



Università degli Studi di Salerno
P.O.R. Campania 2000-2006 misura 3.22
Percorsi di formazione a distanza "e-learning"



Facoltà di Ingegneria
Corso di Laurea in Ingegneria Chimica

Insegnamento:
Dinamica e Controllo dei Processi Chimici

Learning Object N. 6:
Il controllo automatico in retroazione

Unità didattica N. 3:
Uso del *software* LOOP-PRO TRAINER - CONTROL STATION

Progettista dei contenuti: prof. Michele MICCIO
Realizzatore Multimediale: ing. Michela FRAGANZA

Rev. 2.15 del 25 maggio 2010



Unione Europea



Fondo Sociale Europeo



Ministero del Lavoro e delle Politiche Sociali



Regione Campania



Università degli Studi
Salerno



Università degli Studi di Salerno
P.O.R. Campania 2000-2006 misura 3.22
Percorsi di formazione a distanza "e-learning"



Tutto il materiale contenuto in questo Learning Object è stato sviluppato nell'ambito del progetto e-learning dell'Università degli Studi di Salerno ed è tutelato da licenza Creative Commons secondo le seguenti specifiche



Attribuzione - Non commerciale - Condividi allo stesso modo 3.0 Generico

In base alla specifica attribuzione di questa licenza

L'utente ha il diritto di:

"riprodurre, distribuire, comunicare al pubblico, esporre in pubblico, rappresentare, eseguire e recitare l'opera, modificare l'opera"

L'utente ha il dovere di:

"attribuire la paternità dell'opera nei modi indicati da chi ha dato l'opera in licenza, ovvero all'università, in caso di alterazione o trasformazione dell'opera, o di uso per crearne un'altra, l'utente deve distribuire l'opera risultante con una licenza identica a questa"

L'utente ha il divieto di:

"usare l'opera per fini commerciali.

Ogni volta che usa o distribuisce l'opera, l'utente deve farlo secondo i termini di questa licenza, che va comunicata con chiarezza"

In ogni caso, è possibile concordare col titolare dei diritti d'autore utilizzi dell'opera non consentiti da questa licenza. Nessun elemento di questa licenza può limitare i diritti morali dell'autore.

<http://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/3.0/deed.it>



INTRODUZIONE



Il software LOOP-PRO di CONTROL STATION® è contemporaneamente :

- uno strumento di progetto e *tuning* del controllore continuo,
- un simulatore per la dinamica ed il controllo di processo.

E' usato dall'industria e dalle istituzioni accademiche a livello mondiale per:

- Modellazione e simulazione di processi dinamici;
- Progettazione di controllori continui a struttura semplice;
- Analisi e *tuning* del controllo automatico *single loop & multiple loop*;
- Studio delle prestazioni;
- Addestramento del personale sul controllo di processo.



MODULI DEL SOFTWARE

Il software comprende tre moduli:

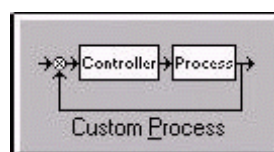
Case Studies:



Design Tools:



Custom Process:





CASE STUDIES

I casi di studio (*CASE STUDIES*) provvedono all'addestramento didattico e del personale industriale, presentando simulazioni dotate di **sinottici** (in alcuni casi "animati") per semplici, ma significativi processi industriali.



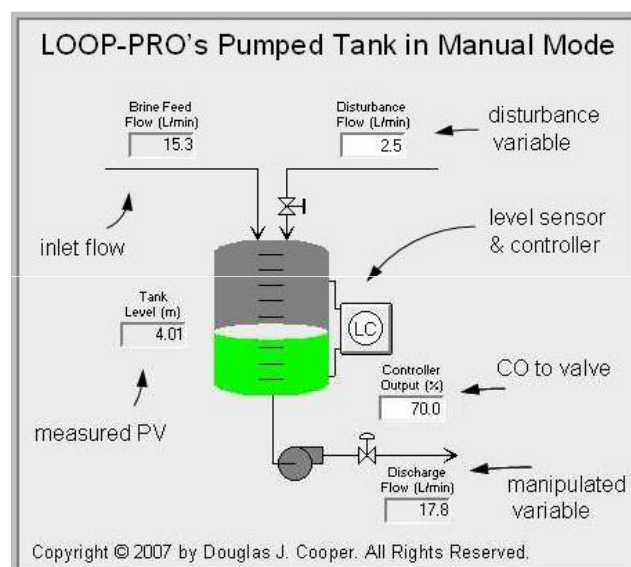
Il *software* permette di agire sulle variabili di processo (**manipolabili** e **disturbi**), la struttura di controllo, i parametri del controllore, ecc.

L'elenco dei processi disponibili per la simulazione include:

- Due serbatoi non interagenti;
- Serbatoio con pompa di prelievo;
- Scambiatore di calore in controcorrente;
- Reattore a camicia;
- Cascata di reattori;
- Colonna di distillazione;
- Processo di combustione con regolazione del rapporto aria/combustibile;
- Mulino "finitore" di *clinker* di cemento
- Altri ...

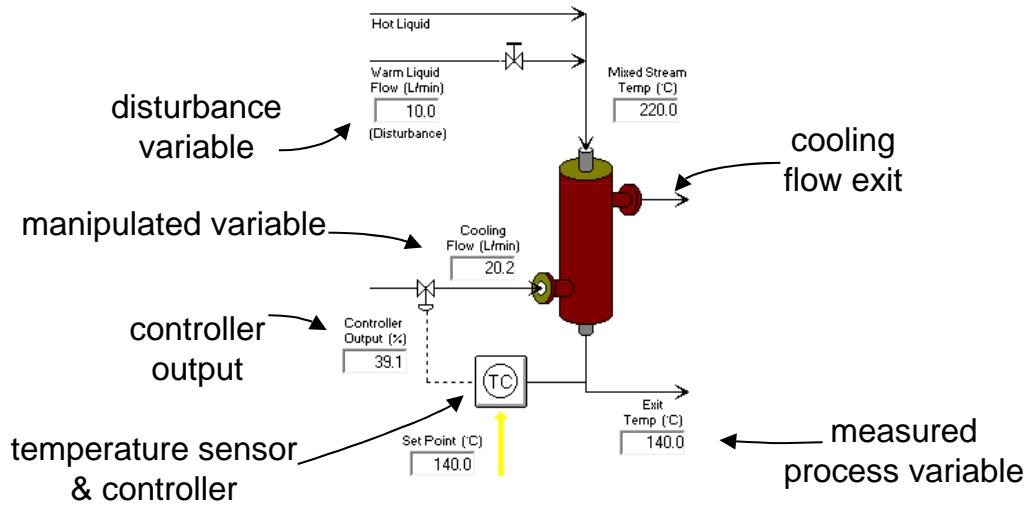


SERBATOIO CON POMPA DI PRELIEVO

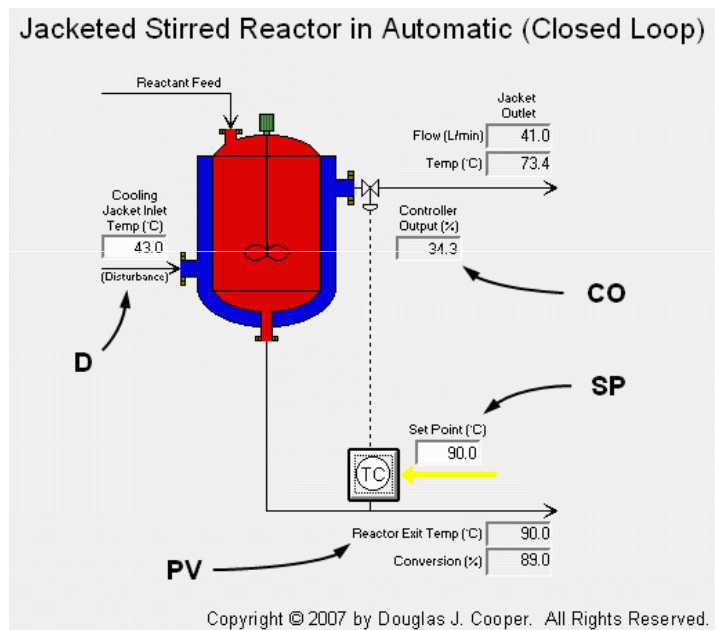




SCAMBIATORE DI CALORE IN CONTROCORRENTE

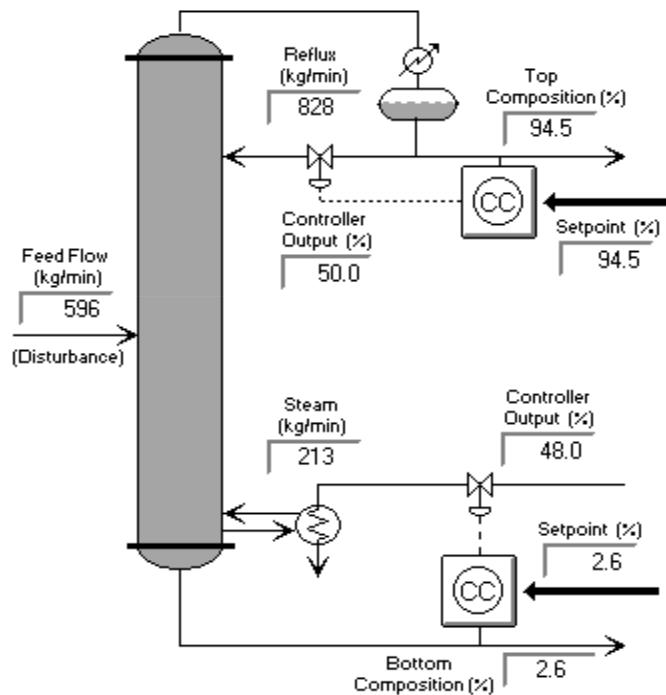


REATTORE CSTR con CAMICIA

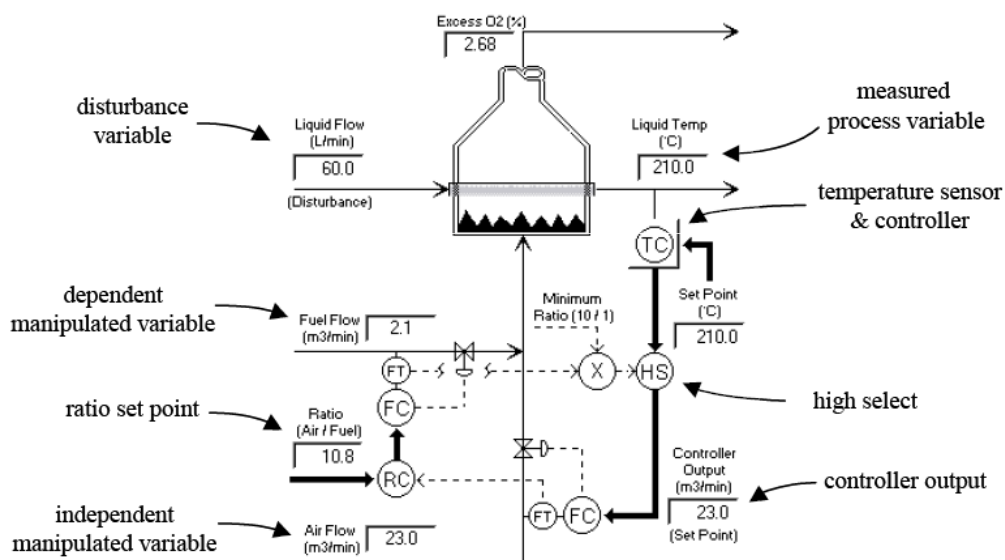




COLONNA DI DISTILLAZIONE

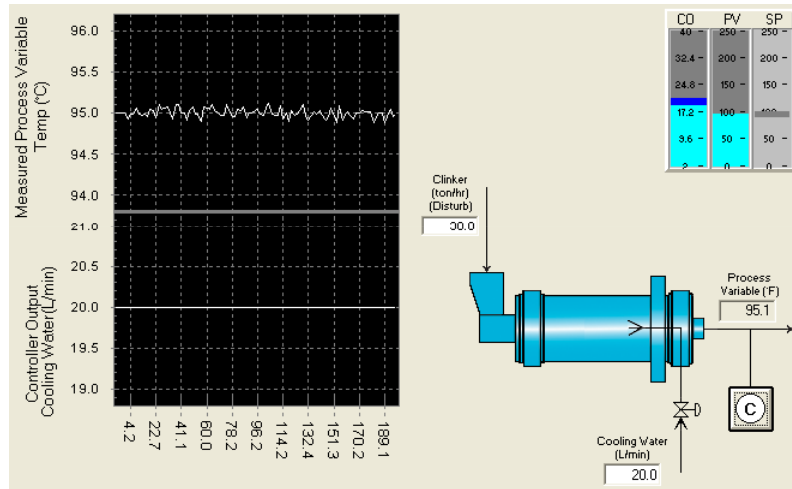


FORNACE CON REGOLAZIONE DEL RAPPORTO ARIA/COMBUSTIBILE

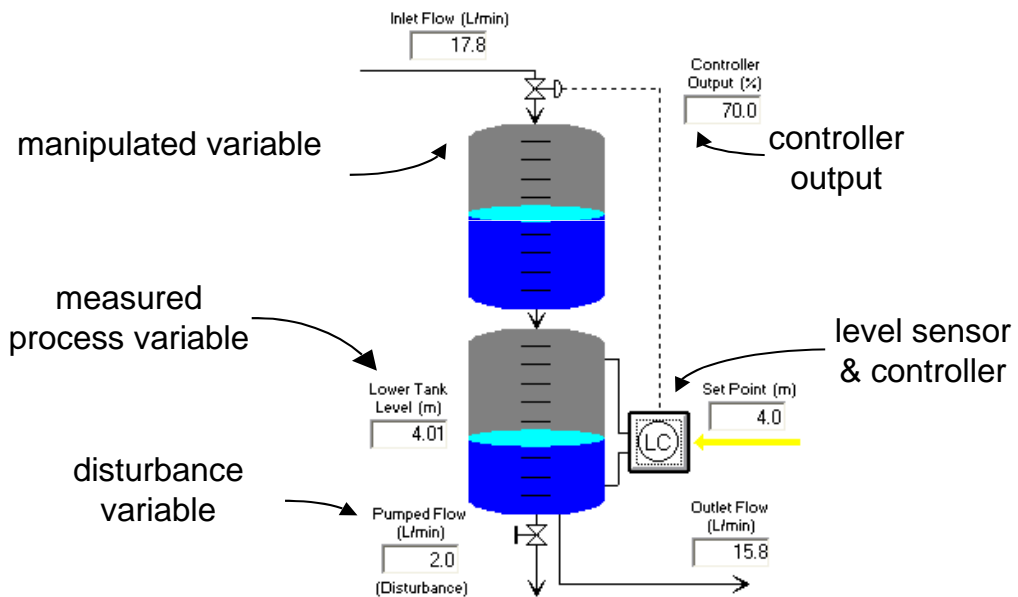




MULINO "FINITORE" di CLINKER DI CEMENTO



DUE SERBATOI NON INTERAGENTI

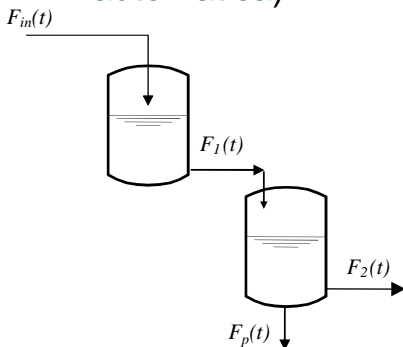




1° Caso di studio: I due serbatoi non interagenti

Il *software* permette all'utente di agire su questo processo "simulato":

- studiando la dinamica **ad anello aperto** (controllore in **modalità manuale**)
- scegliendo il tipo di controllore continuo e facendone il **tuning**
- studiando la dinamica **ad anello chiuso** (controllore in **modalità automatica**)



Modello matematico

$$A_1 \frac{d}{dt} h_1(t) = \dot{V}_{in}(t) - \beta_1 (h_1(t))^{1/2}$$

$$A_2 \frac{d}{dt} h_2(t) = \beta_1 (h_1(t))^{1/2} - \beta_2 (h_2(t))^{1/2} - \dot{V}_p(t)$$

$$CI : h_1(0) = h_{1s}; \quad h_2(0) = h_{2s}$$



Loop-Pro Control Station® - Esempio N.1 I due serbatoi non interagenti



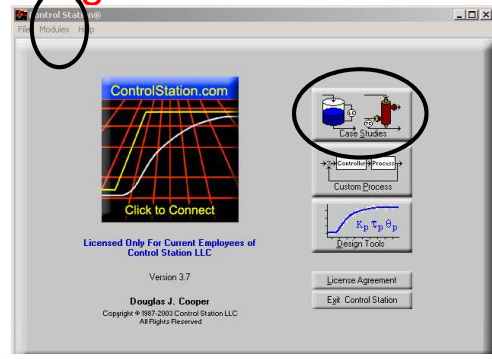
OBIETTIVI di questo esempio:

1. Rappresentazione del processo dinamico con un modello approssimante **FOPDT**
2. **Tuning** del controllore PID
3. Confronto della risposta dinamica **ad anello chiuso** tra i vari metodi di **Tuning**
4. Analisi di sensitività al variare dei parametri del controllore PID

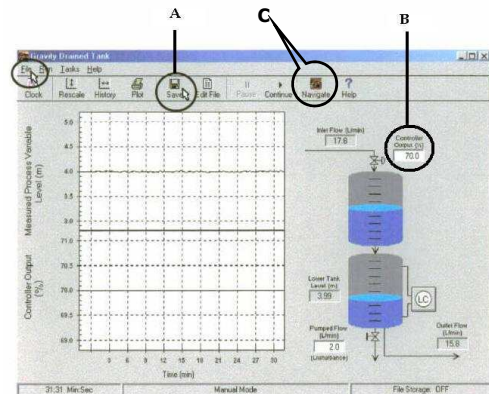


Loop-Pro Control Station® - Esempio N.1 I due serbatoi non interagenti

- Dalla finestra iniziale bisogna selezionare nel menù a discesa di *CASE STUDIES* la voce "**gravity drained tanks**"



- nella finestra successiva appare il **sinottico** del processo (in modalità manuale), in cui è possibile variare l'uscita dell'elemento finale di controllo (*CONTROLLER OUTPUT*) e il disturbo (*PUMPED FLOW*);
- la finestra riporta pure le **trend charts** o **moving strip charts**, ossia i diagrammi temporali che visualizzano l'andamento nel tempo del *CONTROLLER OUTPUT* e del livello del secondo serbatoio (**variabile controllata**);
- il primo passo è avviare la registrazione dei dati (A);
- il secondo passo è imporre, a partire da uno **stato stazionario**, una variazione a gradino del *CONTROLLER OUTPUT* (B), ad esempio del 5 % (STEP TEST nel Controller Output)



25.05.2010

Strumentazione e Controllo dei Processi Chimici - Prof M. Miccio

15



I due serbatoi non interagenti:

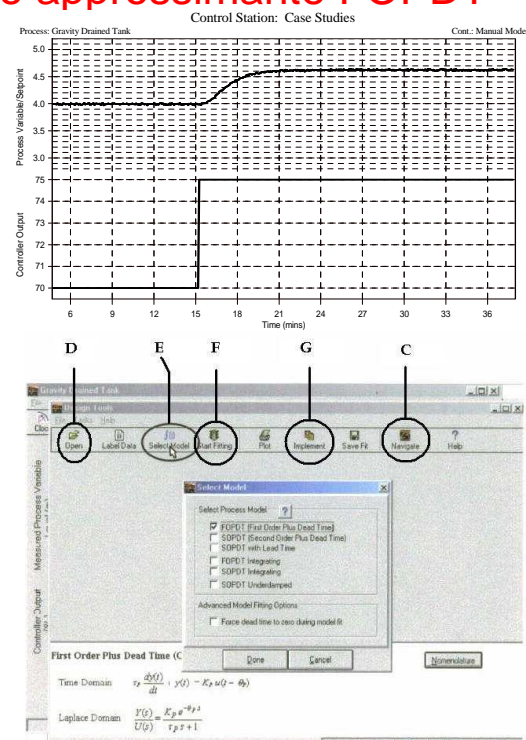
1. Rappresentazione con un modello approssimante FOPDT

Metodo della Curva di Reazione

- raggiunto un nuovo stato stazionario, bisognerà terminare la registrazione dei dati (A);
- dopo aver aperto la cartella con i dati salvati dello *step test* (D), a partire dal pulsante *Navigate* (C), è possibile aprire direttamente *Design Tools* e selezionare (E) il modello di approssimazione/rappresentazione del processo che, nel nostro caso, è un FOPDT
- a questo punto, selezionando *Start Fitting* (F), il *software* calcolerà la curva FOPDT che meglio rappresenta il processo (trovando il minimo tra tutti gli SSE), e quindi determinerà i relativi parametri:

$$K_p \tau_p \theta_p$$

dai quali successivamente ricavare i parametri del controllore



25.05.2010

Strumentazione e Controllo dei Processi Chimici - Prof M. Miccio

16



DESIGN TOOLS

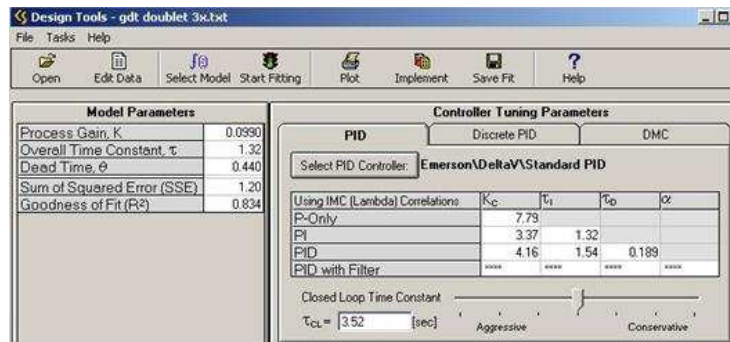
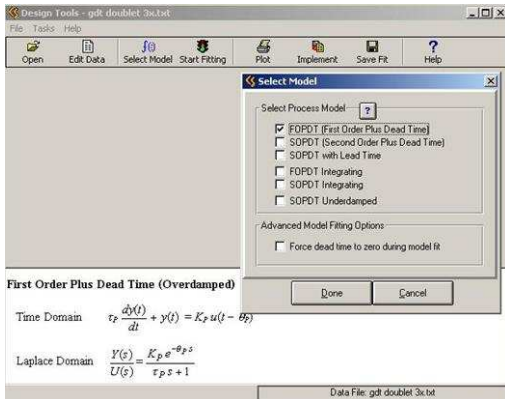
Il modulo **Design Tools** fornisce potenti strumenti di progettazione ed analisi del controllore. Si può automaticamente trovare il giusto modello dinamico per elaborare dati e calcolare i valori di sintonizzazione del controllore utilizzando le **formule IMC**.



I modelli lineari disponibili nel modulo sono :

- FOPDT (primo ordine più tempo morto)
- SOPDT (secondo ordine più tempo morto)
- SOPDT w/L (con *lead time*)
- FOPDT integrativo
- SOPDT integrativo
- SOPDT *underdamped*

Il modulo **Design Tools** consente anche l'importazione di dati "esterni" relativi ad una risposta al gradino attraverso un file in formato "testo", e la sua successiva elaborazione, sempre allo scopo di trovare il giusto modello dinamico e sintonizzare il controllore con le **formule IMC**.



25.05.2010

Strumentazione e Controllo dei Processi Chimici - Prof M. Miccio

17



I due serbatoi non interagenti:

1. Rappresentazione con un modello approssimante FOPDT

FOPDT fitting

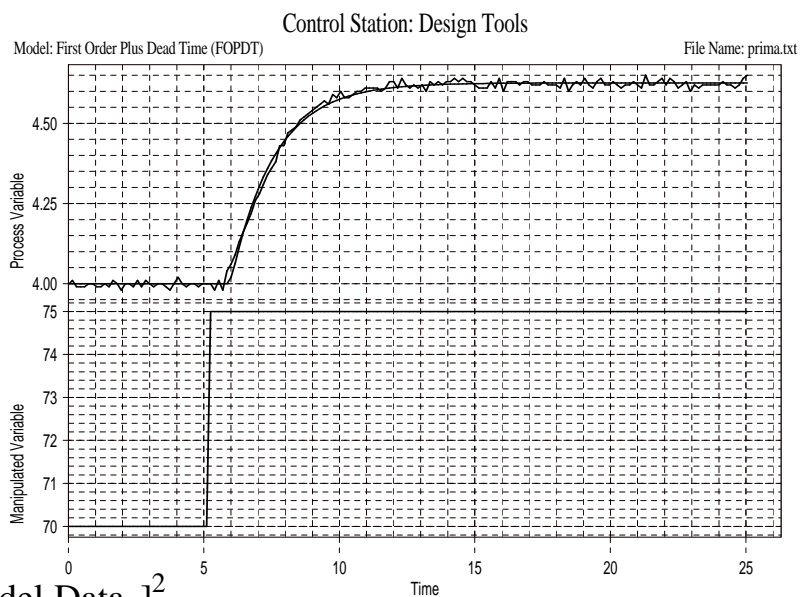
$$K_p = 0.1252 \text{ m/\%}$$

$$\tau_p = 1.60 \text{ min}$$

$$\theta_p = 0.779 \text{ min}$$

$$SSE = \sum_{i=1}^N [\text{Measured Data}_i - \text{Model Data}_i]^2$$

Gain (K) = 0.1252, Time Constant (T1) = 1.60, Dead Time (TD) = 0.7786
Goodness of Fit: R-Squared = 0.9979, SSE = 0.0256



25.05.2010

Strumentazione e Controllo dei Processi Chimici - Prof M. Miccio

18



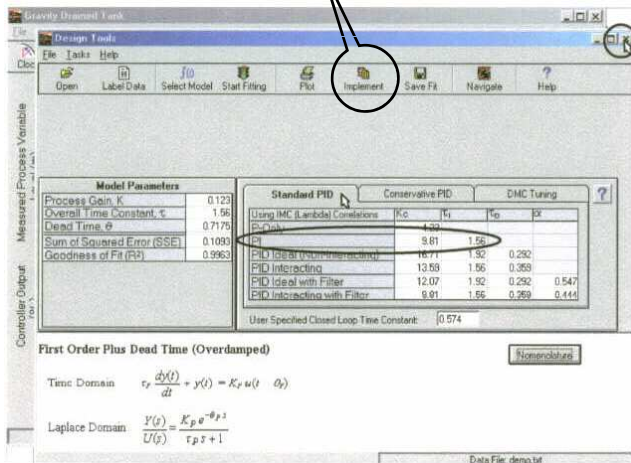
I due serbatoi non interagenti:

2. taratura del controllore PID con le Formule IMC

- Il *software* determina i parametri del controllore prescelto (nella famiglia PID) con le formule IMC

PID controller tuning

- E' possibile ora implementare i parametri ottimali così ottenuti direttamente dentro il controllore con il pulsante **Implement (G)**



Parametri	K_c	τ_i	τ_D
Controllori			
P	$\frac{0.202}{K_p} (t_d / \tau_p)^{-1.219}$	---	---
PI	$\frac{\tau_p}{K_p(t_d + \tau_c)}$	τ_p	---
PID	$\frac{1}{K_p} \left(\frac{\tau_p + 0.5t_d}{\tau_c + 0.5t_d} \right)$	$\frac{\tau_p t_d}{2\tau_p + t_d}$	$\tau_p + 0.5t_d$

NB:
 τ_c è il maggiore fra **$0.8t_d$** e **$0.1\tau_p$**



I due serbatoi non interagenti:

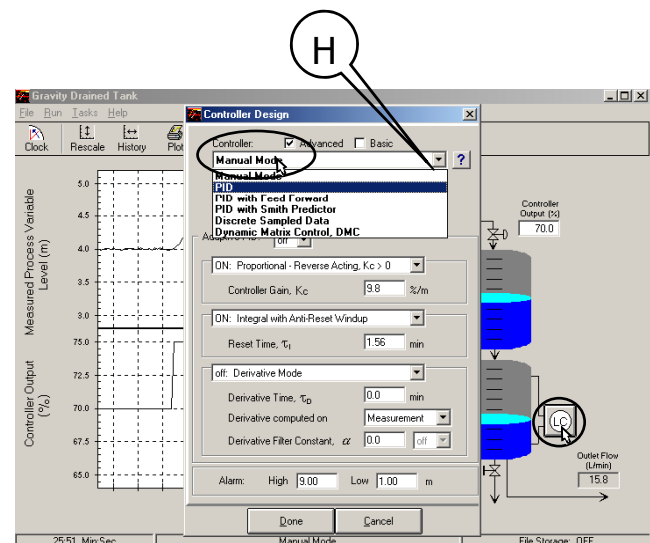
2. taratura del controllore PID con le Formule IMC

Nel ns. esempio, i parametri ottimali del controllore PID ottenuti con le **formule IMC** sono:

$K_c = 15.87 \% / m;$

$\tau_I = 1.98 \text{ min}; \quad \tau_D = 0.313 \text{ min}$

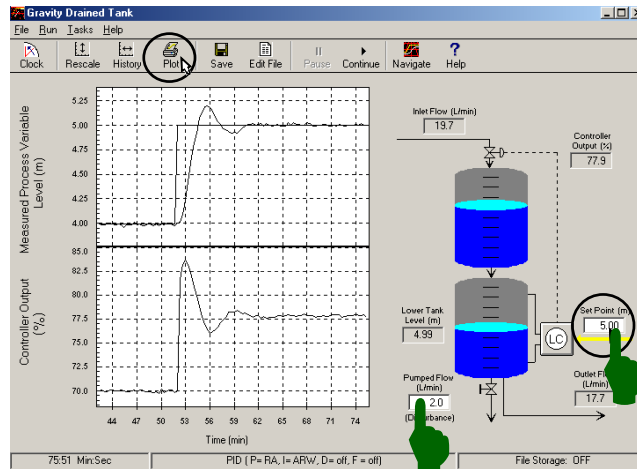
- ora è possibile abbandonare il **Manual Mode** e passare al **Controllo Automatico** cliccando sul controllore (LC) nella schermata relativa al sinottico
- si apre la Finestra del Controllore, in cui risultano già implementati i parametri del controllore nei rispettivi campi
- sempre nella Finestra del Controllore, si seleziona PID nel menù a discesa (H) tra le altre opzioni





I due serbatoi non interagenti:

2. taratura del controllore PID con le Formule IMC



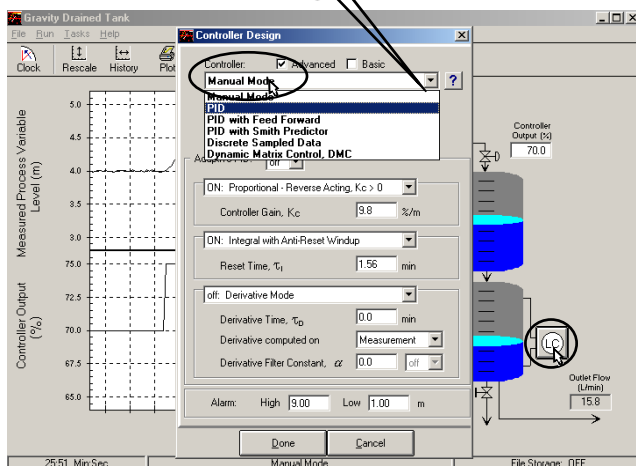
- in questa modalità è possibile studiare come reagisce il sistema, controllato in **retroazione**, a variazioni del **set point** e del **disturbo** in tutte le loro diverse varianti



I due serbatoi non interagenti:

3. taratura del controllore PID con altre formule

- nel caso di **altre formule** per **open loop tuning**, il calcolo dei parametri ottimali del controllore PID non può essere svolto dal **software**, ma deve essere fatto **off-line**
- è sempre possibile abbandonare il **Manual Mode** e passare al **Controllo Automatico** cliccando sul controllore (LC) nel **sinottico**
- si apre la Finestra del Controllore, in cui bisogna implementare "a mano" nei rispettivi campi i parametri del controllore determinati **off-line**
- sempre nella Finestra del Controllore, si seleziona PID nel menù a discesa (H) tra le altre opzioni



Continuando con il ns. esempio, i parametri ottimali del controllore PID ottenuti con **altre formule** per **open loop tuning** sono:

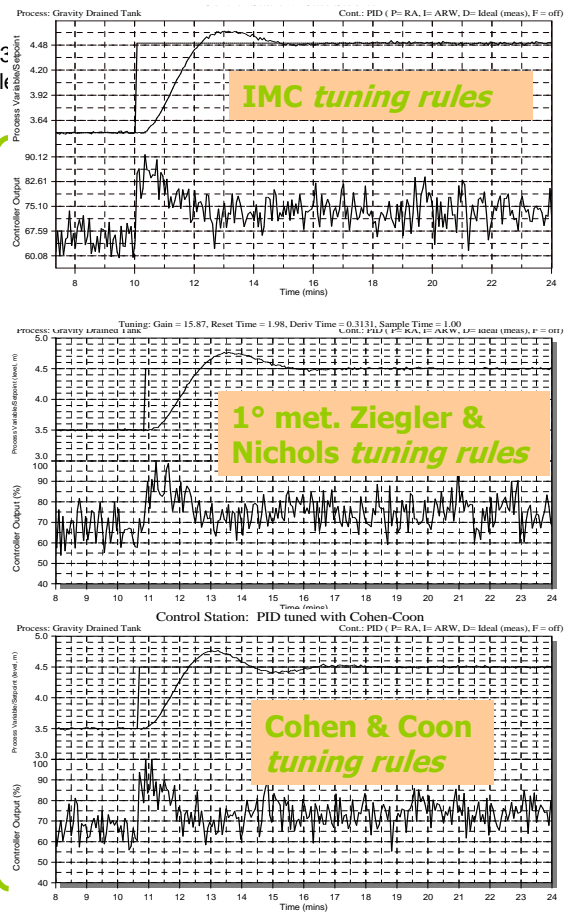
Parametri controllore PID	K_c	T_I	T_D
1° met. Ziegler e Nichols	19.70	1.557	0.389
met. Cohen e Coon	23.88	1.609	0.260



I due serbatoi non interagenti:
3. confronto della risposta dinamica *closed loop* tra i vari metodi di *tuning*

3.a
metodi basati
su taratura
ad anello aperto
(*open loop tuning*)

IMC
1° met.
Ziegler &
Nichols
Cohen &
Coon



I due serbatoi non interagenti:
3. confronto della risposta dinamica *closed loop* tra i vari metodi di *tuning*

3.b
metodi basati
su taratura
ad anello chiuso
(*closed loop tuning*)

2° met.
Ziegler &
Nichols

RIEPILOGO

- Il metodo agisce sul controllore proporzionale
- Le azioni integrali e derivate sono disattivate
- Si parte da un processo stabile in stazionario
- Si impone una perturbazione a gradino nel *set point* e monitoriamo la risposta $y(t)$
- Si aumenta il guadagno K_c fino a raggiungere un ciclo stabile (oscillazione di $y(t)$ ad ampiezza costante) (con l'elemento finale di controllo non vicino alla saturazione)
- Si annota il valore particolare $K_{u1} = K_c$ per il quale si è ottenuta un'oscillazione stabile (ad anello chiuso) di $y(t)$
- Si misura la distanza tra picco a picco (periodo naturale di oscillazione P_u o τ_0 o T)
- La frequenza naturale di oscillazione (*crossover*) è $f_0 = 1/\tau_0$
- La pulsazione di *crossover* è $\omega_{co} = 2\pi/\tau_0$

per tentativi

Ziegler-Nichols (2° Method) Tuning Chart

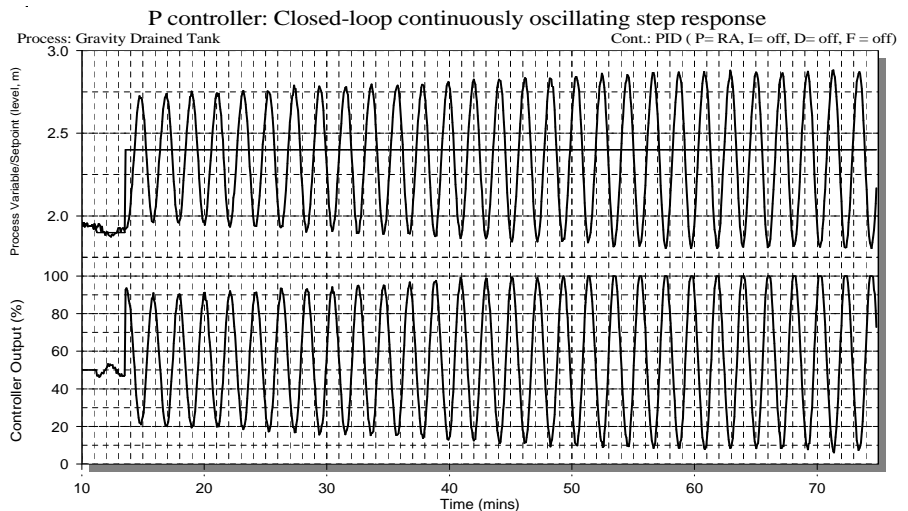
controller	K_c	τ_I	τ_D
P	$K_u/2$		
PI	$K_u/2.2$	$P_u/1.2$	
PID	$K_u/1.7$	$P_u/2$	$P_u/8$



I due serbatoi non interagenti:

3.b - confronto della risposta dinamica con i metodi di *closed loop tuning*

- I due serbatoi non interagenti sono allo stato stazionario, nella configurazione ad anello chiuso, con controllore solo proporzionale (**P-only**) e con guadagno del controllore $K_c = 90\% / m$
- Il livello nel 2° serb. (var. controllata) corrisponde al *set-point* ed è $h_2 = 1.9\ m$
- Diamo una variazione del *set-point* a gradino di $(2.4 - 1.9) = 0.5\ m$
- La risposta dinamica "simulata" risulta quella in figura



In queste condizioni, il guadagno del controllore è detto **guadagno limite** o **ultimate gain**:

$$K_u = K_c = 90\% / m$$

Il periodo della risposta oscillante è detto **ultimate period** P_u .

Dal grafico della risposta a *step* si determina: $P_u = 2.1\ min$

Tuning: Gain = 90.0, Sample Time = 1.00

SUGGERIMENTO + GENERALE

se si dispone della FdT del processo, il **guadagno limite** può essere preventivamente calcolato con il **Criterio di stabilità di Bode**



I due serbatoi non interagenti:

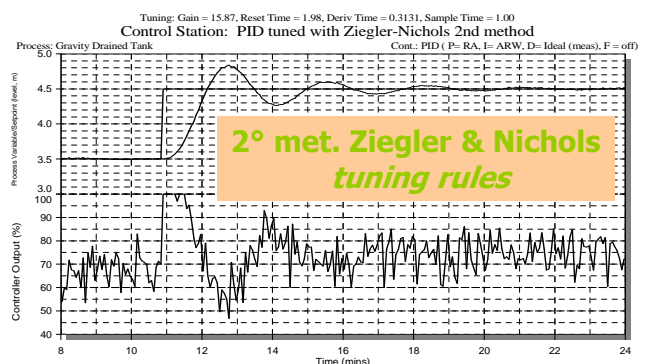
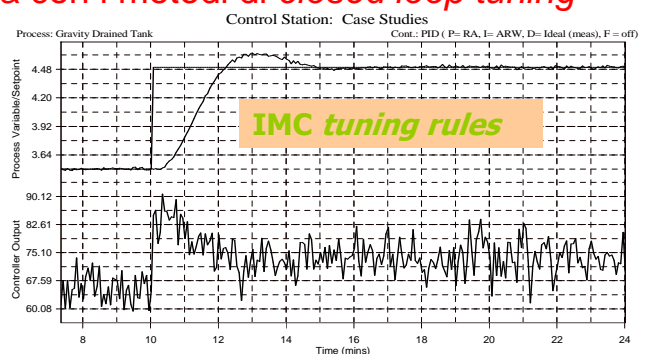
3.b - confronto della risposta dinamica con i metodi di *closed loop tuning*

Calcolo dei parametri ottimali del controllore PID

$$K_c = K_u / 1.7 = 90 / 1.7 = 52.94\% / m$$

$$\tau_I = P_u / 2 = 2.1 / 2 = 1.05\ min$$

$$\tau_D = P_u / 8 = 2.1 / 8 = 0.262\ min$$



Tuning: Gain = 52.94, Reset Time = 1.05, Deriv Time = 0.2625, Sample Time = 1.00



I due serbatoi non interagenti:

4. Analisi della sensitività ai parametri del controllore PID

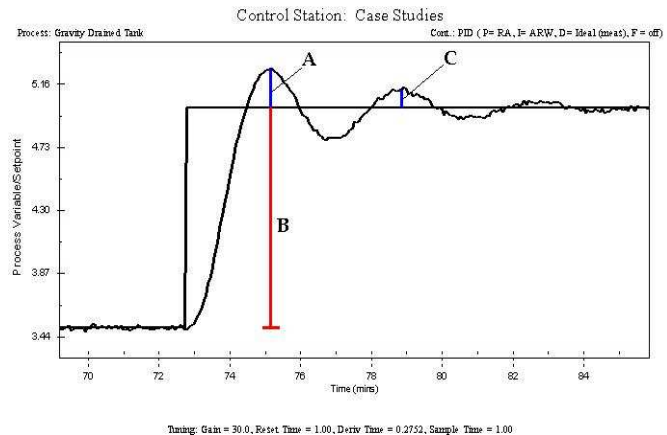
- È possibile fare uno studio degli effetti che ogni singolo parametro del controllore PID (K_c , τ_i , τ_d) determina sul sistema, attraverso l'analisi della risposta dinamica ad una variazione a gradino del *set-point* o del disturbo, in una configurazione ad anello chiuso (controllo automatico).
- L'analisi viene effettuata rispetto ad una configurazione di taratura ottimale, variando volta per volta uno dei tre parametri ottenuti con le **formule IMC** e lasciando invariati gli altri due.

Nel ns. esempio, i parametri ottimali del controllore PID ottenuti con le **formule IMC** per il caso base sono:

$$K_c = 15.87 \% / m; \quad \tau_I = 1.98 \text{ min}; \quad \tau_D = 0.313 \text{ min}$$

Si ricorda

Overshoot: rapporto tra i segmenti A e B,
 $\text{overshoot} = A/B$;
Decay ratio (rapporto di decadimento):
rapporto tra i segmenti C e A;

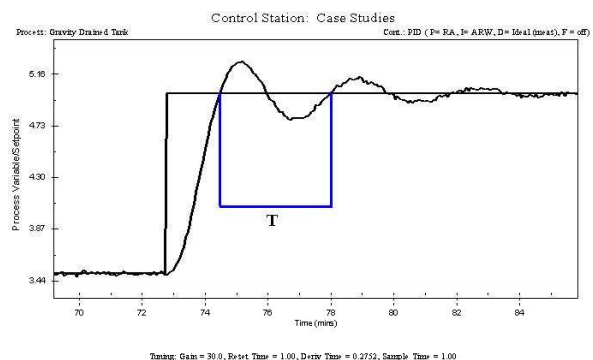


I due serbatoi non interagenti:

4. Analisi della sensitività ai parametri del controllore PID

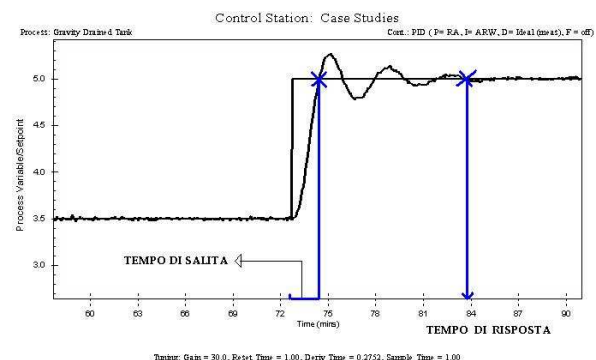
Si ricorda

periodo di oscillazione T: intervallo di tempo che decorre tra due punti sulla stessa posizione verticale della curva, percorsa "in andata";



Si ricorda

tempo di risposta: tempo in corrispondenza del quale $y(t) \sim \pm 5\%$ del valore asintotico finale;
tempo di salita: tempo in corrispondenza del quale la risposta raggiunge per la prima volta il valore asintotico finale.



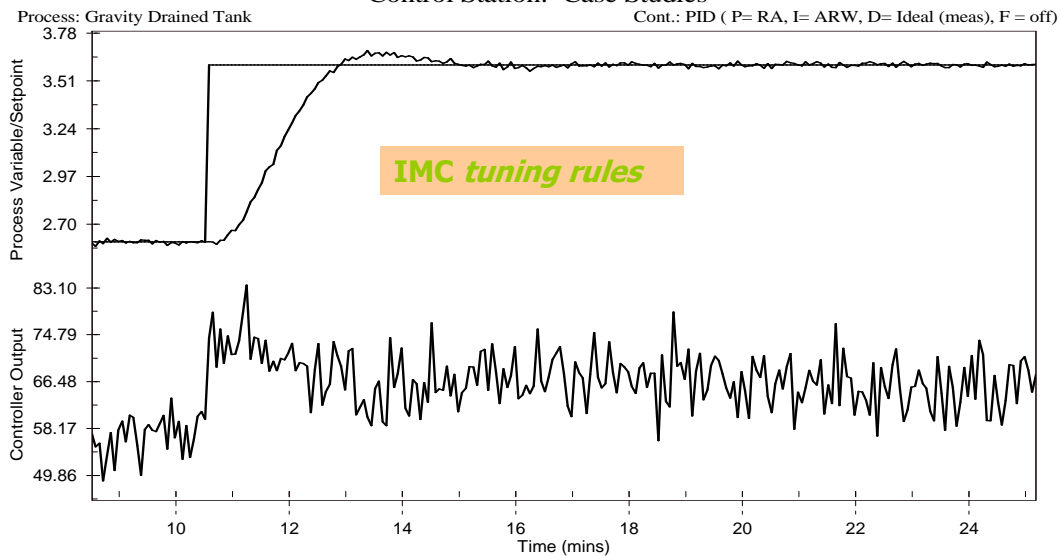


I due serbatoi non interagenti: 4. Analisi della sensitività ai parametri del controllore PID

CASO BASE DI RIFERIMENTO

Control Station: Case Studies

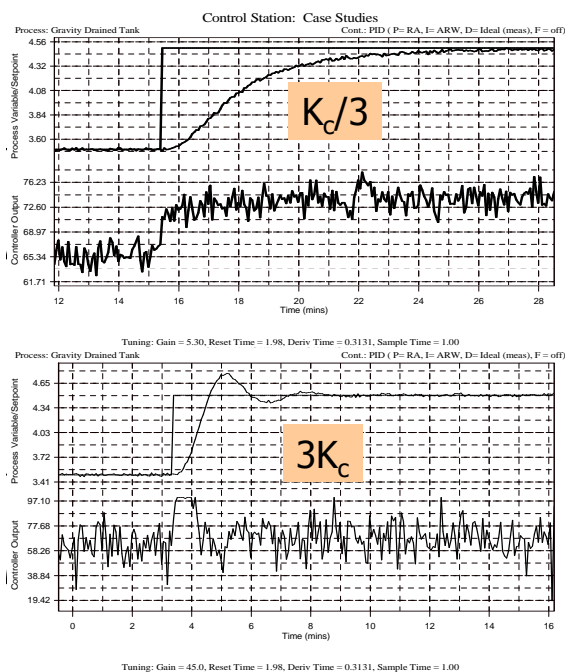
Cont.: PID (P= RA, I= ARW, D= Ideal (meas), F= off)



I due serbatoi non interagenti: 4. Analisi della sensitività ai parametri del controllore PID

Effetti della variazione di K_c :

Dai grafici si evidenzia che un aumento di K_c determina i seguenti effetti, mentre una diminuzione porta a risultati opposti:

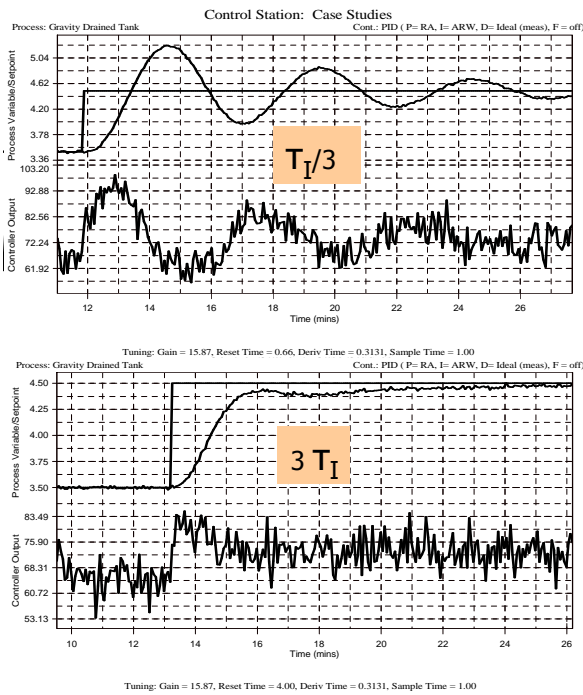


tempo di salita	DIMINUISCE
overshoot	AUMENTA
rapp. di decadimento	AUMENTA
periodo	DIMINUISCE
tempo di risposta	AUMENTA



I due serbatoi non interagenti:

4. Analisi della sensitività ai parametri del controllore PID



Effetti della variazione di τ_I :

Dai grafici si evidenzia che al crescere di τ_I :

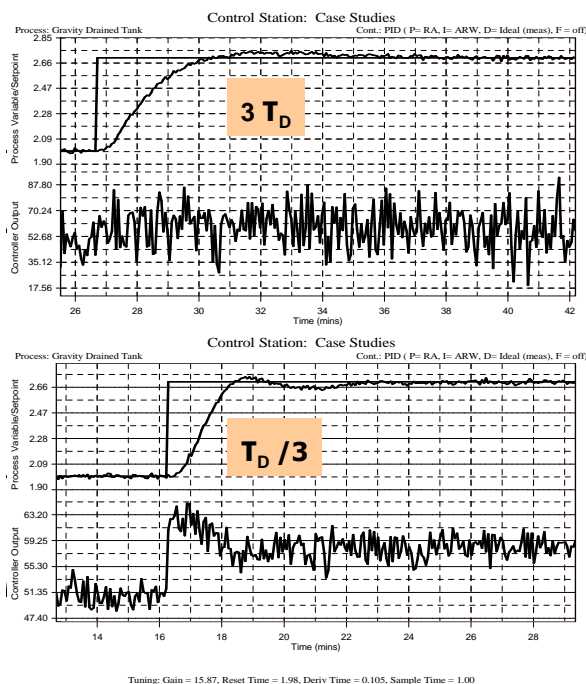
tempo di salita	AUMENTA (eventualmente perde di significato)
overshoot	DIMINUISCE (eventualmente perde di significato)
rapp. di decadimento	DIMINUISCE (eventualmente perde di significato)
periodo	AUMENTA (eventualmente perde di significato)
tempo di risposta	DIMINUISCE (eventualmente perde di significato)

La perdita di significato è dovuta al passaggio del processo da un sistema di tipo *underdamped* ad uno del tipo *overdamped*.



I due serbatoi non interagenti:

4. Analisi della sensitività ai parametri del controllore PID



Effetti della variazione di τ_D :

Dai grafici si evince che al diminuire di τ_D :

tempo di salita	DIMINUISCE (eventualmente perde di significato)
overshoot	AUMENTA (eventualmente perde di significato)
rapp. di decadimento	AUMENTA (eventualmente perde di significato)
periodo	DIMINUISCE
tempo di risposta	DIMINUISCE (eventualmente perde di significato)

La perdita di significato è dovuta al passaggio del processo da un sistema di tipo *underdamped* ad uno del tipo *overdamped*.

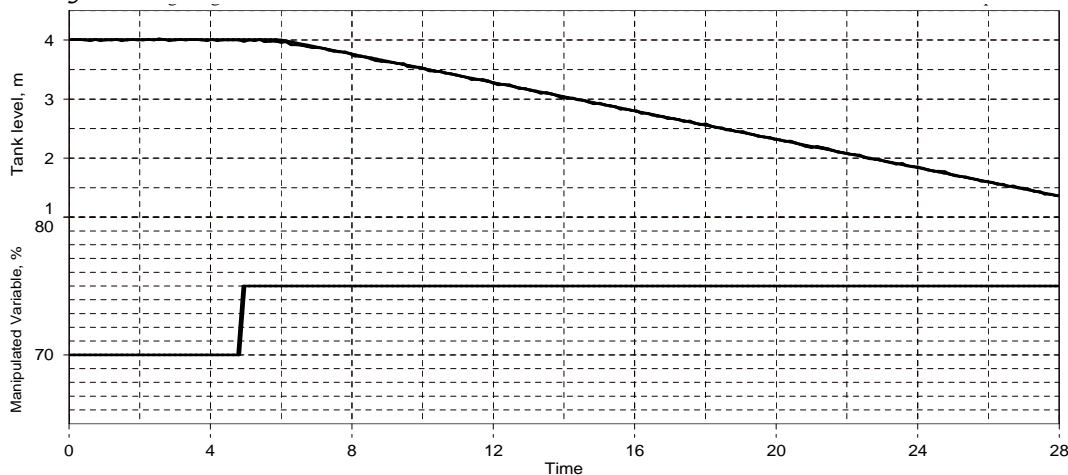


2° Caso di studio:

Sistema dinamico puramente capacitivo

Un serbatoio dalla dinamica sconosciuta viene sottoposto ad uno *step test* nella configurazione **ad anello aperto**: variazione a gradino di un ingresso (v. *Manipulated Variable* espressa in % nella parte inferiore della figura allegata) e registrazione del livello (v. la curva del *Tank Level* nella figura allegata).

- Descrivi le caratteristiche qualitative della **curva di risposta**
- Quale ti sembra essere il **comportamento asintotico** del serbatoio come sistema dinamico?
- Per il caso generale dello *step test*, descrivi cosa è e quali parametri ha un **modello FOPDT** di *fitting*
- E' possibile applicare a questo caso del serbatoio la procedura per la determinazione di un modello del tipo **FOPDT**?
- Se volessi utilizzare un **controllore PI** per il controllo in retroazione del livello nel serbatoio, cosa suggerisci di fare per il suo *tuning*?



25.05.2010

Strumentazione e Controllo dei Processi Chimici - Prof M. Miccio

33



2° Caso di studio:

Sistema dinamico puramente capacitivo

SOLUZIONE

- E' una curva monotona decrescente in maniera apparentemente lineare, che si diparte da un valore di stato stazionario dopo un leggero tempo di ritardo, successivo alla variazione a gradino dell'ingresso avvenuta a $t \approx 4.8$ min.**
- La curva di risposta ha una tendenza continua a decrescere. Come comportamento asintotico, lascia intravedere una tendenza verso $-\infty$; trattandosi di un serbatoio, il suo livello tende a zero.**
- NO. Non è possibile applicare a questo caso la procedura per la determinazione di un modello del tipo FOPDT in quanto il livello del serbatoio non raggiunge un nuovo valore di stato stazionario.**
- Si possono delineare 3 strade diverse:**
 - determinare i parametri di un controllore PI con una qualche regola empirica
 - adottare un modello FOPDT *integrating*, ricavarne i parametri e quindi applicare le formule "*IMC (lambda) tuning for integrating processes*"
 - portare il processo nella configurazione ad anello chiuso con un controllore solo proporzionale e provare ad applicare il 2° metodo di Ziegler-Nichols.

25.05.2010

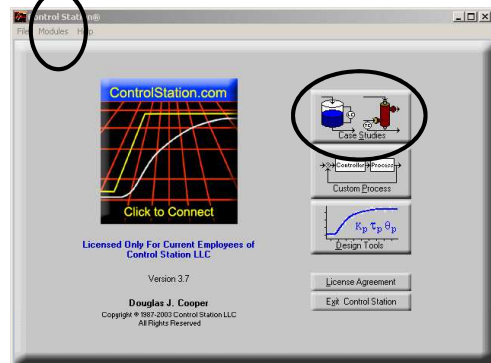
Strumentazione e Controllo dei Processi Chimici - Prof M. Miccio

34

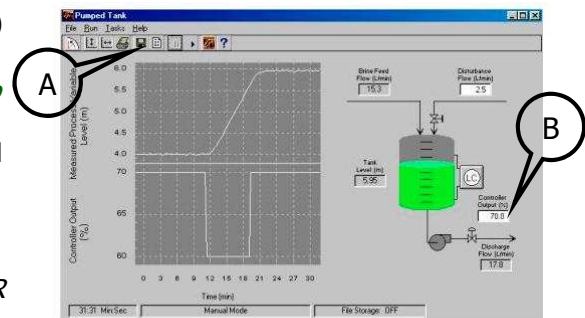


Loop-Pro Control Station® - Esempio N.2 Serbatoio con pompa di prelievo

- Dalla finestra iniziale bisogna selezionare nel menù a discesa di *CASE STUDIES* la voce "**pumped tank**"



- nella finestra successiva appare il **sinottico** del processo (in modalità manuale), in cui è possibile variare l'uscita dell'elemento finale di controllo (*CONTROLLER OUTPUT*) e il disturbo (*DISTURBANCE FLOW*);
- la finestra riporta pure le **trend charts** o **moving strip charts**, ossia i diagrammi temporali che visualizzano l'andamento nel tempo del *CONTROLLER OUTPUT* e del livello (**variabile controllata**);
- il primo passo è avviare la registrazione dei dati (A);
- il secondo passo è imporre, a partire da uno **stato stazionario**, una variazione a gradino del *CONTROLLER OUTPUT* (B), ad esempio del 5 % (STEP TEST nel Controller Output)



Shown: Pumped Tank in Manual Mode Reveals That It Has an Integrating (Non-Self Regulating) Process Behavior

25.05.2010

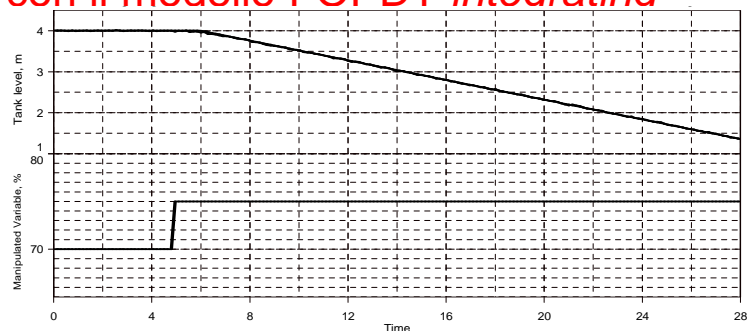
Strumentazione e Controllo dei Processi Chimici - Prof M. Miccio

35

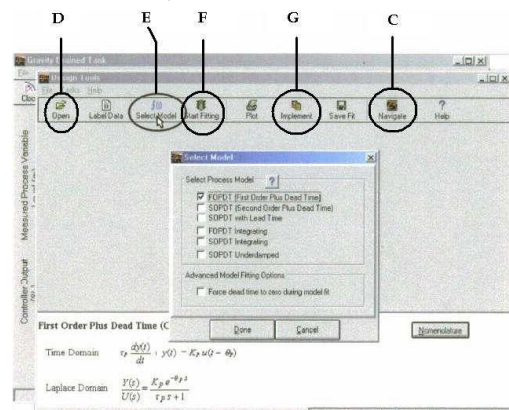


Serbatoio con pompa di prelievo:

1. Rappresentazione con il modello FOPDT *integrating*



- essendo questo un **sistema dinamico puramente capacitivo**, non si raggiunge un nuovo **stato stazionario**
- dopo un po' di tempo, conviene terminare la registrazione dei dati (A);
- per arrestare il comportamento **divergente**, bisogna quindi ripristinare il *CONTROLLER OUTPUT*, con un'opposta variazione a gradino (B) di - 5 %;
- dopo aver aperto la cartella con i dati salvati dello *step test* (D), a partire dal pulsante *Navigate* (C), è possibile selezionare (E) il modello di approssimazione/rappresentazione del processo che, nel nostro caso, è il FOPDT *integrating*



25.05.2010

Strumentazione e Controllo dei Processi Chimici - Prof M. Miccio

36



Serbatoio con pompa di prelievo:

1. Rappresentazione con il modello FOPDT *integrating*

- a questo punto, selezionando *Start Fitting (F)*, il *software* calcolerà la retta FOPDT *integrating* che meglio rappresenta il processo (trovando il minimo tra tutti gli SSE), e quindi determinerà i relativi parametri:

$$K_p^*, \theta_p$$

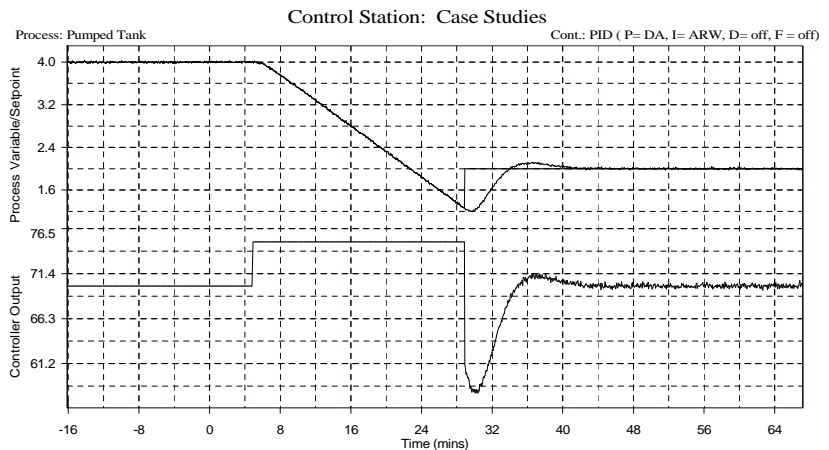
dai quali successivamente ricavare i parametri del controllore

*fitting with
FOPDT integrating*



$$K_p^* = -0.0241 \text{ m (min)}^{-1} (\%)^{-1}$$

$$\theta_p = 1.04 \text{ min}$$



Tuning: Gain = -18.82, Reset Time = 6.89, Sample Time = 1.00

$$SSE = \sum_{i=1}^N [\text{Measured Data}_i - \text{Model Data}_i]^2$$



"FOPDT *integrating*" MODEL

Use *Design Tools* to fit a FOPDT *integrating* dynamic model to the process data set. A FOPDT *integrating* model has the form:

Time Domain: $\frac{dy(t)}{dt} = K_p^* u(t - \theta_p)$

Laplace Domain: $\frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{K_p^* e^{-\theta_p s}}{s}$

where:

- $y(t)$ = measured process variable signal
- $u(t)$ = controller output signal
- K_p^* = integrator gain, units of $y(t)/(u(t) \cdot \text{time})$
- θ_p = process dead time; units of time

also:

- K_C = controller gain; units of $(u(t) \cdot \text{time})/y(t)$
- τ_I = controller reset time; units of time
- τ_D = controller derivative time; units of time
- α = derivative filter constant; unitless

IMC (lambda) Tuning

Standard Tuning: $\tau_C = \theta_p \sqrt{10}$

Conservative Tuning: $\tau_C = 5\theta_p \sqrt{10}$

from
Control
Station®
help
screen

PI

$$\frac{1}{K_p^*} \frac{2\tau_C + \theta_p}{(\theta_p + \tau_C)^2}$$

$$2\tau_C + \theta_p$$

PID Ideal

$$\frac{1}{K_p^*} \left(\frac{2\tau_C + \theta_p}{(\tau_C + 0.5\theta_p)^2} \right)$$

$$2\tau_C + \theta_p$$

$$\frac{0.25\theta_p^2 + \tau_C \theta_p}{2\tau_C + \theta_p}$$



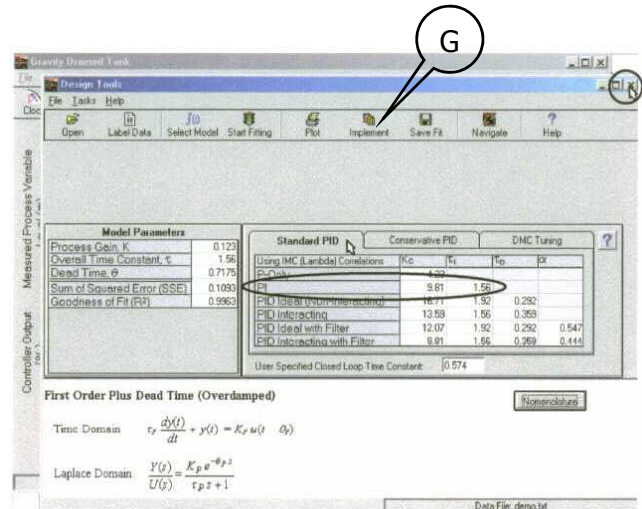
Serbatoio con pompa di prelievo:

2. taratura del controllore PI con le Formule IMC

- Il *software* determina i parametri del controllore prescelto (nella famiglia PID) con le formule IMC
- E' possibile ora implementare i parametri ottimali così ottenuti direttamente dentro il controllore con il pulsante **Implement** (G)
- Nel ns. esempio, i parametri ottimali per un controllore PI ottenuti con le formule IMC sono:

$$K_c = -18.82 \text{ (\%)} \text{ (min)} \text{ m}^{-1}$$

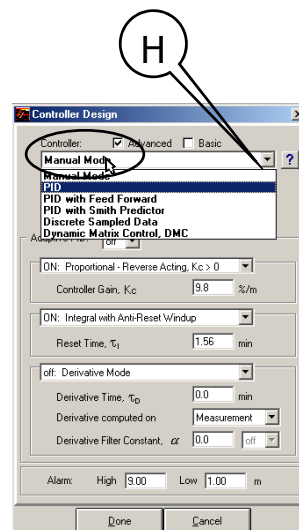
$$\tau_I = 6.89 \text{ min}$$



Serbatoio con pompa di prelievo:

2. taratura del controllore PI con le Formule IMC

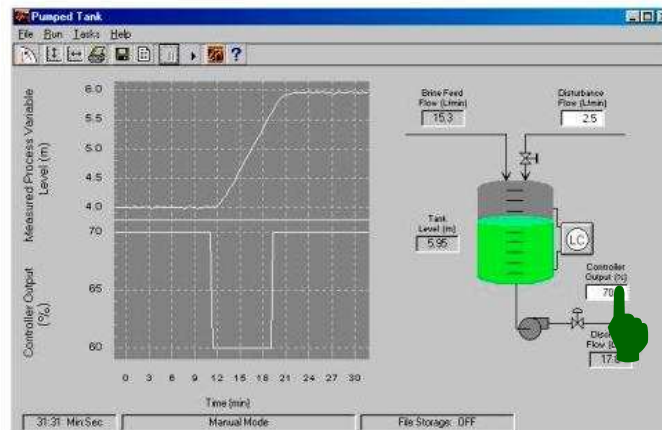
- ora è possibile lasciare **Manual Mode** e passare al **Controllo Automatico** cliccando sul controllore (LC) nella schermata con il sinottico
- si apre la Finestra del Controllore, in cui risultano già implementati i parametri del controllore nei rispettivi campi
- sempre nella Finestra del Controllore, si seleziona PID nel menù a discesa (H) tra le altre opzioni





Serbatoio con pompa di prelievo:

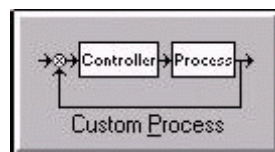
2. taratura del controllore PI con le Formule IMC



- in questa modalità è possibile studiare come reagisce il **Serbatoio con pompa di prelievo**, controllato in **retroazione**, a variazioni del **disturbo** e del **set point** in tutte le loro diverse varianti



CUSTOM PROCESS



Questo modulo è un ambiente di lavoro che permette di implementare un processo e/o l'architettura del controllore secondo le proprie esigenze o specifiche.

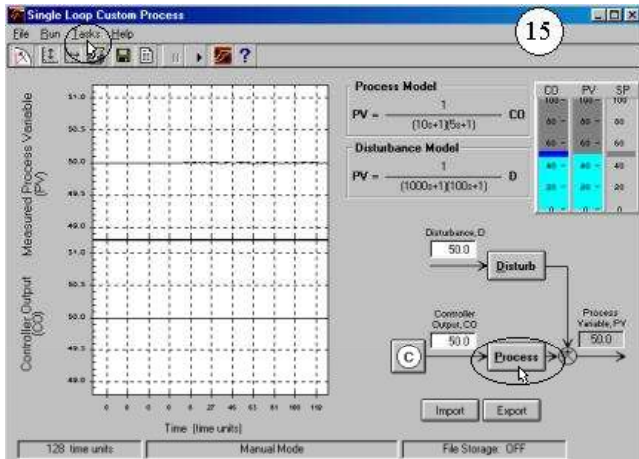
In particolare, è possibile inserire la **Funzione di Trasferimento**, anche selezionandola da un menù, con i propri specifici parametri.

Le simulazioni permettono una larga serie di analisi sia per processi *single-loop* sia per processi *multi-loop*.

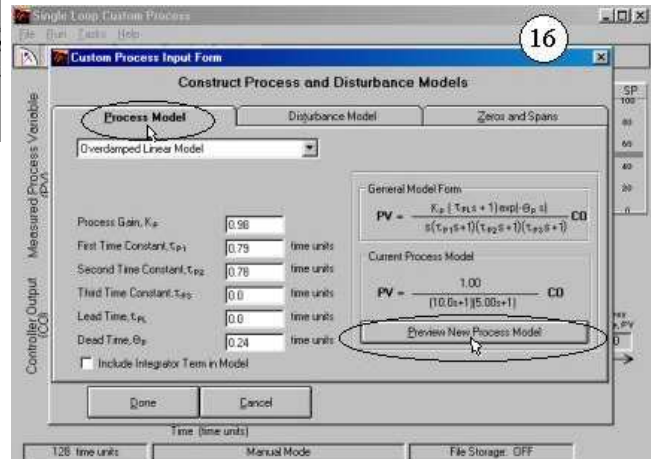
Con il **Custom Process** è anche possibile importare nel programma descrizioni relative a disturbi o processi reali, che potranno così essere simulati e studiati.



CUSTOM PROCESS



single loop custom process



25.05.2010

Strumentazione e Controllo dei Processi Chimici - Prof M. Miccio

43



OVERDAMPED PROCESS MODEL FORMS

- I PROCESSI CHE NON HANNO UNA TENDENZA AD OSCILLARE (*OPEN LOOP*) SONO CHIAMATI *OVERDAMPED*
- MOLTI PROCESSI *OVERDAMPED* SONO ANCHE *SELF REGULATING*

First Order Plus Dead Time

$$\text{Time Domain} \quad \tau_p \frac{dy(t)}{dt} + y(t) = K_p u(t - \theta_p)$$

$$\text{Laplace Domain} \quad G_p(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{K_p e^{-\theta_p s}}{\tau_p s + 1}$$

Where:

$y(t)$ = measured process variable signal
 $u(t)$ = controller output signal
 K_p = process gain; units of $y(t)/u(t)$
 τ_p = process time constant; units of time
 τ_L = process lead time; units of time
 θ_p = process dead time; units of time

Second Order Plus Dead Time

$$\text{Time Domain} \quad \tau_{p1} \tau_{p2} \frac{d^2 y(t)}{dt^2} + (\tau_{p1} + \tau_{p2}) \frac{dy(t)}{dt} + y(t) = K_p u(t - \theta_p)$$

$$\text{Laplace Domain} \quad G_p(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{K_p e^{-\theta_p s}}{(\tau_{p1} s + 1)(\tau_{p2} s + 1)}$$

Second Order Plus Dead Time with Lead Time

$$\text{Time Domain} \quad \tau_{p1} \tau_{p2} \frac{d^2 y(t)}{dt^2} + (\tau_{p1} + \tau_{p2}) \frac{dy(t)}{dt} + y(t) = K_p \left[u(t - \theta_p) + \tau_L \frac{du(t - \theta_p)}{dt} \right]$$

$$\text{Laplace Domain} \quad G_p(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{K_p (\tau_L s + 1) e^{-\theta_p s}}{(\tau_{p1} s + 1)(\tau_{p2} s + 1)}$$

25.05.2010

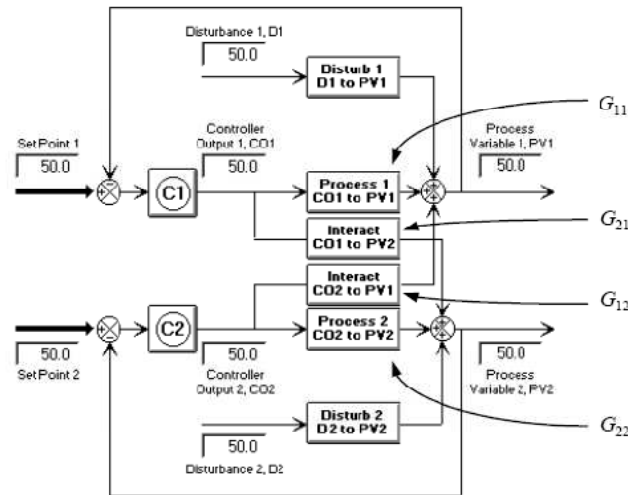
Strumentazione e Controllo dei Processi Chimici - Prof M. Miccio

44



MULTI-LOOP PROCESS CUSTOM PROCESS

- CONSENTE LA SIMULAZIONE DI UN AMPIO RANGE DI PROCESSI "MIMO" 2X2 CHE SEGUONO QUESTO SCHEMA GENERALE:



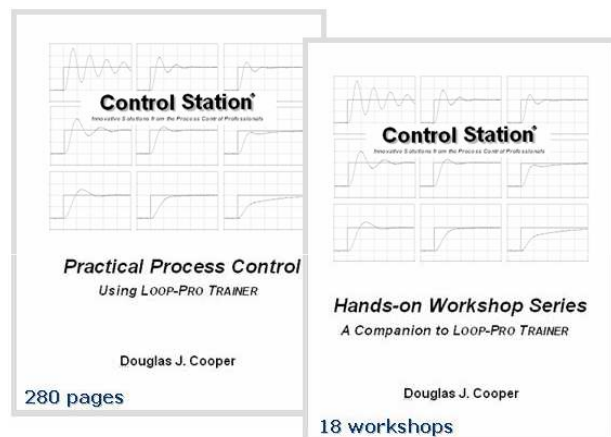
LOOP-PRO TRAINER – CONTROL STATION® Companion Written Materials

Practical Process Control Book

A companion 280 page *Practical Process Control* textbook provides extensive discussion and detail on the modern methods and best practices for control of parameters such as temperature, pressure, level, flow and composition on processes with streams comprised of gases, liquids, powders, slurries and melts. Like the slides, the book covers basic through advanced process control topics, always focusing on the practical application of most benefit to industry practitioners.

Workshop Challenges

The *Hands-On Workshop Series* companion book offers 18 workshop challenges for you to confront and overcome.



adapted from:

<http://www.controlstation.com/cs-products/trainer.html>



LOOP-PRO TRAINER – CONTROL STATION® *Web-based Materials*

About ControlGuru e-Book

The Controlguru.com e-book is an online textbook covering proven methods and best practices in automatic process control.

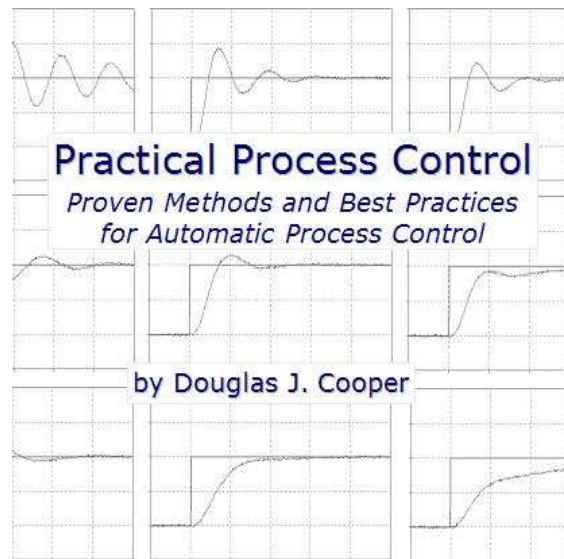
The focus of the e-book is on PID control and related architectures such as cascade, feed forward, Smith predictors, multivariable decoupling, and similar classical and advanced process control strategies.

Applications of interest are processes with streams composed of gases, liquids, powders, slurries and melts as found in broad range of manufacturing, production and development operations.

Chemical, bio-pharma, oil and gas, paints and coatings, food and beverages, cement, minerals and ore, polymers and plastics, metals, pulp and paper, materials, personal care products, and water processing are examples of industries that operate such plants.

Measured process variables common for these processes and industries include temperature, pressure, pressure drop, level, flow, density, concentration, viscosity, chemical composition, and more.

Final control elements tend to be valves, variable speed pumps and compressors, cooling and heating elements, and the like.



co-author articles by Allen Houtz, Bob Rice
best articles by Jim Riggs, Peter Nachtwey, Fred Thomasson

adapted from:

<http://www.controlguru.com/>