۱۴۰۱/۱۱/۱۶

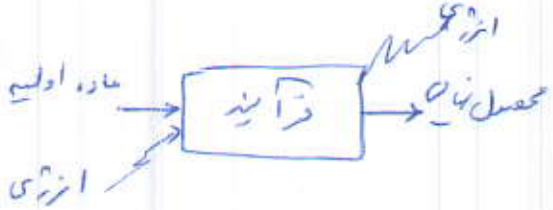
مبحث کلی

کنترل صنعتی

مرجع اصلی: اصول و روش‌های کنترل صنعتی — دکتر سید علی اکبر صفوی

نقیه مراجع: الکترونیک کنترل صنعتی دانیار دقیق — آکوب
ترجمه دکتر طاهریان

فرآیند: یک فرآیند یا واحد صنعتی به صورت هر واحد عملیاتی مستقل یا ترکیبی از آن است که برای تبدیل مواد اولیه به محصول نهایی استفاده می‌شود. (Raw materials to final products)



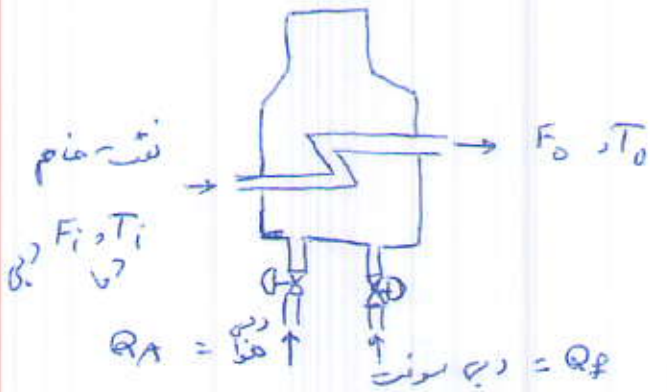
اصول اولیه راه‌اندازی عملکرد فرآیندهای صنعتی: اهداف کلی حین عملکرد و توقف اجزای مختلف در صنعت یکسان می‌باشد:

- عملکرد ایمن — مثلاً فشار لوله را دمای کوره در حد مجاز باقی بماند
- حفظ نرخ تولید — کمیت خروجی در حد تقاضا
- حفظ ویژگی‌های کیفیت محصول

دو وظیفه اصلی سیستم کنترل

Monitoring
- نحوه داده و وضعیت در حین فرآیند با کمک اندازه‌گیری

Control
- قابلیت اعمال تغییر در متغیرهای فرآیند به منظور بهبود شرایط فرآیند

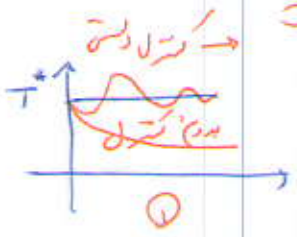


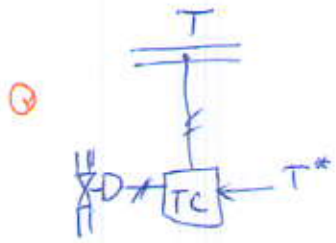
هدف: تنظیم دمای خروجی در T^*

ورودی کنترل: دبی سوخت (کنترل مستقیم) و دبی هوا (کنترل غیرمستقیم)

ورودی‌های ثابت: T_i و F_i

P_f و q_f نیز متغیر و احتمال باعث می‌شوند فشار سوخت P_f و چگالی انرژی سوخت q_f

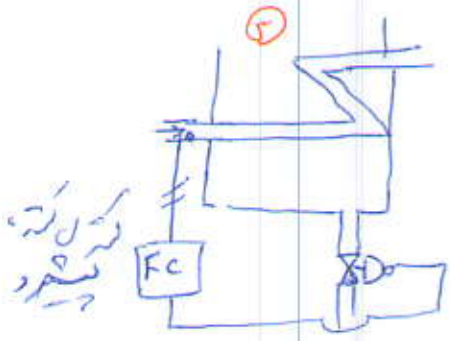


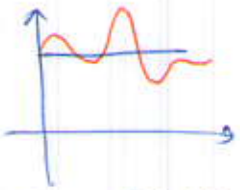


سیستم کنترل فیدبک

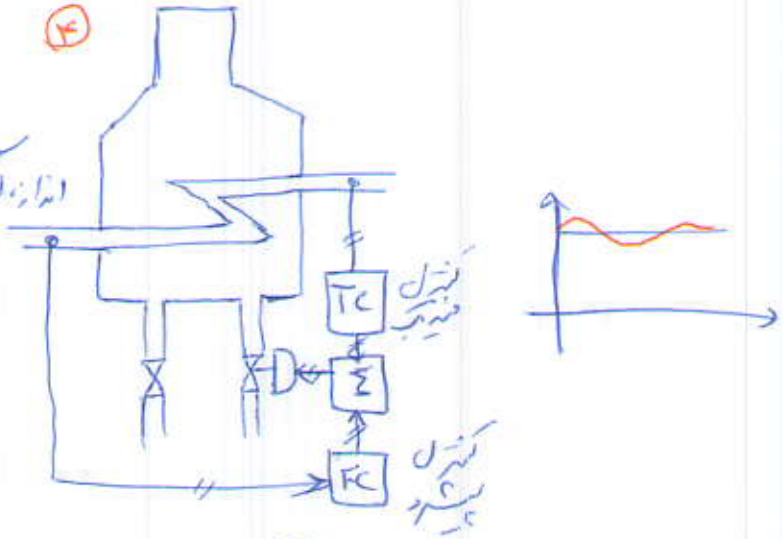
بهتر از دستی عمل می‌کند ولی عیوب ذکر شده را دارد. اول نقطه‌ی تنظیم با دمای پایین وله و حداکثر خطا زمانی رخ می‌دهد که دمای ورودی دچار کندی سیستم آن است که دمای ورودی (بار) را کنترل کرده باید حذف کند.

* مشکل اصلی فیدبک این است که دمای اثر اختلال را خروجی ظاهر شود سیستم کنترل می‌شود. *

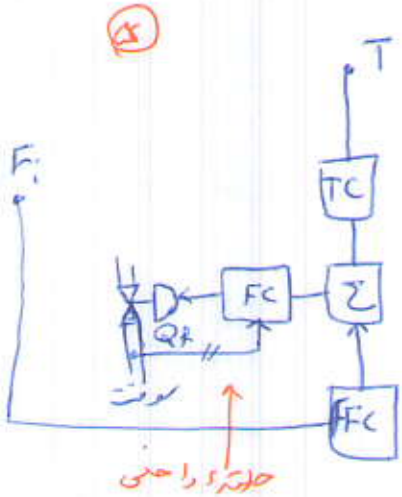




در لحظات اول خوب عمل می‌کند ولی حالت ما حوب نیست. دلیل آن عدم عکس‌العمل کنترل دمای خروجی است.



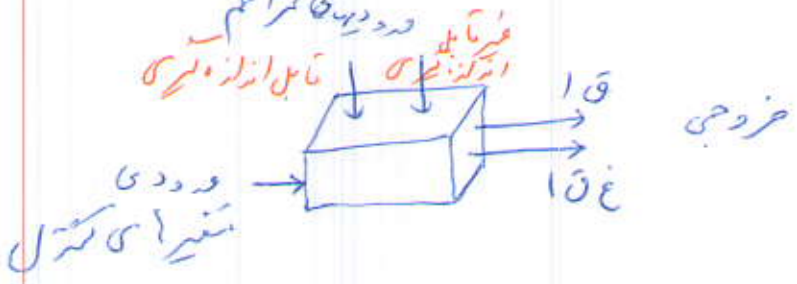
هنوز هم کامل نیست زیرا تغییرات سوخت (P_f) ثابت نیست بنابراین باید اختلال را نیز حذف شود. می‌توانیم روی خط سوخت یک کنترل کننده دبی نصب کنیم که کنترل کننده دبی لف سیم



سیستم کنترل پیشرو: فیدبک پیشرو متداخل
Feedback Feedforward Cascade

متغیرهای یک فرایند

- متغیرهای ورودی: متغیرهایی هستند که بطور مستقل می‌توانند سیستم را تحریک و تغییراتی را به فرایند وردی فرایند اعمال کنند. ورودیهای ۵ دسته‌اند متغیرهای کنترل و متغیرهای غیرقابل کنترل ورودیهای مزاحم اند.
- متغیرهای خروجی متغیرهایی که اطلاعاتی از حالات داخلی فرایند می‌دهند.
- متغیرهای حالت حداقل تعداد متغیرهایی هستند که حالات درونی یک فرایند را بطور کامل بیان می‌کنند.



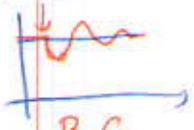
اجزاء تشکیل دهنده یک سیستم کنترل فرایند

- حسگرها
- تقسیم‌کننده‌ها
- اجزای خروجی

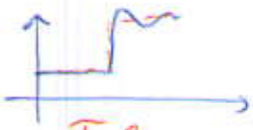
عناصر اجزای سیستم کنترل فرایند

- سنسورها ترمومتر، فشارسنج (مانومتر)، کرنومتر، تراز (غلظت) و ...
- کنترل‌کننده‌ها قلب سیستم کنترل است
- انتقال دهنده‌ها Transmitters
- محرک‌ها Actuators
- مبدل‌ها Transducers (مقاومت الکتریکی و ...)

ورود مزاحم



حذف مزاحم



Setpoint تغییر

کنترل تنظیمی : Regulatory Control

کنترل ردیابی : Tracking Control

گام های طراحی سیستم کنترل

- آنالیز و تعیین اهداف (با دقت ترین شکل انتخاب شود)
- تعریف متغیرهای کنترل (ورودی - خروجی - کنترل - اندازه گیری - مزاحم و ...)
- انتخاب ساختار کنترل (حلقه باز، فیدبک، پیش خور و ...)
- طراحی کنترل کننده

مدل‌سازی سیستم‌های مخزنی

سیستم‌های سطح مایع

جریان‌های سیال را که سرعت بصورت یافت می‌شوند و از لحاظ دینامیکی به دو دسته تقسیم می‌کنند:

جریان سیال آرام — Laminar flow — عدد رینولدز ≤ 2000 — جریان آرام بدون تلاطم و اغتشاش

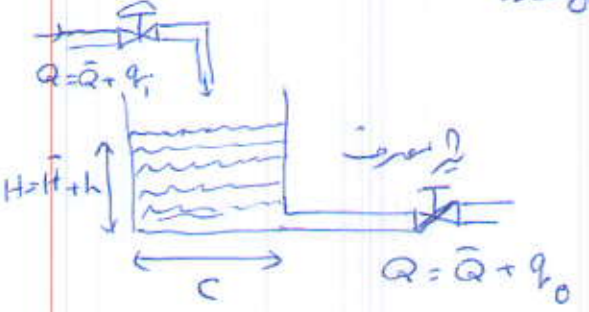
جریان سیال آشفته — Turbulent flow — عدد رینولدز > 2000 — جریان آشفته یا توأم با اغتشاش

معادلات دینامیکی حاکم بر سیالات که جریان‌های آرام هستند ← در لوله‌های با سطح مقطع بزرگ و فاصله کوتاه

" مزرعه " آشفته " " " کوچک و فاصله زیاد

مقاومت و ظرفیت

$$R = \frac{\text{تغییر ارتفاع سیال } (m)}{\text{تغییر دبی سیال } (m^3/sec)}$$



با فرض جریان آرام سیال:

$Q = KH$ دبی خروجی ← ارتفاع سیال

K مقدار ثابت

$$R_L = \frac{H}{Q}$$

اگر جریان آشفته باشد:

$$Q = K\sqrt{H}$$

$$R_T = \frac{dH}{dQ} \Longrightarrow dQ = \frac{K\,dH}{2\sqrt{H}} \qquad R_T = \frac{2H}{Q}$$

یعنی مقاومت در برابر جریان آشفته دو برابر مقاومت در برابر جریان آرام است.

$$C = \text{ظرفیت} = \frac{\text{تغییر در حجم ذخیره شده } (m^3)}{\text{تغییر در ارتفاع } (m)}$$

مدل‌سازی سیستم‌های سطح مایع

جریان خروجی − جریان ورودی = تغییر سیال ذخیره شده در حجم کنترل

ρ جرم حجمی

V حجم

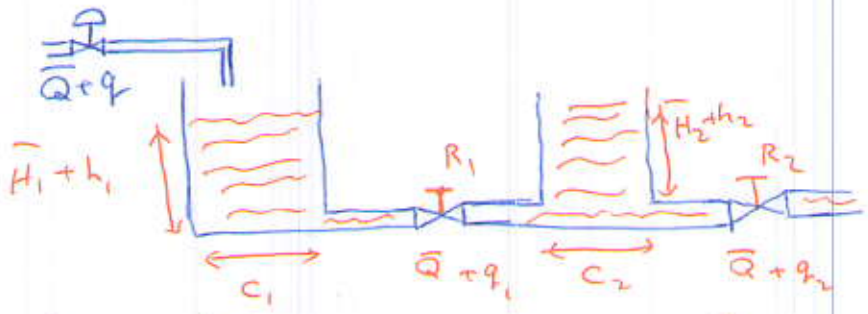
$$\frac{d(\rho V)}{dt} = \rho(q_i - q_0) \qquad V = c.h \Rightarrow c\frac{dh}{dt} = q_i - q_0$$

$$q_o = \frac{h}{R} \Rightarrow RC\frac{dh}{dt} + h = Rq_i \Rightarrow \frac{H(s)}{Q_i(s)} = \frac{R}{RCs+1}$$

$H(s) = Q_o(s)R$ آثر خروجی یعنی ارتفاع H در Q_o ضرب شده

$$\Rightarrow \frac{Q_o(s)}{Q_i(s)} = \frac{1}{RCs+1}$$

سیستم سطح مایع دارای اثر متقابل



$\bar{H}_1$ ، $\bar{H}_2$ و $\bar{Q}$ پارامترهای حالت ما

تغییرات در حول نقطه کار ما

مخزن اول

$$\begin{cases} q_1 = \frac{h_1 - h_2}{R_1} \\ C_1\frac{dh_1}{dt} = q - q_1 \end{cases}$$

مخزن دوم

$$\begin{cases} q_2 = \frac{h_2}{R_2} \\ C_2\frac{dh_2}{dt} = q_1 - q_2 \end{cases}$$

تابع تبدیل سیستم $\frac{Q_2(s)}{Q(s)}$

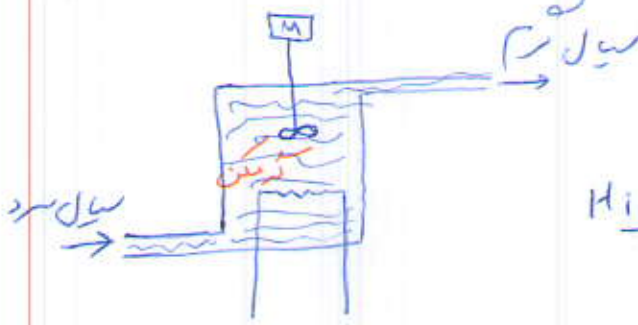
$$\frac{Q_2(s)}{Q(s)} = \frac{1}{R_1C_1R_2C_2s^2 + (R_1C_1 + R_2C_2 + R_2C_1)s + 1}$$

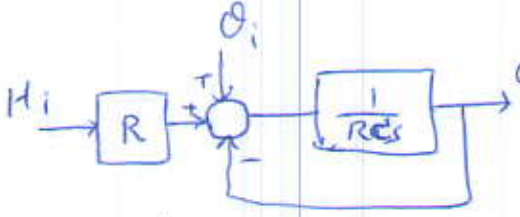
آثر اثر متقابل وجود نداشت:

$$\frac{Q_2(s)}{Q_1(s)} = \frac{1}{R_2C_2s+1} \quad , \quad \frac{Q_1(s)}{Q(s)} = \frac{1}{R_1C_1s+1}$$

ثابت آثر سطح دوم تاثیر در سطح اول نمی‌گذارد و حاصل بین آنها برابر تابع تبدیل حاصل ضرب دو تابع تبدیل فوق بود.

سیستم حرارتی





θ_i : دمای جریان سیال ورودی

θ_o : " " " خروجی

G : نرخ جریان (دبی) سیال

M : جرم درون مخزن

θ_c : گرمای ویژه سیال

R : مقاومت گرمایی

C : ظرفیت گرمایی

H : نرخ جریان ورودی گرما به داخل مخزن

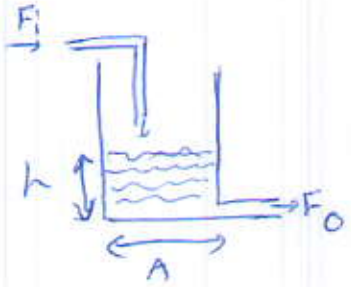
$$R = \frac{1}{Gc}$$

$$C\frac{d\theta}{dt} = h_i - h_o$$

یک تغییر حول نقطه کار

$$\frac{\theta_o(s)}{\theta_i(s)} = \frac{1}{RCs+1}$$

خطی‌سازی سیستم‌های غیرخطی (نقص‌ها)



$$A\frac{dh}{dt} = F_i - \alpha\sqrt{h} = F_i - F_o$$

(غیرخطی)

$$f(x) = f(x_0) + \left.\frac{df}{dx}\right|_{x_0}(x-x_0) + \left.\frac{d^2f}{dx^2}\right|_{x_0}\frac{(x-x_0)^2}{2!} + \cdots$$

$$f(x,y) = f(x_0,y_0) + \left.\frac{\partial f}{\partial x}\right|_{(x_0,y_0)}(x-x_0) + \left.\frac{\partial f}{\partial y}\right|_{(x_0,y_0)}(y-y_0) + \cdots$$

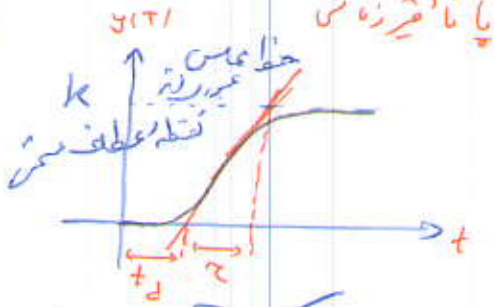
$$\Rightarrow A\frac{d\delta h}{dt} = \delta F_i - \frac{\alpha}{2\sqrt{h_0}}\delta h$$

مدل‌سازی تجربی فرآیند (نقص‌ها)

در این روش ابتدا یک سیستم مرتبه کم (۱ یا ۲) انتخاب کرده، سپس پاسخ پله ورودی و خروجی مدل را برداشت و تطبیق می‌دهیم.

- مدل مرتبه اول یا تأخیر زمانی

$$G(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{ke^{-t_d s}}{\tau s + 1}$$



معنی واکنش فرآیند به ورودی پله واحد
(یا نرخ پله واحد)

باید توجه داشت که تأخیر زمانی ناشی از مرتبه‌های بالای سیستم است.

- مدل‌های مرتبه بالاتر

فرض کنید پاسخ به شکل زیر باشد

$$y(t) = y(\infty) + Ae^{-\alpha t} + Be^{-\beta t} + Ce^{-\gamma t} + \cdots$$

جملات کند / جملات تند

اگر $y(t) \le y(\infty)$

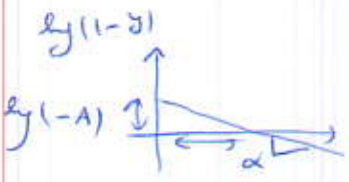
$$y(t) - y(\infty) \approx Ae^{-\alpha t}$$

$$\ln(y(\infty) - y(t)) \cong \ln(-A) - 0.4343\,\alpha t$$

برای یافتن A و α، نمودار $\ln(y(\infty)-y(t))$ را رسم کنید. عرض از مبدأ و شیب خط، A و α را بدست می‌دهد.

$$\ln[y(\infty)-y(t)+Ae^{-\alpha t}] \simeq \ln(-Be^{\beta t})$$

شیب قبل β و B بدست می‌آید.



این عمل را می‌توانیم آنقدر انجام دهیم تا مدل تقریبی بدست آید، واقعی‌تر می‌شود.

مثال ص۷۲

فرض کنید با یک تابع وابسته بصورت تقریبی برابر باشد با

$$\hat{y}(t) = 1 - 1.33e^{-t} + 0.35e^{-5.8t}$$

$$Y(s) = \frac{1}{s} - \frac{1.33}{s+1} + \frac{0.35}{s+5.8} = \frac{0.025s - 0.565 + 5.8}{(s+1)(s+5.8)} \cdot \frac{1}{s}$$

$\frac{1}{s}$ تابع تبدیل حد دوی است. اگر نه جمله $0.025s$ صرفنظر کنیم داریم:

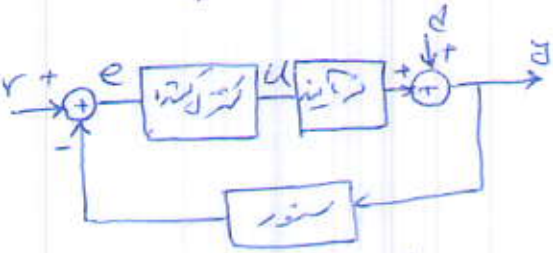
$$G(s) \simeq \frac{-0.565 + 5.8}{(s+1)(s+5.8)}$$

می‌توان با استفاده از دستور ident در متلب یا نرم‌افزارهای مانند DIGESTPICLES مدل سیستم را بدست آورد.

کنترل کننده‌های کلاسیک و روشهای تنظیم آنها (فصل ۵)

- کنترل حلقه باز: بدون اندازه‌گیری سیگنال اطلاعات اولیه
- کنترل حلقه بسته: اندازه‌گیری خروجی و مقایسه با مقدار دلخواه

کنترل حلقه باز



کنترل حلقه بسته

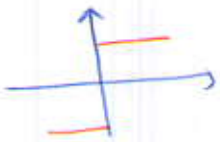
مزایای فیدبک:
- پایداری
- حذف اغتشاش
- حساسیت کم (خصوصاً به عدم قطعیت)

معایب:
- پیچیدگی
- طراحی سخت‌تر
- هزینه
- کندی

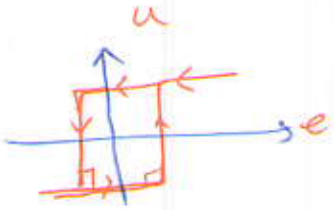
انواع کنترل فیدبک

- کنترل دو وضعیتی (On-OFF Control)

$$u(t) = \begin{cases} U_{max} & ; \forall e > 0 \\ U_{min} & ; \forall e < 0 \end{cases}$$



- کنترل هیسترزیس



چترنیک کمتری دارد خطای بیشتر

- کنترل کننده تناسبی

$$u(t) = k_p e(t)$$

بدون خطای حالت دائم کمتر استاندارد

$$G(s) = \frac{1}{s^2 + as + b}$$

$$T(s) = \frac{k_p}{s^2 + as + b + k_p}$$

G(s)*kp/(1+G(s)*kp)

کنترل کننده انتگرالی

$$u(t) = \frac{k_p}{T_i}\int_0^t e\,dt \qquad D(s) = \frac{k_p}{T_i s}$$

T_i زمان انتگرال گیری

Reset Time

Reset Rate $\frac{1}{T_i}$

مزیت: حذف خطای پله و افت حالت ثابت بدون کم

عیب: تضعیف پایداری نسبی

کنترل کننده مشتق

$$u(t) = k_d T_d \frac{de}{dt} \qquad D(s) = k_d T_d s$$

T_d زمان مشتق گیری

مزیت: بهبود پایداری

عیب: حساس به نویز، علت ...

کنترل کننده تناسبی، انتگرالی، مشتق

PID

$$u(t) = k_p\left(1 + \frac{1}{T_d}\int_0^t e(t)\,dt + T_d\frac{de(t)}{dt}\right) \rightarrow D(s) = k_p\left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_D s\right)$$

$$= k_p + \frac{k_i}{s} + k_d s$$

اثرات تنظیم پارامترهای PID روی عملکرد سیستم حلقه بسته

وصف تاثیر افزایش / حلقه بسته		زمان صعود	فراجهش	زمان نشست	خطای ماندگار
k_p		کاهش	افزایش	تغییر کوچک	کاهش
k_i		تغییر کوچک	افزایش	افزایش	حذف
k_d		کاهش	کاهش	کاهش	تغییر کوچک

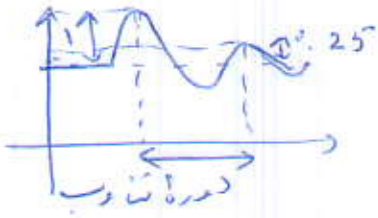
D برای جبران بهتر استفاده می‌شود حل کنترل دما

تنظیم کنترل کننده‌های PID

- روش‌های زیگلر - نیکولز

- روش اول: اعمال پله واحد به سیستم

(اگر سیستم پیک دوم بزرگ ۱/۴ باشد خوب است.)



فرم کنترل کننده — فرم بهینه

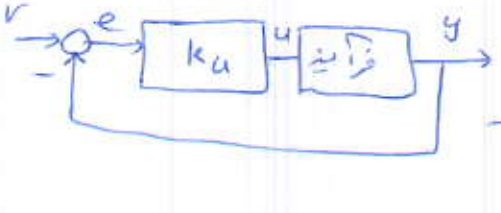
$$D(s) = k_p\left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s\right)$$

$$G(s) = \frac{k e^{-t_d s}}{\tau s + 1}$$

$$R = \frac{k}{\tau}, \quad L = t_d$$

$k_p = \frac{1}{RL}$	P
$k_p = \frac{0.9}{RL}, \quad T_i = \frac{L}{0.3}$	PI
$k_p = \frac{1.2}{RL}, \quad T_i = 2L, \quad T_d = 0.5L$	PID

- روش دوم: معیار پایداری



آنقدر بهره k_u را زیاد کنید تا سیستم به نوسان دائم بیفتد

$k_p = 0.5 k_u$	P
$k_p = 0.45 k_u, \quad T_i = \frac{1}{1.2} P_u$	PI
$k_p = 0.6 k_u, \quad T_i = \frac{1}{2} P_u, \quad T_d = \frac{1}{8} P_u$	PID

- تنظیم براساس بهینه‌سازی معیارهای انتگرال زمان خطا

- انتگرال قدرمطلق خطا $IAE = \int_0^\infty |e(t)|\,dt$

- انتگرال مربع خطا $ISE = \int_0^\infty e^2(t)\,dt$

- انتگرال قدرمطلق خطا و تأخیر زمان $ITAE = \int_0^\infty t|e(t)|\,dt$ ← به دلیل فراهم کردن ویژگی مناسب حاشیه قابل قبول این روش بیشتر استفاده می‌شود

نقش خطاهای کوچک را در بلندمدت عمدتاً توسط مؤلفه انتگرالی دهد

- انتگرال مربع خطا و تأخیر زمان $ITSE = \int_0^\infty t e^2(t)\,dt$

تنظیم با سعی و خطا و شبیه‌سازی بهتر صورت می‌گیرد.

روش دوم طراحی

فرض $Y(s) = \frac{G_1(s) G_c(s)}{1 + G_1(s) G_c(s)} R(s)$

$\rightarrow G_c(s) = \frac{1}{G} \left[\frac{1}{\frac{1}{G_{des}} - 1} \right]$

و

$Y(s) = G_{des}(s) R(s)$

ساختار کنترل کننده‌های PID صنعتی

در صنعت معمولاً برای استفاده از یک کنترل کننده پیچیده، از چند کنترل کننده ساده PID استفاده می‌کنند.

اصطلاحات فنی در کنترل کننده‌های PID

- باند تناسبی Proportional Band

$PB = \frac{\text{حداکثر محدوده تغییر اندازه‌گیری شده}}{\text{حداکثر محدوده خروجی کنترل کننده}} \times \frac{100}{K_c}$

K_c : ضریب تناسبی (K_p یا $1/K$ است)

بهره تناسبی

بیشترین محدوده تغییر احتمالی مقدار ایجاد قوی‌ترین فرمان پاسخ‌گویی تحریک کنترل کننده

باند تناسبی گفته می‌شود

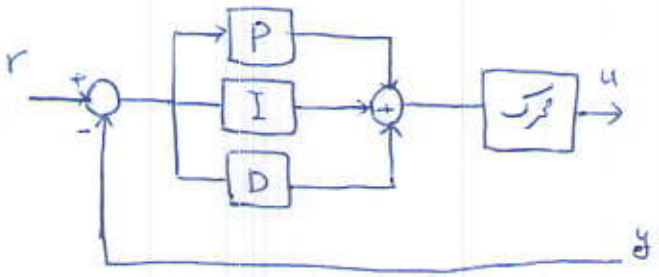
مقدار محدوده‌ای که با بازشدن کمتر شیر به دست می‌آید.

محدودیت‌های PID

- باید بصورت دائم تنظیم شوند
- مشکل پیاده‌سازی در سیستم‌های چند متغیره
- سیستم‌های غیرخطی و حساسیت زیاد
- کنترل سیستم‌هایی که دارای زمان مرده (dead time) یا تأخیر زمانی (Time delay) هستند مشکل‌اند
- عدم رعایت حد مجاز در خروجی کنترل کننده (عدم نظارت)

ساختارهای کنترل کننده PID

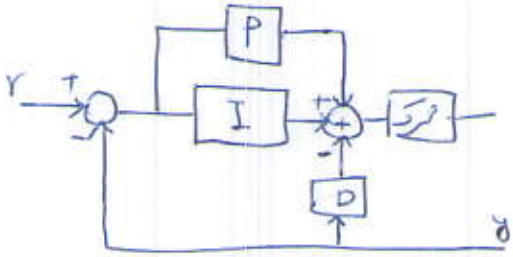
ساختار موازی



عملکرد آن تناسبی، انتگرالی و مشتقی موازی شده و اثر متقابل روی هم ندارند.

$$u(t) = K_p + K_i \int e\,dt + K_d \frac{de}{dt}$$

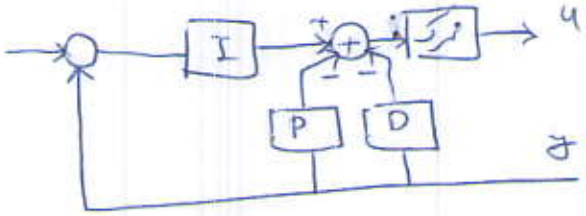
ساختار موازی با مشتق گیری در مسیر مرجع بدون اثر متقابل



بزرگترین نرمت در زمان تغییرات کمرجع پدید می‌آید. در این ساختار اول مشتق از خطا گرفته شده و تغییرات بزرگی در ابتدا ایجاد می‌کند. در حالت ماندگار تغییر ورودی تأثیر ندارد. ساختار قبل مزیتی ندارد.

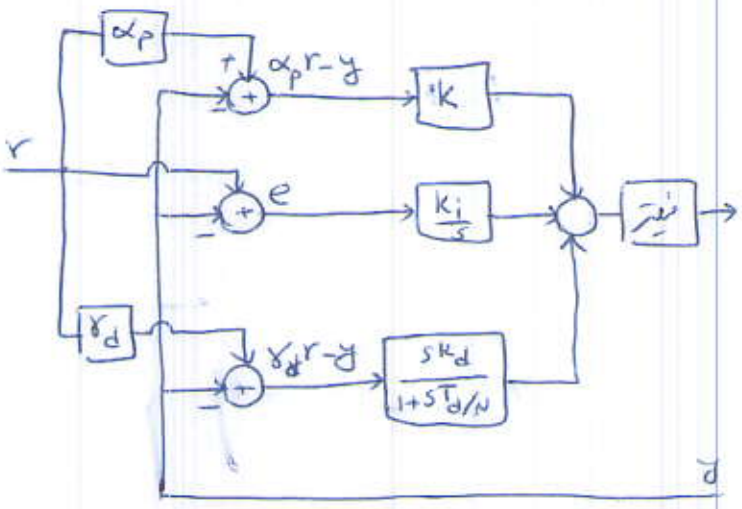
$$u(t) = k e + k_i \int e\,dt + k_d \frac{dy}{dt}$$

انتگرال گیری در مسیر خطا



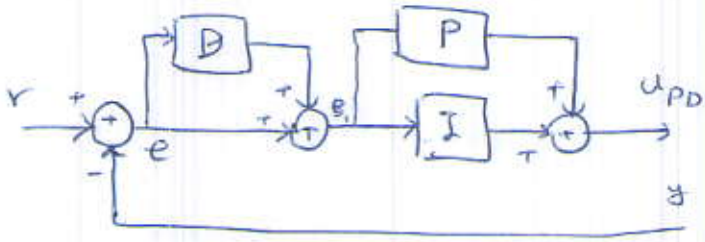
تنظیم کنترل در این ساختار دارای تغییرات تأثیر کمتری نسبت به بقیه ساختارهاست.

شکل استاندارد



در این ساختار با تغییر α_p و γ_d سرعت تأثیر تغییرات ناگهانی ورودی مرجع را در ورودی تناسبی و مشتق کم می‌کنند.

ساختار سری با اثر متقابل



$$u_{PD\times PI} = K\left[e_1 + \frac{1}{T_i}\int e_1\,dt\right]$$

$$e_1(t) = e(t) + T_d \frac{de}{dt}$$

عمل تناسبی دوباره در مسیر خطا ترکیب می‌گردد.