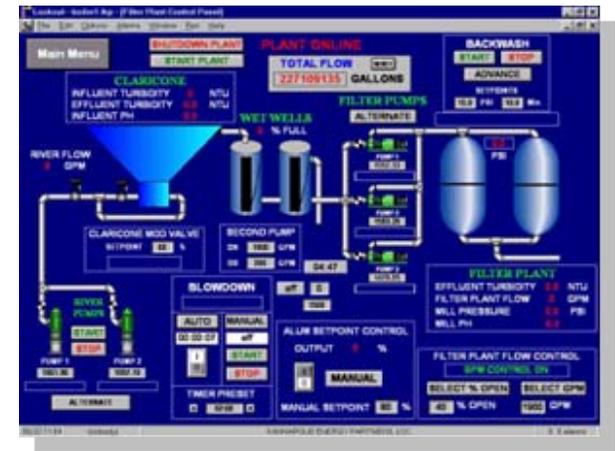
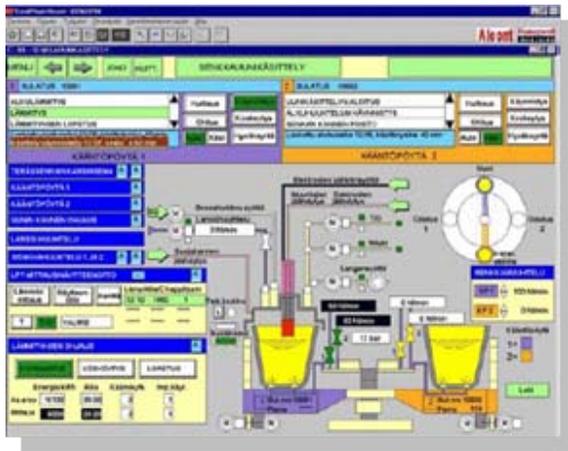


# L8 Controllo di processo esteso a tutto l'impianto



# Introduzione

Il controllo di processo esteso a tutto l'impianto comprende i sistemi e le strategie necessarie a controllare un intero impianto chimico costituito da numerose apparecchiature (operazioni unitarie) interconnesse.

Il problema principale da risolvere è: Come progettare i loop di controllo ed i sistemi necessari a far funzionare l'impianto?

Dato un processo complesso ed integrato, costituito da numerose apparecchiature interagenti, dobbiamo individuare e progettare le logiche, la strumentazione, i loop di controllo e le strategie operative volte a condurre l'impianto in sicurezza e capaci di raggiungere gli obiettivi fissati durante la fase di progettazione (specifiche di processo, operative, di legge).

In fase preliminare occorre identificare i punti essenziali che maggiormente hanno influenza sul processo.

Occorre altresì indagare e conoscere il comportamento dinamico dell'impianto originato dall'interazione tra le numerose apparecchiature interconnesse.

Il problema del controllo di processo deve, in ultima analisi, essere affrontato guardando l'interezza e la complessità dell'impianto. La progettazione di sistemi di controllo dedicati alle singole unità di processo **NON** è quindi sufficiente né corretta.



# Introduzione

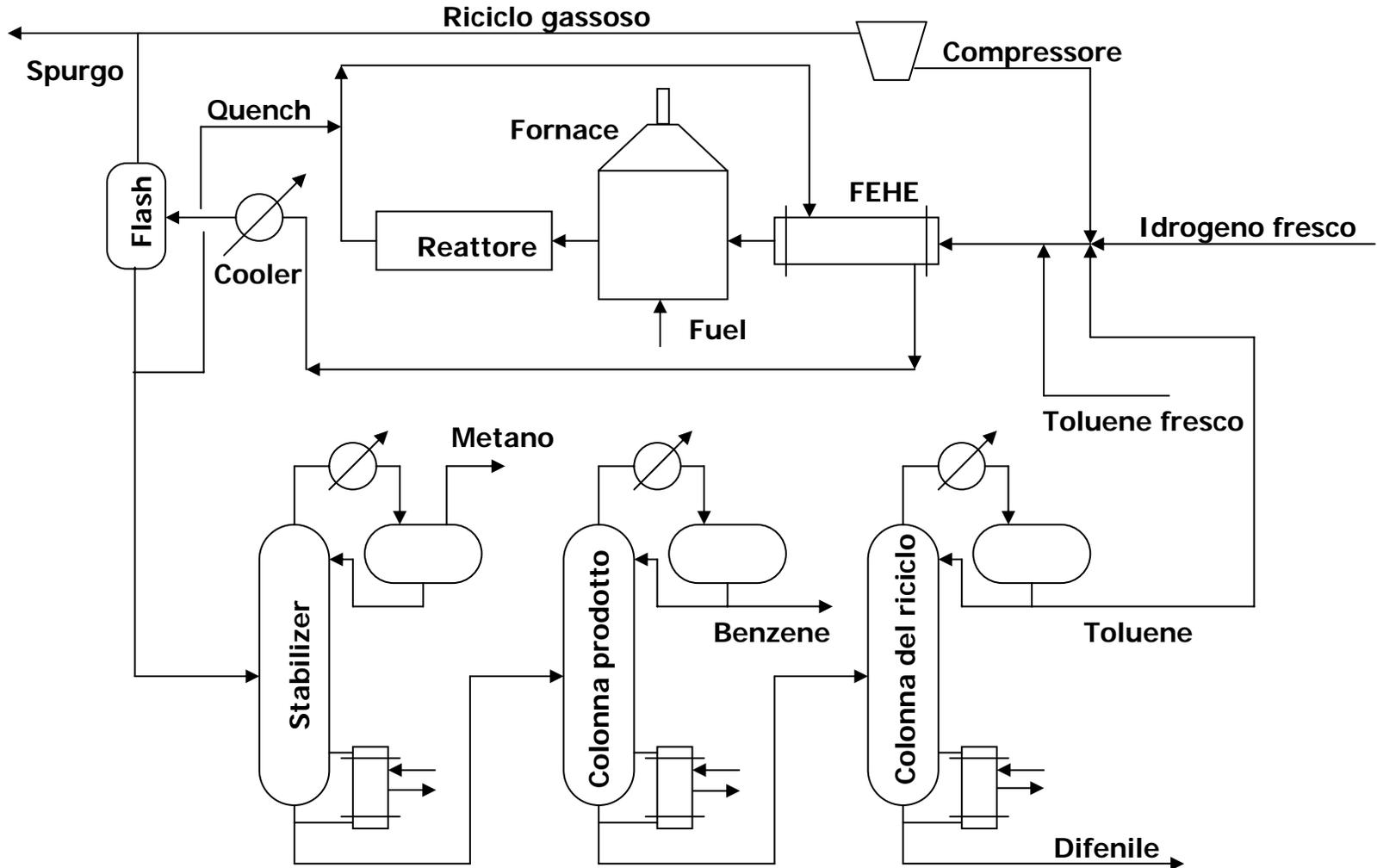
È possibile individuare **nove** punti per la procedura di progettazione di un sistema di controllo esteso a tutto l'impianto:

1. Gestione energetica
2. Quantità del prodotto
3. Qualità del prodotto
4. Vincoli: operativi, ambientali e di sicurezza
5. Livelli dei liquidi e pressioni dei gas (inventories)
6. Alimentazioni fresche dei reagenti (makeup)
7. Bilanci materiali su vari componenti
8. Ottimizzazione economica
9. Ottimizzazione di processo

# Esempio: processo HDA

Toluene + Idrogeno  $\rightarrow$  Benzene + Metano

2Benzene  $\rightarrow$  Difenile + Idrogeno



# Esempio: processo HDA

Alcune domande sorgono spontanee:

- Come controllare la temperatura del reattore per prevenire reazioni di tipo *runaway*?
- Come aumentare/diminuire la produzione di benzene a seconda delle richieste di mercato?
- Come mantenere la purezza del prodotto (benzene) sufficiente per poterlo vendere?
- Come determinare la portata di gas da spurgare?
- Come migliorare la selettività del processo in modo da minimizzare la produzione di difenile?
- Come impedire che ogni recipiente venga sovrariempito di liquido o che la pressione salga oltre limiti accettabili?
- Come gestire le unità interconnesse a livello energetico?
- Come testare una strategia di controllo proposta a livello progettuale?

# Considerazioni ulteriori

In prima battuta, il numero di possibili soluzioni controllistiche è estremamente elevato e cresce in modo combinatorio con il numero di **gdl** disponibili sull'impianto. In realtà, seguendo una procedura gerarchica di approccio al problema, è possibile restringere notevolmente il campo di indagine e di valutazione delle alternative. Al contempo **NON** esiste una sola soluzione, un solo punto di ottimo.

# Evoluzione storica

## Cause

- Cambiamenti significativi di mentalità negli anni '70 (crisi energetica, austerità)
- Maggiore integrazione energetica
- Eliminazione progressiva di recipienti intermedi capaci di assorbire i disturbi di portata e disaccoppiare materialmente ed energeticamente le unità di processo
- Incremento delle correnti di riciclo
- Incremento delle specifiche di purezza dei prodotti e delle rese/selettività
- Processi ottimizzati staticamente

## Effetti

Processi più "tesi" e "nervosi" quindi più difficili da controllare dinamicamente.

# Evoluzione storica

*We believe that chemical process control must move beyond the sphere of unit operations into the realm of viewing the plant as a whole system. The time is ripe in the chemical and petroleum industry for the development of a plantwide control design procedure.*

*...we strongly believe that the final evaluation of any plantwide control structure requires rigorous nonlinear dynamic simulations, not linear transfer function analysis.*

Luyben, Tyréus & Luyben, 1998

# Progettazione di processo

All'ormai classico approccio gerarchico alla progettazione di processo, introdotto in modo rigoroso da Douglas, 1988, nel libro: "Conceptual Design", occorre affiancare, sin dai primi passi, l'argomento basilare: "Controllabilità dinamica" del sistema.

È errato pensare al sistema di controllo a valle della progettazione del processo. È errato introdurre rimedi controllistici alla struttura cristallizzata del processo. Gli ingegneri di processo e quelli di controllo debbono interagire mentre la struttura dell'impianto è ancora fluida. I compromessi progettuali debbono essere raggiunti mediando le specifiche di base assegnate in condizioni stazionarie con quelle controllistiche che sono evidentemente dinamiche.

Secondo Luyben, Tyréus & Luyben (1998) la progettazione di processo ha un impatto sulla controllabilità decisamente superiore a quello esercitato da un qualunque algoritmo di controllo (vedi controllo classico o avanzato).



# Processi integrati

Tre aspetti fondamentali, relativi all'integrazione dei processi chimici, danno vita alla necessità di disporre di un sistema di controllo esteso a tutto l'impianto. Essi sono:

- Effetti prodotti da un **riciclo materiale**
- Effetti prodotti dall'**integrazione energetica**
- La necessità di tener conto dell'**accumulo** dei composti chimici

# Riciclo materiale

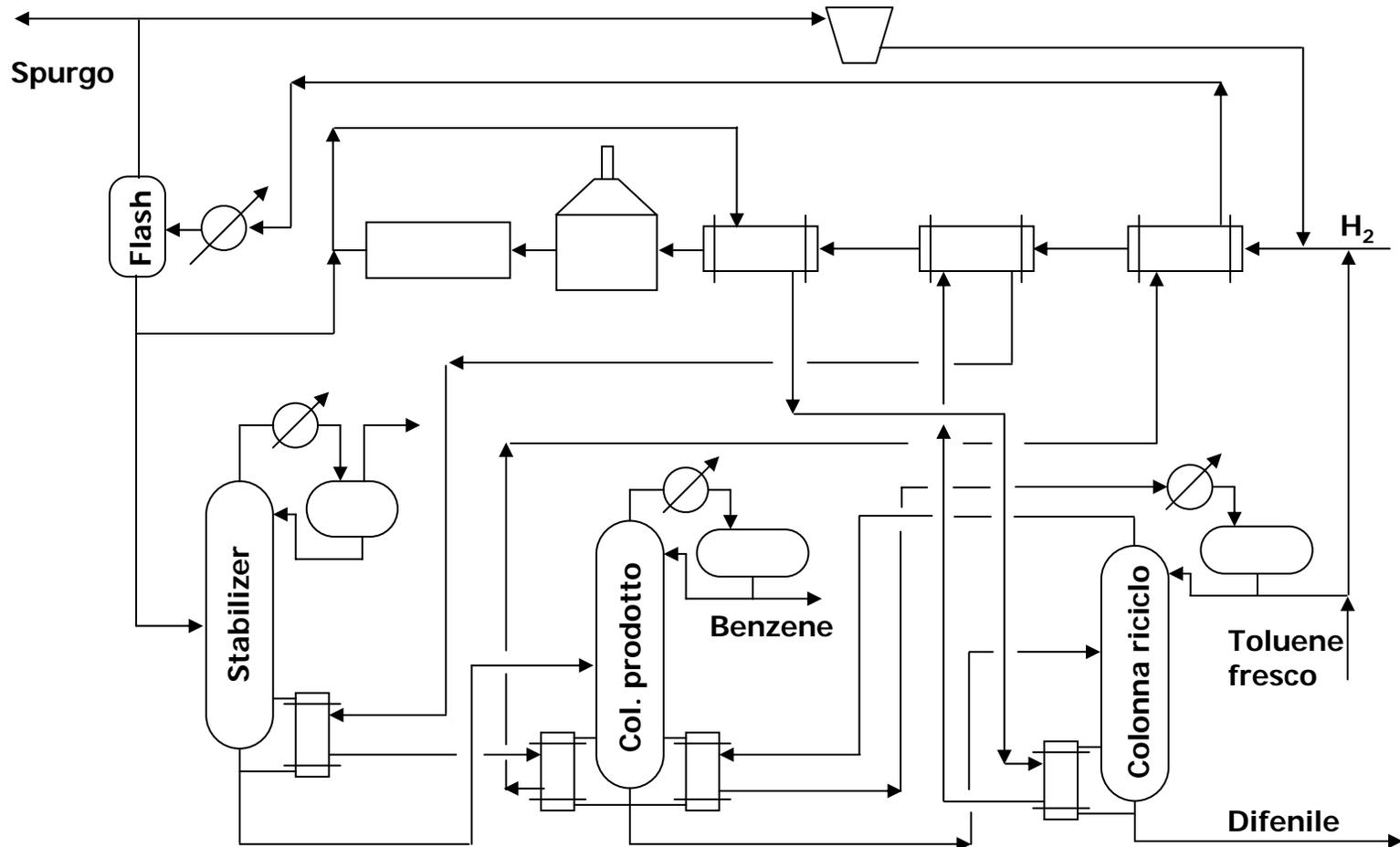
Il riciclo materiale viene adottato principalmente per **sei** motivi distinti:

1. **Aumentare la conversione:** soprattutto quando si hanno processi con reazioni reversibili
2. **Migliorare l'aspetto economico:** l'introduzione di un riciclo permette di ridurre la dimensione del reattore o il numero di reattori in serie. Un reattore con colonna di stripping sono più economici di un solo grande reattore (a conversione completa) o di tre reattori in serie.
3. **Migliorare la resa:** nel caso di reazioni  $A \rightarrow B \rightarrow C$  con prodotto principale B, è opportuno e necessario limitare la produzione di C. Si procede con bassa conversione di B ed un elevato riciclo di A.
4. **Fornire inerzia termica:** per reazioni fortemente esotermiche spesso si lavora con un grande eccesso di un reagente al fine di mantenere contenuto il  $\Delta T$ .
5. **Evitare reazioni secondarie:** spesso si lavora con un eccesso di un reagente per evitare che quello mantenuto in difetto vada a produrre composti indesiderati qualora la sua presenza sia maggiore.
6. **Controllare le proprietà del prodotto:** si limita la conversione per ottenere certe proprietà (processi di polimerizzazione). È quindi necessario un riciclo elevato dei reagenti (monomeri).



# Integrazione energetica

L'integrazione energetica tra le apparecchiature viene adottata per aumentare l'efficienza termodinamica del processo. L'introduzione di scambiatori di calore P/P ad esempio: FEHE, rende il processo molto più interconnesso e prone all'instabilità, dovuta all'interazione e feedback esistente tra le apparecchiature. Un esempio tipico è rappresentato dal processo HDA (alternativa 6, Douglas, 1988).



# Accumulo dei componenti

I composti presenti in un processo possono essere: reagenti, prodotti o inerti.

È evidentemente necessario effettuare un bilancio materiale per ognuno di tali elementi. Il problema dell'accumulo NON può essere sottovalutato.

Occorre risolvere i seguenti problemi:

- quantificazione degli spurghi
- quantificazione della portata di alimentazione fresca
- rimozione delle correnti dei prodotti

# Apparecchiature in serie

In quei rari processi dove le apparecchiature sono semplicemente collegate in serie, senza ricicli materiali e/o termici, il controllo esteso a tutto l'impianto può essere suddiviso in un problema di controllo per ogni singola apparecchiatura del processo. Infatti sono assenti: ricicli, accoppiamento ed effetti di feedback che colleghino le apparecchiature a valle con quelle a monte. I disturbi si propagano linearmente lungo il processo.

# Gli effetti del riciclo

La presenza di correnti di riciclo modifica profondamente il comportamento dell'impianto sia in condizioni stazionarie che in condizioni dinamiche.

Esistono due effetti fondamentali prodotti dalla presenza di un riciclo:

1. Impatto sulla dinamica del processo. La **costante di tempo globale** può essere notevolmente differente dalla somma delle costanti di tempo delle singole apparecchiature.
2. Il riciclo produce l'**effetto snowball**. Ciò si manifesta sia a livello di condizioni stazionarie che di risposta dinamica del sistema.

# Costanti di tempo in sistemi con riciclo

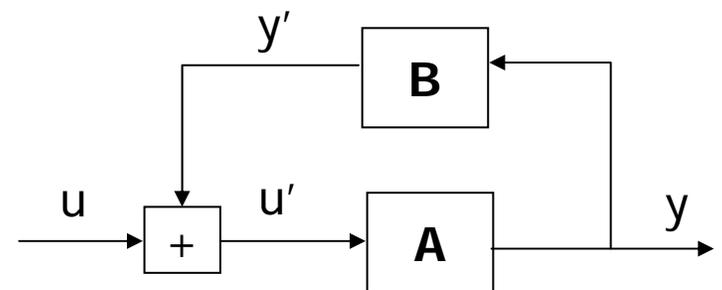
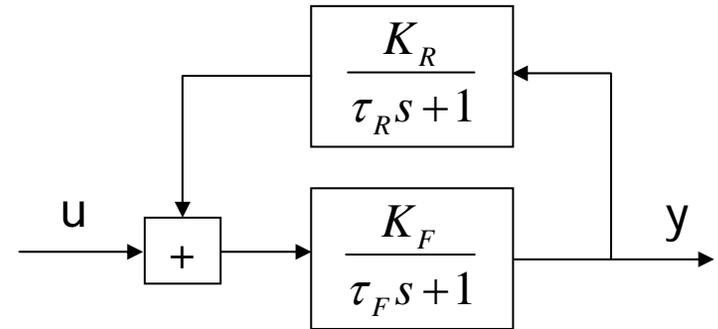
Consideriamo la semplice rappresentazione di un sistema con riciclo tramite due funzioni di trasferimento del primo ordine:

È possibile scrivere:

$$\begin{cases} y' = By \\ u' = u + y' \\ y = Au' \end{cases} \quad \rightarrow \quad y = A(u + y') = A(u + By)$$

$$y/u = A/(1 - AB)$$

$$\frac{y}{u} = \frac{K_F (\tau_R s + 1)}{\tau_F \tau_R s^2 + (\tau_F + \tau_R) s + (1 - K_F K_R)}$$



# Costanti di tempo in sistemi con riciclo

Siamo partiti da due sistemi del primo ordine ed abbiamo ottenuto una funzione di trasferimento complessiva del secondo ordine. L'equazione caratteristica del sistema è:

$$\frac{\tau_F \tau_R}{(1 - K_F K_R)} s^2 + \frac{\tau_F + \tau_R}{(1 - K_F K_R)} s + 1 = 0$$

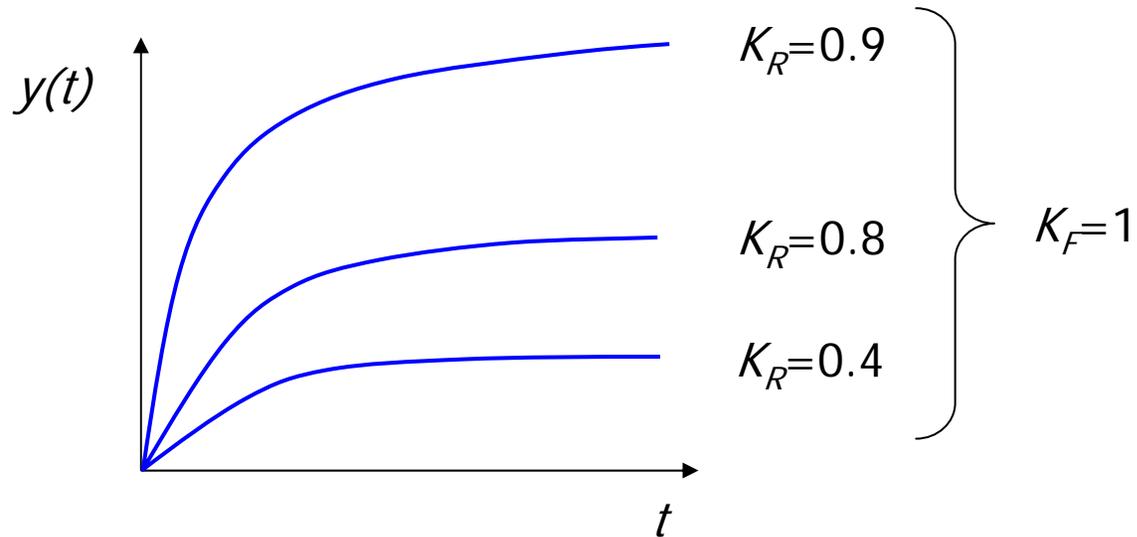
La costante di tempo del sistema complessivo è:  $\tau_S = \sqrt{\frac{\tau_F \tau_R}{1 - K_F K_R}}$

Se:  $K_F K_R \rightarrow 1 \Rightarrow \tau_S \rightarrow \infty$

Da ciò si deduce che la costante di tempo di un processo con riciclo può essere molto più grande delle singole costanti di tempo delle apparecchiature che appartengono a tale riciclo.

# Costanti di tempo in sistemi con riciclo

Il guadagno del sistema complessivo può variare notevolmente in funzione del guadagno del riciclo. Il guadagno stazionario del sistema è: 
$$K_S = \frac{K_F}{1 - K_F K_R}$$



Ciò significa che un qualsiasi cambiamento, che si faccia sentire all'interno del riciclo, porta ad una risposta del sistema assai lunga nel tempo con un lento ritorno alle condizioni stazionarie. Il loop di controllo, a causa della risposta del sistema intrinsecamente lenta, può impiegare un certo tempo prima di intraprendere un'azione efficace. I tempi di attuazione possono essere estremamente lunghi.

# Effetto *snowball*

I sistemi con riciclo hanno una tendenza intrinseca ad esibire grandi variazioni nell'ampiezza delle portate delle correnti appartenenti al riciclo. Il sistema risulta cioè estremamente sensibile a piccoli disturbi per quanto riguarda le portate di riciclo. Ciò viene definito: effetto *snowball*.

- L'effetto snowball NON è dinamico bensì è intrinsecamente stazionario.
- Cionondimeno ha delle implicazioni dinamiche.
- NON ha nulla a che fare con la stabilità del processo ad anello chiuso.
- È però condizionato dalla struttura del sistema di controllo.
- L'ampiezza dell'effetto snowball è pesantemente condizionata dal sistema di controllo adottato.

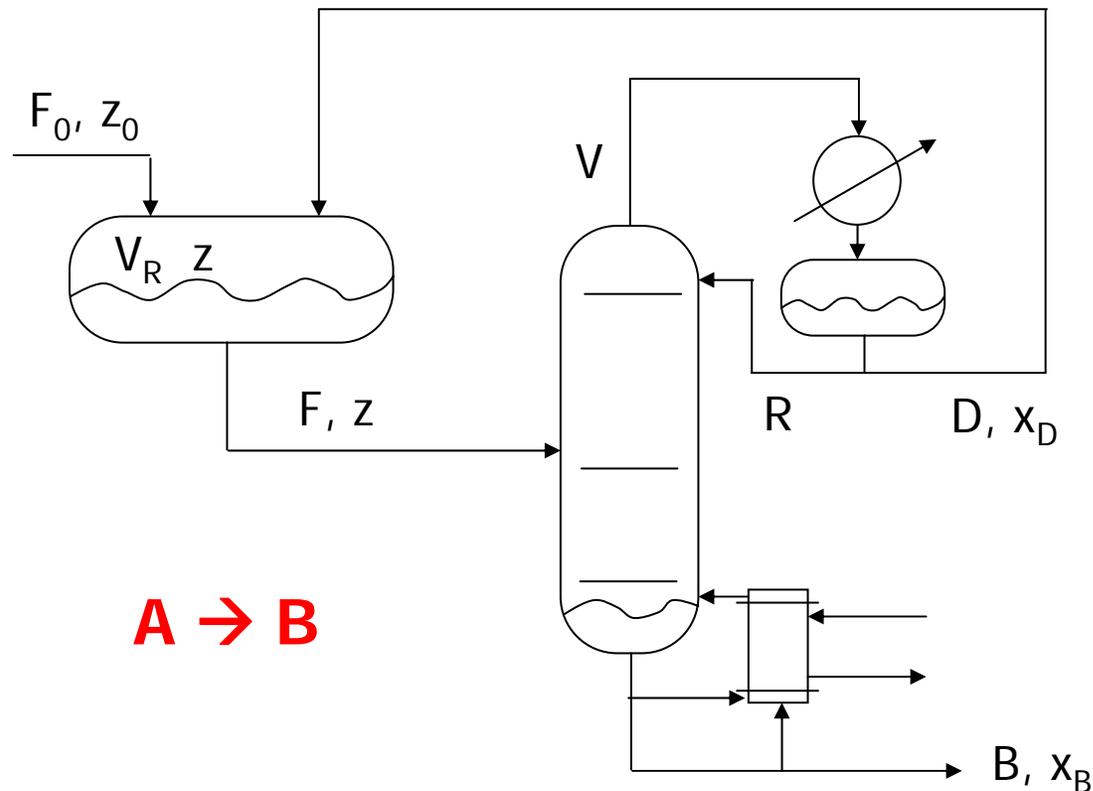
Le ampie oscillazioni delle correnti di riciclo, introdotte dall'effetto snowball, fanno sentire maggiormente il loro influsso negativo a livello della sezione di separazione che può addirittura non essere in grado di gestire intervalli operativi così ampi (flooding, gocciolamento).

# Effetto *snowball*

Esiste una regola euristica:

Almeno una corrente appartenente alla struttura del riciclo deve essere controllata in termini di portata: **FC**.

Consideriamo un semplice processo (reattore + colonna) con riciclo:



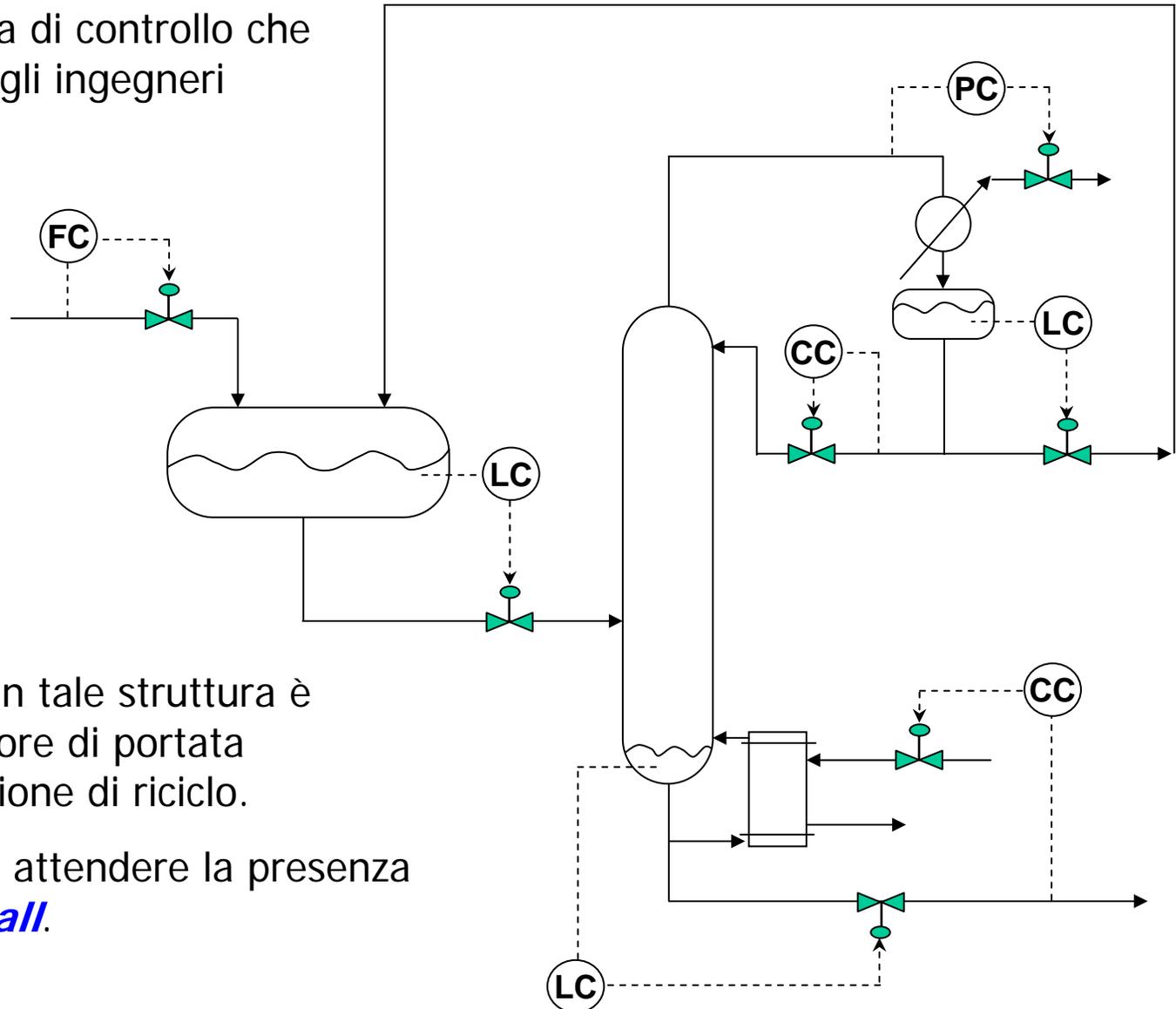
# Effetto *snowball*

Dovendo procedere alla realizzazione della struttura di controllo e operando in modo convenzionale la scelta dei loop cade su:

1. L'alimentazione fresca viene controllata a livello di portata: **FC**
2. Il livello del reattore è controllato manipolando la portata di efflusso: **LC**
3. La purezza del distillato è controllata manipolando la portata di riflusso: **CC**
4. La purezza del prodotto di coda è controllata manipolando il calore ceduto tramite il ribollitore: **CC**
5. Il livello dell'accumulatore di riflusso è controllato tramite la portata di distillato (corrente di riciclo): **LC**
6. Il livello di fondo della colonna è controllato manipolando la portata di bottom: **LC**
7. La pressione in colonna è controllata manipolando la corrente di refrigerante al condensatore: **PC**

# Effetto *snowball*

Questa è la struttura di controllo che la maggior parte degli ingegneri concepirebbe.



Vediamo però che in tale struttura è assente un controllore di portata all'interno della sezione di riciclo.

Ci dobbiamo perciò attendere la presenza dell'effetto *snowball*.

# Effetto *snowball*

Per avere un esempio di quanto detto è possibile scrivere i bilanci materiali estesi all'impianto e valutare la corrente di riciclo in condizioni normali o a seguito di disturbi nella composizione dell'alimentazione:

Caso base	$x_A^{\text{feed}} = 0.9$	$\rightarrow$	$F_{\text{riciclo}} = 260.5 \text{ kmol/h}$
	$x_A^{\text{feed}} = 0.8$	$\rightarrow$	$F_{\text{riciclo}} = 205 \text{ kmol/h}$
	$x_A^{\text{feed}} = 1.0$	$\rightarrow$	$F_{\text{riciclo}} = 330 \text{ kmol/h}$

Un **25%** di disturbo su  $x_A$  produce un **60%** di variazione su  $F_{\text{riciclo}}$ . Analogamente:

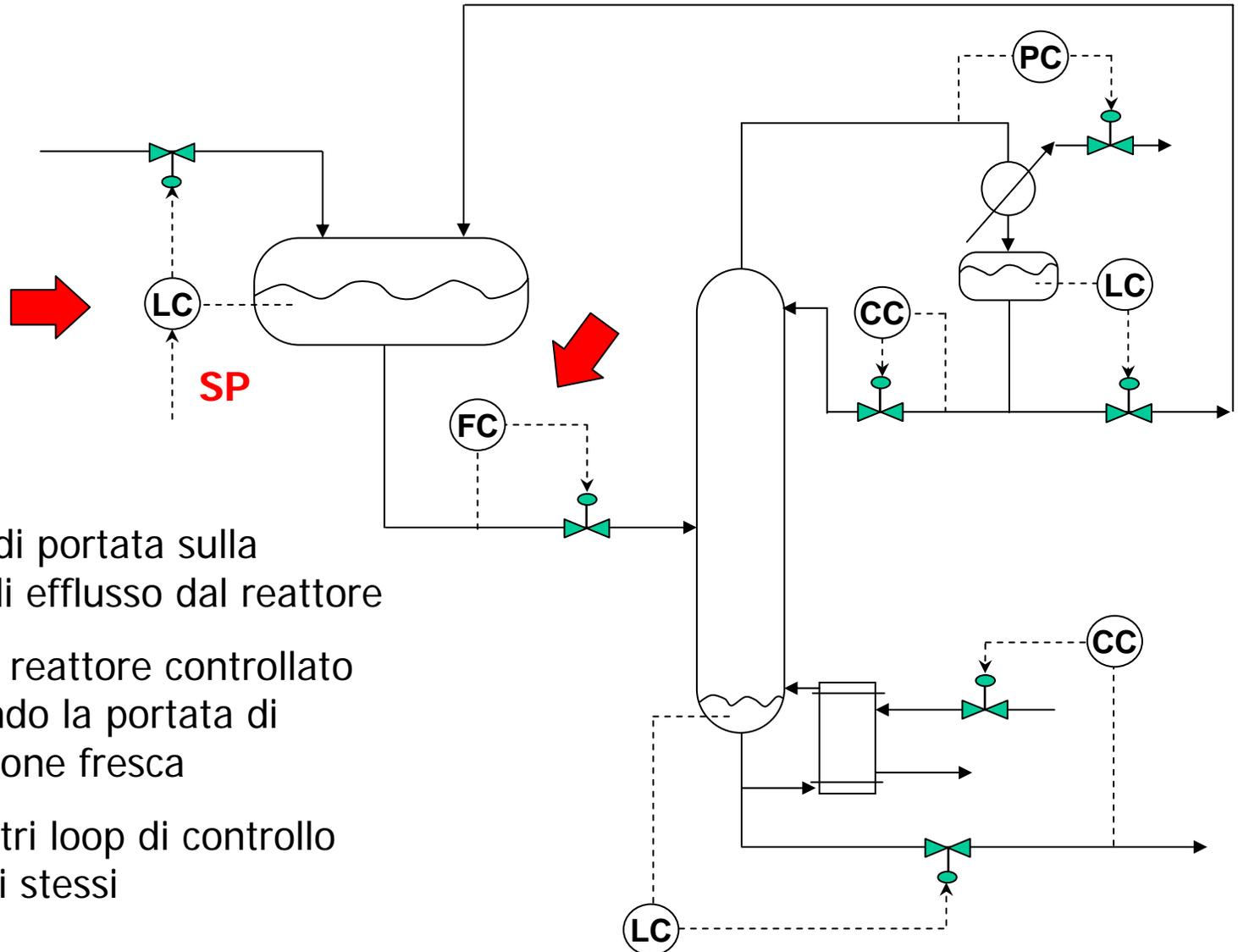
Caso base	$F_{\text{fresca}} = 239.5$	$\rightarrow$	$F_{\text{riciclo}} = 260.5 \text{ kmol/h}$
	$F_{\text{fresca}} = 215$	$\rightarrow$	$F_{\text{riciclo}} = 187 \text{ kmol/h}$
	$F_{\text{fresca}} = 265$	$\rightarrow$	$F_{\text{riciclo}} = 362 \text{ kmol/h}$

Un **23%** di disturbo su  $F_{\text{fresca}}$  produce un **94%** di variazione su  $F_{\text{riciclo}}$ .

**Esiste cioè effetto snowball.**

# Effetto *snowball*

Esiste un'alternativa alla struttura di controllo classica proposta in precedenza:



1. Controllo di portata sulla corrente di efflusso dal reattore
2. Livello del reattore controllato manipolando la portata di alimentazione fresca
3. Tutti gli altri loop di controllo restano gli stessi

# Effetto *snowball*

Abbiamo introdotto un controllo di portata all'interno della sezione di riciclo. Ciò permette di ridurre sensibilmente l'oscillazione della portata di riciclo a seguito di disturbi introdotti nel sistema.

È possibile notare che la produzione non può essere modificata regolando direttamente la portata fresca in quanto quest'ultima serve a controllare il livello nel reattore.

In realtà assegnando il setpoint di livello è possibile regolare la produzione dell'intero impianto.

Così facendo se si disturbano  $x_A^{\text{feed}}$  o  $F_{\text{fresca}}$  la  $F_{\text{riciclo}}$  resta costante (variazione dello 0%).

Per modificare la produzione da 215 kmol/h a 265 kmol/h (+23%) l'holdup del reattore deve passare da 1030 a 1520 kmol (+48%). Al contempo la portata di riciclo passa da 285 a 235 kmol/h (-18%). La variazione è cioè molto più contenuta.

Ciò è dovuto alla presenza del loop di controllo sulla portata di efflusso dal reattore che appartiene al sistema di riciclo.

# Interazioni tra le sezioni di reazione e separazione

Con la struttura di controllo adottata è possibile agire sulla produzione solo modificando le condizioni operative del reattore.

Nel caso di reazione in fase liquida occorre modificare il livello, nel caso si operi in fase gas occorre modificare la pressione.

Analogamente è anche possibile agire sulle concentrazioni dei reagenti (e dei prodotti nel caso di reazioni reversibili) o sull'attività del catalizzatore o sulla quantità di iniziatore.

Alcune variabili hanno un ampio influsso sulla conduzione dell'apparecchiatura e sono chiamate variabili **DOMINANTI**. Un sistema che controlli le variabili dominanti è detto: **CONTROLLO PARZIALE**.

Si parla di controllo parziale in quanto spesso si hanno meno variabili manipolabili di quante si vorrebbe controllare. In questi casi si manipolano i setpoint delle variabili dominanti per ottenere gli obiettivi economici e/o processistici prefissati.

# Controllo di processo esteso a tutto l'impianto

Si desidera ora affrontare i nove punti proposti succintamente all'inizio di questa sezione, descrivendone le caratteristiche principali. Questi nove punti debbono guidare l'ingegnere processista/controllista verso una sintesi ottimale e ragionata.

1. Definire gli obiettivi del controllo
2. Determinare il numero di gradi di libertà della struttura di controllo
3. Assegnare il sistema di gestione energetica dell'impianto
4. Definire la quantità di prodotti da ottenere
5. Controllare la qualità dei prodotti gestendo i vincoli di sicurezza, operativi e ambientali
6. Controllare almeno una portata in ogni riciclo e controllare le pressioni ed i livelli
7. Verificare i bilanci materiali
8. Controllare le singole operazioni unitarie (apparecchiature)
9. Ottimizzare l'economia del processo e migliorarne la controllabilità



# 1. Definire gli obiettivi del controllo

*Occorre definire gli obiettivi del processo per la progettazione dello stazionario e il suo controllo dinamico.*

Evidentemente la struttura di controllo è funzione degli obiettivi fissati nella definizione e conduzione del processo in esame.

Alcuni esempi: rese, selettività, purezze, specifiche di qualità, produzione, vincoli processistici e di legge, sicurezza.

## 2. Determinare il numero di gdl della struttura di controllo

*Occorre contare il numero di valvole di controllo disponibili.*

Innanzitutto molte delle valvole o sistemi di regolazione disponibili verranno utilizzati per ottenere le specifiche di controllo più basilari: produzione, regolazione di pressione e livello, controllo di qualità, rispetto dei vincoli.

Le restanti valvole possono essere dedicate al miglioramento dell'economia del processo e della sua controllabilità.

Se non si hanno a disposizione delle valvole per conseguire tali obiettivi è possibile aggiungere dei nuovi gradi di libertà tramite correnti di bypass agli scambiatori di calore o introdurre nuovi scambiatori di calore ausiliari.

### 3. Assegnare il sistema di gestione energetica dell'impianto

*Assicurarsi che i disturbi energetici non si propaghino lungo il processo tramite il trasferimento della variabilità al sistema di utility.*

Deve essere evitato l'accoppiamento termico spinto tra apparecchiature distinte, vedi l'esempio: reattore/FEHE oppure: reattore/colonne distillazione tramite ribollitori e condensatori.

Il rischio è quello di avere feedback positivo ed instabilità del processo.

L'eccessivo grado di integrazione energetica (vedi pinch technology) porta ad un'ottimizzazione spinta degli aspetti economici del processo e al contemporaneo degrado della controllabilità del processo. In questi casi può essere necessario introdurre correnti (quindi valvole) di bypass o scambiatori di calore ausiliari che ripristino un corretto comportamento dinamico del processo.

## 4. Definire la produzione

*Individuare le variabili che condizionano maggiormente la produttività del reattore e le variabili manipolabili che permettano di regolare nel modo migliore la quantità dei prodotti.*

Per incrementare la produzione occorre incrementare la velocità globale delle reazioni nel reattore. Ciò può essere ottenuto innalzando la temperatura, la concentrazione dei reagenti, il livello per reazioni in fase liquida, la pressione per reazioni in fase gas.

La temperatura è in genere la variabile dominante in un reattore.

Nei casi in cui ciò non sia vero esistono altre variabili dominanti quali: concentrazione del reagente limitante, portata di un iniziatore, quantità di catalizzatore, tempo di residenza, pressione, agitazione.

## 5. Controllare la qualità dei prodotti gestendo i vincoli

*Selezionare le valvole più opportune per controllare la qualità e rispettare al contempo i vincoli processistici e di legge.*

L'accoppiamento variabili manipolate – variabili controllate dovrebbe cercare di conseguire costanti di tempo ridotte, bassi tempi di ritardo ed elevati guadagni statici.

Così facendo si sta antepoendo il controllo di qualità a quello relativo ai bilanci materiali (Buckley, 1964).

## 6. Controllare almeno una portata in ogni riciclo e controllare le pressioni ed i livelli

*Un controllo di portata liquido deve essere presente in ogni loop di riciclo (per evitare l'effetto snowball).*

Al contempo la portata di un riciclo in fase gas può essere spinta al massimo, compatibilmente alla capacità del compressore, al fine di incrementare la resa del processo (Douglas, 1988).

Occorre quindi procedere ad individuare le valvole di regolazione che abbiano la maggiore azione sul controllo di livello o di pressione in ogni apparecchiatura che lo richieda (reattori, colonne, recipienti, serbatoi, ...).

## 7. Verificare i bilanci materiali

*Identificare come i componenti entrano, escono, vengono generati o sono consumati nel processo.*

Sia i prodotti che gli inerti debbono poter uscire dal processo. Ricordarsi anche dei componenti non reagiti.

Rammentare l'effetto **integrale** esercitato dalle correnti di riciclo.

Necessità di spurghi liquidi e gassosi.

La portata di spurgo viene identificata come quella capace di raggiungere un giusto compromesso tra costi di investimento e costi di esercizio (Douglas, 1988).

## 8. Controllare le singole operazioni unitarie

*Identificare i loop necessari a controllare ogni singola apparecchiatura.*

Esiste una quantità elevata di schemi di controllo proposti in letteratura per controllare in modo ottimale ogni singola apparecchiatura presente in un processo chimico.

## 9. Ottimizzare l'economia del processo e migliorarne la controllabilità

*Occorre infine determinare il miglior modo per sfruttare ed utilizzare gli eventuali gradi di libertà dell'impianto.*

I gradi di libertà possono essere le eventuali valvole non ancora utilizzate o alcuni setpoint da fissare a livello di controllo in supervisione.

È anche possibile introdurre dei nuovi gradi di libertà tramite correnti di bypass o scambiatori ausiliari.

# Bibliografia

- Buckley, P. "Techniques of Process Control", New York, Wiley, (1964)
- Douglas, J. "Conceptual Design of Chemical Processes", New York, McGraw-Hill, (1988)
- Luyben, W., Tyréus B. & Luyben, M. "Analysis of Control Structures for Reaction/Separation/Recycle Processes with Second-Order Reactions", *Ind. Eng. Chem. Res.*, **35**, 758-771, (1996)
- Luyben, W., Tyréus B. & Luyben, M. "Plantwide Control Design Procedure", *AIChE J.*, 43, 3161-3174, (1997)
- **Luyben W.L., B.D. Tyreus, M.L. Luyben, "Plantwide Process Control", McGraw-Hill, (1998)**
- Morud, J & Skogestad, S. "Dynamic Behavior of Integrated Plants", *J. Proc. Cont.*, **6**, 145-156, (1996)
- Shinskey, F. "Process Control Systems", New York, McGraw-Hill, (1988)
- Tyréus B. & Luyben, W. "Dynamics and Control of Recycle Systems: 4. Ternary Systems with One or Two Recycle Streams", *Ind. Eng. Chem. Res.*, **32**, 1154-1162, (1993)

