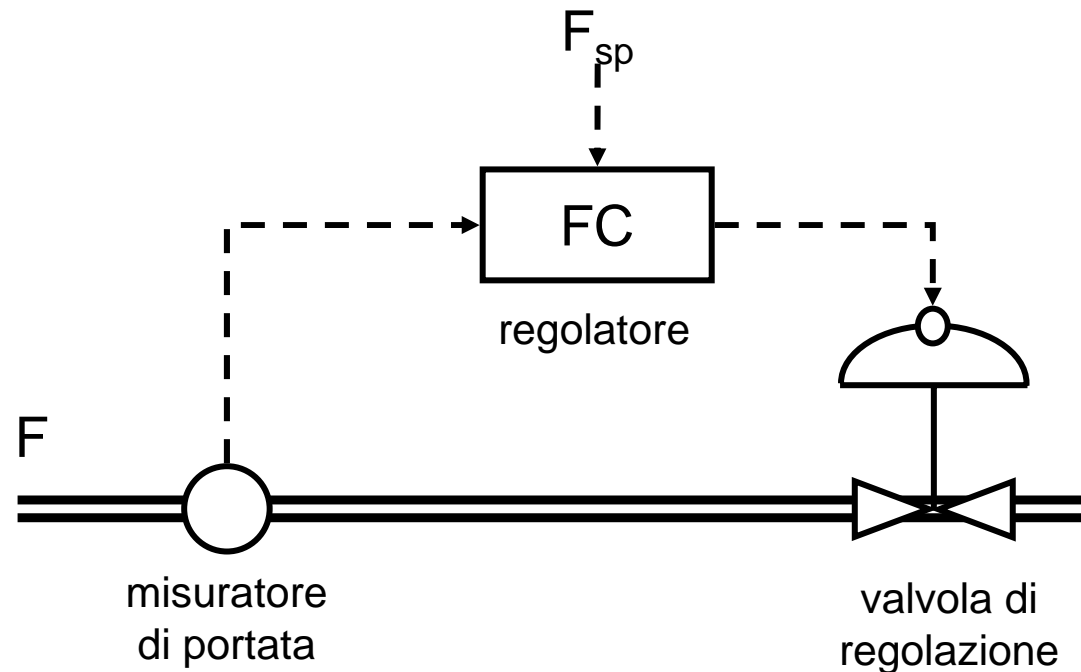


Controllo in retroazione

Es. regolatore di portata: la misura della portata (F) viene confrontata con il set-point F_{sp} ed il comando di regolazione viene inviato all'organo di attuazione (valvola)

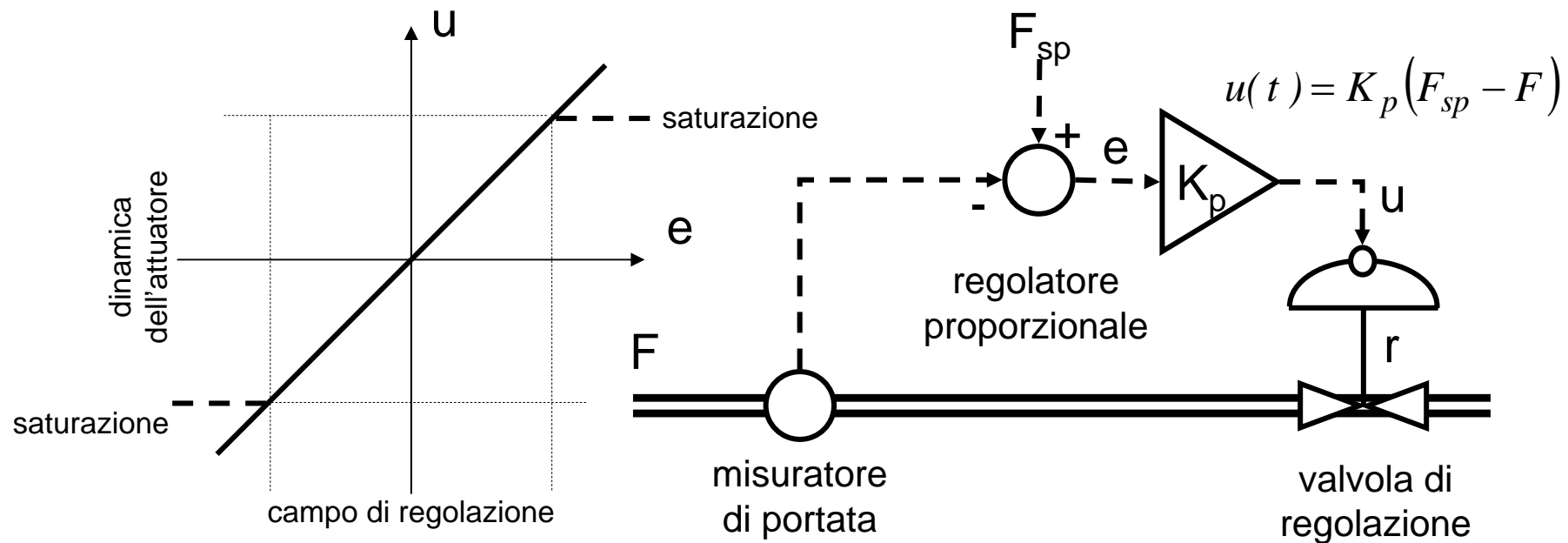
L'effetto della regolazione della valvola si riflette sulla portata e l'azione del regolatore fa in modo che a regime $F = F_{sp}$



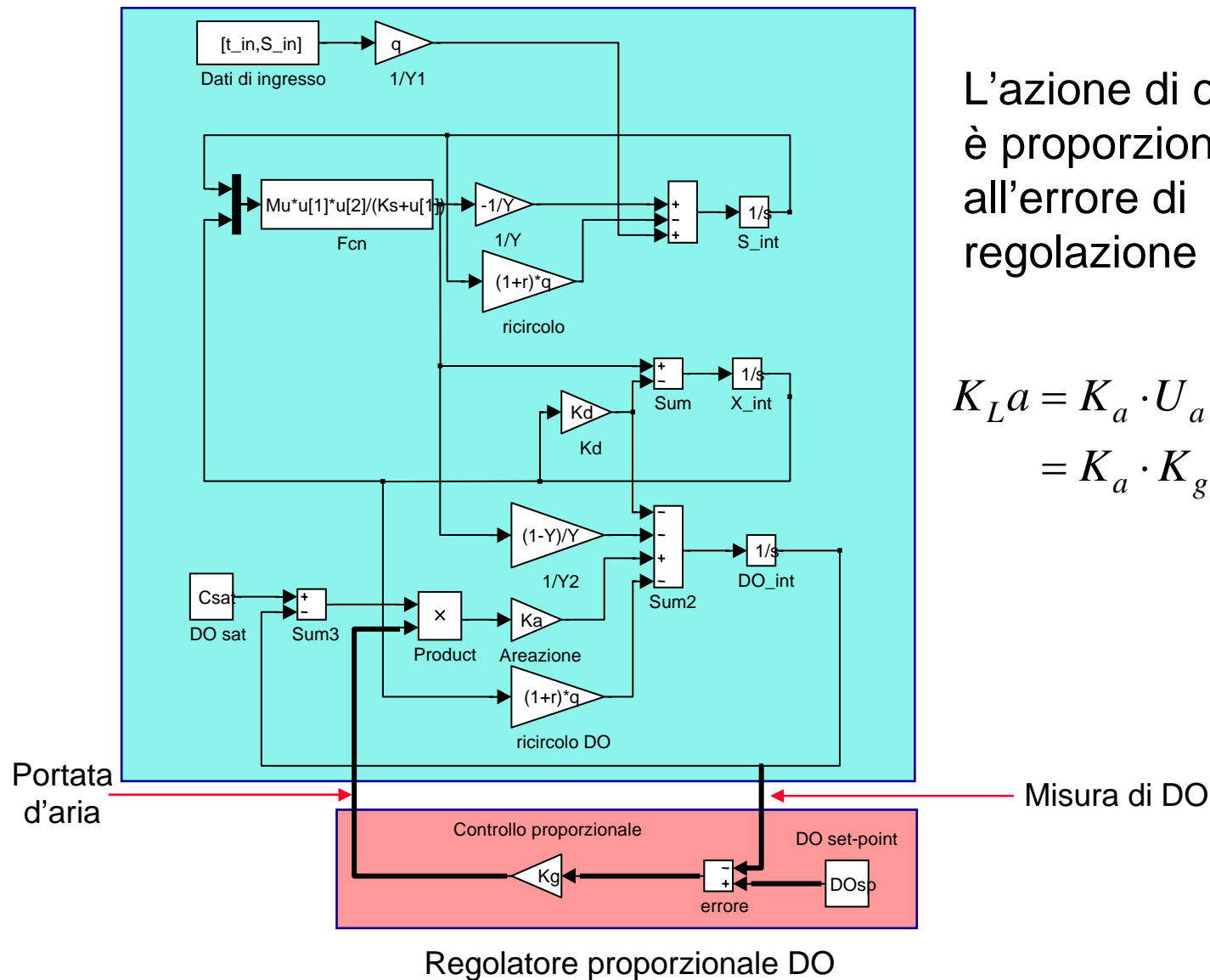
Azioni di controllo (1)

👉 Azione proporzionale

- L'azione correttiva è proporzionale all'errore di regolazione
- L'azione di controllo ha generalmente dei limiti, imposti dal campo di funzionamento dei sensori e dell'attuatore (valvola)
- Non è garantito l'inseguimento del set-point (errore di regime non nullo)



Controllo proporzionale del DO

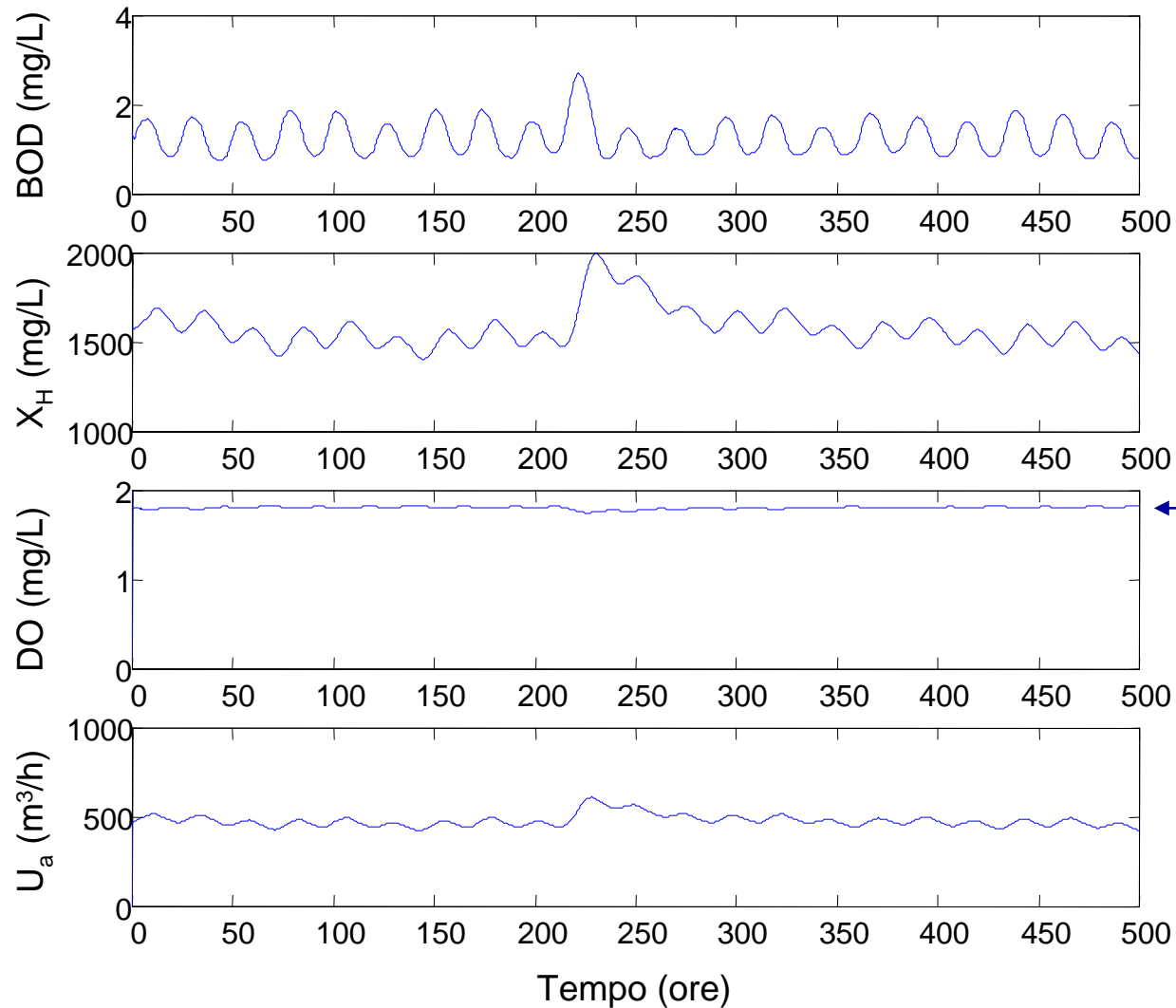


L'azione di controllo è proporzionale all'errore di regolazione

$$K_L a = K_a \cdot U_a$$

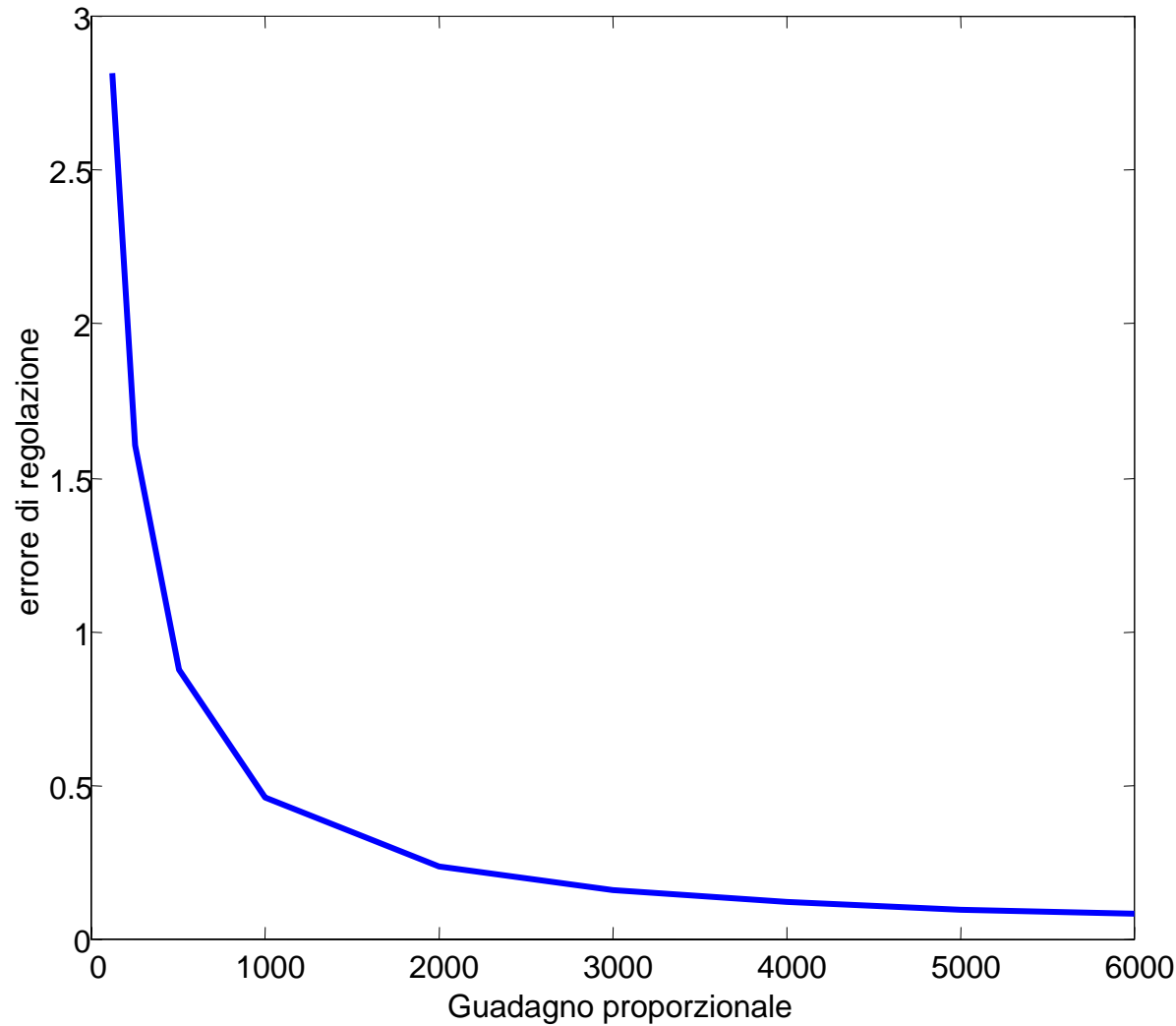
$$= K_a \cdot K_g (DO_{sp} - DO)$$

Prestazione del regolatore proporzionale



Errore di offset
diminuisce con
l'aumentare del
guadagno, **ma**
non si annulla
mai

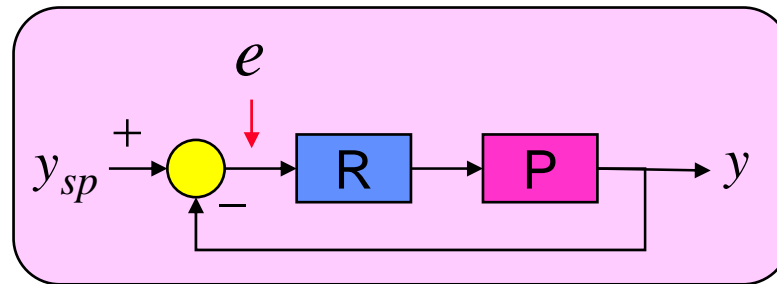
Errore di offset all'aumentare del guadagno



Nel controllo proporzionale, l'aumento del guadagno fa diminuire l'errore di regolazione, ma lo annullerebbe solo se fosse **infinito**

Analisi dell'errore di regolazione (offset)

- ☞ Se R e P rappresentano il regolatore e il processo, il modello ad anello chiuso si può scrivere come



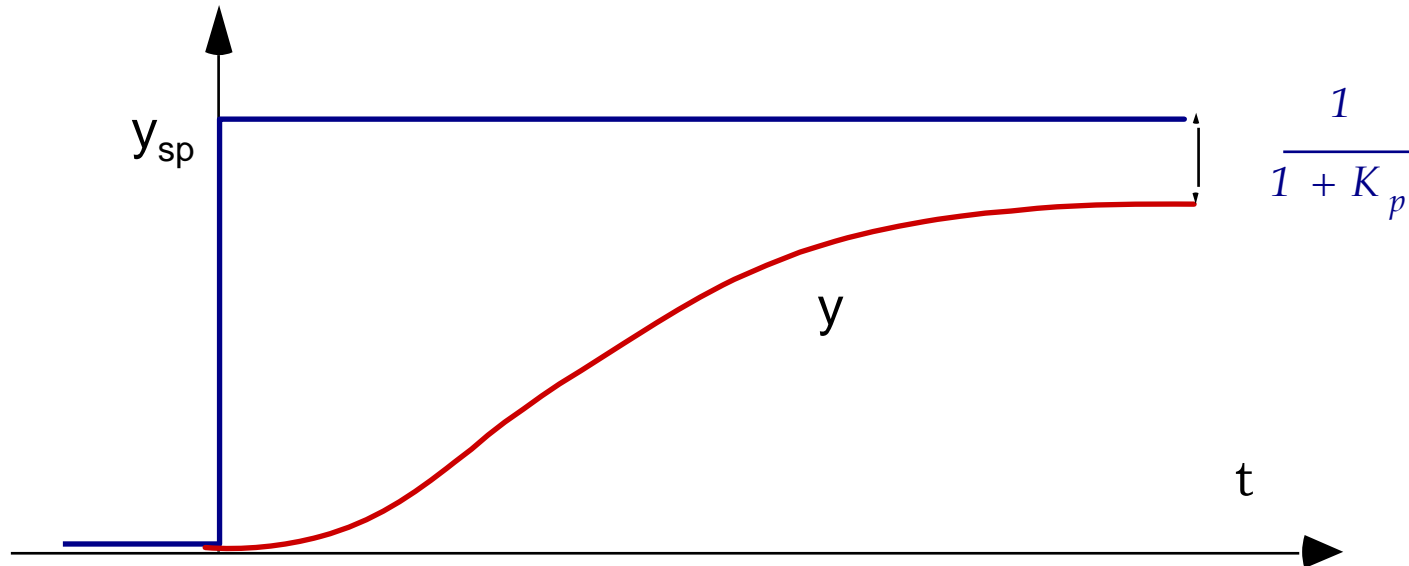
$$\left. \begin{array}{l} e = y_{sp} - y \\ y = e \cdot R \cdot P \end{array} \right\} \Rightarrow y = y_{sp} \cdot R \cdot P - e \cdot R \cdot P \Rightarrow y(1 + R \cdot P) = y_{sp} \cdot R \cdot P$$

$$\frac{y}{y_{sp}} = \frac{R \cdot P}{(1 + R \cdot P)} \quad \frac{e}{y_{sp}} = \frac{1}{(1 + R \cdot P)}$$

- ☞ Per annullare l'errore e si deve avere un guadagno di anello R.P **infinito**

⇒ Il guadagno proporzionale non è in grado di soddisfare questo requisito

Errore di inseguimento e guadagno K_p



Importante: il guadagno infinito è necessario solo a regime!

$$\frac{1}{1 + K_p} \rightarrow 0 \quad \Leftrightarrow \quad D(1)G(1) \rightarrow \infty$$

Azione integrale

☞ Per ottenere un guadagno RP infinito è necessario che o R o P tenda all'infinito

- ⇒ Se $P \rightarrow \infty$ ciò significa che il processo ha un meccanismo di accumulo interno e questo è sufficiente (sistema di Tipo 1)
- ⇒ Se P è limitato, allora deve essere $R \rightarrow \infty$, perciò il regolatore deve fornire questa capacità di accumulo

☞ Tale capacità è data dall'*Azione Integrale*

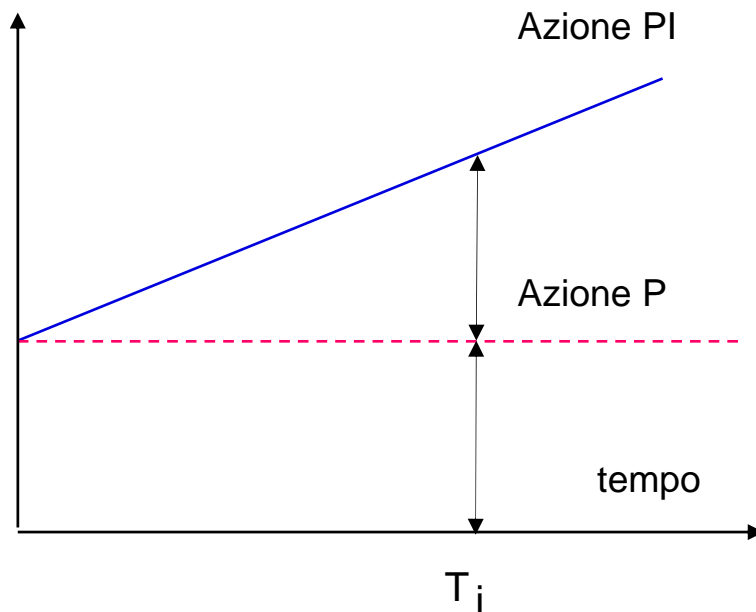
$$R_{PI} : u(t) = K_P \cdot e(t) + K_I \int_0^t e(\sigma) d\sigma$$

☞ Il termine integrale accumula gli errori nel tempo e produce un'azione di controllo proporzionale alla loro somma

- ⇒ Anche errori molto piccoli, se sommati nel tempo danno un'azione di controllo molto forte
- ⇒ *Cancellazione dell'errore di inseguimento*

Vantaggio dell'azione integrale

- ☞ Supponendo di avere un *errore costante nel tempo*, l'azione integrale produce un'azione correttiva che cresce linearmente

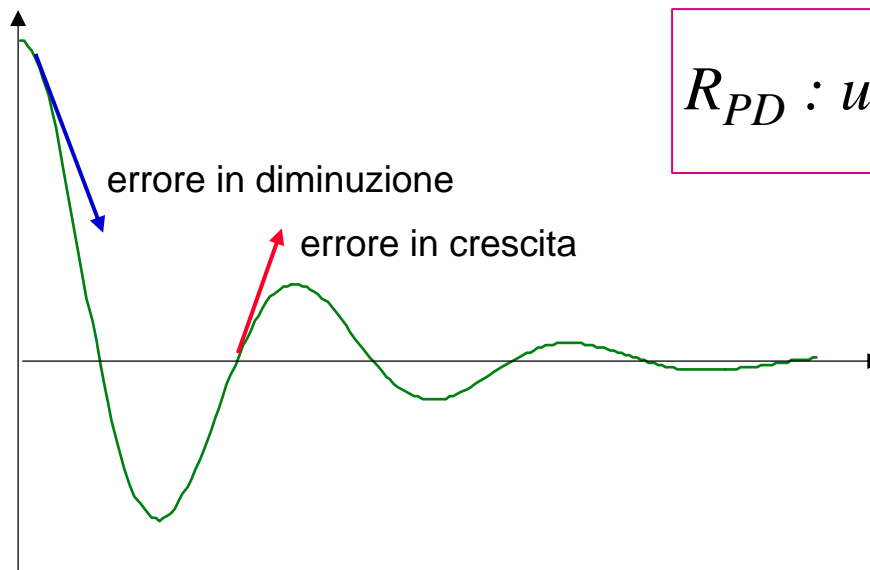


$$R_{PI} : u(t) = K_P \cdot e(t) + K_I \int_0^t e(\sigma) d\sigma$$

- ☞ *Tempo di reset T_i* : tempo occorrente perché l'azione integrale uguagli l'azione proporzionale. In quel momento (T_i) si ha un raddoppio dell'azione correttiva globale.

Azione derivatrice

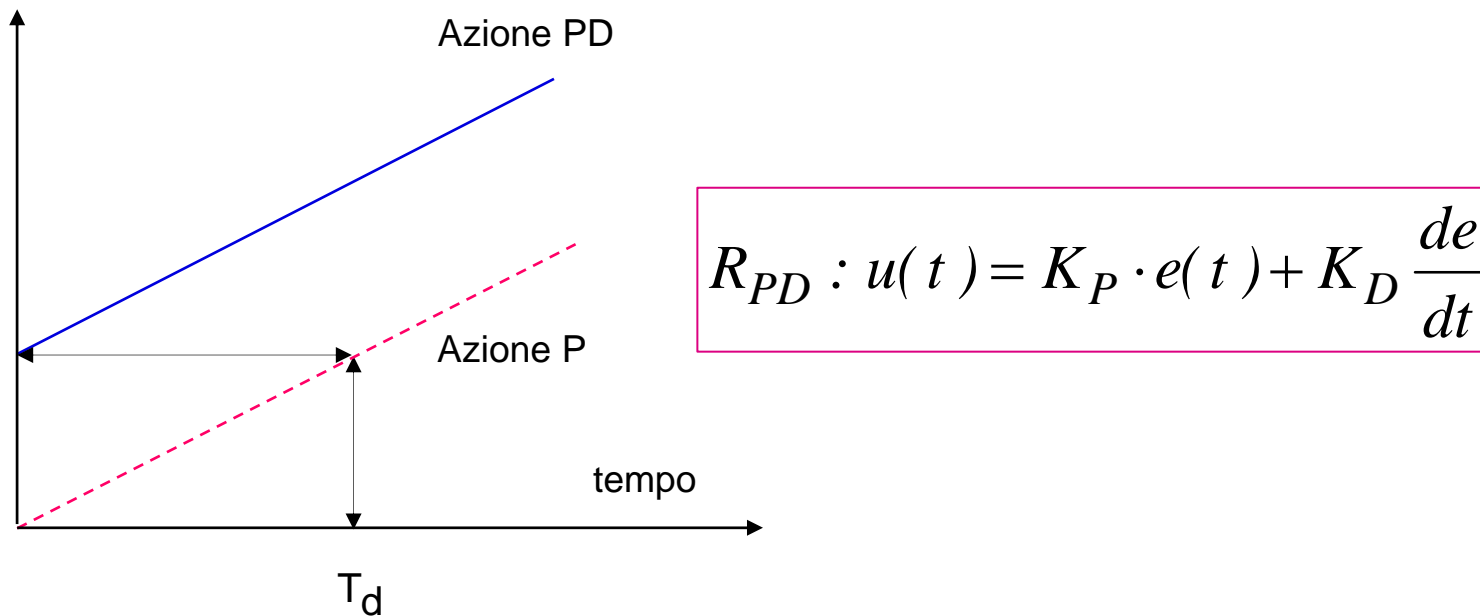
- ☞ Conoscendo la “tendenza” di variazione dell’errore, si può anticipare la richiesta di regolazione
- ☞ La derivata dell’uscita “anticipa” la sua posizione futura, perciò il regolatore che usa la derivata può dare un’azione correttiva anticipatrice



$$R_{PD} : u(t) = K_P \cdot e(t) + K_D \frac{de}{dt}$$

Vantaggio dell'azione derivatrice

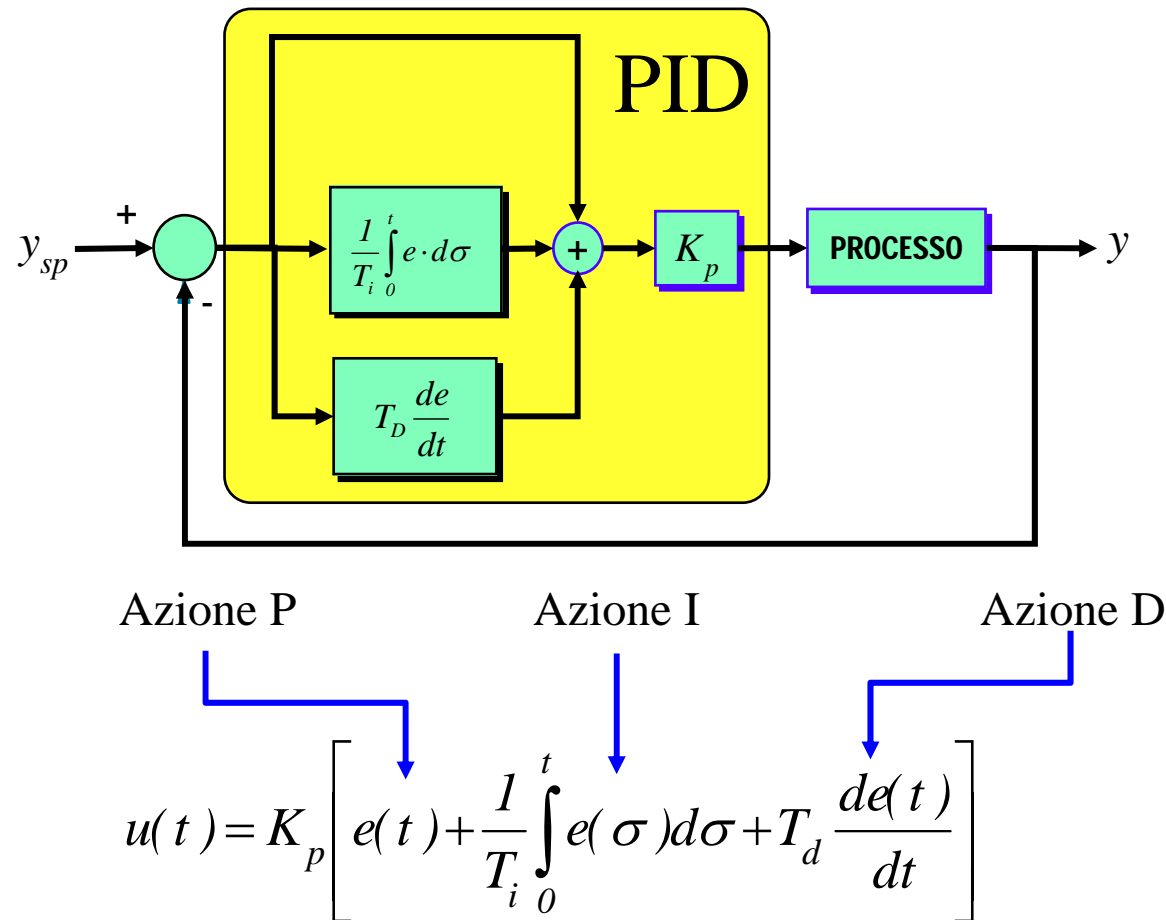
- ☞ Supponendo di avere un *errore che cresce linearmente* nel tempo, l'azione derivatrice produce un'azione correttiva proporzionale alla variazione dell'errore



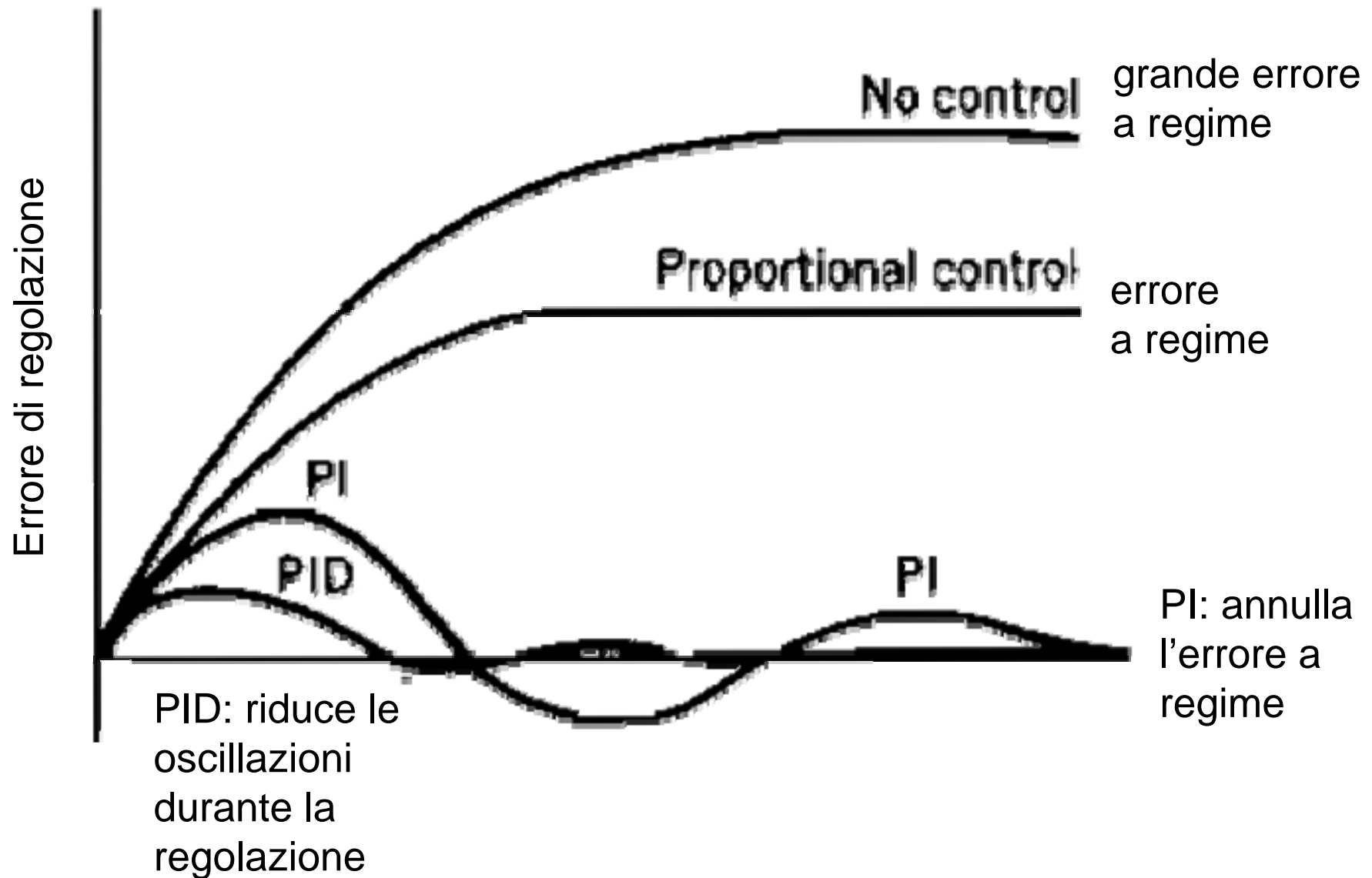
- ☞ *Tempo di derivazione T_d* : Anticipo dell'azione correttiva rispetto alla sola azione proporzionale. L'azione correttiva viene applicata T_d istanti prima rispetto al solo proporzionale.

Controllo PID

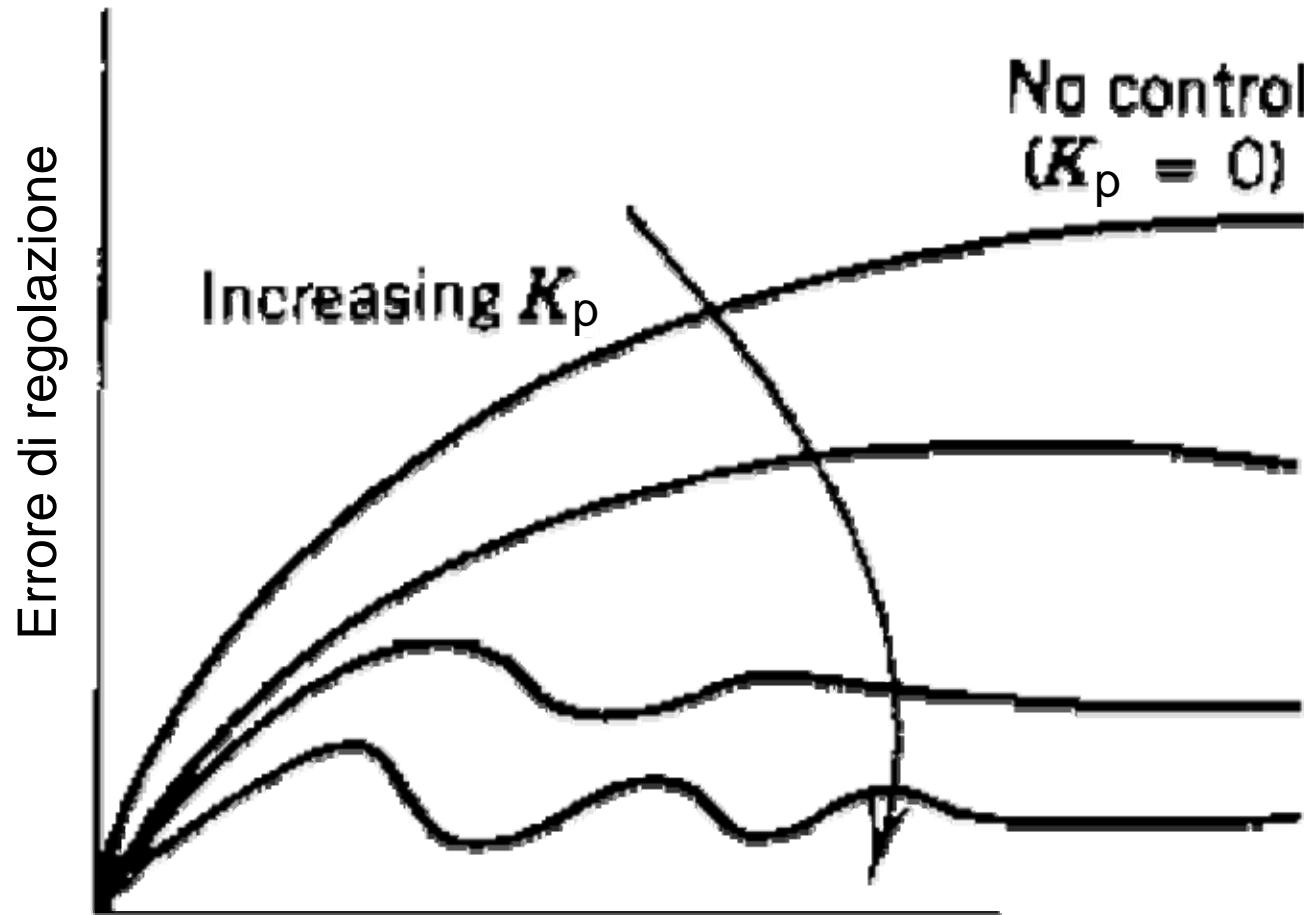
- Il regolatore PID (Proporzionale - Integrale - Derivativo) fornisce le tre azioni di controllo in grado di inseguire il set-point e contrastare una grande varietà di disturbi



Risposta tipica di un sistema controllato



Aumento del guadagno proporzionale

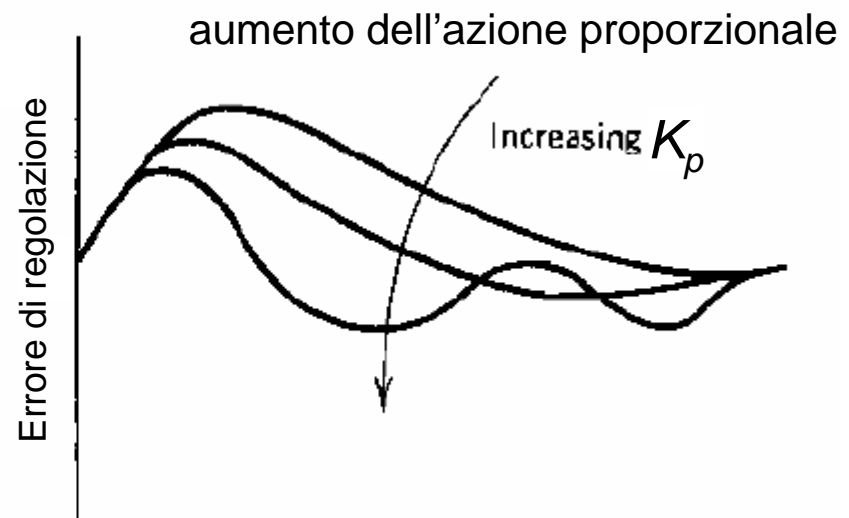
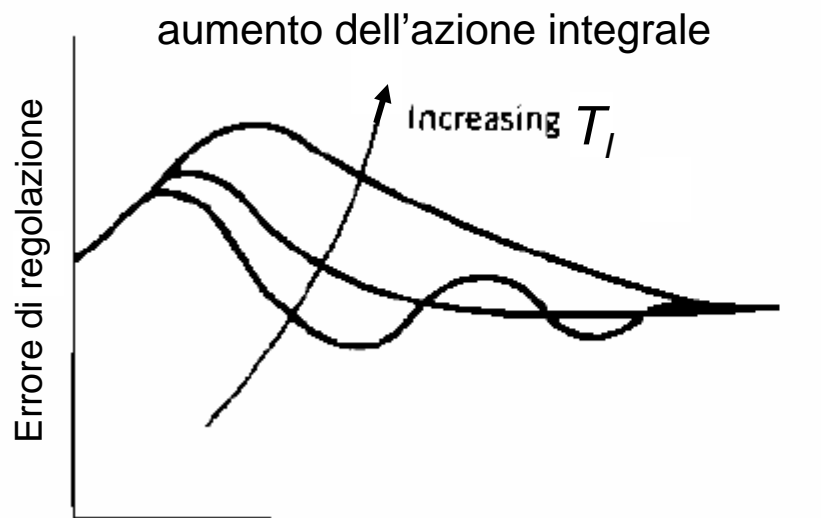


Aumentare K_p riduce l'errore di regolazione ma non lo annulla

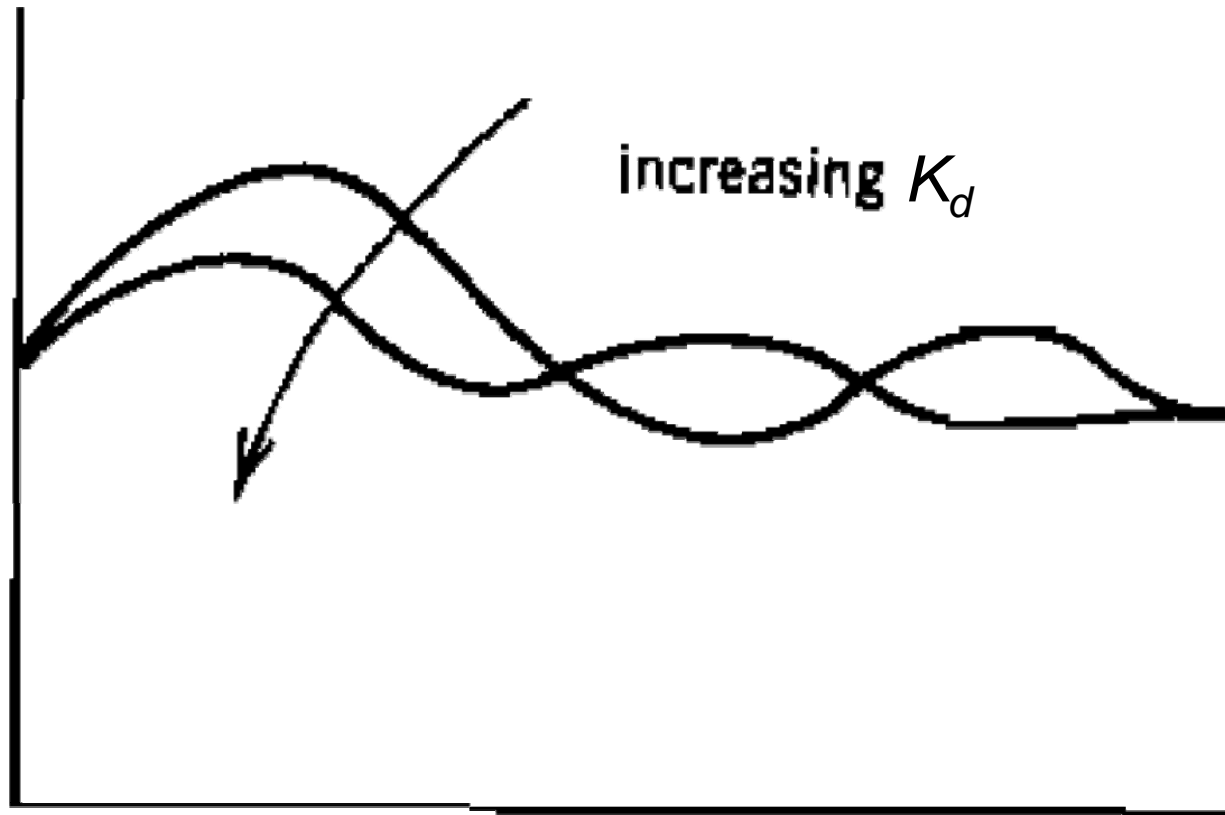
Per K_p grandi si possono avere oscillazioni anche se il processo non è di per sé oscillatorio

Effetto di T_i e K_p in un regolatore PI

- 👉 L'azione integrale tende a provocare maggiori oscillazioni ma aumenta la velocità di risposta
- 👉 Per valori di T_i e/o K_p molto grandi il sistema può diventare instabile
- 👉 Nota : la costante integrale T_i è il tempo di reset



Effetto dell'azione derivatrice



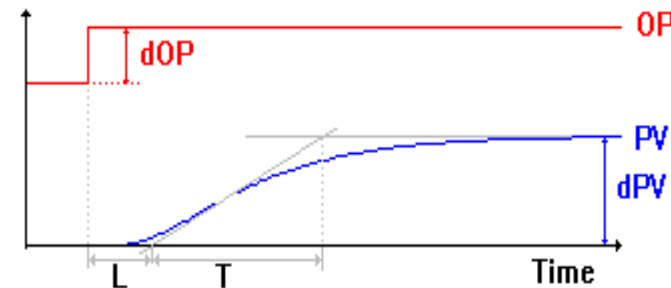
Aumentare K_d può migliorare la risposta del regolatore, ma tende a produrre una risposta oscillante

K_d è utile per processi con dinamica molto lenta, dove la predizione del comportamento può anticipare di molto l'azione correttiva

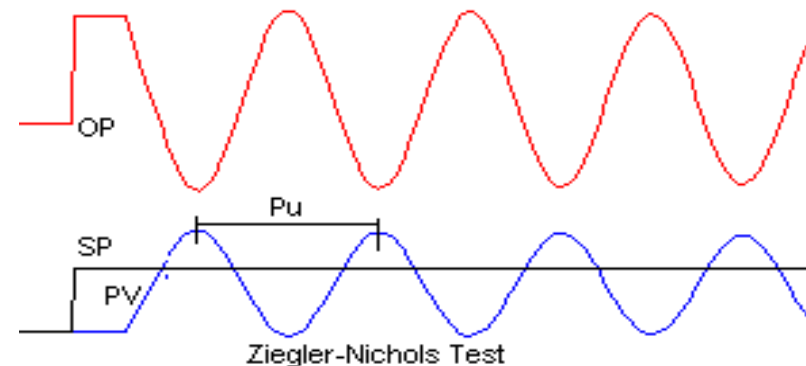
Sintonizzazione con il metodo di Ziegler-Nichols

- ☞ Metodo introdotto negli anni '40 da Ziegler e Nichols
- ☞ Sintonizzazione diretta del PID, basato su misure del processo

⇒ Metodo in catena aperta:
ricava i parametri del PID
sulla base della risposta
a gradino



⇒ Metodo in catena chiusa:
si provoca un'oscillazione
sostenuta e si ricavano
i parametri del PID
dalla sua ampiezza
e frequenza



1° metodo Z-N: catena aperta

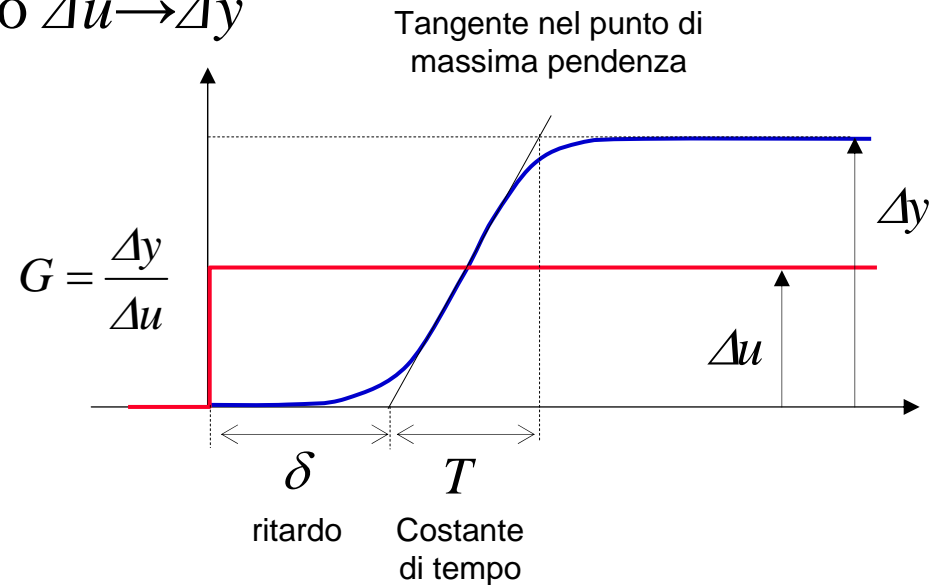
1. Effettuare un test a gradino $\Delta u \rightarrow \Delta y$

2. Determinare i parametri del processo:

⇒ Guadagno G

⇒ Ritardo δ

⇒ Costante di tempo T



3. Calcolare i parametri del PID con le seguenti formule:

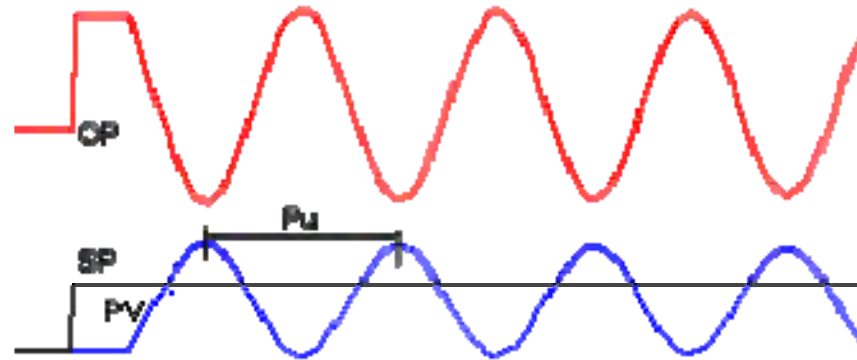
$$PI : \quad K_p = 0.9 \times \frac{T}{G \cdot \delta} \quad T_i = 3.3 \cdot \delta$$
$$PID : \quad K_p = 1.2 \times \frac{T}{G \cdot \delta} \quad T_i = 2 \cdot \delta \quad T_d = 0.5 \cdot \delta$$

2° metodo Z-N: catena chiusa

👉 Eliminate le azioni integrale e derivativa, si provoca un'oscillazione sostenuta con un gradino di set-point aumentando il solo guadagno proporzionale K_p

⇒ $K_p \rightarrow K_u$ (guadagno limite)

⇒ Si calcola il periodo dell'oscillazione P_u

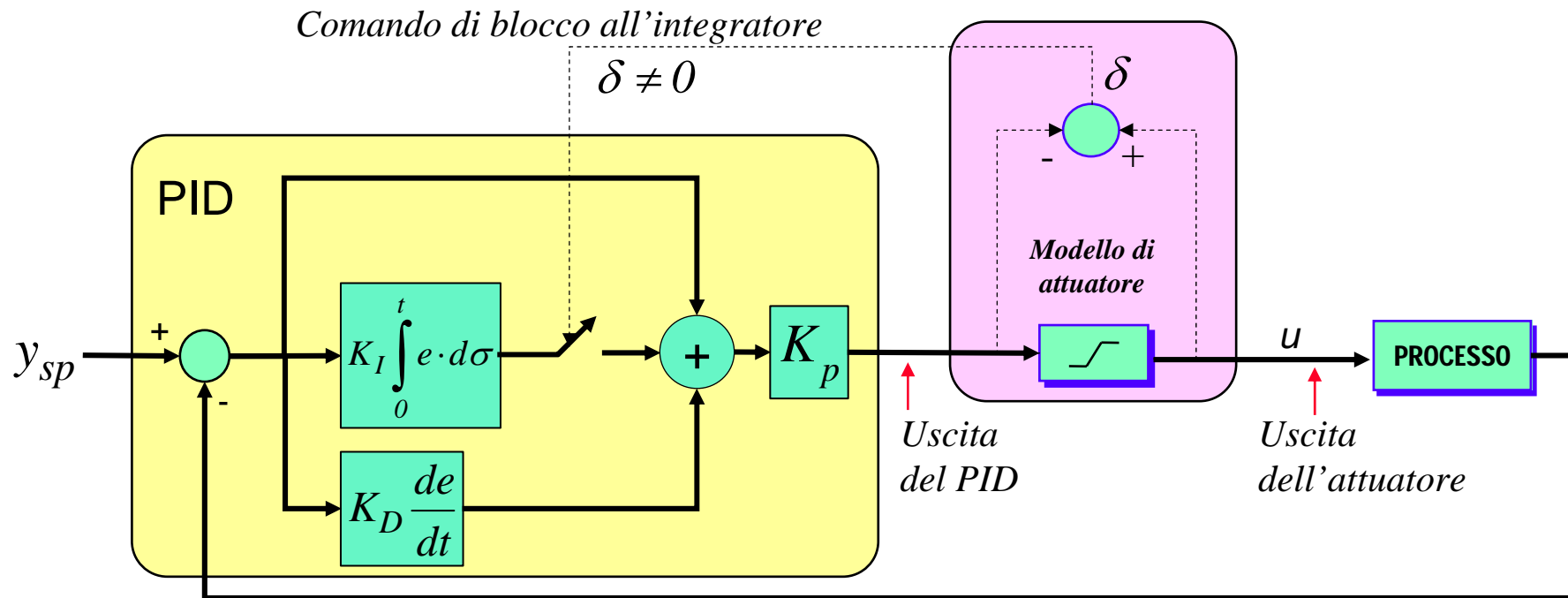


👉 Si calcolano i parametri del PID secondo le formule

$$\begin{aligned} PI : \quad K_p &= 0.45 \times K_u & T_i &= \frac{P_u}{1.2} \\ PID : \quad K_p &= 0.60 \times K_u & T_i &= \frac{P_u}{2} & T_d &= \frac{P_u}{8} \end{aligned}$$

Il problema del WIND-UP

- ✓ Quando si ha saturazione dell'attuatore, il set-point non viene raggiunto
 - ✓ Questo provoca **un incremento dell'uscita dell'integratore** che aumenta indefinitamente se non viene bloccato (*wind-up*)
 - ✓ Quando il set-point rientra nel campo di regolazione, l'uscita dell'integratore deve "scaricarsi" per poter generare un nuovo segnale di controllo utile. Questo può richiedere molto tempo, durante il quale non si ha alcuna azione di controllo
- 👉 **Rimedio: bloccare l'integrazione appena l'attuatore satura**

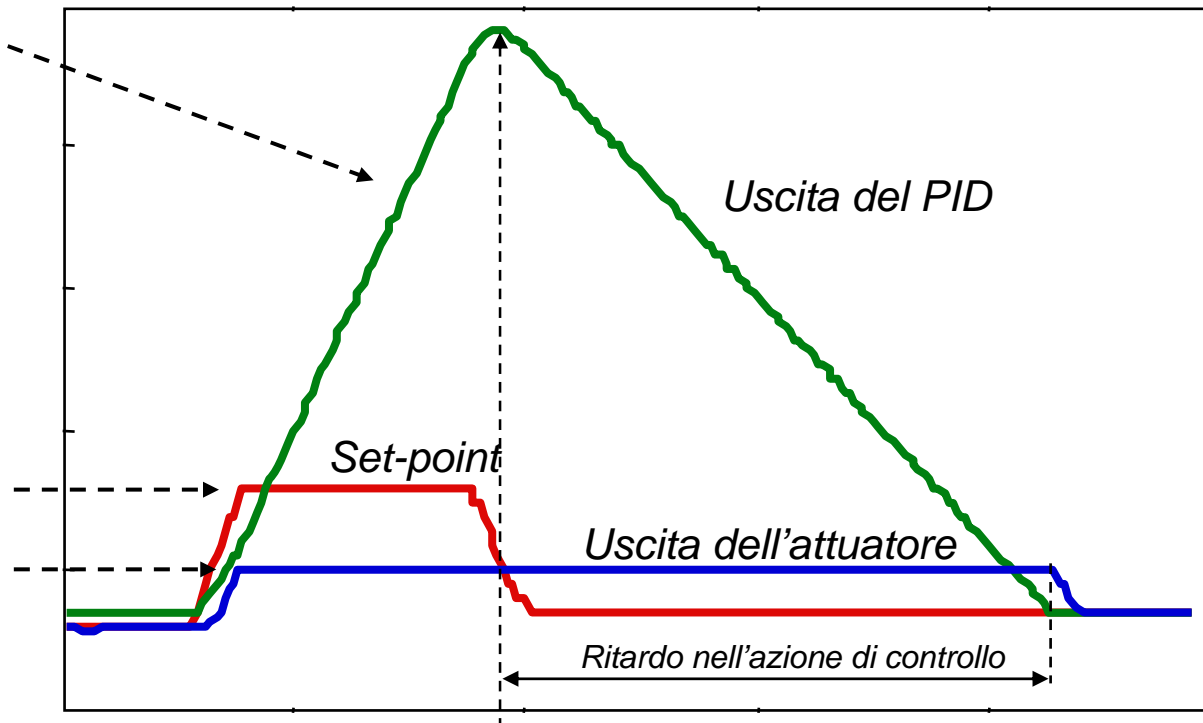


Esempio di Wind-up

A causa dell'errore che non va a zero il contributo integrale cresce

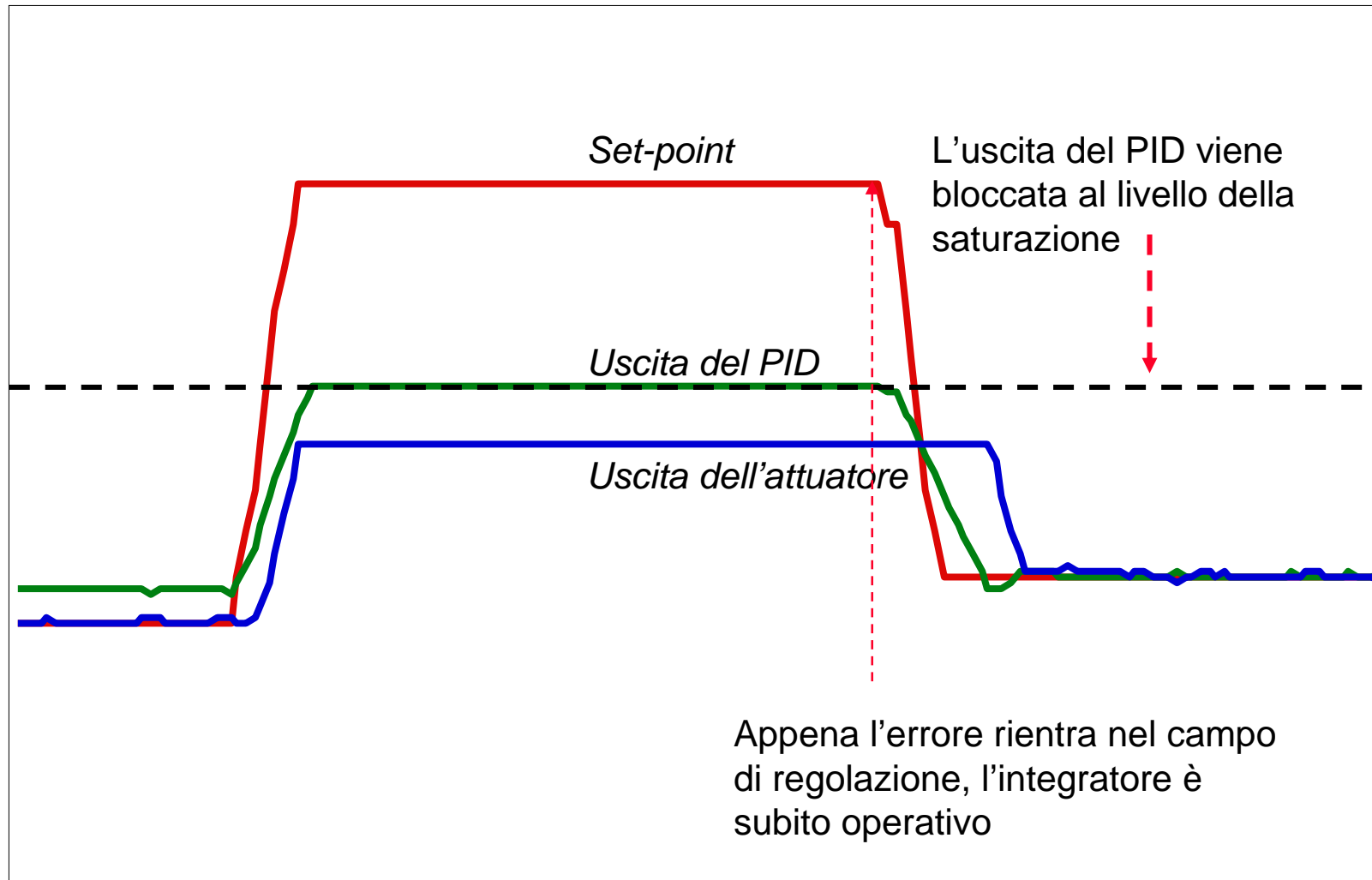
Il set-point è maggiore del limite dell'attuatore

L'uscita satura al massimo valore consentito

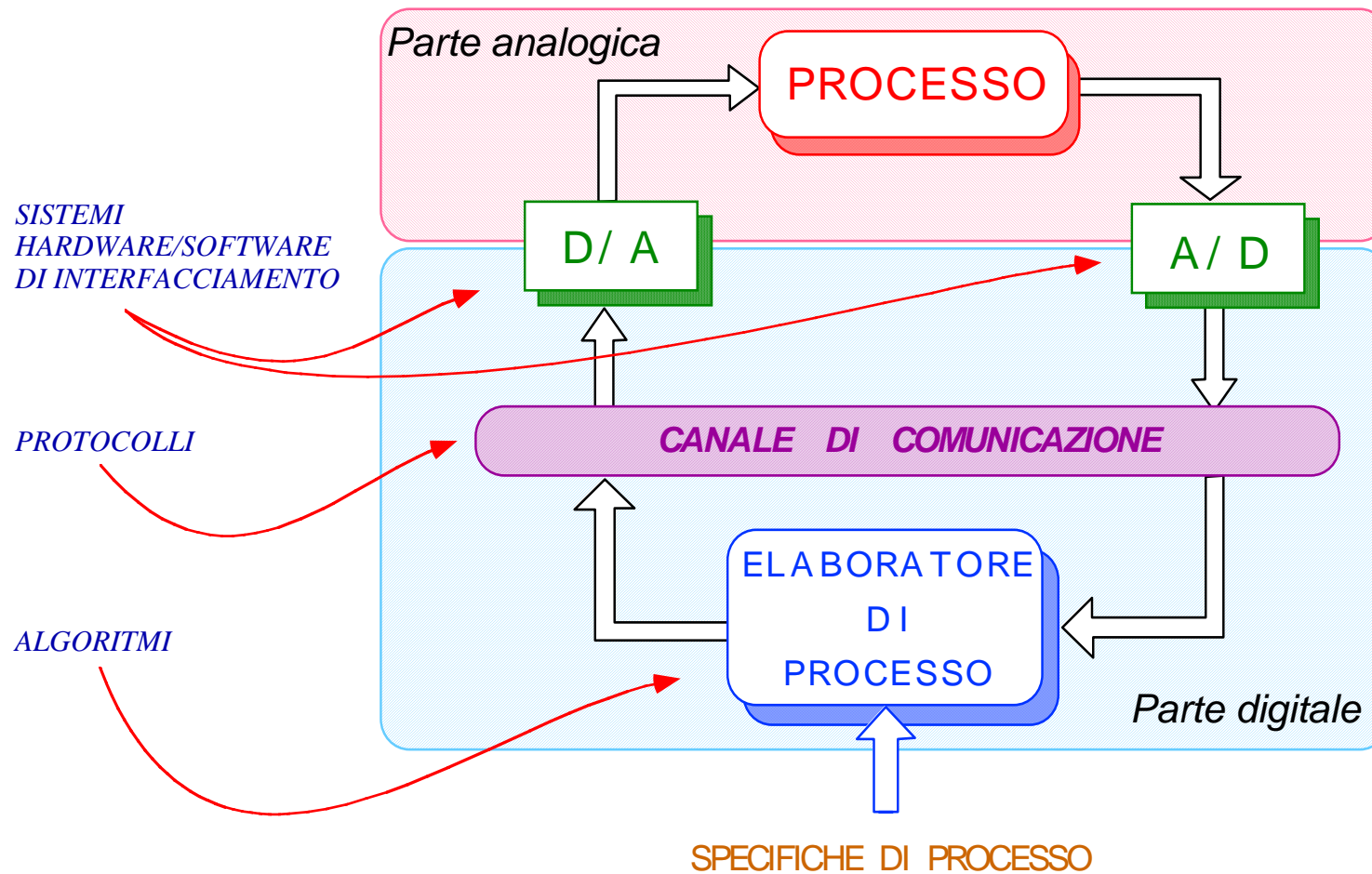


Quando il set-point ritorna nel campo di regolazione, è necessario che si “scarichi” prima di tornare operativo

Effetto dell'azione Anti-WindUp



Struttura del regolatore digitale



PID digitale in forma incrementale

Partendo dalla definizione del PID nel tempo $u(t) = K_p \left[e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(\sigma) d\sigma + T_d \frac{de(t)}{dt} \right]$

Approssimando alle differenze finite con intervallo T_s

$$\begin{aligned} @ t \quad u(t) &= K_p \left(e(t) + \frac{T_s}{T_i} \sum_{k=0}^t e(kT_s) + T_d \frac{e(t) - e(t-T_s)}{T_s} \right) \\ @ t-T_s \quad u(t-T_s) &= K_p \left(e(t-T_s) + \frac{T_s}{T_i} \sum_{k=0}^{t-T_s} e(kT_s) + T_d \frac{e(t-T_s) - e(t-2T_s)}{T_s} \right) \end{aligned}$$

Sottraendo termine a termine e raggruppando i termini dell'errore $e(t)$, $e(t-1)$, $e(t-2)$

$$\Delta u_t = u(t) - u(t-T_s) = K_p \left(e_t - e_{t-1} + \frac{T_s}{T_i} e_t + \frac{T_d}{T_s} [e_t - 2e_{t-1} + e_{t-2}] \right)$$

oppure in funzione di y e y_{sp} $e_t = y_{sp} - y_t$

$$\Delta u_t = K_p \frac{T_s}{T_i} y_{sp} - K_p \left\{ \left(1 + \frac{T_s}{T_i} + \frac{T_d}{T_s} \right) y_t - \left(1 + 2 \frac{T_d}{T_s} \right) y_{t-1} + \frac{T_d}{T_s} y_{t-2} \right\}$$

PID digitale in forma incrementale

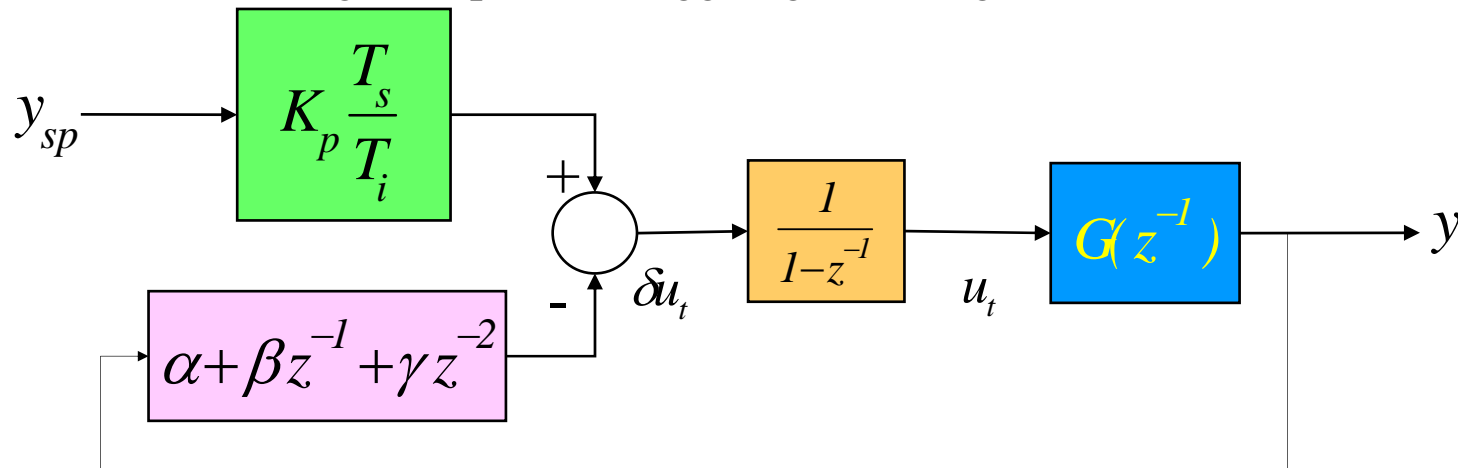
Può essere visto come equazione alle differenze

$$\delta u_t = y_{sp} K_p \frac{T_s}{T_i} - \left[\alpha + \beta z^{-1} + \gamma z^{-2} \right] y_t$$

$$u_t = u_{t-1} + \delta u_t \quad \rightarrow \quad \frac{u(z^{-1})}{\delta u(z^{-1})} = \frac{1}{1-z^{-1}}$$

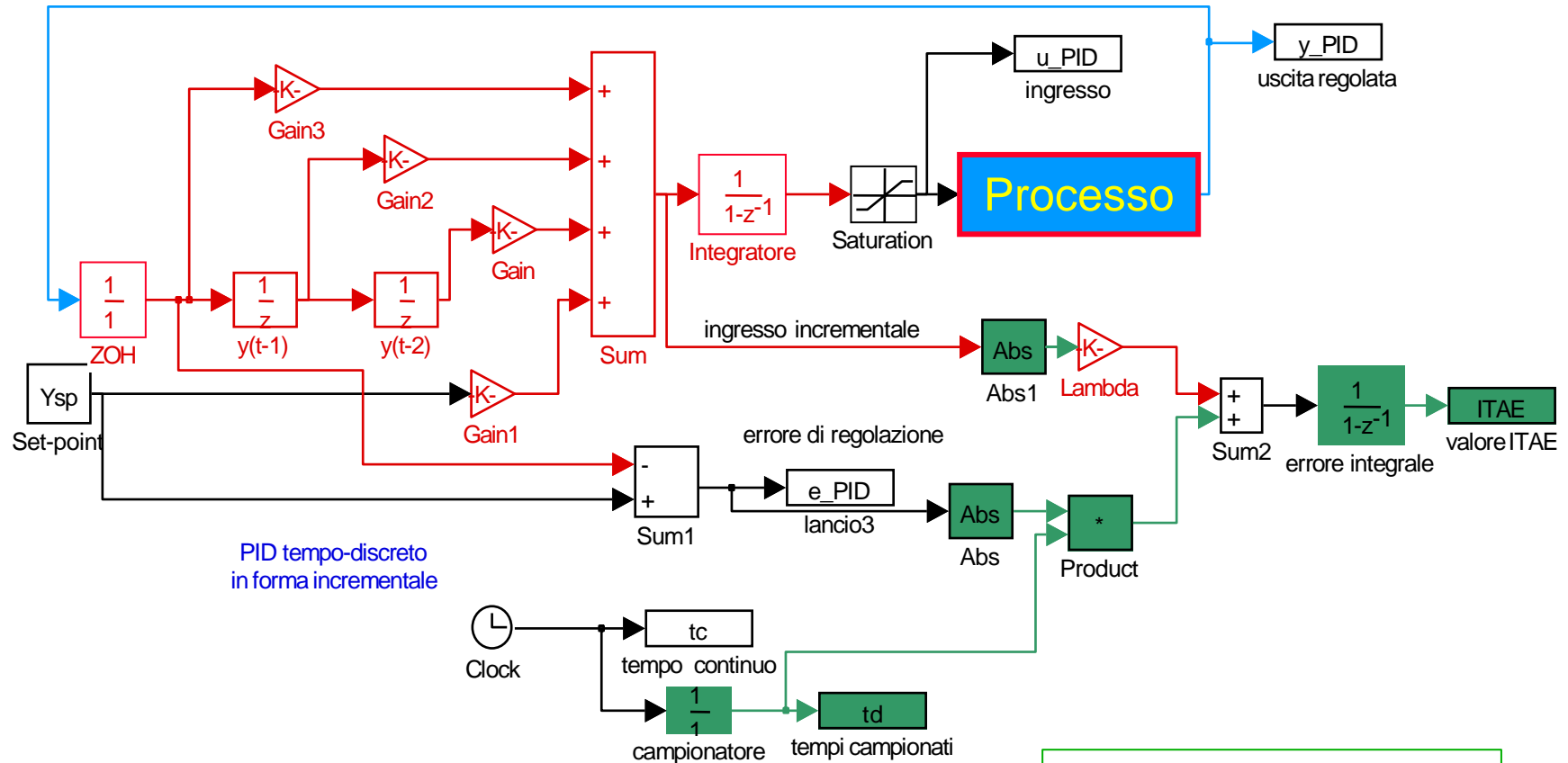
$$\left\{ \begin{array}{l} \alpha = K_p \left(1 + \frac{T_s}{T_i} + \frac{T_d}{T_s} \right) \\ \beta = -K_p \left(1 + 2 \frac{T_d}{T_s} \right) \\ \gamma = K_p \frac{T_d}{T_s} \end{array} \right.$$

Per ottenere il segnale "pieno" si aggiunge un integratore in uscita



Vantaggio: ingressi più piccoli = minore pericolo di saturazione interna

Schema SIMULINK per PID campionato

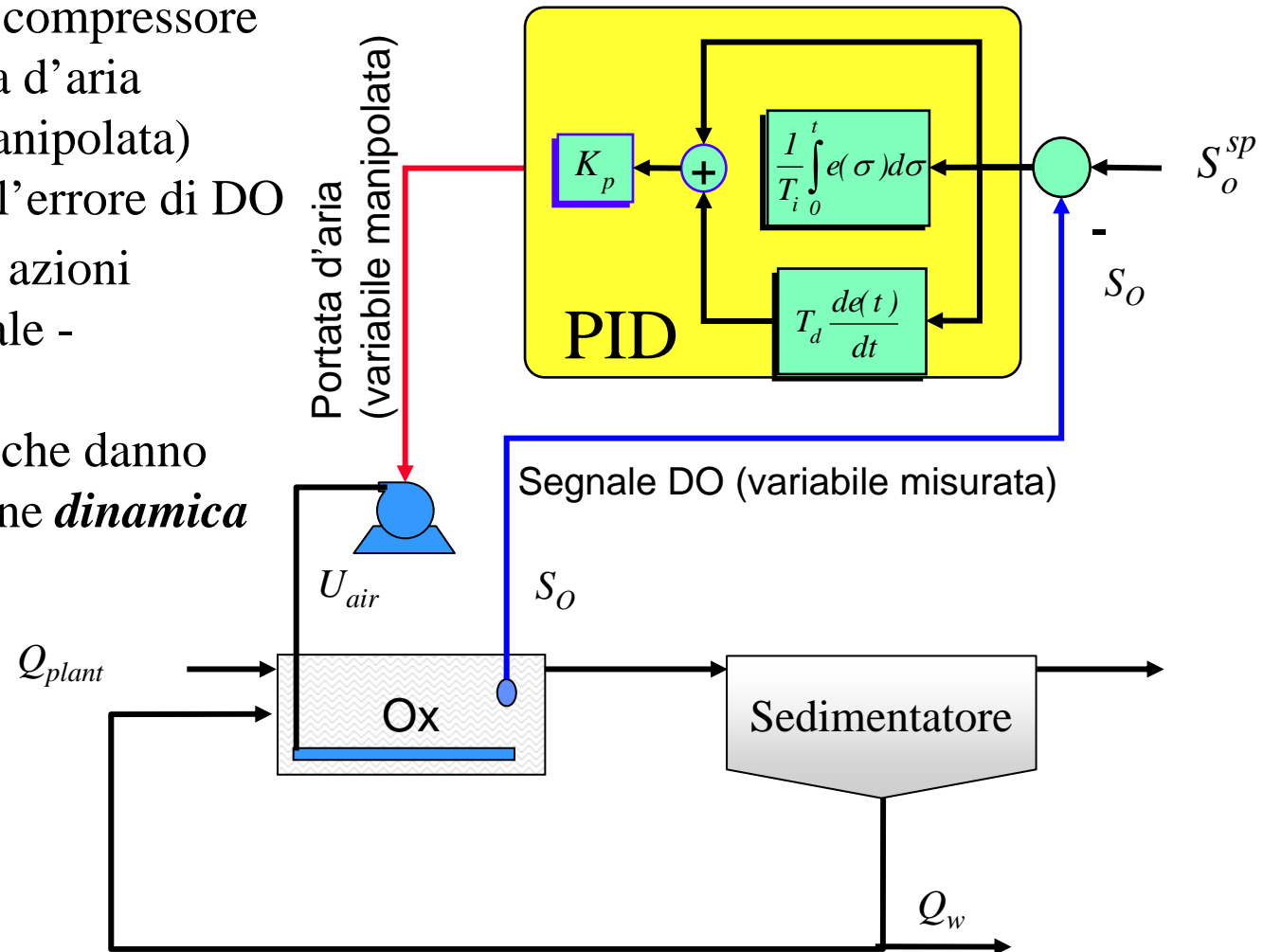


$$ITAE = \int_0^T (|e|t + \lambda|\delta u|) dt$$

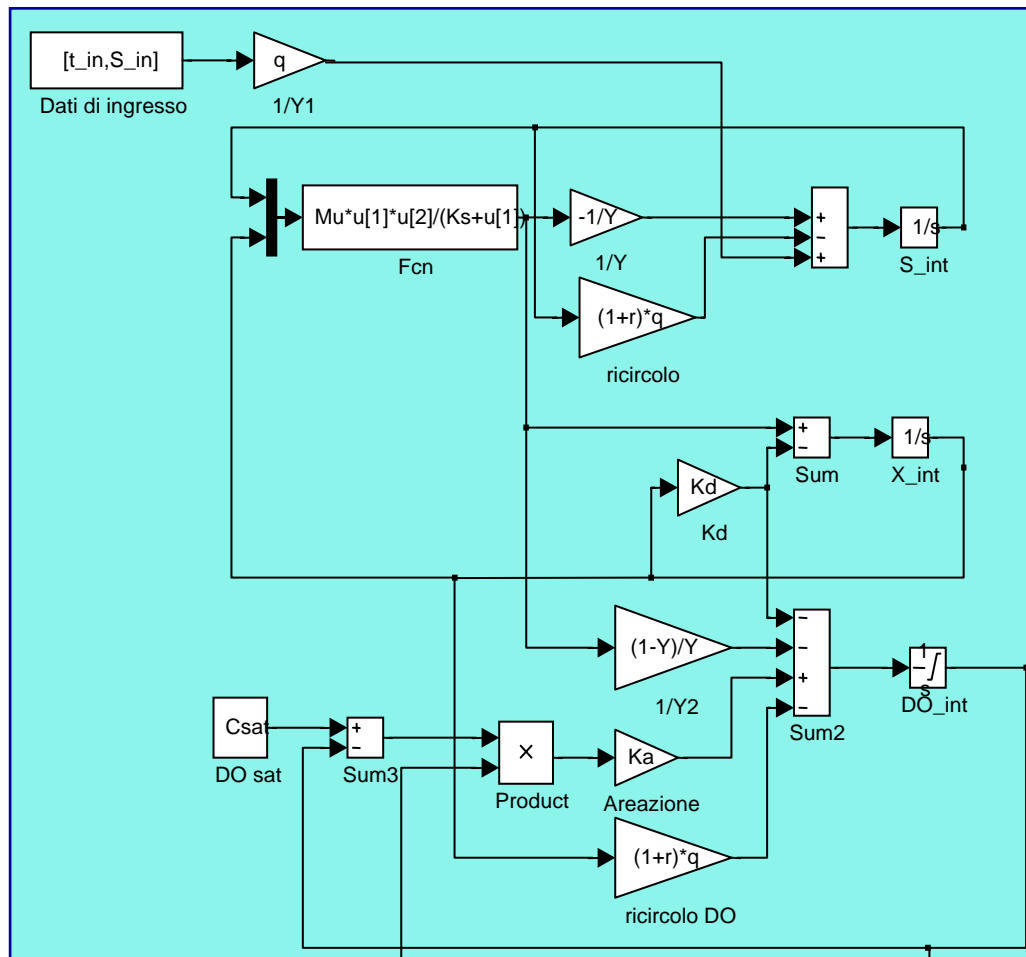
Regolatore PID per il DO

Azione di controllo PID

- Comando al compressore per la portata d'aria (variabile manipolata) funzione dell'errore di DO
- Il PID ha tre azioni (Proporzionale - Integrale - Derivatrice) che danno una correzione *dinamica* dell'errore



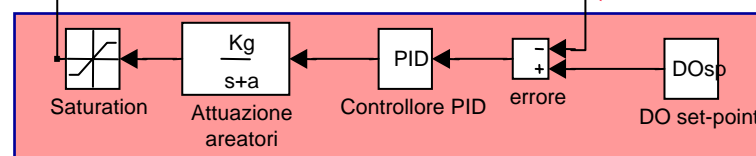
Implementazione Simulink del regolatore PID



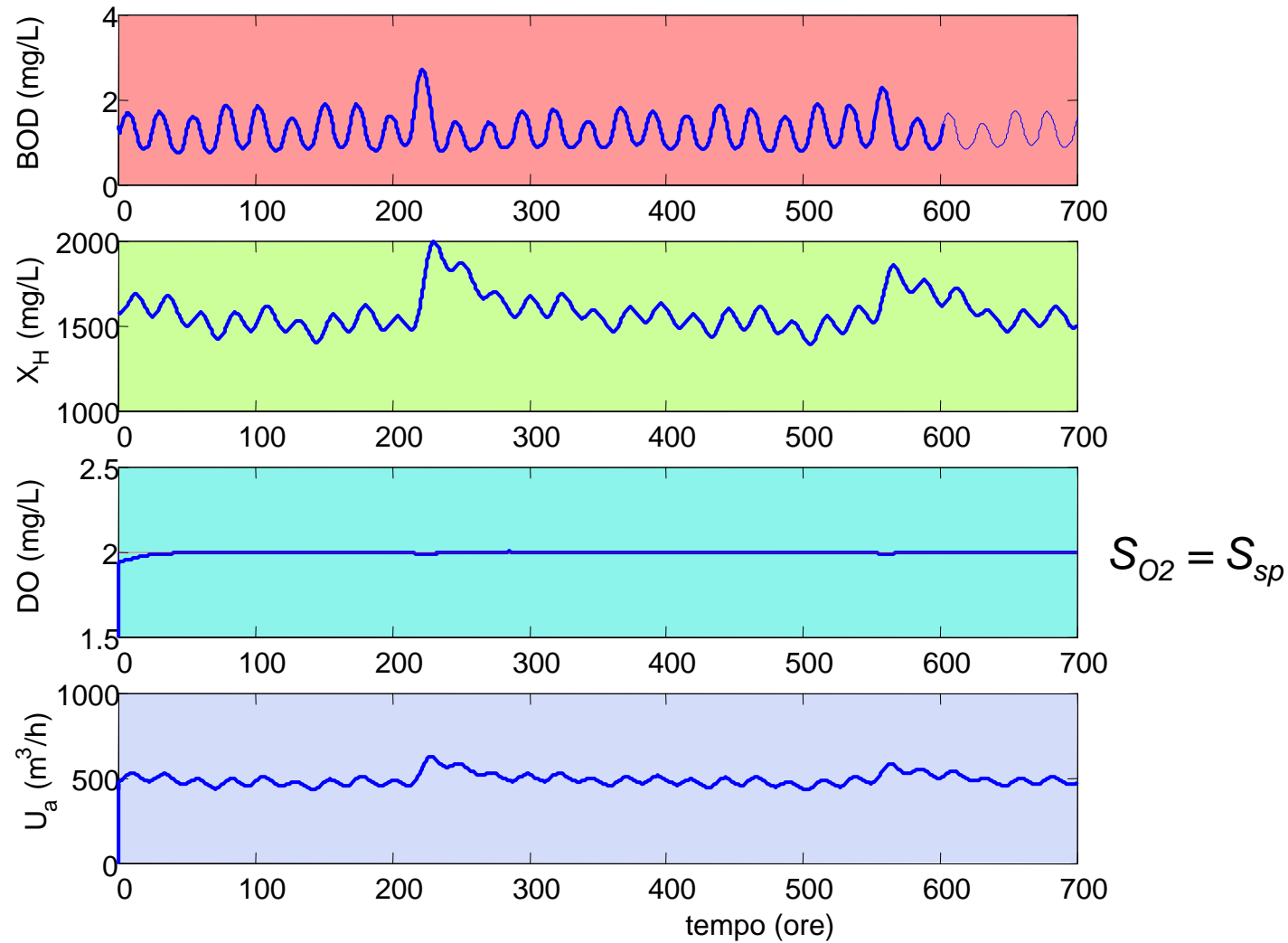
Oltre al PID è stato aggiunto un modello per la dinamica del sistema di areazione

Portata d'aria

Misura di DO



Prestazione del regolatore PID



Prestazione di un regolatore PID per DO

Simulazione con il regolatore sviluppato in ambiente LabView 8.20

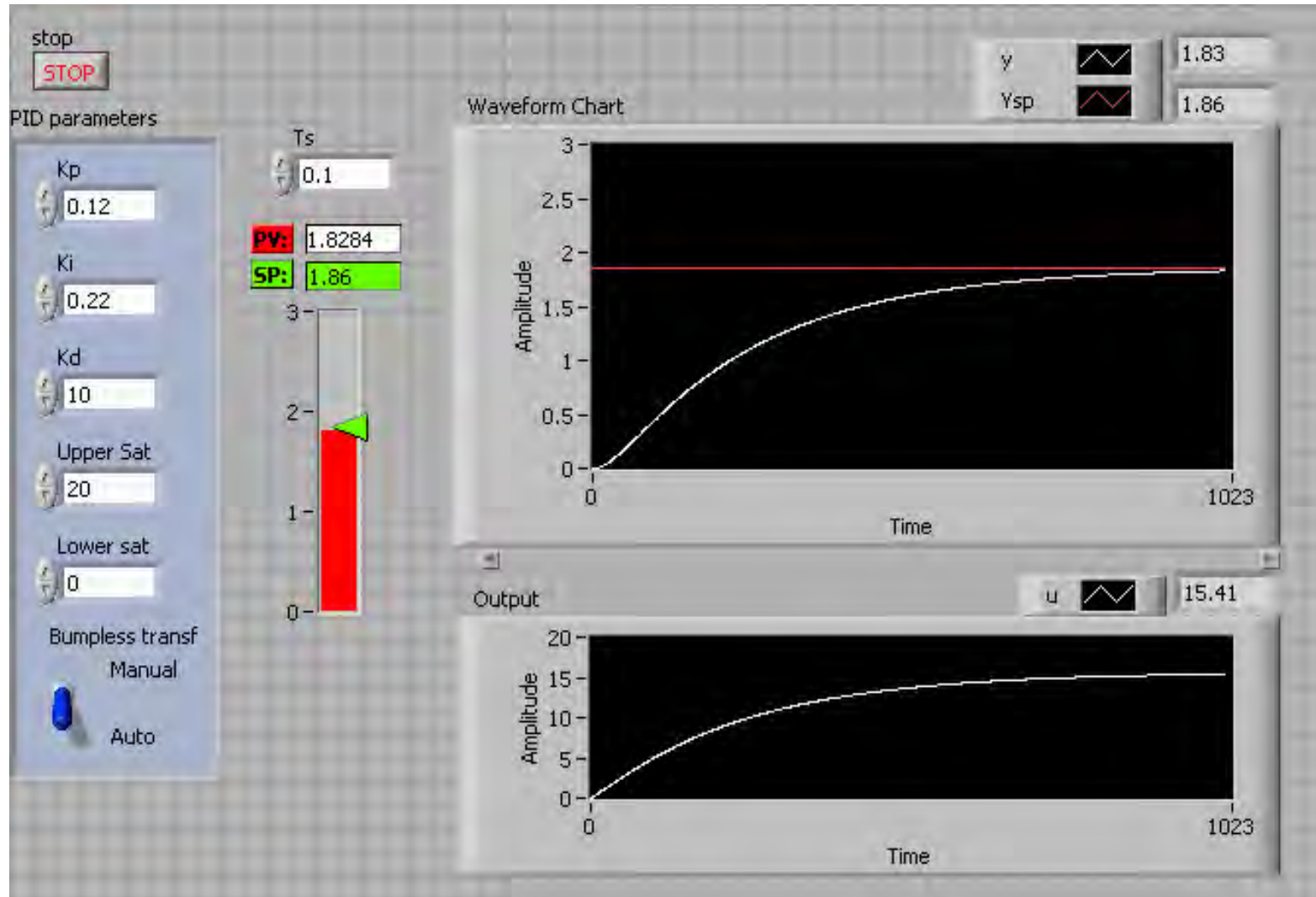
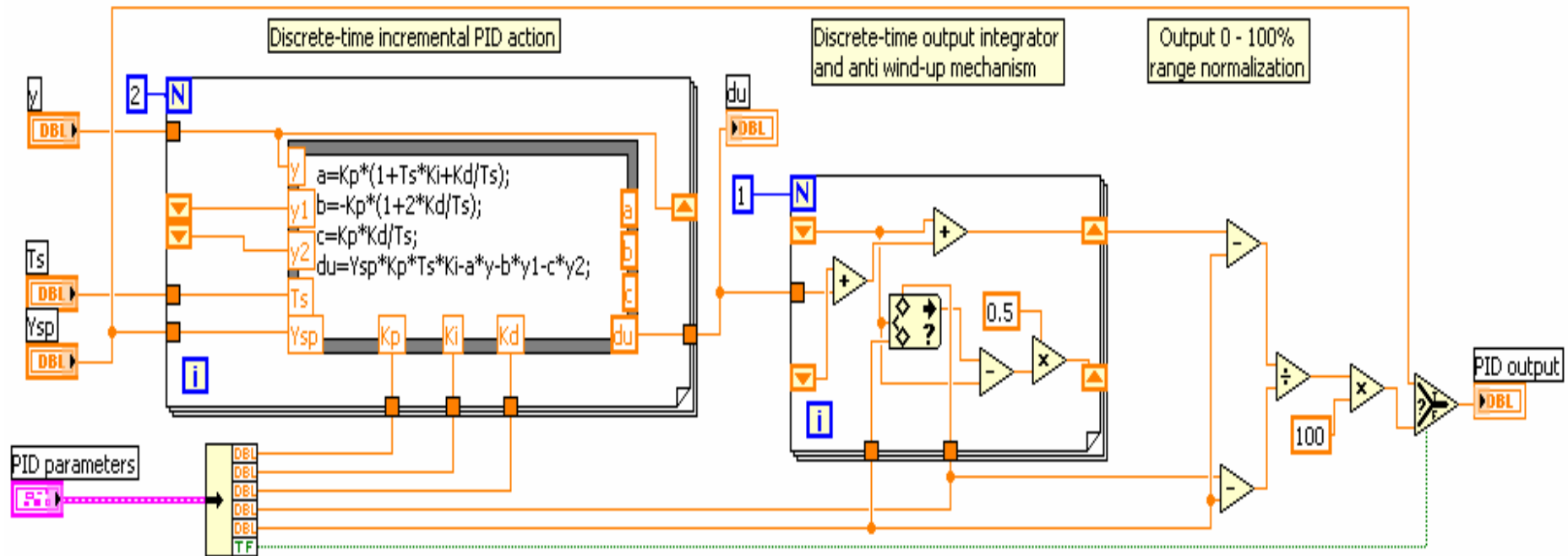


Diagramma del regolatore PID in LabView



Pannello frontale del regolatore PID

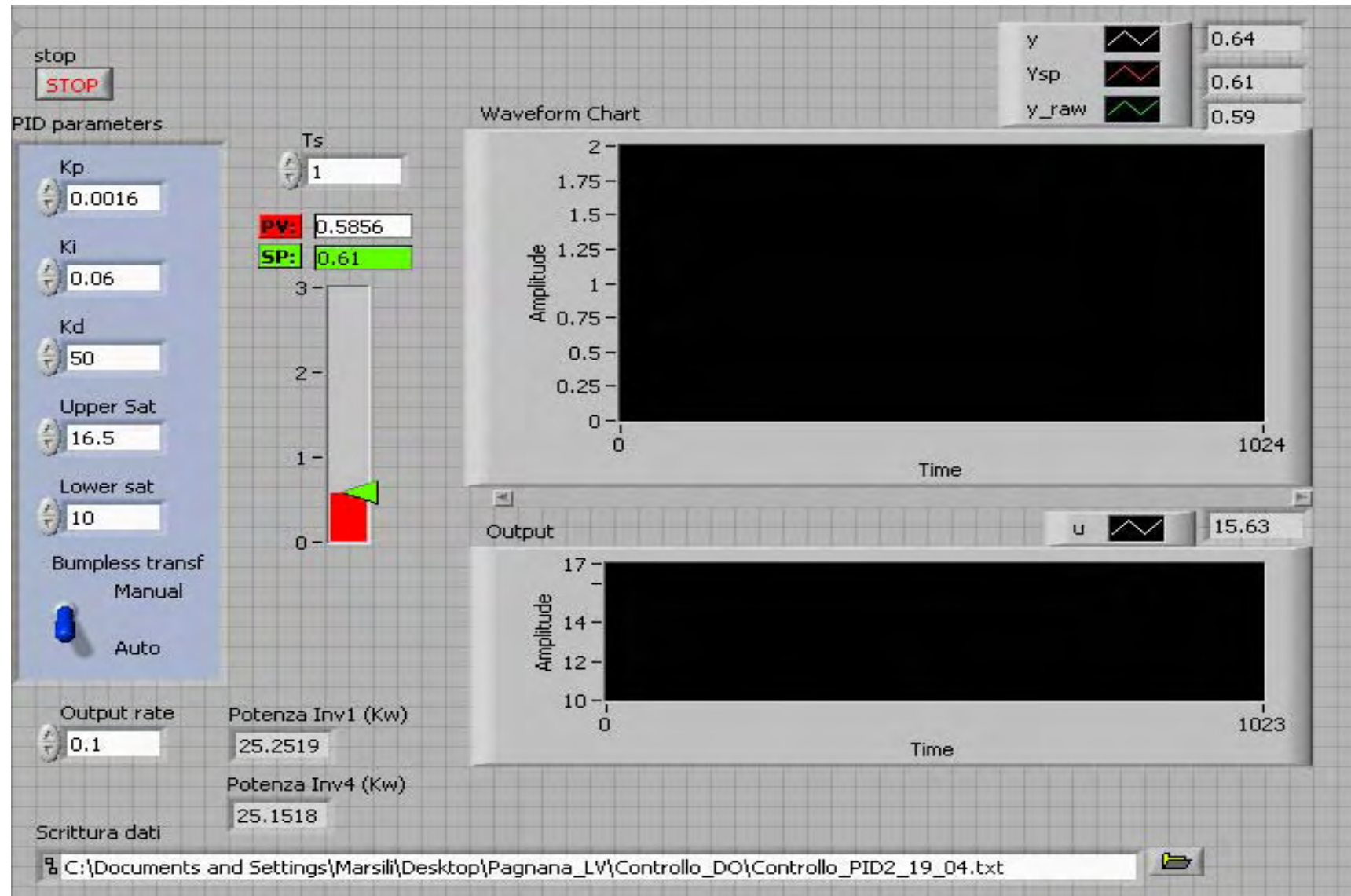
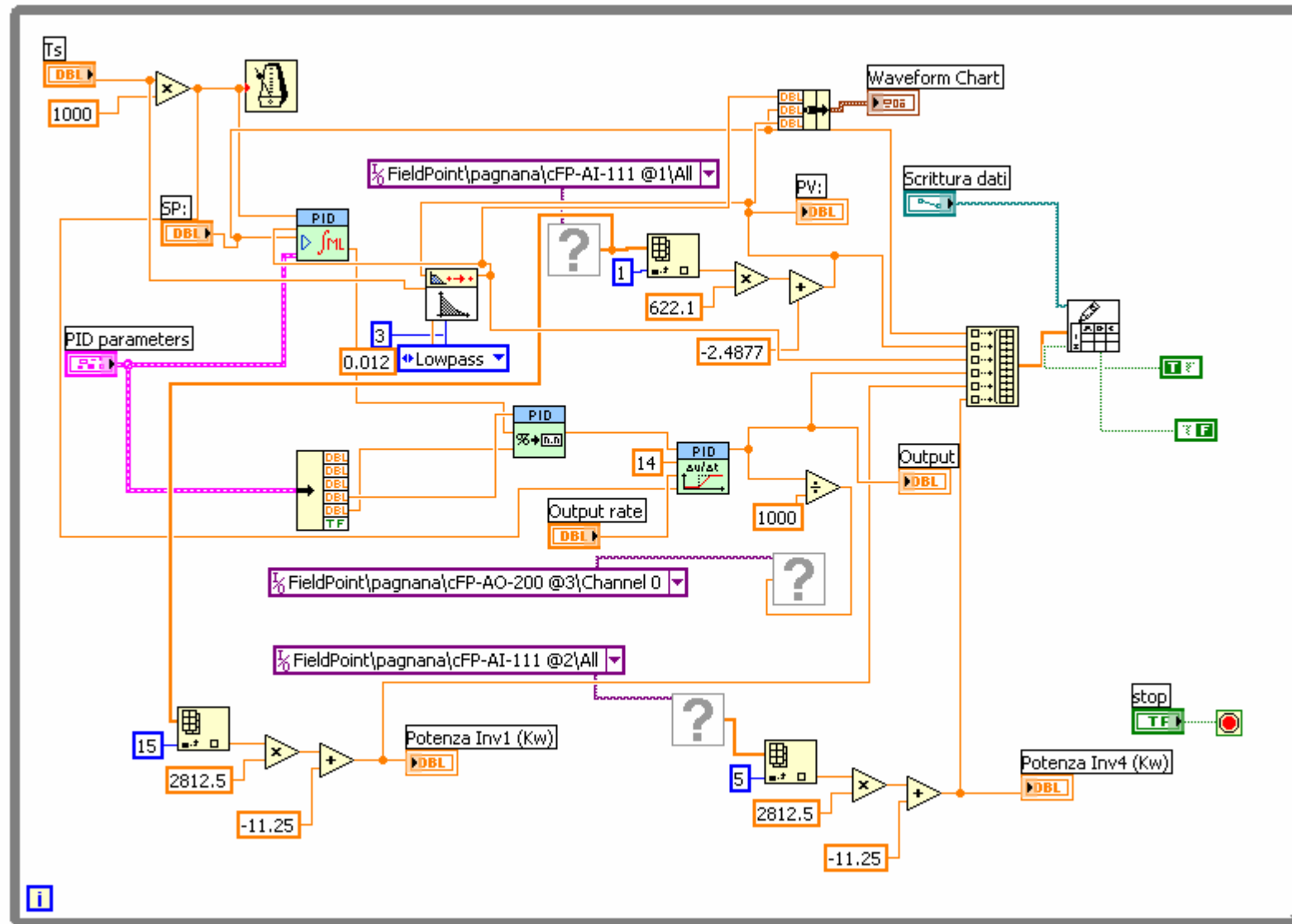
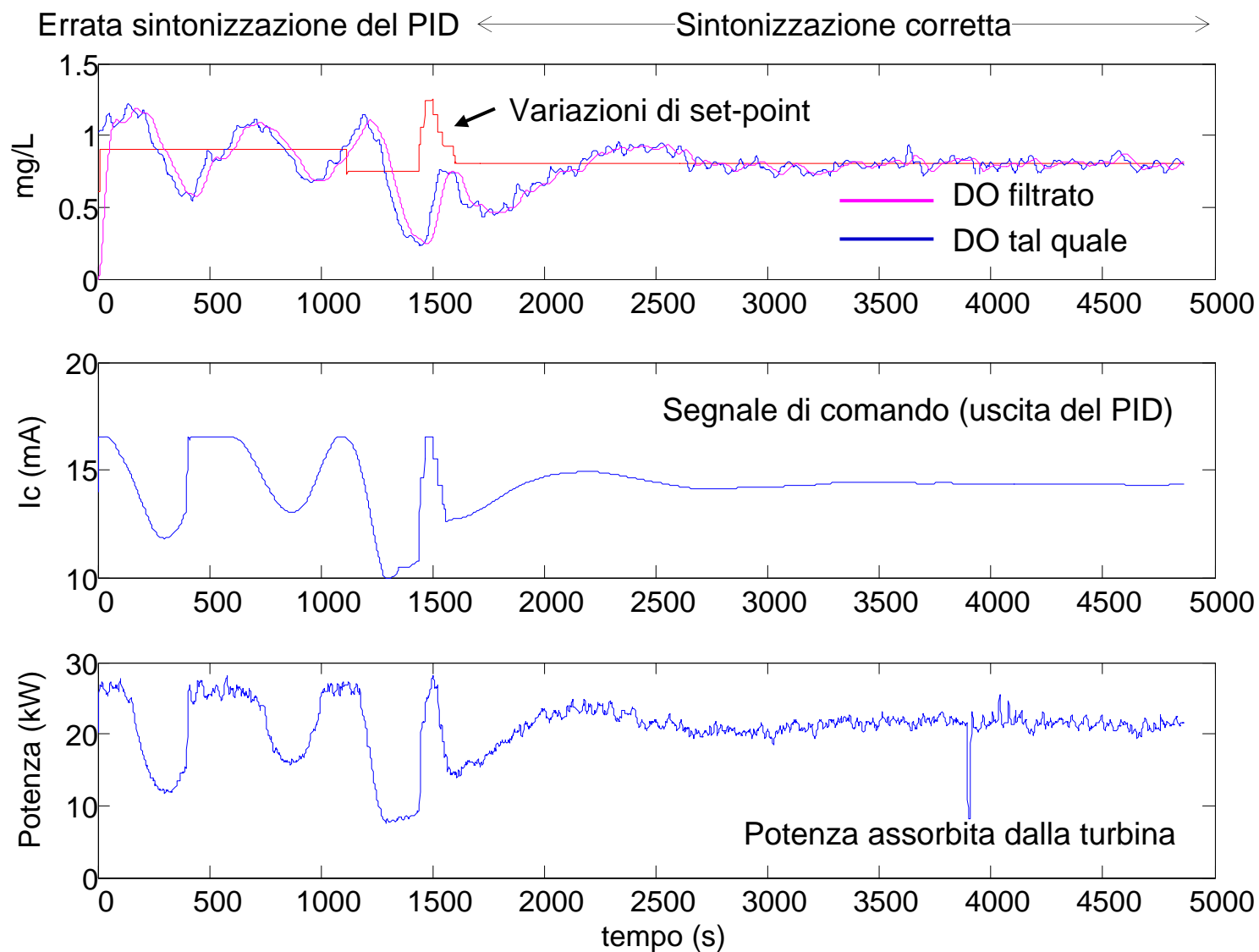


Diagramma del regolatore PID

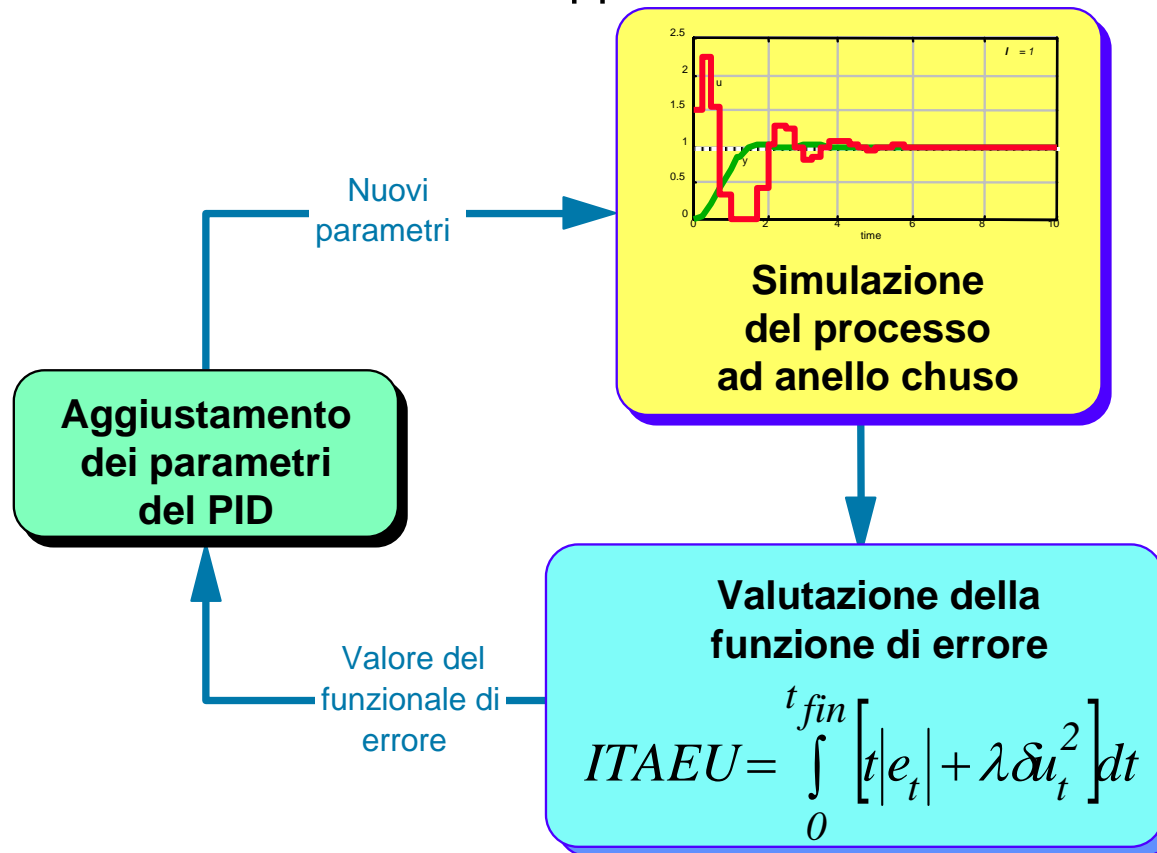


Prestazione reale del PID



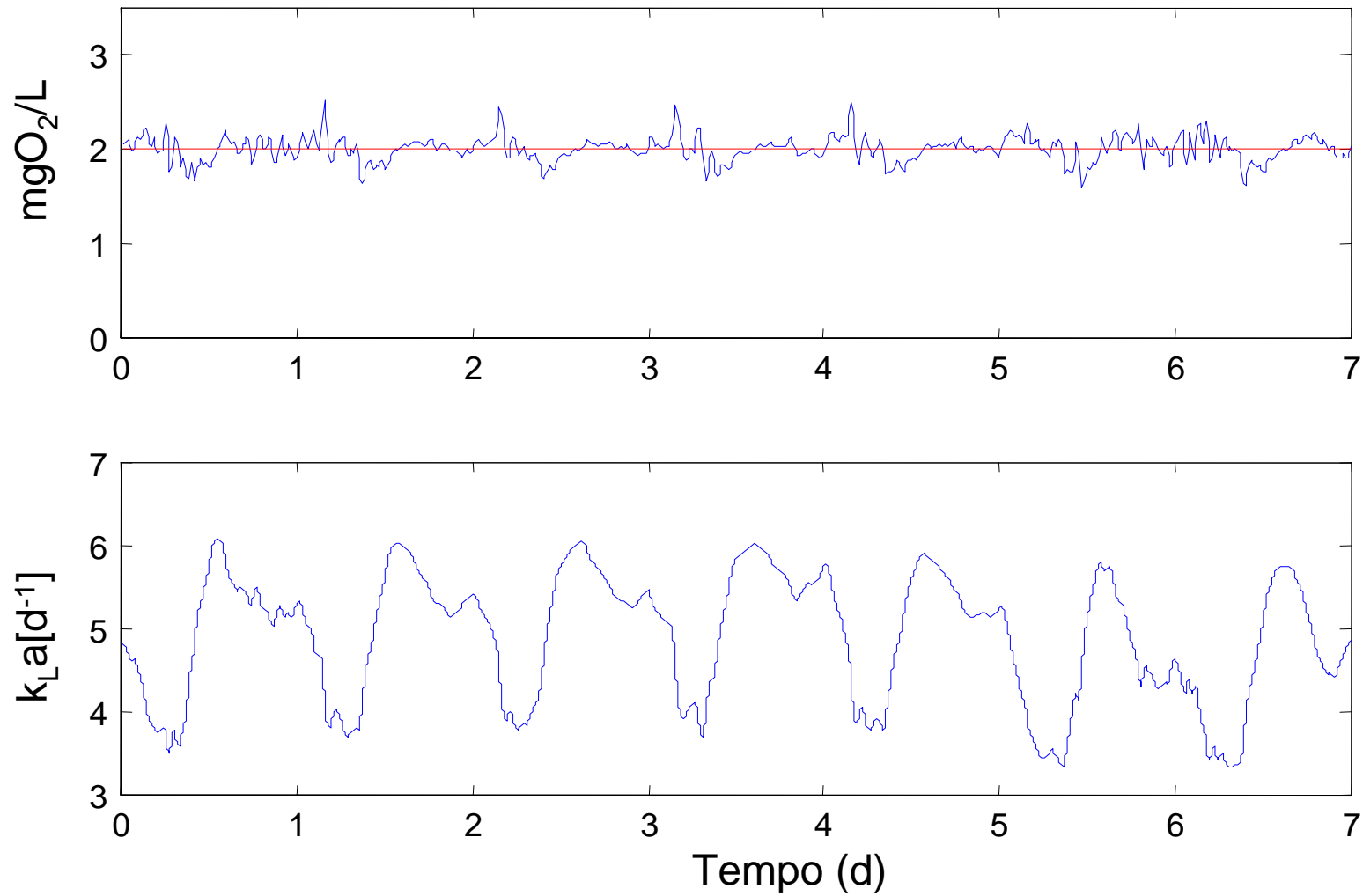
PID ottimizzato numericamente

- Valido anche per sistemi nonlineari e/o con ritardo
- Basato sullo stesso approccio della calibrazione parametrica



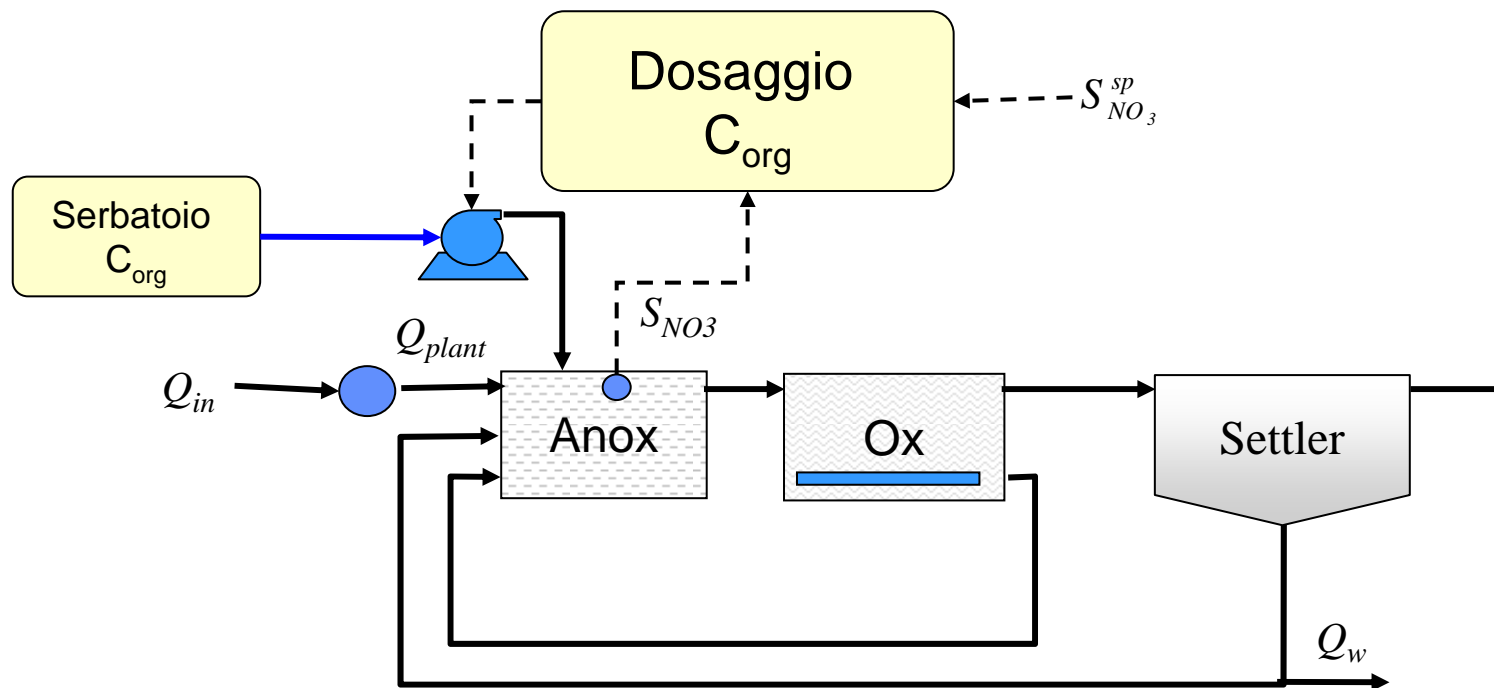
- I parametri da ottimizzare sono i coefficienti del PID
- Il criterio di ottimizzazione è un criterio integrale di prestazione

Risultati di controllo PID



Controllo della Denitro

- ☞ Dosaggio del carbonio organico, se nell'influyente non ce n'è a sufficienza
- ☞ Obiettivo di controllo: Tenere basso il contenuto di nitrato
- ☞ Variabile controllata: Concentrazione di nitrato
- ☞ Variabile manipolata: Portata di C_{org}
- ☞ Tipo di controllore: Predittivo Fuzzy



Concetti base di controllo predittivo

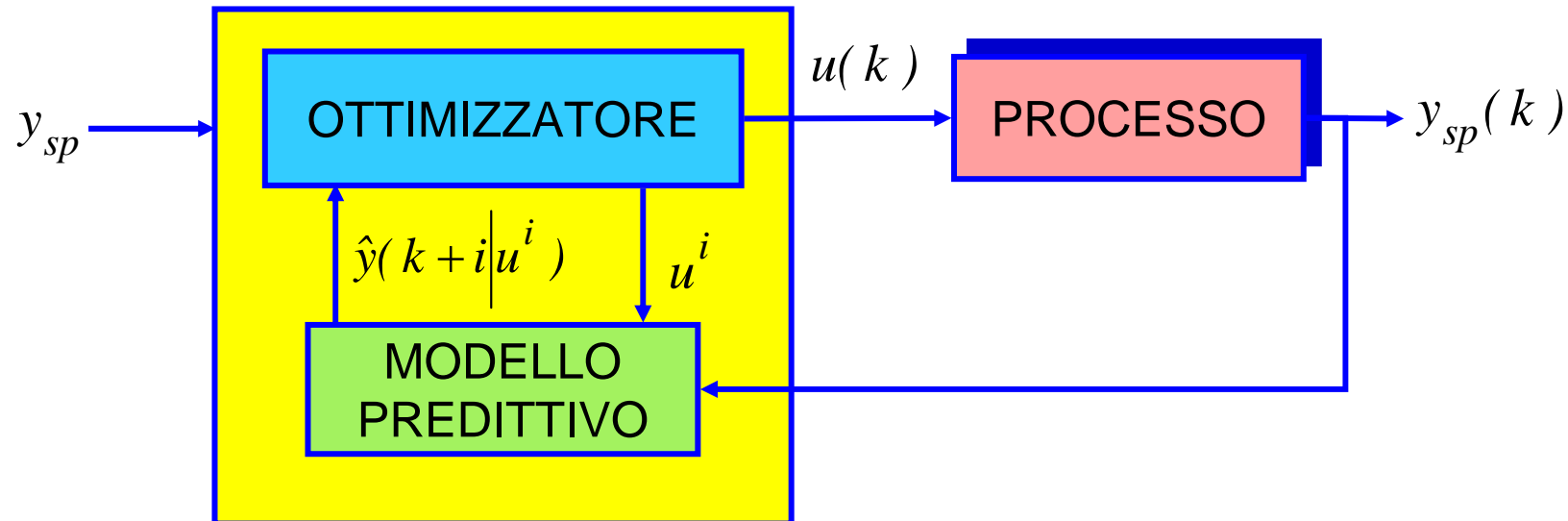
Perché usare il controllo predittivo?

- ⇒ Dinamiche complesse e nonlineari
- ⇒ Sistemi multivariabile con ritardo
- ⇒ Vincoli sull'ingresso (massimo dosaggio)
- ⇒ Mantenere basso il numero di parametri di sintonizzazione
- ⇒ Prestazioni robuste

Caratteristiche del controllore

- ⇒ Usare un predittore fuzzy esplicito con orizzonte H_p - passi avanti
- ⇒ Calcolo di una sequenza di controlli futuri basato sulla minimizzazione di un funzionale di prestazione
- ⇒ Scelta numerica dell'azione ottimale di controllo
- ⇒ Strategia ad orizzonte recessivo (ad ogni passo l'orizzonte di controllo avanza di un passo)

Struttura del controllo predittivo



Ad ogni istante k si applica al modello un insieme di possibili ingressi e si sceglie quello che minimizza il costo su un orizzonte di predizione di H_p passi

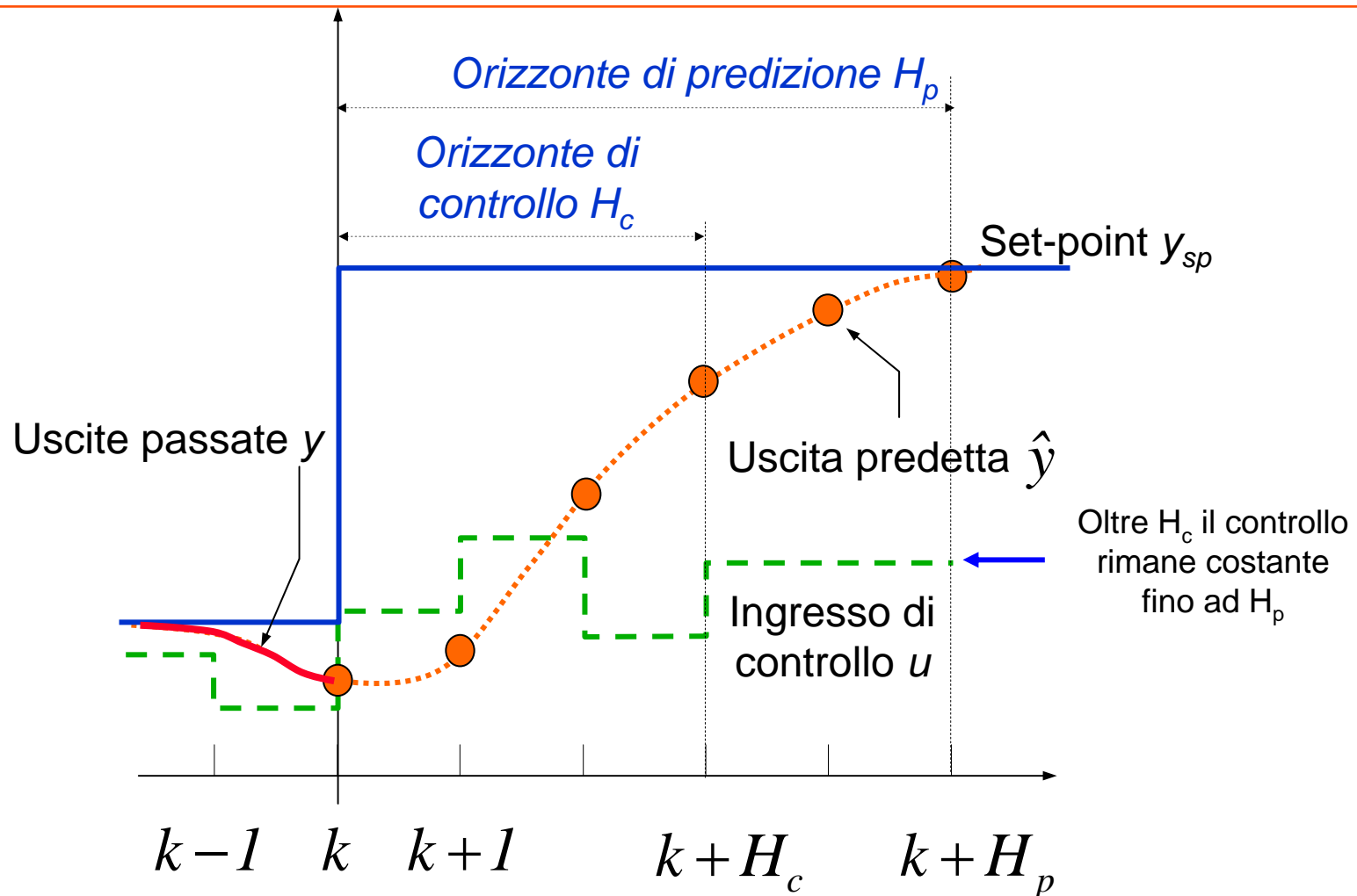
Servono:

Un modello del processo per predire l'effetto del controllo sull'uscita

Un funzionale di "costo"

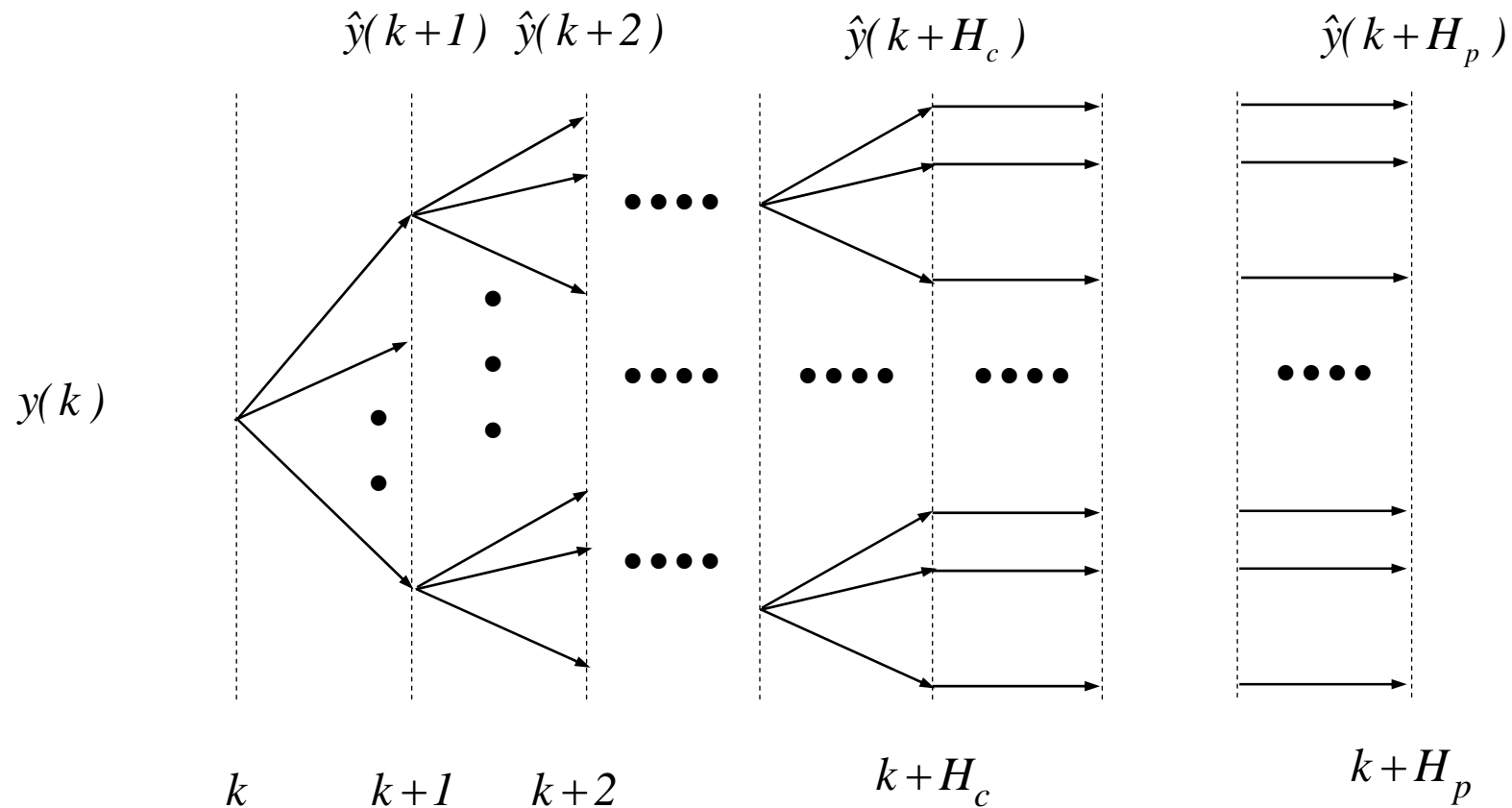
Un ottimizzatore per scegliere il "miglior" controllo

Il principio del controllo predittivo



La “maledizione della dimensionalità”

Iniziando con l'uscita corrente $y(k)$ il numero di possibili future uscite aumenta esponenzialmente con la scelta dei possibili controlli $\{u(k), \dots, u(k+H_p)\}$. Quale controllo scegliere?



Soluzione del controllo predittivo

- ☞ La sequenza di H_p passi di controllo ottimale è quella che minimizza il funzionale di costo, basato sulle predizioni dell'uscita $\hat{y}(k+i|k)$ $i=1,\dots,H_p$

$$J = \sum_{i=1}^{H_p} \left(y_{sp}(k+i) - \hat{y}(k+i|k) \right)^2 + \beta \sum_{i=0}^{H_c-1} u(k+i|k)^2$$

- ☞ Si limita il controllo ad assumere un numero finito di valori

$$u^i \in \left\{ u_1^i, u_2^i, \dots, u_m^i \right\}$$

- ☞ Si decompone il funzionale J in una somma di costi, uno per ciascun passo

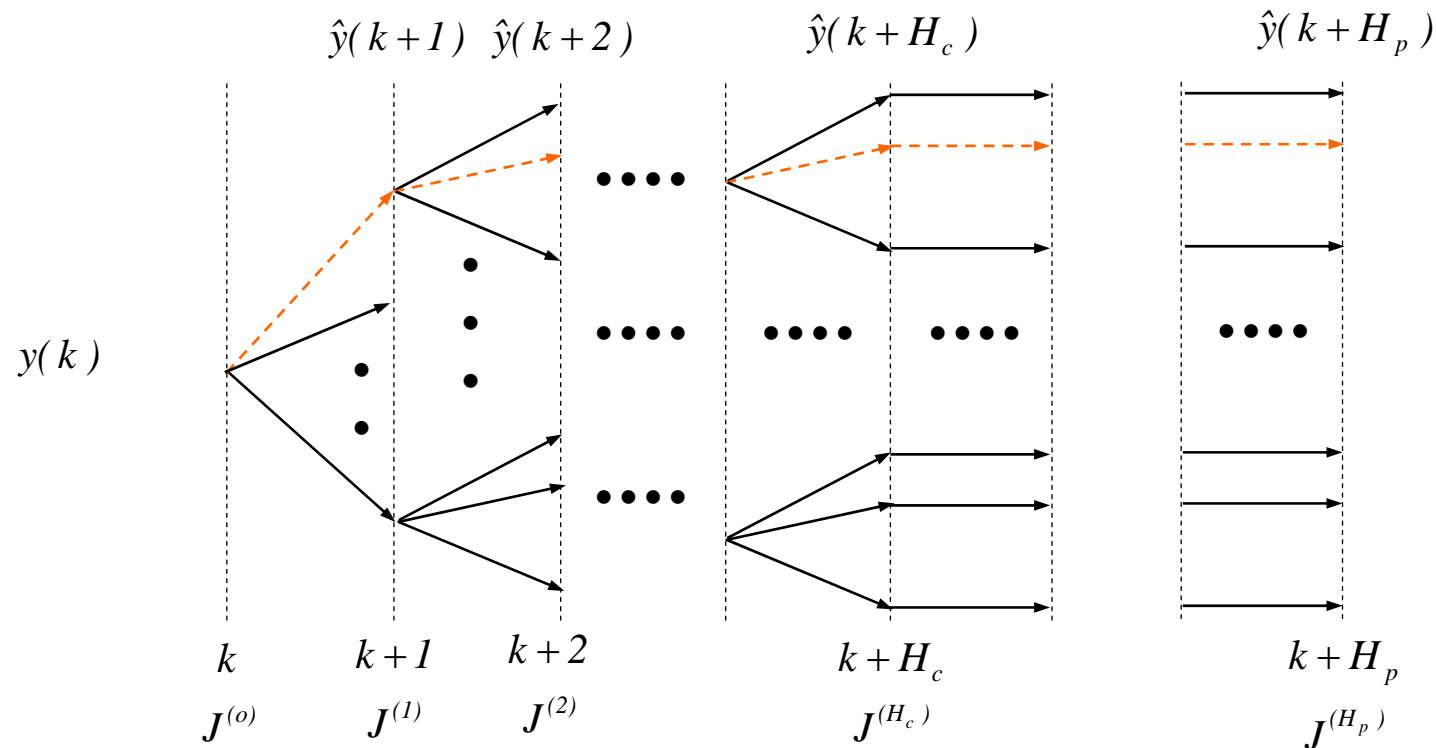
$$J = \sum_{i=0}^{H_p} J^{(i)}$$

- ☞ Ad ogni passo si minimizza l'ultimo termine applicando tutti i controlli possibili e scegliendo quello che minimizza il costo del passo $i \rightarrow i+1$

$$J^{(i)} = J^{(i-1)} + \min_{u_i} j^i$$

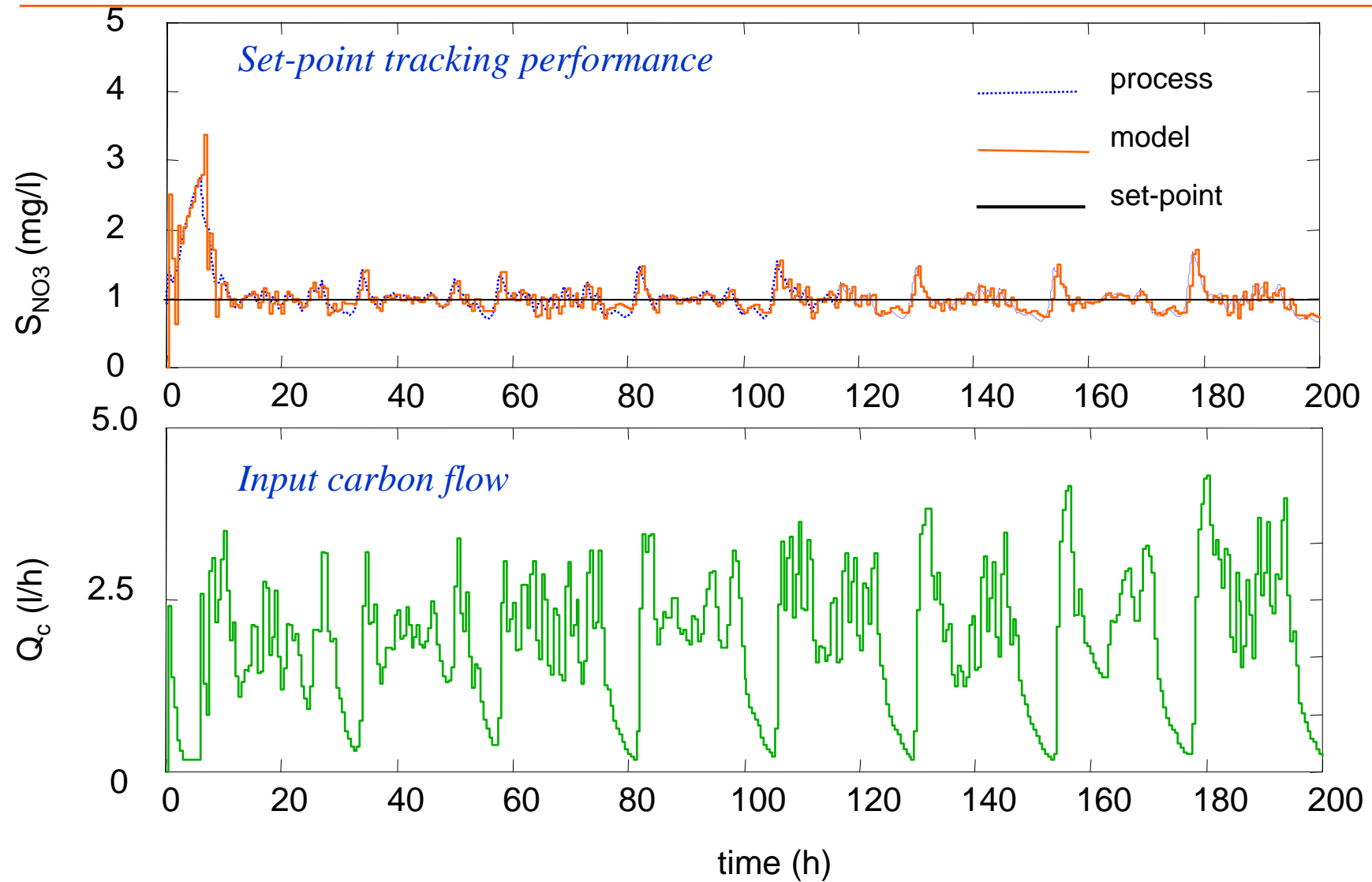
L'ottimizzazione “Branch & Bound”

Si decompone il problema nel cercare il controllo a costo minimo *ad ogni passo* fra i possibili valori del controllo e sommare ad esso il costo cumulativo dei passi precedenti



$$J^{(i)} = J^{(i-1)} + \min_{u_i} j^i$$

Controller Performance



Results published in *Water Sci. Tech.*, 45(4-5): 37 – 44 (2002)

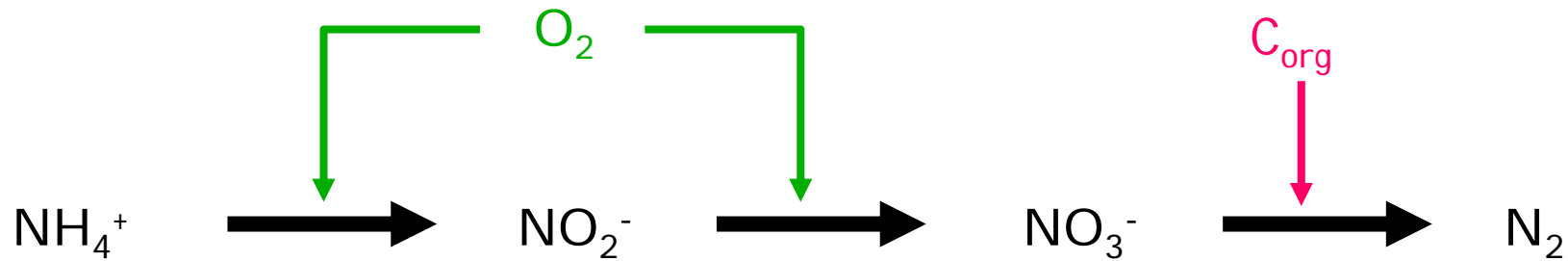
Accoppiamento fra regolatori

DO Set-point:

- Costi di aerazione
- Produzione NO_3^-

NO_3^- Set-point:

- Costi di dosaggio
- N totale in uscita



La Direttiva Acque CE (60/2000) pone un limite all'Azoto totale in uscita, perciò la conversione $\text{NH}_4 \rightarrow \text{NO}_3$ mediante aerazione deve essere tenuta sotto controllo perché:

- Se è eccessiva, crea un carico eccessivo per la denitro ed un'operazione antieconomica dell'aerazione;
- Se è insufficiente può produrre NO_2^- nell'effluente ed una quantità insufficiente di Azoto ossidato non è disponibile per la denitro

Conclusione: i due processi devono essere coordinati

Controllo Nitro/Denitro a due livelli

Loop del dosaggio di C_{org} (Low level controller 1)

- ⇒ Nessun controllore deterministico è capace di svolgere una buona azione di controllo. Al contrario, il controllore *Predittivo Fuzzy* funziona molto bene anche in condizioni di forti variazioni di carico;

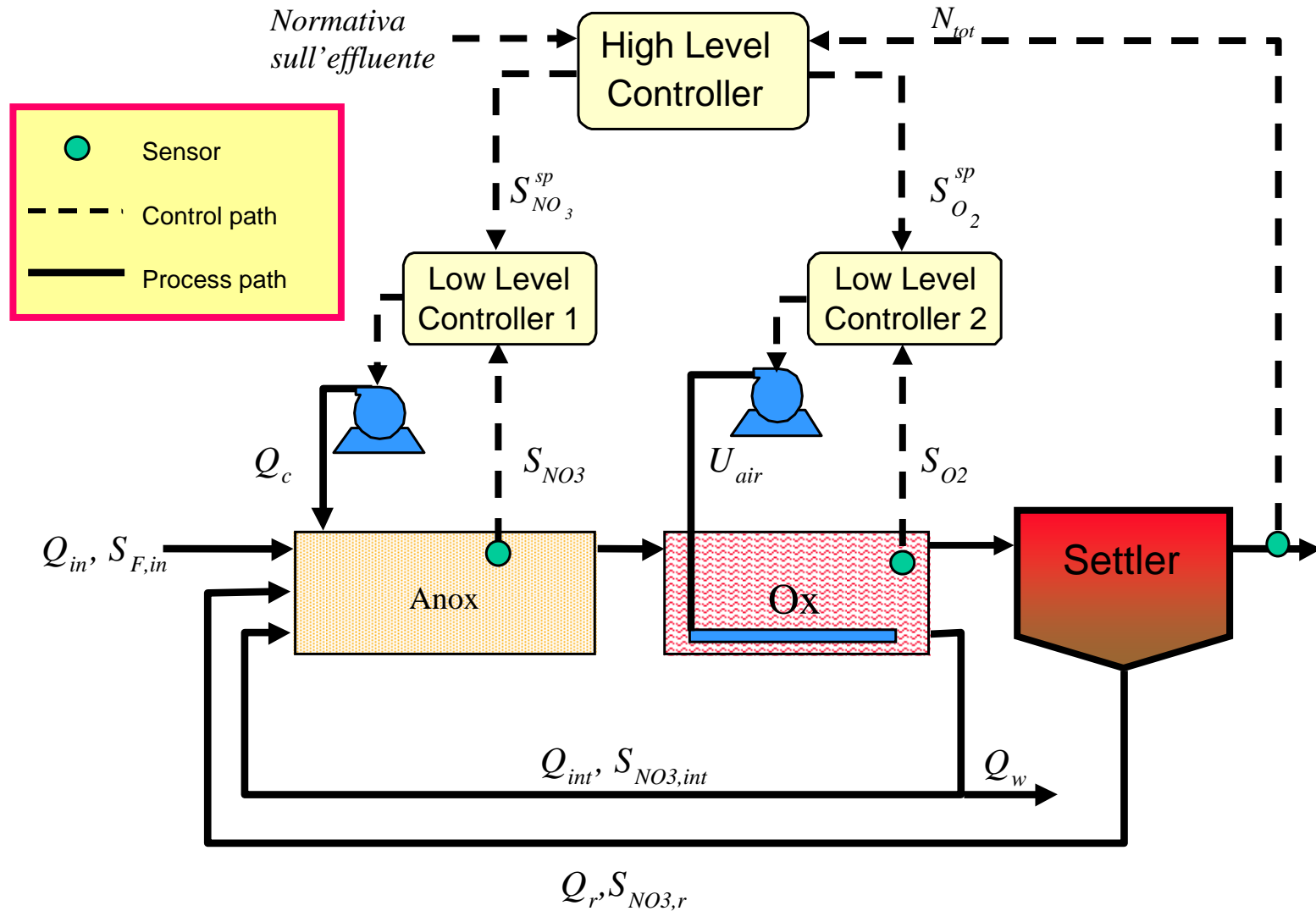
Loop di controllo del DO (Low level controller 2)

- ⇒ Un semplice regolatore PID dà buone prestazioni, mentre i regolatori Fuzzy si sono dimostrati difficili da sintonizzare;

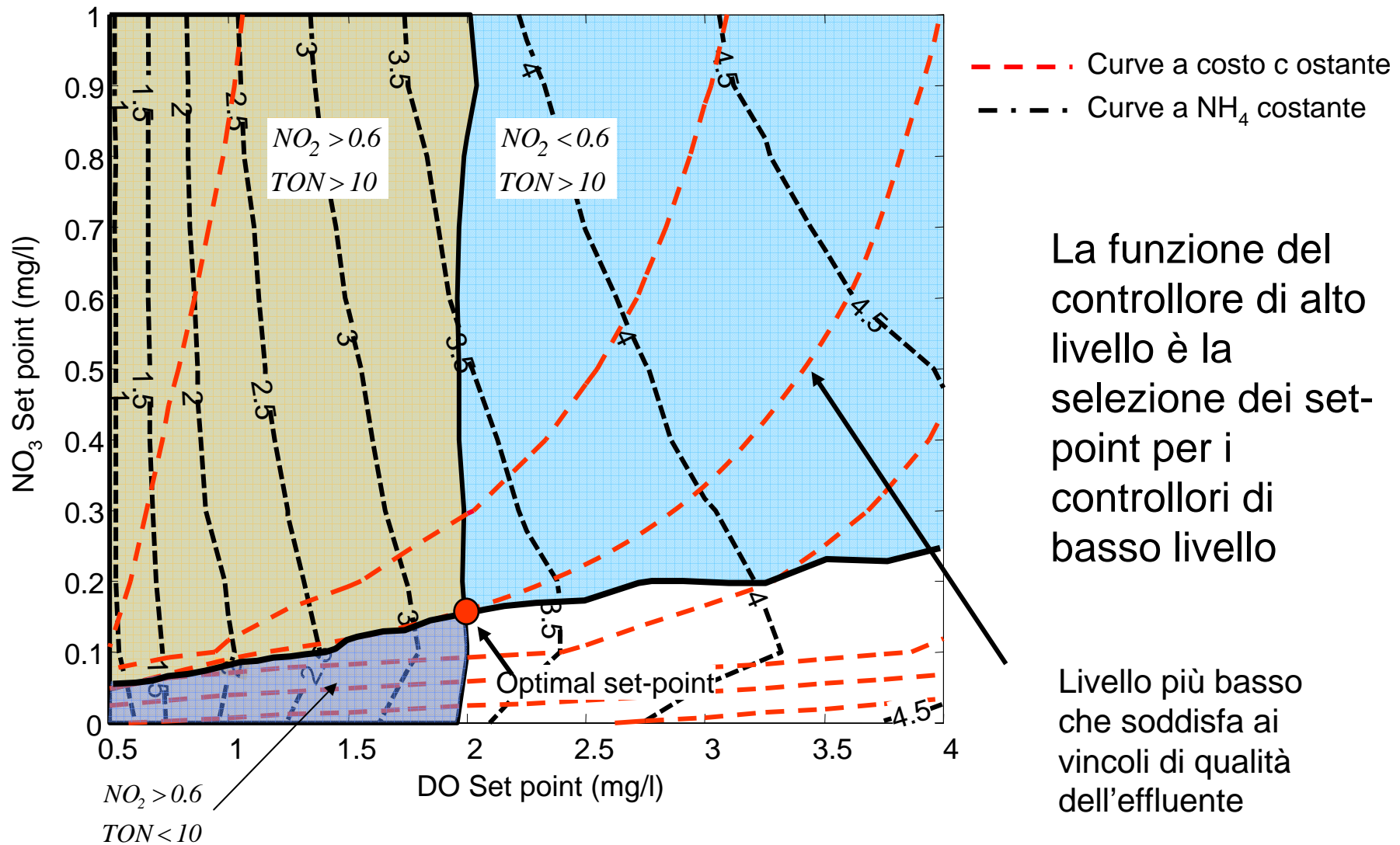
Controllore di alto livello

- ⇒ Il coordinamento fra l'ossidazione dell'ammonio e la rimozione del nitrato è essenziale, perché ambedue i processi implicano costi operativi ed influenzano la qualità dell'uscita.
- ⇒ Compito del controllore di alto livello è l'individuazione dei set-point, tale che sia $TON < 10 \text{ mg-N/l}$ & $N-NO_2 < 0.6 \text{ mg-N/l}$ a *minimo costo*.

Controllo Nitro/Denitro a due livelli

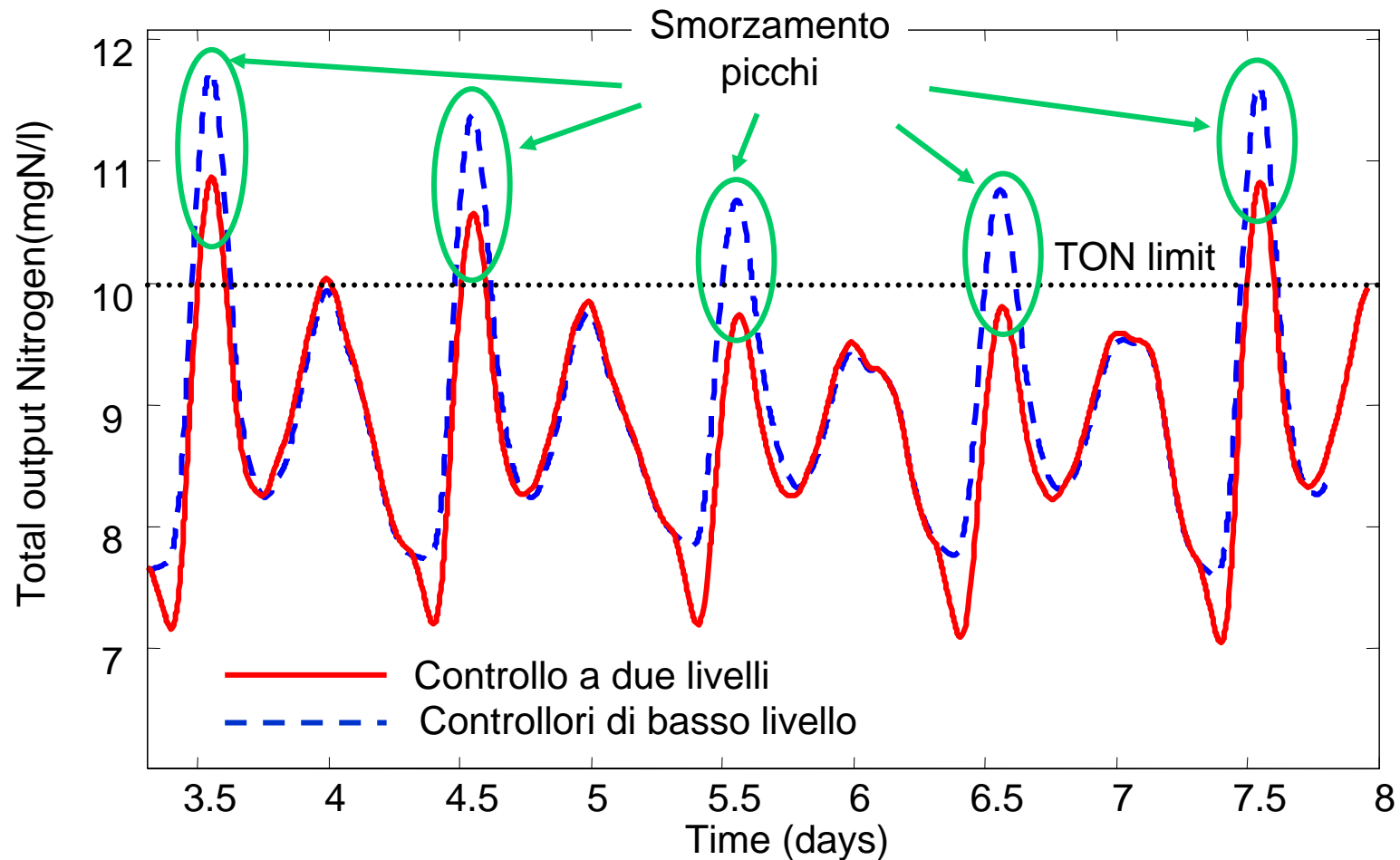


Superficie ottimale dei set-point

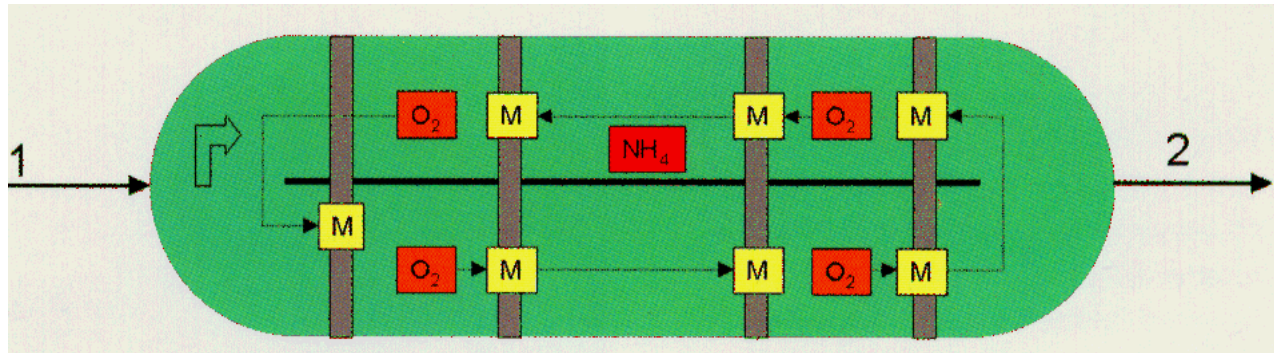


Limiti dei controllo di basso livello

I controllori di basso livello da soli non sono efficaci nel contrastare le fluttuazioni diurne e mantenere il TON al di sotto del limite medio prescritto.

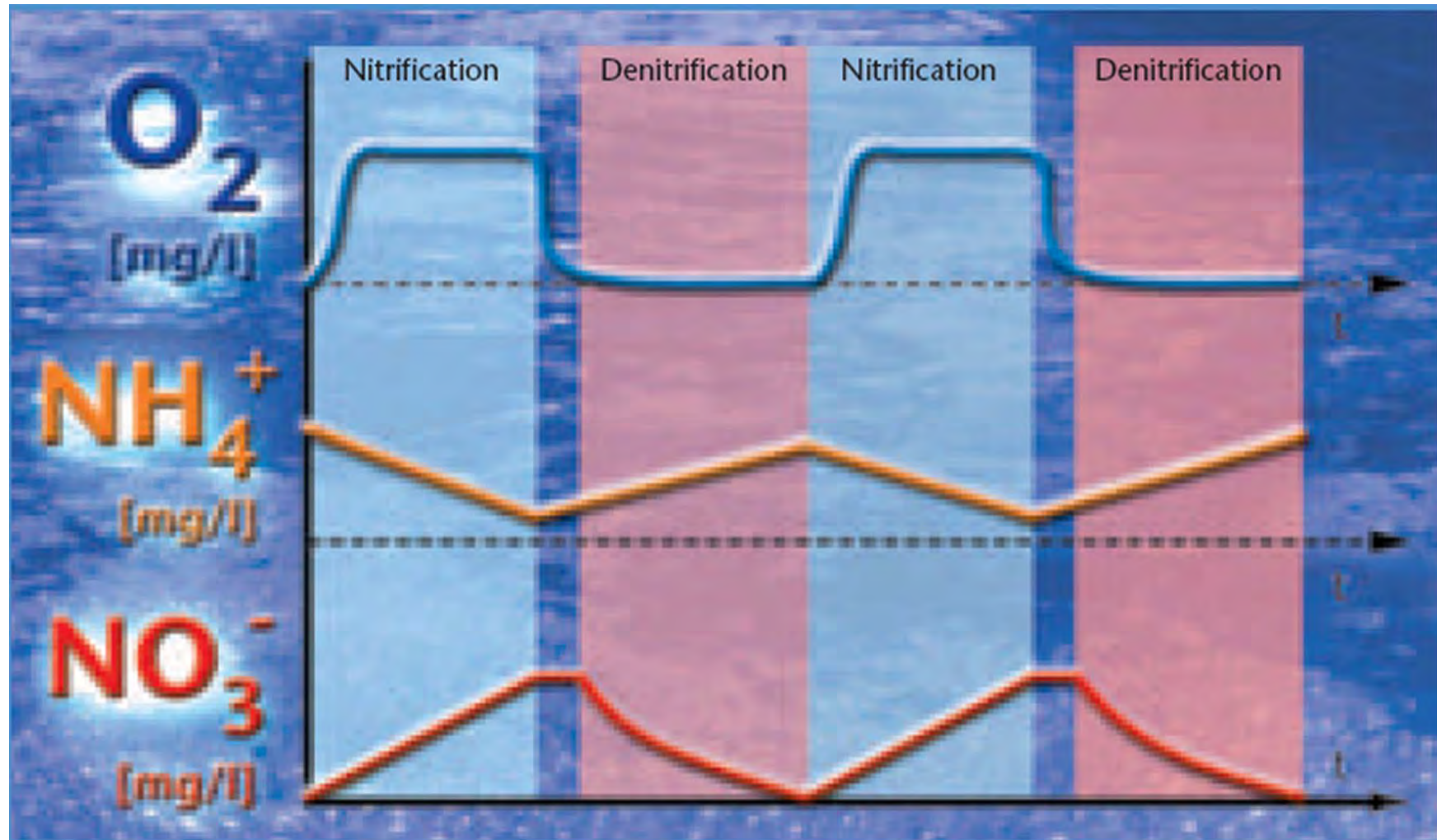


Schema a carosello alternato (Avedøre)

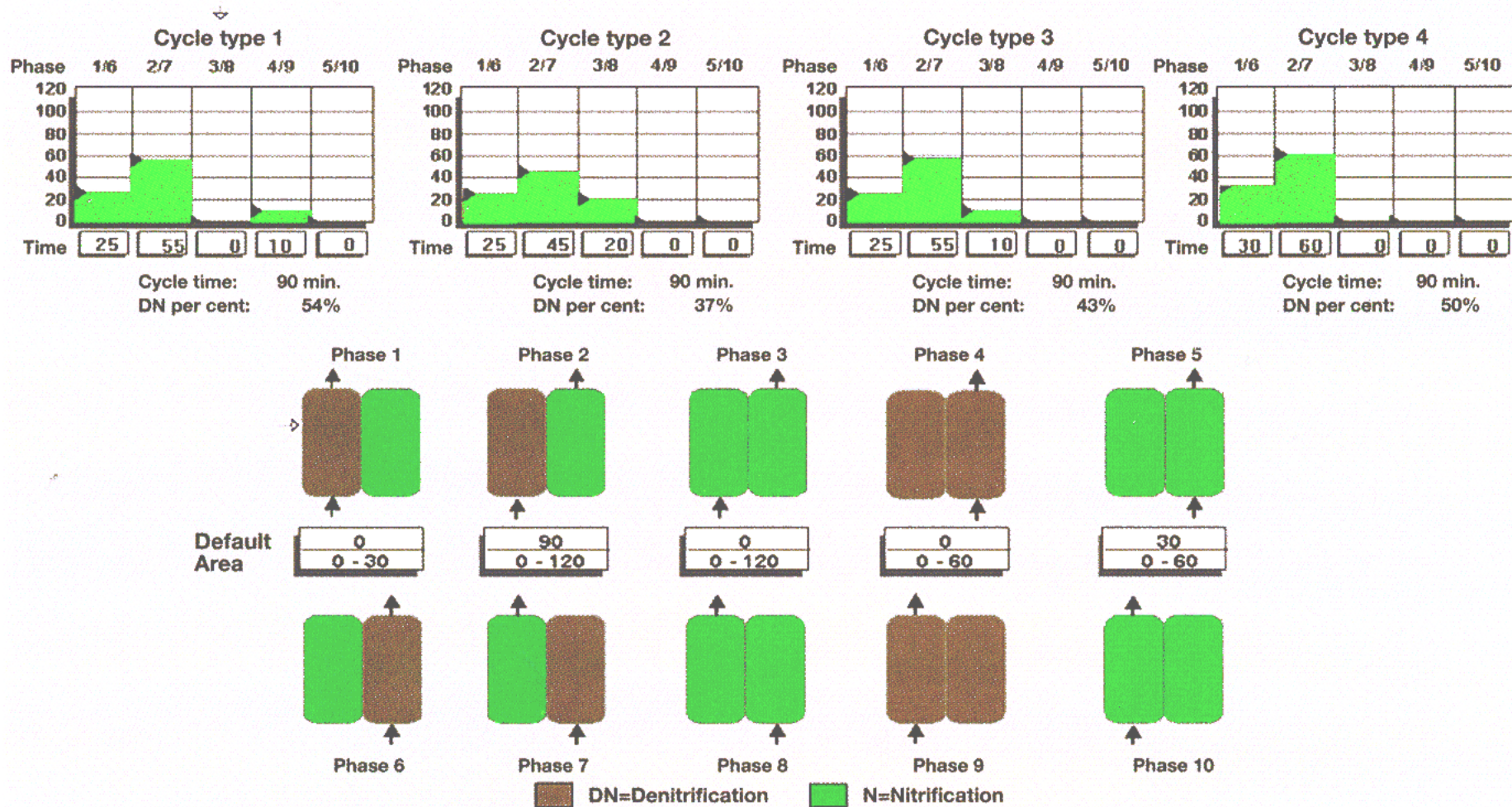


- ☞ Il sistema a carosello ha 6 linee di ossidazione comandate da 4 misuratori di ossigeno disciolto ed un misuratore di ammoniaca.
- ☞ I Motori di ossidazione (M) vengono accesi in funzione delle indicazioni di ammoniaca presente
- ☞ La strategia è di operare la vasca alternativamente
 - ⇒ in modo aerobico per ossidare l'ammoniaca
 - ⇒ in modo anossico per denitrificare
- ☞ Sono disponibili diverse sequenze in funzione del tipo di carico

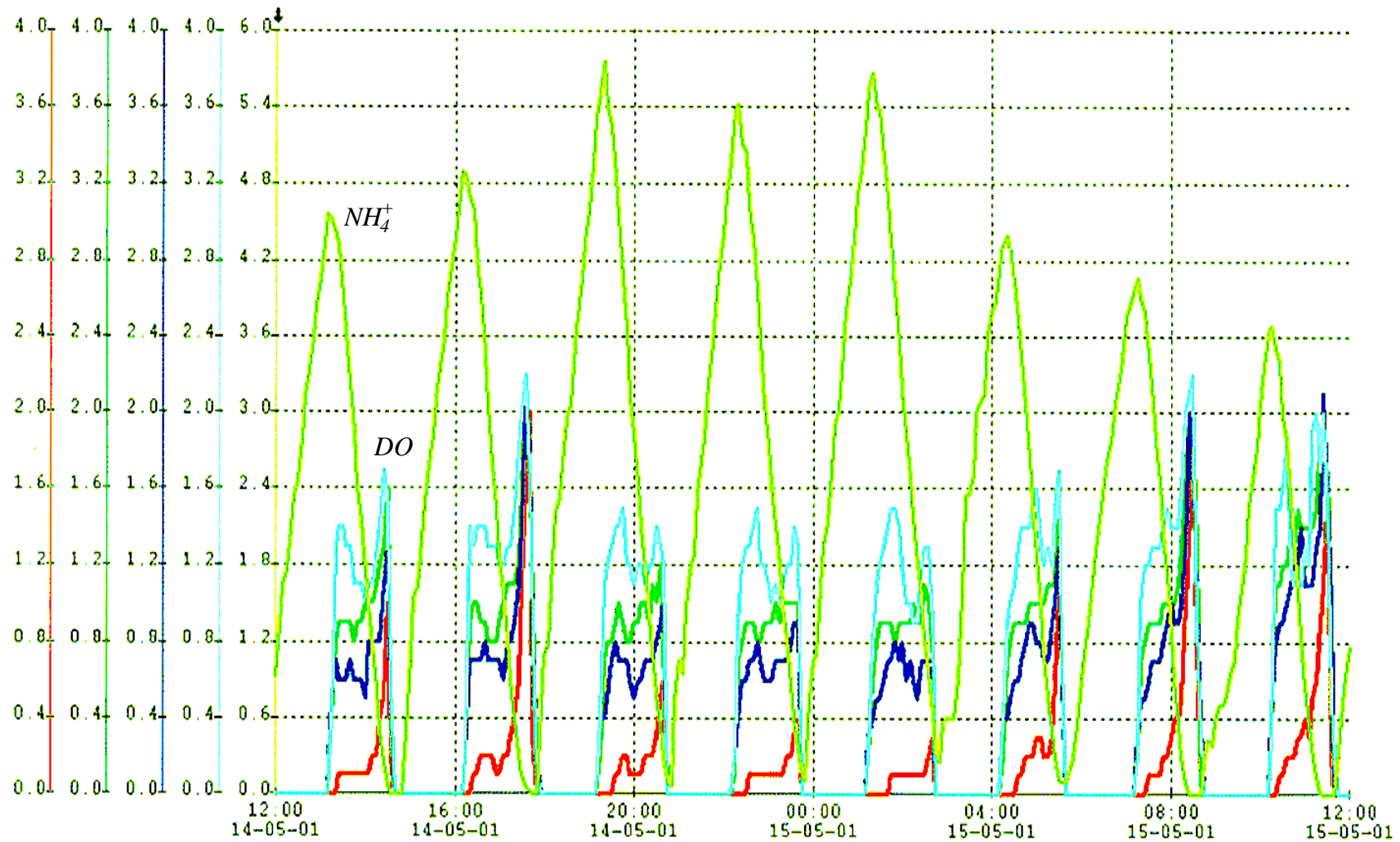
Concetto base di processi alternati









Cicli impianto Avedøre



Gestione settimanale Avedøre



Bibliografia

-  Carlsson B. and Lindberg C.F. (1997). Some control strategies for the activated sludge process, *Univ. of Uppsala*.
-  Olsson,G.and Newell, B. (1999). *Wastewater Treatment Systems*. IWA Publishing, London.
-  Alex J., Beteau J.F., Hellinga C., Jeppsson U., Marsili-Libelli S., Pons M.N., Spanjers H.and Vanhooren H. (1999). Benchmark for evaluating control strategies in wastewater treatment plants. *Proc. ECC '99*, Karlsruhe.
-  Copp J. (2001) The COST simulation benchmark: Description and simulator manual. *Office for official publications of the European Community*, Luxembourg. 154 pp.
-  Nielsen M. K. (2001). Control of wastewater systems in practice, ICA Report.
-  Marsili-Libelli S., L. Giunti. (2002). Fuzzy predictive control for nitrogen removal in biological wastewater treatment. *Water Sci. Tech.*, 45(4-5): 37 – 44.