)، توسط یک تفریق کننده مقدار (T_2- T_1) را محاسبه و آنرا در $W_1 * (\lambda / h)$ ضرب می کنیم. در اینجا حاصل $W_1 * (\lambda / h) * (T_2 - T_1)$ بدست می آید که همان W_s یا مقدار بخار مورد نیاز است. با اعمال این مقدار به نقطه ی تنظیم (یا SP) حلقه ی کنترل پسخوری بخار (FIC) می توانیم میزان بخار مورد نیاز را با دقت خوبی تحت کنترل درآوریم.

حال سئوال اینجاست که در عمل ورودی اول تفریق کننده به جای T_2 چه چیزی می تواند قرار گیرد؟ آیا مقدار T_2 اندازه گیری شده را بطور مستقیم به تفریق کننده اعمال کنیم؟ در اینصورت ابتدای کار

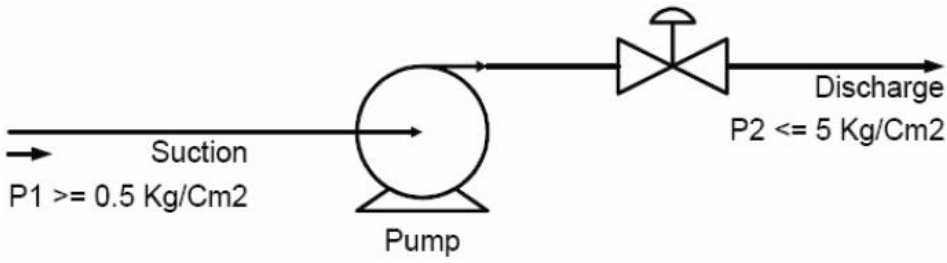
شروع سیستم چون حاصل T_2- T_1 صفر است و حاصل ضرب آن در λ / h معادل مقدار مطلوب (SP)، پس هیچگاه به خواسته های فرایندی خود دست پیدا نمی کنیم! اگر به جای T_2 مقدار SP مربوط به درجه حرارت مطلوب را مستقیم اعمال کنیم چه اتفاقی می افتد؟ این انتخاب مناسب تر است و توجیه هم دارد. یعنی هدف از کنترل، رساندن مقدار درجه حرارت آب ورودی از T_1 به مقدار مطلوب T_2 است. اما با این عمل (یعنی T_2=SP) چون سیستم کنترل طراحی شده هیچ دیدی از عنصر تحت کنترل خود (یعنی درجه حرارت خروجی یا T_2 واقعی) را ندارد، چنانچه خللی در کنترل پیش آید و سیستم کنترل پیشخوری به هر دلیل درجه حرارت خروجی را با دقت کنترل نکند، تدبیری برای جبران آن نداریم. پس بهتر است برای اینکه خواسته های بالا برآورده شود، مقدار T_2 را به عنوان PV به یک کنترل کننده ی TIC بدهیم. آنگاه با اعمال مقدار مطلوب T_2 به عنوان SP آن، خروجی کنترل کننده ی درجه حرارت را به عنوان T_2 مجازی، به جای ورودی اول تفریق کننده ی TY_2 قرار خواهیم داد. بدین ترتیب ضمن اینکه کنترل پیشخوری مناسبی داریم، همچنین با اضافه شدن کنترل پسخوری، احتمال هرگونه خطا را در خروجی کاهش می دهیم. برای روشن شدن موضوع به شکل ۵-۱۰ مراجعه شود. اگر این سیستم کنترل را آنالیز کنیم، حلقه های کنترل پیشخوری/ پسخوری/ کنترل نسبتی و کنترل آبشاری به خوبی قابل تجزیه و تحلیل است.



شکل ۵-۱۰ مدار تکمیل شده از سیستم کنترل پیشخوری بر مبنای قانون جرمی (۲)

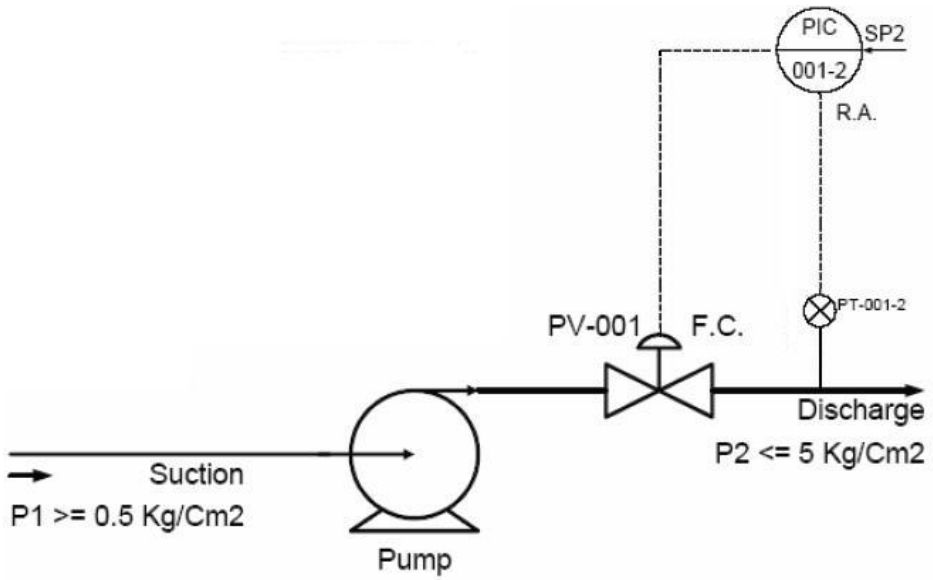
۵-۲-۵ سیستم اوررایدOverride Control System):

این روش که کنترل کننده ی حذفی یا جانشینی نیز نامیده می شود، دارای دو کنترل کننده و یک محرک می باشد که در هر لحظه یکی از کنترل کننده ها فرمان به محرک می دهد و دیگری در حالت انتظار است تا شرایط تغییر کند و جایگزینی کنترل کننده ها انجام شود.



شکل ۵-۱۱ طرح مسئله برای کنترل جانشینی

طرح مسئله- با توجه به شکل ۵-۱۱ می خواهیم سیستم کنترلی طراحی کنیم تا بتواند با کمک یک شیر کنترل چنان عمل کند که فشار خروجی پمپ[۱] از Kg/cm^2 ۵ بیشتر نشود و فشار ورودی پمپ[۲] هم از Kg/cm^2 ۰.۵کمتر نشود. ابتدایک حلقه ی کنترل پسخوری در خروجی پمپ طراحی می کنیم (شکل ۵-۱۲).

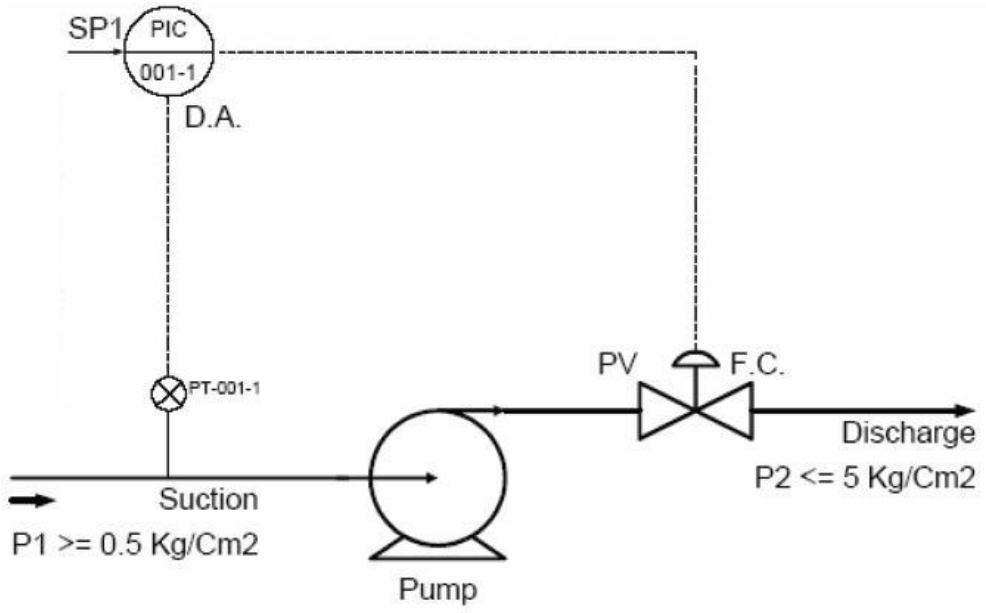


شکل ۵-۱۲ طراحی یک حلقه ی پسخوری فشار روی خروجی پمپ

۱ Discharge
۲ Suction

چنانچه شیر کنترل را نوع *Air to Open* یا FC انتخاب کنیم، می خواهیم زمانیکه PV_2 بزرگتر از SP_2 می شود خروجی کاهش می یابد. پس لازم است کنترل کننده ی PIC-001-2 را R.A انتخاب کنیم.

حال لازم است یک حلقه ی کنترل فیدبک هم برای ورودی پمپ در نظر بگیریم بطوریکه از همان شیر کنترل به عنوان عنصر نهایی کنترل استفاده شود (شکل ۵-۱۳).

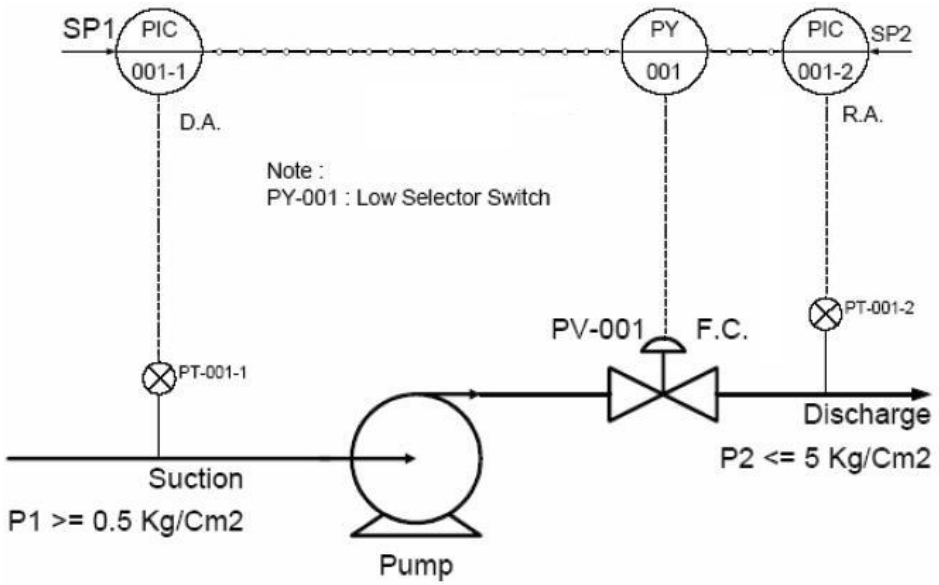


شکل ۵-۱۳ طراحی یک حلقه ی کنترل پسخوری فشار روی ورودی پمپ

از آنجا که انتظار با کاهش مقدار PV_2 از $0.5\ Kg/cm^2$ شیر کنترل بسته تر شود، یا به بیانی خروجی کنترل کننده کاهش می یابد، پس کنترل کننده ی PIC-001-1 را DA[1] انتخاب می کنیم.

حال که دو حلقه ی کنترل پسخوری مناسب طراحی شد کافیست هر دو حلقه که در شیر کنترل مشترک هستند را در هم ادغام کنیم. بدین منظور دو سیگنال خروجی کنترل کننده ها را به ورودی یک *Low Selector* می دهیم تا کوچکترین را انتخاب کرده و آنرا به شیر کنترل اعمال کند (شکل ۵-۱۴).

۱ Direct Action



شکل ۵-۱۴ سیستم کنترل جانشینی

چنانچه فشار خروجی پمپ از Kg/cm^2 ۵ بیشتر شود چون کنترل کننده ی PIC-001-2 بصورت R.A است خروجی اش کاهش یافته و PY-001 سیگنال آنرا انتخاب می کند و در نتیجه شیر کنترل شروع به بسته شدن می کند. حال چنانچه فشار ورودی از Kg/cm^2 ۰.۵ کمتر شود خروجی کنترل کننده ی PIC-001-1 نیز کاهش یافته و PY-001 سیگنال آنرا انتخاب می کند، در نتیجه شیر کنترل یسته شده و فشار ورودی پمپ تامین می شود.

توجه به این نکته نباید فراموش شود که چنانچه شیر کنترل بسته تر شود، ضمن اینکه فشار خروجی کاهش می یابد، فشار ورودی افزایش می یابد و برعکس، بازتر شدن شیر کنترل موجب کاهش فشار ورودی و افزایش فشار خروجی می شود. بطور کلی می توان این ادعا را داشت که روش کنترل جانشینی معمولاً جایی بکار برده می شود که دو عنصری را که می خواهیم کنترل کنیم ارتباط بسیار نزدیکی از نظر فرایندی با هم دارند.

نکته- در این روش کنترل نیز توجه به نقش کنترل پسخوری حائز اهمیت است.

۵-۲-۶ سیستم کنترل بسته ای (Batch Production):

می دانیم فرایند و روند تولید در صنایع و کارخانجات به سه گونه می تواند باشد:

۱- فرایند پیوسته[۱]

۲- فرایند گسسته[۲]

۳- فرایند بسته ای[۳]

اینکه یک فرایند تولید در کدامیک از سه دسته ی بالا قرار می گیرد، از روی محصول و خروجی فرایند و بویژه روند تولید قابل تشخیص یا دسته بندی است.

در فرایند پیوسته محصول از نتیجه ی عملکرد مداوم یکسری دستگاه های مختلف و ویژه که هر کدام از آنها یک وضعیت ثابت و مانا دارند، بدست می آید. خوراک اولیه بطور پیوسته وارد سیستم فرایند (ماشین آلات) شده و بعد از اینکه فعل و انفعالات خاصی متناسب با نوع محصول ایجاد شد، محصول با دبی پیوسته در خروجی واحد تولیدی قرار می گیرد. سیستم کنترلی که برای اینگونه فرایندها طراحی و تعبیه می شود نیز متناسب با نوع فرایند یک سیستم کنترل پیوسته است.

در کارخانجات با فرایند ناپیوسته نیز محصول بصورت متواتر و پی در پی تولید می شود، جائیکه می دانیم گروهی از محصولات دارای روند تولید مشابه و مواد خام یکسانند. در فرایند گسسته یک مرحله از تولید از ابتدا شروع می شود و مراحلی را باید به ترتیب طی تا به محصول برسد. برای نمونه در صنایع و کارخانجات ساخت ماشین آلات می توان خط تولید ماشین لباسشوئی با کارگاه های مختلف به هم را مثال زد که با بازار، مدل های گوناگون و با توانایی های مختلف می سازد. یعنی در اینگونه فرایندها ممکن است نحوه ی تولید و یا ظرفیت با توجه به بازاریابی و تقاضای بازار و یا متناسب با نوع محصول تنظیم شود. همچنین در صنایع نفت، گاز و پتروشیمی نمونه های بسیار زیاد از این نمونه فرایند را می توان یافت که عموماً به عنوان فرایند اصلی محسوب نمی شود، یعنی فرایند اصلی اغلب پیوسته است و یا گاهی *Batch*. برای مثال، قسمت *Finishing* بیشتر واحدهای تولیدی پلیمری (در پتروشیمی) می تواند دارای یک فرایند گسسته باشد. روش کنترل اینگونه فرایندها متناسب با نوع فرایند همان روش *On/ Off* یا روش کنترل گسسته است که با مدارات *Interlock* و همچنین *sequence Control* این خواسته عملی می شود.

---

۱ Continuous

۲ Discrete Process

۳ Batch Process

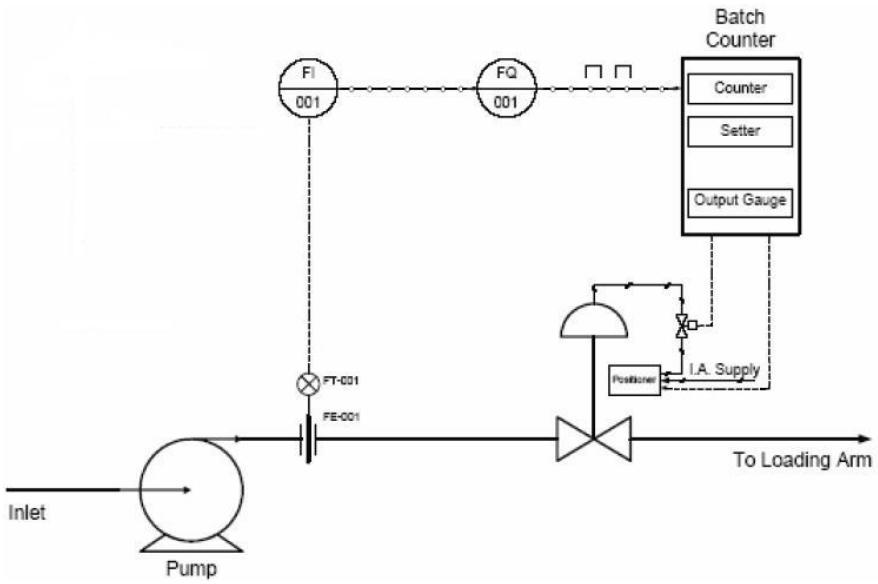
به فرایندی *Batch* اطلاق می شود که بسته به نوع فرایند یا مراحل تولید و یا شرایط شیمیایی آن فرایند شامل چند مرحله یا فاز تولید می شود که یکی پس از دیگری و به ترتیب باید به مرحله ی اجراء گذاشته شود. طی کردن این مراحل به منزله ی یک بار به مرحله ی تولید رسیدن است و برای داشتن محصول بیشتر لازم است این مراحل دوباره تکرار گردد. مثالی که در این خصوص می توان عنوان کرد انجام عمل پلیمریزاسیون در رآکتورهاست که در هر *Batch* با ظرفیت معینی به ترتیب و طبق برنامه از ابتدا وارد مرحله ی تولید می شود و شروع هر *Batch* موکول به اتمام *Batch* قبلی است. مراحل *Batch* می تواند شامل بارگیری، مخلوط کردن، تبادل حرارت، افزودن مواد شیمیایی و کاتالیزورها، پلیمریزاسیون و واکنش های شیمیایی، .... و مرحله ی نهایی یا *Finishing* و در نهایت بسته بندی باشد. تنها زمانی که جهت تولید هر *Batch* تمامی مراحل پیش بینی شده طبق برنامه طی شود آنگاه آن محصول قابل اطمینان خواهد بود. به بیان دیگر فرایندهای *Batch* نه جزء فرایندهای پیوسته محسوب می شود و نه فرایندهای گسسته، اما می توان این ادعا را داشت که در یک فرایند *Batch* هر دو فرایند پیوسته و گسسته به نحوی وجود دارد. لذا شاید در بعضی از کتب و جزوات برای تقسیم بندی روش های کنترل، *Batch Control* را جزء بقیه ی روش ها به حساب نیاورند. چرا که خود *Batch Control* بحث های اختصاصی و نسبتاً پیچیده ای دارد. در این فصل به لحاظ اینکه آشنایی با روش های کنترل مد نظر است با این مورد نیز بصورت مجزاء پرداخته شده است.

۵-۲-۵-۱ ماهیت Batch Control چیست؟

دیدم سیستم های کنترل شامل کنترل پیوسته و کنترل گسسته می باشد، از طرفی با مباحث بالا در فرایندهای *Batch* هم کنترل پیوسته وجود دارد و هم کنترل گسسته. جهت طراحی *Batch Control* می توانیم از کنترل کننده های آنالوگ، اینترلاک[۱] و ترتیب ها[۲] کمک بگیریم. برای روشن شدن موضوع، یک مثال ساده می زنیم: یکی از کاربردهای *Batch Control* استفاده از سیستم های بارگیری[۳] مایعات است. فرض می کنیم بارگیری مورد نظر جهت فروش محصولات یک پالایشگاه باشد. خریدار توسط کشتی یا خط لوله متقاضی

۱ Interlock
۲ Sequence
۳ Loading

یکصد هزار متر مکعب نفت سفید است و این بارگیری می تواند با میزان معینی[1] مثلاً ده هزار متر مکعب در ساعت انجام پذیرد. اصطلاحاً به این حجم از سیال که می تواند بیشتر یا کمتر هم باشد یک *Batch* گفته می شود (شکل ۵-۱۵).



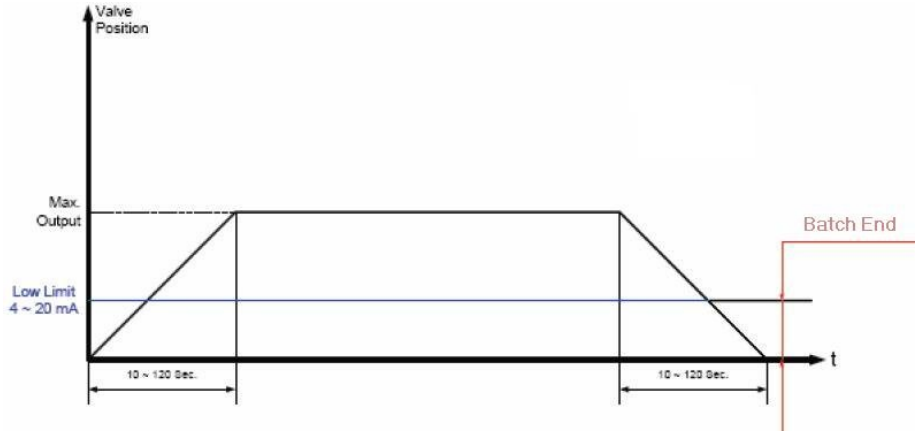
شکل ۵-۱۵ یک *Batch Control* ساده

سیستمی را که جهت نظارت بر انتقال دقیق این محموله بکار می بریم *Batch Control* نام دارد. این سیستم نمونه ای بسیار کوچک از روش کنترلی فوق است که شامل دستگاه اندازه گیر، *Batch Control*، انتگرالگیر[2]، نمایش دهنده ی دبی[3] و شیر کنترل به اضافه ی تجهیزات اضافه جهت قطع اضطراری و پایان بارگیری است. در شروع بارگیری معمولاً این امکان وجود ندارد که به یکباره شیر کنترل باز شده و حداکثر دبی پیش بینی شده را داشته باشیم. زمانی بین ۱۰ الی ۱۲۰ ثانیه پیش بینی شده تا به حد اکثر سقف باز بودن شیر برسیم. از ابتدای امر بارگیری شمارنده به کمک انتگرالگیر شروع به شمارش میزان سیال عبوری می کند. زمانی که قسمت عمده ی سیال داده شد (مثلاً بالای نود درصد)، خروجی کنترل کننده با همان شیب بارگیری (بین ۱۰ الی ۱۲۰ ثانیه) شروع به کاهش دبی می کند و به دنبال آن شیر کنترل بسته تر می شود تا اینکه وقتی خروجی به مقدار بین صفر الی ۵۰٪ (مطابق با تنظیمات قبلی ما روی *Batch Control*) رسید خروجی ثابت

---

۱ Rating
۲ Integrator
۳ Flow Indicator

می شود. علت این امر این است که درصد پائینی از مقدار بارگیری با دبی بسیار پایین بارگیری شود تا شمارنده به دقت مقدار سیال منتقل شده را با مقدار مورد نظر مقایسه کند و در زمان مقتضی فرمان از سرویس خارج شدن شیر کنترل را به شیر سولنوئیدی که در مسیر هوای بالای دیافراگم شیر کنترل است بدهد (فرمان *Batch End* که توسط سیستم اینترلاک یا کنترل *On/ Off* انجام می پذیرد).



شکل ۵-۱۶ گراف میزان باز بودن شیر کنترل

روش هفتمی که در مقدمه به آن اشاره گردید، روش *Three Element Control* است که در ادامه ی بحث، روند شکل گرفتن این روش و کاربرد آن توضیح داده خواهد شد.

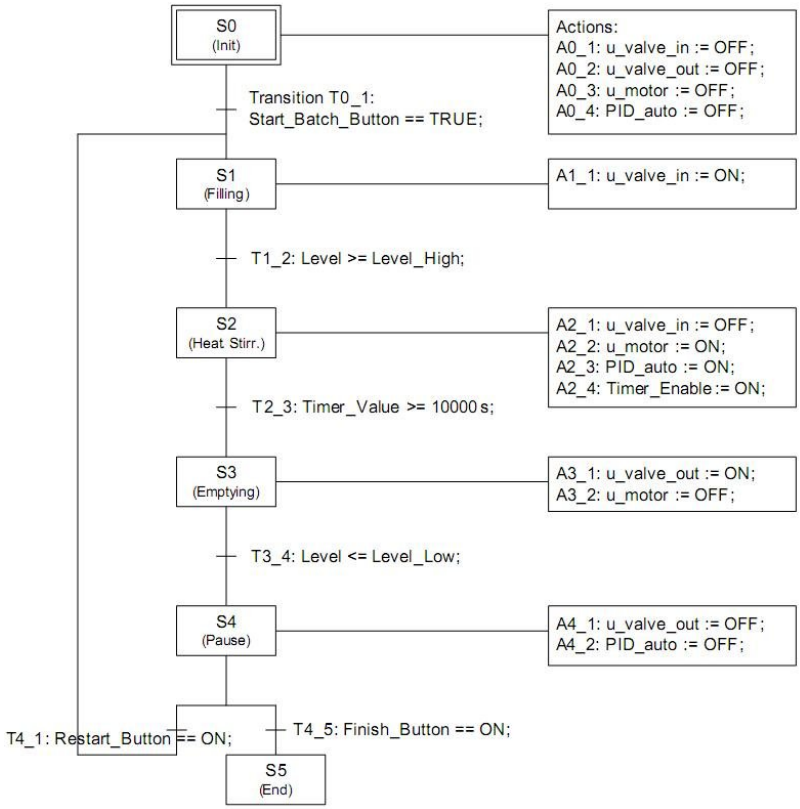
۵-۲-۵-۲ کنترل ترتیبی:

برای پیاده سازی فرایندهایی که دارای توالی می باشند و ورود به مرحله ی[۱] بعدی مستلزم اتمام مرحله ی قبل می باشد، از کنترل ترتیبی استفاده می شود. فرایندهای بسته ای و راه اندازی و توقف تجهیزات دوار نظیر توربوکمپرسورها و توربوژنراتورها، از این دسته فرایندها می باشند. در کنترل ترتیبی مراحل کاملاً از هم مجزا بوده و ورود به هر مرحله با اتمام مرحله ی قبل صورت می گیرد. اتمام مراحل نیز با مشخصه هایی قابل درک توسط سیستم کنترل بایستی تعیین و در منطق کنترلی لحاظ شود. به این مشخصه ها در کنترل ترتیبی شرایط عبور[۲] می گویند. در هر مرحله مجموعه عملیاتی انجام می پذیرد که به آنها Action می گویند. بسیاری از سیستم های کنترل مدرن نظیر PLC و DCS از زبان برنامه نویسی گرافیکی (مطابق

[۱] !!step
[۲] Transient Condition!

استاندارد IEC61131) تحت عنوان SFC[1] جهت سهولت برنامه نویسی و پیاده سازی الگوریتم های کنترل ترتیبی استفاده می کنند.

شکل ۵-۱۷ یک نمونه SFC مربوط به سیستم تولید آب گرم داخل یک مخزن را نشان می دهد.



شکل ۵-۱۷ SFC مربوط به سیستم تولید آب گرم داخل یک مخزن

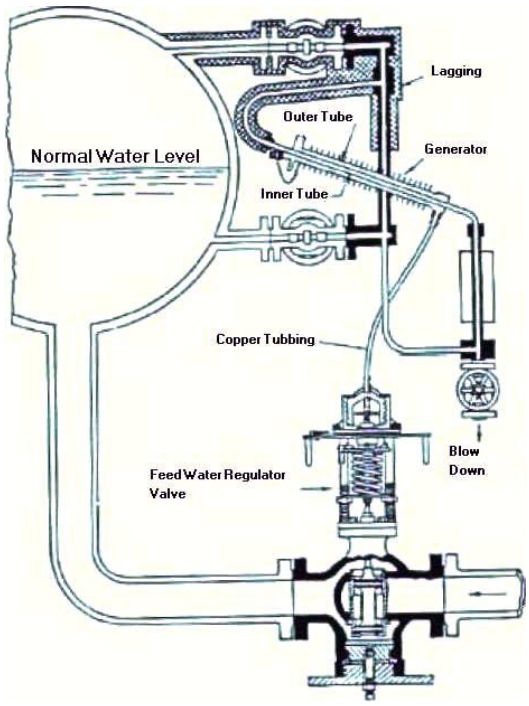
۵-۲-۷ سیستم کنترل سه المانه (Three Element Control):

زمانی که صحبت از *Three Element Control* به میان می آید، معمولاً بهترین و ملموس ترین مثال همان کنترل سطح آب در *Steam Drum* یک دیگ بخار[2] است. اما برای اینکه این بحث باز شود، لازم است ابتدا بصورت گام به گام و با عنوان کردن *Single Element* به نتیجه برسیم. نسل اولیه ی کنترل سطح آب در دیگ بخار بصورت تک سنسور و یا *Single Element Self Operated* است که از سال های پیش و

[1] Sequential Function Control!!

[2] Boiler

تا کنون مورد استفاده قرار می گرفته و می گیرد. مورد استفاده ی این روش در دیگ های بخار با فشار کم و ظرفیت پایین و همچنین بویلرهایی که دارای مشخصه ثابت بویژه دبی خروجی یکسان باشند، خواهد بود. می دانیم با پایین آمدن سطح آب، درجه حرارت و در نتیجه فشار داخل مخزن بالا می رود.



شکل ۵-۱۷ *Single Element Self Operated Control*

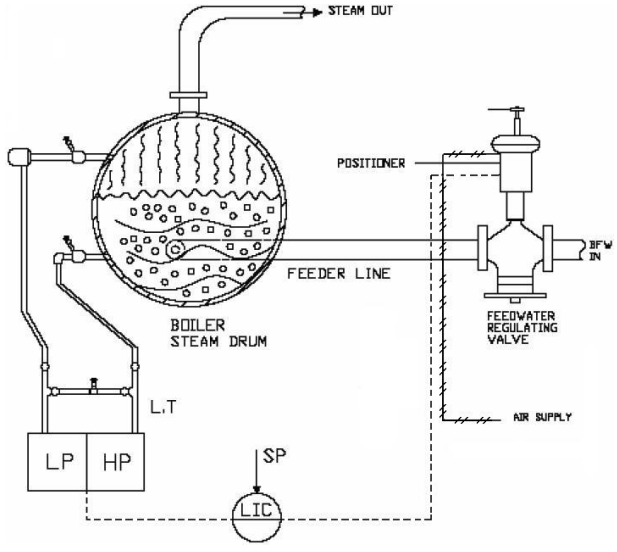
لذا با افزایش فشار اعمال شده به فانوس[1] و نیز شیر رگولاتور بطور نسبتی آب بیشتری به مخزن وارد خواهد شد. از مزایای این روش می توان به بهره برداری بسیار ساده، ارزانی قیمت دستگاه و عدم نیاز به هرگونه تغذیه اعم از الکتریکی و یا نیوماتیک اشاره کرد. در مقابل از معایب بسیار زیادی که به لحاظ سادگی ساختمان آن وجود دارد، می توان اشاره ای داشت به پهنای باند تناسبی وسیع این سیستم که باعث عدم کارآیی آن در دیگ های بخار عظیم خواهد شد. آنگونه که ملموس است با افزایش دبی بخار خروجی، در ابتدای امر فشار داخل مخزن نیز کاهش می یابد. در این زمان حباب های بسیار ریزی از مخزن تمایل پیدا می کند که به طرف بالا آزادانه حرکت کنند، در نتیجه بطور کاذب سطح آب در *Steam Drum* بالا می آید ضمن اینکه فشار داخل مخزن نیز کاهش پیدا کرده است (به این پدیده *Swell* گفته می شود که عکس آن پدیده ی

---

۱ Bellows

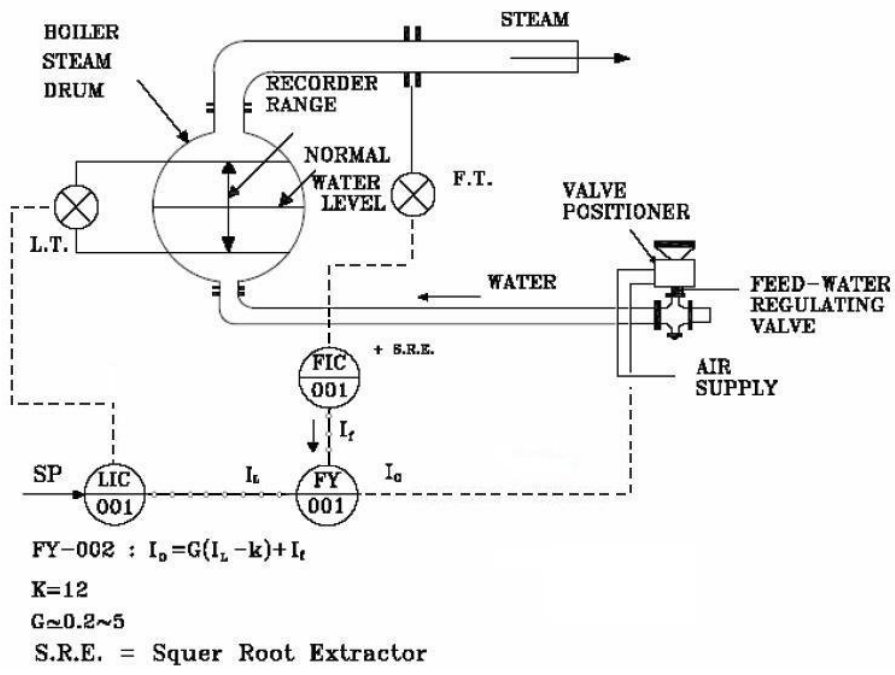
Shrinking است و زمانی رخ می دهد که دبی خروجی کاهش و در نتیجه فشار مخزن افزایش می یابد که در اینصورت بطور کاذب سطح آب در مخزن کمتر نشان داده می شود). ملاحظه می شود که در حالت وقوع پدیده ی *Swell* هم افزایش کاذب سطح آب و هم کاهش فشار مخزن هر دو باعث بسته تر شدن شیر آب ورودی می شود، هرچند با داشتن سیستم کنترل فشار مناسب شاید بتوان فشار مخزن و در نتیجه سطح آب را کنترل کرد. اما بدیهی است پدیده ی فوق می تواند معایب *Single Element Self Operated Control* را آشکارتر کند. برای رفع معایب فوق، سیستم *Single Element Pilot Operated* که یک نمونه ی کنترل پسخوری ساده است پیشنهاد می شود (شکل ۵-۱۸).

بدیهی است این روش کنترل نیز قبل از بکار گیری کنترل کننده های الکترونیک معمول بوده و از زمانی که نسل های اولیه ی سیستم های کنترل نیوماتیک بکار گرفته شده این روش هم طراحی شده است. پس به عنوان اولین تفاوت می توان بکارگیری هوای فشرده را به عنوان تغذیه ی نیوماتیک این سیستم نام برد. همان طوری که قبلاً گفته شد این روش یک مدل ساده ی کنترل فیدبک است لذا از مطرح کردن توضیحات اضافه خودداری می شود. علیرغم وجود مزایایی برای روش اخیر از جمله بکارگیری کنترل کننده های *PID* و امکان استفاده از سیستم کنترل در دو روش دستی و اتوماتیک (که بنا به ضرورت ممکن است اپراتور مجبور به انتخاب هر کدام باشد) همچنان نمی توان به معایب روش بویژه عدم کاربرد آن در بویلرهای عظیم نام برد. همچنین هنوز هیچ تدبیری برای مقابله با پدیده ی *Swell* در این روش بکار برده نشده است.



شکل ۵-۱۸ *Single Element Pilot Operated Control*

به لحاظ حساس بودن موقعیت *Steam Drum* شبیه آنچه در کنترل پیشخوری داشتیم اینجا نیز بهتر است این اجازه را ندهیم تا خطایی رخ بدهد که بعد از آن تازه سیستم کنترل ما در پی جبران خطا باشد، لذا روش *Two Element Control* که دارای توانایی های بیشتری است پیشنهاد می شود (شکل ۵-۱۹).

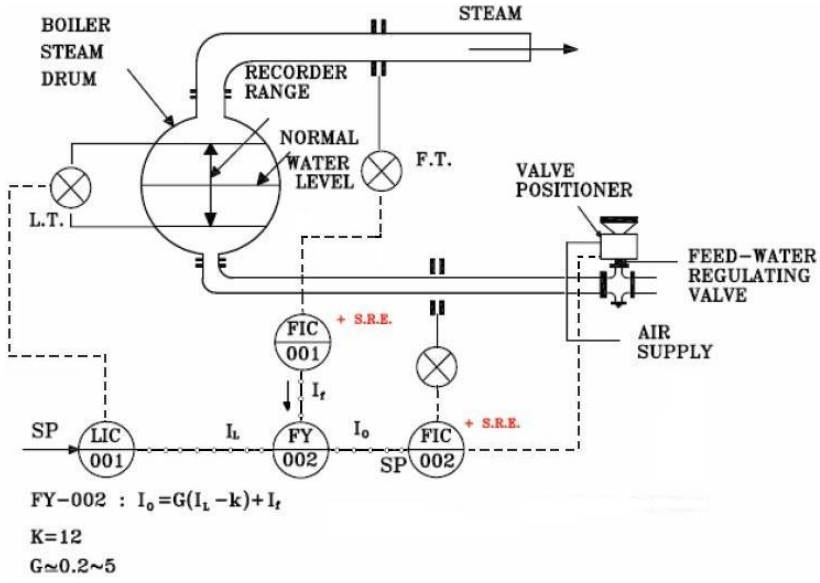


شکل ۵-۱۹ *Two Element Control*

با اضافه کردن تاثیر میزان دبی بخار خروجی در این روش کنترل، ضمن اینکه تغییرات سطح آب در مخزن همواره قبل از وقوع خطا برای سیستم کنترل قابل پیش بینی است (کنترل پیشخوری) به لحاظ وجود سیستم کنترل پسخوری روی سطح مخزن، سیستم دارای پایداری خاصی خواهد بود. چنانچه سطح مایع دقیقاً روی مقدار مطلوب منطبق باشد، خروجی کنترل کننده ی *LIC* حدوداً ۵۰٪ خواهد بود (که در سیگنال الکترونیک حدوداً ۱۲mA و در سیگنال نیوماتیک حدود $0.6Kg/cm^2$ می شود). لذا، با این فرض حاصل عبارت I_L-K معادل صفر می شود، در نتیجه خروجی *FY* دقیقاً معادل میزان دبی بخار خروجی از بویلر خواهد شد و به همین میزان آب وارد بویلر می شود. حال چنانچه به هر دلیل خطایی در کنترل سطح آب پیش بیاید، یعنی سطح آب مخالف نقطه ی تنظیم باشد خروجی کنترل کننده ی *LIC* با ۵۰٪ متفاوت بوده و حاصل I_L-K نیز صفر نخواهد بود. این موضوع به مفهوم این است که در اینجا برای تنظیمات دقیق، کنترل پسخوری وارد عمل می شود و نقش فیدبک همواره برای تثبیت سطح آب به میزان *SP* خواهد بود.

اما در اینجا هنوز یک نقیسه ی کوچک وجود دارد. علیرغم اینکه روش فوق پایداری سطح آب را در نقطه ی مطلوب به میزان زیادی تضمین می کند، اما به لحاظ اینکه هم بهره بردار و هم سیستم کنترل از میزان دبی آب ورودی به مخزن اطلاع ندارد ممکن است اختلالاتی در میزان آب ورودی و در نتیجه کنترل سطح مایع پیش آید. گذشته از این، چنانچه بخواهیم سطح آب در *Steam Drum* دیگ های بخار بسیار بزرگ و با ظرفیت چند صد تن بخار در ساعت را کنترل کنیم ارزش این را دارد که یک اندازه گیری دیگری نیز انجام دهیم. قابل ذکر است در بویلرهای بسیار عظیم حتی سطح آب در حدود سی الی شصت سانتیمتر از کل ارتفاع مخزن کنترل می شود. یعنی چنانچه سطح آب از مقدار مطلوب بالاتر برود باعث می شود بخار خروجی از حالت *Superheat* و بخار خشک خارج شود و در صورتیکه سطح آب از مقدار مطلوب پایین تر برود باعث می شود بویلر آسیب های جدی ببیند. لذا روی مقادیر پایین تر از نقطه ی مطلوب معمولاً سیستم قطع اضطراری[1] قرار داده می شود تا این خطرات باعث از کار افتادن و آسیب دیدین بویلر نشود.

نمونه ای از روش کنترل *Three Element Control* در شکل ۵-۲۰ نمایش داده شده است. ملاحظه می شود تنها تفاوت آن با روش *Two Element Control* در اندازه گیری میزان دبی آب ورودی و تعبیه ی یک حلقه ی کنترل پسخوری روی آن است.



شکل ۵-۲۰ *Three Element Control System*

۱ Emergency Shut Down

یعنی به جای اینکه خروجی جمع کننده ی *FY* مستقیماً به *Positioner* شیر کنترل اعمال شود، آنرا به عنوان نقطه ی تنظیم (*SP*) کنترل کننده ی دبی آب ورودی در نظر گرفته ایم (*Cascade Control*). با این حساب روش *Three Element Control* مجموعه ای از جمع چهار روش *Cascade* ، *Feedback*،*Feedforward* و *Ratio* می شود که هر روش نواقص روش های دیگر را می پوشاند. اولین و بیشترین نقش را حلقه ی *Feedforward* ایفا می کند، یعنی با مشاهده ی کوچکترین تغییراتی در دبی بخار خروجی، فرمان به کنترل کننده ی دبی آب ورودی به بویلر را می دهد تا دبی آب ورودی را به میزان مناسب تنظیم نماید. حال چنانچه در عملیات بهره برداری و کنترل خطای ناچیزی وارد شود، کنترل پسخوری که مستقیماً روی سطح آب مخزن است نقش اصلاحی داشته، حذف خطای نهایی را به مرحله ی اجراء می گذارد. روش *Cascade* نیز با بکارگیری خروجی کنترل کننده ی *LIC* به عنوان یکی از عواملی که می تواند نقش نقطه ی تنظیم کنترل کننده ی *FIC* را برعهده داشته باشد در این سیستم کنترل داریم. و در نهایت خروجی اندازه گیری شده ی دبی بخار مصرفی از بویلر که به عنوان یکی دیگر از عوامل تعیین کننده ی مقدار مطلوب کنترل کننده ی *FIC* در نظر گرفته شده است نقش *Ratio* را ایفا می کند.

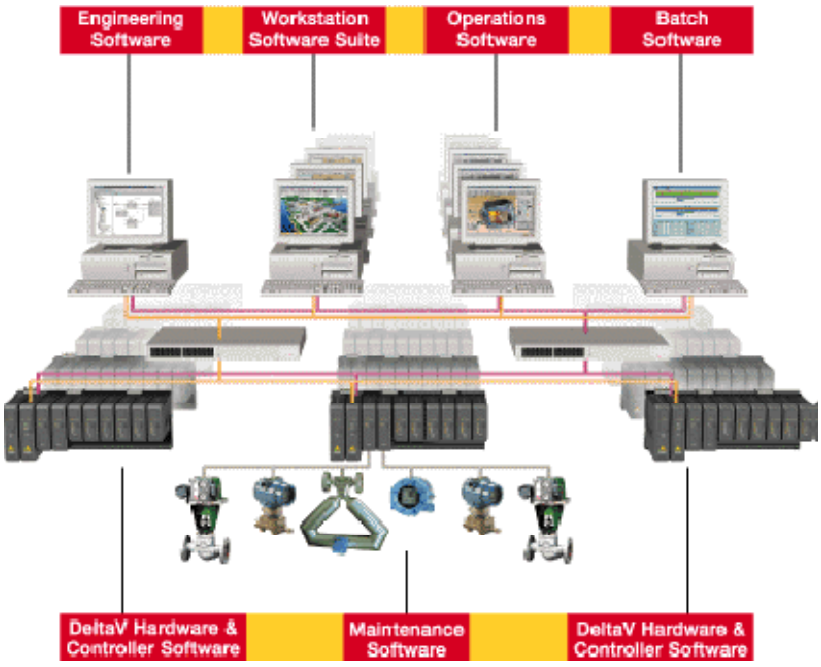
فصل ششم

آشنایی با کنترل پیشرفته

۶-۱ مقدمه:

سیستم های کنترل روند رو به رشدی را دنبال می‌کنند. این توسعه در جهت کاهش هزینه های سخت افزاری، تعمیرات و نگهداری، نیروی انسانی و به‌طور کلی کاهش انرژی از یکسو و از سوی دیگر افزایش بهره وری، قابلیت اطمینان سیستم، انعطاف‌پذیری سیستم کنترل و تشخیص و پیش بینی اشکالات، حرکتی رو به جلو دارد. کنترل پیشرفته (Advanced Control)، شامل مجموعه‌ای از قابلیت های جدید در سیستم‌های کنترل است و عموماً شامل موارد زیر است:

- Inspect
- Tune
- Fuzzy
- Simulate
- Predict
- Neural



شکل ۶-۱ استفاده از Advanced control در سیستم کنترل Delta V شرکت Fisher–Rosemount

۶-۲ تست و بازرسی (Inspect) سیستم کنترل:

این امکان را می‌دهد که بتوان سیستم کنترل، سیستم اندازه‌گیری و اکچویتورها را از لحاظ درستی عملکرد تست کرد. بلوک های عملیاتی I/O مانند AI، AO، DI و DO را آنالیز و پشتیبانی می‌کند و بلوک های عملیاتی کنترلی نظیر Fuzzy Logic Control (FLC)، Model Predictive Control (MPC) و PID Ratio، را برای شرایط زیر حمایت می‌کند:

- کارایی و اجرای کنترل بر اساس شاخص تغییرپذیری
- اندازه‌گیری غیر نرمال یا وضعیت اکچویتور
- بهره‌برداری و به‌کارگیری کنترل بر اساس روش بلوک
- شرایط محدودکننده پایین دستی روی کنترل

۶-۳ تنظیم دقیق (Tune):

این توانایی و قابلیت، در حال حاضر برای تنظیم اتوماتیک بلوک های عملکردهای کنترل PID و کنترل بر اساس منطق فازی (FLC) بر حسب مورد نیاز و بر اساس قاعده ی نوسان خودبخودی (Selt-Oscillation Principle) به‌کار می‌رود. می‌توان از Tuning برای پروسه های مختلف استفاده نمود و با استفاده از آن، نیازهای متعددی را در یک Plant مشخص کرد. سیستم های کنترلی، معمولاً شامل مجموعه‌ای از حلقه های کنترل است. در هر حلقه کنترل نیز تعدادی پارامتر وجود دارد که تعیین صحیح مقدار آنها، ملاک رفتاری حلقه کنترل می‌باشد. بعد از طراحی و محاسبه مقدار پارامترهای حلقه کنترل، می‌توان با استفاده از Tuning مقدار دقیق پارامترها را تعیین کرد. در این حالت، معمولاً علاوه بر مقدار پارامترها، سایر روش‌های کنترلی نیز پیشنهاد می‌گردد که بستگی به نرم افزار کنترلر دارد.

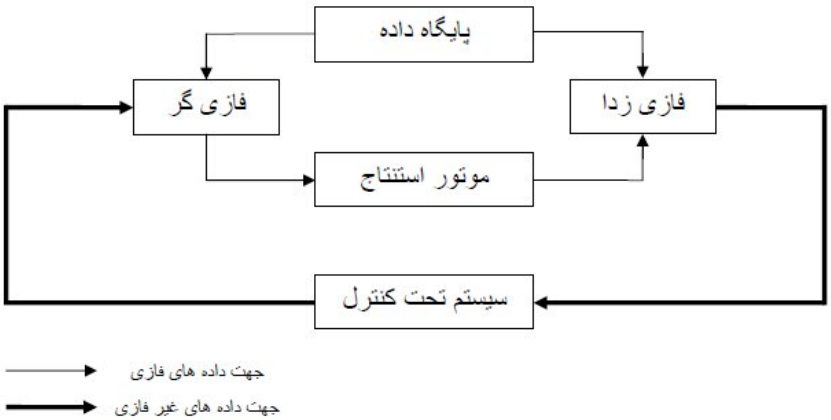
۶-۴ کنترل با استفاده از منطق فازی (Fuzzy Logic Control):

می‌توان به جای استفاده از کنترل متداول PID، از کنترلر FLC استفاده کرد. در این حالت سرعت پاسخ سریع تر می‌شود و عملکرد بهتری در اغلب حلقه های کنترل مشاهده می‌گردد.

۶-۴-۱ تئوری منطق فازی:

اخیراً منطق فازی به‌عنوان زمینه‌ای جذاب در تحقیقات کنترلی ظهور یافته است. مهم ترین اصل در منطق فازی، ساختار کنترلرهای فازی می‌باشد که دانش زبانی اشخاص کارشناس را به‌کار می‌گیرد. همان‌طور که در شکل ۶-۲ مشاهده می‌شود، یک کنترلر فازی شامل چهار قسمت زیر است که دو قسمت آن، عمل تبدیل را انجام می‌دهند:

- فازی‌گر (تبدیل ۱)
- پایگاه داده
- موتور استنتاج
- فازی زدا (تبدیل ۲)



شکل ۶-۲ بلوک دیاگرام یک سیستم کنترل مبتنی بر کنترل فازی

فازی‌گر، متغیرهای ورودی (سیگنال‌های واقعی) را فازی می‌نماید، بنابراین تمامی سیگنال‌های ورودی به فرم فازی در می‌آیند. به‌طور ساده‌تر، فازی‌گر متغیرهای عددی را به متغیرهای فازی و به‌عبارتی متغیرهای زبانی تبدیل می‌نماید. این تبدیل توسط توابع عضویت انجام می‌گیرد. به‌عنوان مثال اگر سیگنال ورودی کوچک ولی مثبت باشد، این سیگنال به مجموعه فازی مثبت کوچک تعلق دارد و اگر کوچک ولی منفی باشد، به مجموعه فازی منفی کوچک متعلق است. به همین ترتیب مجموعه‌های فازی دیگری به صورت مثبت متوسط، مثبت بزرگ و ... نیز می‌توانند وجود داشته باشند. در یک کنترلر فازی معمولی، تعداد توابع عضویت و شکل آنها در ابتدا توسط کاربر تعیین می‌شود. توابع عضویت مقادیری بین ۰ و ۱ دارند و درجه تعلق یک کمیت را به

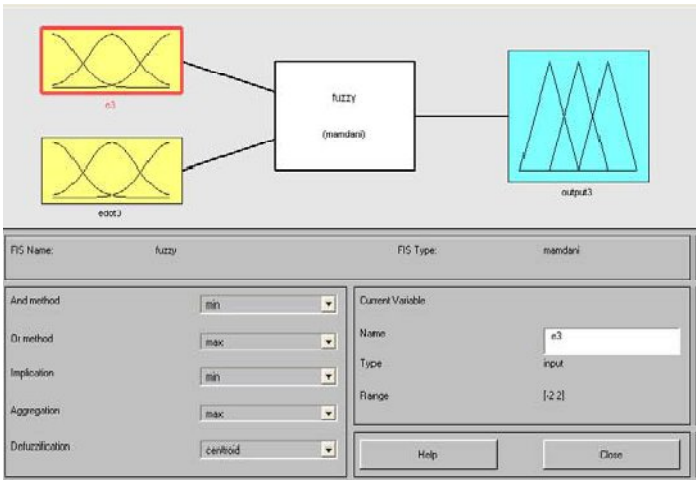
مجموعه ی فازی مشخص می‌نمایند. اگر تعلق یک کمیت به یک مجموعه ی فازی به طور مطلق معین باشد، آنگاه درجه تعلق آن به مجموعه فازی مزبور یک می‌باشد (به عبارت دیگر این کمیت صددرصد به مجموعه فازی مزبور متعلق است)، اما اگر یک کمیت به هیچ عنوان به یک مجموعه فازی متعلق نباشد، درجه تعلق آن به مجموعه فازی مذکور صفر است. به همین ترتیب اگر به‌عنوان مثال، تعلق یک کمیت به یک مجموعه فازی به اندازه ۵۰ درصد باشد، آنگاه درجه تعلق این کمیت به مجموعه فازی مذکور ۰.۵ می‌باشد. توابع عضویت می‌توانند اشکال متفاوتی مانند مثلثی، گوسی، ذوزنقه‌ای و به‌طور کلی شبه ذوزنقه‌ای را به خود بگیرند. فرم اولیه توابع عضویت می‌تواند بوسیله بکارگیری ملاحظات کارشناسی و یا دسته‌بندی اطلاعات ورودی انتخاب گردد. پایگاه داده شامل اطلاعات مبنا و قواعد زبانی می‌باشد. داده‌های مبنا اطلاعاتی را که در تعیین قواعد زبانی لازم می‌باشد فراهم می‌آورند. پایگاه داده (قواعد خبره) هدف اصلی کنترل را توسط مجموعه‌ای از قواعد کنترل زبانی برآورده می‌کند. به عبارت دیگر، پایگاه داده شامل قواعدی است که توسط افراد کارشناس فراهم آمده است. کنترلر منطق فازی، سیگنال‌های ورودی را توسط قواعد خبره به سیگنال‌های خروجی مناسب تبدیل می‌نماید. پایگاه داده شامل مجموع ای از قواعد IF-THEN می‌باشد. برخی روش‌های اصلی تشکیل پایگاه داده به قرار زیرند:

- بکارگیری دانش و تجربیات یک فرد کارشناس جهت برآورده کردن اهداف کنترل
- مدلسازی عملکرد کنترل
- مدل کردن پروسه
- بکارگیری یک کنترلر فازی خود سازمانده
- بکارگیری شبکه‌های فازی مصنوعی

وقتی که قواعد اولیه بوسیله ملاحظات کارشناسی بدست آمد، این قواعد می‌توانند با در نظر گرفتن سه هدف اصلی زیر برای استفاده در کنترلر منطق فازی فرم داده شوند:

- حذف هر گونه خطای قابل ملاحظه در خروجی پروسه توسط تنظیم مناسب خروجی کنترلر
- تخمین عملکرد کنترلی نزدیک مقدار مطلوب
- اجتناب از این‌که خروجی پروسه، از مقادیر تعیین شده توسط کاربر تجاوز ننماید.

موتور استنتاج، مغز یک کنترلر منطق فازی می‌باشد و توانایی شبیه‌سازی تصمیم‌گیری بشری، مبتنی بر ایده فازی و همچنین توانایی نتیجه‌گیری عملکرد کنترل فازی‌گر به متغیرهای زبانی مربوط به خودشان تبدیل شده، موتور استنتاج مجموعه‌ای از قواعد IF-THEN موجود در پایگاه داده را ارزیابی می‌نماید. نتیجه بدست آمده از این ارزیابی که به مقدار زبانی می‌باشد، توسط فازی‌زدا انجام می‌پذیرد، مقدار فازی در خروجی موتور استنتاج را توسط توابع عضویت به مقدار واقعی و عددی تبدیل می‌نماید. چندین نمونه تکنیک برای فازی‌زدایی وجود دارد، اما بدلیل سادگی بکارگیری و الگوریتم ساده‌تر، روش میانگین مراکز بکار گرفته می‌شود. وقتی که از کنترلر کلاسیک (PI یا PID) استفاده می‌شود. ورودی کنترلر سیگنال خطا می‌باشد، اما وقتی یک کنترلر منطق فازی مورد استفاده قرار می‌گیرد، کنترلر بیشتر از یک ورودی خواهد داشت. در بیشتر حالات کنترلر دارای دو ورودی خطا (e) و تغییرات خطا (edot) می‌باشد.



شکل ۶-۳ بلوک دیاگرام ورودی/خروجی سیستم کنترل مبتنی بر کنترل فازی

پایگاه داده به عنوان قلب یک کنترلر فازی می باشد و شامل قواعدی برای بدست آوردن هر چه بهتر نتیجه می‌باشد. عموماً در یک پایگاه داده از قواعد زبانی IF-THEN به‌صورت زیر استفاده می‌شود.

IF (e is A AND edot is B) THEN (c is C)

که B و A به‌ترتیب مجموعه‌های فازی برای خطا، تغییرات خطا و تغییرات خروجی می‌باشند. این نکته را نباید فراموش کرد که یک کنترلر کلاسیک با ضرایب ثابت (مانند PID کنترلر) نمی‌تواند سه هدف اصلی ذکر شده برای کنترلر فازی را برآورده سازد. کنترلرهای کلاسیک PI و PID بکار رفته در پروسه انتخابی، معمولا با روش سعی و خطا تنظیم می‌شوند. البته چندین تکنیک برای تنظیم اولیه پارامترهای کنترلر وجود

دارد که معمول‌ترین آنها مبتنی بر روش زیگلرنیکولز می‌باشد (که بطور مفصل در فصل پنجم به آنها پرداخته شد)، هر چند این تکنیک ها اغلب بسیار وقت گیر می‌باشند. همچنین کنترلرهای با ضرایب ثابت نمی‌توانند عملکرد دینامیکی قابل قبولی در تمامی شرایط کاری داشته باشند. عملکرد اغلب، بدلیل غیرخطی بودن ماشین و تغییرات پارامترها خراب می‌شود. کنترلرهای تطبیقی برای رفع این مشکل می‌توانند به‌کار گرفته شوند اما مشکل همگرایی مطرح می‌شود. بدلیل عدم وجود کاربردهای صنعتی گسترده از کنترلرهای فازی در پروسه‌های صنعتی، هنوز رویه ساده‌ای برای تنظیم کنترلرهای فازی وجود ندارد. هر چند می‌توان برای هر چه بهتر تنظیم نمودن این کنترلرها سه مرحله اصلی تنظیم زیر را مد نظر قرار داد:

- تنظیم مقیاس‌بندی ورودی و خروجی‌ها: مقیاس‌بندی خروجی در یک کنترلر فازی تأثیر شایان توجه بر پایداری سیستم خواهد داشت و مقیاس‌بندی ورودی تأثیر بسیار زیادی بر حساسیت کنترلر فازی با درنظرگرفتن انتخاب بهینه محدوده کاری سیگنال ورودی دارد.
- تنظیم توابع عضویت ورودی و خروجی: تعداد و فرم توابع عضویت ورودی و خروجی بر رفتار کنترلر تأثیر بسیار زیادی خواهد داشت. با بررسی انواع گوناگونی از توابع عضویت شامل مثلثی، گوسی و ذوزنقه‌ای، بهترین انتخاب برای توابع عضویت ورودی خروجی کنترلر فازی، تابع عضویت مثلثی می‌باشد.
- تنظیم قواعد: امکان بدست آوردن عملکرد بهینه با تنظیم مناسب پایگاه داده وجود دارد.

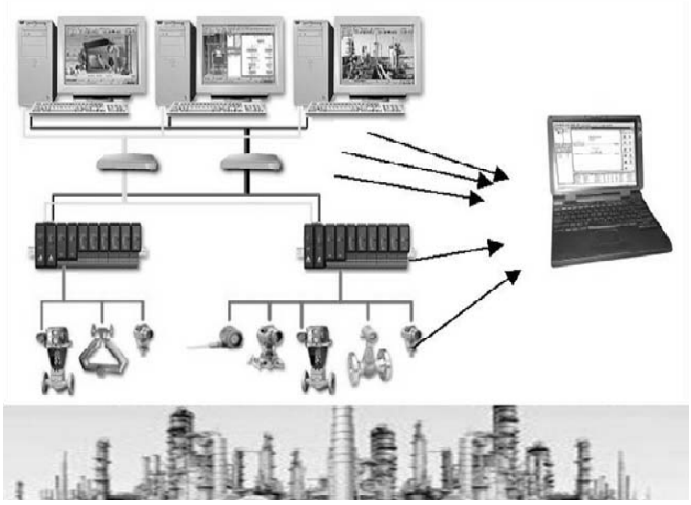
۶-۵ شبیه‌سازی (Simulation):

این امکان را به کاربر می‌دهد که بدون اتصال به سخت افزار، بتوان به پیکربندی اغلب قابلیت‌های سیستم کنترل بر روی کامپیوتر شخصی یا Laptop پرداخت. همچنین می‌توان با استفاده از قابلیت Simulate، اجرای اینترفیس اپراتور، ماژول‌های کنترل تعریف شده برای Plant، بلوک های I/O و سایر موارد دیگر کنترلی را در کامپیوتر شخصی شبیه سازی کرد.

مزایای استفاده از این روش عبارتند از:

- انتقال پیکربندی (Configuration) از سیستم کنترل DCS در Plant مجازی و برعکس.
- ارزیابی صحت عملکرد پیکربندی سیستم کنترل

- عدم تکرار خطاها و کاهش آنها
- کنترل راحت و ساده‌تر
- سریع شدن کار طراحی و ساخت نمونه
- آموزش اپراتورها
- بررسی و کاوش نواحی کاری جدید
- استفاده از روش کنترلی مبتنی بر Model Predictive Control(MPC)
- بهینه‌سازی سیستم بلادرنگ (Real Time)



شکل ۶-۴ استفاده از شبیه‌ساز پروسه

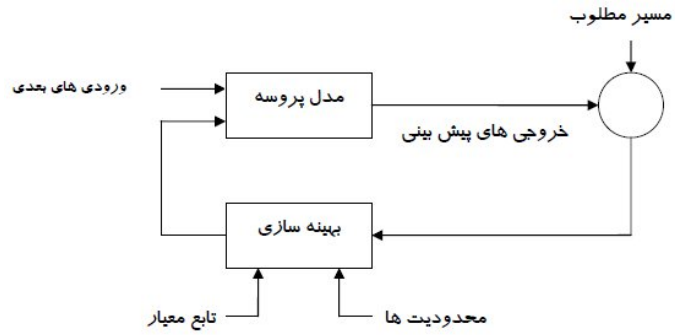
۶-۶ کنترل به روش پیش‌بین (Model Predictive Control):

امروزه نحوه کنترل فرایندهای صنعتی و انتخاب روش مناسب جهت این امر از اهمیت بسزایی برخوردار است. الگوریتم کنترلی مورد استفاده در صنعت بایستی دارای توانایی‌های لازم مانند سهولت بکارگیری توسط اپراتور و تنظیم ساده باشد. کنترل کننده‌های پیش بین مبتنی بر مدل (Model Predictive Control) یکی از پیشرفته ترین نوع کنترل‌کننده ها می‌باشند که در چند سال اخیر کاربرد آنها در صنعت و مراکز تحقیقاتی به طور چشمگیری گسترش یافته است. دلیل این امر ناشی از این حقیقت است که کنترل‌کننده‌های پیش بین، دارای قابلیت‌های بسیاری در کنترل فرایندهای مختلف می‌باشند. هم‌اکنون از این

کنترل‌کننده‌ها در صنایع مختلف از قبیل صنایع نفت، گاز و پتروشیمی، صنایع شیمیایی، صنایع سیمان، برج‌های خشک‌کننده، برج‌های تقطیر و ... استفاده می‌شود. کاربرد آنها نه تنها در صنعت بلکه در پزشکی و کنترل روبات ها نیز با موفقیت همراه بوده است.

۶-۶-۱ استراتژی کنترل پیش بین مبتنی بر مدل (MPC):

به‌طور کلی کنترل پیش بین مبتنی بر مدل، به روش‌های کنترلی‌ای گفته می‌شود که با کمک مدلی از پروسه مورد نظر و مینیمم‌سازی یک تابع معیار، سیگنال‌های کنترل مطلوب را بدست می‌آورند. در الگوریتم MPC، مسیر مطلوب به‌اندازه فوق پیش بین (Predictive horizon) از قبل مشخص شده است. حال بایستی سیگنال های کنترلی را به‌گونه ای تنظیم کرد که خروجی پیش بینی شده تا حد امکان به مسیر مطلوب نزدیک گردد. در MPC، خروجی کنترل کننده برای زمان های بعدی، به‌گونه ای محاسبه می‌گردد که خروجی پیش بینی شده فرایند تا حد امکان به مسیر مطلوب که معمولاً در عمل، فیلتر شده مسیر مرجع ورودی است، نزدیک گردد. عملیات فیلترینگ توسط یک فیلتر درجه یک یا درجه دوم مناسب صورت می‌پذیرد. در این روش، خروجی کنترل‌کننده، برای چندین نمونه بعدی محاسبه می‌شود و از اولین مؤلفه برای کنترل پروسه در زمان نمونه برداری فعلی (t) استفاده می‌گردد. سپس در زمان نمونه برداری بعدی (t+1)، تمامی مراحل ذکر شده با استفاده از آخرین اطلاعات اندازه گیری شده، تکرار می‌گردند.



شکل ۶-۵ ساختار کلی MPC

به‌طور خلاصه اساس کار کنترل‌کننده‌های پیش بین مبتنی بر مدل را می‌توان این‌گونه بیان کرد:

الف) بدست آوردن مدلی از فرایند برای پیش بینی خروجی‌های بعدی

ب) محاسبه سیگنال‌های کنترل از طریق مینیمم‌سازی یک تابع هدف

ج) انتقال افق پیش‌بین به سمت جلو

۶-۶-۲ اجزاء کنترل‌کننده‌های پیش بین:

همان‌طوری‌که گفته شد کنترل‌کننده های پیش بین، متعلق به کلاس کنترل‌کننده های مبتنی بر مدل می‌باشند. بنابراین دسترسی داشتن به مدلی از پروسه مورد نظر، امری اجتناب ناپذیر است. در واقع تفاوت الگوریتم‌های MPC، در نوع مدل به‌کار رفته برای پروسه، مدل به کار رفته برای اغتشاش‌ها و درنوع تابع معیاری است که باید مینیمم گردد. بدست آوردن مدل، گام اول در کنترل پیش بین می‌باشد. یک طراحی کامل باید شامل مکانیسمی جهت بدست‌آوردن بهترین مدل ممکن باشد، به طوری‌که مدل مذکور به اندازه ی کافی دینامیک های فرایند را در برگیرد و قدرت پیش بینی و محاسبه خروجی‌های فرایند در زمان‌های آینده را دارا باشد. منظور از مدل در این‌جا دو بخش مجزای زیر می‌باشد:

- مدل فرایند
- مدل اغتشاش

۶-۷ کنترل با شبکه ی عصبی (Neural Network Control):

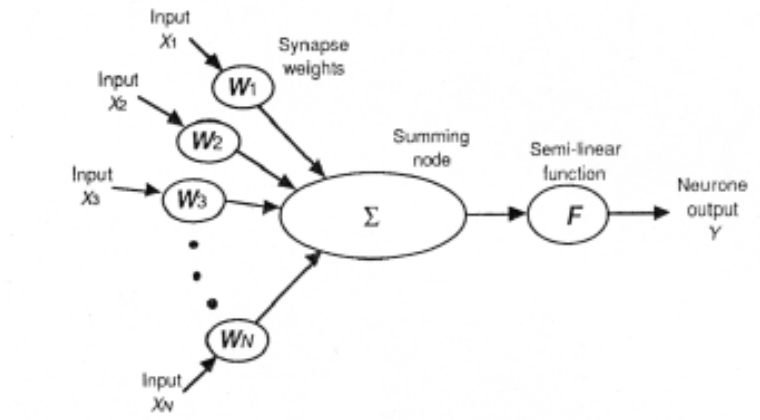
این کنترلر می‌تواند جایگزین خوبی برای حلقه‌های کنترل با کنترلر متداول PID باشد. با شبکه‌های عصبی می‌توان سنسورهای مجازی برای نمایش و پیش بینی پارامترهایی از پروسه که هزینه بر و گرانند، دسترسی به آنها مشکل است یا اندازه‌گیری آنها به طور مستقیم غیر ممکن است، ایجاد کرد. به شبکه‌های عصبی، سنسورهای نرم افزاری یا شبکه‌های هوشمند نیز گفته می‌شود.

۶-۷-۱ شبکه‌های عصبی مصنوعی:

امروزه تئوری شبکه‌های عصبی مصنوعی، ترکیبی از محاسبات قدرتمند توسط کامپیوترهای امروزی و مدارات مجتمع، از محیط آزمایشگاه‌ها به صنعت راه یافته‌اند. هر چند ممکن است به نظر برسد که شبکه‌های عصبی یا سیستم‌های عصبی مصنوعی، یک تکنولوژی جدید می‌باشند، اما آن‌چه که امروزه ما به‌عنوان شبکه‌های عصبی می‌شناسیم، حاصل سال‌ها تحقیق و پژوهش می‌باشد. عصب مصنوعی نمایش بسیار ساده از بعضی

عملکردهای عصب واقعی می‌باشد. شکل ۶-۶ یکی از پرکاربردترین عصب‌های مصنوعی را نشان می‌دهد. عصب مصنوعی چندین سیگنال ورودی را دریافت می‌کند و یک خروجی را تولید می‌نماید. هر کدام از سیگنال‌های ورودی، در وزن عصبی مربوط به خود ضرب می‌شود و در قسمت گره جمع‌کننده با یکدیگر جمع می‌شوند. حاصل این عمل وارد یک تابع غیر خطی می‌شود و خروجی را نتیجه می‌دهد. انواع مختلفی از توابع غیر خطی در عصب‌های مصنوعی استفاده می‌شود که تانژانت هایپربولیک یکی از این توابع می‌باشد. این توابع غیرخطی می‌بایست دارای ویژگی‌هایی باشند که برخی از مهم‌ترین آنها عبارتند از:

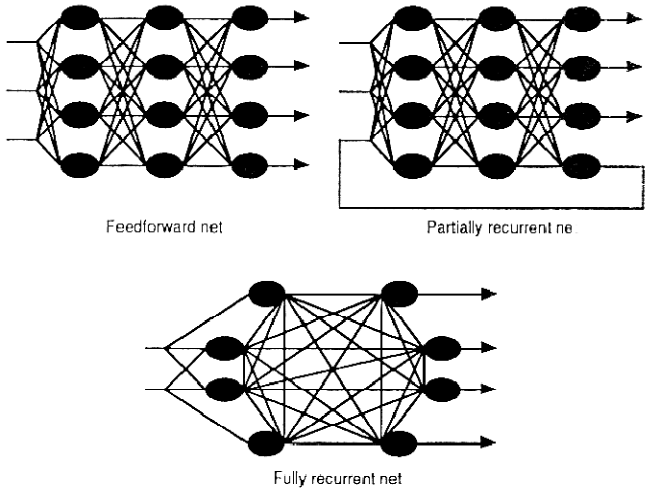
- به ازای هر ورودی، یک محدوده ی مشخص از خروجی (معمولا بین ۰ و ۱ یا بین ۱- و ۱) را نتیجه بدهند.
- یکنوا باشند.
- مشتق‌پذیر باشند (این ویژگی در بعضی از الگوریتم‌های آموزش لازم می‌باشد)
- دوجهتی باشند، یعنی به ازای مقادیر بزرگ مثبت و منفی از سیگنال ورودی، به‌ترتیب حد بالا و حد پایین خروجی بدست آید.



شکل ۶-۶ ساختار یکی از پرکاربردترین عصب‌های مصنوعی

یک شبکه ی عصبی مصنوعی از اتصال چندین عصب مصنوعی بدست می‌آید. تکنیک‌های متفاوتی برای اتصال عصب‌های مصنوعی به یکدیگر در جهت بدست آوردن یک شبکه عصبی مصنوعی وجود دارد. برخی از این تکنیک‌ها شامل شبکه تغذیه مستقیم، شبکه‌های نیمه برگشتی و شبکه‌های تمام برگشتی می‌باشند. این تکنیک‌های متفاوت، هر کدام دارای ویژگی‌های مخصوص به خود می‌باشند که بر حسب کاربرد مورد نظر، مورد

استفاده قرار می‌گیرند. شبکه‌های تغذیه مستقیم، ساده‌ترین نوع شبکه‌ها می‌باشند، زیرا خروجی شبکه در هر لحظه فقط وابسته به سیگنال‌های ورودی همان لحظه و وزن‌های عصبی می‌باشد. در بقیه تکنیک‌های اتصال، شبکه عصبی دارای سیستم فیدبک می‌باشد، بنابر این خروجی در هر لحظه، علاوه بر سیگنال‌های ورودی در همان لحظه و وزن‌های عصبی، به خروجی (یا برخی از خروجی‌های) لحظات قبل نیز وابسته می‌باشد. برخی از این شبکه‌ها در شکل ۶-۷ نشان داده شده‌اند.



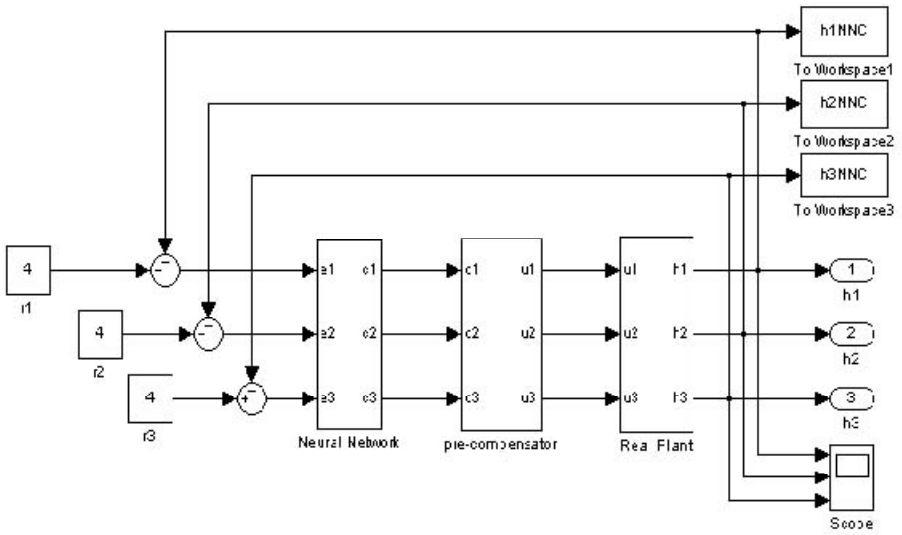
شکل ۶-۷ تکنیک‌های مختلف اتصال عصب‌های مصنوعی به یکدیگر

۶-۷-۲ روش‌های یادگیری در شبکه‌های عصبی:

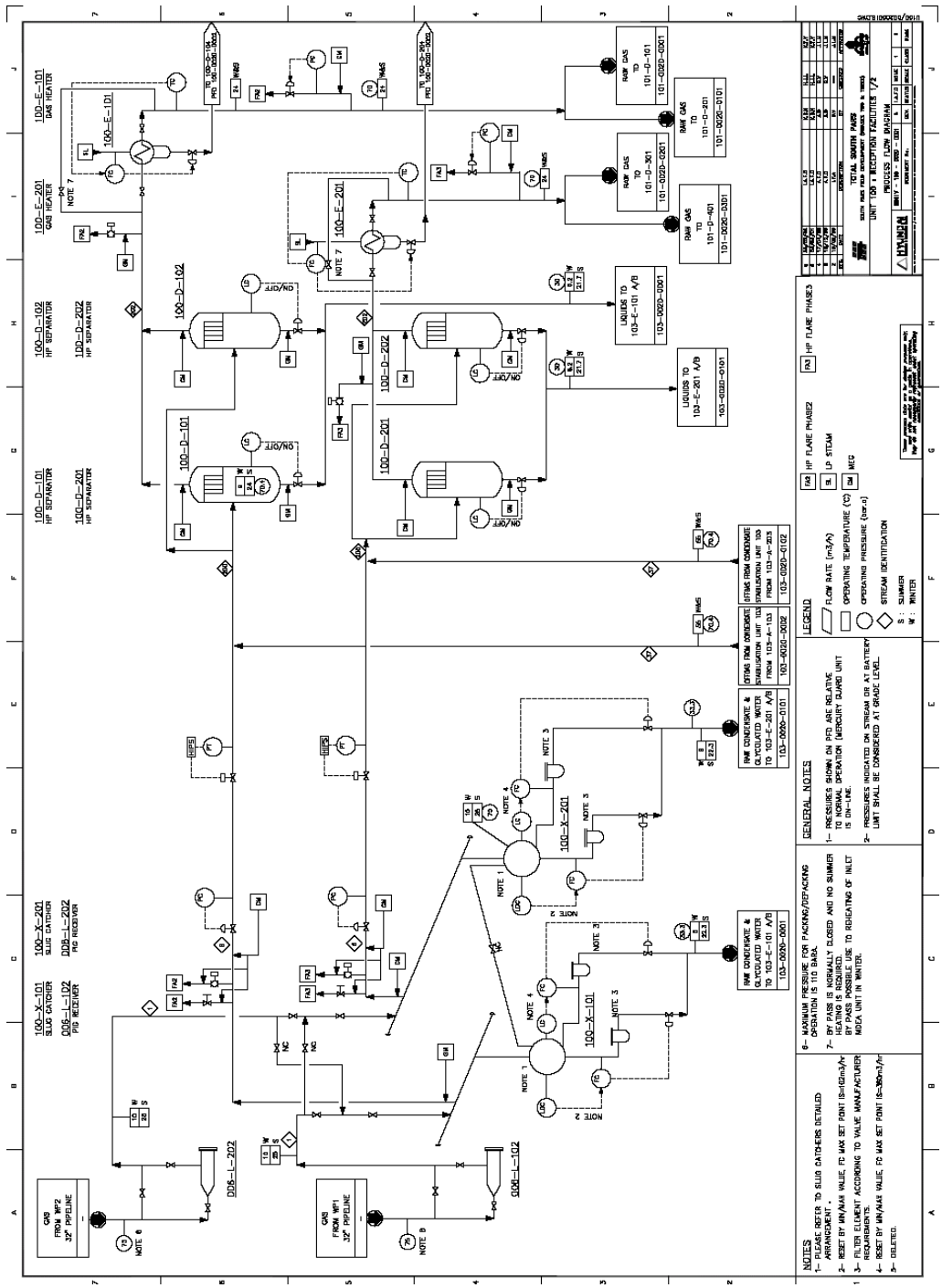
بعد از به‌دست آوردن ساختار و نوع مناسبی از شبکه عصبی، مرحله آموزش شبکه فرا می‌رسد، بدین معنی که باید به روشی، وزن های موجود در شبکه عصبی را طوری بدست آورد تا نگاشت مورد نظر به درستی انجام‌گیرد. بنابر این در یک شبکه ی عصبی، منظور از تعلیم شبکه، بدست آوردن وزن های عصبی در شبکه به بهترین صورت ممکن است. در الگوریتم یادگیری باید به همگرایی، سرعت همگرایی و پیچیدگی محاسبات توجه نمود تا بتوان بهترین الگوریتم را برای آموزش شبکه بکار گرفت. قبل از این‌که الگوریتم یادگیری برای تنظیم وزن‌ها بکار گرفته شود، باید تمامی وزن ها به‌طور اتفاقی مقدار اولیه گرفته باشند، به‌طور کلی الگوریتم‌های یادگیری به سه دسته تقسیم می‌شوند:

- یادگیری تحت نظارت
- یادگیری تقویتی
- یادگیری بدون نظارت

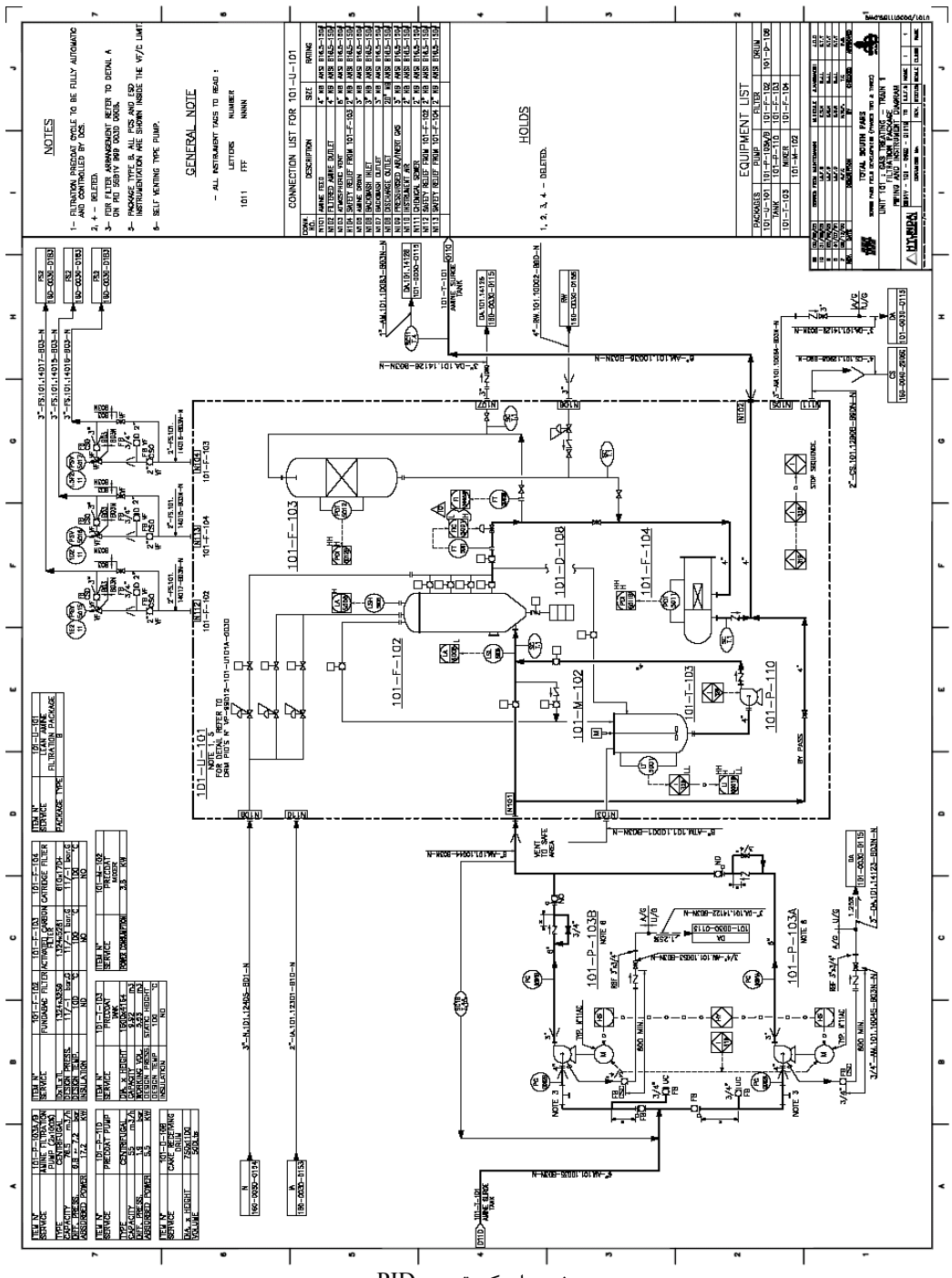
در یادگیری تحت نظارت، یک دسته از ورودی‌ها و خروجی‌های دلخواه، برای تعلیم شبکه به‌کار می‌روند. شبکه، با استفاده از این دسته از ورودی‌ها، خروجی‌های واقعی را تولید می‌کند. این خروجی‌های واقعی با خروجی‌های دلخواه مقایسه می‌شود و اختلاف آنها برای تنظیم وزن‌ها به‌کار می‌رود. یک حالت خاص از یادگیری تحت نظارت، یادگیری تقویتی است، که دسته‌ای از ورودی‌ها و خروجی‌های دلخواه وجود ندارد. در این نوع یادگیری، شبکه به خروجی‌های تولید شده، بر طبق معیار معین "خوب" و "بد" اطلاق می‌کند. برای یادگیری بدون نظارت، که بعضی اوقات بنام یادگیری خود سازمانده نامیده می‌شود، یک شبکه قاعده‌های کلاسه‌بندی خود را بوسیله اقتباس اطلاعات از ورودی‌های اعمالی به شبکه بدست می‌آورد. به‌عبارت دیگر بوسیله بکارگیری ارتباط بین بردارهای ورودی و قاعده تعلیم، وزن‌های شبکه را طوری تغییر می‌دهد که بردارهای ورودی به کلاس‌هایی دسته‌بندی شوند. با این‌کار، بردارهای ورودی مشابه، که خروجی‌های مشابه تولید می‌نمایند، متعلق به کلاس مشابه می‌باشند.



شکل ۶-۸ به‌کارگیری کنترلر عصبی در سیستم کنترل پروسه



بخشی از یک نقشه‌ی PFD



بخشی از یک نقشه‌ی PID

منابع:

کنترل فرایندها	دانشکده مهندسی شیمی نفت - دانشگاه صنعتی شریف
روش های کنترل	محمد حسین موحدی
اصول اساسی سیستم های کنترل	ره آوران پتروشیمی
Basic DYNAMICS and CONTROL	Finn Haugen
Process Control Fundamentals	PAControl.com
Sequential Control	Finn Haugen