

Tecniche di controllo predittivo

di Maurizio Rovaglio e Davide Manca

L'articolo affronta la tematica del controllo multivariabile basato su modello. Con riferimento ad un impianto di reforming primario e secondario per la sintesi dell'ammoniaca, vengono mostrati i vantaggi conseguibili in linea anche se si opera con un modello lineare del processo. Tramite un approccio adattivo tale tecnica di controllo avanzato permette di gestire la presenza di variazioni significative delle condizioni operative (pieno carico e mezzo carico) operando un opportuno switch dinamico tra modelli.

Il controllo di un processo chimico nasce dall'esigenza di assicurare la stabilità e il buon funzionamento dell'impianto entro specifiche condizioni di progetto. Spesso però negli impianti chimici non si riesce a lavorare in tali condizioni poiché il processo, oscillando in un loro intorno a causa di disturbi esterni, potrebbe violare dei "vincoli".

Si pensi, per esempio, alla temperatura all'interno di un reattore: si vede come essa non possa superare il valore sopra il quale si hanno rotture meccaniche o avviene la disattivazione o sinterizzazione del catalizzatore con conseguente degrado del processo. È per questo motivo che si desidera che l'impianto lavori in condizioni tali da permettere oscillazioni senza però violare tali vincoli. Come si vede dalla Figura 1, un sistema di controllo di tipo convenzionale (Proporzionale Integrale Derivativo - PID) non è sempre in grado di smorzare sufficientemente queste oscillazioni. Il processo deve quindi essere mantenuto in un punto operativo ad una maggiore distanza ($D + d$) dal vincolo, che spesso coincide con la condizione di ottimo economico [1].

L'utilizzo di un sistema di controllo avanzato di tipo Model Predictive Control (MPC) permette di lavorare in un intorno più vicino all'*optimum* (d), riducendo significativamente l'ampiezza delle oscillazioni e migliorando quindi il processo anche dal punto di vista economico. È qui che entra in gioco la teoria del MPC, che si basa sull'uso di un modello del processo per calcolare le migliori variazioni delle variabili manipolate in grado di soddisfare le specifiche richieste sulle variabili controllate senza violare i vincoli.

L'importanza dell'utilizzo di un sistema di controllo avanzato sta appunto in questa capacità di condurre il processo in condizioni economicamente più vantaggiose, con la possibilità di implementare le azioni di controllo in cascata sui metodi tradizionali.

M. Rovaglio, D. Manca, Dipartimento di Chimica, Materiali e Ingegneria Chimica "G. Natta" - Politecnico di Milano.
davide.manca@polimi.it

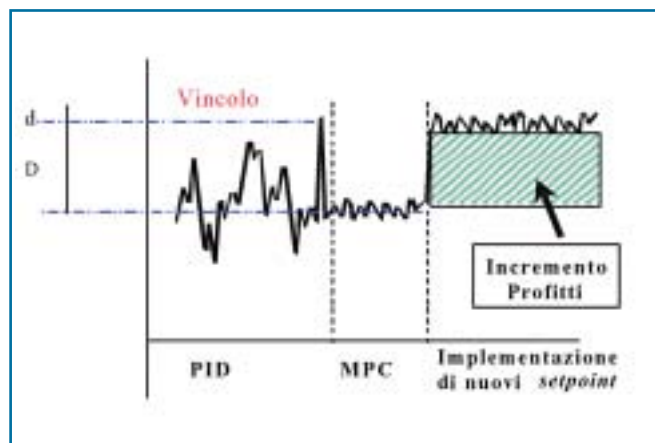


Figura 1 - Confronto tra MPC e controllo convenzionale

Teoria del controllo MPC

Il MPC si basa su una procedura di ottimizzazione che ad ogni intervallo di tempo calcola i valori ottimali delle variabili manipolate in base alle misure delle variabili controllate fornite e alle previsioni dei valori delle variabili di *output* su un orizzonte proiettato nel futuro. La ricerca della soluzione è estesa ad un intervallo di tempo che va dall'istante corrente (k) fino all'istante corrente più un orizzonte di predizione ($k+h_p$). Tale orizzonte coincide con il numero di intervalli nel futuro per i quali si prevede, mediante il modello, l'andamento delle variabili controllate in funzione della sequenza di azioni di controllo praticata sulle variabili manipolate: $\hat{u}(k), \dots, \hat{u}(k+h_c-1)$ dove h_c è l'orizzonte di controllo, con $h_c < h_p$. La differenziazione tra i due orizzonti sopracitati permette di alleggerire il tempo di calcolo a fronte di un minor numero di esecuzioni dell'algoritmo di ottimizzazione. Inoltre ponendo un orizzonte di controllo elevato (al limite $h_c=h_p$) l'azione di controllo derivante dalle ultime manipolazioni (all'istante $k+h_c-1$) non ha il tempo sufficiente di svilupparsi completamente. Soprattutto per processi con una dinamica relativamente lenta il controllo non è influenzato da queste ultime azioni che appesantiscono notevolmente la procedura di ottimizzazione aumentando il tempo di calcolo.

Del profilo delle variabili manipolate, ottenuto come soluzione dell'algoritmo di ottimizzazione, viene implementato soltanto il primo valore. Ciò viene fatto per correggere di volta in volta il valore predetto dal modello con il valore misurato. Infatti, i disturbi e gli errori insiti nel modello possono portare a deviazioni tra i valori predetti e i valori reali delle variabili di processo, rendendo non più ottima, per gli istanti successivi, la sequenza di azioni di controllo appena calcolata. La previsione fatta all'istante k , infatti, non sarà più ottimale all'istante $k+1$. Per questo motivo, al passo successivo ($k+1$) viene presa una nuova misura e viene calcolata la nuova soluzione del problema su un orizzonte traslato in avanti di un passo. La procedura di ottimizzazione si ripete poi ogni volta in cui si riceve un nuovo dato dall'impianto (tempo di campionamento). La carat-

teristica saliente, che differenzia questo tipo di controllo da quello convenzionale, è proprio il concetto sopra esposto che prende il nome di *Moving Horizon Control*.

Come accennato, il controllo MPC è una tecnica rivolta alla ricerca dei valori ottimali delle variabili manipolate di un processo, ossia il modo migliore in cui si possano manipolare tali variabili per soddisfare gli obiettivi richiesti. La risoluzione di tale problema viene effettuata tramite la minimizzazione della generica funzione obiettivo:

$$\min_{\hat{u}} \left\{ \sum_{k=1}^{h_p} [y(k) - y_{\text{set}}(k)]^2 \right\} \quad (1)$$

dove: $y(k)$, previsione del modello per l'istante di tempo k ; $y_{\text{set}}(k)$, valore di *setpoint* della variabile y per l'istante di tempo k ; $\hat{u}$, vettore delle variabili manipolate; h_p , orizzonte di predizione (*prediction horizon*). La funzione obiettivo è definita in base ai valori correnti e futuri delle variabili di processo e viene minimizzata facendo uso di un modello matematico in grado di predire gli *output* futuri del processo. La formulazione (1) del problema può essere estesa per tenere in considerazione non solo la deviazione dei valori correnti delle variabili controllate dai valori di *setpoint* ma anche lo scostamento delle variabili manipolate dai loro valori di progetto (*steady state target*) e l'entità dell'azione di controllo in termini di incremento delle variabili manipolate, così da stabilizzare ulteriormente il sistema. L'introduzione dello *steady state target* ha lo scopo di migliorare l'economia del processo in quanto cerca di mantenere una variabile manipolata al valore desiderato di regime. Ciò per esempio è utile se in un generico processo si ha una variabile manipolata con un costo di mercato superiore alle altre. Può essere desiderabile limitarne la variazione assegnando al suo coefficiente moltiplicativo un peso elevato, penalizzandola così nei confronti delle altre variabili manipolate. In questo modo il controllore cercherà di perseguire gli obiettivi imposti sulle variabili controllate manipolando preferenzialmente le variabili con un peso di *target* minore. Infine, il termine di correzione incrementale tiene conto della possibilità che le variazioni ottimali delle variabili manipolate siano eccessive e non compatibili con i limiti strutturali dell'apparecchiatura (si pensi ai vincoli di apertura e chiusura delle valvole), dovendo quindi essere smorzate attraverso l'introduzione di opportuni pesi aggiuntivi. Si ottiene così una nuova funzione obiettivo:

$$\min_{\hat{u}(k), \dots, \hat{u}(k+h_c-1)} \left\{ \sum_{j=k+1}^{k+h_p} \omega_y [\hat{e}_y(j)]^2 + \sum_{l=k}^{k+h_p-1} \omega_T [\hat{u}(l) - \hat{u}_{\text{SST}}(l)]^2 + \sum_{l=k}^{k+h_p-1} \omega_u [\Delta \hat{u}(l)]^2 \right\} \quad (2)$$

essendo: $\hat{e}_y(j) = \hat{y}(j) - y_{\text{set}}(j)$ il vettore degli errori tra le variabili controllate e i *setpoint*; $\Delta \hat{u}(i) = \hat{u}(i) - \hat{u}(i-1)$ il vettore delle variazioni incrementali delle variabili manipolate; ω_y , ω_T , ω_u coefficienti moltiplicativi (pesi); $\hat{y}_{\text{set}}(j)$ vettore dei *setpoint* delle variabili controllate all'istante j ; $\hat{y}(j)$: vettore delle variabili controllate all'istante j ; $\hat{u}_{\text{SST}}(l)$: vettore degli *steady state targets* delle variabili manipolate all'istante l ; $\hat{u}(l)$: vettore delle variabili manipolate all'istante l ; h_p : orizzonte di predizione; h_c : orizzonte di controllo.

Le deviazioni indicate in (2) sono elevate al quadrato in modo tale da esaltare sia gli errori più grandi sulle variabili controllate sia le correzioni incrementali maggiori applicate alle variabili manipolate [2].

Sistemi di controllo adattivo

Un sistema di controllo MPC necessita, prima della sua effettiva implementazione, di un modello identificato sfruttando eventualmente i dati acquisiti in linea dall'impianto. Tali dati sono ottenuti tramite tecniche di identificazione tipo *step test* o *PRBS test* che richiedono un periodo operativo sull'impianto generalmente nell'ordine delle settimane/mesi. Il cambiamento delle condizioni operative di un processo - dovuto per esempio alla diminuzione dell'attività dei catalizzatori e dei coefficienti di scambio termico e materiale - unito alla sua non linearità porta ad una non corretta azione del sistema di controllo basato su un modello lineare, ad esempio, di tipo ARX. È per questo motivo che nasce l'esigenza di utilizzare un sistema di controllo di tipo adattivo, in grado cioè di seguire il processo nella sua evoluzione dinamica, "ri-identificando" on-line i parametri del modello di controllo. L'adattamento in tempo reale del sistema di controllo multivariabile fornisce così una corretta previsione del comportamento del processo in evoluzione, garantendo una buona azione di controllo.

In Figura 2 è riportato lo schema di un generico sistema di controllo multivariabile di tipo adattivo: esso è costituito da due loop distinti. Il loop interno è un classico MPC, mentre il loop esterno rappresenta il "meccanismo" di continuo adattamento dei parametri del controllore. Si tenga presente che lo scopo dell'adattamento non è quello di mantenere le variabili controllate a *setpoint*; questo obiettivo è già perseguito dal loop interno. Uno dei problemi che può sorgere, in seguito all'implementazione di un sistema di controllo adattivo, è che l'introduzione del loop esterno può modificare le caratteristiche del controllore non garantendo la stabilità del sistema.

Infatti, il continuo adattamento dei guadagni del controllore e dei coefficienti del modello di controllo trasforma l'equazione alle differenze finite a coefficienti costanti, su cui si basa il modello ARX, in un'analoga a coefficienti variabili (Eq. 3) causando problemi numerici di convergenza:

$$y_k + a_1 y_{k-1} + a_2 y_{k-2} + \dots + a_n y_{k-n} = b_1 u_{k-1} + b_2 u_{k-2} + \dots + b_n u_{k-n} \quad (3)$$

dove: a_i , b_i : pesi delle variabili di *input* e *output* al processo (coefficienti variabili); n : ordine del sistema.

Si capisce come la stabilità del sistema sia legata all'importanza relativa dei loop esterno ed interno. Infatti, un loop esterno predominante favorisce un controllo velocemente adattabile alle mutate condizioni del processo, a discapito però di un problema di stabilità. Al contrario, aumentando l'importanza del loop interno si migliora la stabilità del sistema, conseguendo però un adattamento più lento e meno efficace. Per ottenere quindi un sistema di controllo adattivo efficiente ed affidabile si deve cercare un compromesso tra la stabilità e la velocità nell'adattamento. Uno dei primi passi nel progetto di un sistema di controllo adattivo è la valutazione delle caratteristiche del sistema, ossia dell'identificazione del processo. Generalmente l'impianto su cui si effettuano i test per l'identificazione lavora in continuo e sarebbe proibitivo dal punto di vista sia economico sia produttivo fermarlo per l'implementazione del MPC. Questa operazione va effettuata on-line disturbando il sistema durante le normali condizioni di marcia dell'impianto. Per questo motivo l'ampiezza dei disturbi deve essere mantenuta sufficientemente piccola in modo da garantire che il sistema non venga allontanato troppo dalla sua condizione *standard* di funzionamento. Un'altra ragione per limitare l'entità dei

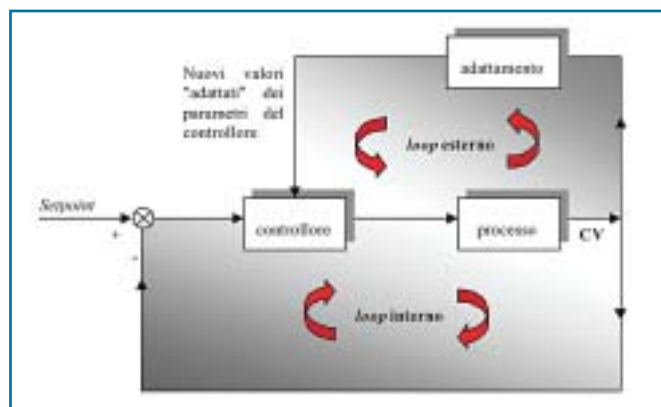


Figura 2 - Controllo adattativo

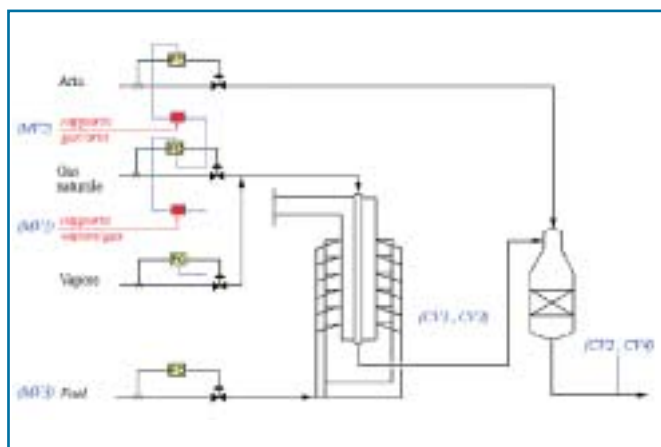


Figura 3 - Rappresentazione schematica della sezione di reforming di un tipico impianto ammoniacale

disturbi è quella di assicurare che le caratteristiche così dedotte descrivano un sistema che può essere correttamente considerato lineare nell'intorno del punto di funzionamento nominale. Questi scopi possono essere raggiunti utilizzando la tecnica di perturbazione di tipo PRBS (Pseudo Random Binary Sequence). Davies [3] ha infatti mostrato come tale tecnica sia in grado di diminuire il tempo necessario per effettuare l'identificazione del sistema.

Alla luce di queste considerazioni, si capisce come un sistema di controllo multivariabile, integrato con una tecnologia di tipo adattivo, rappresenti una strada innovativa e percorribile nel caso di sistemi non lineari complessi in cui le tradizionali tecniche di controllo si mostrino inadeguate.

Implementazione di un controllore MPC

L'obiettivo di questa sezione è quello di mostrare il possibile utilizzo di un modello ARX, per progettare e implementare un sistema di controllo multivariabile di tipo MPC con lo scopo di migliorare il sistema di controllo per un tipico impianto ammoniacale, in particolare limitando l'attenzione alla sezione di reforming (primario e secondario) relativa alla generazione del gas di sintesi. Il controllo di tipo convenzionale, normalmente implementato in questi impianti, comprende un controllo di portata (FC) per ogni corrente in ingresso e due controlli di rapporto. Più precisamente un controllo del rapporto tra la portata di gas naturale in ingresso al reformer primario e quella di aria di processo in ingresso al bruciatore in testa al reformer secondario,

e un controllo del rapporto tra la portata di vapore e quella di gas naturale all'ingresso del reformer primario [4]. Si è quindi voluto implementare in cascata su tale controllo convenzionale un sistema di controllo avanzato per migliorare, automatizzare e ottimizzare il processo.

Scelta delle variabili di processo

La porzione dell'impianto ammoniacale relativa alle due unità di reforming ha come obiettivo principale la minimizzazione del contenuto di metano nella corrente del gas di processo uscente dal reformer secondario. A valle della sezione di reforming il tenore di metano non può più diminuire anzi, nell'unità successiva di metanazione aumenta. Trattandosi di un inerte, il metano si accumula nel loop di sintesi in cui è presente un riciclo (con dispendio energetico per il lavoro di compressione) ed è quindi necessario uno spurgo con conseguente perdita di prodotto. In quest'ottica sono progettati i due reattori che, ripartendosi il carico, collaborano in sinergia al raggiungimento di questo obiettivo: il reformer primario deve mantenere un tenore di metano in uscita di circa il 13%, il secondario deve ridurre tale tenore fino allo 0,4%.

Se il primo dei reformer non lavora secondo le condizioni di progetto la seconda unità ne risente ed è costretta ad un maggiore sforzo per mantenere le specifiche richieste, con possibili danneggiamenti, quali la diminuzione della vita del catalizzatore e possibili rotture meccaniche. Il loop di controllo deve quindi essere concepito per mantenere il processo il più vicino possibile alle condizioni di progetto. Per il raggiungimento di questi obiettivi, le variabili controllate, con riferimento alla Figura 3, sono la temperatura delle correnti uscenti dai due reformer (CV1 e CV2) e la percentuale di metano in uscita dai due reattori (CV3 e CV4). Le variabili manipolate sono i gradi di libertà che il controllore sfrutta per regolare il processo. Alla luce di quanto visto sopra, il controllore MPC agirà manipolando non più direttamente le portate d'aria e vapore, ma i due controlli di rapporto e la portata di combustibile. Importanti sono anche le variabili di disturbo esterne cui l'impianto è soggetto e che perciò non possono essere manipolate ai fini del controllo ma di cui, conoscendone l'azione in termini predittivi, è possibile compensare efficacemente l'effetto: nell'impianto in questione sono la portata e la temperatura di gas naturale e la temperatura dell'aria di processo. Alla luce di quanto esposto precedentemente, il controllore MPC sviluppato si basa su un sistema di quattro variabili controllate con tre variabili manipolate. Poiché il numero delle variabili controllate è maggiore del numero delle variabili manipolate, il controllore ha a disposizione insufficienti gradi di libertà per soddisfare le specifiche sulle variabili controllate richieste.

A causa della cinetica di reazione e della termodinamica, il processo di steam reforming è non lineare e perciò non può essere rappresentato in modo sufficientemente accurato tramite un modello lineare, al di fuori di un opportuno intorno del punto operativo nel quale è stato identificato. Distinguendo due condizioni di marcia dell'impianto (pieno carico e mezzo carico), non è possibile quindi utilizzare un unico modello ARX per rappresentarle entrambe.

Switch tra i modelli ARX

In mancanza di un modello non lineare da sfruttare ai fini del controllo, per garantire che il controllore MPC (basato su modelli di tipo ARX) segua la dinamica di un processo non lineare in diversi punti operativi, soddisfacendo comunque gli obiettivi

richiesti, è possibile inserire nel loop di controllo un modello lineare identificato per ogni punto operativo distinto che si intende rappresentare, passando da uno all'altro in tempo reale (*switch*). Una caratteristica delle tecnologie di controllo MPC è di consentire la contemporanea presenza nel loop di controllo dei due modelli sopra citati che identificano il processo nelle due condizioni di marcia, e consentire inoltre lo *switch* da un modello all'altro nel momento in cui, cambiando condizione operativa, il controllo basato sul modello identificato nella condizione precedente non è più soddisfacente.

La Figura 4 riporta un esempio di *switch* tra modelli. In particolare, si è simulata la condizione operativa a mezzo carico (ARX-2) iniziando il loop di simulazione direttamente con il modello ARX-2 e sfruttando inizialmente nel loop di controllo il sistema MPC-1 basato sul modello ARX-1 (pieno carico). Tale configurazione è stata implementata fino al tempo 3.000 s per permettere al processo di svilupparsi completamente. È possibile notare come il sistema di controllo sia inefficace poiché il processo oscilla marcatamente portandosi frequentemente nella "zona di allerta" sopra ai *soft constraint*. Al tempo 3.000 s si è poi cambiato (*switch*) il modello interno al loop di controllo, riportando così in un tempo ragionevole (circa 1.000 s) il sistema in una condizione operativa accettabile. Si noti il particolare andamento oscillatorio della CV1 di Figura 4. Esso è dovuto alla non corretta azione di controllo che, pur mantenendo a setpoint la CV3 e CV4, porta il sistema a lavorare in un punto di funzionamento diverso da quello di mezzo carico per cui è stato progettato.

Alla luce di quanto esposto in questo paragrafo, lo *switch* di un modello è uno strumento utile al buon funzionamento di un controllo multivariabile di tipo predittivo (basato su modelli lineari ARX) per un processo non lineare al di fuori delle normali condizioni operative in cui è stato linearizzato il modello.

Una limitazione di tale metodo risiede nella necessità di identificare, tramite *step test* o *PRBS test*, un modello per ognuno dei punti operativi di interesse, con conseguente spreco di tempo utile al ciclo produttivo dell'impianto.

Controllo adattivo

La natura non lineare del processo di *steam reforming*, unita alle due distinte condizioni operative di funzionamento, porta ad un cambiamento dinamico delle proprie caratteristiche durante il funzionamento. Per far fronte a tale situazione è stato fin qui implementato un MPC che utilizza lo *switch* fra due modelli lineari. L'impianto preso in esame è stato progettato per lavorare in due distinte condizioni di carico. La transizione da un punto operativo all'altro, porta ad un peggioramento dell'efficienza del controllore lineare che è stato progettato secondo i valori nominali dei parametri del processo. Nei passi precedenti si è già sottolineata la difficoltà e la richiesta di risorse che l'identificazione di più modelli comporta. Sarebbe quindi interessante poter disporre di un MPC di tipo adattivo, in grado cioè di modificare i propri parametri in modo ottimale [5], seguendo l'evoluzione dinamica del sistema, identificando continuamente (*on-line*) i parametri del processo mentre cambiano, in modo tale da compensare le variazioni delle caratteristiche dell'impianto che viene controllato e operando quindi un tuning continuo del controllore. Utilizzando il metodo dei minimi quadrati per calcolare le modifiche ottimali da apportare ai parametri del controllore, per adeguarlo all'evoluzione del processo, è possibile modificare il modello all'interno del loop di controllo *on-line* durante il funzionamento stesso. Per poter apprezzare l'effetto dell'adattamento in corso e quindi valutare il

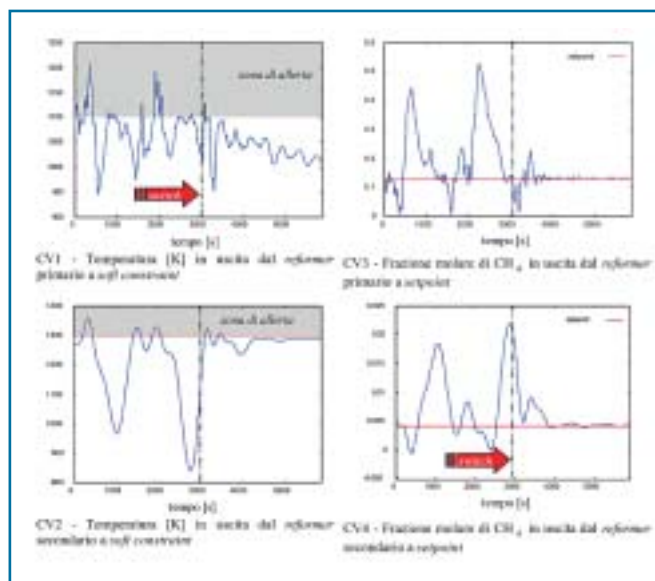


Figura 4 - Switch di modello al tempo 3.000 s. Andamento ad anello chiuso delle variabili controllate durante la transizione da un loop di controllo basato sul modello ARX-1 all'altro basato sul modello ARX-2

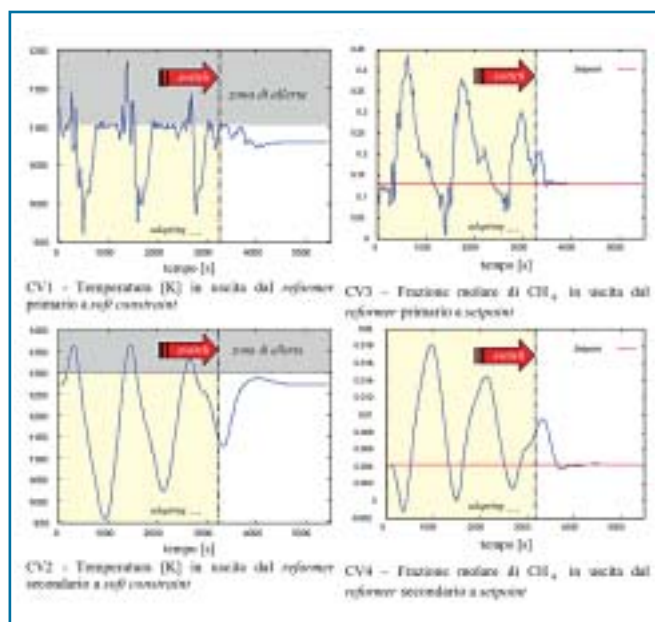


Figura 5 - Adattamento on-line fino al tempo 3.200 s. Andamento ad anello chiuso delle variabili controllate durante la transizione da condizioni di pieno carico a condizioni di mezzo carico

momento in cui scambiare i due modelli, è necessario osservare il valore di due parametri: convergenza e *tracking*. La convergenza dà un'indicazione della variazione con cui i coefficienti del modello si aggiornano da un passo di integrazione all'altro. Tipicamente il valore di questo parametro è inizialmente elevato (dell'ordine di 10¹⁰), per poi riportarsi nel corso dell'adattamento a valori minori di 10, indicando una corretta identificazione. Il parametro *tracking* fornisce una misura quantitativa dell'accuratezza del modello e viene calcolato come differenza relativa tra il valore "reale" di una variabile controllata ed il suo valore predetto. Un valore minore di 0,1 indica una buona accuratezza nella predizione.

In Figura 5 sono riportati gli andamenti delle variabili controllate in seguito all'implementazione del sistema di controllo adattivo sopra citato. Mentre il *modello base* cerca di controllare il processo, il *modello adattivo* acquisisce i dati dalla realtà in tempo reale, adattando i propri coefficienti alla condizione di marcia a mezzo carico (ARX-2). Il *modello di base* (ARX-1) non riesce a controllare efficacemente e a mantenere il sistema nelle condizioni di mezzo carico, violando così continuamente i *soft constraint* e non rispettando i setpoint. Tale configurazione viene implementata fino al momento in cui non si raggiungono buoni valori di *tracking* e di convergenza: questo avviene intorno al tempo 3.000 s, con valori di *tracking* e di convergenza rispettivamente inferiori a 0,1 e a 10. Al tempo 3.200 s si effettua lo switch tra il *modello base* e il *modello adattivo* che contiene il nuovo modello identificato. Da questo momento tale modello diventa il vero e proprio controllore. Si vede come, dopo lo switch, il controllore MPC raggiunga gli obiettivi di controllo richiesti in un tempo di circa 10 min.

Conclusioni

Nel presente lavoro sono schematicamente riportate le modalità d'implementazione di un sistema di controllo multivariabile di tipo MPC. Si è visto come per un processo non lineare, quale quello di *steam reforming* esaminato, non sia sufficiente una semplice identificazione di un unico modello lineare ARX per garantire una corretta azione di controllo. Infatti, il possibile forte cambiamento delle condizioni operative, unito alla dina-

mica non lineare del processo, apre una duplice problematica. Da un lato si rende necessario l'utilizzo di più modelli ARX come mezzo di controllo predittivo multivariabile. Dall'altro si nutre interesse a ricercare e a studiare la potenzialità di tecniche alternative quali l'utilizzo di modelli non lineari per il controllo o l'implementazione di sistemi di controllo adattivo. Quest'ultima tecnologia unisce, al vantaggio di utilizzare un solo modello di controllo, il pregio di seguire l'andamento dell'impianto adattandosi lungo le sue transizioni dinamiche. I sistemi di controllo adattivo necessitano di un tuning più complesso e delicato rispetto alle tecniche convenzionali adottate per la regolazione con MPC tradizionali. Inoltre, in alcuni casi, il continuo adattamento *on-line* può portare ad instabilità e alla mancata convergenza nel problema di controllo e questo rimane ancor oggi un tema aperto di ricerca e un deterrente ad un uso più estensivo delle tecniche di MPC adattivo.

Bibliografia

- [1] C.E. Garcia, M. Morari, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 1982, **21**, 112.
- [2] J.W. Eaton, J.B. Rawlings, *Chem. Eng. Sci.*, 1992, **47**, 551.
- [3] W.D.T. Davies, *System Identification for Self-Adaptive Control*, Wiley & Sons Ltd., 1989.
- [4] I.M. Alatiqi, A.M. Meziou, *Comp. Chem. Eng.*, 1991, **15**, 321.
- [5] K.J. Astrom, B. Wittenmark, *Adaptive Control*, Addison Wesley (MA), 1990.
- [6] D.W. Clarke *et al.*, *Automatica*, 1987, **23**, 1014.