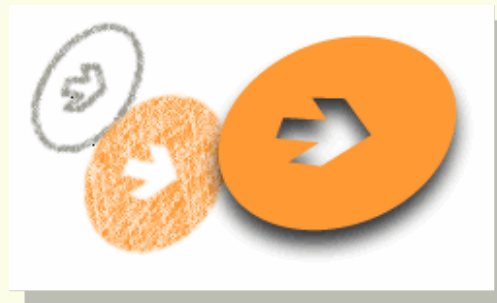
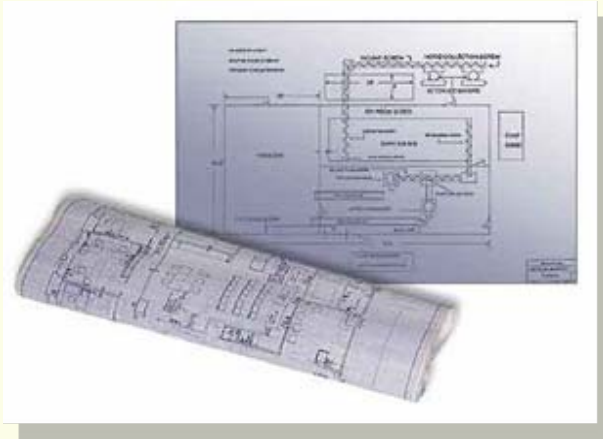


Conceptual Design


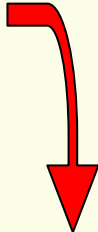


Prologo

Obiettivo dell'ingegnere chimico è quello di creare benessere e nuovi beni materiali

J. M. Douglas, 1988

Come?

- Sviluppo nuovi processi; 
 - Modifica impianti esistenti;
 - Ottimizzazione impianti esistenti. 
- In fase di **ricerca**, 1-3% delle nuove idee trova applicazione;
 - In fase di **sviluppo**, 10-25% delle nuove idee trova applicazione;
 - A livello di **impianto pilota**, 40-60% delle nuove idee trova applicazione;

Un impianto non è statico ed immutabile nel corso della sua vita operativa.

La continua evoluzione del mercato può modificare le **esigenze produttive** e le **specifiche** relative ai **prodotti**.

Conseguenza → ricerca delle condizioni operative ottimali d'impianto per mantenere massimo il profitto.

Conceptual Design: approccio gerarchico

Le possibili alternative di layout di un impianto sono nell'ordine di $10^4 - 10^9$.

È necessario seguire alcune linee guida economiche sottoposte a vincoli processistici, di sicurezza ambientale e di realizzabilità al fine di giungere alla definizione di un layout ottimale d'impianto.

È un approccio gerarchico che aumenta progressivamente il dettaglio dello studio, producendo risultati più precisi e approfonditi col proseguire delle fasi.

Gerarchia Decisionale

1. Batch vs Continuo;
2. Struttura input-output del flowsheet;
3. Struttura dei ricicli;
4. Struttura del sistema di separazione;
5. H.E.N.: reti di scambio termico (Heat Exchange Networks)



Dati di input

Sono le informazioni necessarie per la progettazione di un nuovo processo o un nuovo impianto:

1. Reazioni in gioco e condizioni operative;
2. Capacità produttiva;
3. Purezza richiesta per il prodotto → eventualmente informazioni su prezzo/purezza;
4. Materie prime → eventualmente informazioni su prezzo/purezza;
5. Velocità di reazione e disattivazione del catalizzatore;
6. Vincoli processistici di qualsiasi natura;
7. Dati relativi all'impianto e alla sua ubicazione;
8. Dati fisici dei componenti in gioco → banche dati;
9. Sicurezza, tossicità, impatto ambientale dei materiali;
10. Costo di apparecchiature, sottoprodotti e utilities.



Dati Chimico-fisici

1. Stechiometria delle reazioni;
2. Intervalli di temperatura e pressione delle reazioni in gioco;
3. Fasi delle reazioni → Solida, liquida, gassosa;
4. Distribuzione dei prodotti rispetto alla conversione;
5. Informazioni sulla conversione e sulla selettività.
6. Dati su conversione vs tempi di residenza ;
7. Informazioni dettagliate sul catalizzatore;
8. Eventuali “runaway reactions” e reazioni secondarie non volute (ai fini della individuazione dei cosiddetti *top event*).

A valle della fase di raccolta dei dati, è necessario effettuare un'analisi di **sensitività** rispetto ad ogni variabile al fine di individuare quelle **chiave** capaci di condizionare pesantemente il flowsheet e/o la conduzione dell'impianto.

Decisione di Livello 1

- Se la capacità produttiva $> 5 \cdot 10^6$ kg/y $\rightarrow \rightarrow$ Impianto in continuo;
- Se la capacità produttiva $< 5 \cdot 10^5$ kg/y $\rightarrow \rightarrow$ Impianto discontinuo (Batch).

N.B.: questa suddivisione è evidentemente indicativa.

Perché il Batch?

- Permette di effettuare più operazioni unitarie con la stessa apparecchiatura (riscaldamento reagenti, reazione, quench prodotti, separazione prodotti da scarti o sottoprodotti).
- È normalmente più semplice e flessibile. È addirittura necessario per produzioni diversificate con le stesse apparecchiature (vernici, farmaci) o per produzioni stagionali (concimi, fertilizzanti) o per prodotti a vita commerciale effimera (pigmenti organici).
- Necessario quando le reazioni in gioco sono estremamente lente.
- Necessario quando lo sporcamiento dell'apparecchiatura dovuto alle lavorazioni è elevato.



Struttura Input-Output del Flowsheet

L'importanza della struttura delle correnti di input-output nasce dal fatto che l'acquisto delle materie prime copre il 30-80% del costo complessivo d'esercizio del processo.

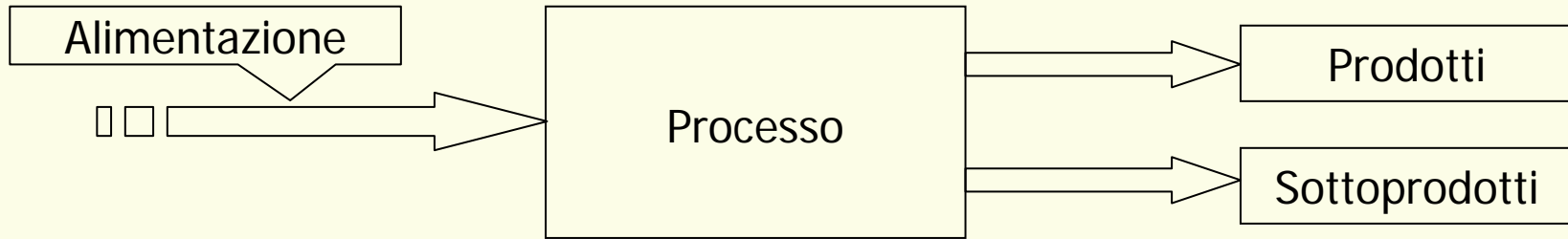
N.B.: Affinché "nulla" vada perso, tutti i reagenti non reagiti vanno separati, recuperati e riciclati. È opportuno recuperare più del 99% dei composti che hanno valore. → In questa prima fase è facile semplificare le richieste e i calcoli passando dalla specifica del 99% a quella del 100%.

N.B.: Per quanto riguarda i reagenti gassosi con tracce di inerti o sottoprodotti gassosi, è necessario procedere ad uno spurgo prima di riciclare al fine di evitare l'accumulo di specie che alla lunga potrebbero pregiudicare il corretto funzionamento dell'impianto.

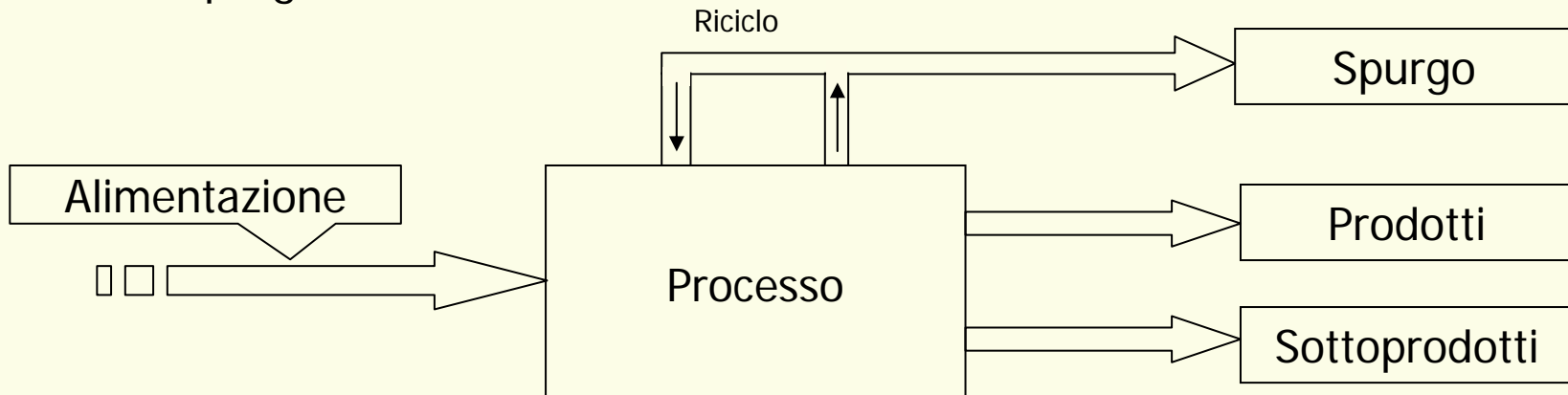


Tipologie di flowsheet

- Senza spurgo:



- Con spurgo:



Decisione di Livello 2

In questa fase vengono prese le seguenti decisioni:

1. Occorre purificare le correnti di alimentazione prima che entrino nel processo?
2. Occorre rimuovere o riciclare i sottoprodotti?
3. Occorre utilizzare uno spurgo con riciclo gassoso?
4. È possibile evitare di recuperare alcuni reagenti?
5. Quante sono le correnti di processo che contengono i prodotti?
6. Quali sono le variabili di progetto per la struttura input-output?
7. E quali i compromessi economici associati?

N.B.: Nel caso di un sottoprodotto generato da reazione reversibile (componente A), è possibile riciclarlo interamente fino al raggiungimento delle condizioni di equilibrio. A questo punto tanto componente A viene prodotto, tanto scompare. In questo caso non si pone alcun problema per la selettività. Chiaramente le correnti di processo aumentano in termini di portata e conseguentemente i volumi delle apparecchiature attraversate da tali correnti.



Linee guida per la Decisione di livello 2

- Se l'impurezza non è un inerte e/o è presente in quantità significativa → **RIMUOVERLA**
- Se l'impurezza nell'alimentazione è gassosa → **PROCESSARLA**
- Se l'impurezza è liquida ed un sottoprodotto o un prodotto → **RIMUOVERLA**
- Se l'impurezza è in grandi quantità → **RIMUOVERLA**
- Se l'impurezza è presente come azeotropo → **PROCESSARLA**
- Se l'impurezza è facilmente separabile dai prodotti → **PROCESSARLA**
- Se l'impurezza avvelena il catalizzatore → **RIMUOVERLA**

N.B.: ai fini del riciclo con spurgo, è bene ricordare che si definisce COMPONENTE LEGGERO quel componente la cui $T_{eb,n}$ è inferiore a quella del propilene (-48 °C). → Costi di refrigerazione sono altissimi.

N.B.: reagenti come l'acqua o l'aria hanno costi trascurabili e spesso nulli. Al contempo bisogna tenere presente i costi legati alla loro purificazione regolata dalle norme di legge prima dell'emissione nell'ambiente.



Catalogazione delle correnti

È utile ordinare e classificare secondo opportune categorie le correnti al fine di conferire migliore leggibilità al processo. Ogni corrente deve essere identificata da T, P, portata e composizione, in ordine crescente di $T_{eb,n}$.

1. Spurgo → sottoprodotti gassosi;
→ impurezze nell'alimentazione;
→ reagenti gassosi non recuperati né riciclati.
2. Riciclo e spurgo;
3. Riciclo;
4. Prodotto primario;
5. Sottoprodotti;
6. Combustibile → sottoprodotti non venduti, ma usati come fuel;
7. Rifiuti.

Bilanci materiali e Gradi di libertà

Per ogni processo, è necessario definire dei gradi di libertà al fine di quantificare in funzione loro le correnti di processo. Di norma tali gradi di libertà corrispondono a variabili di progetto quali:

- Conversione;
- T e P della reazione;
- Rapporti molari tra reagenti;
- Eccesso di reagenti;
- Riciclo e Spurgo.

Saturati questi gradi di libertà, è possibile redigere i bilanci materiali del processo.

$$\text{Acc} = (\text{In-Out}) + \text{Prod} \quad [\text{kg/h, t/d, ...}]$$

È quindi possibile associare ad ogni corrente un valore economico.

$$\text{Acc} = (\text{In-Out}) + \text{Prod} \quad [€/h, \$/d, ...]$$

È possibile osservare che sia i bilanci materiali sia quelli economici sono funzione dei gradi di libertà.



Sequenza di risoluzione

Per quanto riguarda la risoluzione dei bilanci materiali si consiglia di seguire la seguente procedura:

1. Si fissa la produzione richiesta;
2. Dalla stechiometria e dal punto 1 (o dalla distribuzione dei prodotti) si calcolano le correnti dei reagenti e dei sottoprodotti in funzione delle variabili di progetto;
3. Note le impurezze delle alimentazioni si calcolano le portate di inerti in entrata e in uscita;
4. Nel caso in cui si lavori in condizioni non stechiometriche o nel caso il reagente esca nello spurgo, occorre specificare l'eccesso di reagente alimentato (e parallelamente perso nel processo) e calcolare nuovamente le portate in entrata e uscita.

A questo punto, è possibile costruire la matrice delle correnti molari (o massive) relative ai componenti in esse presenti:

$$\mathbf{F} = \{F_{ij}\} \quad \begin{array}{l} i=1, \dots, N_{\text{componenti}} \\ j=1, \dots, N_{\text{correnti}} \end{array}$$

Potenziale economico di secondo livello

$$EP_2 = (\text{Valore Prodotti} + \text{Sottoprodotti}) - (\text{Costo Materie Prime}) \text{ [€/y]}$$

Per quanto riguarda i sottoprodotti, occorre distinguere se vengono venduti al valore commerciale o viceversa utilizzati all'interno del processo (ad esempio come combustibili per le utility dell'impianto).

In questa fase si tiene conto solo delle correnti di Input e Output mentre si tralasciano quelle di riciclo o comunque interne al processo.



Decisione di livello 3

Per scendere più nel dettaglio dell'analisi, occorre trattare la struttura dei ricicli del processo. Questa fase è necessaria al fine di valutare l'eventuale presenza del compressore, unità economicamente assai costosa.

Il sistema di separazione viene trattato ancora con un approccio di tipo black-box.

Le decisioni da prendere in questo caso sono sinteticamente qui riportate:

1. Quanti reattori devono essere progettati? Nel caso di reattori in serie, è necessario prevedere un sistema di separazione tra due unità?
2. Quanti sono i ricicli?
3. Occorre alimentare un eccesso di reagente a qualche reattore?
4. Si deve introdurre un compressore? Quali i costi?
5. Il reattore opera adiabaticamente, con riscaldamento/raffreddamento diretto oppure con scambio indiretto tramite un fluido termovettore?
6. È opportuno spostare l'equilibrio di conversione e come?
7. Qual è il peso economico del reattore?

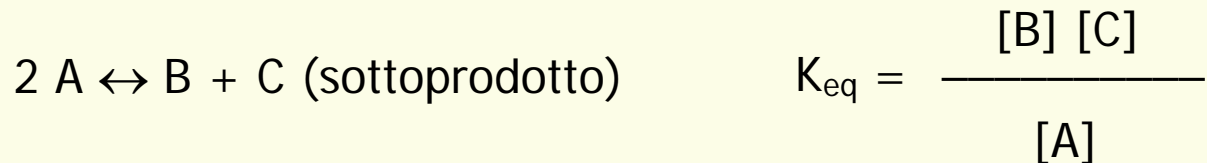


Decisione di livello 3 (segue)

Per quanto riguarda le correnti di riciclo, occorre distinguere la fase delle correnti. Se il riciclo è in fase gassosa, si deve tenere presente che è SEMPRE necessario l'utilizzo del compressore. Se, invece, è in fase liquida, è necessario prevedere l'uso di una pompa, il cui costo è decisamente trascurabile.

In genere, l'uso di un reagente in eccesso può migliorare la selettività o spostare l'equilibrio (legge di azione di massa), ma nel contempo aumenterebbero le portate di riciclo e conseguentemente i costi di compressione. Esiste, quindi, un eccesso OTTIMALE di reagente da valutarsi in termini di rapporti molari.

Nel caso di sottoprodotti da reazione reversibile, a stazionario raggiunto, la loro concentrazione sarà costante e funzione della K_{eq} .



da cui si ricava [C].



Bilanci energetici sul reattore

Normalmente è opportuno calcolare il calore di reazione liberato o assorbito, al fine verificare la validità o meno dell'ipotesi di adiabaticità del processo di reazione.

$$\text{Calore di reazione} = \Delta H_{\text{reaz}} \cdot F_{\text{feed,fresca}}$$

Noto Q_{reaz} è possibile determinare la T_{out} , ipotizzando che non vi siano dispersioni termiche, cioè operando in condizioni adiabatiche.

N.B.: è opportuno ricordare che:

- $c_{p,\text{mix}}$ varia con l'evolversi della reazione;
- la portata molare non sempre rimane costante.

Nel caso sia necessario uno scambio di calore indiretto, è opportuno rammentare le seguenti cifre al momento di dimensionare lo scambiatore:

- $U_{\text{gas}} \cong 100 \text{ W/m}^2\text{K}$ (per reazioni ad alta temperatura ed in fase gas);
- $A_{\text{max}} \cong 550\text{-}750 \text{ m}^2$;
- $Q_{\text{max}} \cong 2 \text{ MW}$;



Bilanci energetici sul reattore

Se uno scambiatore non è sufficiente a soddisfare le esigenze energetiche di processo, è opportuno prevedere l'utilizzo di un fluido termovettore inviato direttamente nell'ambiente di reazione con tutti i problemi legati alla successiva separazione e riutilizzo.

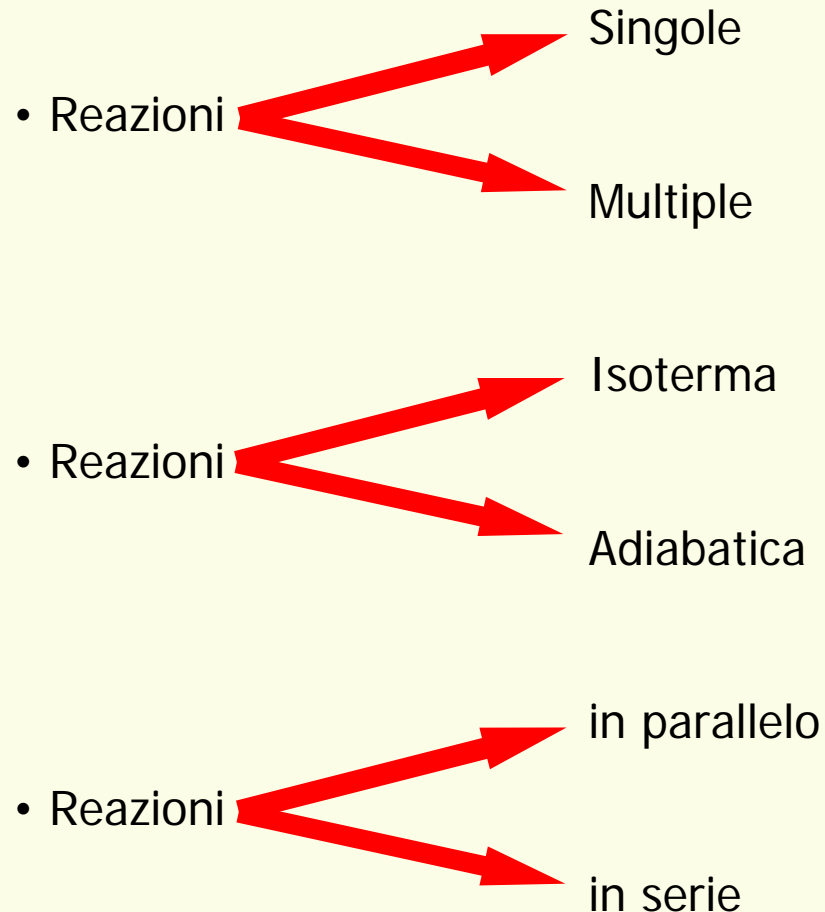
Spesso gli inerti hanno la funzione di diluenti termici che mantengono la temperatura all'interno di un range fissato (ad esempio nello steam cracking si usa vapore acqueo in pressione). In alcuni casi il fluido termovettore ha anche una funzione legata alla legge di massa e volta a spostare l'equilibrio di reazione.

Ogniqualevolta si debba riciclare una corrente gassosa, è necessario comprimerla per recuperare le perdite di carico prodotte dal suo passaggio nelle apparecchiature e tubazioni del processo. In tal caso, qualora si utilizzi un compressore (meglio multistadio con raffreddamento intermedio), è necessario evitare che ci siano condensazioni e, se ciò avvenisse, occorre rimuovere la fase liquida negli stadi di raffreddamento intermedi al fine di ovviare a problemi legati a sbilanciamento del rotore, vibrazioni ed erosione delle pale.



Progettazione del reattore

Esistono delle linee guida empiriche (cfr. Levenspiel in Chemical Reaction Engineering) dettate dall'esperienza che propongono la configurazione del reattore, distinguendo tra CSTR e PFR, a seconda che si abbia a che fare con:



Potenziale economico di terzo livello

A questo punto, avendo quantificato gli eventuali ricicli, è possibile calcolare il peso economico del reattore e del compressore. Si tenga presente che, anche qualora il reattore operi adiabaticamente, ad esso è associabile comunque un costo d'esercizio (quantomeno legato alle spese di manutenzione e agli operatori in campo).

Il compressore è altresì contraddistinto da spese di gestione decisamente elevate.

Normalmente, in questa fase della progettazione di processo, è possibile identificare dei primi valori ottimali di conversione e di composizione dello spurgo. Tali valori non sono in assoluto ottimali, in quanto il treno di separazione e la rete di scambio termico non sono stati ancora dimensionati.

N.B.: più cresce il dettaglio descrittivo con cui si opera la progettazione di processo più il campo di lavoro si stringe e la ricerca effettuata al livello successivo diviene più *semplice* poiché risulta maggiormente guidata.

Potenziale economico di terzo livello

Il potenziale economico di terzo livello è calcolato a partire da quello di primo livello e sottraendo le due principali apparecchiature finora dimensionate: il reattore ed il compressore (qualora presente):

$$EP_3 = EP_2 - \text{Costi reattore e compressore (investimento + esercizio)} \quad [€/y]$$

N.B.: col proseguire dei potenziali economici ($EP_2 \rightarrow EP_3 \rightarrow EP_4 \rightarrow EP_5$) il loro valore decresce monotonamente. Se ad un certo punto della progettazione di processo un potenziale economico assume valori troppo bassi o addirittura negativi è possibile bloccare la procedura senza proseguire oltre.

N.B.: non appena un potenziale economico assume un valore reputato NON conveniente ciò sta a significare che qualsiasi ulteriore approfondimento non farebbe altro che peggiorare la situazione dal punto di vista della convenienza economica.



Sintesi del sistema di separazione

Il livello 4 della gerarchia di progettazione di processo focalizza la propria attenzione sul treno di separazione.

$$EP_4 = EP_3 - \text{Costi di separazione (investimento + esercizio)} \quad [€/y]$$

Per determinare quale sia il sistema di separazione più opportuno, occorre considerare la fase della corrente in uscita dal reattore.

- Se LIQUIDA occorre un sistema di separazione solo per liquidi

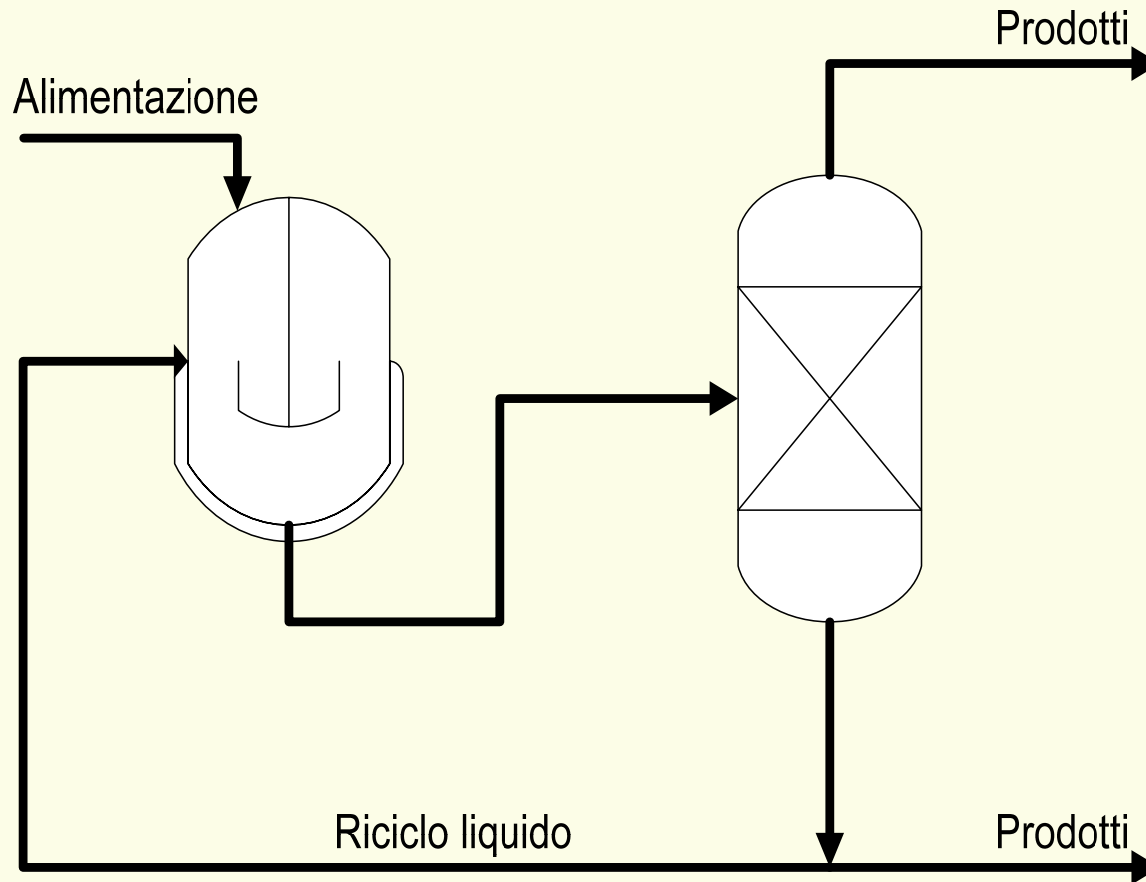
- Se VAPORE:
 - Condensazione parziale/completa attraverso raffreddamento;
 - Condensazione tramite compressione;
 - Condensazione tramite raffreddamento criogenico;
 - Sistema di separazione vapore.

Sintesi del sistema di separazione

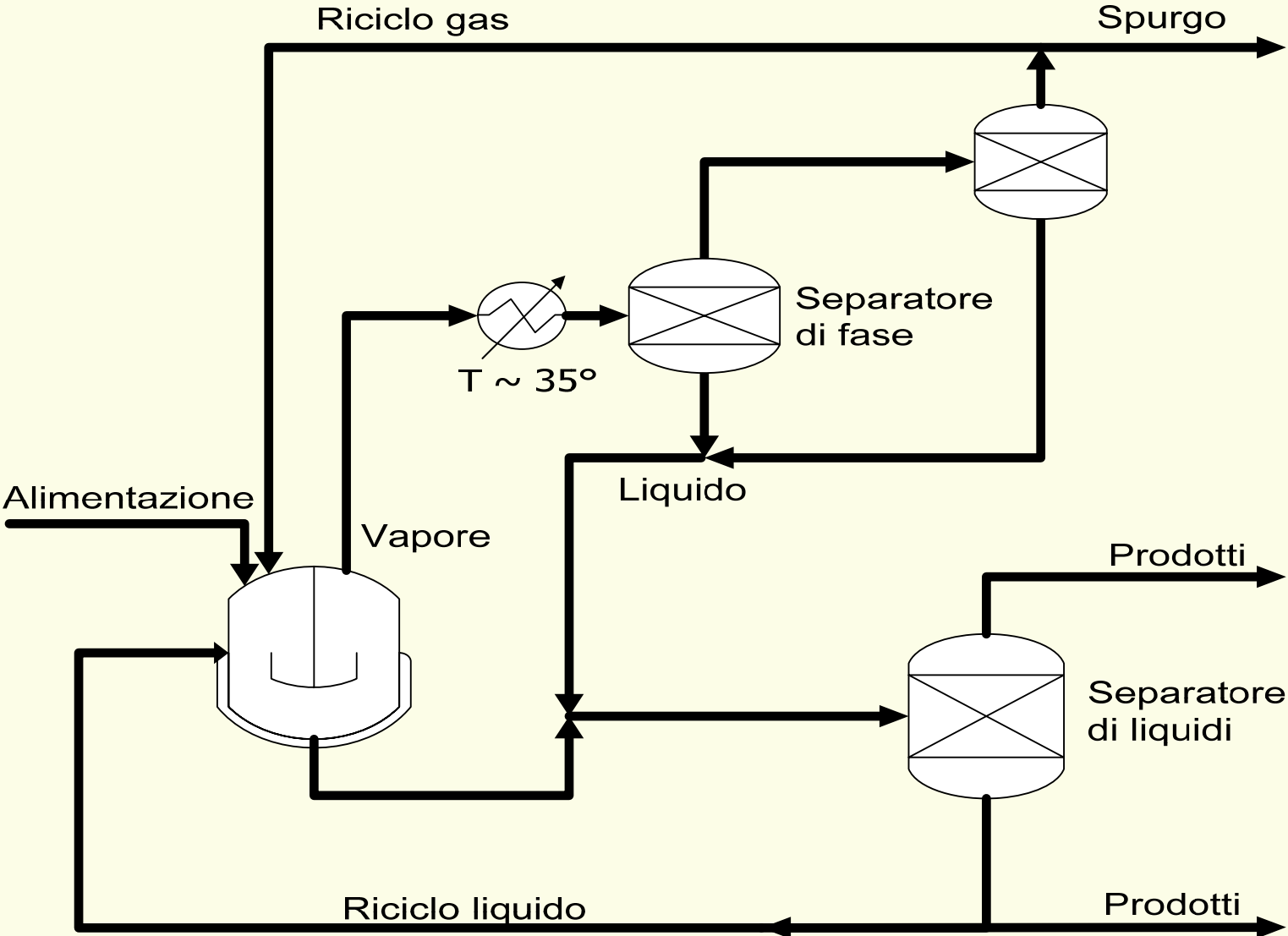
- Se LIQUIDA + VAPORE:
- Si può usare il reattore come separatore di fase;
 - Si può mettere un flash dopo il reattore;
 - Se il vapore è ad una temperatura maggiore della T_{cooling} dell'acqua ($\sim 35^{\circ}\text{C}$), allora si raffredda a 35°C e si opera la separazione di fase;
 - Se il liquido ottenuto dal flash contiene molto reagente, lo si deve rinviare al reattore;
 - Se il liquido ottenuto dal flash contiene principalmente prodotti, lo si deve inviare al treno di separazione;
 - La corrente vapore proveniente dal flash viene generalmente inviata al sistema di separazione vapore;
 - Se il contenuto di vapore è basso, lo si invia al sistema di separazione insieme alla corrente liquida.



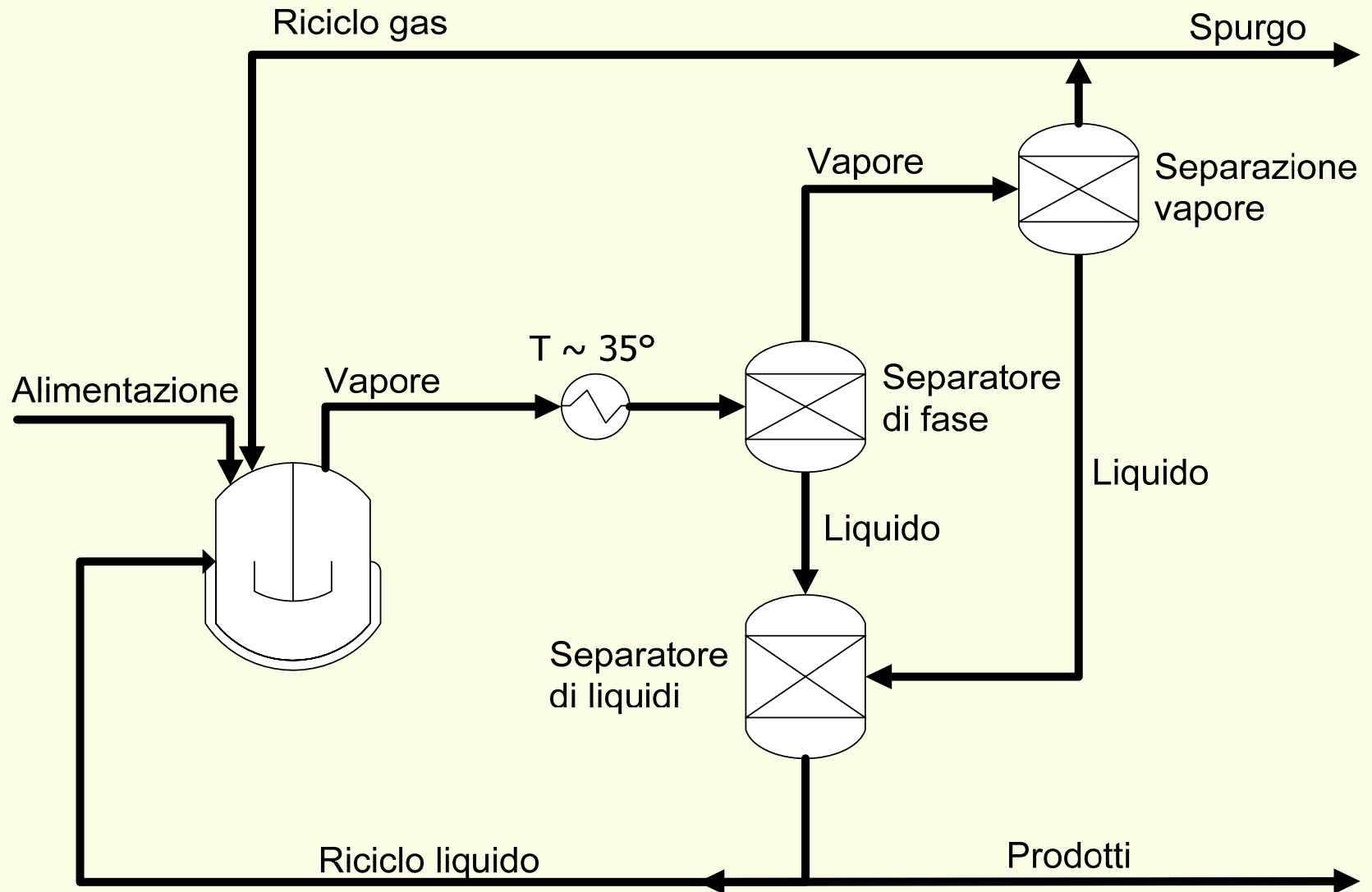
Effluente liquido dal reattore



Effluente liquido + vapore dal reattore



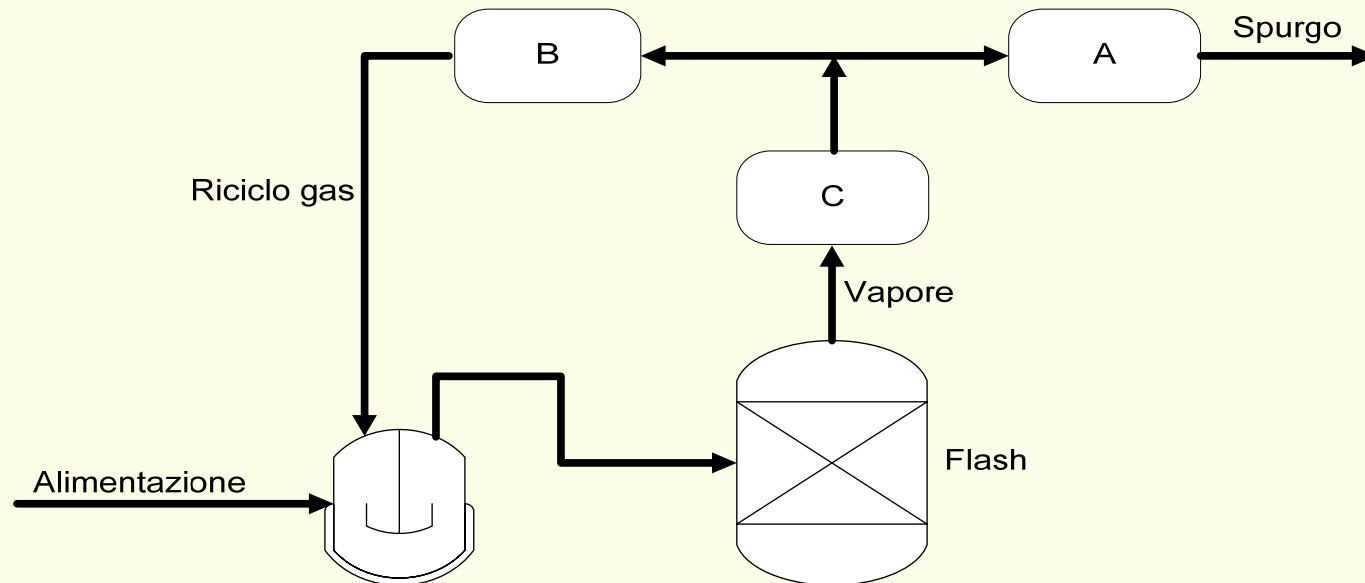
Effluente vapore dal reattore



Collocazione del separatore - Vapore

Ci sono 4 possibilità:

1. Sulla corrente di spurgo: qualora vi siano componenti di grande valore che altrimenti andrebbero persi → **A**.
2. Sulla corrente di Riciclo gas: per eliminare eventuali veleni per il catalizzatore → **B**.
3. Sulla corrente vapore dopo il flash: se valgono i due punti precedenti → **C**.
4. Nessun separatore: se non valgono i punti precedenti.



Tipo di separatore

Per quanto riguarda il tipo di recuperatore VAPORE è possibile scegliere tra:

- Condensazione: alta pressione e/o bassa temperatura;
- Assorbimento: si dovrà prevedere un sistema di separazione per il solvente;
- Adsorbimento;
- Separatore a membrana (Processo Monsanto-Prism);
- Sistemi reattivi.

Si noti che una colonna preceduta da un flash ha normalmente un diametro molto minore di una priva del sistema di separazione di fase a monte.

Infatti, utilizzando la corrente liquida in uscita dal flash come alimentazione, nella colonna vi sarà sicuramente un "traffico" di vapore decisamente inferiore e, conseguentemente, le dimensioni dell'apparecchiatura saranno inferiori.

D'altro canto, l'introduzione del flash richiede un sistema di separazione dei vapori, aumentando considerevolmente i costi economici del treno di purificazione.

Separazione Liquidi

Le decisioni da prendere in questa fase sono:

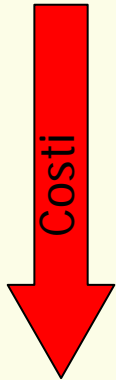
1. Come rimuovere il taglio leggero (light end) se contamina il prodotto?
2. Cosa fare del taglio leggero rimosso?
3. È meglio riciclare composti che formano azeotropi con i reagenti o si deve procedere con la loro separazione?
4. Quali separazioni possono essere eseguite tramite distillazione?
5. Quale la sequenza delle colonne?
6. Come operare se non è possibile la distillazione?

È molto frequente che nelle correnti uscenti da flash (per limiti connessi all'operazione unitaria) vi siano impurità leggere che abbassano la qualità del prodotto impedendo che si raggiunga la specifica commerciale.

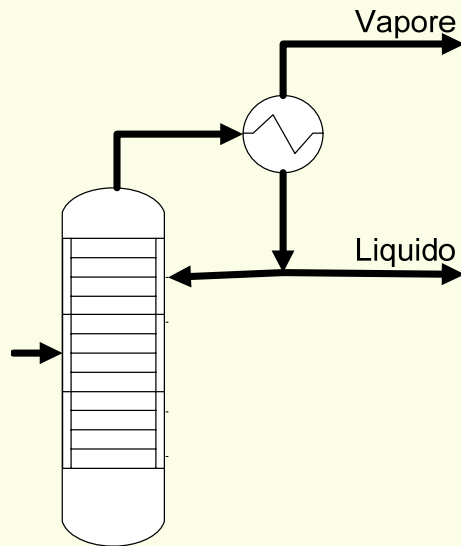


Eliminazione tagli leggeri

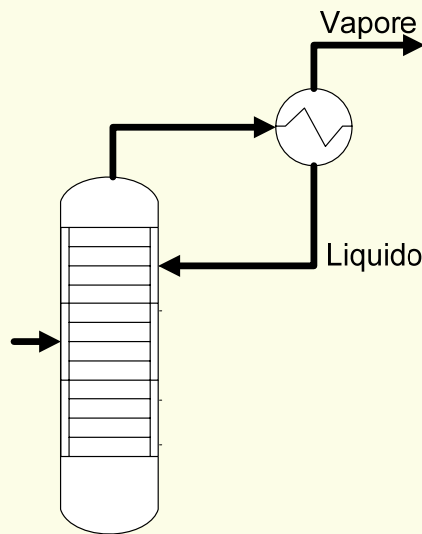
Per eliminare il taglio leggero è possibile:



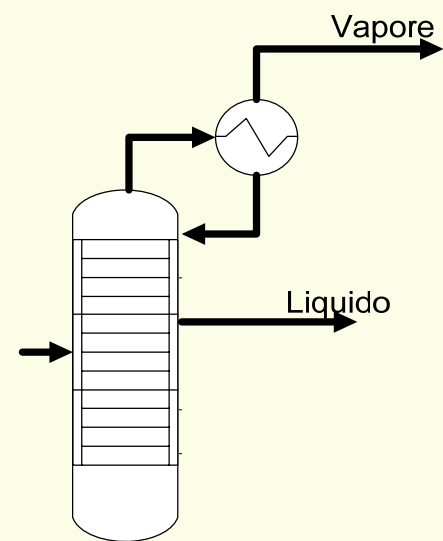
1. Abbassare la pressione o aumentare la pressione ed utilizzare un successivo separatore di fasi;
2. Utilizzare un condensatore parziale nella colonna del prodotto;
3. Utilizzare una sezione di pastorizzazione nella colonna del prodotto;
4. Utilizzare una colonna di stabilizzazione prima della colonna del prodotto.



Condensatore parziale



Stabilizer



Pastorizzazione

Eliminazione azeotropi

Se un composto forma un azeotropo con un reagente, lo si può riciclare al reattore o lo si può separare.

In genere, per la separazione di un **azeotropo** occorrono **due colonne**: l'operazione si rivela molto costosa e, al contempo, le dimensioni dell'apparecchiatura aumentano in quanto le correnti in gioco aumentano.

N.B.: allorché la volatilità relativa di componenti adiacenti per T_{eb} sia minore di 1.1, la separazione tramite distillazione diviene proibitiva per la quantità eccessiva di riflusso da inviare in colonna.

In questi casi aumentano esageratamente sia l'investimento (dimensioni colonna) sia le spese di gestione (duty al condensatore).

È opportuno, nel caso di volatilità relativa prossima all'unità, considerare i componenti adiacenti come se fossero un unico pseudocomponente, progettare la o le colonne e, solo alla fine, qualora li si dovesse separare, pensare a qualche soluzione processistica specifica.



Sequenza di separazione: criteri generali

Nel caso di una corrente contenente tre componenti da separare, è possibile operare secondo due alternative differenti:

1. $A / BC + B / C \rightarrow$ Approccio diretto;
2. $AB / C + A / B \rightarrow$ Approccio indiretto.

Nel caso si operi con:

- 5 componenti, le alternative sono 14;
- 6 componenti, le alternative sono 42.

Esistono comunque delle linee guida che aiutano a selezionare la sequenza più opportuna:

1. Rimuovere i componenti CORROSIVI prima possibile (le colonne in acciaio al carbonio costano di più).
2. Rimuovere componenti REATTIVI e MONOMERI.
3. Rimuovere PRODOTTI e correnti di riciclo come DISTILLATI al fine di avere correnti purificate che non degradino la qualità del prodotto e dei reagenti.
4. Nel caso in cui PRODOTTI e ricicli si trovino come BOTTOM della colonna è meglio prelevarli in fase vapore e poi condensarli per lo stesso motivo del punto 3.



Sequenza di separazione: colonne semplici

1. Separare per primi i componenti più abbondanti;
2. Separare il più leggero per primo;
3. Le separazioni più spinte per ultime;
4. Le separazioni più difficili per ultime;
5. Favorire separazioni equimolari;
6. La separazione successiva dovrebbe essere economicamente più conveniente di quella precedente.

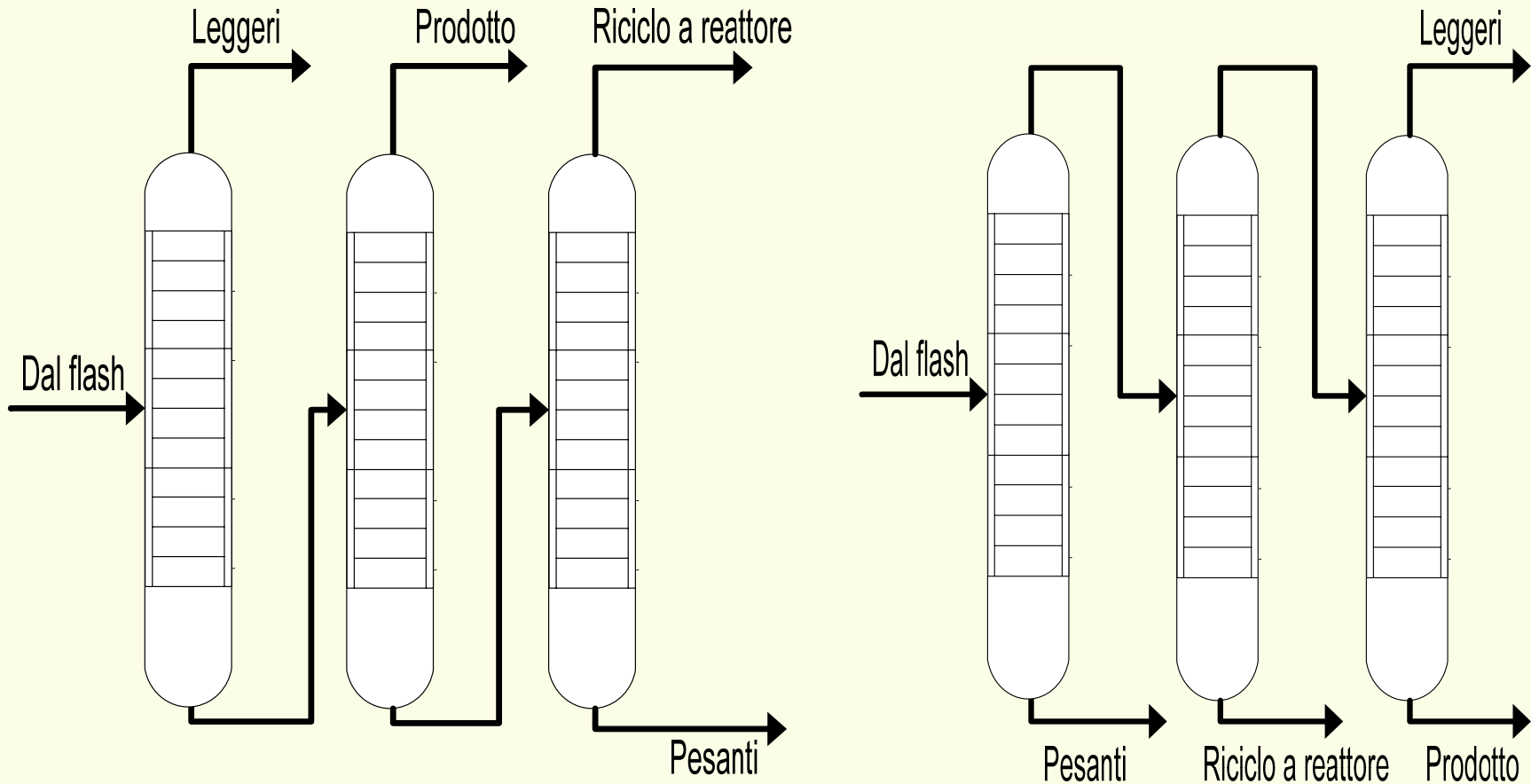
Si noti che in genere si cerca di favorire una diminuzione delle portate in modo da effettuare le separazioni più difficili con minori quantitativi di materiale da trattare.

N.B.: esistono delle possibili contraddizioni nelle linee guida appena proposte:

- la 1 e la 5 dipendono dalla composizione del feed;
- la 2 e la 4 dipendono dalle volatilità relative.

Sequenza di separazione: colonne semplici

Un altro criterio è quello di scegliere la sequenza che minimizza il numero di colonne all'interno di un loop di riciclo:

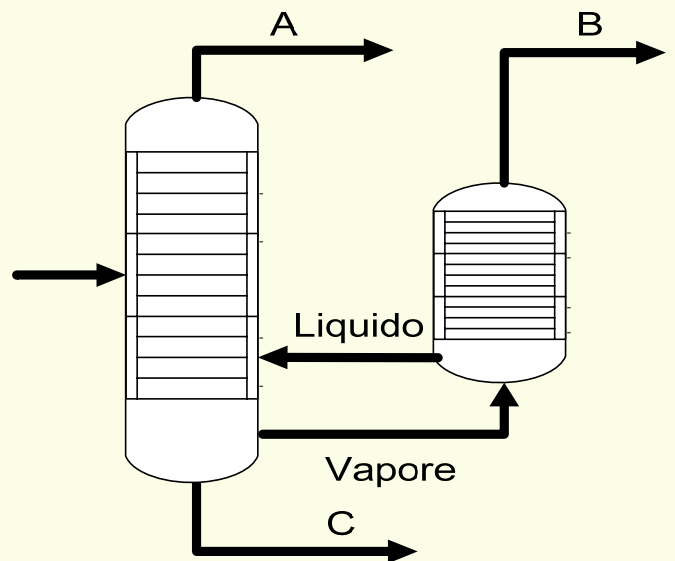


Sequenza di separazione: colonne complesse

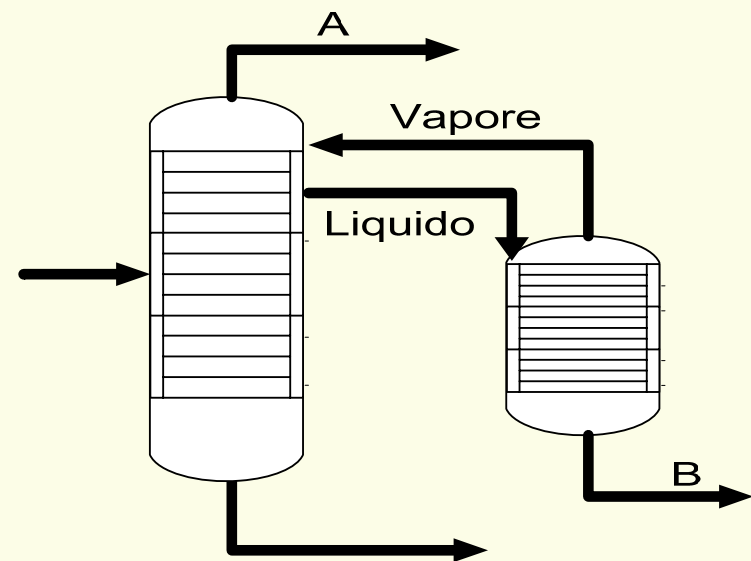
Con questo termine si intendono quelle colonne la cui configurazione ed assetto è differente rispetto al layout convenzionale (con una corrente in testa e una in coda), ma presentano COLONNE LATERALI, SIDESTRIPPERS, PREFRAZIONATORI, ...

Esistono, anche in questo caso, delle linee guida per la selezione del layout e della sequenza ottimale, proposte da GLINOS & MALONE, 1985 e TEDDER & RUDD 1978.

Normalmente, una colonna semplice è più conveniente di una complessa, ma una complessa è in genere più economica di due colonne semplici.



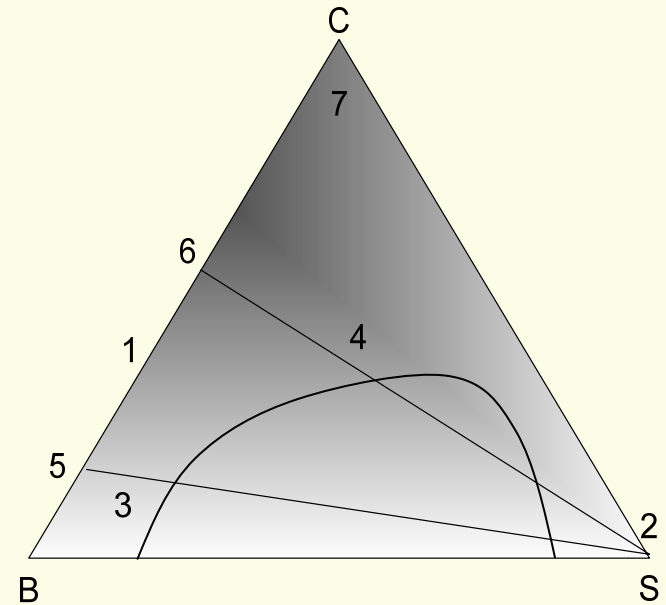
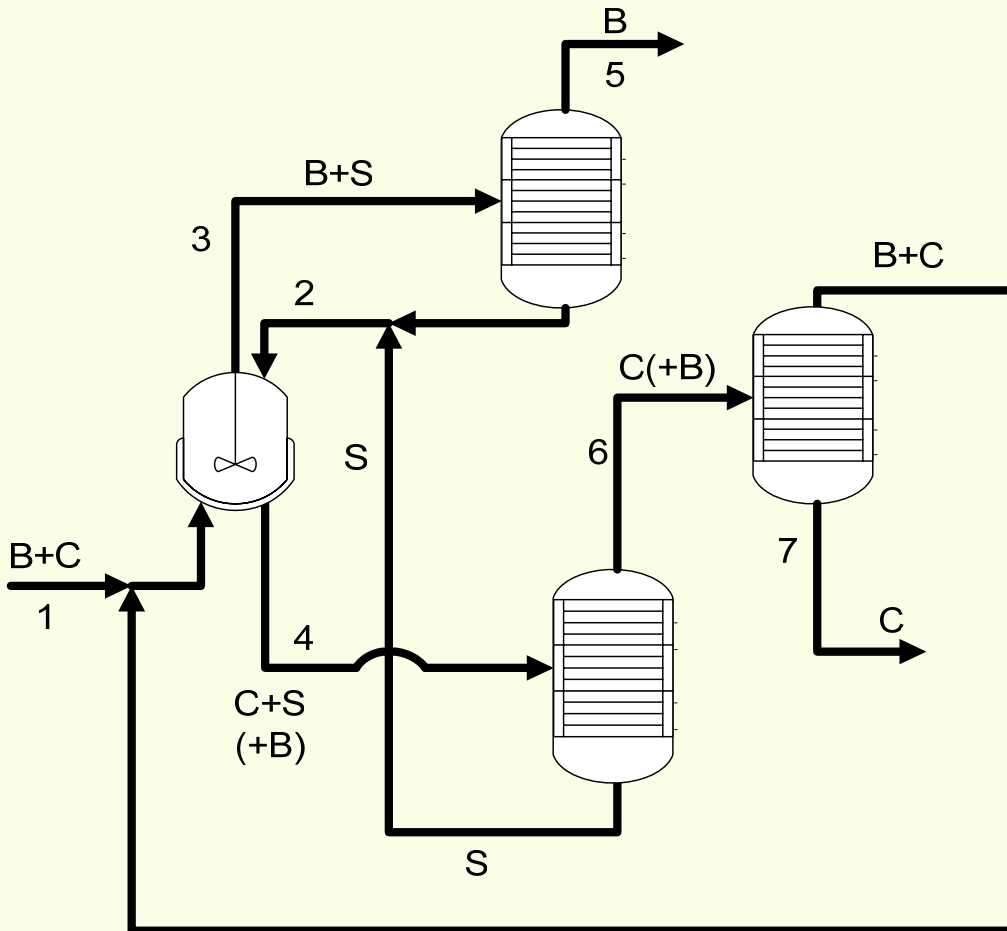
SIDE STREAM RECTIFIER



SIDE STREAM STRIPPER

Estrazione con solvente

Nonostante il costo aggiuntivo del solvente e delle colonne ausiliarie, con questa tipologia di separazione risultano più blande le condizioni operative, garantendo minori costi di investimento e di gestione.

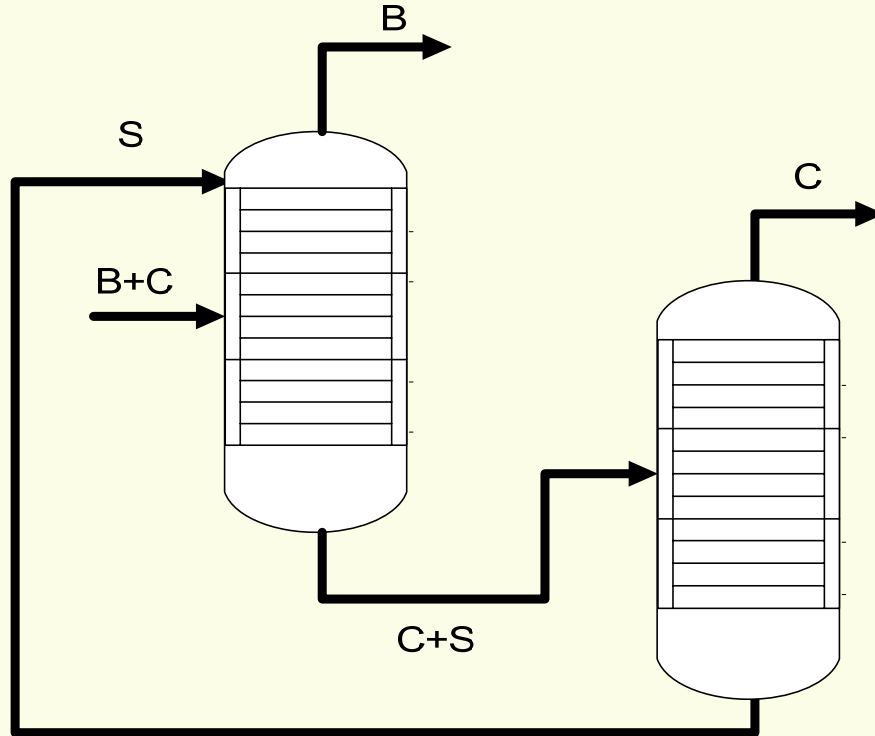


Distillazione estrattiva

Si aggiunge un componente non volatile per modificare i coefficienti di attività γ e quindi l'equilibrio liquido-vapore.

Il sistema è spesso usato qualora si abbiano azeotropi di massima.

Anche in questo caso, occorre prevedere una colonna ulteriore per la separazione dell'entrainer.



Ad esempio, per la purificazione dell'acido nitrico.

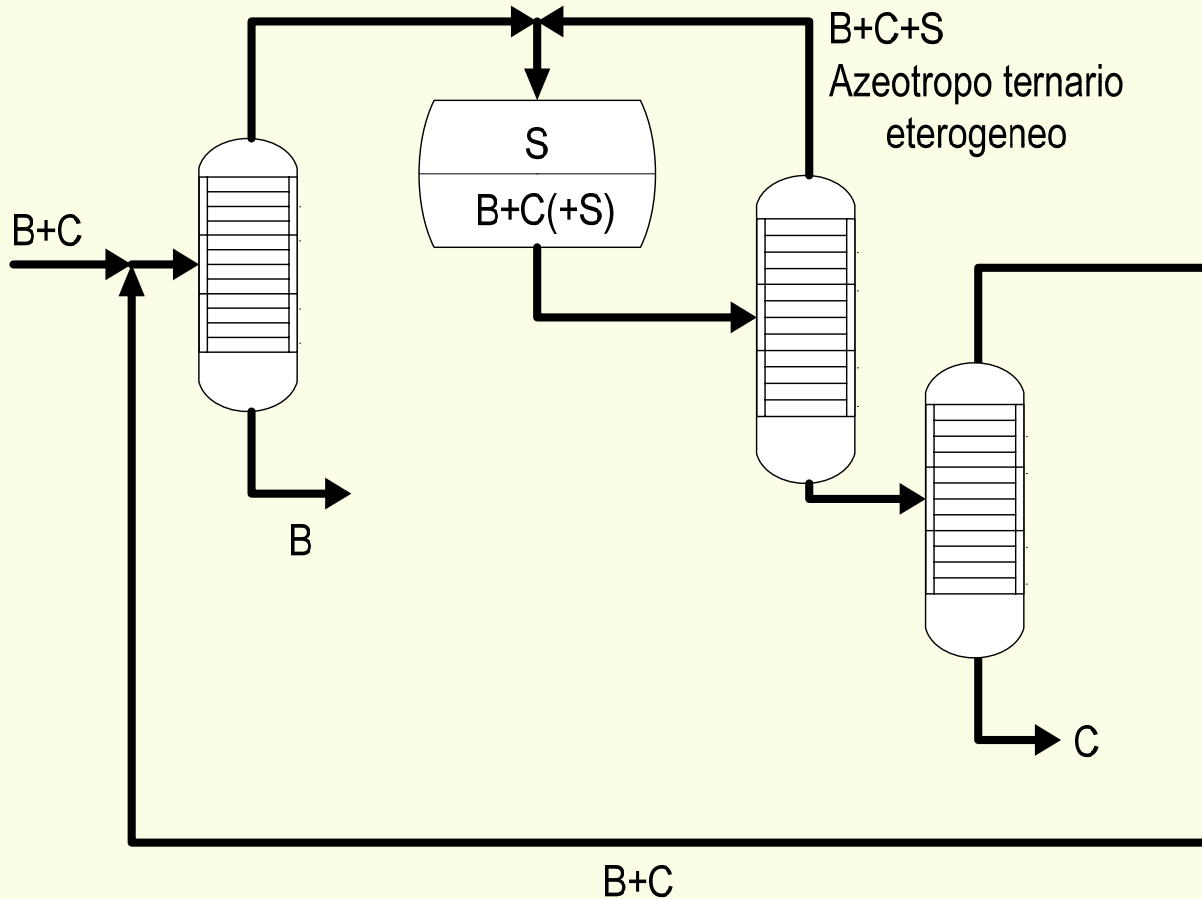
$B = \text{HNO}_3$

$C = \text{H}_2\text{O}$

$S = \text{H}_2\text{SO}_4 \rightarrow \text{Entrainer}$

Distillazione con azeotropi di minimo

Si aggiunge un componente leggero per modificare l'equilibrio liquido-vapore.



B=etanolo

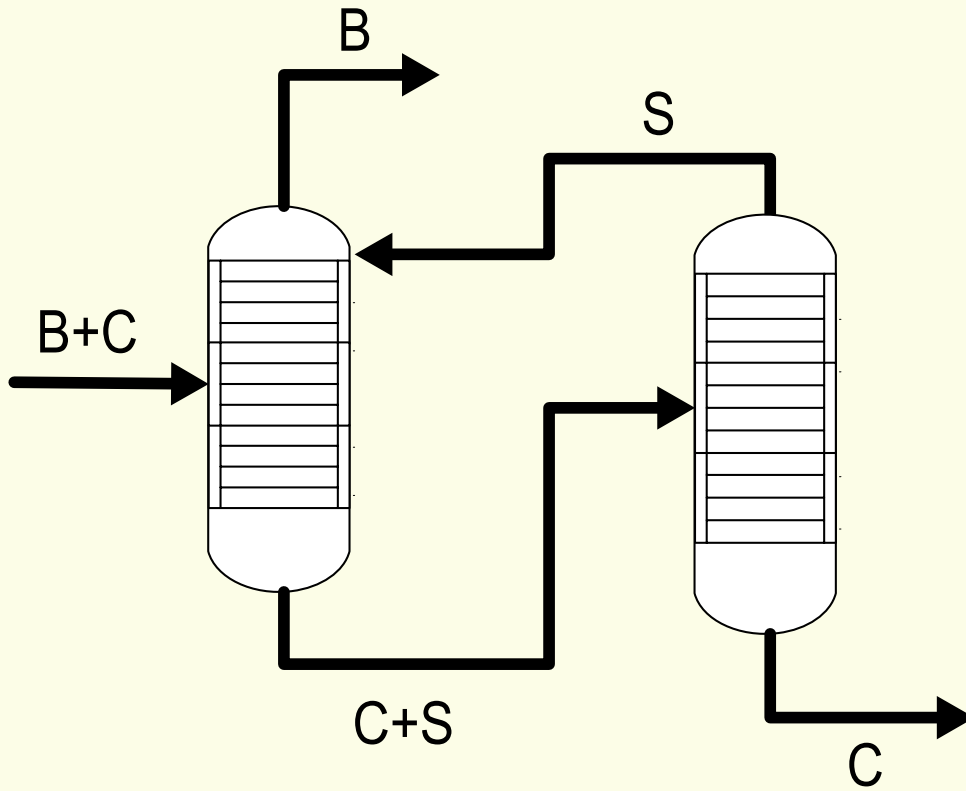
C=acqua

S=benzene

Distillazione reattiva

Si aggiunge un composto S che reagisce con un solo componente modificando notevolmente l'equilibrio liquido-vapore, agendo sulla volatilità relativa α .

La reazione viene poi rovesciata in una seconda colonna dove si rigenera S e lo si invia alla prima colonna.



B=metaxilene

C=ortoxilene

S=sodio-cumene (organometallo)

$\alpha_{B-C}=1$

$\alpha_{B-CS}=30$

Cristallizzazione

Si gioca sulla differenza di $T_{\text{solidificazione}}$ tra due composti che può essere decisamente maggiore rispetto alla corrispondente $T_{\text{evaporazione}}$.

