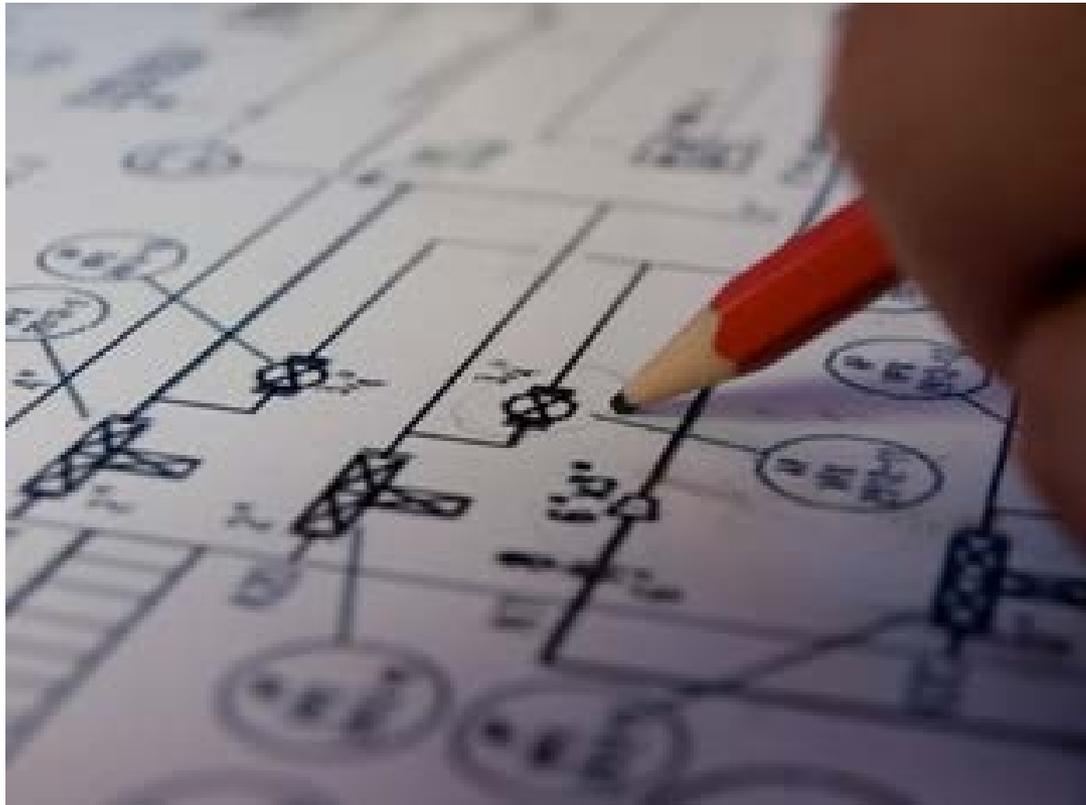


# Schemi di sistemi di controllo



Tutor: Andrea Isella

# Controllo di singole apparecchiature

Come discusso nelle lezioni precedenti, si rammenta come un controllore possa **operare** secondo due modalità distinte.

Problema di **servomeccanismo**: il controllore modifica la variabile manipolata per condurre il sistema verso un nuovo punto di consegna (*i.e.* setpoint) della variabile controllata.

Problema di **regolazione**: il controllore modifica la variabile manipolata per mantenere il sistema sullo stesso punto di consegna (*i.e.* setpoint) della variabile controllata opponendosi agli eventuali disturbi.



# Controllo di singole apparecchiature

In genere, una singola apparecchiatura non è caratterizzata da un'unica variabile controllata, bensì da un **insieme di variabili controllate**.

Si consideri, ad esempio, un flash. Se si scegliesse di controllare una sola variabile, come il livello della fase liquida al suo interno, le restanti variabili che caratterizzano tale unità (*e.g.*, pressione e temperatura) risulterebbero non controllate, producendo così una variazione **non controllata** nelle composizioni delle correnti in fase liquida e gassosa uscenti dal flash, alterando quindi la dinamica e le condizioni operative delle successive unità a valle della stessa.



# Controllo di singole apparecchiature

Per ovviare a questo inconveniente è necessario **controllare tutte le variabili** di una singola apparecchiatura che possano produrre una variazione indesiderata sulle variabili di output non controllabili o sulle variabili che richiedano lunghi tempi di misurazione. Un esempio potrebbe risiedere nel controllo della composizione di una miscela, in quanto un gascromatografo può richiedere tempi significativi (anche alcuni minuti) per fornire la misura.

A tale scopo è necessario introdurre il concetto di sintesi dei **SISTEMI DI CONTROLLO** per una singola apparecchiatura, o meglio la sintesi della migliore configurazione dei controllori preposti a regolare la dinamica di una singola apparecchiatura.

**N.B.:** controllare contemporaneamente tutte le variabili di un processo può rendere il problema del controllo **sovra-vincolato**.



# Metodologia

## 1. Determinare il numero di gradi di libertà

$$f = V - E$$

$f$  n° di gradi di libertà

$V$  n° di variabili indipendenti che descrivono il processo

$E$  n° di equazioni indipendenti che correlano fisicamente le variabili tra loro

**N.B.:** i gradi di libertà di un processo **dinamico** sono **uguali o maggiori** di quelli dello stesso processo in stato **stazionario**.

## 2. Determinare il numero di variabili controllate

$$VC = f - IE$$

$VC$  n° di variabili controllate

$f$  n° di gradi di libertà

$IE$  n° input determinati dal “mondo esterno” (e.g. apparecchiature a monte, disturbi)

**N.B.:** è fisicamente **impossibile controllare un numero maggiore** di variabili



# Metodologia

## 3. Selezionare le variabili controllate

La selezione di quali variabili controllare dipende dagli obiettivi del controllo. Diversi obiettivi di controllo portano a diverse sintesi di sistemi di controllo.

### Obiettivi di base del controllo:

- Resa di reazione/separazione
- Specifiche di qualità del prodotto
- Vincoli ambientali
- Condizioni operative di sicurezza
- Produttività desiderata

### Altri possibili obiettivi:

- Minimizzare il consumo energetico
- Massimizzare la resa
- Respingere i disturbi

## 4. Selezionare le variabili misurate

- Misure primarie: variabili controllate
- Misure secondarie: altre variabili ausiliarie, ridondanti, etc.



# Metodologia

## 5. Selezionare le variabili manipolate

$$VM \geq VC$$

Il numero minimo di variabili manipolate è uguale al numero di variabili controllate.

## 6. Selezionare la configurazione migliore

Il numero di possibili configurazioni è dato da tutte le combinazioni dei **pairing** variabile controllata - variabile manipolata.

$$N! \quad \text{con } N = VC = VM$$

### Criteri:

- scegliere la variabile manipolata in modo che abbia un **effetto diretto e rapido** sulla variabile controllata
- scegliere i pairing in modo che i **tempi morti** tra variabile manipolata e controllata siano **ridotti**
- scegliere i pairing in modo che l'**interazione** tra gli anelli di controllo sia **minima**



# Esempio: controllo di un serbatoio riscaldato

## 1. Determinare il numero di gradi di libertà

Numero di vincoli:

Bilancio materiale

$$A \frac{dh}{dt} = F_i - F$$

Bilancio entalpico

$$Ah \frac{dT}{dt} = F_i(T_i - T) + \frac{\dot{Q}}{\rho c_p}$$

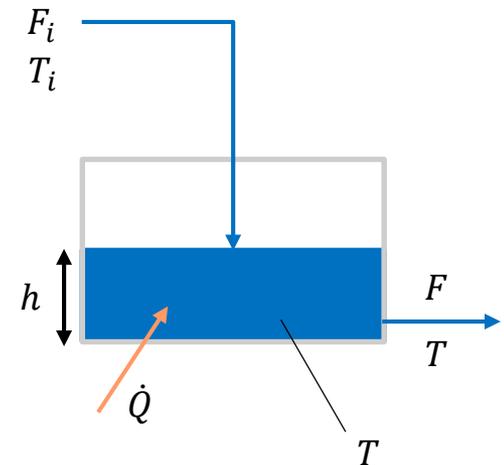
→  $E = 2$

Numero di variabili indipendenti:

$$h, T, F_i, F, T_i, \dot{Q}, A, \rho, c_p \quad \rightarrow \quad V = 9$$

Numero di gradi di libertà:

$$f = V - E = 7$$



# Esempio: controllo di un serbatoio riscaldato

## 2. Determinare il numero di variabili controllate

Numero di input determinati esternamente:

$A, c_p, \rho$  sono grandezze non modificabili o costanti fisiche.

Si assume che  $F_i, T_i$  siano determinati dalle apparecchiature a monte.

→  $IE = 5$

Numero di variabili controllate:

$$VC = f - IE = 2$$

## 3. Selezionare le variabili controllate

Da scegliere tra le variabili indipendenti non specificate dall'esterno:

$h, T, F, \dot{Q}$

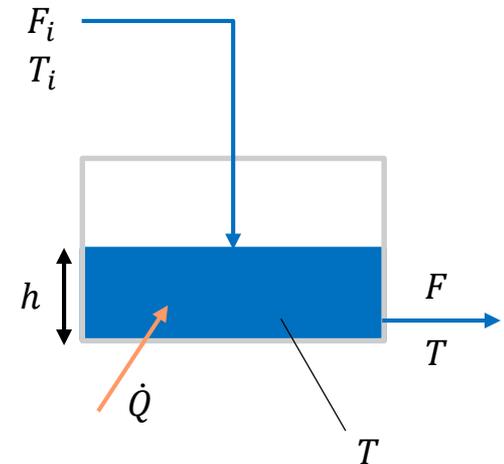
Variabili controllate:

$h, T$  Sono le variabili più importanti, che si desidera controllare

## 4. Selezionare le variabili misurate

Variabili misurate:

$h, T$  E' possibile misurare le variabili controllate in maniera diretta



# Esempio: controllo di un serbatoio riscaldato

## 5. Selezionare le variabili manipolate

Da scegliere tra le variabili indipendenti non specificate dall'esterno:  
 $h, T, F, \dot{Q}$

Variabili manipolate:

$F, \dot{Q}$

## 6. Selezionare la configurazione migliore

Variabili controllate  
 $h, T$



Variabili manipolate  
 $F, \dot{Q}$

Configurazioni possibili:

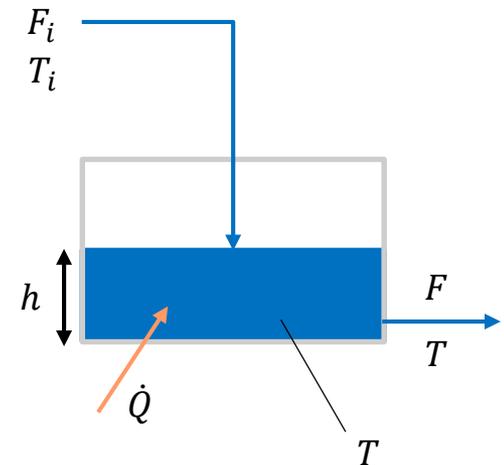
$$2! = 2$$

A

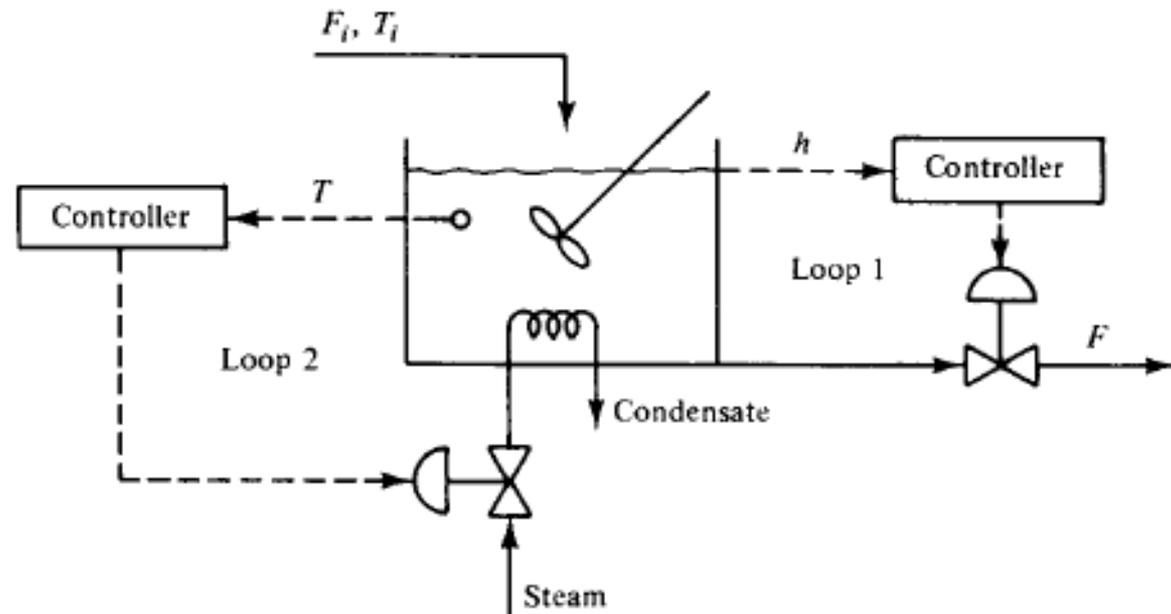
- Controllare  $h$  manipolando  $F$
- Controllare  $T$  manipolando  $\dot{Q}$

B

- Controllare  $T$  manipolando  $F$
- Controllare  $h$  manipolando  $\dot{Q}$



# Esempio: controllo di un serbatoio riscaldato



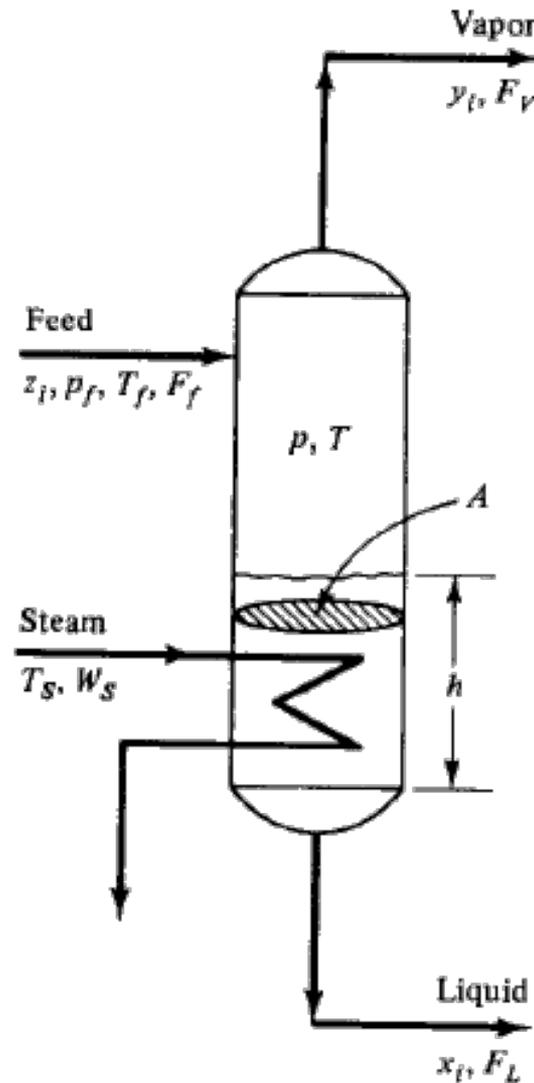
## Configurazioni possibili:

**A**

- Controllare  $h$  manipolando  $F$
- Controllare  $T$  manipolando  $\dot{Q}$

Azione più diretta e veloce

# Esempio: controllo di un flash non adiabatico



## 1. Determinare il numero di gradi di libertà

### Numero di vincoli:

Assumendo  $\rho / \rho_L / \rho_V$  costanti e trascurando il hold-up di vapore

Bilancio di massa totale 
$$A\rho_L \frac{dh}{dt} = \rho F_f - (\rho_V F_V + \rho_L F_L)$$

Bilancio di massa per ogni componente 
$$A\rho_L \frac{dhx_i}{dt} = \rho F_f z_i - (\rho_V F_V y_i + \rho_L F_L x_i)$$
  

$$i = 1, \dots, NC - 1$$

Bilancio entalpico 
$$c_{p,L} \rho A \frac{d(hT)}{dt} = c_{p,f} \rho F_f T_f - (c_{p,V} \rho_V F_V T + c_{p,L} \rho_L F_L T) + UA_S (T_S - T)$$

Equilibri liquido-vapore 
$$y_i = K_i(T, p)x_i \quad i = 1, \dots, NC$$

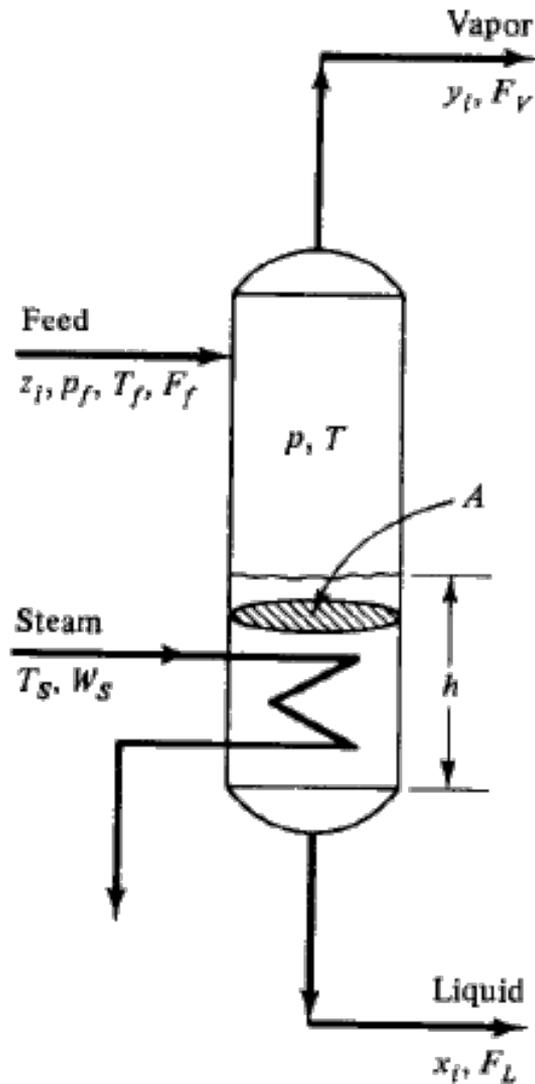
Vincoli sulle frazioni molari 
$$\sum_{i=1}^N x_i = 1$$
  

$$\sum_{i=1}^N y_i = 1$$

---

**Totale** 
$$E = 2NC + 3$$

# Esempio: controllo di un flash non adiabatico



## 1. Determinare il numero di gradi di libertà

Numero di variabili indipendenti:

$A, A_S, \rho/\rho_L/\rho_V, U, c_{p,L}, c_{p,f}, c_{p,V}, K_i(T, p)$  per  $i = 1, \dots, NC$   $NC + 7$   
 Valori costanti/noti nota:  $U = f(W_S, \dots)$

$T_f, T_S, z_i$  per  $i = 1, \dots, NC - 1$   $NC + 1$   
 Variabili specificate dall'esterno

$F_f, F_V, F_L, p, T, h, W_S, x_i$  e  $y_i$  per  $i = 1, \dots, NC$   $2NC + 7$   
 Variabili non specificate

---


$$V = 4NC + 15$$

Numero di variabili specificate esternamente:

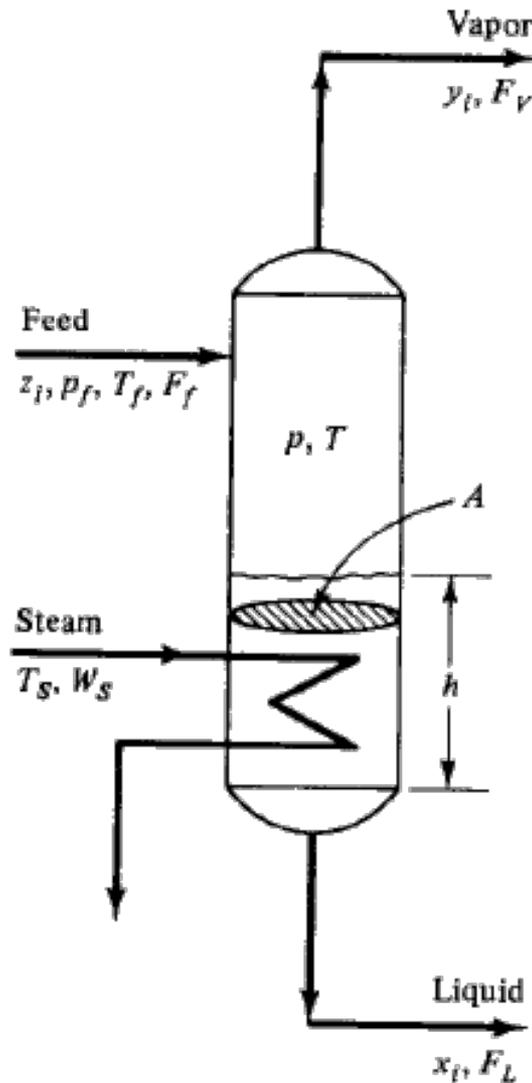
$$IE = 2NC + 8$$

Numero di gradi di libertà:

$$f = V - E = 2NC + 12$$



# Esempio: controllo di un flash non adiabatico



## 2. Determinare il numero di variabili controllate

Numero di variabili controllate:

$$VC = f - IE = (2NC + 12) - (2NC + 8) = 4$$

Controllando 4 delle variabili non specificate, l'apparecchiatura è completamente controllata

## 3. Selezionare le variabili controllate

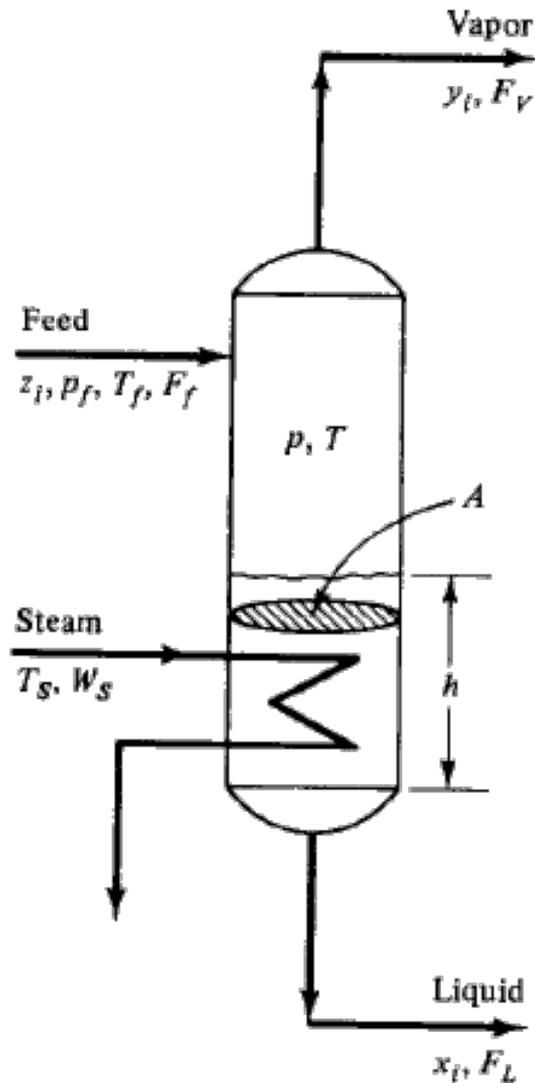
Da scegliere tra le variabili indipendenti non specificate dall'esterno:

$$F_f, F_V, F_L, p, T, h, W_S, x_i \text{ e } y_i \text{ per } i = 1, \dots, N$$

Variabili controllate:

- $p, T$  devono essere costanti per garantire la separazione desiderata
- $h$  deve rimanere entro certi limiti per garantire l'operabilità del flash
- Si può scegliere ad esempio di controllare  $F_f$  in modo da garantire una portata costante al flash. In alternativa, è possibile controllare  $F_V$  o  $F_L$ .

# Esempio: controllo di un flash non adiabatico



## 4. Selezionare le variabili misurate

Variabili controllate:  $p, T, F_f, h$ . Come misurarle?

Misure dirette: possono essere misurate direttamente in maniera affidabile.

**Variabili misurate:**

$p, T, F_f, h$

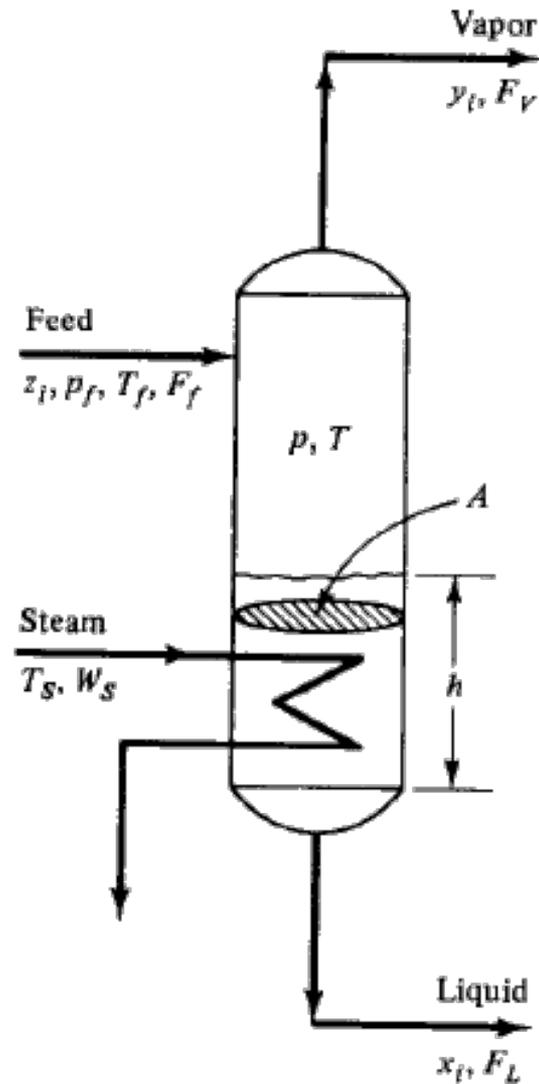
## 5. Selezionare le variabili manipolate

Da scegliere tra le variabili indipendenti non specificate dall'esterno:  $F_f, F_V, F_L, p, T, h, W_S, x_i$  e  $y_i$  per  $i = 1, \dots, N$

**Variabili manipolate:**

$F_f, F_V, F_L, W_S$

# Esempio: controllo di un flash non adiabatico



## 6. Selezionare la configurazione migliore

Variabili controllate  
 $p, T, F_f, h$



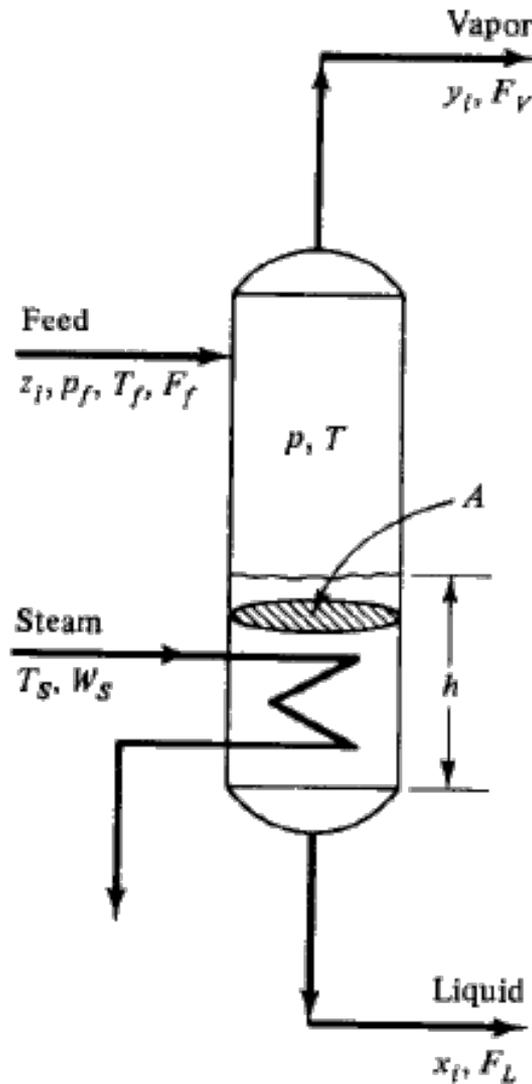
Variabili manipolate  
 $F_f, F_V, F_L, W_S$

Configurazioni possibili:

$$4! = 24$$

Configuration number	$F_f$ Control by:	$p$ Control by:	$T$ Control by:	$h$ Control by:
1	$F_f$	$F_L$	$W_S$	$F_V$
2	$F_f$	$F_L$	$F_V$	$W_S$
3	$F_f$	$F_V$	$W_S$	$F_L$
...				
24	$W_S$	$F_V$	$F_L$	$F_f$

# Esempio: controllo di un flash non adiabatico



## 6. Selezionare la configurazione migliore

- Controllo di  $T$ : gli effetti di  $F_f, F_V, F_L$  sono lenti e indiretti. Invece, l'effetto di  $W_S$  è diretto e più rapido.

$F_f$ Control by:	$p$ Control by:	$T$ Control by:	$h$ Control by:
$F_f$	$F_L$	$W_S$	$F_V$
$F_f$	$F_V$	$W_S$	$F_L$
$F_L$	$F_f$	$W_S$	$F_V$
$F_L$	$F_V$	$W_S$	$F_f$
$F_V$	$F_f$	$W_S$	$F_L$
$F_V$	$F_L$	$W_S$	$F_f$

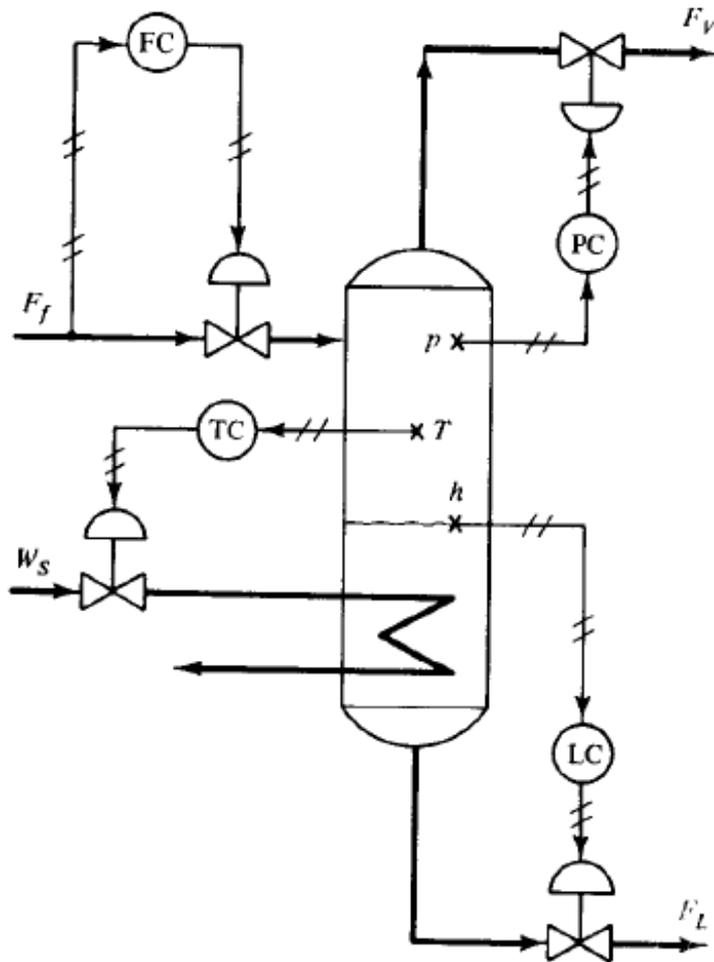
- Controllo di  $p$ : gli effetti di  $W_S, F_L$  sono lenti e indiretti. Conviene invece manipolare  $F_f, F_V$ .

$F_f$ Control by:	$p$ Control by:	$T$ Control by:	$h$ Control by:
$F_f$	$F_V$	$W_S$	$F_L$
$F_L$	$F_f$	$W_S$	$F_V$
$F_L$	$F_V$	$W_S$	$F_f$
$F_V$	$F_f$	$W_S$	$F_L$

- Tra le configurazioni restanti sembra la migliore:
  - $F_f$  è manipolata direttamente
  - $F_L$  permette un controllo rapido del livello  $h$
  - $F_V$  ha un'azione rapida su  $p$

# Esempio: controllo di un flash non adiabatico

## 6. Selezionare la configurazione migliore



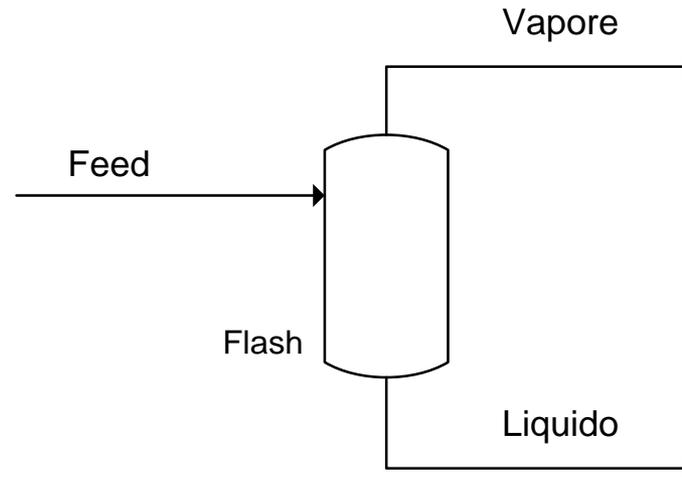
$F_f$ Control by:	$p$ Control by:	$T$ Control by:	$h$ Control by:
$F_f$	$F_v$	$W_s$	$F_L$



# Flash / Serbatoio

# Sistema di controllo di un flash

Il **flash** è una semplice apparecchiatura che permette una separazione tra una o più fasi liquide e una fase gassosa.



Per un controllo efficace di tale dispositivo è necessario identificare le variabili principali che permettono di determinare la dinamica dell'apparecchiatura *a priori*: il **livello** del flash, la sua **portata** entrante e la sua **pressione**.

# Sistema di controllo di un flash

## 1. Determinare il numero di gradi di libertà

### Numero di vincoli:

Assumendo  $\rho/\rho_L/\rho_V$  costanti e trascurando il hold-up di vapore

Bilancio di massa totale  $A\rho \frac{dh}{dt} = \rho F_f - (\rho_V F_V + \rho_L F_L)$

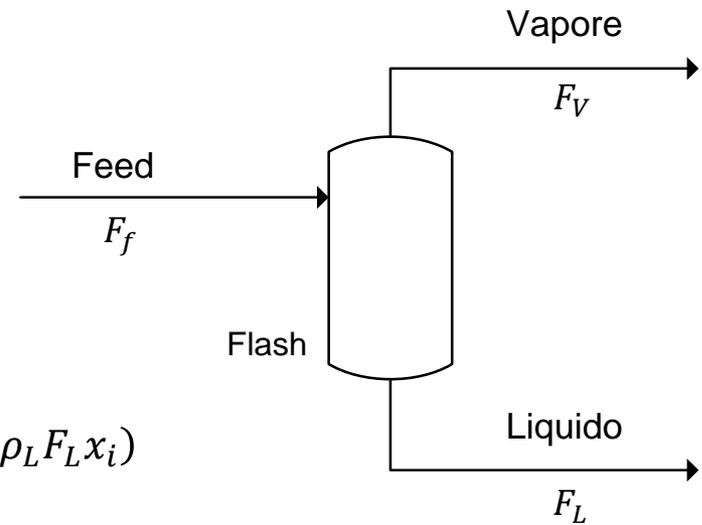
Bilancio di massa per ogni componente  $A\rho \frac{dhx_i}{dt} = \rho F_f z_i - (\rho_V F_V y_i + \rho_L F_L x_i)$   
 $i = 1, \dots, NC - 1$

Bilancio entalpico  $c_{p,L}\rho A \frac{d(hT)}{dt} = c_{p,f}\rho F_f T_f - (c_{p,V}\rho F_V T + c_{p,L}\rho F_L T)$

Equilibri liquido-vapore  $y_i = K_i(T, p)x_i \quad i = 1, \dots, NC$

Vincoli sulle frazioni molari  $\sum_{i=1}^N x_i = 1$   
 $\sum_{i=1}^N y_i = 1$

**Totale**  $E = 2NC + 3$



# Sistema di controllo di un flash

## 1. Determinare il numero di gradi di libertà

Numero di variabili indipendenti:

$A, \rho/\rho_L/\rho_V, c_{p,L}, c_{p,f}, c_{p,V}, K_i(T, p)$  per  $i = 1, \dots, NC$   
Valori costanti/noti

$T_f, z_i$  per  $i = 1, \dots, NC - 1$   
Variabili specificate dall'esterno

$F_f, F_V, F_L, p, T, h, x_i$  e  $y_i$  per  $i = 1, \dots, NC$   
Variabili non specificate

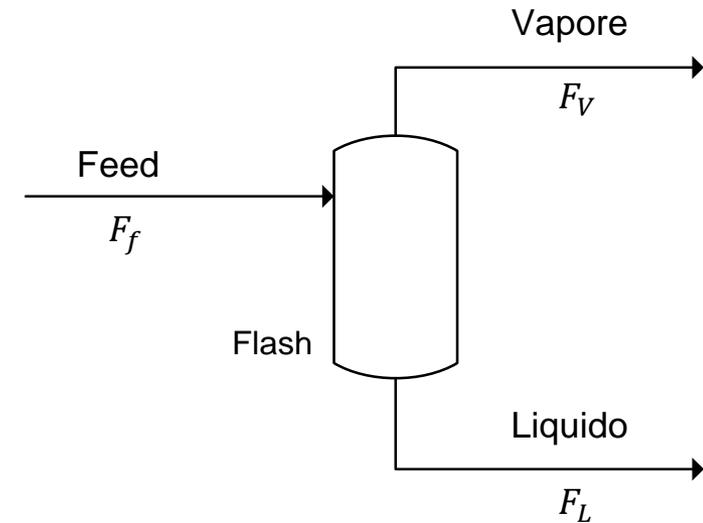
$$NC + 5$$

$$NC$$

$$2NC + 6$$

---


$$V = 4NC + 11$$



Numero di variabili specificate esternamente:

$$IE = 2NC + 5$$

Numero di gradi di libertà:

$$f = V - E = 2NC + 8$$

## 2. Determinare il numero di variabili controllate

Numero di variabili controllate:

$$VC = f - IE = (2NC + 8) - (2NC + 5) = 3$$

# Sistema di controllo di un flash

Sarà quindi necessario inserire tre diversi controllori:

- **FC** (*Flow Controller*): la sua variabile misurata è la **portata massiva** mentre la sua variabile manipolata è la percentuale di apertura della valvola che intercetterà il flusso materiale entrante nel flash; il controllo ha un'azione di tipo **inverso**: se la portata misurata risultasse **maggiore** rispetto al *set point*, per contrastare tale deviazione si dovrebbe **diminuire** la percentuale di apertura della valvola.
- **PC** (*Pressure Controller*): il controllore ha come input la misura della **pressione** all'interno dell'apparecchiatura e come output la frazione di apertura della valvola controllata, situata sulla linea del vapore uscente dal flash; il controllo ha un'azione di tipo **diretto**. Tramite il controllo di tale variabile nel vessel è possibile un controllo "implicito" sulla temperatura: infatti, considerando una semplice equazione di stato, a parità di volume e quantità di materia all'interno del flash, un aumento di pressione comporterebbe un incremento di temperatura.



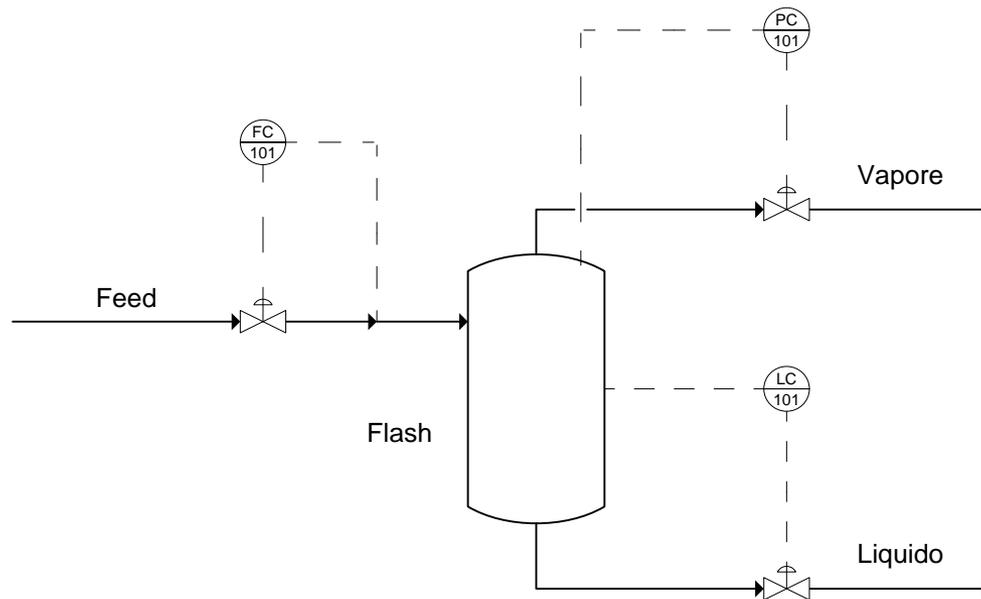
# Sistema di controllo di un flash

- **LC** (*Level Controller*): il controllore ha come input la misura del **livello di battente liquido** all'interno del flash e come output la frazione di apertura della valvola controllata, situata sulla linea del liquido uscente dal flash; il controllo ha un'azione di tipo **diretto**: se la variabile misurata è maggiore rispetto al *set point*, viene aumentata la percentuale di apertura della valvola controllata. L'impiego di questo loop di controllo limita i problemi che comportano una mancanza di fase liquida (discontinuità della produttività, con ripercussione del disturbo sulle apparecchiature a valle del flash) oppure quelli derivanti da una completa saturazione del dispositivo da parte della fase a maggior densità (esiste addirittura il pericolo di cedimento strutturale a causa di un massiccio aumento di pressione).



# Sistema di controllo di un flash

Una volta identificati i controllori necessari, la configurazione del sistema di controllo sarà la seguente:





# Scambiatori di calore

# Classificazione degli scambiatori di calore

Esistono due tipologie di scambiatori:

1. **Scambiatori con utility**
2. **Scambiatori P/P (i.e. processo/processo)**

Esempi di **scambiatori con utility**:

ribollitori, condensatori, fornaci, scambiatori elettrici, cicli frigoriferi...

Obiettivo del sistema di controllo della singola unità: regolare la quantità di calore fornita o sottratta.

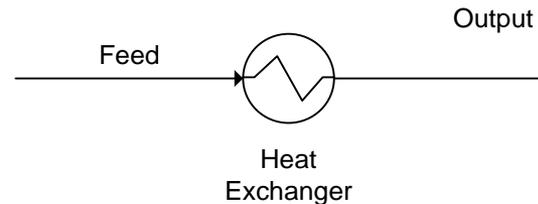
Si ottiene ciò misurando la temperatura di una corrente di processo e manipolando la portata di una *utility*.

Un controllore convenzionale di tipo PI è di solito adeguato anche se l'azione derivativa (D) può compensare il ritardo introdotto dal pozzetto termometrico.



# Scambiatori di calore con utility

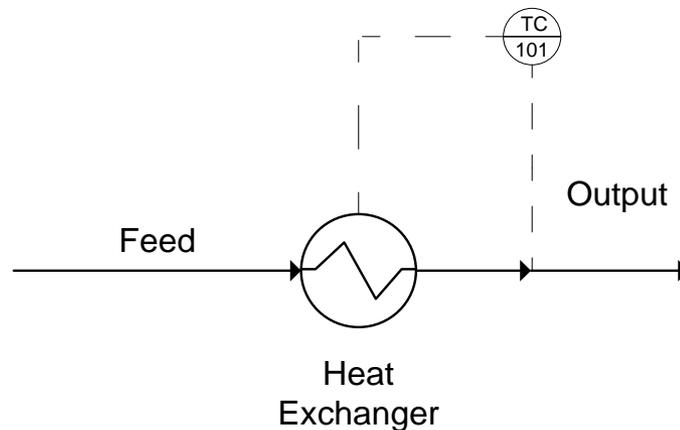
Lo scambiatore di calore prevede il contattamento indiretto tra due fluidi, ovvero una corrente del processo e un fluido “standard” definito utility, ovvero vapore ad alta/media pressione nel caso di riscaldamento oppure acqua o aria qualora si volesse effettuare un raffreddamento del fluido di processo.



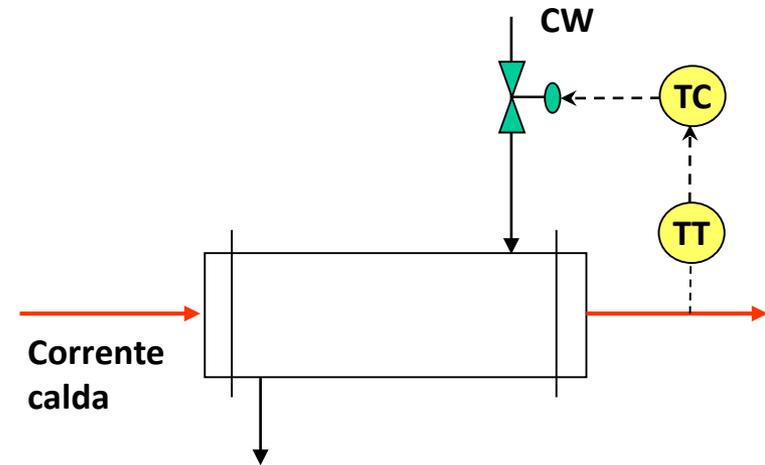
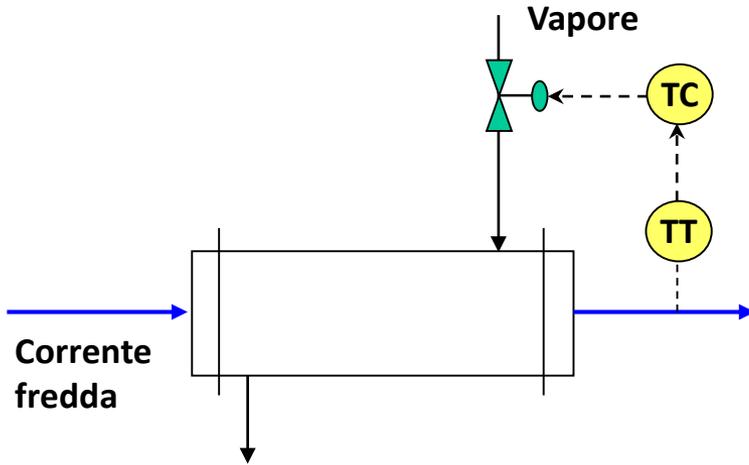
Per un controllo efficace di tale dispositivo è necessario identificare le variabili principali che permettono di determinare la dinamica dell'apparecchiatura *a priori*. In questo caso sarà necessario monitorarne solo la **temperatura**.

# Scambiatori di calore con utility

Per controllare adeguatamente questo tipo di apparecchiatura è necessaria una termocoppia: il controllore associato viene attivato da un segnale di input, ovvero una misura della **temperatura** della corrente di processo fornita da tale strumento; in seguito, si procede ad un confronto tra il valore proveniente dalla termocoppia ed un valore ottimale di tale variabile (*set point*); l'output di tale dispositivo viene così inviato alla valvola che controlla la portata di fluido ausiliario. Lo schema di controllo risultante è il seguente:

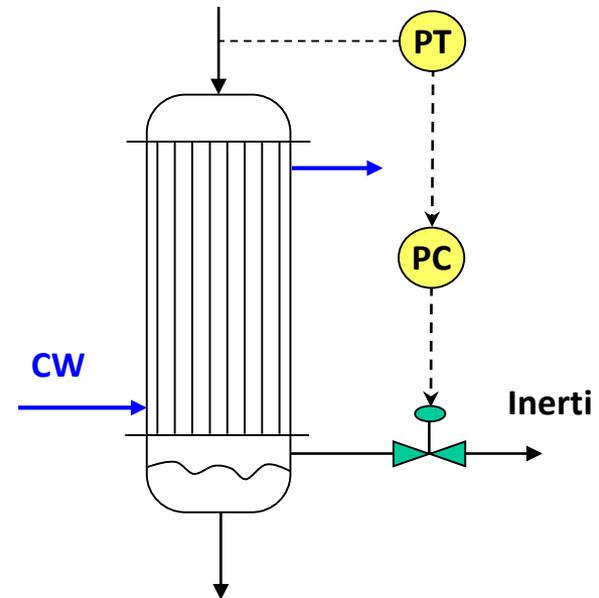


# Scambiatori di calore con utility



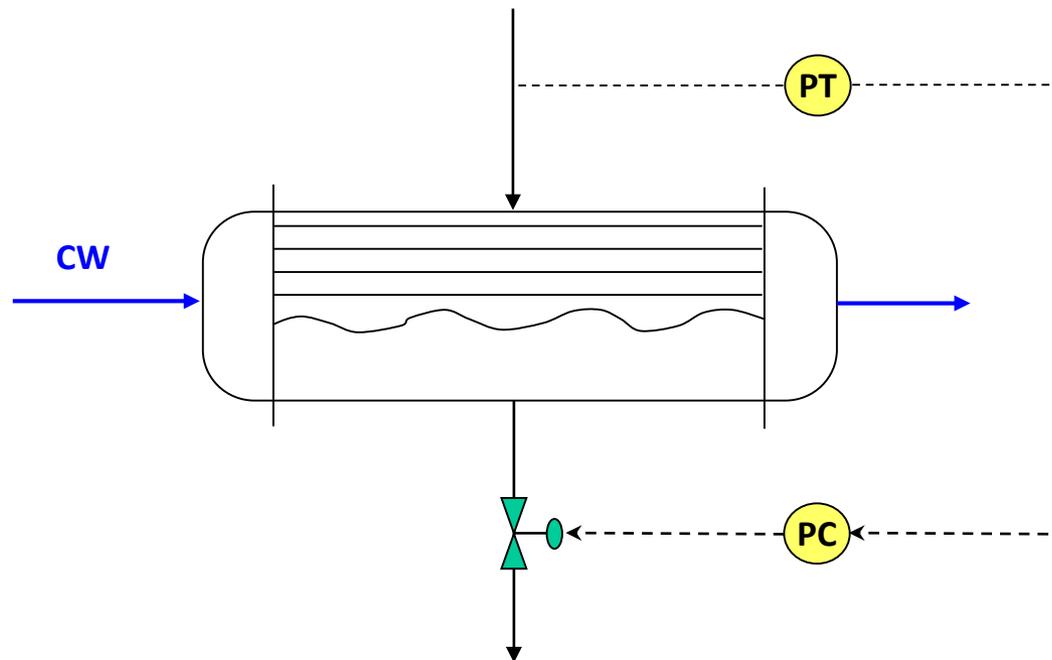
In certe situazioni NON si regola l'utility che viene mantenuta costante (valvola tutta aperta).

Nel **condensatore** qui riportato si regola la pressione di esercizio manipolando la concentrazione di inerti tramite il loro spurgo.



# Scambiatori di calore con utility

Se NON ci sono inerti è possibile modificare il coefficiente di scambio termico tramite un controllo di pressione che modifica il livello di liquido nel condensatore totale.



**N.B.** La temperatura finale del fluido condensato varia con il valore di pressione mantenuta nel condensatore.

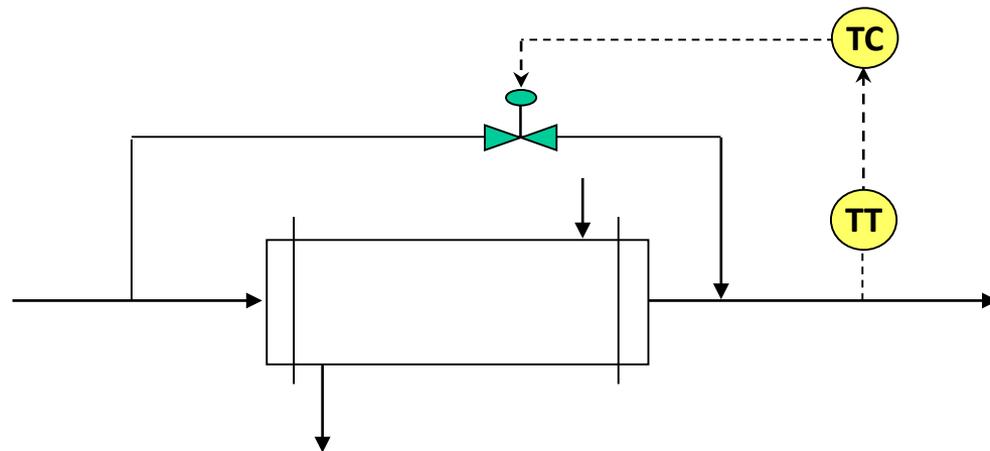
# Scambiatori di calore P/P

Gli scambiatori P/P permettono di scambiare calore utilizzando soltanto correnti di processo. Si evitano così le correnti ausiliarie.

Dato uno scambiatore è possibile controllare le due temperature di uscita manipolando le portate delle due correnti entranti.

**Problema:** In generale NON è possibile manipolare entrambe le portate di ingresso

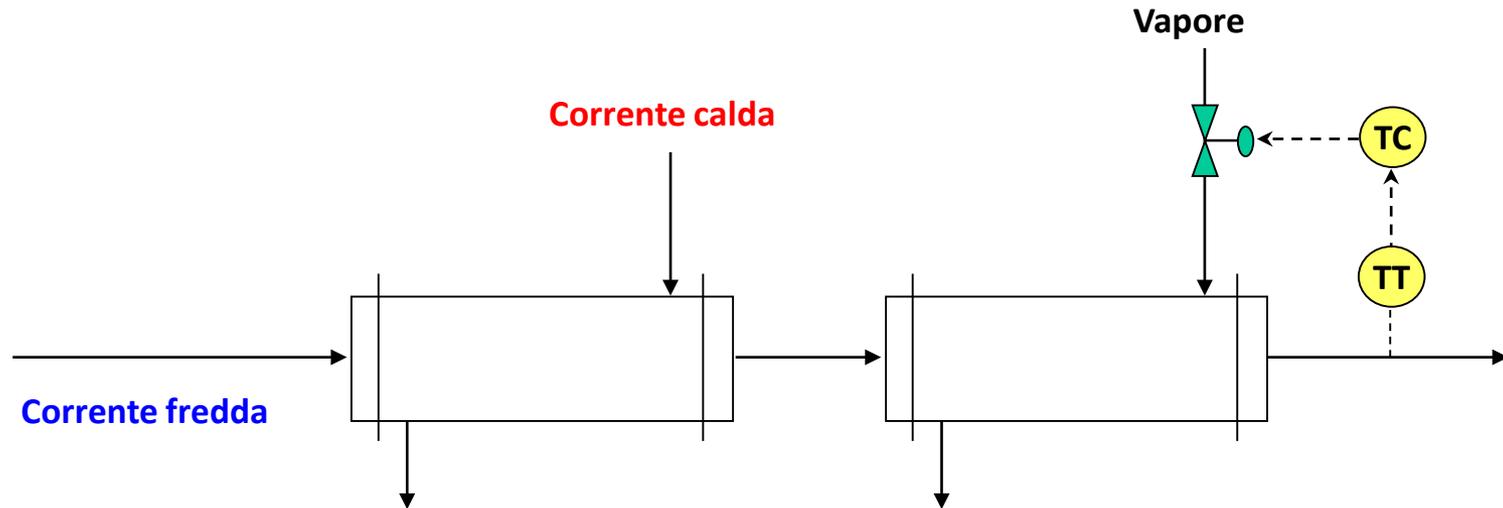
**Soluzione #1:** Si sovradimensiona lo scambiatore e si introduce una corrente di bypass controllando così **una** delle due temperature di uscita



# Scambiatori di calore P/P

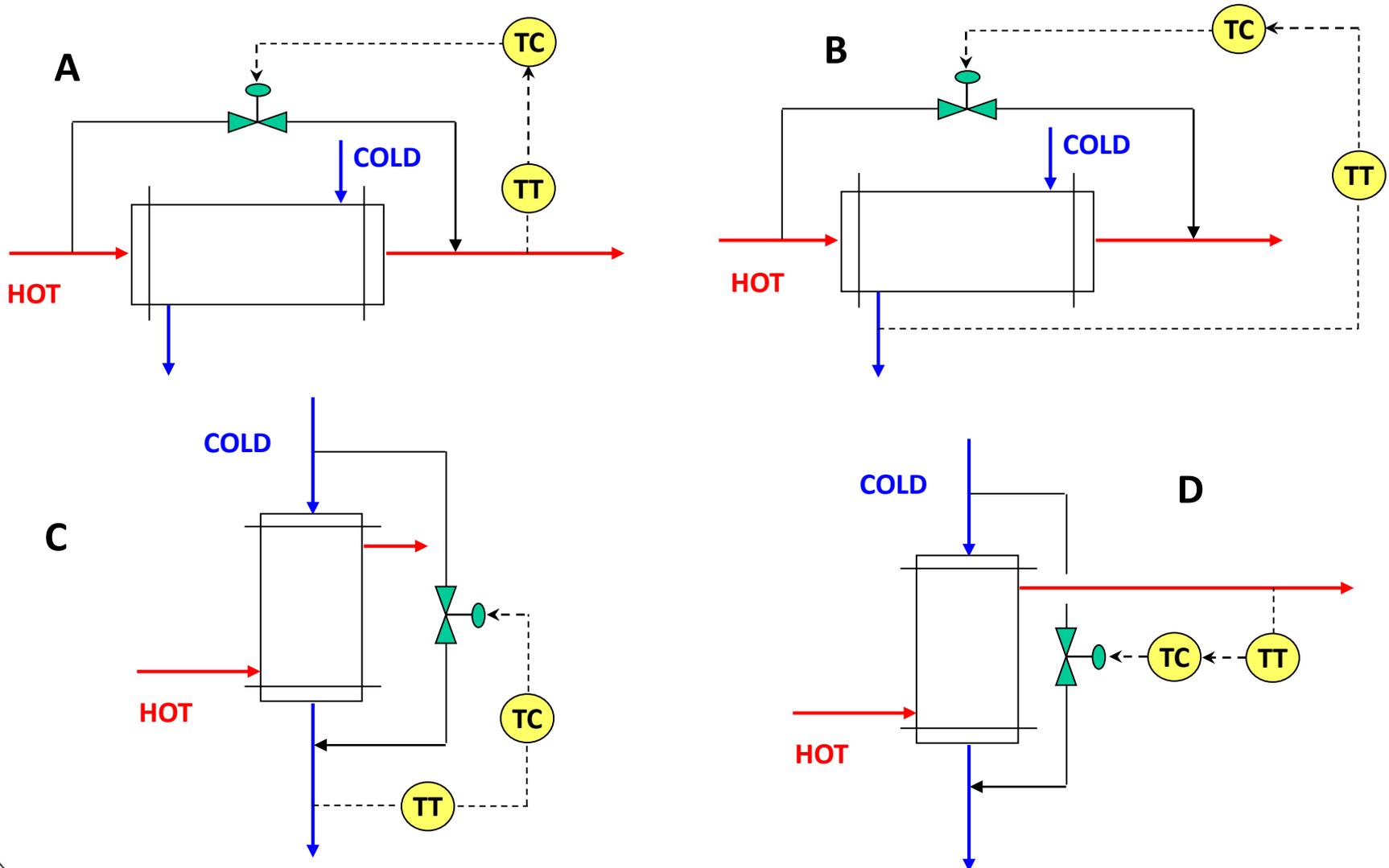
## Soluzione #2:

È possibile affiancare allo scambiatore P/P uno scambiatore con utility



# Scambiatori di calore P/P con bypass

Esistono almeno quattro alternative:

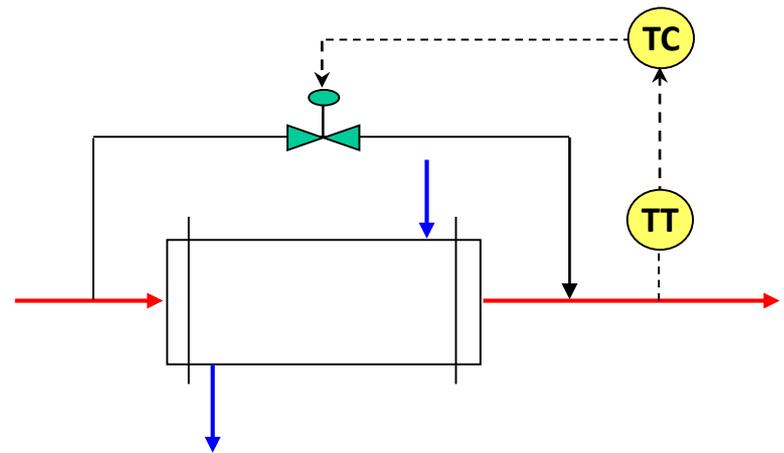


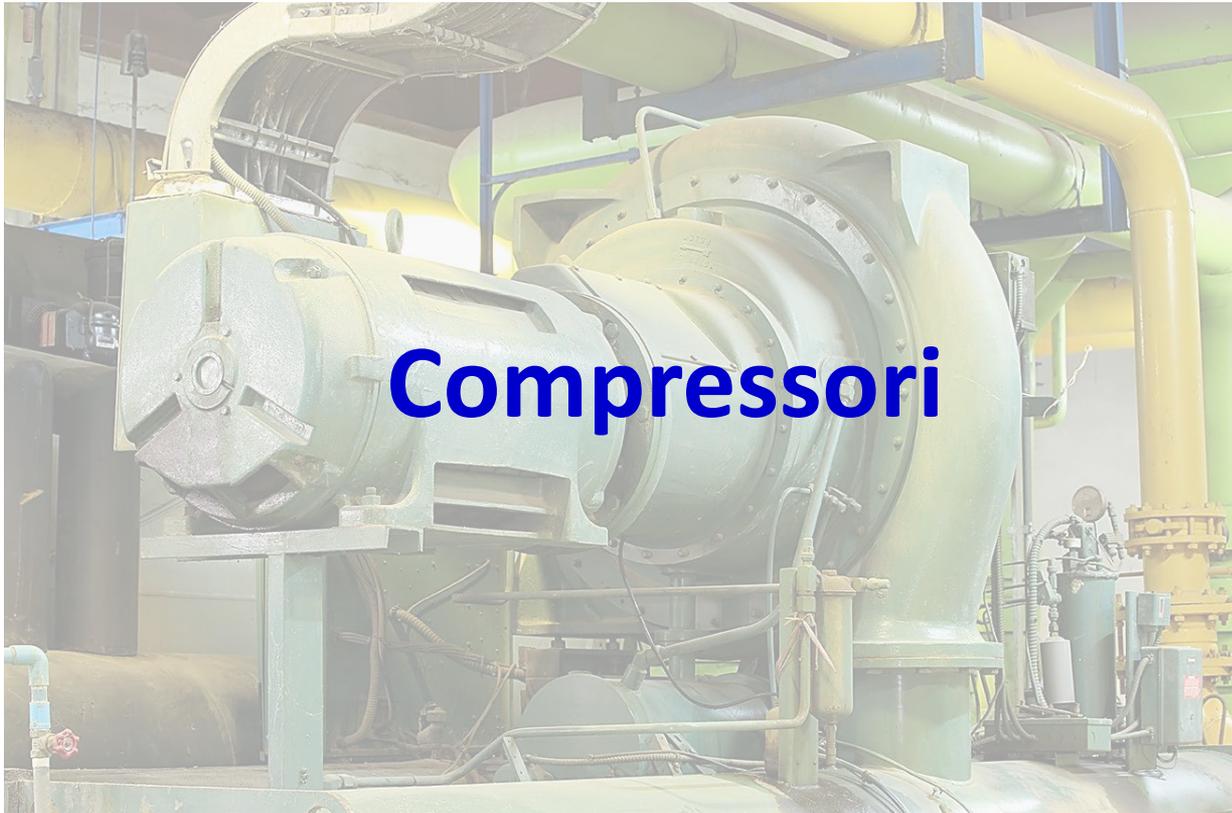
# Scambiatori di calore P/P con bypass

Quale l'alternativa migliore tra A, B, C, D ?

- A livello di **progettazione** è meglio bypassare la corrente FREDDA in quanto è meno costoso misurare e manipolare il fluido a bassa temperatura
- A livello **economico** la scelta dovrebbe cadere sul bypass della corrente più PICCOLA
- A livello di **controllo** dovremmo misurare la corrente più significativa e operare il bypass sullo stesso lato dove controlliamo (opzioni A e C). In questo modo riduciamo i tempi di risposta del sistema

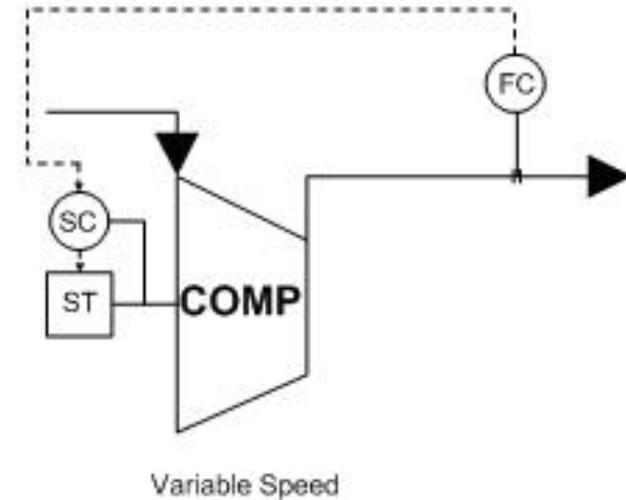
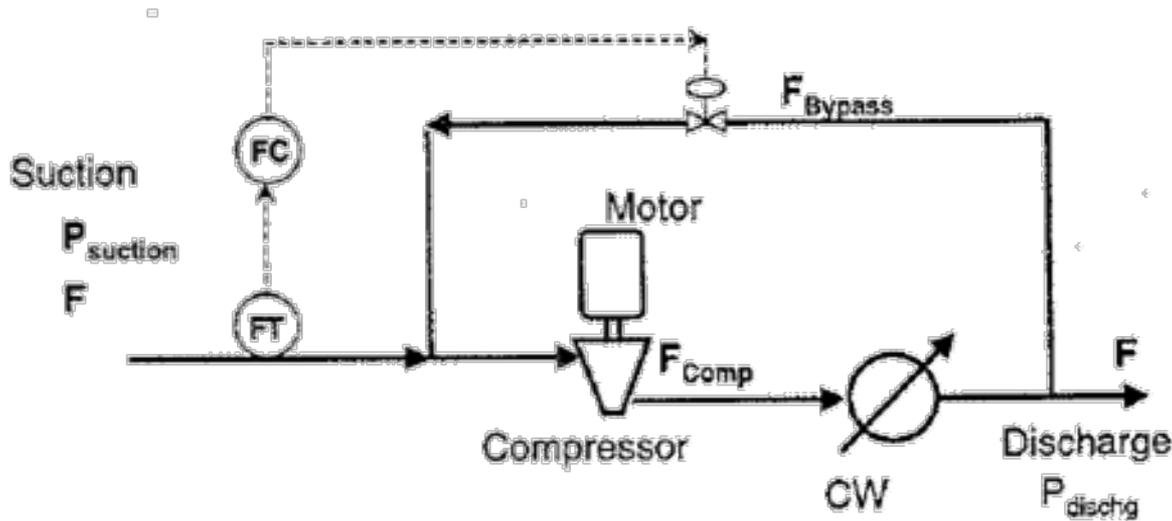
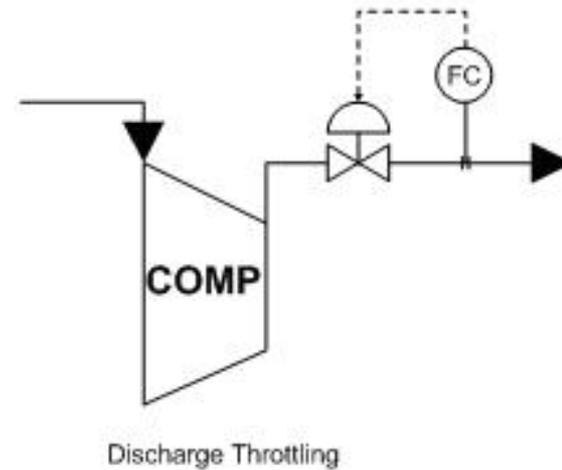
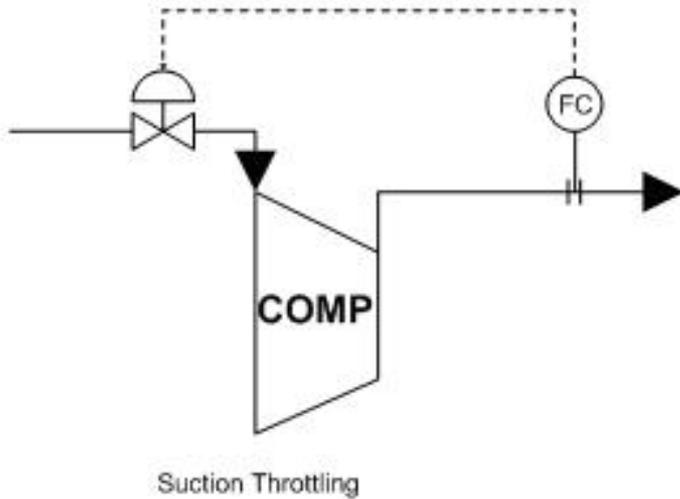
Anche se il problema è aperto in genere si *bypassa* la corrente di cui si desidera controllare la temperatura.



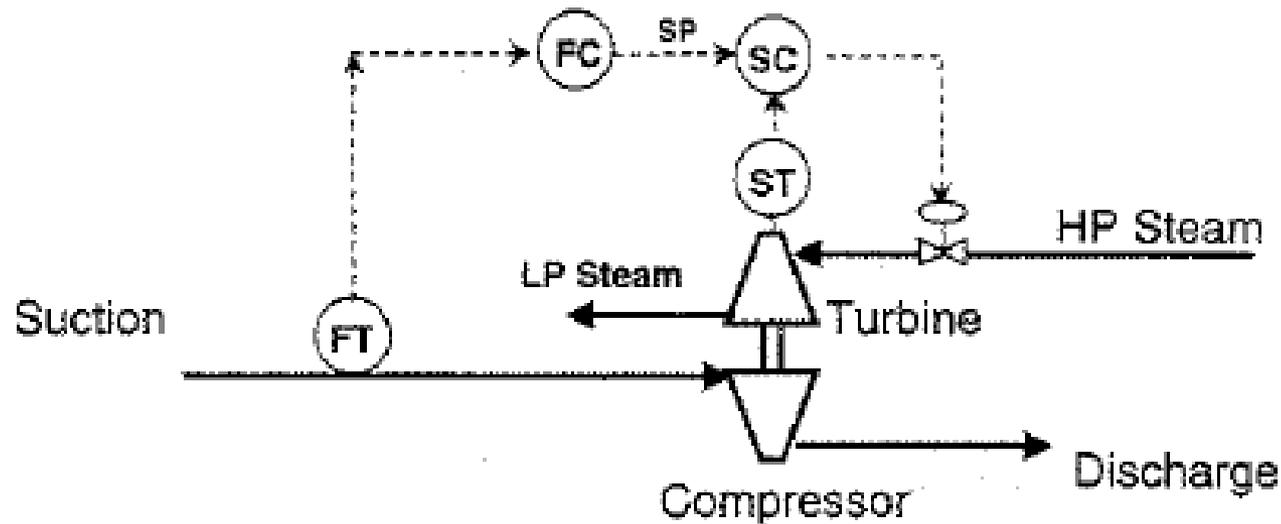


# Compressori

# Configurazione di loop di controllo



# Configurazione di loop di controllo



## Controllo a cascata:

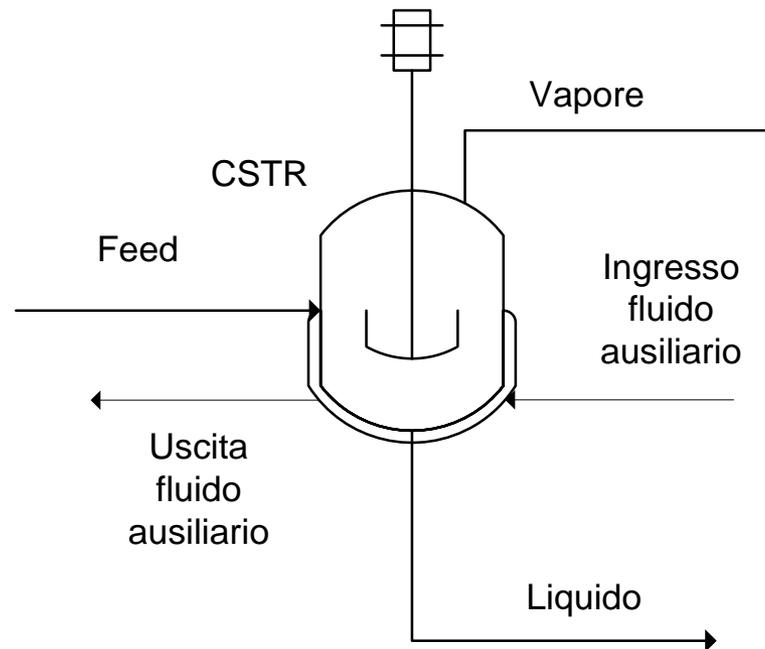
- Il controllore di portata (FC) impone il setpoint a un controllore di velocità (SC)
- Il controllore di velocità (SC) manipola la portata di vapore alla turbina



# Reattori

# Sistema di controllo di una reattore CSTR

Un reattore CSTR (*Continuous Stirred-Tank Reactor*) è un reattore continuo ideale costituito da un serbatoio alimentato da flusso (generalmente costante) di reagenti e dotato di un sistema di agitazione. Talvolta tale reattore è ricoperto da una “camicia”, in modo tale che nell’intercapedine che si viene a creare tra il reattore stesso e la camicia esterna venga fatto fluire un fluido refrigerante, in modo tale da uniformare la temperatura all’interno del reattore stesso.



# Sistema di controllo di una reattore CSTR

Un sistema di controllo di un reattore CSTR prevede tipicamente:

- **PC** (*Pressure Controller*), che prevede come variabile di processo la misura della pressione all'interno del serbatoio e come variabile manipolata il grado di apertura della valvola che intercetta la linea del vapore.
- **TC** (*Temperature Controller*), che prevede come variabile di processo la misura della temperatura all'interno del serbatoio e come variabile manipolata il grado di apertura della valvola che intercetta la linea del fluido refrigerante ausiliario. Tale variabile risulta di fondamentale importanza in quanto da un buon controllo su tale variabile risulta un buon controllo sulla cinetica di reazione, e quindi sulla composizione uscente dal reattore.



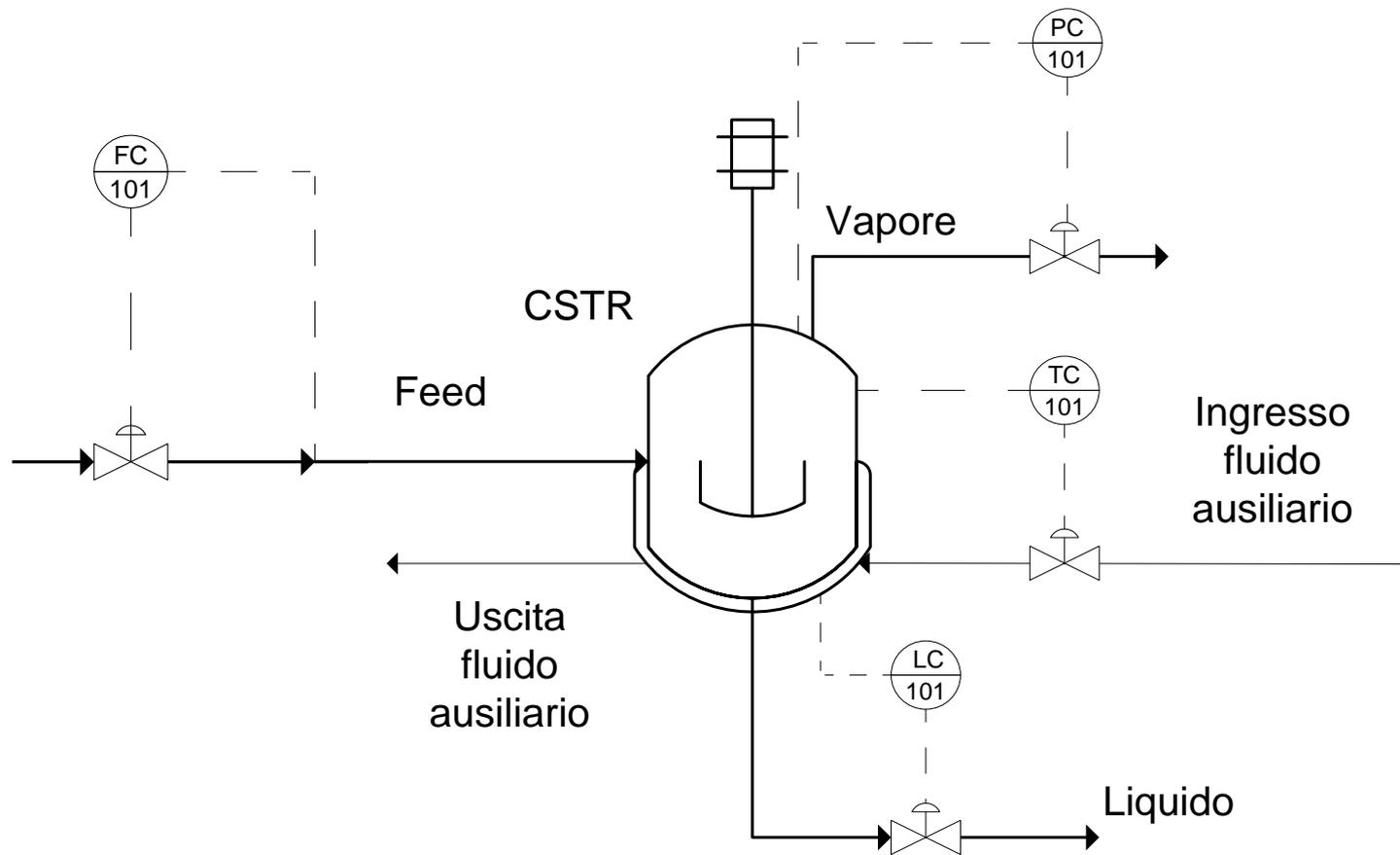
# Sistema di controllo di una reattore CSTR

- **LC** (*Level Controller*), che prevede come variabile di processo la misura del livello all'interno del serbatoio e come variabile manipolata il grado di apertura della valvola che intercetta la linea del liquido.
- **FC** (*Flow Controller*): la sua variabile misurata è la portata massiva mentre la sua variabile manipolata è la frazione di apertura della valvola che intercetterà il flusso materiale entrante nel reattore.



# Sistema di controllo di una reattore CSTR

La configurazione del sistema di controllo risulterà quindi la seguente:



# Controllo di reattori CSTR

Il controllo di temperatura è uno dei più importanti sia per reattori adiabatici che per quelli dotati di scambio termico.

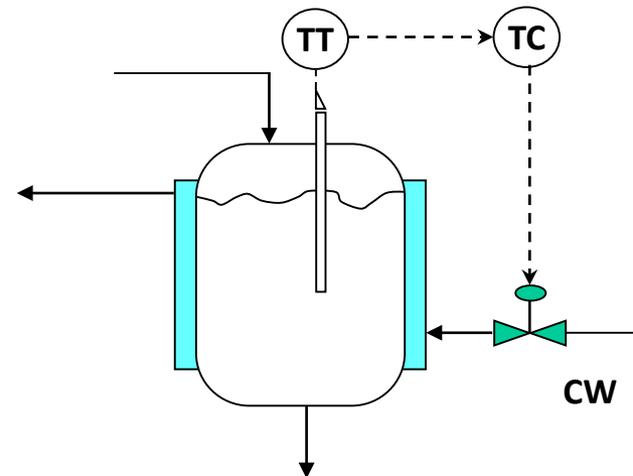
Controllo di temperatura tramite **camicia**:

## Vantaggi:

- Assenza di contaminazione
- Assenza di organi interni al reattore

## Svantaggi:

- La portata di fluido refrigerante può NON essere adeguata al raffreddamento del reattore
- Il guadagno tra portata refrigerante e calore trasferito varia NON linearmente con il carico → difficoltà di tuning del sistema di controllo



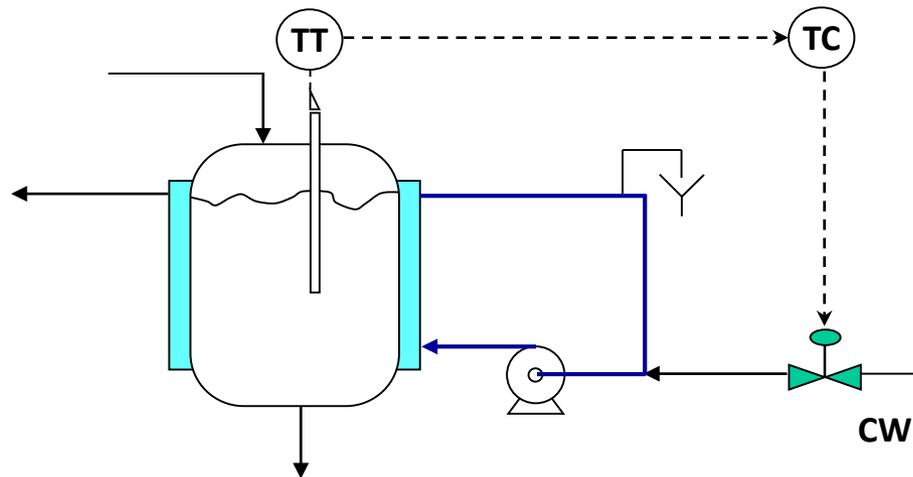
# Controllo di reattori CSTR

Soluzione: incremento della portata di refrigerante tramite riciclo

Vantaggi: coefficiente di scambio termico costante

temperatura nella camicia più uniforme

Problema: maggiore inerzia del sistema.



Se il loop di controllo ha un guadagno basso il sistema è lento, in caso contrario può presentare sovrarisposta (overshoot) con comportamento sottosmorzato (underdamped) cioè oscillante.

# Controllo di reattori CSTR

Nel caso sia necessaria un'area di scambio maggiore è possibile operare con un serpentino direttamente a contatto con l'ambiente di reazione

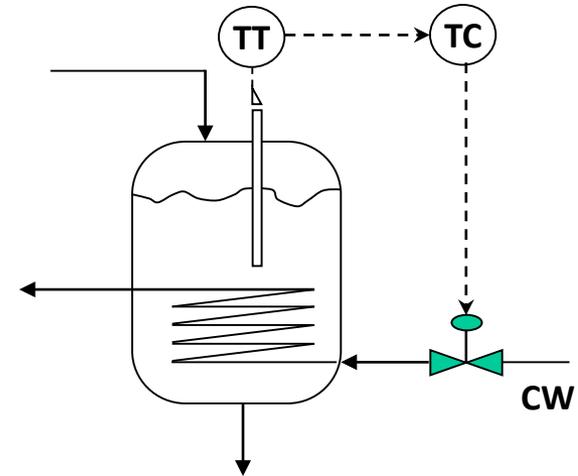
Controllo di temperatura tramite **serpentino**

## Vantaggi:

- Assenza di movimentazione del contenuto del reattore
- Responsività del sistema sufficientemente elevata

## Svantaggi:

- Possibilità di perdite dal serpentino con contaminazione dei prodotti
- Agitazione e miscelazione interna più complicati
- Incrostazioni e possibili surriscaldamenti → controllo di livello



# Controllo di reattori CSTR

Un'alternativa è quella di portare il fluido al di fuori del reattore

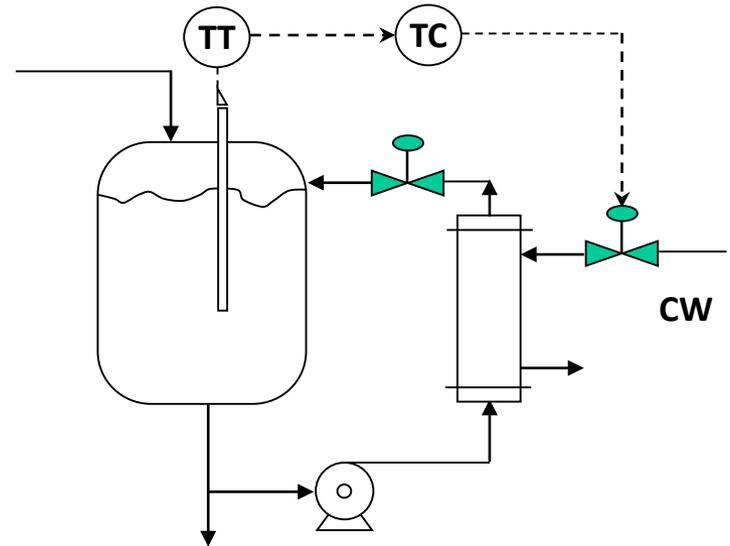
Controllo di temperatura tramite  
**scambiatore esterno**

## Vantaggi:

- L'area di scambio può essere grande a piacere
- La circolazione contribuisce al *backmixing*

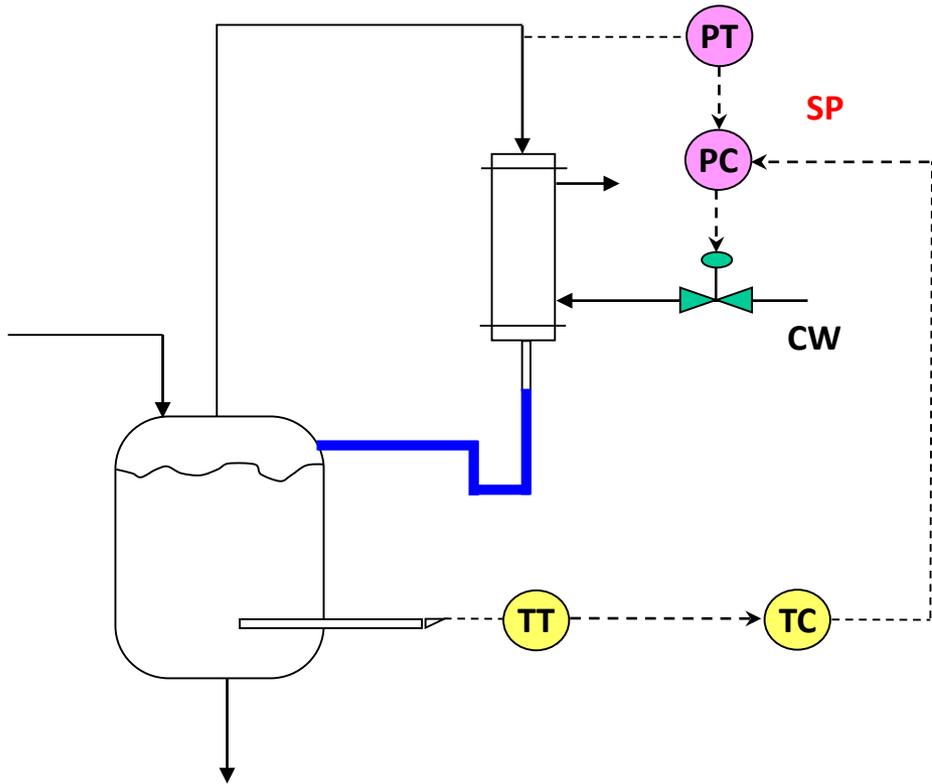
## Svantaggi:

- Occorre pompare (liquidi) o comprimere (gas) al di fuori del reattore
- Si introduce *ritardo* nel sistema



# Controllo di reattori CSTR

Se nel reattore si ha un componente o un solvente al punto di bolla è possibile aggiungere un condensatore che sottragga calore all'ambiente di reazione.



Problemi:

Occorre mantenere il condensatore sufficientemente in alto per assicurare un'adeguata colonna di liquido di ritorno

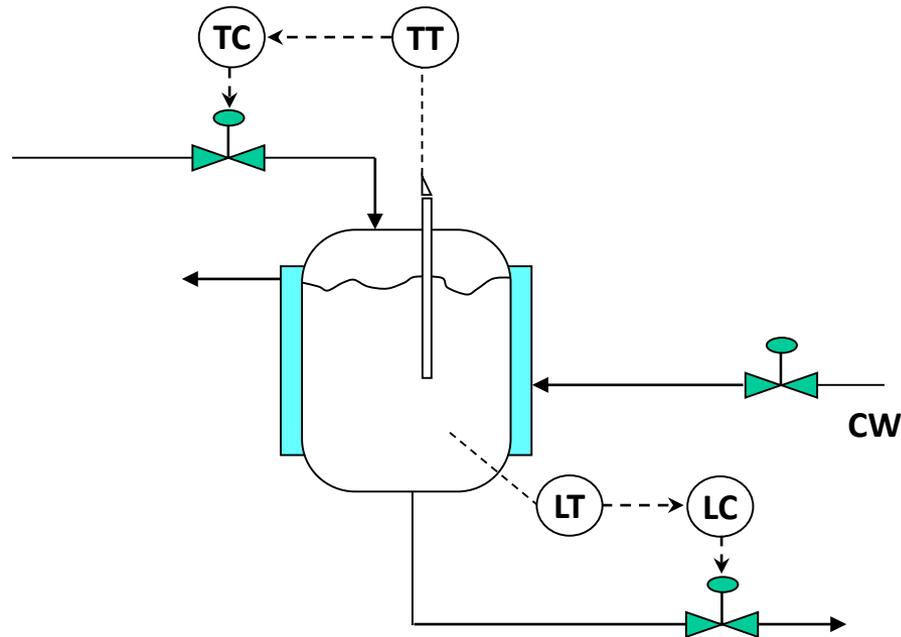
Occorre evitare il flooding di liquido nel condensatore

Occorre prevedere uno spurgo per gli incondensabili

Occorre aggiungere una camicia per raffreddare il reattore durante lo spegnimento dello stesso, quando cioè non c'è più produzione sufficiente di vapore

# Controllo di reattori CSTR

In alcuni casi il controllo di temperatura di un CSTR non può essere effettuato tramite manipolazione del refrigerante (ad esempio se si hanno pareti con spessori molto elevati). In questi casi si manipola la portata di reagente (quello limitante) o di catalizzatore/iniziatore.



# Controllo di reattori PFR

È interessante ed efficiente operare con un PFR equivalente ad uno scambiatore *shell & tube* dove la reazione avviene nei tubi (eventualmente con catalizzatore) mentre lato mantello scorre il fluido refrigerante/riscaldante.

**PROBLEMA #1:** Quale temperatura controllare ?

**SOLUZIONE:**

Quella di uscita → è comoda perché evita di inserire termocoppie nell'ambiente di reazione

Quella di picco nel reattore → se il picco dipende dalle condizioni operative

Dato che il picco di temperatura può muoversi lungo il reattore, è necessario introdurre longitudinalmente alcune termocoppie individuando quella a temperatura maggiore tramite un opportuno selettore.



# Controllo di reattori PFR

**PROBLEMA #2:** Come introdurre il refrigerante ?

## **SOLUZIONE:**

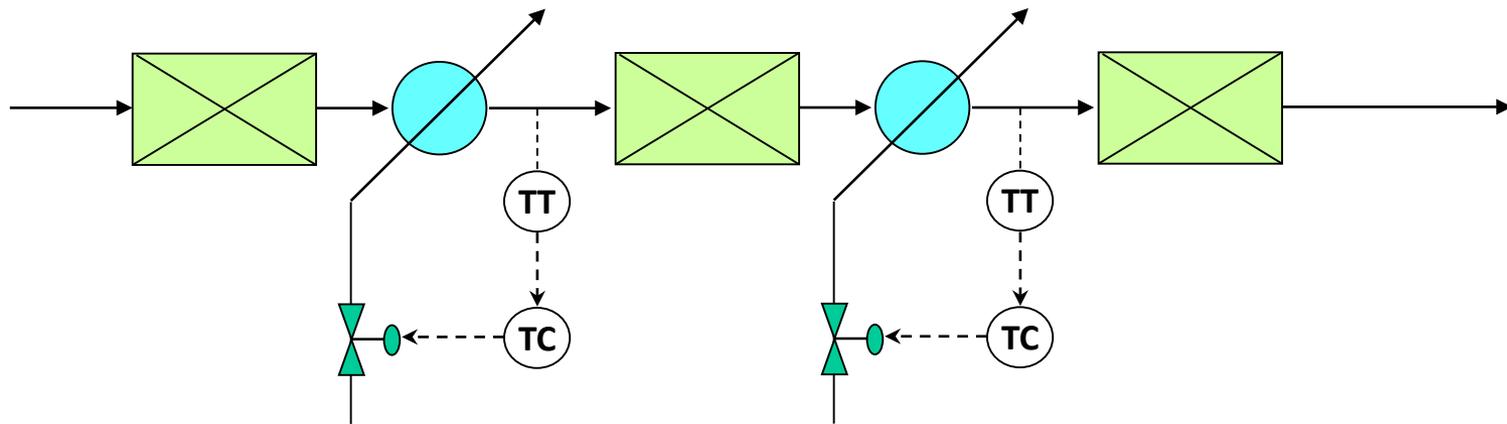
1. Fornire una portata molto grande che perciò rimane a temperatura quasi costante (anche tramite ebollizione)
2. Fornire una portata contenuta in controcorrente
3. Fornire una portata moderata in equicorrente: uno dei vantaggi consiste nel NON introdurre feedback termico nel sistema (eventuali instabilità)



# Controllo di reattori PFR

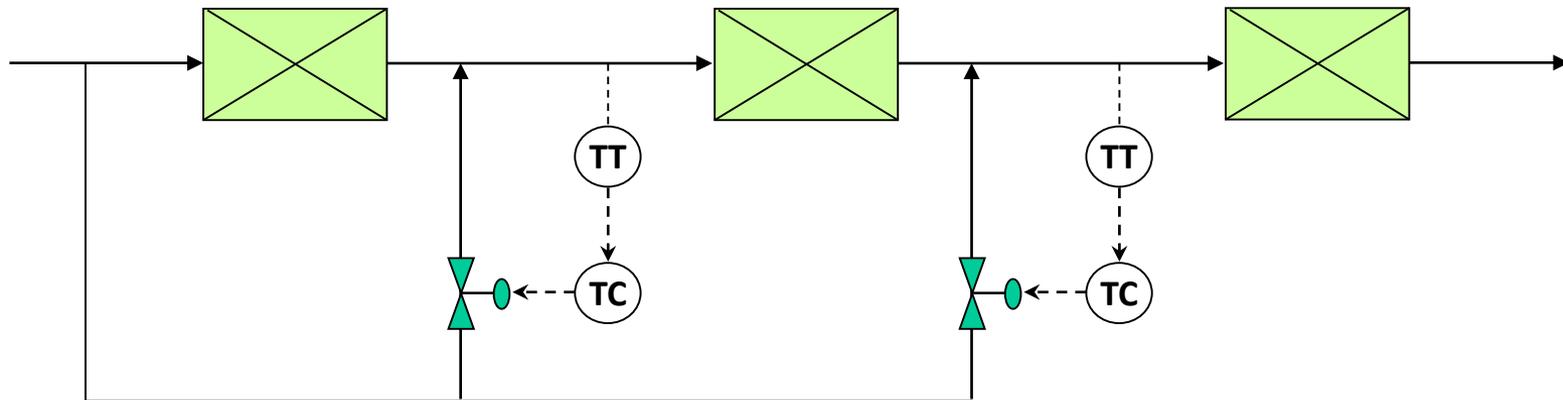
È possibile suddividere il reattore in più sezioni operanti adiabaticamente ed effettuare dei raffreddamenti intermedi (reattore a strati adiabatici).

Il raffreddamento intermedio è utile anche per reazioni esotermiche reversibili, al fine di allontanarsi dalle condizioni di equilibrio chimico (sintesi  $\text{NH}_3$  ed  $\text{SO}_3$ ).



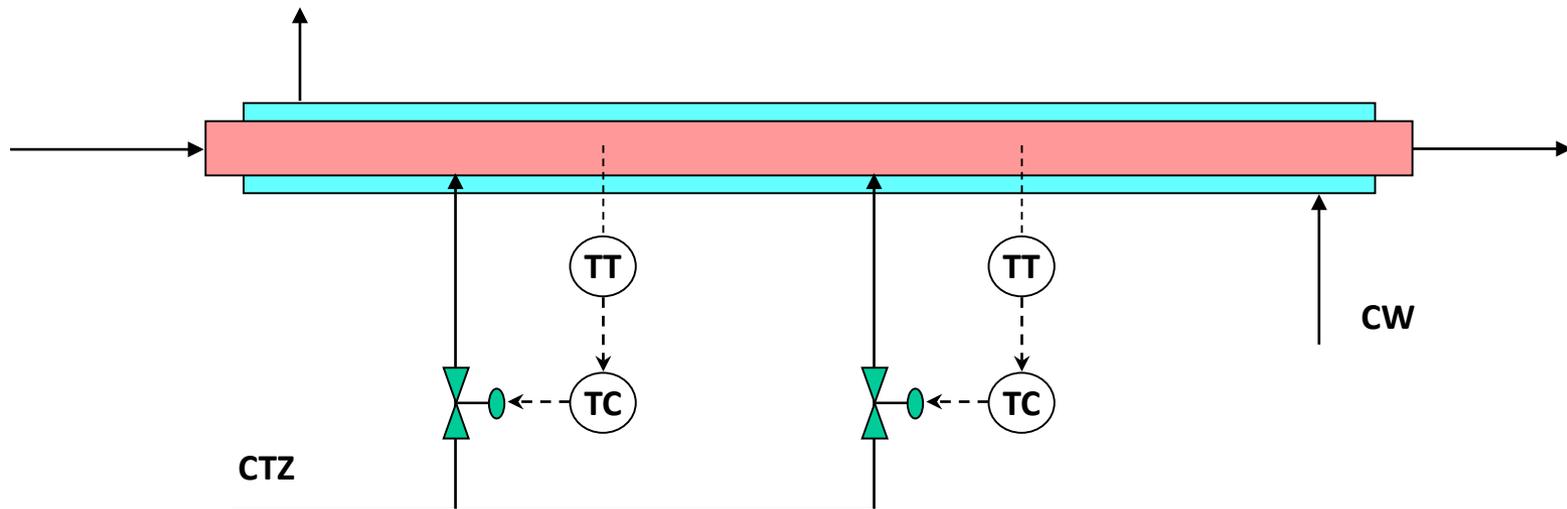
# Controllo di reattori PFR

Una tecnica equivalente è quella del “cold shot” che abbassa la temperatura di ingresso al letto successivo tramite alimentazione di una frazione fresca.



# Controllo di reattori PFR

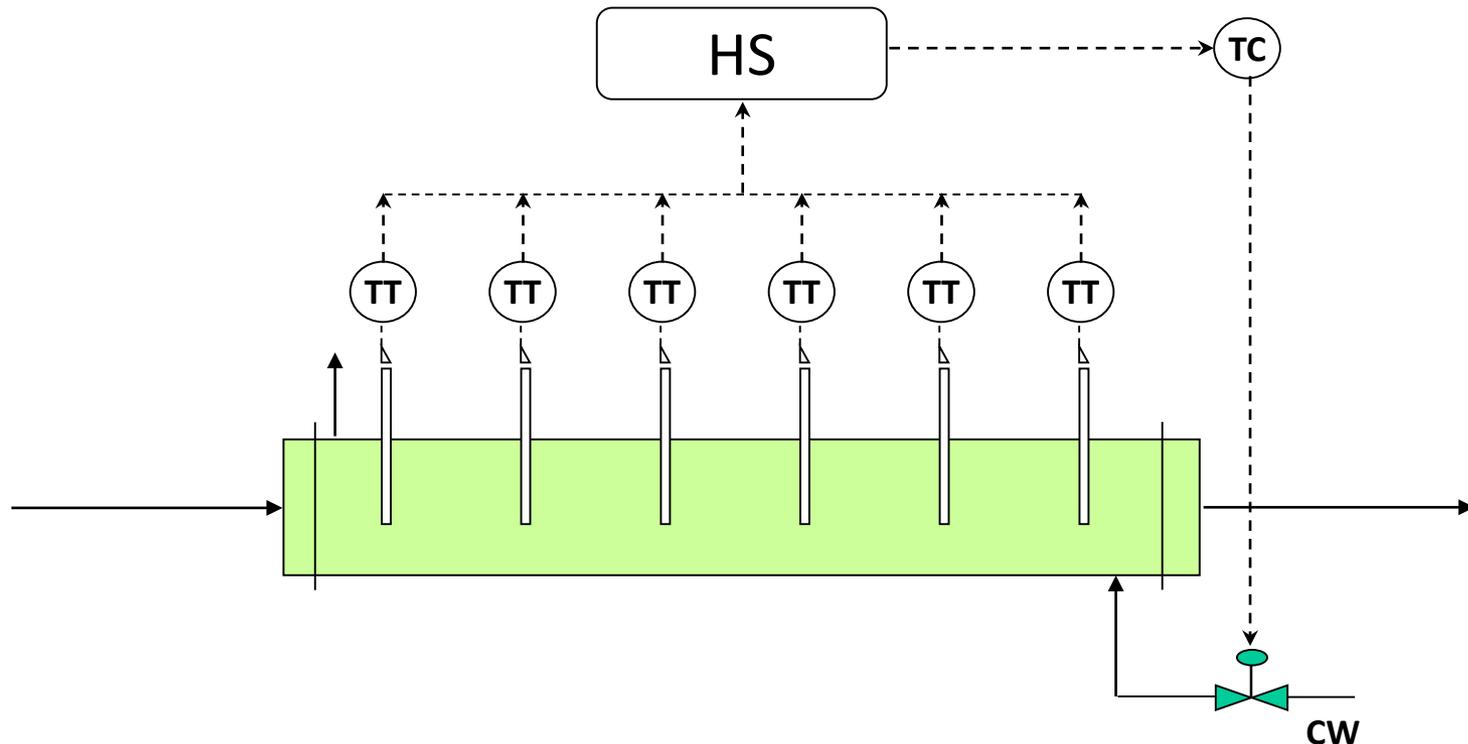
Nella sintesi del polietilene a bassa densità il problema del raffreddamento viene affrontato in duplice modo. A causa della pressione operativa elevata, i tubi di reazione sono molto spessi e l'inerzia termica elevata. Si accoppia il controllo di temperatura tramite camicia all'introduzione distribuita e longitudinale di iniziatore nel seguente modo:



# Controllo di reattori PFR

Dato che il picco di temperatura può muoversi lungo il reattore, è necessario introdurre longitudinalmente alcune termocoppie individuando quella a temperatura maggiore tramite un opportuno selettore.

## AUCTIONEERING CONTROL

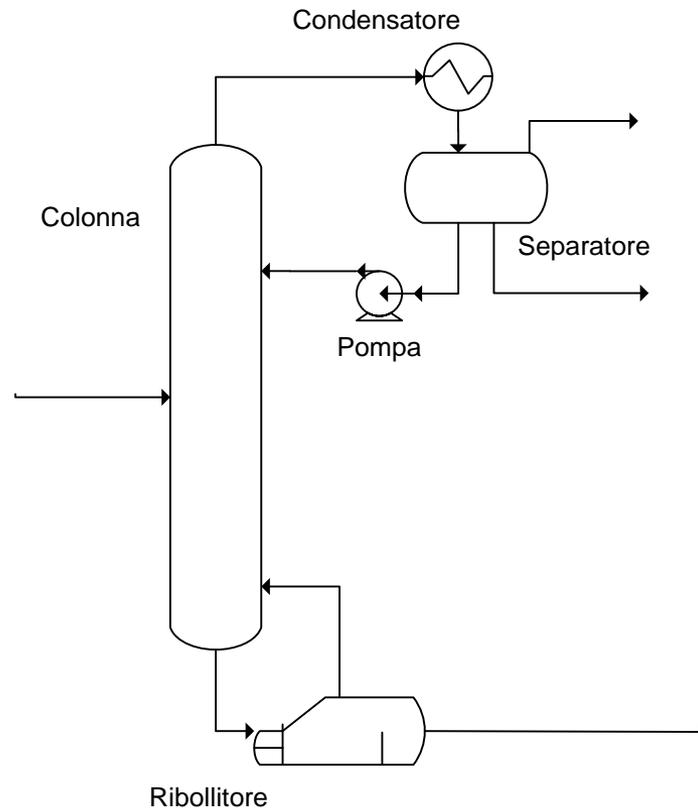


# Colonne di distillazione



# Sistema di controllo di una colonna

La colonna di distillazione è un dispositivo capace di una separazione binaria dei componenti di una miscela, sfruttando la differenza di volatilità relativa dei diversi componenti della corrente alimentata; è costituita da diversi stadi o piatti, in ognuno dei quali si costituisce uno stato di equilibrio liquido-vapore.



# Sistema di controllo di una colonna

La forza motrice per garantire tale distillazione è di origine **termica**, garantita dalla differenza di temperatura tra lo stadio in testa alla colonna, ovvero il condensatore (operante ad una temperatura molto simile a quella di ebollizione del componente chiave leggero), e lo stadio in coda, cioè il ribollitore, mantenuto ad una temperatura vicina a quella di ebollizione normale del componente chiave pesante tramite lo scambio termico con un fluido ausiliario caldo. La corrente uscente dal condensatore (totale o parziale a seconda della presenza di una fase vapore all'uscita da esso) viene inviata ad un *vessel*, il separatore, che opera similmente all'unità di flash analizzata nel paragrafo 2.1; la corrente liquida uscente da tale unità viene "splittata": una parte viene reflussata alla colonna tramite una pompa, l'altra costituisce il prodotto di testa, ovvero il distillato. La corrente in fase gas uscente dal ribollitore viene reinviata all'ultimo piatto della colonna, mentre la fase liquida costituisce il prodotto di coda (*bottom*).



# Operatività delle colonne di distillazione

Esistono numerose limitazioni per la conduzione di una colonna di distillazione.

Abbiamo vincoli:

- Idraulici
- Separazione
- Scambio termico
- Pressione
- Temperatura

Tali vincoli processistici definiscono una regione multidimensionale di operatività che il sistema di controllo deve rispettare (soft & hard constraint).

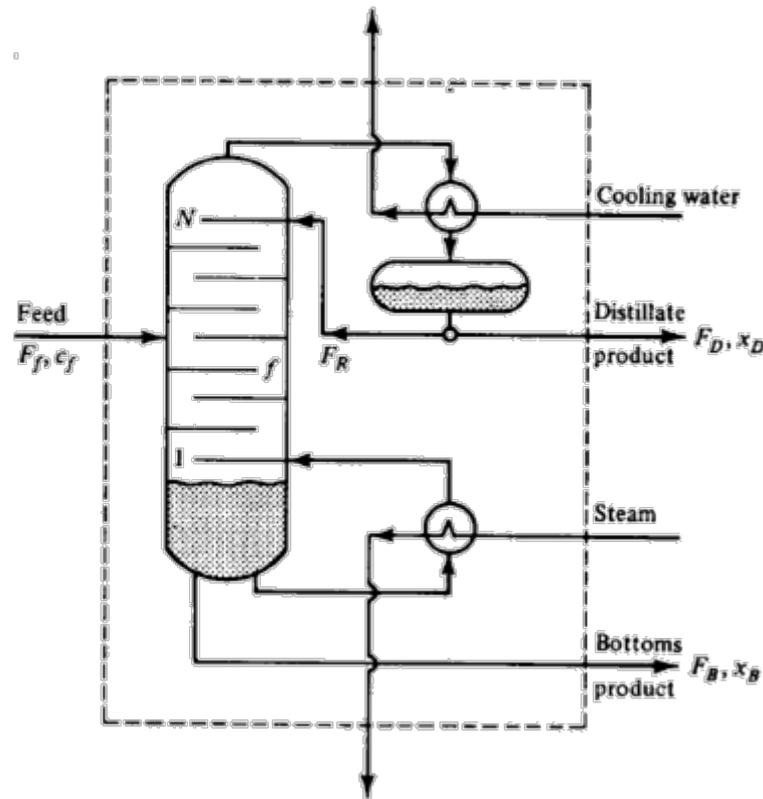


# Controllo di una colonna di distillazione

## 1. Determinare il numero di gradi di libertà

### Numero di vincoli:

Trascurando il hold-up di vapore e la dinamica di condensatore totale e ribollitore, assumendo un'efficienza dei piatti del 100%. Assumendo inoltre uguali e costanti le portate di liquido e vapore: questo consente di risolvere la colonna senza i bilanci energetici su ogni piatto.



Bilanci di massa

$NC \cdot (N + 2)$  stadi della colonna, dati dagli  $N$  piatti, l'accumulatore di reflusso e il fondo colonna

Equilibri liquido-vapore

$(NC - 1)(N + 1)$  stadi di equilibrio, dati dagli  $N$  piatti e il fondo colonna

Relazioni idrauliche/  
bilancio di quantità di moto

$N$  piatti

**Totale**

$$E = 2N \cdot NC + 3 \cdot NC - 1$$



# Controllo di una colonna di distillazione

## 1. Determinare il numero di gradi di libertà

Numero di variabili indipendenti non specificate:

Frazioni molari di liquido	$(NC - 1)(N + 2)$	
Frazioni molari di vapore	$(NC - 1)(N + 1)$	
Hold-up di liquido	$N + 2$	
Portate di liquido	$N$	
Feed	$NC$	$\longrightarrow 2$
Portate (distillato, bottom, reflusso, vapore)	$4$	

$$V - IE = 2N \cdot NC + 4 \cdot NC + 3$$

## 2. Determinare il numero di variabili controllate

Numero di gradi di libertà restanti:

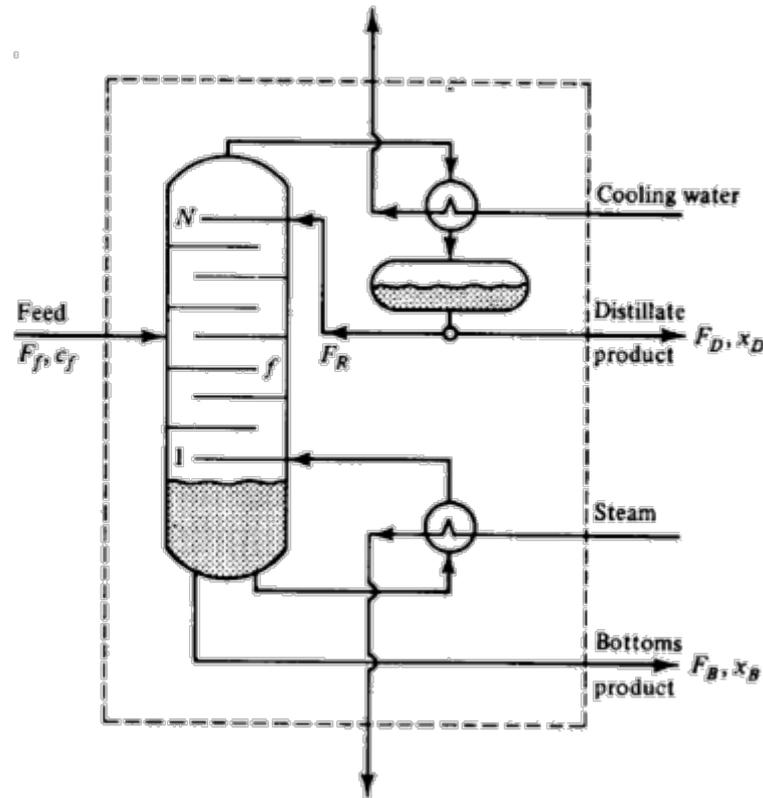
Numero di variabili che possono essere controllate

$$VC = V - E - IE = NC + 4$$

Nel caso di distillazione binaria:

$$VC = 6$$

Assumendo che delle  $NC$  variabili del feed, tutte tranne 2 siano specificate esternamente, il risultato è estendibile a colonne multicomponente.



# Configurazione di loop di controllo

→ Si hanno **6 valvole** di controllo associate alla colonna

**1.** Permette di regolare la produzione. In genere si utilizza la valvola 1 a meno che non ci sia un prodotto “on demand” (in tal caso si usano le valvole 4 o 6).

**2.** Due valvole vengono utilizzate per controllare i livelli dell’accumulatore di riflusso e del livello sul fondo della colonna.

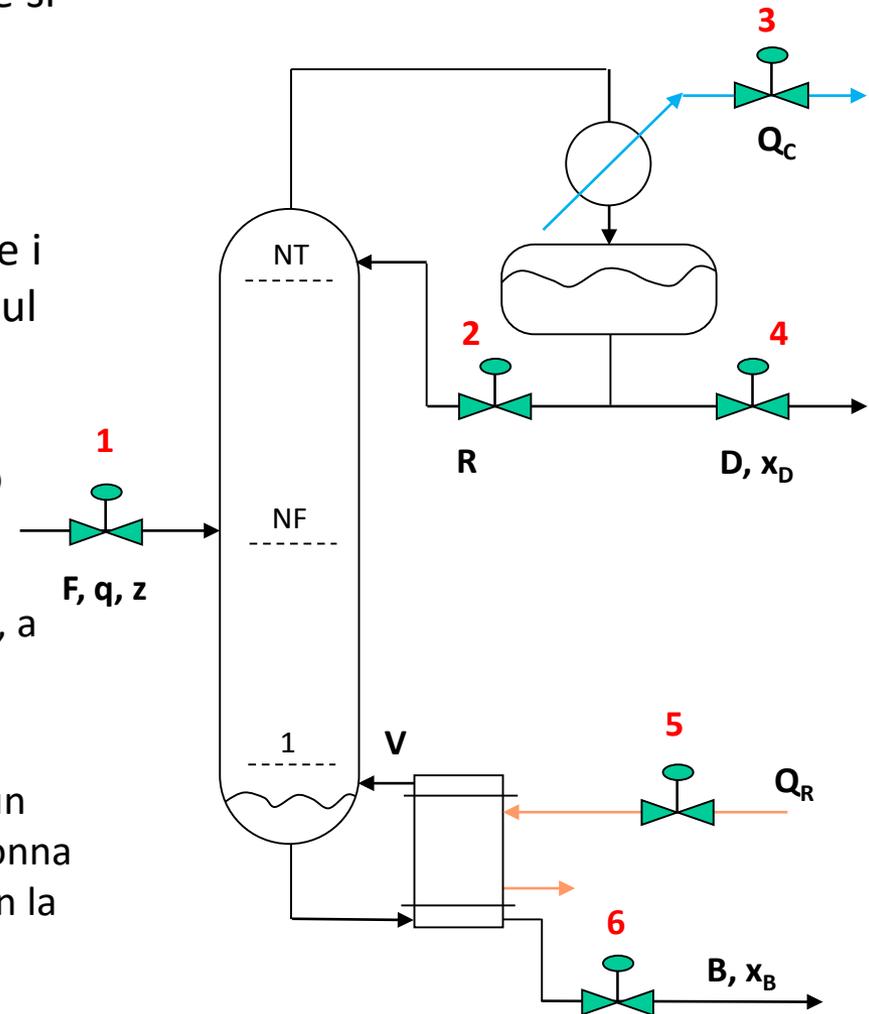
Ad esempio:

Valvole 4/2/3/5/1 per l’accumulatore di riflusso

Valvole 6/5/1 per il livello del bottom

Per l’accumulatore di riflusso si preferisce la valvola 4, a meno che il rapporto di riflusso sia  $> 4$ . In tal caso si utilizza la valvola 2 (regola di Richardson).

Nel caso del livello di fondo, dato che ogni piatto ha un tempo di residenza idraulico di 3-6 s, avendo una colonna con 20 piatti nella sezione di stripping e lavorando con la valvola 1, il tempo di ritardo sarebbe di 1-2 minuti. Il ritardo è ancora maggiore usando la valvola 2.



# Configurazione di loop di controllo

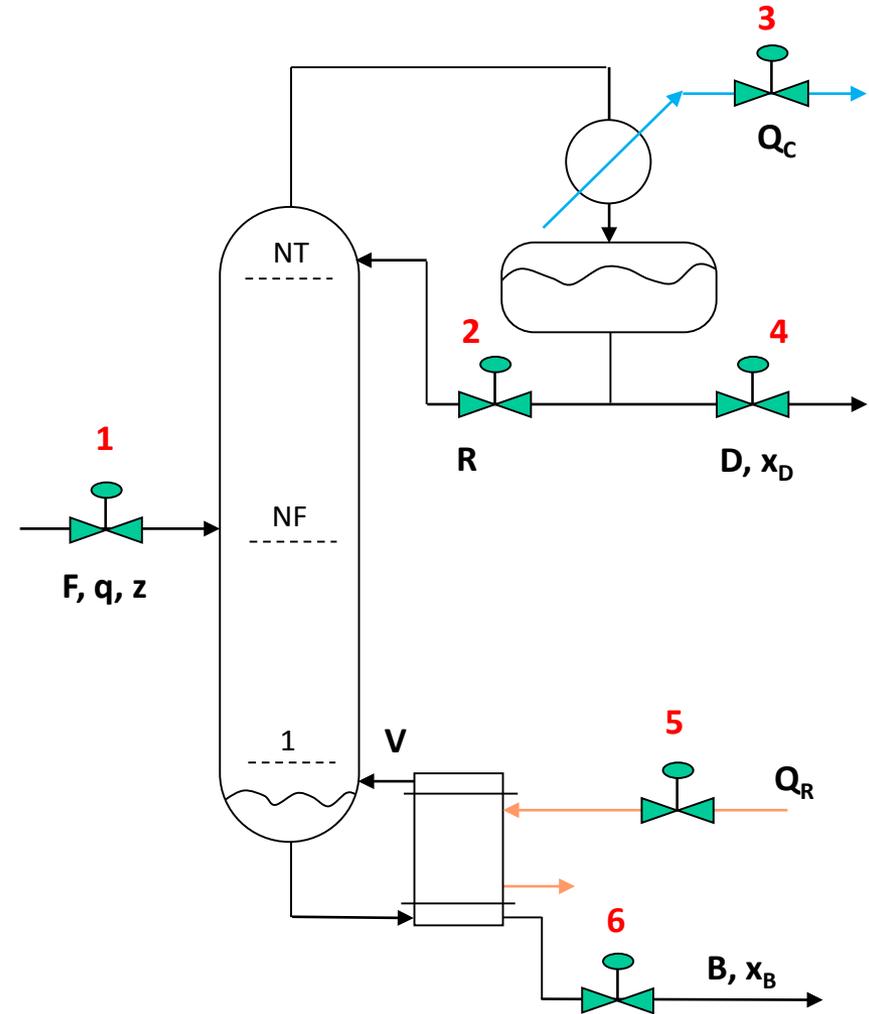
È perciò sconsigliato controllare il livello di bottom con la valvola 1 o 2.

**3.** Un quarto gdl è usato per controllare la pressione in colonna. Tipicamente si usa la valvola 3. Come seconda scelta: 5 o 1.

**4.** Restano due gdl, quindi possiamo controllare due variabili: due composizioni, due temperature, una portata ed una temperatura.

Avendo un LK ed HK possiamo ad esempio controllare:  $x_{D,HK}$  e  $x_{B,LK}$  (o equivalentemente due temperature tramite un controllo inferenziale).

**N.B.:** questi due ultimi gdl sono fissi e sono indipendenti dall'aver una miscela binaria o multicomponente. Attenzione ad evitare specifiche fisicamente non ottenibili.



# Configurazione di loop di controllo

Nel caso dei loop di **controllo dei livelli in colonna**, tipicamente riferiti all'accumulatore di riflusso ed al livello di liquido nella gonna (*bottom*) della colonna, dei **controllori proporzionali** sono più che adeguati in quanto è sufficiente mantenere i rispettivi livelli in un opportuno intorno del valore di setpoint assegnato al fine di mantenere l'operatività della colonna.

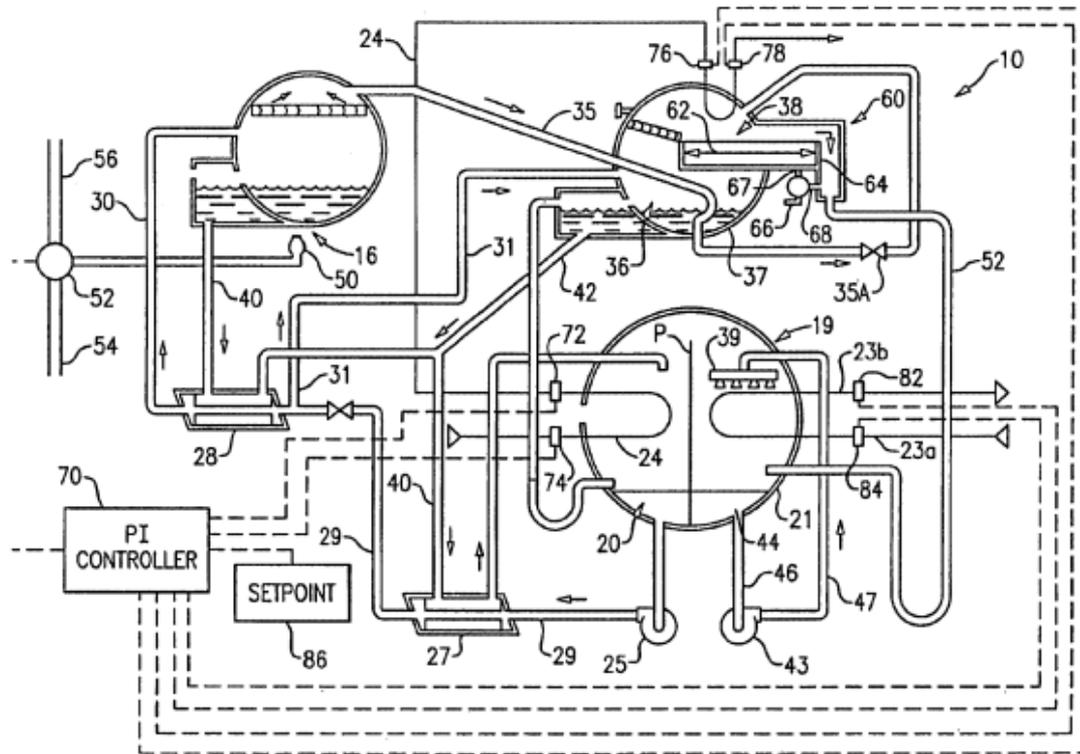
Per il **controllo di portata di alimentazione** è invece consigliabile adottare un controllore **PI** in quanto la risposta del termine di flusso materiale è veloce e si desidera raggiungere la specifica di produttività richiesta.

Il **controllo di temperatura** sia nelle colonne di distillazione che nei reattori è invece piuttosto lento in quanto spesso avviene tramite interazione di due o più termini capacitivi in serie. Al fine di raggiungere il setpoint assegnato e di accrescere la responsività del sistema un controllore **PID** è vivamente consigliato.



# Configurazione di loop di controllo

Discorso analogo a quanto descritto per la temperatura è da farsi per il **controllo di composizione**. Soprattutto nel caso di colonne di distillazione la risposta del sistema può essere significativamente lenta e quindi un controllore **PID** è ciò che serve ad accrescere la risposta del sistema tramite aumento della costante  $K_c$ .



# Controllo inferenziale di composizione

Spesso si utilizza la temperatura per controllare la composizione, in quanto un controllo effettuato tramite analizzatori di composizione è costoso e non fattibile (tempi di ritardo, scomodità, non attendibilità).

**N.B.:** la temperatura è collegata alla composizione in modo UNIVOCO solo per un sistema binario a pressione assegnata.

Si stima che circa il 75% delle colonne esistenti utilizzi un controllo di temperatura per regolare il profilo di composizione.

Criteri per la **selezione del migliore piatto** (dove operare cioè il controllo di temperatura)

Come già accennato, avendo a disposizione ancora due gdl (due valvole) è ragionevole cercare di controllare il LK nel bottom e il componente HK in testa. Spesso come variabili manipolate si utilizzano: la portata di riflusso, il calore fornito o sottratto, il rapporto di riflusso.

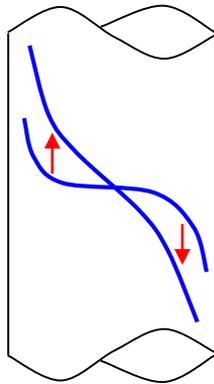
Per identificare la posizione ottimale del piatto rispetto cui controllare la temperatura si guarda tipicamente il profilo di temperatura in colonna partendo dalle condizioni operative di base (progettuali).



# Operatività delle colonne di distillazione

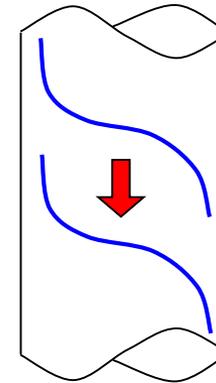
A livello di controllo della colonna esistono due aspetti molto importanti che giocano un ruolo fondamentale: il **frazionamento** e la **suddivisione dell'alimentazione**.

1. Se si modifica il **frazionamento**, cioè la quantità di energia e il numero di stadi impiegati nella separazione, si cambia la pendenza del profilo di composizione e temperatura.
2. Modificare la **suddivisione dell'alimentazione**, cioè la frazione complessiva dell'alimentazione che esce da una delle due correnti in uscita, induce un movimento dei profili di concentrazione e temperatura su e giù per la colonna.



**Diminuzione di R**

Modifica del frazionamento  
in colonna



**Diminuzione di D/F**

Modifica della suddivisione  
dell'alimentazione

# Schemi di controllo classici

Esistono numerose configurazioni usate per controllare una colonna di distillazione. Esse vengono tipicamente individuate indicando le due variabili manipolate usate per controllare le due composizioni (o temperature).

Esempio: **R-V** oppure **D-V**.

Il controllo simultaneo di due composizioni (o temperature) è definito **controllo duale** di composizione.

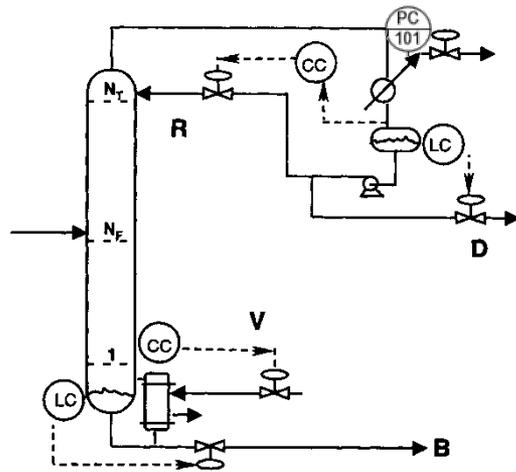
Molte colonne lavorano controllando soltanto una composizione. In tal caso si parla di **controllo singolo** di composizione.

Si sceglie un **controllo singolo**:

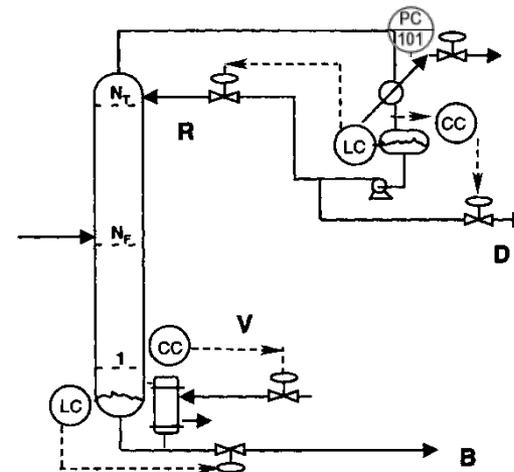
- per evitare interazione ed accoppiamento tra loop
- perché esiste un solo piatto la cui temperatura sia dominante per la colonna
- perché l'implementazione è più semplice
- perché l'aumento di consumo energetico è contenuto.



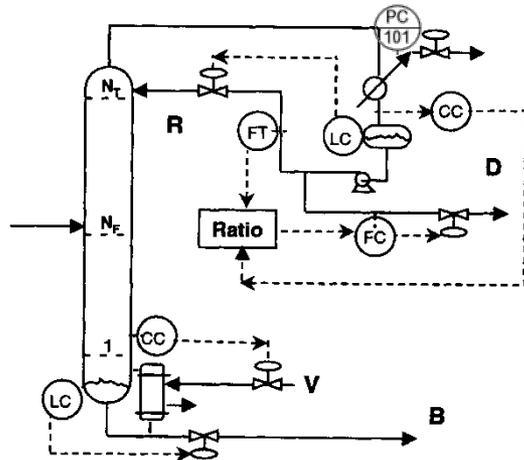
# Schemi di controllo classici



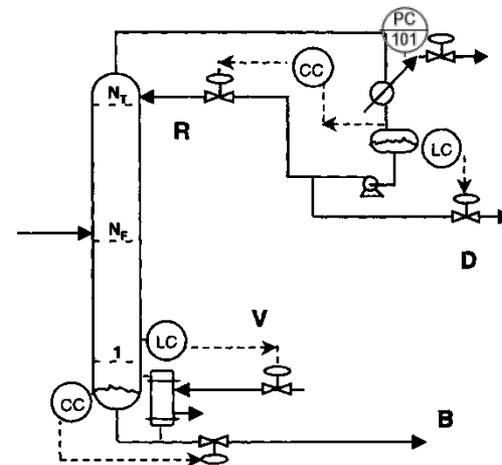
**R-V**



**D-V**



**RR-V**

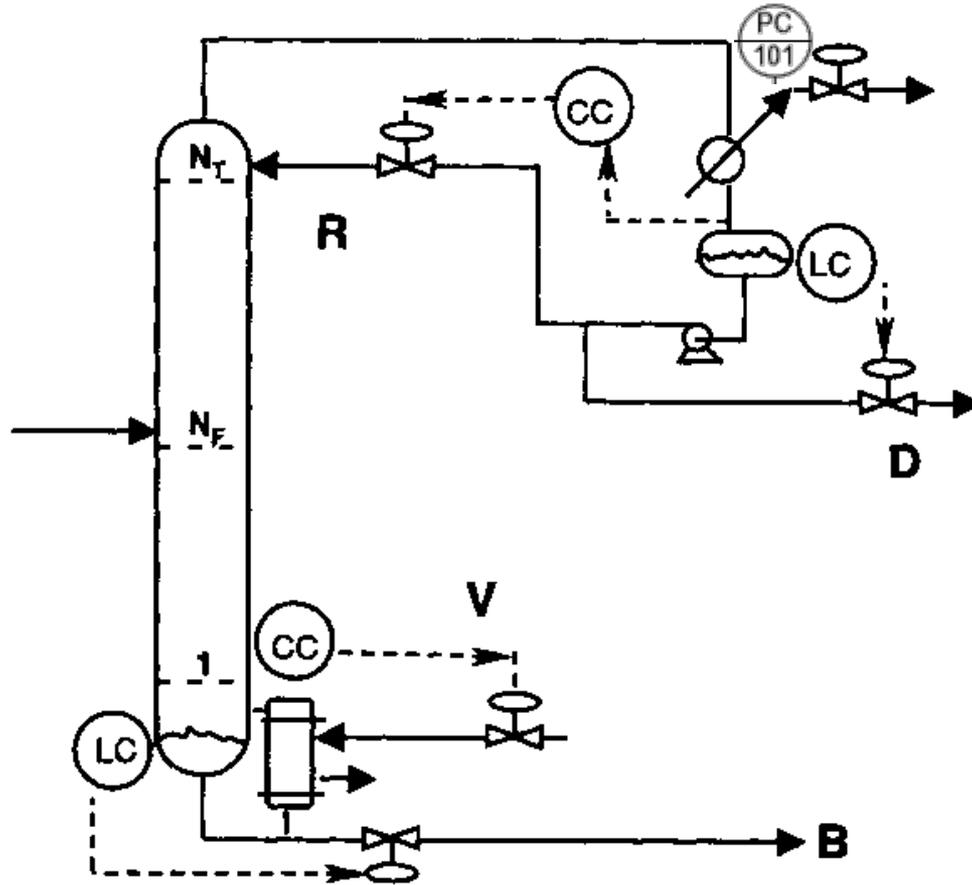


**R-B**

Tratto da Luyben, Tyr us & Luyben (1998)



# Sistema di controllo di una colonna

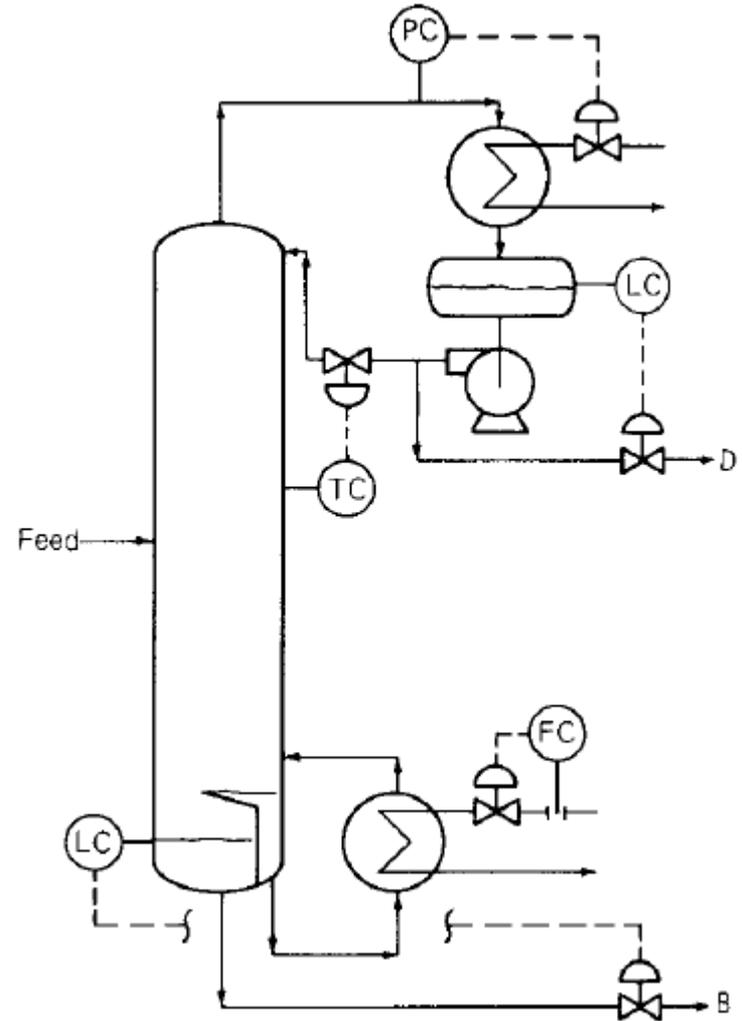
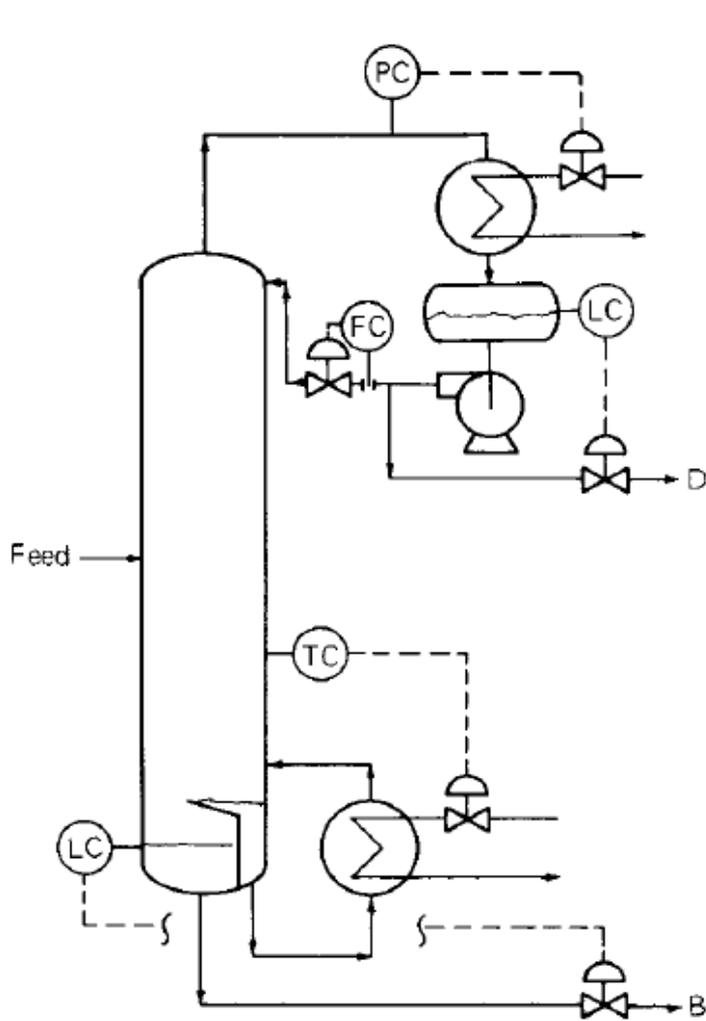


**R-V**

Tratto da Luyben, Tyr us & Luyben (1998)



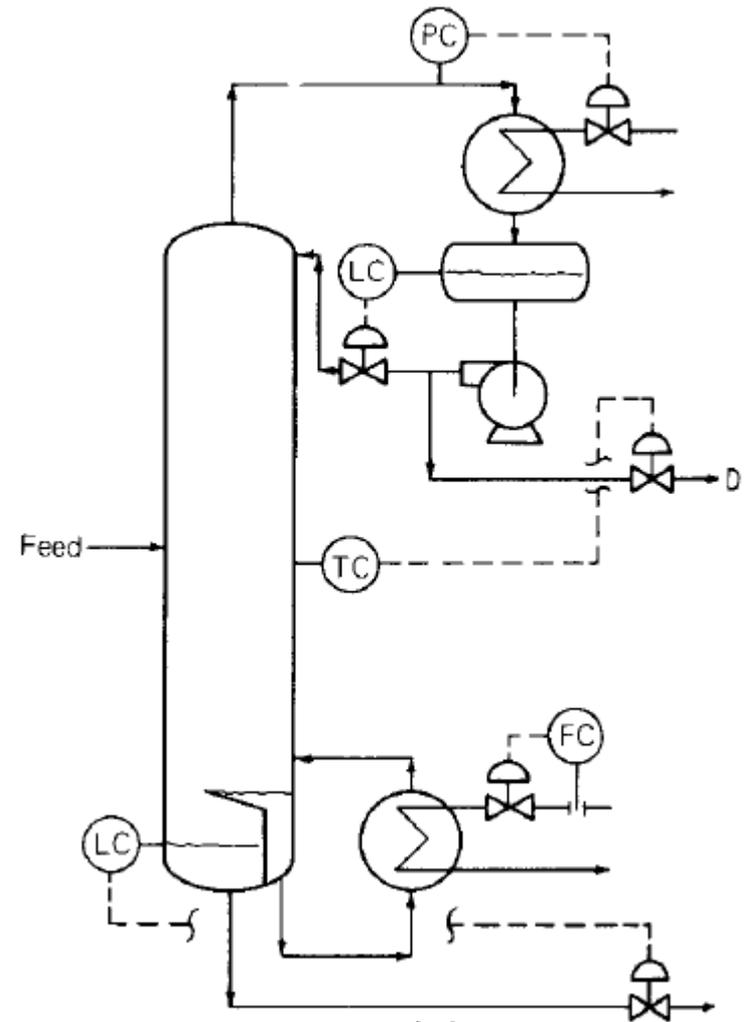
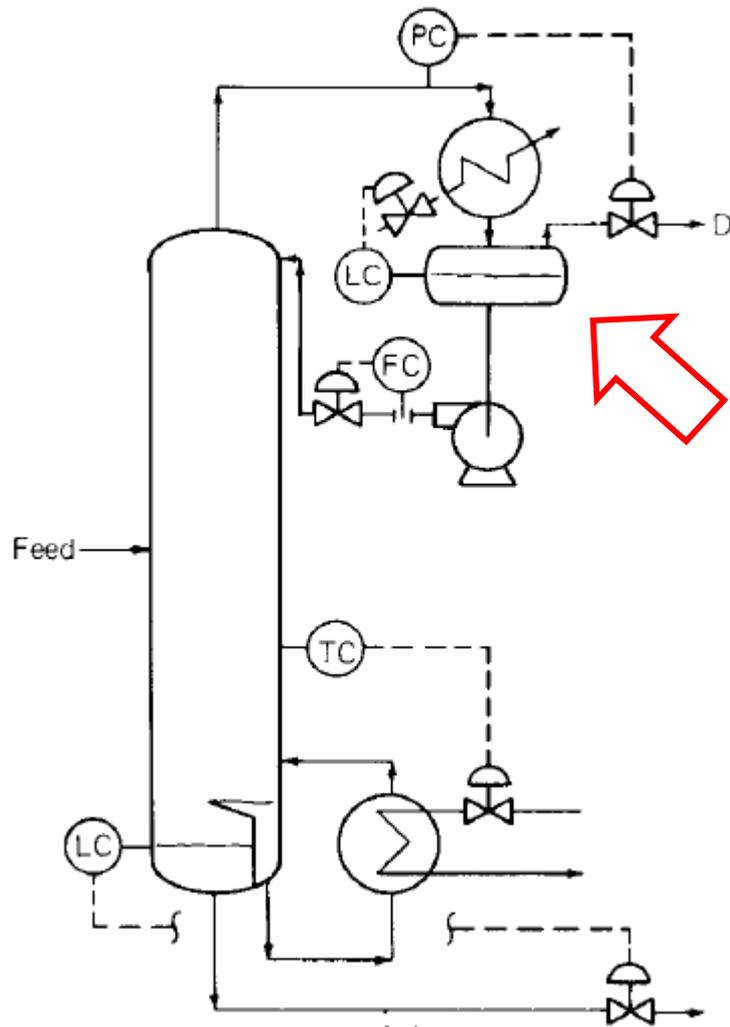
# Schemi di controllo alternativi



Tratto da Kister, Distillation Operation (1990)



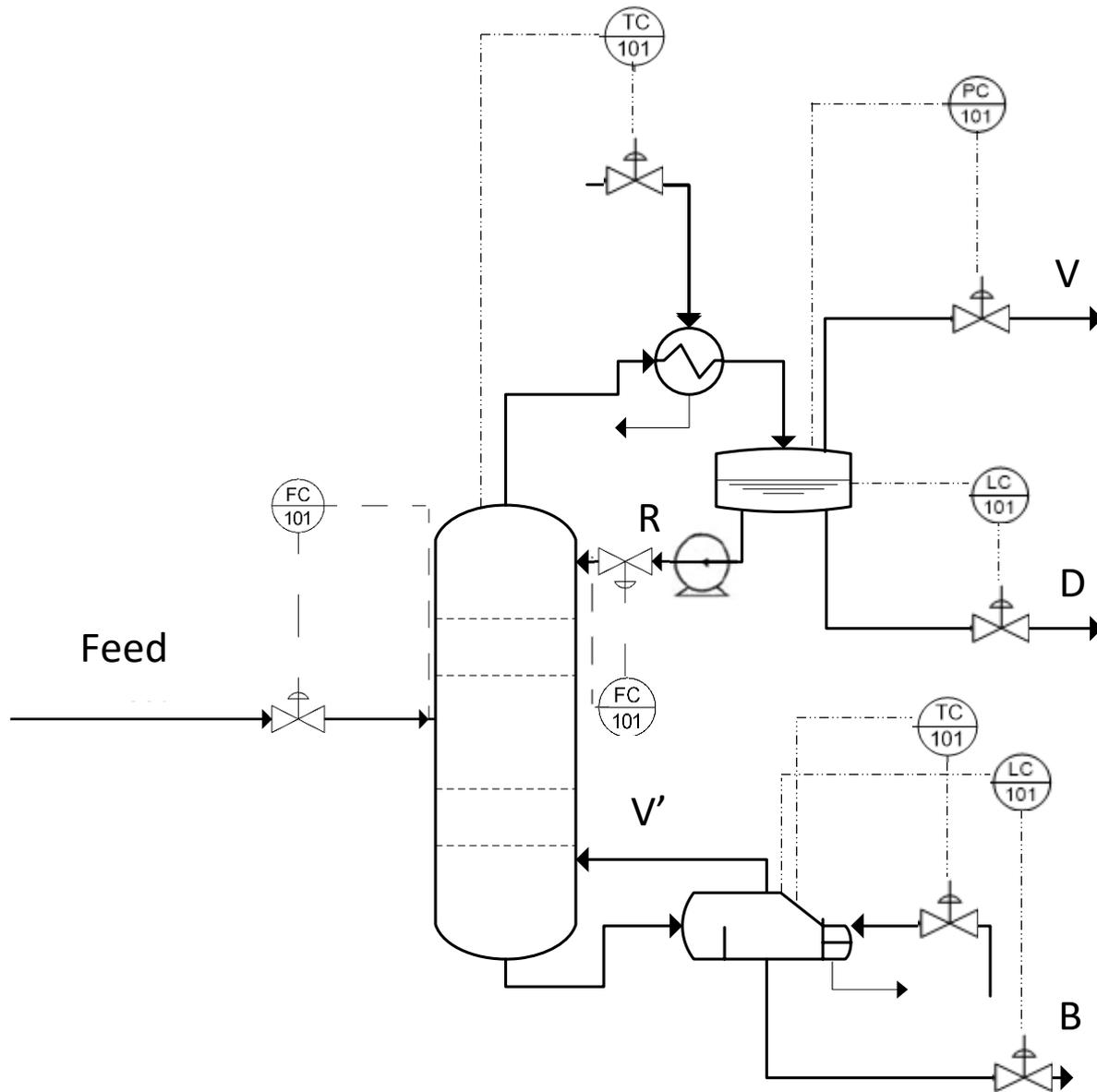
# Schemi di controllo alternativi



Tratto da Kister, Distillation Operation (1990)



# Schemi di controllo alternativi



# Sistema di controllo di una colonna

Seguono alcuni possibili *loop* di controllo:

- **TC** (*Temperature Controller*), avente il compito di leggere la temperatura del piatto in testa alla colonna e di confrontarlo con il valore di *set point*, agendo sull'apertura della valvola di regolazione del flusso di utility fredda. La modalità di funzionamento di tale controllore è del tutto simile a quella analizzata nel caso dello scambiatore di calore con un fluido ausiliario;
- **LC** (*Level Controller*) applicato al separatore, che agisce con azione diretta sulla valvola che regola il flusso del distillato;
- **PC** (*Pressure Controller*) che, tramite l'impiego di un misuratore di pressione, confronta il valore di questa variabile all'interno del separatore con quello di *set point*, agendo sulla valvola che regola il flusso della fase vapore uscente dall'apparecchiatura in questione, agendo in modo **diretto** (qualora la pressione fosse maggiore di quella di *set point*, verrebbe aumentata la frazione di apertura di tale valvola). Controllando la pressione nel separatore, viene implicitamente controllata la pressione all'interno di tutta la colonna;



# Sistema di controllo di una colonna

- **TC** (Temperature Controller) operante sul ribollitore, operante con azione **inversa** sulla valvola che regola il flusso di fluido ausiliario caldo;
- **LC** (Level Controller) operante sul ribollitore, che agisce in modo **diretto** sulla valvola controllante il flusso di prodotto di coda;
- **FC** (Flow Controller) che utilizzerà come variabile di processo la misurazione della portata di riflusso entrante nella colonna e che manipolerà il numero di giri della pompa (agendo sull'*inverter* della stessa) atta alla movimentazione del riflusso. Tale controllo avverrà in modalità **inversa**: infatti, qualora la portata misurata fosse maggiore di quella attesa (di *set point*), sarebbe necessario diminuire i giri della pompa in modo tale da diminuire la portata di riflusso. L'introduzione di un controllore di portata all'interno del riciclo alla colonna ha un ulteriore effetto benefico, ovvero la prevenzione di oscillazioni non deterministiche della portata dello stesso (effetto "*snowball*").



# Sistema di controllo di una colonna

- **FC** (*Flow Controller*): la sua variabile misurata è la portata massiva mentre la sua variabile manipolata è la frazione di apertura della valvola che intercetterà il flusso materiale entrante nella colonna; il controllo ha azione di tipo **inverso**: se la portata misurata risultasse maggiore rispetto al *set point*, verrebbe diminuita la percentuale di apertura della valvola; questo tipo di controllo viene effettuato su ogni corrente entrante nell'apparecchiatura, con l'obiettivo di garantire una data produttività dell'impianto.



# Controllo dell'intero processo



# Sistema di controllo di un processo

Al fine di controllare un **intero processo** (e.g. varie apparecchiature interconnesse), la metodologia è praticamente la stessa rispetto al caso delle singole apparecchiature.

Tuttavia, è necessario prendere alcune precauzioni:

- non inserire sulla stessa linea **due diverse valvole controllate** osservanti due diverse variabili di processo, in quanto si potrebbe correre il rischio di “**incompatibilità**” tra le stesse.
- inserire all'interno di un **loop** di correnti di processo almeno un controllore di **portata**.

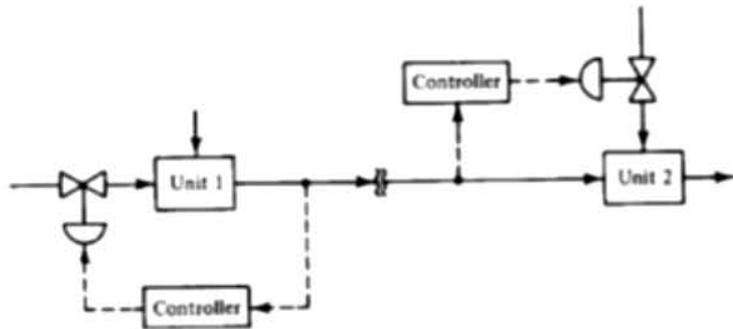
Inoltre, qualora due apparecchiature siano interconnesse in serie ed operino alla stessa pressione (salvo grosse perdite di carico), è possibile **misurare la pressione** della **prima unità** regolando il flusso in fase vapore uscente dalla **seconda**.



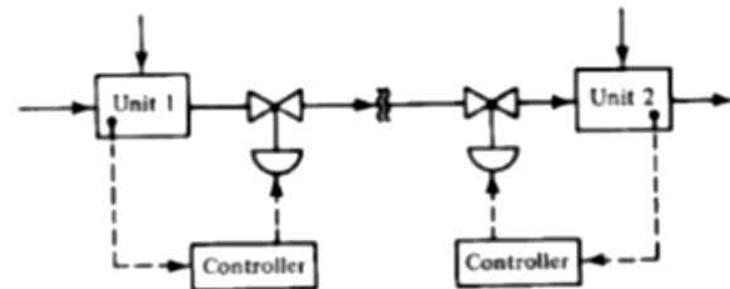
# Metodologia

1. Separare il processo in blocchi
2. Seguire la procedura per controllare ciascun blocco
3. Ricombinare i blocchi
  - Eliminare i conflitti per evitare di sovra-vincolare il problema
  - Assicurarsi di controllare le portate di riciclo

Esempi di configurazioni di anelli di controllo incompatibili:



Ex1. Same controlled variable for two different loops



Ex2. Common interconnecting flow as manipulated variable

# Bibliografia

George Stephanopoulos – **Chemical Process Control: An Introduction to Theory and Practice** (1984)

William L. Luyben, Björn D. Tyréus, Michael L. Luyben – **Plantwide Process Control** (1998)

Henry Kister – **Distillation operation** (1990)

