

## PROJECT WORK svolto da Nino Sessa – matr. 0612200149

### Traccia

#### SINGLE LOOP CUSTOM PROCESS

con Process Model =Disturbance Model

FdT tratta dal problema d'esame del 13.10.04 (svolto su <http://comet.eng.unipr.it/~miccio/DCPC.htm>) e con parametri "a piacere" e limitatamente alla parte A) e considerando  $G_1(s)$  come la Fdt del processo,  $G_2(s)$  come la Fdt del disturbo

- 1) adotta un controllore PID "ideale" ed effettuane il tuning ottimale
- 2) chiudi l'anello e simula la risposta dinamica "ad anello chiuso" a seguito di una variazione nel set point a gradino, di un valore "a piacere" "a scendere"
- 3) riporta il sistema dinamico nelle stesse condizioni di partenza
- 4) chiudi l'anello e simula la risposta dinamica "ad anello chiuso" a seguito di una variazione nel disturbo a gradino, di un valore "a piacere" "a scendere"
- 5) fai il confronto e commenta le risposte "ad anello chiuso"

### Svolgimento

- 1) Viene richiesto di implementare un controllore automatico PID su un sistema costituito da un miscelatore isoterma utilizzato per ottenere una corrente di uscita a composizione controllata, il cui modello macroscopico è descritto da una ODE del 1° ordine, lineare, non omogenea, a coefficienti costanti. La Fdt del processo è data da:

$$G_p(s) = G_1(s) = \frac{K_p}{s\tau_{p1} + 1};$$

mentre la Fdt del disturbo è data da:

$$G_D(s) = G_2(s) = \frac{K_D}{s\tau_{D1} + 1}$$

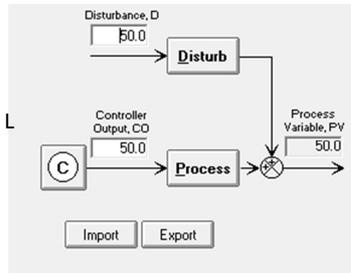
dove

$$K_p = K_{p1} = \frac{\dot{V}_1}{\dot{V}_1 + \dot{V}_2}$$

$$K_D = K_{p2} = \frac{\dot{V}_2}{\dot{V}_1 + \dot{V}_2}$$

$$\tau_{p1} = \tau_{p1} = \frac{V}{\dot{V}_1 + \dot{V}_2} = \tau_{p2} = \tau_{D1}.$$

Apriamo il software *Control Station Loop Pro*, selezioniamo nella schermata principale l'opzione *Custom Process* e clicchiamo quindi nel menu a tendina su *Single Loop Process*.



Nella schermata che andiamo a visualizzare, clicchiamo sul pulsante *Process* per impostare il modello e settare i parametri.

La Fdt del processo è del 1° ordine, per cui non presenta tendenza ad oscillare. Selezioniamo quindi *Overdamped Linear Model* e, ipotizzando che il processo sia autoregolante, selezioniamo *Self-Regulating Process*.

Imponiamo i seguenti parametri "a piacere":

- Process Gain,  $K_p = 0.8$
- First Time Constant,  $\tau_{p1} = 10$
- Second Time Constant,  $\tau_{p2} = 0$
- Third Time Constant,  $\tau_{p3} = 0$
- Lead Time,  $\tau_{pL} = 0$
- Dead Time,  $\theta_p = 0$

Passiamo alla finestra relativa al *Disturbance Model* per impostare il modello e la Fdt del disturbo.

Dal momento che  $K_p + K_D = \frac{\dot{V}_1}{\dot{V}_1 + \dot{V}_2} + \frac{\dot{V}_2}{\dot{V}_1 + \dot{V}_2} = 1$ , si ha che  $K_D = 0.2$ .

Commento [M.M.1]:

BENE !

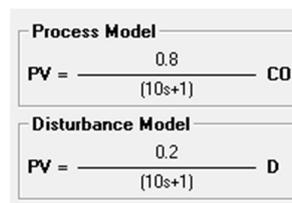
La costante di tempo del 1° ordine è la stessa sia per il processo che per il disturbo

$$\tau_{D1} = \tau_{p1} = 10.$$

Abbiamo quindi per il disturbo il seguente set di parametri:

- Overdamped Linear Model*
- Self-Regulating Disturbance*
- Process Gain,  $K_D = 0.2$
- First Time Constant,  $\tau_{D1} = 10$
- Second Time Constant,  $\tau_{D2} = 0$
- Third Time Constant,  $\tau_{D3} = 0$
- Lead Time,  $\tau_{DL} = 0$
- Dead Time,  $\theta_D = 0$

Tornando alla schermata principale, possiamo verificare che le funzioni di trasferimento siano state correttamente implementate.

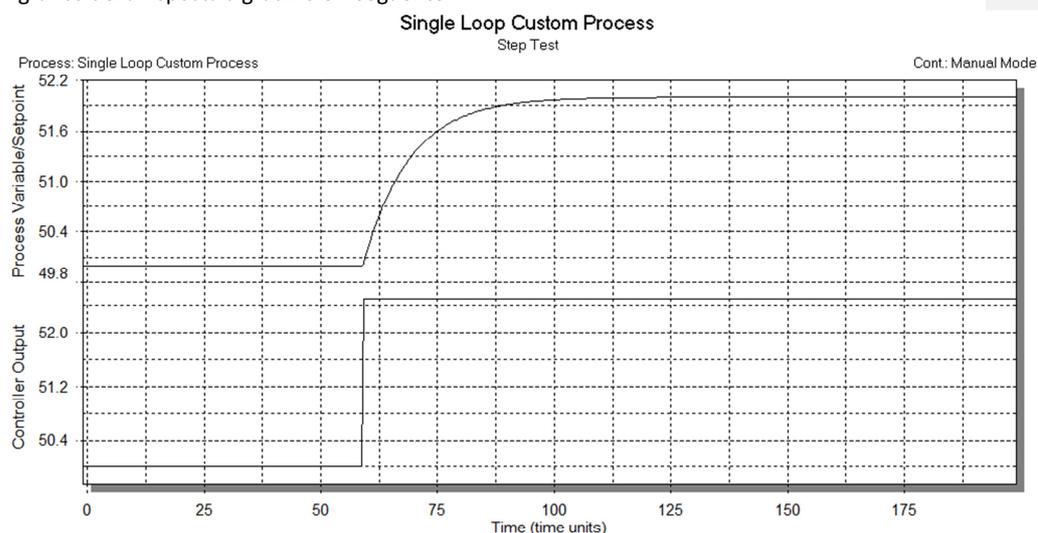


A questo punto è possibile procedere con il tuning del controllore PID ideale. Il software effettua il tuning ottimale tramite il modulo *Design Tools*, utilizzando le formule di taratura IMC ( $\lambda$ ), dopo aver ricavato un modello del processo sfruttando uno Step Test.

Innanzitutto, si procede a salvare in un file di testo i valori assunti dal Controller Output e dalla Process Variable in seguito a uno Step Test, ad esempio del 5%, fino a che il sistema raggiunge un nuovo stato stazionario (metodo della curva di reazione).

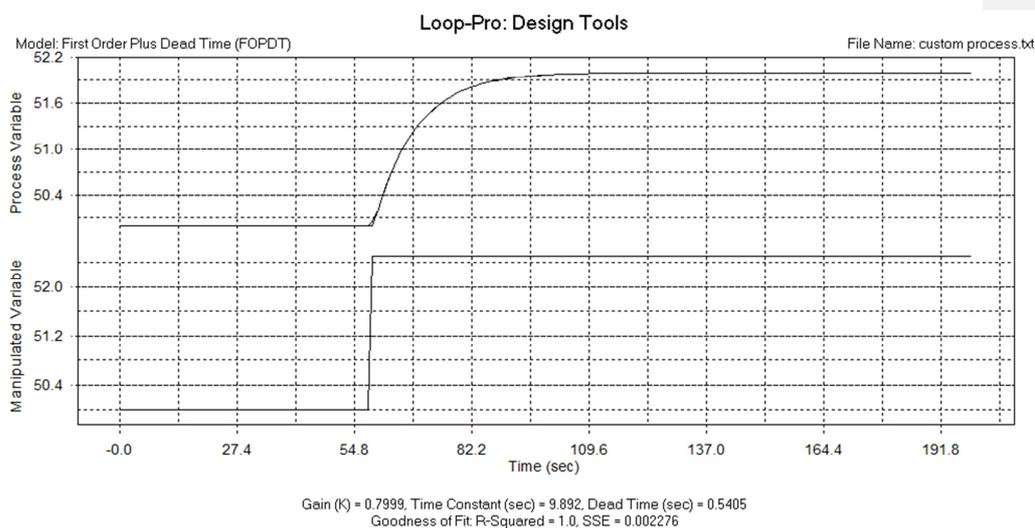
Lo Step Test è realizzato cliccando sulla casella relativa al valore del Controller Output e, dopo aver selezionato la voce *Step*, inserendo il nuovo valore desiderato per il CO.

Il grafico della risposta a gradino è il seguente:



Passiamo, quindi, al modulo *Design Tools*, tramite l'apposito pulsante, e carichiamo il file di testo appena salvato. Si approssima il modello con un FOPDT (*First Order Plus Dead Time*), selezionandolo dall'apposita finestra, e si procede ad effettuare il fitting del modello.

Il grafico di fitting fornito dal programma, in modo da avere la minima SSE, è il seguente:



I parametri del modello forniti dal programma sono i seguenti:

Process Gain, 0.7999

Time Constant, 9.892 sec

Dead Time, 0.5405 sec

Il fitting è ottimale, in quanto la SSE (*Sum of Squared Errors*, ovvero la somma dei quadrati degli errori) è molto bassa.

Selezionando il controllore PID ideale, i parametri per un *Moderate Tuning* sono:

Gain,  $K_C = 1.25$

Reset time,  $\tau_I = 10.4$

Derivative time,  $\tau_D = 0.476$

Il risultato è in linea con le aspettative in quanto per un processo ad azione diretta ( $K_p > 0$ ), è richiesto un controllore ad azione inversa ( $K_C = 1.25 > 0$ ).

Se si volesse optare per un tuning aggressivo o conservativo i parametri sono rispettivamente:

*Aggressive Tuning*

Gain,  $K_C = 9.34$

Reset time,  $\tau_I = 10.4$

Derivative time,  $\tau_D = 0.476$

*Conservative Tuning*

Gain,  $K_C = 0.118$

Reset time,  $\tau_I = 10.4$

Derivative time,  $\tau_D = 0.476$

Il software consente anche di scegliere soluzioni intermedie; in ogni caso scegliamo un *Moderate Tuning* come consigliato di default. A questo punto si implementa il controllore tramite l'apposita funzione, selezionando un controllore PID.

**Commento [M.M.2]:**

pressoché coincidente con FdT originaria:

Process Gain,  $K_p = 0.8$

First Time Constant,  $\tau_{p1} = 10$

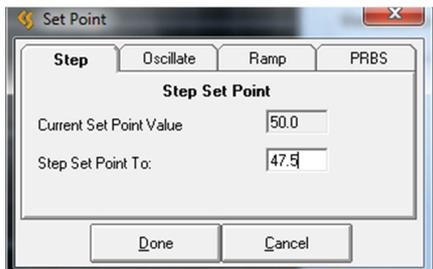
Second Time Constant,  $\tau_{p2} = 0$

Third Time Constant,  $\tau_{p3} = 0$

Lead Time,  $\tau_{pL} = 0$

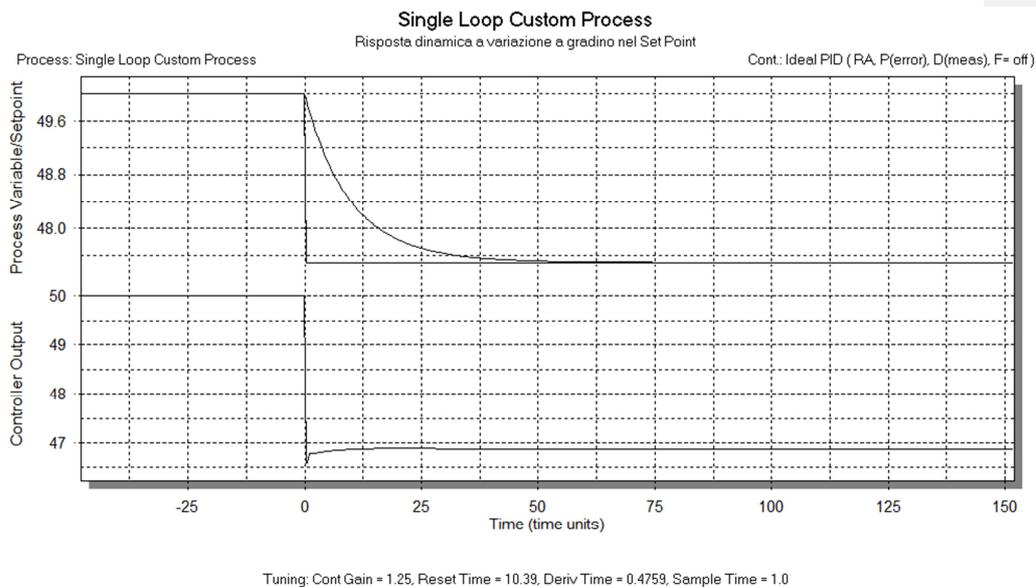
Dead Time,  $\theta_p = 0$

- 2) Ritornando al modulo *Custom Process*, dopo aver cliccato sull'icona del controllore, si può passare da un controllore manuale (*Manual Mode*) a un controllore automatico PID, chiudendo così l'anello tramite un controllo feedback. A questo punto, com'è ovvio, il Controller Output non è più modificabile, mentre è possibile modificare il valore del Set Point.



Cliccando sulla casella riportante il valore di Set Point, selezioniamo la voce *Step* e riportiamo nella casella un valore "a scendere", rispetto al valore iniziale di 50, pari a 47.5.

La risposta dinamica che si registra è la seguente:

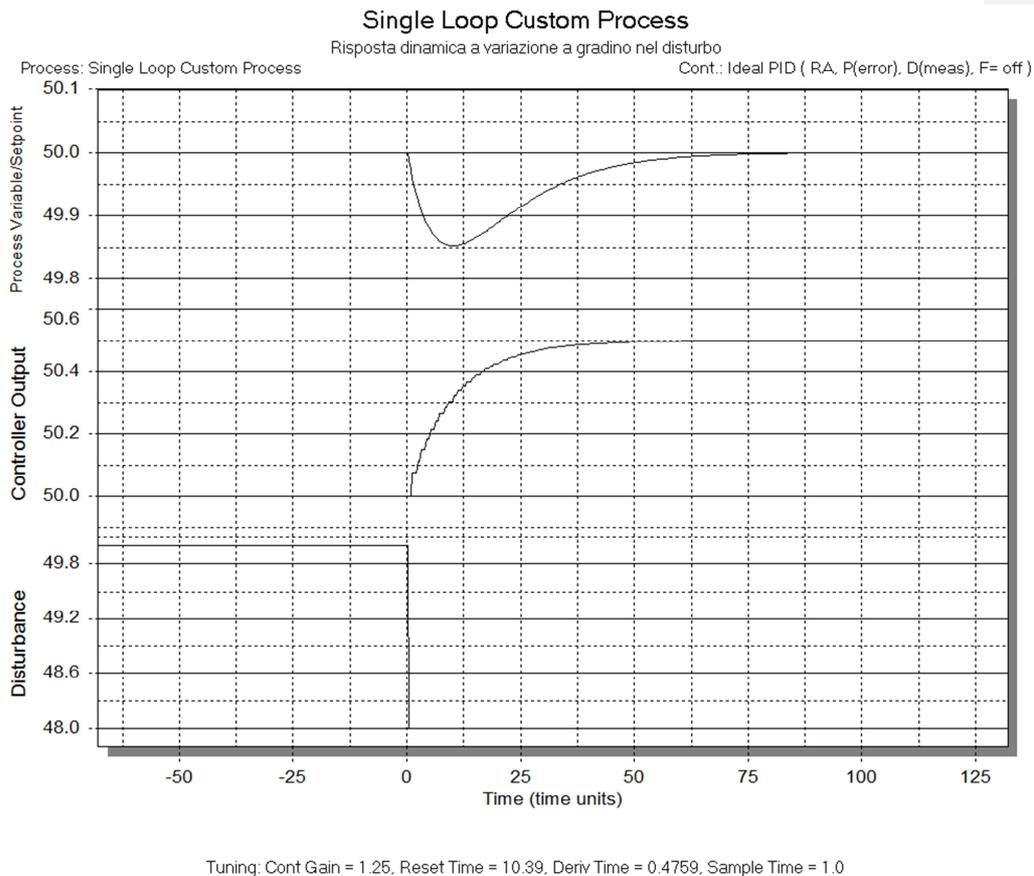


È un tipico caso di problema del servomeccanismo (*Servo Problem*), in quanto il disturbo è costante, mentre vi è una variazione nel Set Point e quindi una variazione della risposta nel tempo.

- 3) Riapro l'anello cliccando sull'icona del controllore e passando da PID a *Manual Mode*. Quindi riporto il sistema nelle condizioni iniziali cliccando su *Run/Restart Process Keeping Your Values*, in modo tale da non perdere le impostazioni relative alle Fdt e al controllore PID.

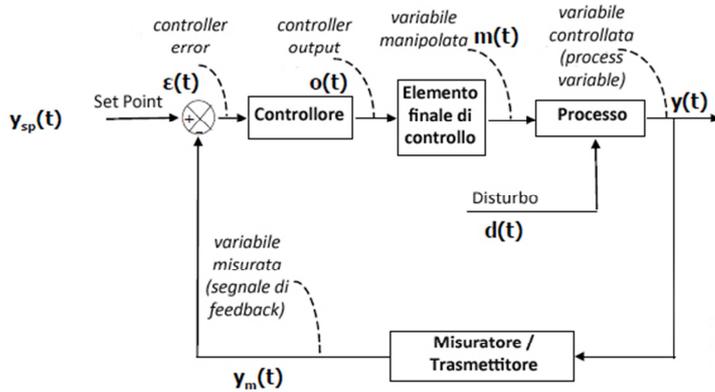
- 4) Chiudo l'anello come al punto 2) passando da *Manual Mode* a PID. Clicco sulla casella riportante il valore del disturbo e, dopo aver selezionato la voce *Step*, in modo del tutto analogo a quanto fatto in precedenza, riporto un valore "a scendere" di 48.0.

Il grafico della risposta dinamica per questo caso è il seguente:



È un caso tipico di problema del regolatore (*Regulator Problem*), in quanto vi è una variazione nel tempo del disturbo, mentre il Set Point è costante, e la risposta è variabile nel tempo ma tende ad avvicinarsi al (in un caso ideale, quale è quello preso in esame, a coincidere con il) Set Point.

- 5) Per fare un confronto tra le due risposte ad anello chiuso è opportuno ricordare il diagramma a blocchi per il controllo in retroazione.



Il controllore riceve in input il controller error, dato dalla differenza tra il valore desiderato, ovvero il Set Point, e la variabile misurata, che è la trasformazione, effettuata tramite un opportuno strumento di misura, in una diversa grandezza fisica della Process Variable. In base al segnale dato dal controller error, il controllore emette a sua volta un segnale, detto controller output, che tramite un particolare elemento detto elemento finale di controllo, agisce sul processo in modo da regolare la process variable. Sul processo può agire anche un disturbo.

Nel caso di variazione a gradino “a scendere” del Set Point (punto 2), si nota inizialmente anche una drastica discesa, praticamente speculare a quella del Set Point, nella curva del Controller Output: essendo diminuito il Set Point, infatti, è diminuito anche il controller error, dato, come detto, dalla differenza tra il SP e la variabile misurata, e quindi, essendo il controllore PID ad azione inversa ( $K_C > 0$ ), anche il Controller Output diminuisce. Diminuendo il Controller Output, a partire dal tempo 0, essendo il processo ad azione diretta ( $K_P > 0$ ), anche la curva relativa alla Process Variable inizia gradualmente a scendere, fino a raggiungere un valore molto vicino a quello di stato stazionario a un tempo  $t \approx 50$  sec, un tempo pari a circa 5 volte la costante di tempo  $\tau_{p1} = 9.892$  sec, esattamente come previsto essendo una risposta dinamica del primo ordine al gradino. Contemporaneamente, però, diminuendo la Process Variable e quindi la variabile misurata, il controller error tende di nuovo ad aumentare, provocando un nuovo aumento del Controller Output fino a che anche quest'ultimo raggiunge un nuovo valore di stato stazionario.

Nel caso di variazione a gradino “a scendere” del disturbo (punto 4), l'azione del disturbo sul processo viene a diminuire, provocando una iniziale diminuzione della Process Variable (come si può vedere dal grafico) e quindi della variabile misurata. Ma il Set Point non è cambiato, per cui, sottraendo a quest'ultimo una variabile misurata minore, si ha un controller error maggiore, e quindi anche il Controller Output, dopo un ridottissimo tempo morto (pari a 0.5405 sec), inizia ad aumentare (*Reverse Acting Controller*). La curva della Process Variable continua a diminuire fino a raggiungere un minimo dopo un tempo  $t = \tau_{p1}$ , per poi cominciare a risalire fino a raggiungere un nuovo stato stazionario. Tale risultato è in linea con le aspettative, in quanto la costante di tempo è per definizione il tempo necessario al processo per rispondere a una variazione nel suo input quale è la variazione del disturbo. Il nuovo valore di stato stazionario della Process Variable è

esattamente pari al valore di Set Point, come ci si aspettava, poiché l'azione integrale del controllore PID elimina l'offset dalla risposta dinamica. Il Controller Output continua ad aumentare fino a raggiungere il suo nuovo valore di stato stazionario dopo un tempo  $t=5\tau_{p1}$ .

Si può notare come nel primo caso una variazione a gradino "a scendere" nel Set Point provochi una risposta "a scendere" nella Process Variable (che si deve "allineare" al nuovo valore di SP), mentre nel secondo caso una variazione a gradino "a scendere" nel disturbo provoca una risposta "a salire" nel Controller Output (che deve "compensare" la minore azione del disturbo).

In entrambi i casi, il controllore PID assicura assenza di offset (che sarebbe stato introdotto dalla componente proporzionale sia nel *Servo Problem* che nel *Regulator Problem*) grazie alla componente integrale e un'azione di controllo abbastanza efficace, grazie alla componente derivativa che agisce per ogni variazione dell'errore.

Nino Sessa  
matr. 0612200149