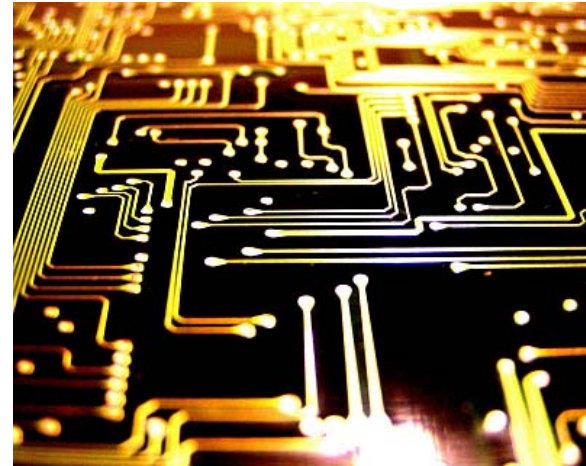
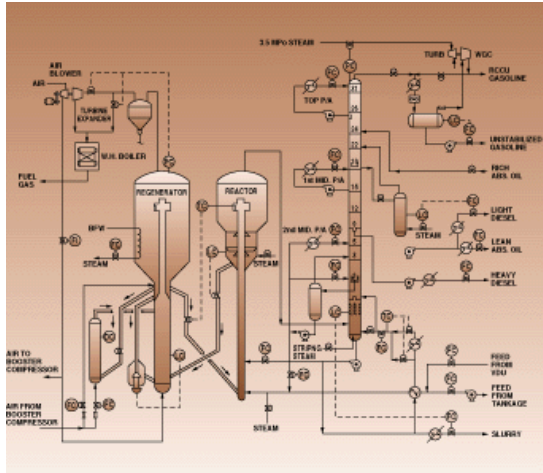


L1 Introduzione alla dinamica e controllo di processo



Perché il controllo dei processi chimici e industriali?

1) SICUREZZA

delle persone interne (operatori) ed esterne (cittadinanza) all'impianto. Integrità delle apparecchiature. Mantenimento delle unità all'interno delle condizioni operative nominali (di progetto).

2) REGOLAMENTI AMBIENTALI

direttive comunitarie, leggi, prescrizioni, norme, decreti. Verifica e controllo dell'interazione dell'impianto con l'ambiente. Controllo delle emissioni liquide e gassose.

3) SPECIFICHE DI PRODOTTO

specifiche sul prodotto finale in termini di quantità (produzione) e qualità (purezza). Specifiche su eventuali sottoprodotti se questi sono commercializzati.

Perché il controllo dei processi chimici e industriali?

4) VINCOLI PROCESSISTICI

vincoli operativi (processistici) sulle unità di processo. Ad esempio: carico di mandata delle pompe, livello massimo in un serbatoio, pressione in un reattore, traffico fluidodinamico in colonna, carico termico in una fornace, ...

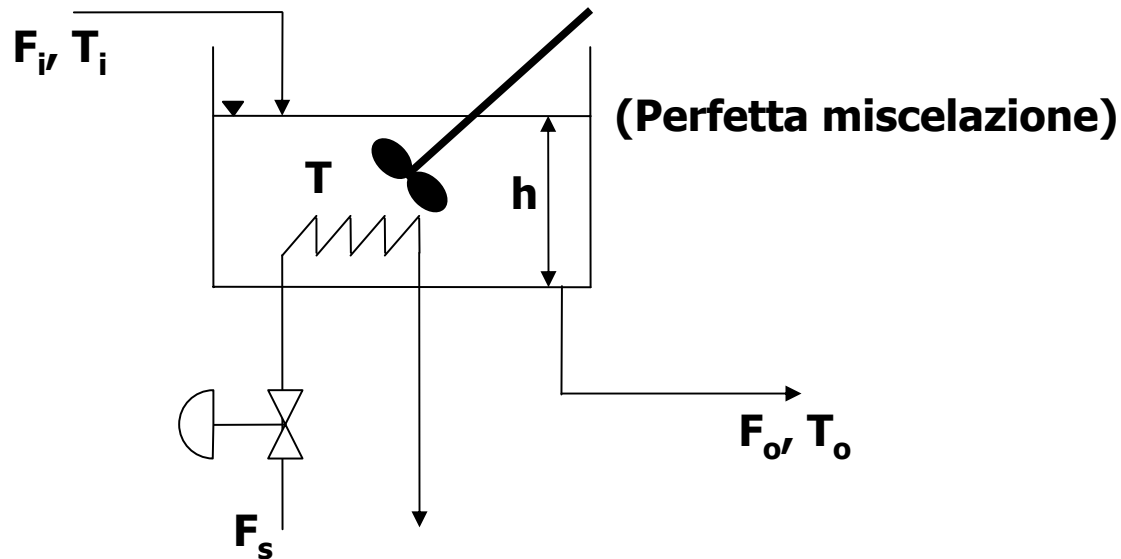
5) ECONOMIA DI MERCATO

l'impianto deve operare in accordo con le richieste del mercato ed i costi delle materie prime e i prodotti finali.

Compiti di un sistema di controllo:

- Eliminazione, soppressione dei disturbi esterni
- Stabilità di processo
- Ottimizzazione di processo

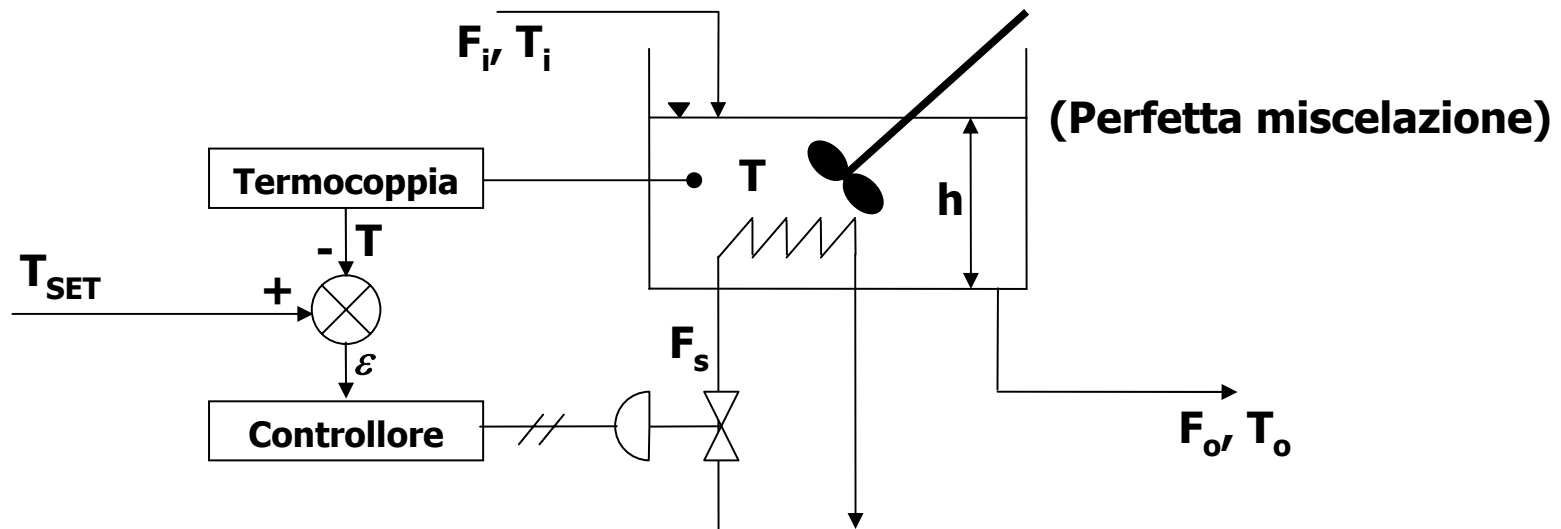
Eliminazione dei disturbi del sistema



L'obiettivo è quello di mantenere la temperatura in uscita e il volume V (o h) COSTANTI ($T_o = T = \text{cost}$, $h = \text{cost}$), ma esistono disturbi esterni su F_i e T_i . Non è pensabile assegnare un valore F_s e non controllare alcunché in quanto a causa dei disturbi su F_i e T_i anche T_o e h cambieranno. Qualora anche F_i e T_i fossero costanti, altri disturbi quali il fouling (sporcamento) sullo scambiatore vapore piuttosto che sulla stessa F_s potrebbero influenzare T_o .

Eliminazione dei disturbi del sistema

È possibile allora effettuare un controllo feedback sulla T_o (=T data la perfetta miscelazione).



Se $\varepsilon > 0$ il controllore APRE la valvola del vapore

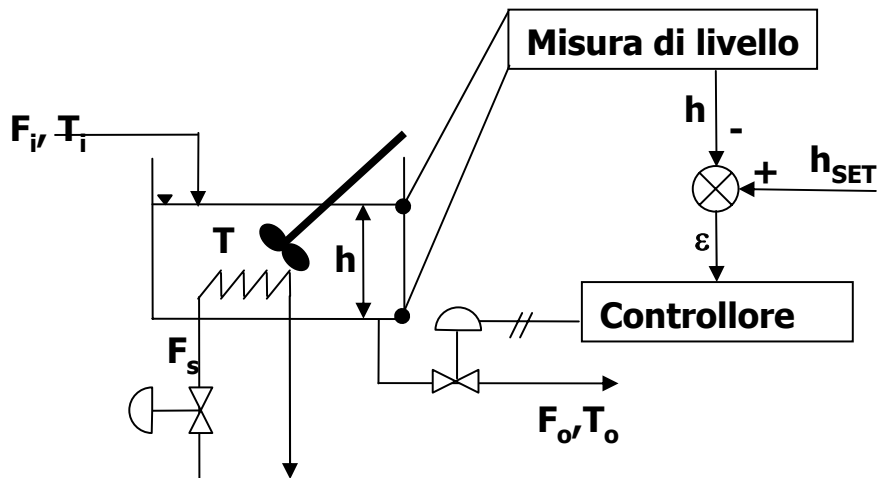
Se $\varepsilon < 0$ il controllore CHIUDE la valvola del vapore

Se $\varepsilon = 0$ il controllore NON muove la valvola del vapore rispetto a dove si trova

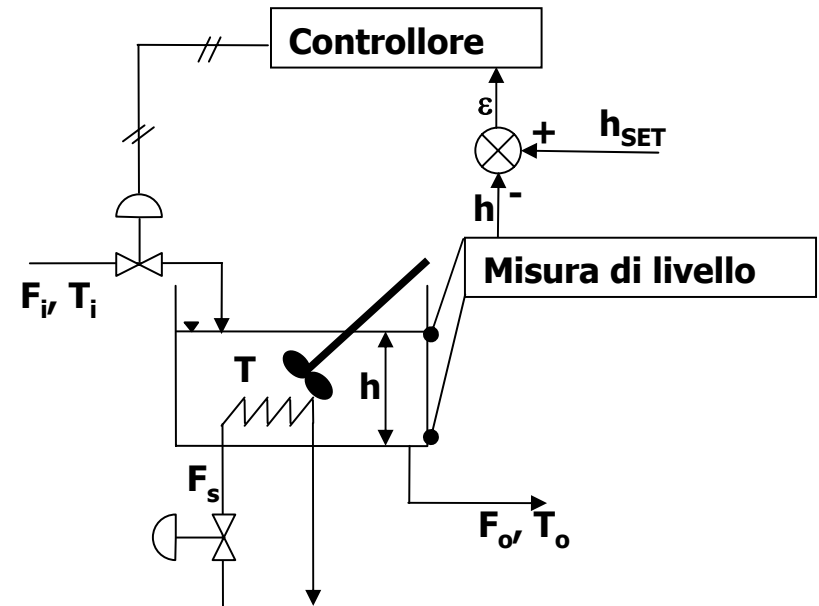
Eliminazione dei disturbi del sistema

Per quanto riguarda il controllo sul volume V del serbatoio e quindi sull'altezza h è possibile pensare a due alternative in retroazione (feedback) che controllano appunto l'altezza h rispetto al suo set point regolando la valvola della portata F_o o quella dell'alimentazione F_i

CONTROLLO di LIVELLO in FEEDBACK
(alternativa A)



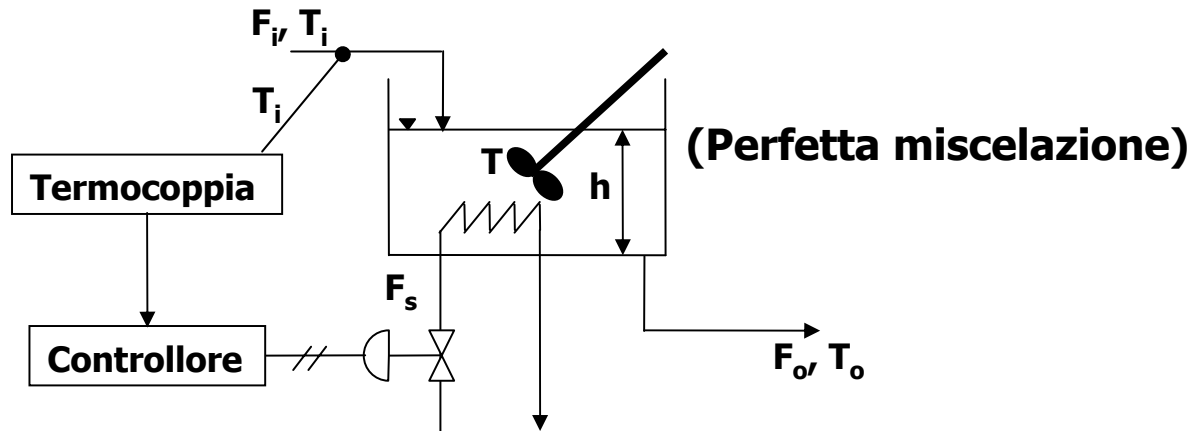
CONTROLLO di LIVELLO in FEEDFORWARD
(alternativa B)



Eliminazione dei disturbi del sistema

L'alternativa è quella di cambiare completamente approccio e passare da un controllo di tipo feedback (in retroazione, post factum) ad un controllo di tipo feedforward (in anteazione) che anticipi l'azione prima che si registri la variazione sulla variabile controllata.

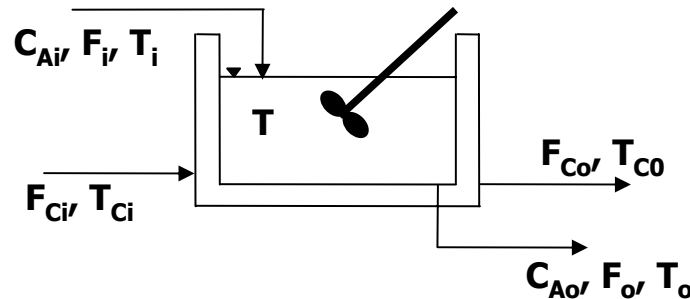
CONTROLLO di TEMPERATURA in FEEDFORWARD
(si noti che il controllo è sulla $T=T_o$)



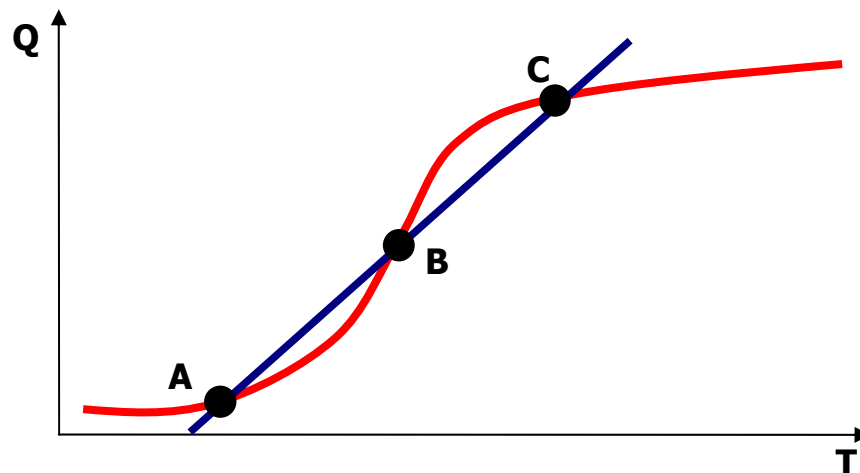
Il sistema di controllo deve essere evoluto in quanto deve basarsi sul modello del processo ed essere capace di predire la risposta del sistema a fronte di un disturbo misurato (misurabile) e modellato. Se però il sistema di controllo in feedforward NON rileva o modella un disturbo (ad esempio il fouling del serpentino) NON c'è modo di correggere la temperatura del prodotto.

Stabilità di processo

Sia data una reazione esotermica $A \rightarrow B$ in un reattore CSTR incamiciato con liquido di raffreddamento:



Il diagramma della potenza termica liberata dalla reazione esotermica (in rosso) e sottratta dalla camicia di refrigerazione in funzione della temperatura operativa (in blu) T è:



La **sigmoide** rappresenta il calore di reazione liberato.

La **retta** rappresenta il calore sottratto dalla camicia.



Stabilità di processo

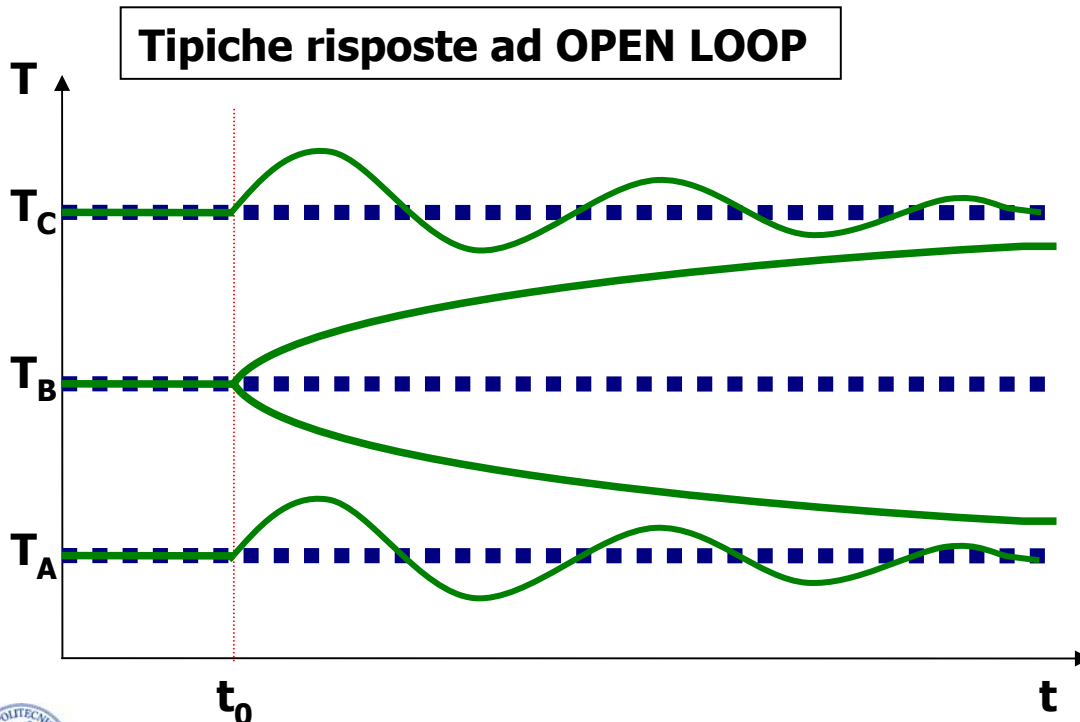
Il punto **A** è in genere di spegnimento o bassa resa.

Il punto **C** è spesso non adatto per il corretto funzionamento del catalizzatore o per i materiali del reattore o a causa della selettività della reazione.

Il punto **B** è spesso quello ottimale a livello processistico MA è instabile.

⇒ **A** e **C** sono STABILI

⇒ **B** è INSTABILE



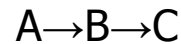
A fronte di disturbi, ad esempio sul calore sottratto in camicia, i punti di funzionamento **A** e **C** sono stabili mentre **B** diverge verso **A** o **C**.

Spesso è necessario operare in **B** che è instabile e quindi introdurre un sistema di controllo che mantenga il processo in **B**.

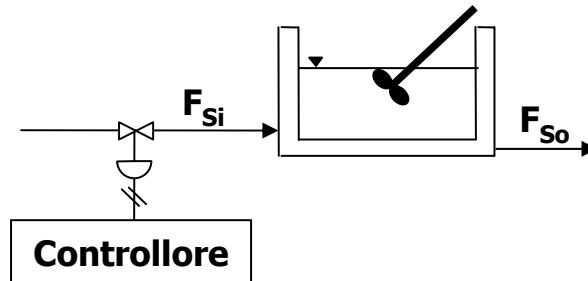


Ottimizzazione di processo, controllo ottimale

In un reattore BATCH si hanno due reazioni endotermiche consecutive:



con il prodotto B e C sottoprodotto. Il calore è fornito tramite vapore.

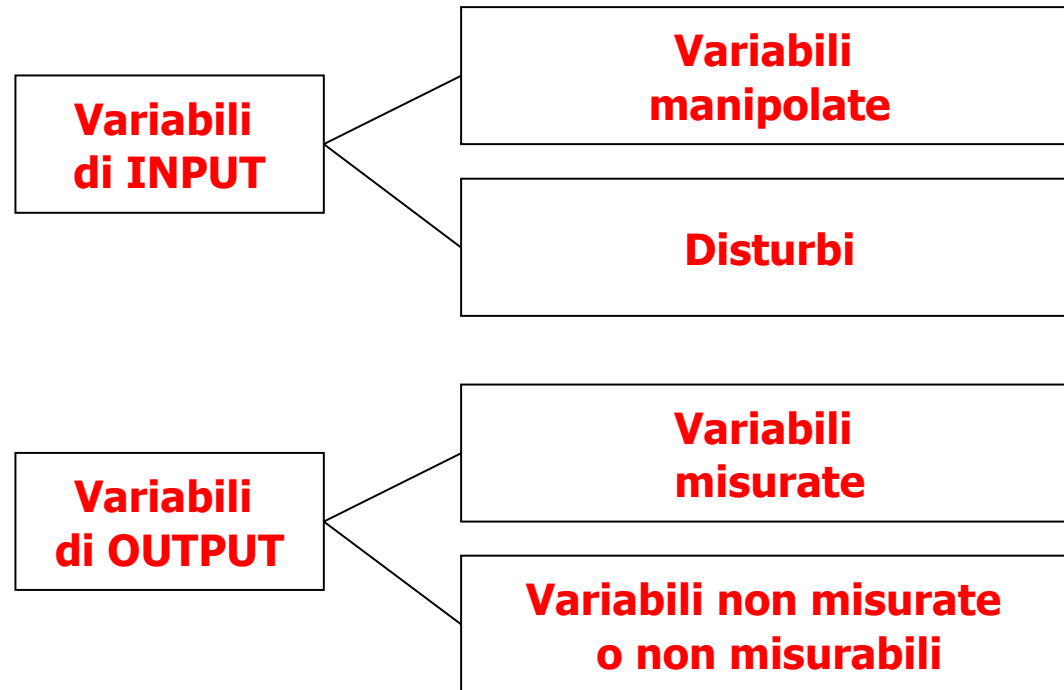


Si desidera determinare la $F_s(t)$ che massimizzi Φ ovvero il guadagno:

$$\text{Max } \Phi = \int_0^{t_{TOT}} -F_s(t) dt + \text{Ricavo di B} - \text{Costo di A}$$

Il valore $F_s(t)$ dovrà appartenere al range $[F_s^{\min}(t), \dots, F_s^{\max}(t)]$ ed il problema è la traiettoria ottimale (optimal trajectory, optimal control). Secondo questo approccio il sistema non sta controllando i disturbi (disturbance rejection) bensì sta controllando il sistema nell'ottica ECONOMICA. Si noti che più passa il tempo più si produce B e quindi si inizia a produrre anche C. Se si esagera con F_s allora c'è il rischio di sottrarre più B per ottenere C di quanto A venga convertito a B.

Classificazione delle variabili di processo



Le variabili di INPUT sono quelle che denotano l'effetto dell'ambiente circostante sul processo.

Le variabili di OUTPUT sono quelle che denotano l'effetto del processo sull'ambiente circostante.

Si hanno inoltre le variabili di PROCESSO o INTERNE che descrivono il funzionamento e le caratteristiche delle unità di processo interne all'impianto.

Classificazione delle variabili di processo

Le variabili MISURATE possono essere misurate DIRETTAMENTE (ad es. la pressione o la temperatura) oppure possono essere misurate INDIRETTAMENTE (es. la temperatura del 3 piatto dal basso di una colonna di distillazione per conoscere la purezza x_i di coda del prodotto).

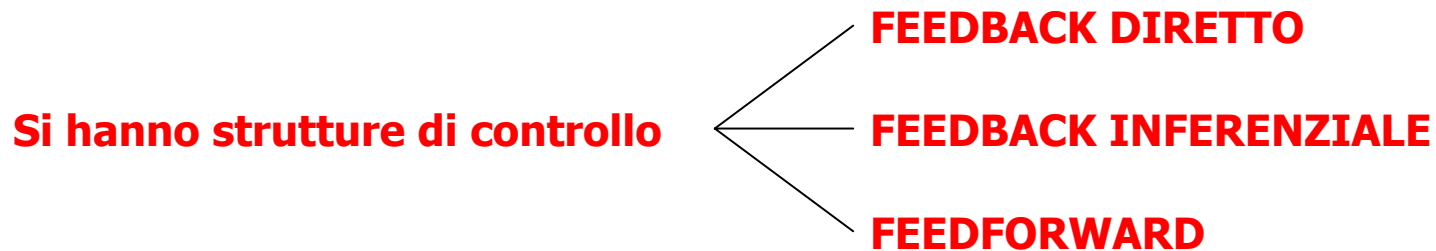
Spesso la misura INFERENZIALE è necessaria in quanto quella diretta non è fattibile oppure è troppo lenta o eccessivamente costosa.

Altro aspetto è invece legato alla riconciliazione dati intesa come MODEL IDENTIFICATION o COAPTATION, vedi anche SOFT SENSOR.

Classificazione delle variabili di processo

La struttura o configurazione di controllo descrive la connessione tra variabili manipolate e variabili controllate.

La struttura può essere SISO o MIMO. Nel caso MIMO la struttura non deve essere necessariamente quadrata bensì può essere rettangolare. In generale il numero di variabili manipolate è maggiore di quelle controllate.



Il FEEDBACK diretto misura le variabili controllate e regola quelle manipolate.

Il FEEDBACK INFERENZIALE non può misurare le variabili da controllare e quindi ne misura altre inferenziando il valore di quelle da controllare e regolando le variabili manipolate.

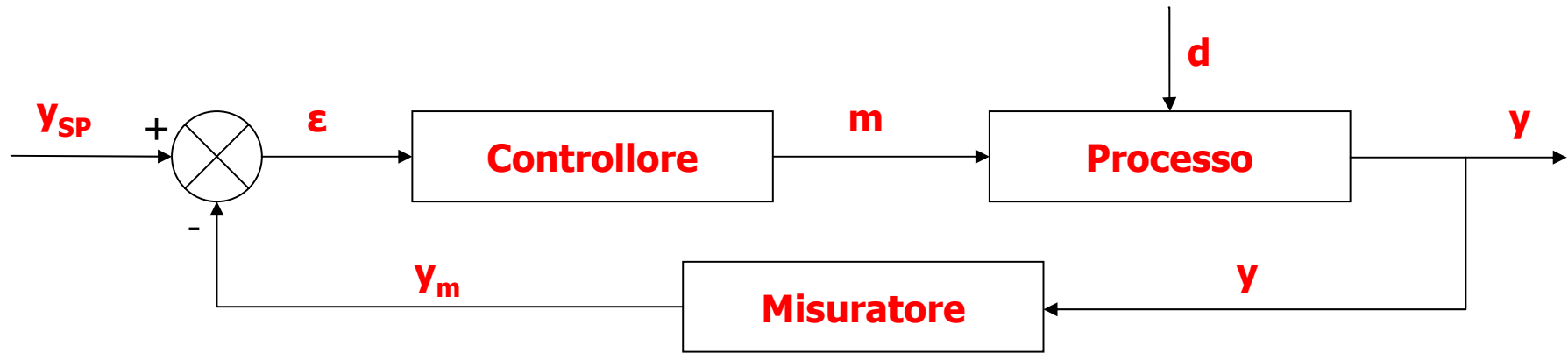
Il FEEDFORWARD misura i disturbi e regola le variabili manipolate.

L'hardware nel controllo di processo

In ogni struttura di controllo è possibile distinguere:

- Il processo chimico costituito dalle unità operative e dalle loro interconnessioni;
- Sensori ed apparecchi di misura:
 - Termocoppie, sonde IR, ...
 - Misuratori di livello e pressione, ...
 - Flussimetri, pitometri, venturimetri, ...
 - Gascromatografi, NIR, FTIR, ...
- Trasduttori che trasformano la misura in un segnale trasmissibile;
- Linee di trasmissione, bus di trasmissione e protocolli di trasmissione;
- Il CONTROLLORE è la CPU che elabora la filosofia di controllo;
- L'ATTUATORE (spesso una valvola motorizzata) che realizza i comandi calcolati, decisi ed inviati dal controllore;
- Sistemi di memorizzazione (historical trends, data retrieval, data analysis, ...).

Struttura e tipologia dei controlli in retroazione



y_m è la variabile da controllare il cui valore è misurato o determinato dal misuratore. In genere y coincide con y_m ma nel controllo inferenziale si rileva y e si determina y_m che è la vera variabile da controllare.

In genere si hanno:

- FC = flow control
- PC = pressure control
- LC = level control
- TC = temperature control
- CC = composition control

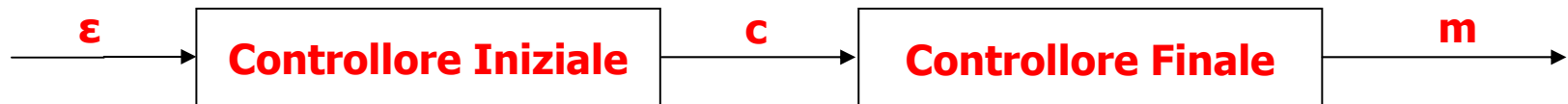
Controllo proporzionale

Per ogni tipo di controllore, detto $\varepsilon = y_{SP} - y_m$ e con in genere $\varepsilon(t) = y_{SP} - y_m(t)$, il controllore proporzionale è caratterizzato da:

$$c(t) = K_C \varepsilon(t) + c_s$$

dove K_C è il guadagno proporzionale.

Si noti che il controllore ha una struttura articolata:



m = variabile MANIPOLATA

c = segnale di ATTUAZIONE

Controllo proporzionale integrale

$$c(t) = K_c \varepsilon(t) + \frac{K_c}{\tau_I} \int_0^t \varepsilon(t) dt + c_s$$

τ_I = costante di tempo integrale

Controllo proporzionale integrale derivativo

$$c(t) = K_c \varepsilon(t) + \frac{K_c}{\tau_I} \int_0^t \varepsilon(t) dt + K_c \tau_D \frac{d\varepsilon(t)}{dt} + c_s$$

τ_D = costante di tempo derivativo

Controllo proporzionale integrale derivativo

NOTE:

- c_S è definito il BIAS del controllore e coincide con l'azione del controllore quando il sistema è esattamente al set point
- Di solito $K_C \in 0.002, \dots, 1$ e $\tau_I \in 0.1, \dots, 50$ min
- L'azione del controllore proporzionale (P) non riesce ad eliminare l'offset
- L'azione integrale del PI permette di eliminare anche piccoli errori nella y rispetto alla y_{SP}
- Una controindicazione del PI è che talvolta gli errori sono lunghi da eliminare sicché l'azione dell'integrale diviene sempre più ampia fino ad arrivare all'apertura o chiusa COMPLETA della valvola. Questa situazione è detta INTEGRAL WINDUP
- Il contributo del D del PID è anche detto ANTICIPATIVO grazie al termine della derivata dell'errore
- Si ha il rischio di DERIVATIVE RINGING nel controllore derivativo quando in presenza di significativo rumore di fondo

Determinazione delle costanti K_C , τ_i , τ_d

Esistono dei **criteri semplici** che guardano al:

- Overshoot
- Rise time
- Settling time
- Decay ratio
- Frequency of oscillation

Esistono dei **criteri integrali** che cercano di minimizzare l'integrale dell'errore così definito:

- ISE: Integral Square Error: $ISE = \int_0^{\infty} [\varepsilon(t)]^2 dt$

- IAE: Integral of the Absolute Error: $IAE = \int_0^{\infty} |\varepsilon(t)| dt$

- ITAE: Integral of the Time-Weighted Absolute Error: $ITAE = \int_0^{\infty} t |\varepsilon(t)| dt$

Determinazione delle costanti K_C τ_i τ_d

ISE è adatto per sopprimere errori grossi.

IAE è adatto per sopprimere errori piccoli.

ITAE è adatto per sopprimere errori che derivano nel tempo.

Al fine occorre risolvere il seguente problema:

$$\text{Min}_{K_C \tau_I \tau_D} \Psi \quad \text{con} \quad \Psi = \begin{cases} \text{ISE} \\ \text{IAE} \\ \text{ITAE} \end{cases}$$

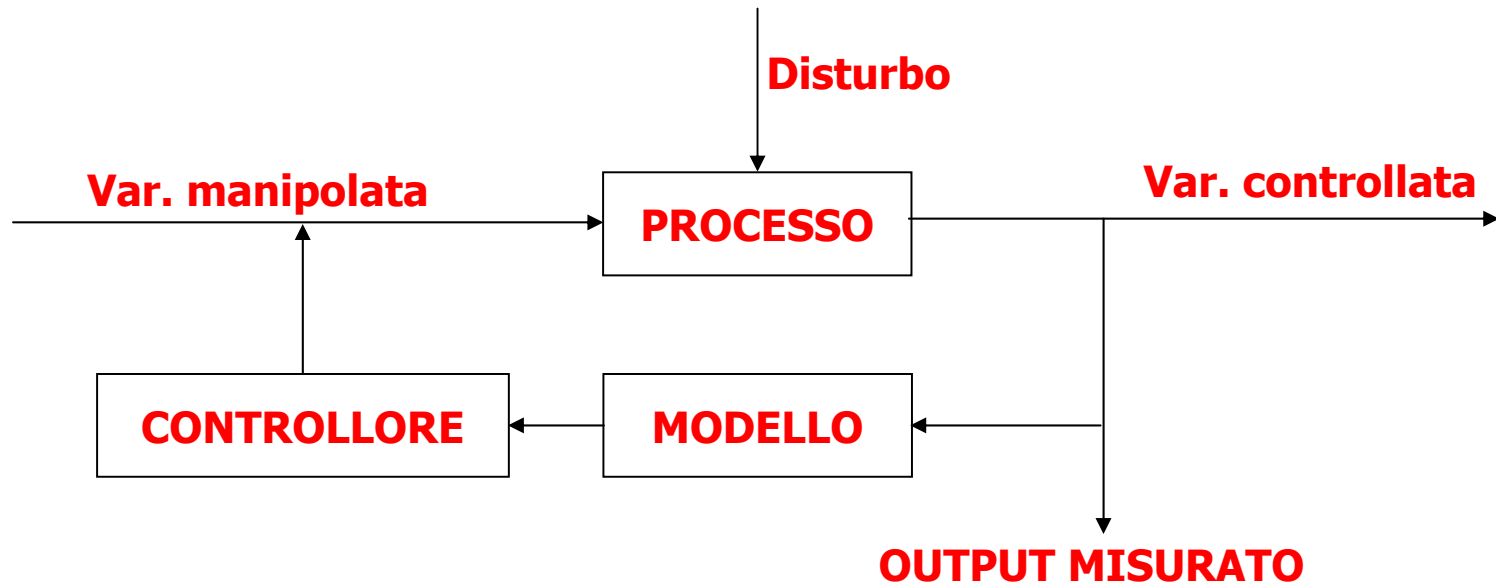
Sintesi parametri di controllo con:

- COHEN-COON: analisi della risposta del sistema a *step change* (gradino) sulla variabile c (segnale di ATTIVAZIONE del controllore). Risposta in genere equivalente a quella di un sistema del primo ordine con tempo di ritardo;
- ZIEGLER-NICHOLS: Risposta del sistema in FREQUENZA. Lo si manda in oscillazione limite disturbando sinusoidalmente la variabile c (segnale di ATTIVAZIONE del controllore).

Modellazione della dinamica di processo

Il modello dinamico di un'unità o di un intero processo è necessario nel:

- CONTROLLO IN RETROAZIONE (feedback) per la sintesi del loop di controllo (determinazione K_C , τ_I e τ_D);
- CONTROLLO IN ANTEAZIONE (feedforward);
- CONTROLLO INFERENZIALE.

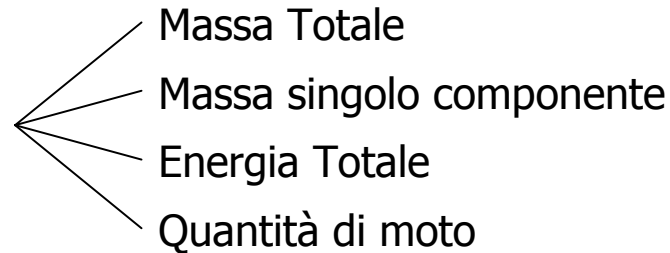


Scrittura del modello dinamico

$$\frac{d\psi}{dt} = F_{\psi}^{IN} - F_{\psi}^{OUT} + \psi_{GEN} - \psi_{CONS}$$

GEN=generato
CONS=consumato
Convenzione di segno (+) se entrante

ψ è una delle seguenti grandezze



• BILANCIO MATERIALE TOTALE

$$\frac{d(\rho v)}{dt} = \sum_{i=1}^{NIN} \rho_i F_i^{IN} - \sum_{i=1}^{NOUT} \rho_i F_i^{OUT}$$

• BILANCIO MATERIALE SUL COMPONENTE A

$$\frac{dn_A}{dt} = \frac{dc_A V}{dt} = \sum_{i=1}^{NIN} c_{A_i}^{IN} F_i^{IN} - \sum_{i=1}^{NOUT} c_{A_i}^{OUT} F_i^{OUT} \pm r_A V$$

• BILANCIO DI ENERGIA

$$\frac{dE}{dt} = \frac{d(U + K + P)}{dt} = \sum_{i=1}^{NIN} \rho_i^{IN} F_i^{IN} h_i^{IN} - \sum_{i=1}^{NOUT} \rho_i^{OUT} F_i^{OUT} h_i^{OUT} \pm Q \pm W_S$$

Scrittura del modello dinamico

Per apparecchiature fisse si ha $\frac{dK}{dt} = 0$ e $\frac{dP}{dt} = 0$ allora $\frac{dE}{dt} = \frac{dU}{dt}$

Per sistemi liquidi poi $\frac{dU}{dt} \cong \frac{dH}{dt}$

e in prima approssimazione $H = \rho V c_p (T - T_{RIF}) = \rho A h c_p (T - T_{RIF})$

Altri contributi alle equazioni di bilancio sono:

• **Equazioni di trasporto di calore** $Q = U A \Delta T$

• **Equazioni cinetiche** $r = K_0 e^{(-E_a/RT)} c_A$

• **Equazioni di equilibrio tra le fasi**

• **Equazioni di stato**

Complessivamente i sistemi da risolvere in caso di simulazione dinamica di processo sono DAE: Differential Algebraic Equation spesso appaiono nella forma:

$$\begin{cases} y' = f(y, t) \\ 0 = g(y, t) \end{cases}$$

Bibliografia

- Luyben W.L., "Essentials of Process Control", McGraw-Hill, 1996
- Luyben W.L., B.D. Tyreus, M.L. Luyben, "Plantwide Process Control", McGraw-Hill, 1998
- Ogunnaike B., H. Ray, "Process Dynamics, Modeling, and Control", Oxford University Press, 1994
- Stephanopoulos G., "Chemical Process Control: An Introduction to Theory and Practice", Prentice Hall, 1983

