

Università di Roma "La Sapienza" – A.A. 2004/05

Controllo dei Processi

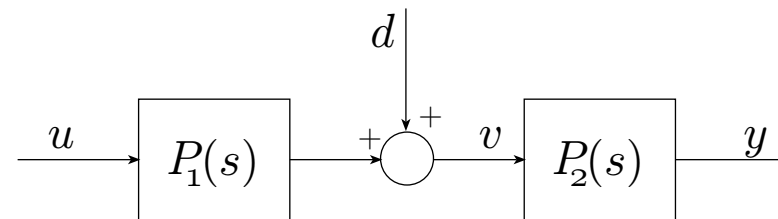
Regolatori in Cascata

Prof. Leonardo Lanari
DIS, Università di Roma "La Sapienza"

Regolatori in cascata

Nello schema classico di controllo a controreazione l'ingresso di controllo è una funzione della sola variabile di errore (riferimento meno variabile controllata). Anche se tale schema di controllo può far fronte a qualsiasi tipo di disturbo, l'azione correttiva incomincia solo dopo che l'effetto di tali disturbi si manifesta sulla variabile controllata; l'effetto si deve propagare fino alla variabile controllata. Può accadere, in corrispondenza di disturbi ampi e frequenti, che il comportamento del sistema di controllo sia non proprio soddisfacente. Spesso è possibile misurare i disturbi maggiori o direttamente, dando luogo a schemi di controllo in avanti o con compensazione del disturbo, o indirettamente tramite il loro effetto su qualche variabile intermedia. In quest'ultimo caso è utile poter usare questa informazione aggiuntiva per poter migliorare le prestazioni del sistema di controllo.

Si ipotizzi ad esempio che il processo sia composto da due sottosistemi in serie descritti dalle funzioni di trasferimento $P_1(s)$ e $P_2(s)$ e che sull'uscita di $P_1(s)$ agisca un disturbo d



Supponendo infine che la variabile v sia accessibile, si può usare tale informazione per migliorare le prestazioni del sistema di controllo.

Regolatori in cascata

Un possibile utilizzo di v consiste nel chiudere un ulteriore anello di controreazione come illustrato in figura.

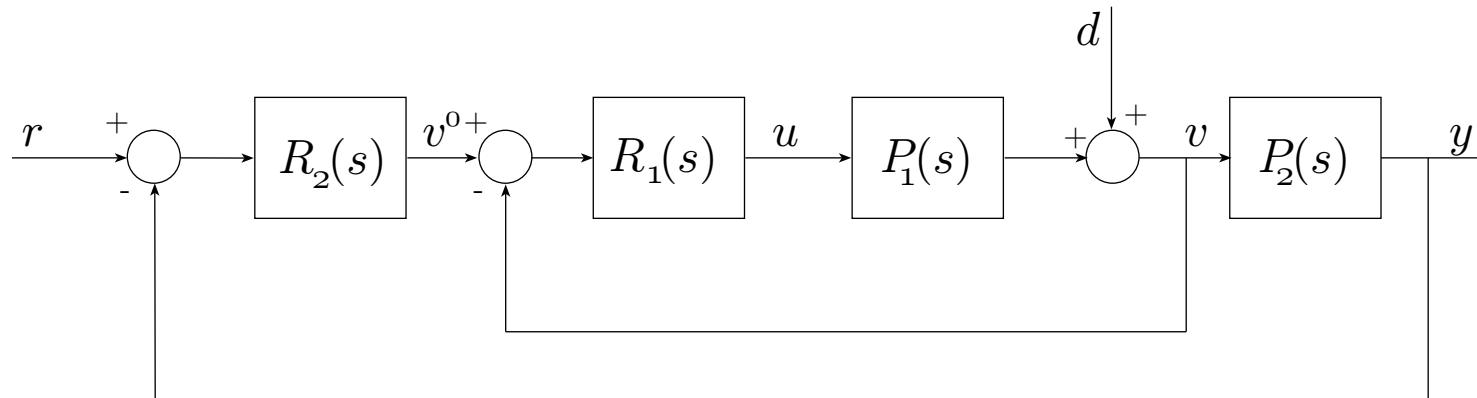


Fig. 1 – Schema di controllo in cascata

Si ricava facilmente la relazione

$$\begin{aligned} v(s) &= \frac{1}{1 + R_1(s)P_1(s)}d(s) + \frac{R_1(s)P_1(s)}{1 + R_1(s)P_1(s)}v^0(s) \\ &= D_1(s)d(s) + P_1^e(s)v^0(s) \end{aligned}$$

che evidenzia come, al tendere del modulo di $R_1(j\omega)$ all'infinito,

$$D_1(s) \rightarrow 0, \quad P_1^e(s) \rightarrow 1 \quad \Rightarrow \quad v \rightarrow v^0$$

In altri termini un anello interno ad elevate prestazioni rende l'effetto del disturbo d sull'ingresso v (e quindi sull'intero sistema di controllo) trascurabile.

Regolatori in cascata

Si noti che imporre un modulo di $R_1(j\omega)$ molto elevato equivale ad imporre all'anello interno una velocità di reazione molto elevata.

Ad esempio, se lo spettro del disturbo d ha componenti significative fino alla pulsazione $\bar{\omega}$, scegliendo $R_1(s)$ tale che

$$|R_1(j\omega)P_1(j\omega)| \gg 1, \quad \text{per ogni } \omega \leq \bar{\omega}$$

si ha che l'effetto di d su v risulta notevolmente attenuato, e cioè

$$\left| \frac{1}{1 + R_1(j\omega)P_1(j\omega)} \right| \simeq 0$$

Inoltre, poiché $P_2(s)$ pone dei vincoli stringenti sulla pulsazione di attraversamento ottenibile ω_t , se risulta $\omega_t \ll \bar{\omega}$, nel progetto di $R_2(s)$ si può assumere

$$\left| \frac{R_1(j\omega)P_1(j\omega)}{1 + R_1(j\omega)P_1(j\omega)} \right| \simeq 1$$

nell'intervallo di pulsazioni di interesse $[0, \omega_t]$. Ciò implica che $R_2(s)$ può essere progettato unicamente con riferimento a $P_2(s)$. Si ottiene una forma di *disaccoppiamento in frequenza*.

Regolatori in cascata

In generale si possono fare le seguenti considerazioni

- Di solito l'anello interno in uno schema di controllo in cascata ha una scala dei tempi di almeno un ordine di grandezza inferiore (più veloce) rispetto all'anello esterno. Si può quindi ragionare come se il valore dell'ingresso di riferimento $v^0(t)$ all'anello interno fosse praticamente costante.
- Si può usare un semplice controllo di tipo Proporzionale per l'anello interno in quanto eventuali errori di regime verranno compensati da un'azione integrale nell'anello esterno.
- Spesso la distinzione della dinamica del processo in due dinamiche $P_1(s)$ e $P_2(s)$ nasce naturalmente includendo la dinamica dell'attuatore (più veloce del processo sul quale agisce) e si ottiene quindi la naturale separazione della dinamica dell'intero processo in due dinamiche, una lenta e una veloce.
- Lo stesso principio può essere esteso a più anelli.

Il controllore dell'anello interno viene spesso chiamato *controllore secondario* mentre il controllore dell'anello esterno *controllore primario* (a volte anche *Master-Slave*).

Regolatori in cascata

Lo stesso principio si applica in schemi simili come quello rappresentato in Fig. 2.

Questa volta, ad esempio, si vuole ridurre l'effetto del disturbo d_2 sull'uscita controllata. L'effetto di $d_2(t)$ viene prima percepito dalla variabile v che si ipotizza misurabile. Può anche eventualmente essere presente, dopo il regolatore $R(s)$, la dinamica dell'attuatore (come una valvola di controllo).

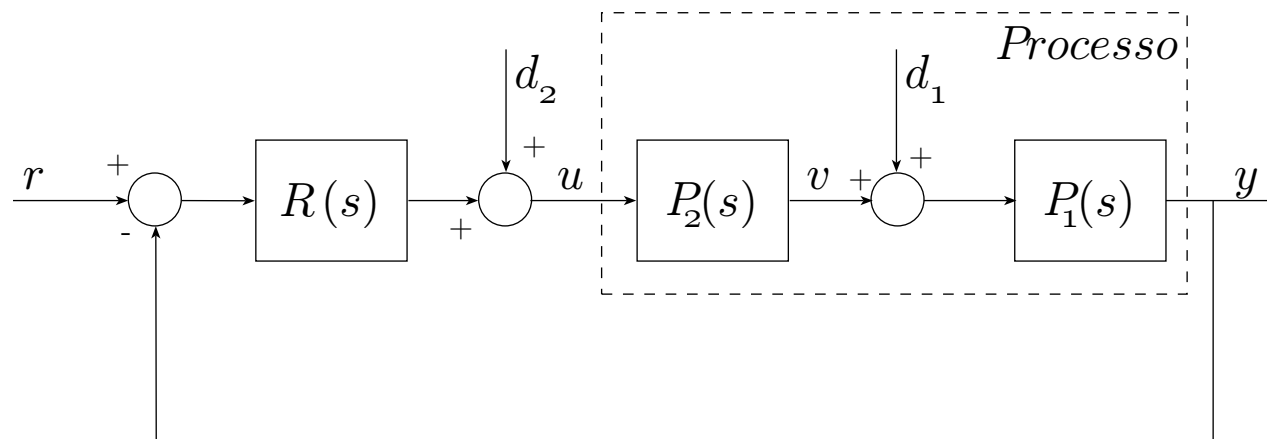


Fig. 2 – Schema ad anello singolo

Nello schema classico con una sola controreazione, l'influenza del solo disturbo d_2 sull'uscita è data dalla funzione di trasferimento

$$\frac{y(s)}{d_2(s)} = \frac{P_2(s)P_1(s)}{1 + R(s)P_2(s)P_1(s)}$$

Regolatori in cascata

Lo schema con due regolatori $R_1(s)$ (primario) e $R_2(s)$ (secondario) in cascata è riportato in Fig. 3.

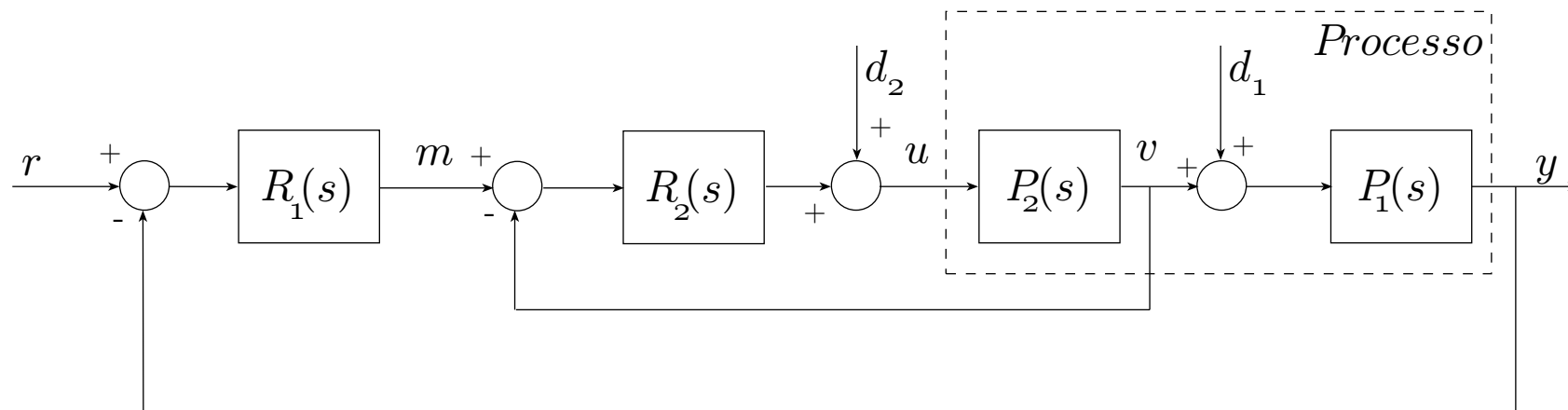


Fig. 3 – Schema di controllo in cascata

Le funzioni di trasferimento tra m e v , e tra d_2 e v sono

$$F_{mv}(s) = \frac{v(s)}{m(s)} = \frac{R_2(s)P_2(s)}{1 + R_2(s)P_2(s)}$$

$$F_{d_2v}(s) = \frac{v(s)}{d_2(s)} = \frac{P_2(s)}{1 + R_2(s)P_2(s)(1 + R_1(s)P_1(s))}$$

Se, ad esempio, $R_2(s) = K_2$, ad alto guadagno si avrà $F_{mv}(s) \rightarrow 1$ e $F_{d_2v}(s) \rightarrow 0$. $R_1(s)$ dovrà essere progettato per rispettare altre specifiche.

Regolatori in cascata - processo instabile

Una variante del controllo in cascata viene spesso utilizzata nel controllo di sistemi instabili. Si ricorda che se l'instabilità nasce dalla presenza di poli a parte reale positiva, non è possibile utilizzare i metodi di sintesi in frequenza basati sul criterio di stabilità di Bode. Ovviamente si possono usare tecniche basate sul criterio di Nyquist, sul luogo delle radici o tramite l'assegnazione degli autovalori, ma non sempre la definizione delle specifiche risulta agevole.

Si può pensare di utilizzare lo schema riportato in figura

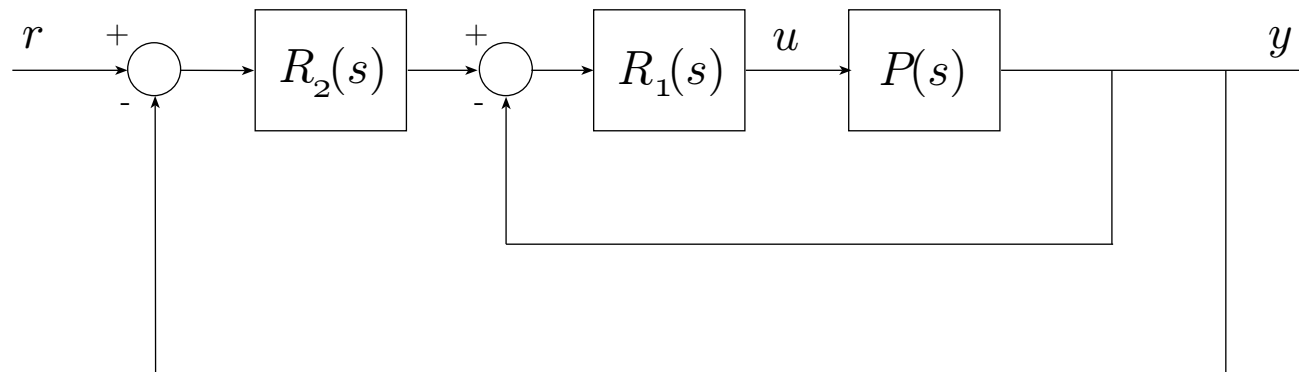


Fig. 4 – Primo schema per processo instabile

nel quale $R_1(s)$ ha il compito principale di stabilizzare l'anello interno con funzione d'anello $R_1(s)P(s)$, mentre $R_2(s)$ viene successivamente determinato in modo tale da soddisfare le specifiche sul regime permanente, sulla pulsazione di attraversamento e sul margine di fase. $R_1(s)$ prende a volte il nome di *unità stabilizzante*, mentre $R_2(s)$ *unità di regolazione asintotica*. Ad esempio $R_2(s)$ può anche essere sintetizzata con la sintesi diretta; questo schema viene infatti a volte utilizzato nella sintesi diretta per poter affrontare il caso di processi instabili.

Regolatori in cascata - processo instabile

Una importante alternativa allo schema di Fig. 4 consiste nell'avere il controllore stabilizzante nell'anello di reazione come riportato in Fig. 5.

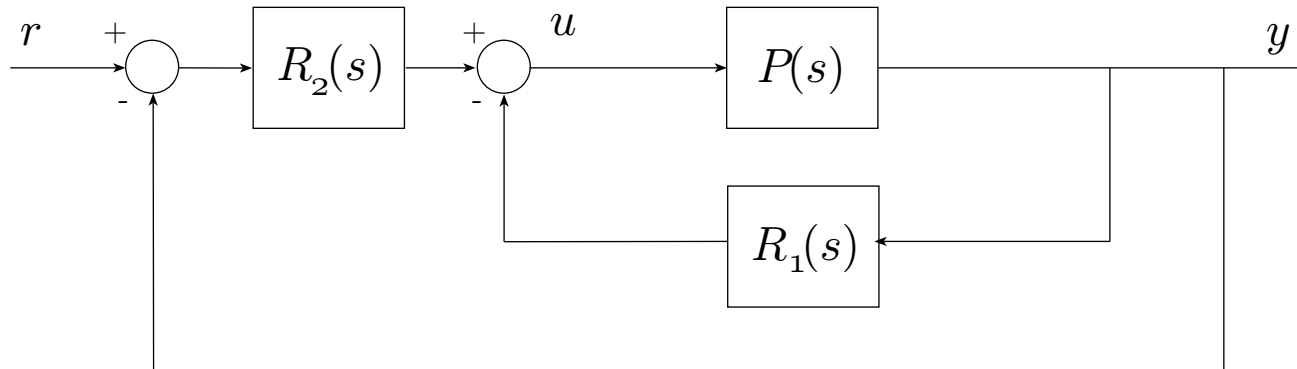


Fig. 5 – Secondo schema per processo instabile

La differenza tra i due schemi risiede negli zeri del sistema “stabilizzato” (interconnessione tra $P(s)$ e $R_1(s)$). Si ha infatti

$$F_I(s) = \frac{R_1(s)P(s)}{1 + R_1(s)P(s)} = \frac{N_{R_1}(s)N_P(s)}{D_{R_1}(s)D_P(s) + N_{R_1}(s)N_P(s)}$$
$$F_{II}(s) = \frac{P(s)}{1 + R_1(s)P(s)} = \frac{D_{R_1}(s)N_P(s)}{D_{R_1}(s)D_P(s) + N_{R_1}(s)N_P(s)}$$

da cui si ottiene che gli zeri del sistema stabilizzato sono dati nel caso di Fig. 4 dall'unione degli zeri del sistema controllato e degli zeri dell'unità stabilizzante, mentre nel caso di Fig. 5 dall'unione degli zeri del sistema controllato e dei poli dell'unità stabilizzante.

Esempio – reattore CSTR

Problema: in un reattore avviene una reazione $A \rightarrow B$ esotermica. Il reagente A deve essere pre-riscaldato e ciò avviene in un pre-riscaldatore. Una camicia di raffreddamento ha il compito di eliminare il calore in eccesso prodotto dalla reazione. Si desidera controllare la temperatura all'interno del reattore T_R .

Un primo approccio al controllo della temperatura T_R avviene attraverso la manipolazione del flusso del liquido di raffreddamento. In tal caso la variabile cw (cooling water) rappresenta l'ingresso di controllo.

Tuttavia, durante la fase di avviamento del processo, si è notato che la camicia di raffreddamento non riusciva a togliere il calore in eccesso in modo efficace; la valvola rimaneva quasi sempre aperta. Si è deciso di modificare la strategia di controllo lasciando la valvola che regolava il liquido di raffreddamento sempre aperta e di controllare la temperatura nel reattore attraverso la manipolazione del carburante nel pre-riscaldatore.

Tale strategia ha funzionato bene durante l'avviamento dell'impianto. Una volta entrato a regime, si è notato che, di tanto in tanto, la temperatura del reattore si discostava dal valore desiderato. Cercando la causa di tale comportamento, è stato messo in evidenza che il disturbo maggiore proveniva dalla temperatura di immissione del reagente nel pre-riscaldatore, la quale subiva anche variazioni di 25°C . Altri disturbi meno importanti derivavano dal reattore stesso (variazioni nella temperatura e flusso del liquido di raffreddamento) o dal pre-riscaldatore (variazioni nella valore termico del carburante, nella temperatura dell'aria di combustione...).

Esempio – reattore CSTR

Lo schema risultante è riportato in Fig. 6.

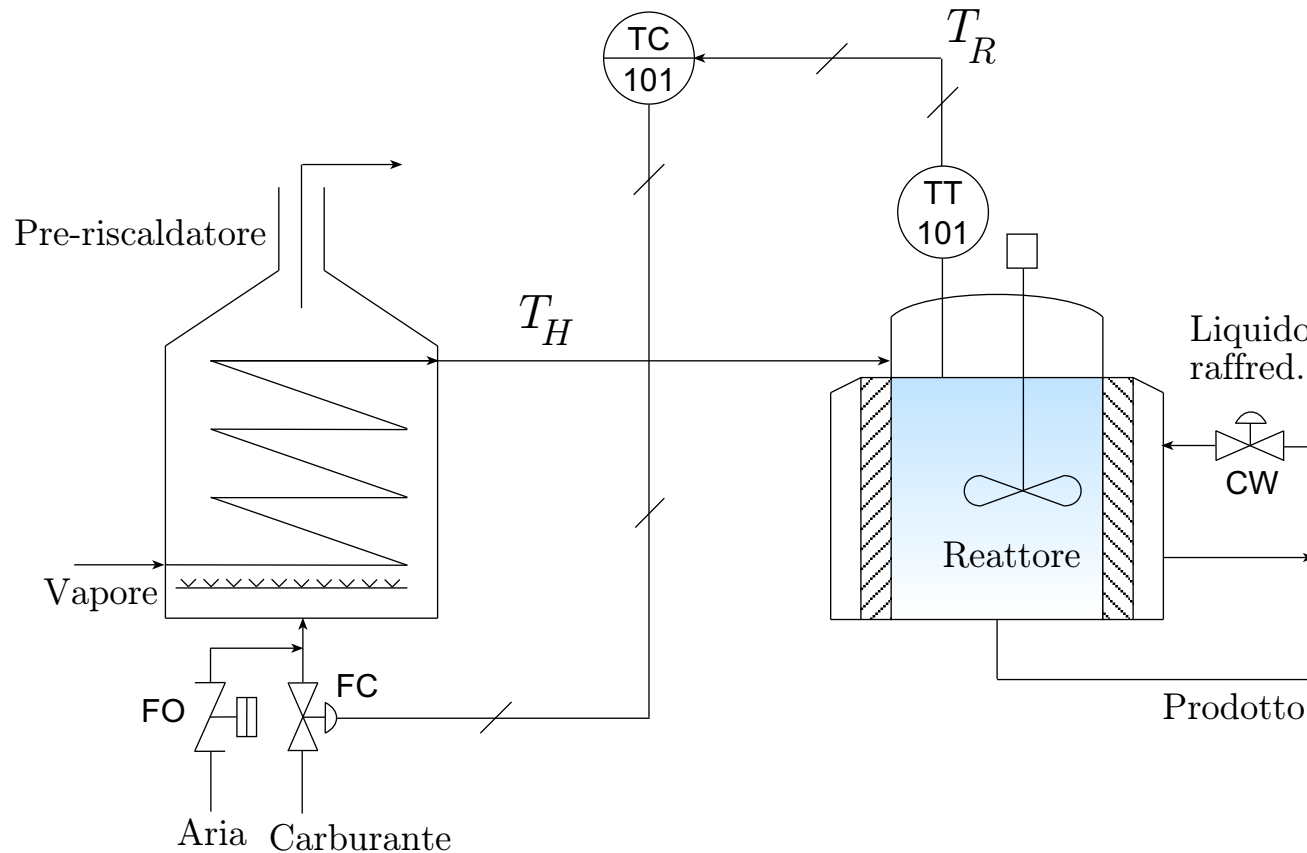


Fig. 6 – Schema di controllo di partenza

Problema. Un disturbo agente sul pre-riscaldatore si ripercuote prima sulla temperatura in uscita T_H e successivamente su T_R . Solo quando il controllore nota un errore verrà mandato l'opportuno comando alla valvola del carburante. L'effetto del disturbo si deve prima propagare, e tale ritardo altera le prestazioni del sistema.

Esempio – reattore CSTR

Se si usa la variabile intermedia T_H è possibile migliorare la situazione. Un qualsiasi problema nel pre-riscaldatore che genera una variazione in T_H viene subito rilevato e compensato.

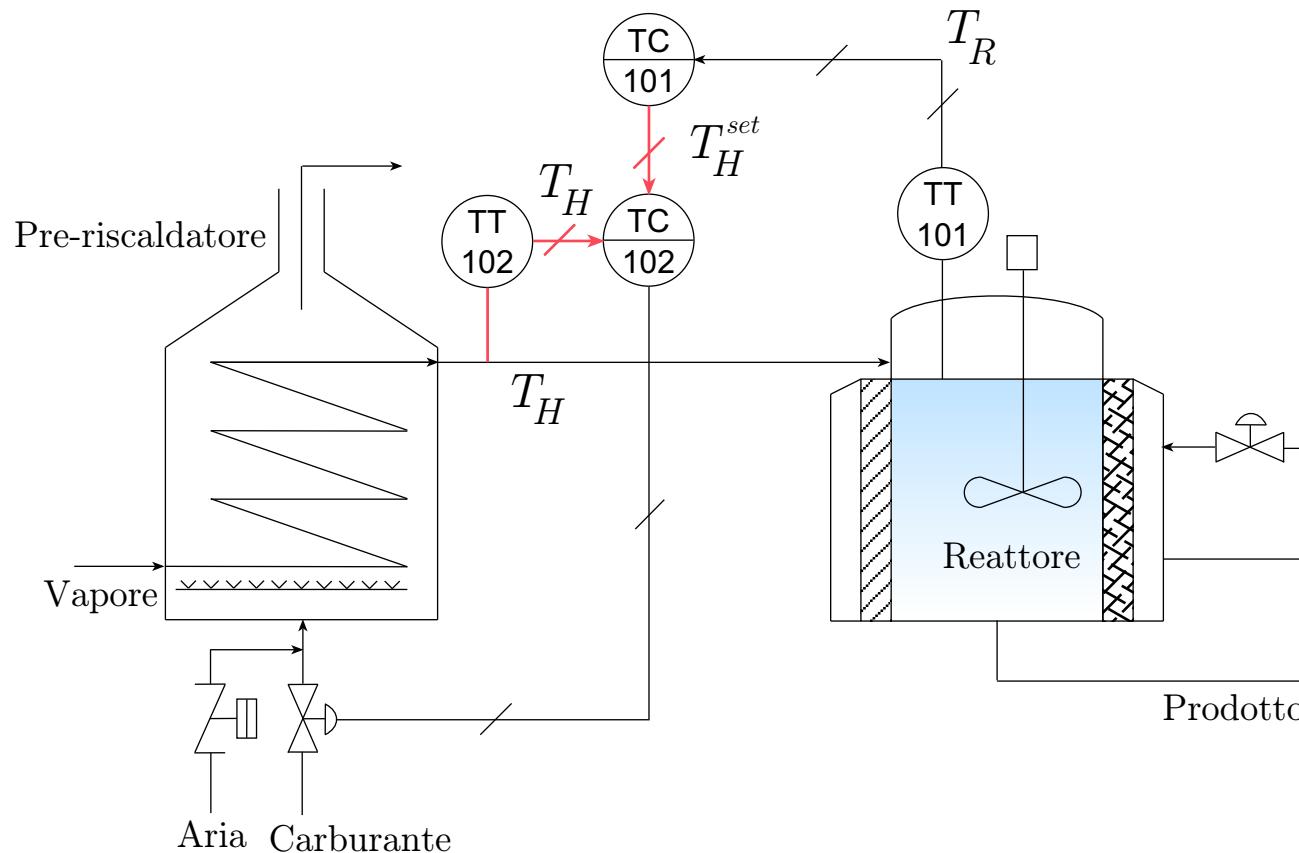


Fig. 7 – Schema di controllo a cascata – 2 anelli

Si hanno due sensori/trasduttori, due controllori e una valvola di controllo. Un primo sensore TT/101 misura la variabile primaria T_R e fornisce attraverso il controllore di temperatura TC/101 un riferimento al controllore di temperatura TC/102 il quale, sulla base delle misure fornite da TT/102, ne regola il valore T_H .

Esempio – reattore CSTR

Gli schemi a blocchi relativi alle Fig. 6 e 7 sono

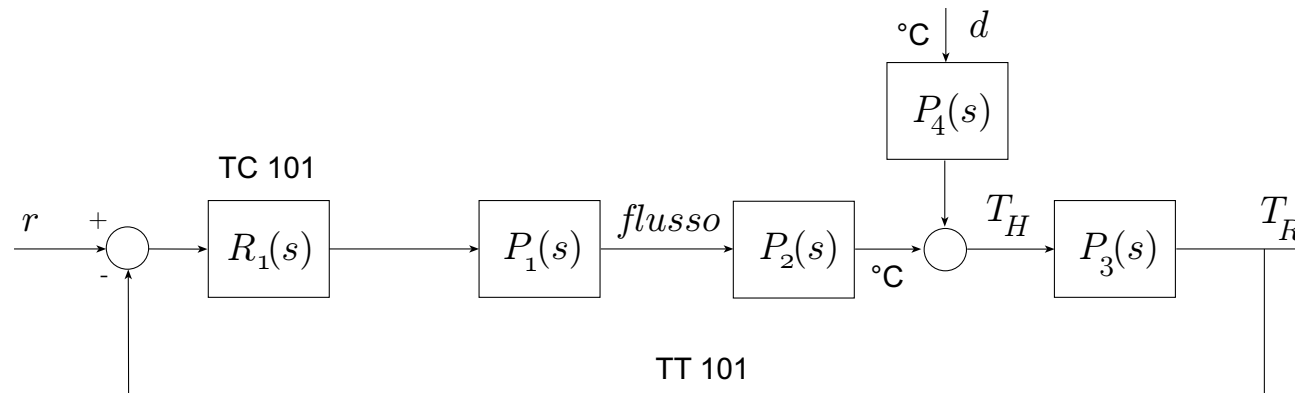


Fig. 8 – Schema di controllo di partenza

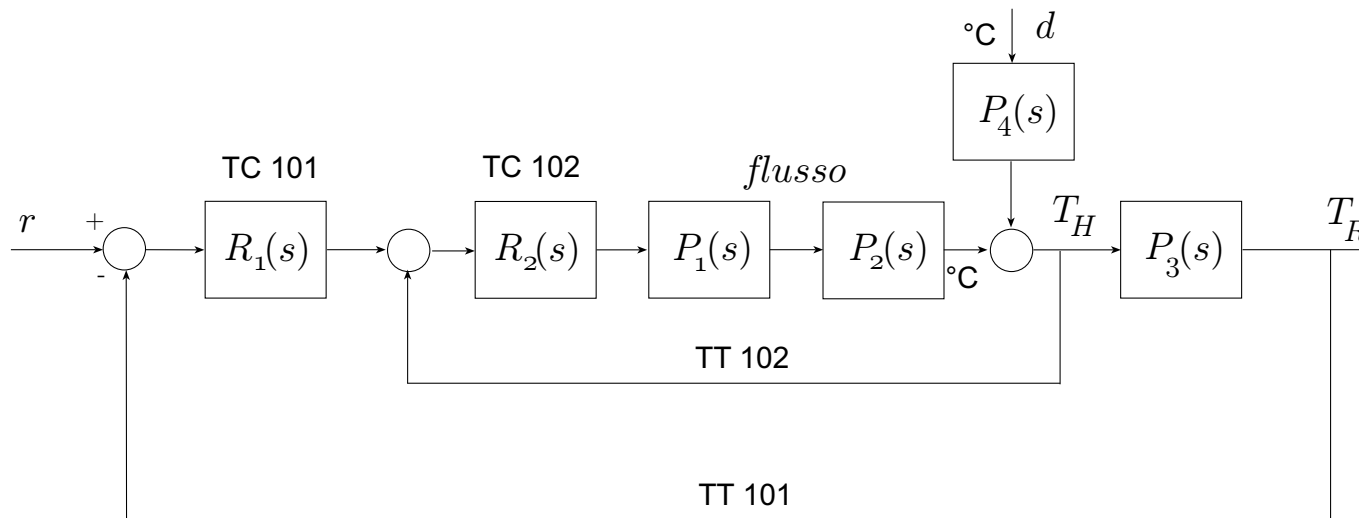


Fig. 9 – Schema di controllo a cascata – 2 anelli

Esempio – reattore CSTR

Per la sintesi del controllore secondario $R_2(s)$ (TC 102) e del controllore primario $R_1(s)$ (TC 101), si procede dall'anello più interno verso l'anello più esterno (anche nel caso generale di più anelli).

Sull'impianto si scelgono prima i parametri di (TC 102) lasciando l'altro controllore in modalità manuale (controllore disabilitato). Successivamente si imposta la modalità per il controllore secondario *cascade* e, facendo variare il riferimento T_H^{set} , se ne verifica il comportamento. La modalità *cascade* consiste nel dire al regolatore (TC 102) di accettare come riferimento l'uscita di (TC 101). In conclusione il passaggio dallo stato manuale a quello automatico avviene dall'anello interno a quello esterno.

La scelta dei parametri del controllore (TC 102) può essere effettuato con metodi diversi ma aventi tutti lo stesso obiettivo: velocizzare il più possibile l'anello interno. Le scelte più comuni si basano su Ziegler-Nichols, sintesi in frequenza, metodo di Pressler (tipicamente – primario/secondario – PI/I) e il metodo di Austin.

Si noti infine che, nello schema di Fig. 7, il controllore (TC 102) manipola la posizione della valvola, non direttamente il flusso di carburante. Tale flusso dipende dalla caduta di pressione sulla valvola. Un cambiamento in questa caduta di pressione (disturbo abbastanza diffuso) provoca una variazione del flusso di carburante. Se si ritiene importante minimizzare anche l'effetto di tale disturbo, si inserisce un ulteriore anello più interno di controllo.

Esempio – reattore CSTR

Con l'introduzione di un sensore di flusso (FT 103) e di un controllore (FC 103) comandato dal regolatore (TC 102) attraverso il riferimento F^{set} , ottiene un controllo più efficace.

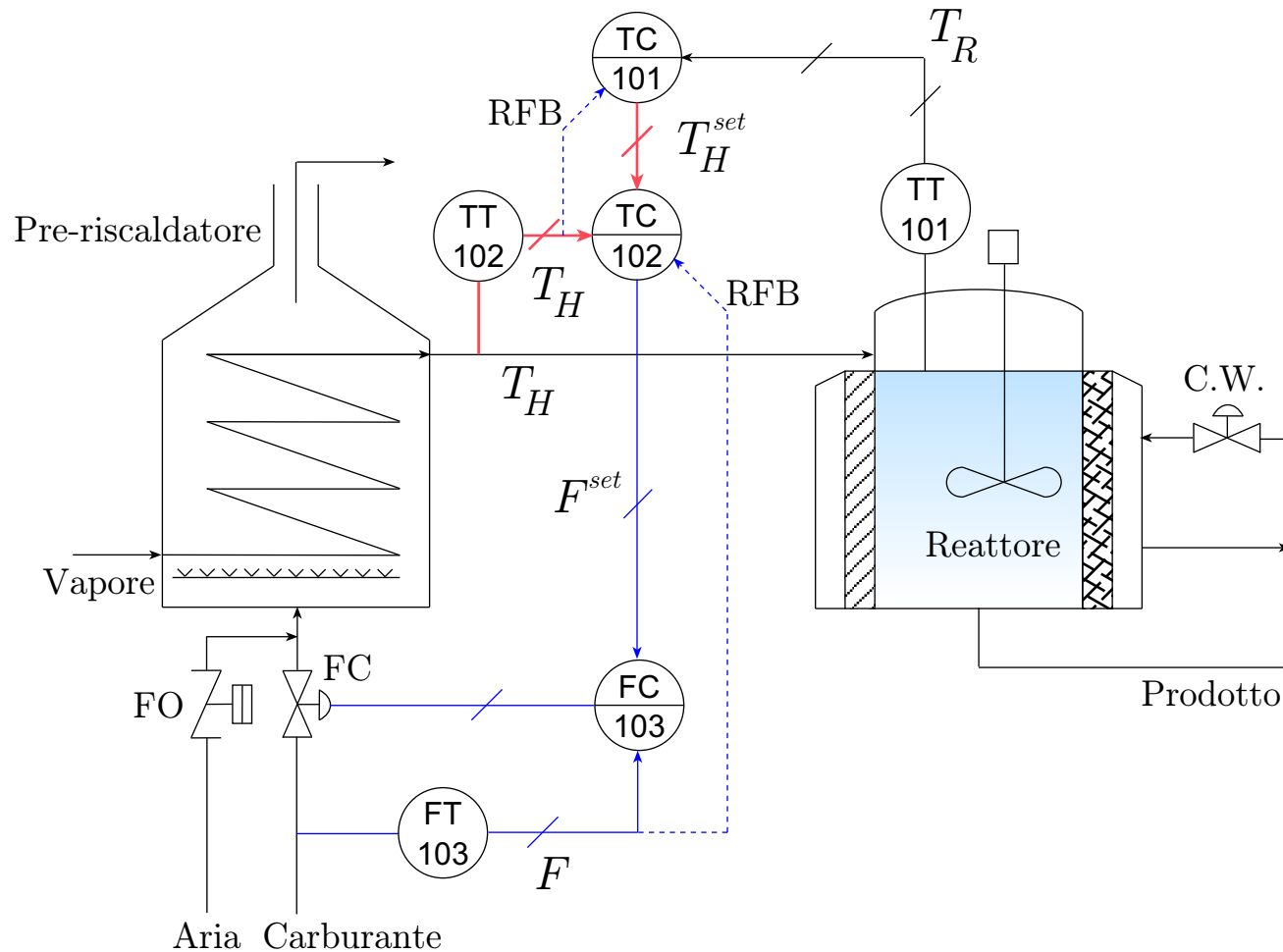


Fig. 10 – Schema di controllo a cascata – 3 anelli

Esempio – reattore CSTR

Partendo dagli schemi precedenti si possono fare alcune considerazioni di carattere generale

- Dallo schema di Fig. 10 risulta che la valvola di controllo è di tipo Fail-Close (FC) e quindi l'azione del controllore (FC 103) è di tipo inverso (reverse-action). Infatti, se la misura del flusso indica un aumento del flusso rispetto al valore desiderato, la valvola deve subire una riduzione della sua apertura e questo si ottiene, per una valvola FC, con una riduzione dell'azione di controllo. Per quanto riguarda (TC 102), a fronte di un aumento della temperatura T_H si deve chiudere la valvola e ciò avviene riducendo il valore di riferimento per (FC 103). Pertanto (TC 102) è di tipo ad azione inversa. Lo stesso si può concludere per (TC 101).
- Dallo schema di Fig. 7 (o 9) è possibile immaginare cosa accade se, ad esempio, il controllore (TC 102) viene spostato dalla modalità cascade mentre (TC 101) rimane in automatico. In queste condizioni (TC 101) percepisce un errore e fornisce un nuovo segnale di riferimento a (TC 102) che però non è in grado di rispondere. Si potrebbe generare una situazione tipo *wind-up*. In generale si ha un'interruzione dell'anello di controllo del controllore primario. Tale problema si risolve prevedendo un passaggio direttamente in modalità manuale, in tali situazioni, del controllore primario. Inoltre per evitare che al reinserimento in modalità cascade del controllore secondario si abbia una brusca variazione del riferimento – con conseguenti brusche problemi – si usa una tecnica a volte chiamata *reset feedback* (RFB) o *inserimento morbido della regolazione automatica*. Ad esempio, mentre (TC 101) è in manuale, il RFB da (TT 102) forza l'uscita di (TC 101) ad essere uguale con la misura fornita da (TT 102). Si ha dunque un errore nullo e il reinserimento in cascade di (TC 102) avviene senza traumi per il sistema.

Schema di desaturazione

Come ben noto, se nel regolatore è presente un'azione integrale e l'ingresso di controllo è limitato, si può verificare il problema della saturazione dell'azione integrale. Sia $R(s)$ la funzione di trasferimento del regolatore con

$$R(s) = \frac{N_R(s)}{D_R(s)}$$

Per la presenza del polo in $s = 0$ (azione integrale) si ha $D_R(0) = 0$ e sia $D_S(s)$ un polinomio scelto in modo tale che sia

$$\psi(s) = \frac{D_S(s) - D_R(s)}{D_S(s)}, \quad \text{stabile asintoticamente e } \frac{N_R(0)}{D_S(0)} > 0.$$

Lo schema di Fig. 11 implementa uno schema di desaturazione per un generico controllore con azione integrale.

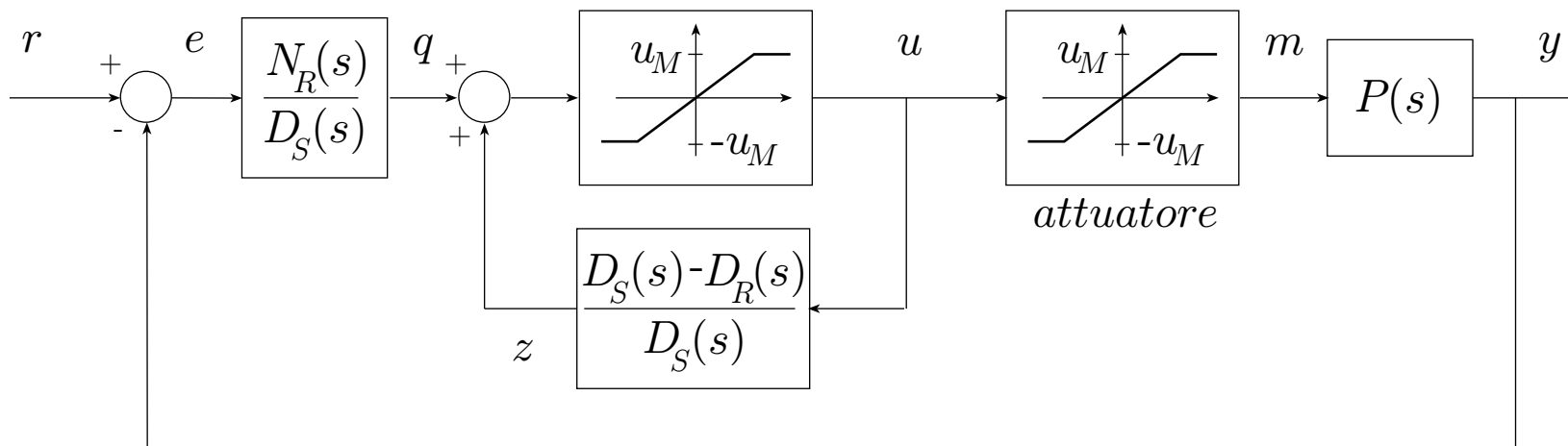


Fig. 11 – Schema di desaturazione

Schema di desaturazione

Quando si opera in zona di linearità della saturazione, la funzione di trasferimento complessiva tra l'errore e e la variabile u diventa

$$\frac{N_R(s)}{D_S(s)} \frac{1}{\left[1 - \frac{D_S(s) - D_R(s)}{D_S(s)}\right]} = \frac{N_R(s)}{D_R(s)} = R(s)$$

e si ha il funzionamento normale del sistema di controllo. Se invece l'errore si mantiene di segno costante, per esempio positivo, per un certo periodo di tempo e inoltre l'errore varia lentamente rispetto alla dinamica associata alle radici di $R_S(s)$, la variabile q tende ad assumere valori positivi. Si ricorda infatti che il guadagno del primo blocco è per ipotesi positivo. Si immagini quindi che b sia saturata, per esempio al valore u_M , e cioè $u = u_M$. Poiché $\Psi(0) = 1$, anche la variabile z tende a u_M con una dinamica funzione di $R_S(s)$. Se poi e cambia segno, anche q assume segno negativo e la variabile $b = q + z$ diventa inferiore al limite di saturazione u_M , cioè il sistema torna a funzionare con comportamento lineare. Il rientro in zona lineare di b dovuto al cambio di segno di e è tanto più veloce quanto più rapido è il transitorio dovuto alle radici di $R_S(s)$; questo può costituire un valido criterio per la scelta di $R_S(s)$.

Si noti che all'interno del regolatore viene replicata la caratteristica non lineare dell'attuatore

$$m(t) = \begin{cases} -u_M, & \text{se } u(t) < -u_M \\ u(t), & \text{se } |u(t)| \leq u_M \\ u_M, & \text{se } u(t) > u_M \end{cases}$$

Schema di desaturazione

Quando l'uscita m dell'attuatore è misurabile, è possibile realizzare lo schema di Fig. 12, in cui non è necessario replicare all'interno del regolatore la caratteristica non lineare dell'attuatore.

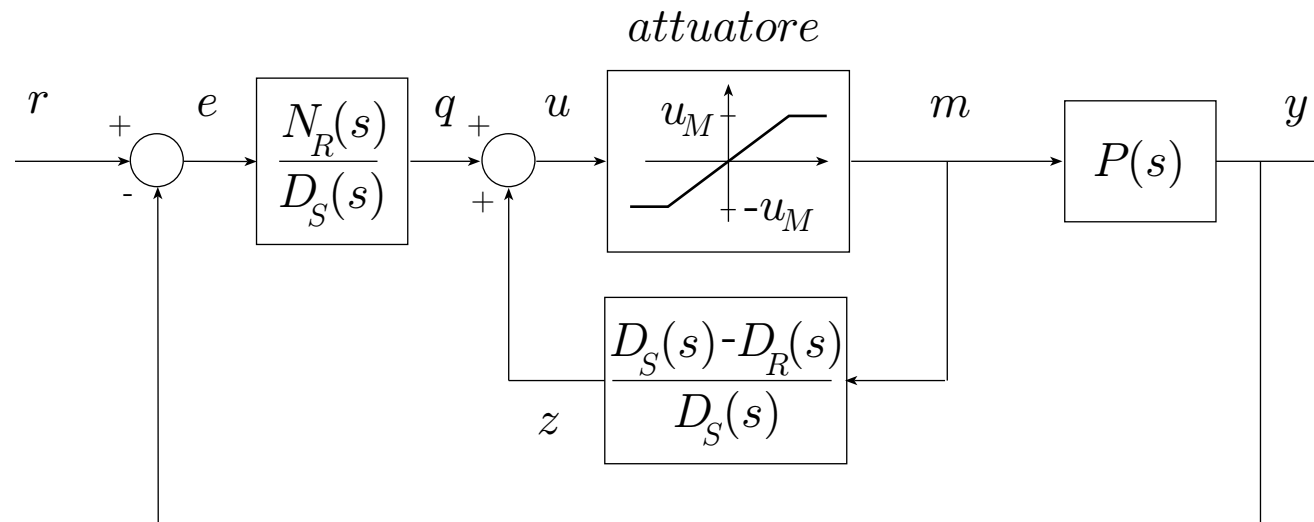


Fig. 12 – Schema di desaturazione con m misurabile

L'uso di questi schemi di desaturazione dell'azione integrale richiederebbe una difficile analisi della stabilità e delle prestazioni.

Lo stesso principio utilizzato per la desaturazione viene applicato per ottenere l'inserimento morbido della regolazione automatica.

Schema di inserimento morbido

Si ricorda che spesso la sintesi del regolatore $R(s)$ viene effettuata assumendo determinate condizioni di funzionamento dell'impianto. Se, ad esempio, durante la fase di avviamento non ci si trova nell'intorno di tali condizioni operative, si possono avere prestazioni insoddisfacenti. È invece più opportuno controllare inizialmente il sistema con altre tecniche, ad esempio con il controllo manuale, e quindi commutare sulla regolazione automatica quando si è raggiunto un intorno del punto di funzionamento nominale. All'atto della commutazione è importante fare in modo che il regolatore sia in grado di fornire istantaneamente un valore della variabile di controllo identico, o molto simile, a quello impiegato fino a quel momento. L'analogia con lo schema di desaturazione dell'azione integrale risulta evidente notando che, in Fig. 11, quando l'attuatore satura, l'anello di regolazione in pratica si apre e il sistema opera come in controllo manuale con $u = \pm u_M$.

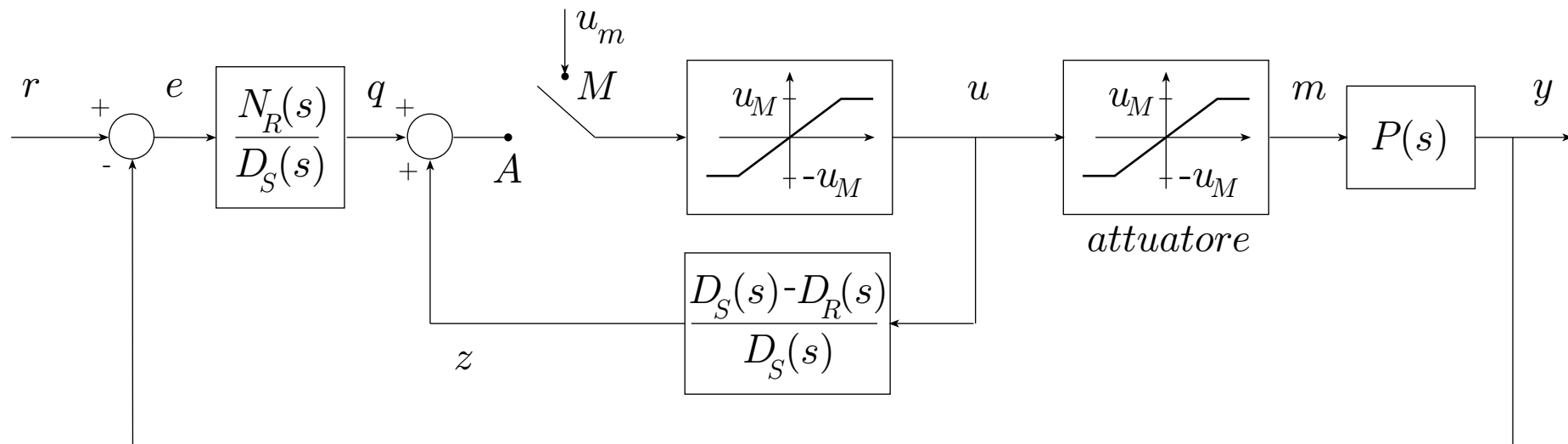
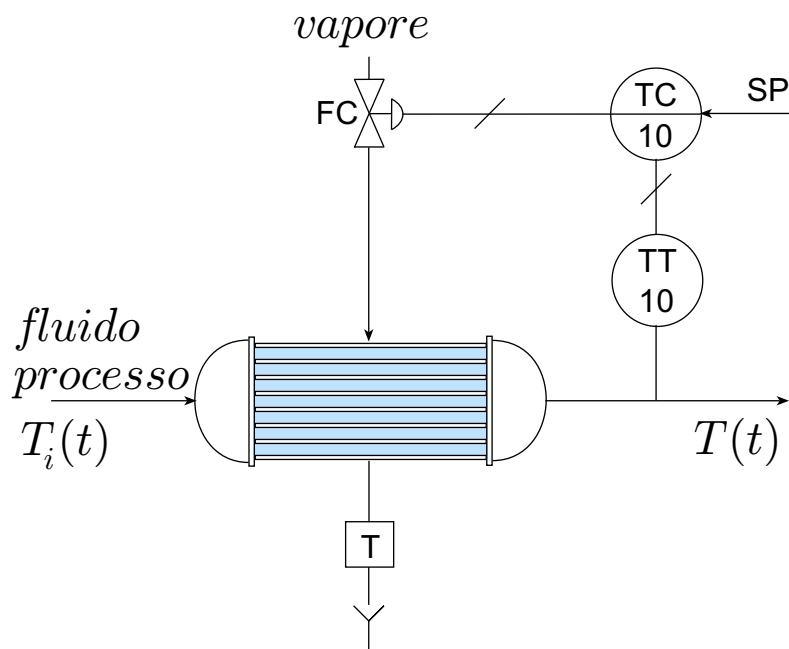


Fig. 13 – Schema per l'inserimento morbido della regolazione automatica

Esempio – scambiatore di calore

Si consideri lo scambiatore di calore rappresentato in Fig. 14, nel quale si desidera controllare la temperatura in uscita $T(t)$. Lo schema rappresentato illustra una strategia di base nella quale si misura con (TT 10) la temperatura in uscita e il controllore di temperatura (CT 10) regola l'apertura/chiusura della valvola di controllo del vapore.

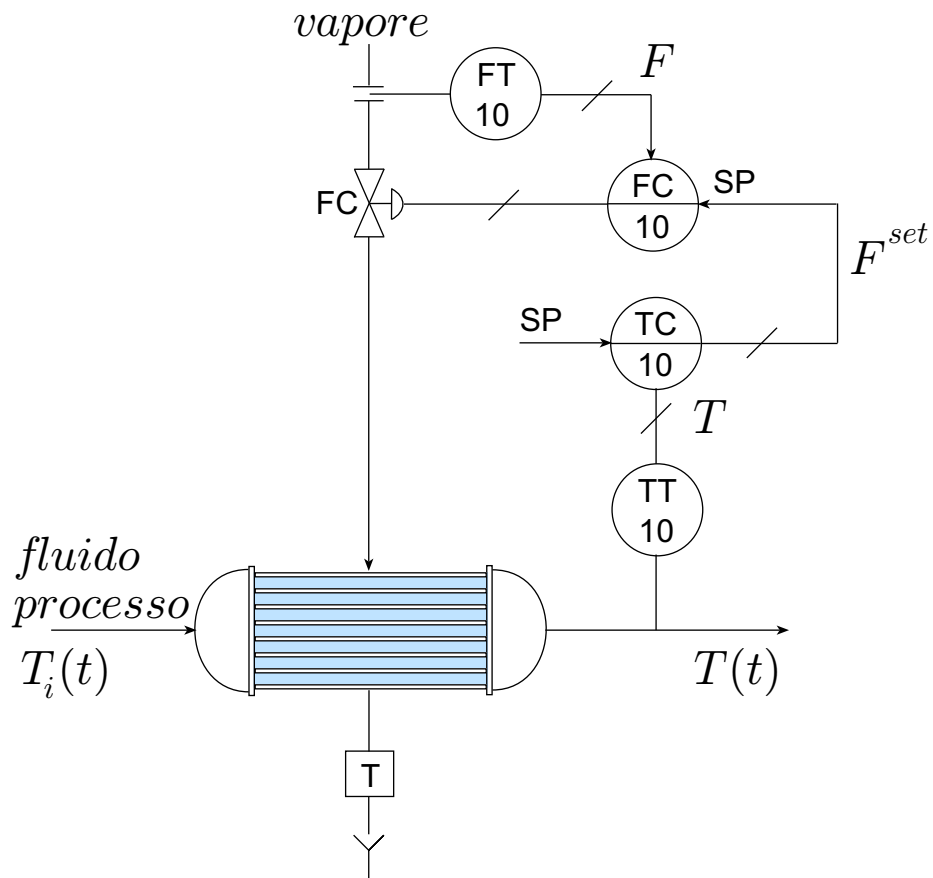


Problema: si ricorda che il flusso attraverso una valvola dipende dall'apertura e dalla caduta di pressione. A fronte di variazioni di pressione del vapore si avranno variazioni del flusso. Il regolatore compensa tale disturbo solo dopo che l'effetto si è già manifestato sulla variabile controllata $T(t)$.

Fig. 14 – Scambiatore di calore – controllo di temperatura

Si possono individuare due possibili alternative basate sul principio del controllo in cascata.

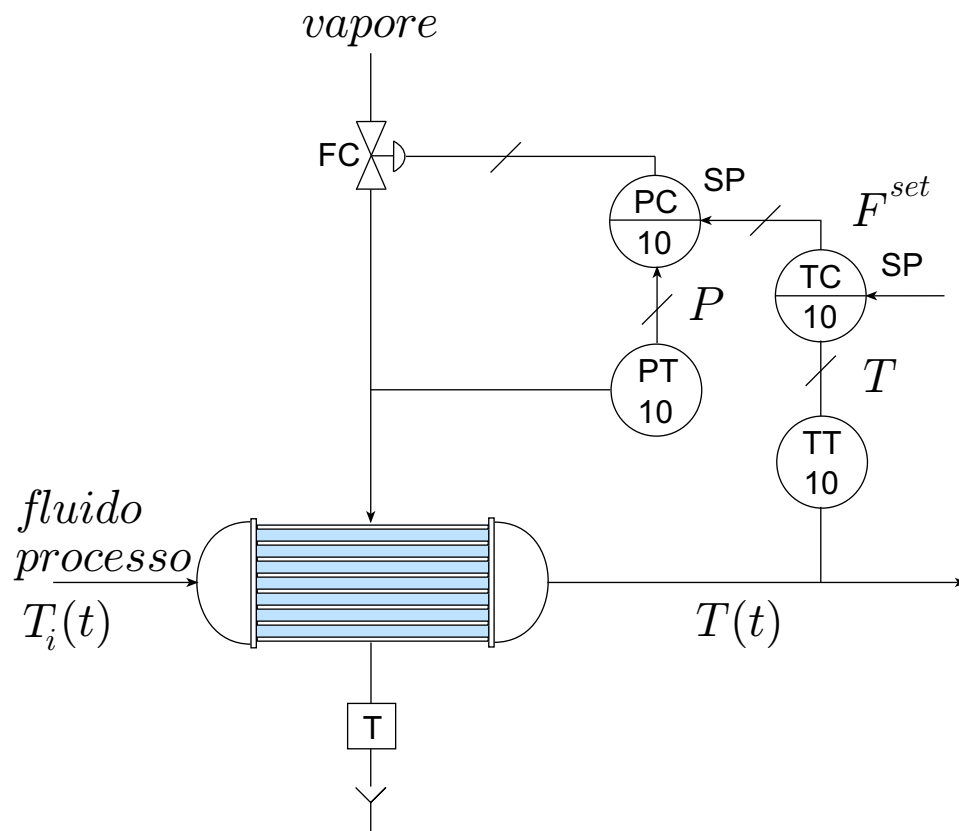
Esempio – scambiatore di calore



Cascade I. Si aggiunge un anello di controllo per il flusso del vapore (controllore secondario) il cui segnale di riferimento è fornito dal controllore primario (TC 10). Il regolatore compensa tale disturbo solo dopo che l'effetto si è già manifestato sulla variabile controllata $T(t)$.

Fig. 15 – Scambiatore di calore – controllo in cascata I

Esempio – scambiatore di calore

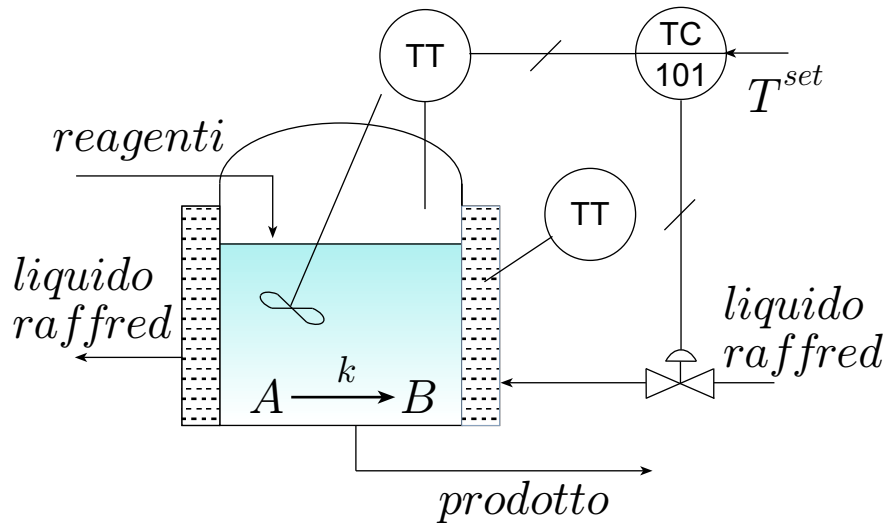


Cascade II. Si aggiunge un anello di controllo per la pressione del vapore a valle della valvola di controllo (controllore secondario). Variazioni del flusso del vapore si ripercuotono rapidamente sulla pressione del vapore a valle della valvola. Questo schema compensa anche altri tipi di disturbi che agiscono sullo scambiatore di calore e problemi relativi al vapore (calore latente e surriscaldamento).

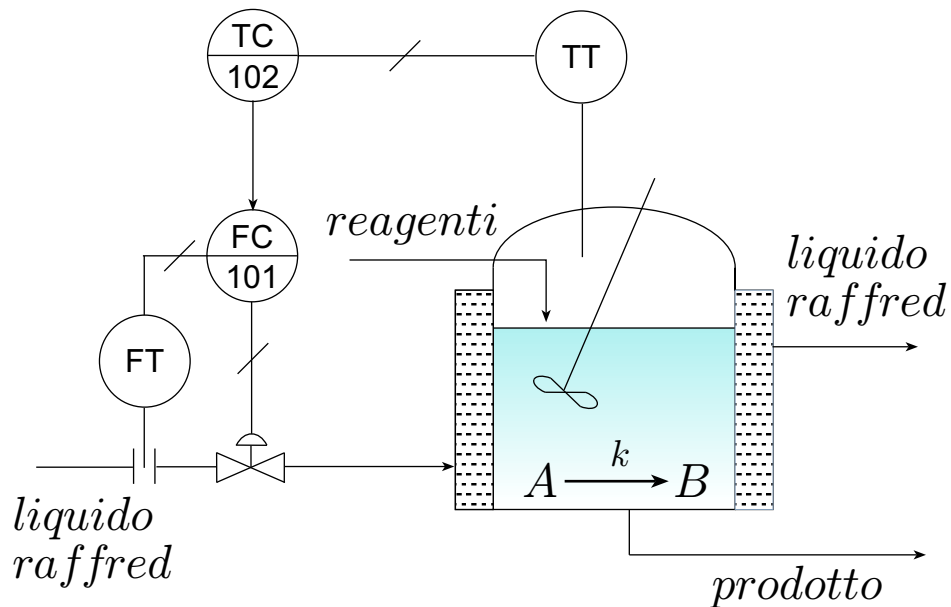
Fig. 16 – Scambiatore di calore – controllo in cascata II

Applicazioni tipiche delle due varianti del controllo in cascata di uno scambiatore di calore si possono trovare nelle colonne di distillazione.

Esempio – altri esempi



CSTR I. Schema di controllo della temperatura del reattore. Si desidera individuare uno schema di controllo in cascata ipotizzando di poter misurare la temperatura del jacket.



CSTR II. Schema di controllo della temperatura del reattore in cascata con un controllo del flusso del liquido di raffreddamento.