

Evaporatori o Concentratori - premesse

Generalmente è possibile distinguere le seguenti apparecchiature:

- Ribollitori
- Vaporizzatori

Tali termini sono nati con un loro significato che, poi, è cambiato a causa della loro utilizzazione; inizialmente, infatti, si intendeva, per ribollitore, un'apparecchiatura i cui tubi erano esposti direttamente alle fiamme (pipe-still) mentre, per vaporizzatore, un'apparecchiatura in cui il trasferimento di calore non era ottenuto per irraggiamento (si trattava, comunque, di quantità di calore cedute ad un fluido per vaporizzarlo). Attualmente, grazie allo sviluppo delle operazioni di distillazione, si intende con il termine ribollitore l'apparecchiatura di scambio termico alla base della colonna, mentre con il termine vaporizzatore un'apparecchiatura nella quale viene prodotto in qualche modo del vapore.

I Vaporizzatori vengono suddivisi in due categorie secondo la funzione cui vengono destinati:

- Generatori di vapore
- Evaporatori chimici

Negli evaporatori chimici la generazione di vapore ha lo scopo di concentrare delle soluzioni (come nel caso dell'industria della carta, della soda, dello zucchero ecc...); tale operazione differisce dalla distillazione in quanto il soluto, in questo caso, ha una tensione di vapore trascurabile: in altri termini, la fase vapore che si sviluppa è costituita esclusivamente dal solvente.

Evaporazione a multiplo effetto

Gli evaporatori, anche detti concentratori, vengono utilizzati per concentrare soluzioni estremamente diluite attraverso una separazione di materia; questo, ad esempio, si realizza nell'industria dello zucchero dove le bietole vengono tagliate (per avere un'estesa superficie di scambio) e poste a contatto con acqua (devono essere utilizzate grosse quantità d'acqua per recuperare tutto lo zucchero nel più breve tempo possibile): in questo modo, otteniamo una soluzione estremamente diluita di zucchero in acqua e, per concentrare tale soluzione, dovremo vaporizzare l'acqua usata come solvente. Per avere un'idea di quanto sia impegnativo tale compito, supponiamo di partire da una portata F di soluzione estremamente diluita (1% di zucchero) e di voler ottenere una mielassa al 50% con portata pari a F' ; per determinare la quantità d'acqua da

vaporizzare, basta effettuare un bilancio sullo zucchero (resta tutto nella fase liquida):

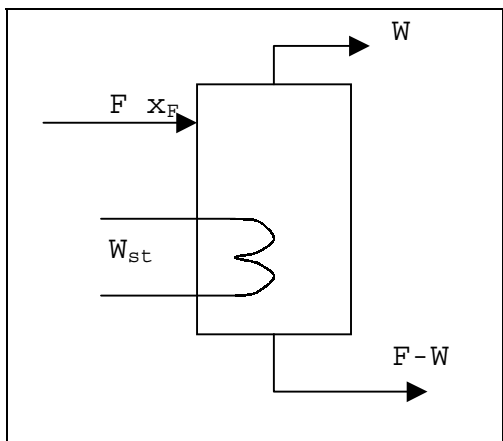
$$F * 0.01 = F' * 0.50 \qquad F' = F \frac{0.01}{0.5}$$

Se, ad esempio, $F = 100\text{Kg}$ di soluzione alimentata (1Kg zucchero, 99Kg acqua) otteniamo che $F' = 2\text{Kg}$ (1Kg zucchero, 1Kg acqua); per compiere tale operazione, dobbiamo vaporizzare 98Kg d'acqua su 100Kg di alimentazione totale: è chiaro, quindi, come tale processo sia estremamente oneroso in termini di costi di esercizio soprattutto se utilizziamo un combustibile per vaporizzare l'acqua.

Supponiamo, infatti, di voler vaporizzare tutti i 100Kg (approssimando tutto ad acqua in quanto la soluzione è estremamente diluita); in questo caso, ricordando che per 1Kg d'acqua abbiamo bisogno di circa 600 Kcal, per vaporizzare 100Kg bisogna spendere 60000 Kcal: si pone il problema di trovare una soluzione economicamente più conveniente.

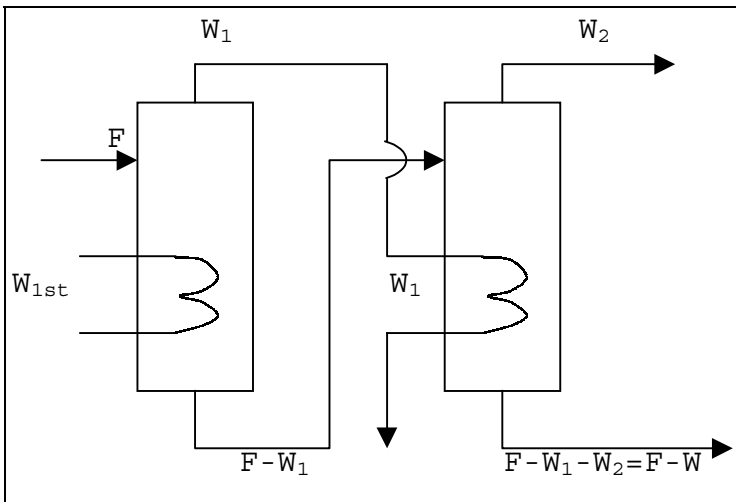
Per ottenere tale risultato, rendendo operativo il processo basato sugli evaporatori, è indispensabile ricorrere al recupero di calore. La concentrazione di una soluzione zuccherina richiede la vaporizzazione di una certa quantità d'acqua e questo può essere realizzato unicamente spendendo del calore; è possibile ottenere tale calore attraverso la condensazione di vapore di linea che si trovi, però, a pressione più elevata di quella a cui si effettua la concentrazione: la temperatura di condensazione del vapore risulterà, così, maggiore della temperatura di vaporizzazione dell'acqua della soluzione da concentrare.

Per vaporizzare 1Kg d'acqua dalla soluzione è necessario spendere all'incirca 1Kg di vapore in quanto i λ di vaporizzazione sono quasi uguali; si è pensato, allora, di riutilizzare il vapore prodotto dalla vaporizzazione del solvente come veicolo di scambio termico: per poterlo utilizzare, però, è necessario che la sua temperatura di condensazione sia maggiore della temperatura alla quale viene vaporizzato l'altro solvente (ciò è possibile se il solvente da vaporizzare si trova a pressione inferiore in quanto presenta una temperatura di ebollizione minore).



Sono stati realizzati, quindi, impianti costituiti da evaporatori in cascata operanti a pressioni decrescenti, in modo tale che il vapore prodotto nel 1° effetto (questo è il nome che prendono gli evaporatori) possa essere utilizzato per scambiare calore nel 2° effetto che lavora ad una pressione più bassa e così via. Precisiamo i termini della questione; se operiamo con un solo effetto, per vaporizzare la portata W di solvente (acqua della soluzione) dobbiamo

utilizzare il calore fornito dalla condensazione della portata W_{st} del vapore di linea (vapor d'acqua): poiché i rispettivi λ di vaporizzazione sono all'incirca uguali, possiamo ritenere che per W Kg d'acqua evaporata, abbiamo condensato $W_{st}(=W)$ Kg di vapore.



Operando, invece, con due effetti è sufficiente utilizzare una portata di vapore di linea pari a $W_{1st}=W_{st}/2$ in quanto nel primo effetto vaporizziamo la portata $W_1(=W_{1st})$ di solvente che a sua volta viene utilizzata nel secondo effetto per la vaporizzazione di una portata $W_2(=W_1)$ di solvente (il 2° effetto si trova ad una pressione minore); in questo modo

abbiamo ottenuto lo stesso prodotto del caso in cui si è impiegato un singolo effetto, avendo utilizzato la metà del vapore di linea.

Vogliamo sottolineare che il 2° concentratore, pur operando su di una portata minore, ha le stesse dimensioni del 1° concentratore e questo sia perché, essendo la portata $F-W_1$ più concentrata, siamo in presenza di minori forze spingenti e, quindi, sono richieste maggiori superfici di scambio sia per ragioni di intercambiabilità, nel senso che se uno qualunque si rompe dobbiamo essere in grado di sostituirlo con **l'unico concentratore di riserva** presente in magazzino.

Riassumendo, quindi, possiamo dire che in ogni operazione di evaporazione il maggior costo di esercizio è rappresentato dalla quantità di vapor d'acqua consumato; per tale motivo, è importante trovare un sistema che riduca il consumo di vapore (ovvero, aumenti la **resa** definita come **vapore di solvente prodotto per unità di vapor d'acqua utilizzato**). Il sistema più comunemente impiegato consiste nell'usare il vapore prodotto nel primo evaporatore come fluido riscaldante del secondo evaporatore; questo, idealmente, dovrebbe produrre 2Kg di vapore solvente per ogni Kg di vapor d'acqua utilizzato: tale sistema è utilizzabile solo se la pressione del secondo evaporatore è inferiore a quella del primo.

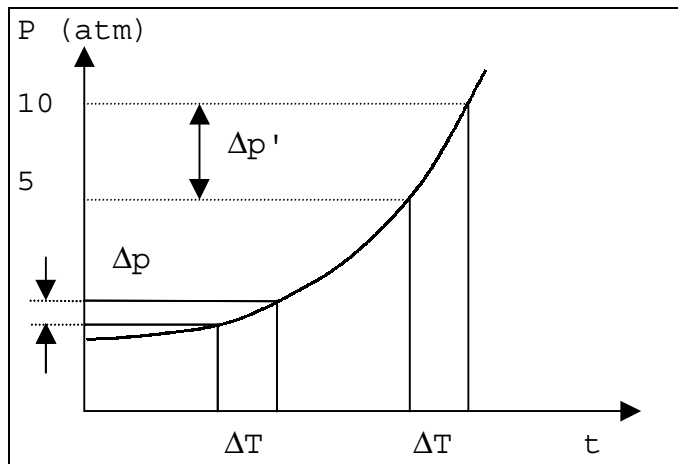
Tali considerazioni ci portano a connettere parecchi evaporatori in serie, nell'intento di ottenere per ogni Kg di vapor d'acqua di riscaldamento N Kg di vapore di solvente, avendo indicato con N il numero di evaporatori a disposizione: questo sistema di disporre gli evaporatori in serie è detto **Evaporazione a Multiplo effetto**, dove ciascuno stadio è detto effetto.

Naturalmente, bisogna valutare con attenzione fino a che punto conviene aumentare il numero N di apparecchiature presenti in serie; a tale scopo, bisogna tener presente che:

1. All'aumentare del numero di effetti, aumenta il costo dell'impianto
2. Abbiamo visto che, affinché la soluzione scambi con il vapore di solvente prodotto, deve poter bollire ad una temperatura inferiore e, quindi, i valori di pressione lato soluzione devono essere decrescenti; in altri termini, dobbiamo garantire un preciso Δt , per ogni evaporatore, tra vapore e soluzione: questa condizione operativa comporta delle restrizioni sulla p_{max} e sulla p_{min} utilizzabili e, in ultima analisi, sull'intervallo di temperatura totale disponibile.

p_{max} il vapore di linea è disponibile ad alta pressione (10+20atm) e a bassa pressione (5atm); in pratica, però, si preferisce laminare tale vapore di linea fino alla pressione atmosferica, per poi lavorare nei concentratori in depressione in quanto:

- La nostra esigenza è quella di ottenere un opportuno ΔT fra il vapore che condensa e l'acqua che evapora dalla soluzione; poiché la tensione di vapore varia in modo



esponenziale con la temperatura, si vede che per ottenere il ΔT voluto ad alta pressione dobbiamo sopportare un $\Delta p'$ elevato, cosa che non accade a pressioni più basse. In altri termini, possiamo dire che a parità di Δp i Δt più elevati si

ottengono per bassi valori della pressione: per tale motivo è più conveniente lavorare in depressione.

- Si noti, inoltre, che gli effetti si devono progettare per poter essere intercambiabili, in modo tale da ridurre al minimo la scorta indispensabile per far fronte ad eventuali guasti; ne deriva, quindi, che tutti devono poter resistere alla massima pressione che può intervenire nell'impianto: lavorando ad alta pressione, si avrebbe un eccessivo costo degli effetti in quanto tutti dovrebbero poter resistere alla massima pressione.

p_{min} Si noti che vi è la necessità di condensare il vapore in uscita dall'ultimo effetto; ciò significa che la pressione di lavoro di tale effetto (p_{min}) non deve essere inferiore alla tensione di vapore dell'acqua di raffreddamento.

E' necessario sottolineare, a questo punto, che:

- laminare il vapore di linea alla pressione atmosferica, significa fissare la temperatura di condensazione disponibile al primo concentratore
- fissare la pressione di lavoro dell'ultimo effetto (p_{\min}) in modo tale da non essere inferiore alla tensione di vapore dell'acqua di raffreddamento, significa riconoscere che la minima temperatura che si può raggiungere nel sistema è limitata dalla temperatura a cui è disponibile l'acqua di raffreddamento

In definitiva, il salto totale disponibile di temperatura può essere ripartito in tanti intervalli successivi (cioè in un certo numero di effetti); la diminuzione del salto di temperatura in ciascun concentratore attenua lo scambio termico riducendo proporzionalmente l'evaporazione per ogni unità: ciò si può verificare in quanto

- al diminuire della pressione aumenta il calore latente
- all'aumentare del numero di effetti aumentano le perdite per irraggiamento
- vi sono soluzioni che presentano un innalzamento del punto di ebollizione rispetto a quello dell'acqua pura, per cui si ha una perdita di energia dovuta alla differenza fra la temperatura alla quale vaporizza il solvente dalla soluzione bollente e la temperatura alla quale il solvente condenserà nell'effetto successivo, dove è essenzialmente puro

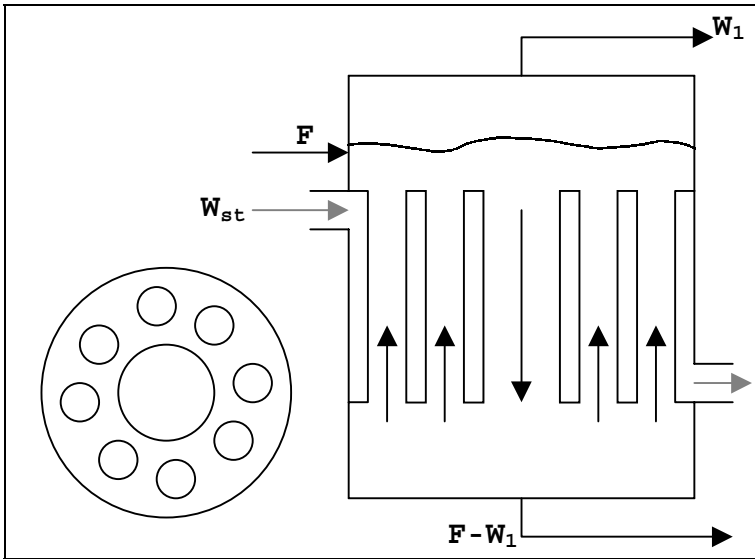
Generalmente il bilancio economico fra il costo per fornire un maggior numero di effetti e la diminuzione del gradiente di temperatura indica che non conviene utilizzare un salto di temperatura inferiore a 5°C.

Descrizione concentratori

Studieremo, in particolare, apparecchiature in cui il moto del fluido avviene per convezione libera e non per convezione forzata; questo perché i fluidi trattati sono molto corrosivi e ad alta concentrazione di soluto: ci riferiamo all'**evaporatore a cestello**.

Tale evaporatore è costituito da un involucro cilindrico che presenta al suo interno una camera di vapore attraversata da tubi e sommersa dalla soluzione; in altri termini, la superficie di scambio è costituita da un fascio tubiero che, però, è di forma particolare in quanto, al centro, è presente un tubo di dimensioni maggiori.

La corrente di vapore che condensa passa all'esterno dei tubi, mentre la soluzione passa all'interno dei tubi stessi dove avviene l'ebollizione; la circolazione della soluzione avviene verso l'alto



ed è dovuta al trascinato operato dal vapore che si è formato all'interno dei tubi oppure alla dilatazione termica del liquido, se la sua ebollizione entro i tubi è impedita da un elevato battente idrostatico.

Il ritorno del liquido verso il basso avviene attraverso il condotto cilindrico centrale, dove lo scambio termico è molto ridotto. Non è possibile favorire ulteriormente lo scambio termico attraverso la

convezione forzata in quanto, per problemi di corrosione, non è possibile l'impiego di pompe.

In un sistema a multiplo effetto, gli evaporatori possono essere collegati in modo diverso.

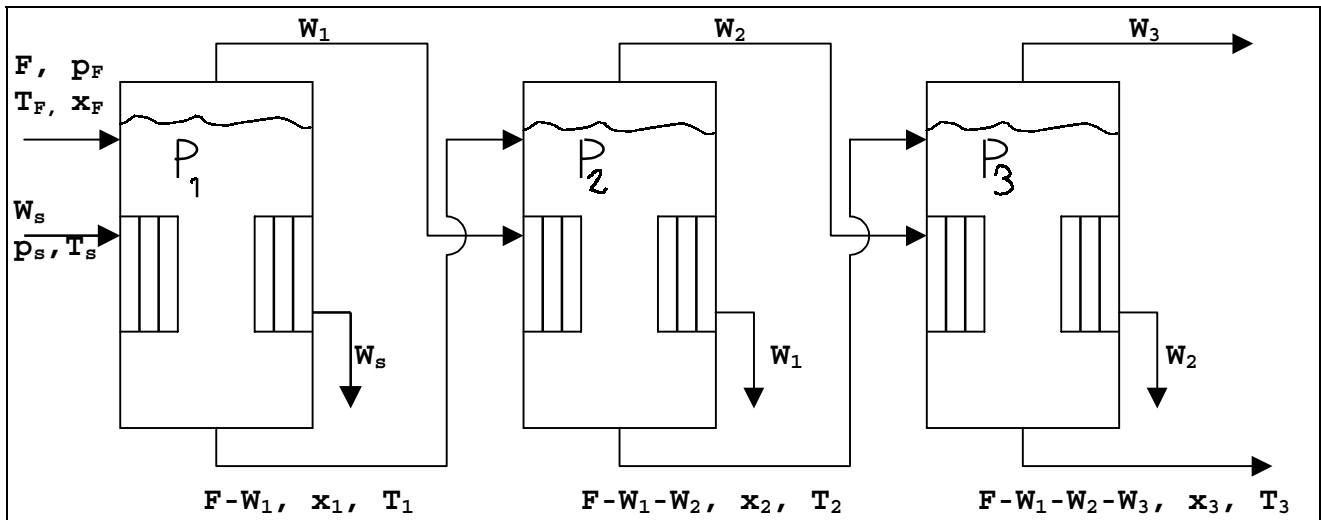
Nel sistema in equicorrente, il fluido di processo ed il vapore hanno la stessa direzione di flusso. L'equicorrente presenta il vantaggio che non sono necessarie pompe per spostare la soluzione da un effetto al successivo, ma ha lo svantaggio che l'alimentazione fredda viene riscaldata completamente nel primo effetto, per cui la resa è inferiore (in altri termini, per ogni Kg di vapore di riscaldamento si produce meno vapore di solvente); inoltre, all'aumentare della concentrazione della soluzione, diminuisce la temperatura: ciò può essere vantaggioso, in quanto si evita la decomposizione di sostanze organiche, ma d'altra parte aumenta il valore della viscosità con conseguente diminuzione del coefficiente di scambio termico.

Nel sistema in controcorrente, il fluido di processo e il vapore hanno direzioni di flusso opposte: sono necessarie, quindi, pompe tra gli effetti. La soluzione si riscalda progressivamente in ciascun effetto e ciò aumenta la resa; inoltre, l'aumento di viscosità è contenuto in quanto ad un aumento di concentrazione corrisponde un aumento di temperatura: ne deriva, però, che le sostanze organiche alle alte temperature e concentrazioni possono decomporsi.

Per ottenere i migliori risultati, può essere conveniente applicare il sistema in equicorrente e quello in controcorrente in combinazione (si parla in questo caso di sistemi misti).

Gradi di libertà

Prendiamo in considerazione un sistema a multiplo effetto in equicorrente; vogliamo valutare il numero dei gradi di libertà.



Cominciamo con il calcolare il numero delle variabili N_V :

- corrente di alimentazione 4 variabili (F, p_F, T_F, x_F)
- corrente vapore di linea 3 variabili (W_s, p_s, T_s)
- 1 variabile ripetitiva che fissa il valore N di effetti
- pressioni negli N effetti N variabili (p_1, \dots, p_N)
- temperature negli N effetti N variabili (T_1, \dots, T_N)
- portate delle correnti di vapore uscenti N variabili (W_1, \dots, W_N)
- superfici di scambio negli effetti N variabili (A_1, \dots, A_N)
- composizioni delle correnti liquide uscenti dagli effetti N variabili (x_1, \dots, x_N)

andrebbero considerati anche i coefficienti di scambio in ciascuno effetto, ma andrebbero poi scritte le relative equazioni che consentono in questo caso anche la loro valutazione, per cui ai fini del calcolo dei gradi di libertà è inutile considerarli.

In definitiva, abbiamo trovato un numero di variabili pari a:

$$N_V = 5N + 8$$

Passiamo a valutare, ora, il numero di vincoli N_R .

Osserviamo che, in pratica, i bilanci di massa globali sono già stati utilizzati quando abbiamo indicato con W_i le correnti di condensazione in uscita e con $(F - W_i)$ le correnti di soluzione in uscita; vediamo quali altre relazioni è possibile utilizzare:

— 1 bilancio di massa sul soluto per ogni effetto: N vincoli

$$Fx_F = \left(F - \sum_{i=1}^n W_i \right) x_n \quad n = 1, \dots, N$$

— 1 bilancio termico sulla soluzione per ogni effetto: N vincoli. Per il primo effetto si ha che:

$$F c_F (T_F - T_1) + W_s \lambda_s = W_1 \lambda_1 \quad (*) \text{ vedi pag.69}$$

mentre per i successivi

$$\left(F - \sum_{i=1}^{n-1} W_i \right) c_{n-1} (T_{n-1} - T_n) + W_{n-1} \lambda_{n-1} = W_n \lambda_n \quad n = 2, \dots, N$$

— 1 equazione di equilibrio per il vapore di linea alimentato: 1 vincolo. Se W_s è vapore saturo si ha che

$$p_s = f(T_s)$$

— 1 equazione di equilibrio per la soluzione in ogni effetto: N vincoli. Il generico vapore W_i è anche vapore saturo e si ha

$$p_n = p(T_n, x_n) \quad n = 1, \dots, N$$

— 1 bilancio termico sul vapore per ogni effetto (equazioni di trasporto): N vincoli. Per il primo effetto si ha

$$W_s \lambda_s = U_1 A_1 (T_s - T_1)$$

mentre per i successivi

$$W_{n-1} \lambda_{n-1} = U_n A_n (T_{n-1} - T_n) \quad n = 2, \dots, N$$

Si tenga presente che con A_i indichiamo l'area di scambio nell'i-esimo effetto, mentre la differenza di temperatura è espressa come differenza tra temperatura del vapore e temperatura della soluzione nell'effetto considerato. Osserviamo, infatti, che avremmo dovuto utilizzare un'espressione del tipo $F \cdot \Delta t_{m.1}$. dove l'efficienza F tiene conto dello scostamento dalla perfetta controcorrente mentre $\Delta t_{m.1}$. rappresenta una forza spingente media; in questo caso, però, la situazione è più semplice in quanto, lato mantello, si ha la condensazione del vapore per cui la temperatura è costante lungo tutto lo scambiatore. La temperatura della

soluzione lato tubi, invece, presenta una certa distribuzione [in particolare, la temperatura prima aumenta, in concomitanza con la diminuzione di pressione che si verifica lungo tutta la lunghezza dei tubi per la diminuzione del battente liquido, fino a raggiungere la temperatura di ebollizione; a questo punto tale temperatura diminuisce proprio in relazione alla continua diminuzione di pressione], per cui si pone il problema della valutazione di una temperatura media; una giusta scelta per tale valore consiste nell'utilizzare **la temperatura di ebollizione della soluzione alla pressione esistente nel corpo dell'evaporatore considerato**. In definitiva, la differenza fra la temperatura del vapore che condensa e la temperatura di ebollizione della soluzione alla pressione esistente nel corpo dell'evaporatore si chiama salto utile di temperatura (oppure salto termico corretto per l'innalzamento ebullioscopio) ed è quello normalmente utilizzato quando si parla di salto termico di un evaporatore.

Ricordiamo, inoltre, che le proprietà fisiche dei fluidi si ritengono conosciute (cioè sono noti calori specifici, calori latenti, ecc...). In definitiva, abbiamo trovato un numero di vincoli pari a:

$$N_R = 4N+1$$

E' possibile, ora, esprimere il numero dei gradi di libertà:

$$N_L = N_V - N_R = 5N+8 - 4N-1 = N + 7$$

In realtà, esiste un grado di libertà in più del quale non si è tenuto esplicitamente conto; si tratta della scelta relativa all'andamento dei flussi di soluzione e di vapore saturo (equicorrente o controcorrente): continueremo a non considerare esplicitamente questo grado di libertà nel conteggio totale. Si noti, però, che degli $N+7$ gradi di libertà trovati non tutti sono realmente a disposizione del progettista, infatti:

- **4 g.d.l.** vengono utilizzati per definire la corrente di alimentazione attraverso la portata F , composizione x_F , temperatura T_F e pressione p_F
- **1 g.d.l.** viene utilizzato per definire la pressione p_s oppure la temperatura T_s del vapore di linea impiegato nel primo effetto; ricordiamo che, noto uno dei due, l'altro viene calcolato tramite l'equazione di equilibrio $p_s = f(T_s)$
- **1 g.d.l.** viene utilizzato per definire il valore x_N della concentrazione della soluzione richiesta in uscita
- **$N-1$ g.d.l.** vengono utilizzati affinché le aree di scambio degli effetti $A_1=A_2=...=A_N$ siano tutte uguali tra loro (del resto gli

effetti devono essere tutti uguali): vediamo perché si deve verificare ciò. Occorre ricordare che le varie parti di un impianto chimico sono soggette, con varia frequenza, a guasti che costringono ad interrompere il funzionamento dell'impianto; in particolare, gli evaporatori richiedono frequenti interventi di manutenzione sia perché sono fortemente esposti a fenomeni di corrosione dovuti alla concentrazione di soluzioni fortemente aggressive (acide o basiche) sia per i depositi che si formano in quanto si giunge a concentrare fino al limite di solubilità: inoltre, si deve controllare la tenuta stagna degli evaporatori, in quanto basta una piccola falla per impedire che lavorino in depressione. Non si può pensare, quindi, che l'impianto funzioni continuamente tutto l'anno, proprio per i problemi di manutenzione a cui abbiamo accennato: se viene richiesta una potenzialità P_{ric} (tonnellate/anno di prodotto), l'impianto deve essere dimensionato per una potenzialità fittizia P_{fit} maggiore della potenzialità richiesta proprio per tener conto dei periodi di fermo e si ha che

$$P_{fit} = P_{ric}/f$$

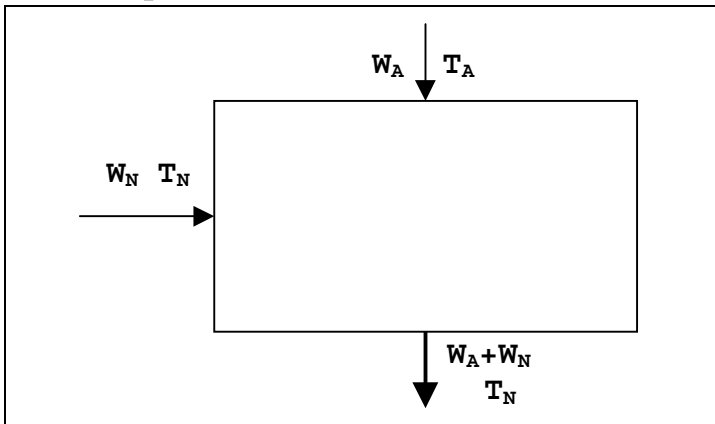
dove f è detto **fattore di utilizzazione**, definito come **rapporto tra il numero di ore di effettivo funzionamento dell'impianto e il numero di ore dell'anno (sarà, quindi, sempre minore di 1 e, ovviamente, il valore del fattore di utilizzazione sarà tanto più piccolo quanto maggiore è il numero di manutenzioni da effettuare)**. In generale, il fattore di utilizzazione di un impianto è dato dal prodotto dei fattori di utilizzazione delle singole parti, a meno che non si realizzi una certa autonomia per una delle sue parti (ad esempio, si rende possibile il funzionamento di una parte mentre altre sono ferme). Nei concentratori, a causa dei problemi di manutenzione visti, il fattore di utilizzazione è estremamente basso ($f = 0.3 \div 0.5$; si noti che per $f = 0.5$ andrebbero realizzati due impianti uguali, piuttosto che realizzare un solo impianto grande il doppio); per evitare di sovradimensionare l'impianto mantenendo sempre potenzialità P_{ric} , conviene aumentare di 1 unità il numero di effetti in modo che, a rotazione, viene escluso un concentratore per la manutenzione, mentre l'impianto lavora sempre con lo stesso numero di effetti. Affinché tale scelta sia praticabile, tutti gli effetti devono essere uguali fra loro e, quindi, le aree di scambio A_i devono essere uguali a loro volta: ciò impegna, su N effetti, $N-1$ gradi di libertà disponibili.

In definitiva, sono realmente disponibili solo **2** gradi di libertà che vengono saturati con le seguenti scelte:

- **Pressione p_N dell'ultimo effetto** (oppure la sua temperatura T_N)
- **Numero N degli effetti utilizzati**

Pressione p_N dell'ultimo effetto Dalle considerazioni fin qui viste, se ne deduce che il nostro obiettivo è quello di realizzare nell'ultimo effetto il più basso valore possibile di p_N ; l'unico modo, però, di mantenere in depressione tale apparecchiatura è quello di condensare il vapore W_N prodotto. Per evitare le spese dovute all'impiego di una pompa, si utilizza un condensatore barometrico oppure un condensatore a superficie ma ciò implica l'utilizzo di un fluido refrigerante (generalmente, una corrente d'acqua disponibile a temperatura ambiente): è evidente che la temperatura a cui è disponibile il fluido refrigerante influenza la scelta della pressione p_N nell'ultimo effetto (ricordiamo che fissare la pressione p_N equivale a fissare la temperatura T_N).

Condensatore barometrico Il modo più semplice per condensare i vapori è quello di metterli a diretto contatto con l'acqua di raffreddamento; indichiamo con W_N, T_N la portata e la temperatura dei vapori da condensare e con W_A, T_A la portata e la temperatura dell'acqua di raffreddamento: dal condensatore barometrico uscirà una



portata W_A+W_N ad una temperatura di condensazione proprio pari a T_N (ovviamente, ciò presuppone che ai vapori sia sottratto il solo calore di vaporizzazione). Il bilancio termico è immediato, in quanto il calore di vaporizzazione perso dal vapore deve essere uguale al calore sensibile acquistato dall'acqua di raffreddamento:

$$W_N \lambda_N = W_A 1 (T_N - T_A) \quad \Longrightarrow \quad T_N = T_A + \frac{W_N \lambda_N}{W_A}$$

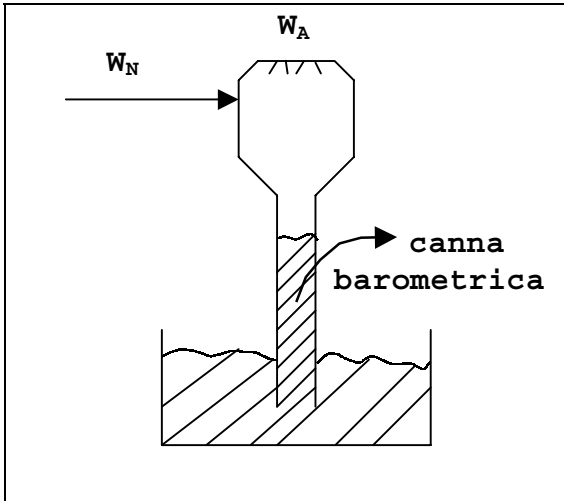
E' evidente, quindi, che per una assegnata portata dei vapori W_N la temperatura T_N differirà tanto più da T_A (temperatura a cui è disponibile l'acqua di raffreddamento) quanto più piccola è la portata W_A : si noti, però, che ipotizzando una portata d'acqua di raffreddamento infinita si verifica che $T_N = T_A$. Ovviamente, non avremo mai a disposizione una portata W_A infinita, ma questo ci consente di individuare un valore limite per la pressione p_N dell'ultimo effetto:

La pressione p_N dell'ultimo effetto non deve essere inferiore (come valore limite) alla tensione di vapore dell'acqua di raffreddamento relativa alla temperatura T_A a cui è disponibile

In definitiva, quindi, non solo risulterà

$$p_N > p_{H_2O}^0(T_A)$$

in quanto la portata W_A non è infinita, ma la pressione nell'ultimo effetto differirà da quella del condensatore barometrico per un certo Δp dovuto essenzialmente alle perdite di carico presenti per trasportare il vapore dall'effetto al condensatore. Si parla di

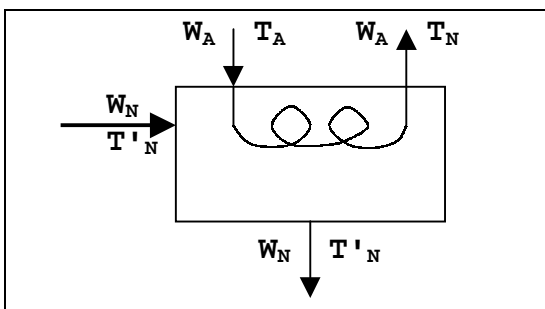


condensatore barometrico in quanto l'acqua condensata si ottiene a bassa pressione, per cui, per poterla scaricare all'esterno, è necessario inviarla all'interno di una canna barometrica così che il battente d'acqua esistente compensa la differenza di pressione fra l'atmosfera e l'interno del condensatore; di solito è necessario un battente d'acqua di 10 m.

Questo tipo di apparecchiatura è stata abbandonata in quanto i vapori provenienti dall'evaporatore portano

con loro parte del soluto (la quantità presente dipende dalla natura stessa del soluto); in altri termini, il contatto diretto tra vapori ed acqua di raffreddamento determina uno scarico inquinato dal soluto trascinato con se dal vapore che si deve condensare: per rispettare le norme sull'immissione in corsi d'acqua superficiali (anche fogne) delle acque di scarico (tabella A Legge Merli) tale tipo di condensatore non può essere utilizzato.

Condensatore a superficie In questo tipo di apparecchiatura, il vapore viene condensato in modo da restare separato dall'acqua di raffreddamento grazie all'interposizione di una superficie; ovviamente, se il vapore contiene degli inquinanti, questi si ritroveranno nell'acqua condensata ad una concentrazione molto più elevata rispetto al caso del condensatore barometrico: abbiamo, però, il vantaggio di trattare minori portate di inquinanti (del resto, non è possibile diluire tali inquinanti con quantità d'acqua tali da consentire il raggiungimento dei limiti di concentrazione ammissibili per lo scarico in fogna in quanto ciò è proibito per legge). In



pratica, tutto avviene come visto in precedenza salvo che la portata W_A d'acqua di raffreddamento passa attraverso un corpo separato da quello che accoglie la portata W_N di vapore da condensare; la quantità di calore da sottrarre è sempre la stessa (cioè il calore di vaporizzazione) per cui,

indicando con W_A sempre la stessa portata, la temperatura dell'acqua di raffreddamento raggiunge sempre la temperatura T_N trovata anche nel caso precedente:

$$W_N \lambda_N = W_A \lambda (T_N - T_A)$$

Questa volta, però, T_N pur rappresentando la temperatura dell'acqua di raffreddamento in uscita, non può più essere uguale alla temperatura di condensazione del vapore in quanto non ci troviamo in condizioni di contatto diretto, ma lo scambio termico avviene attraverso una superficie di separazione; il fluido caldo, rappresentato dal vapore che condensa, deve trovarsi ad una temperatura maggiore di quella del fluido freddo: in altri termini, anche se utilizzassimo una portata W_A infinita, il vapore deve condensare necessariamente ad una temperatura T'_N superiore rispetto a quella dell'acqua di raffreddamento. Possiamo concludere che

La pressione p_N dell'ultimo effetto, a parità di W_A , deve essere più alta rispetto al caso del condensatore barometrico in quanto rappresenta la tensione di vapore dell'acqua alla temperatura di condensazione del vapore T'_N che, questa volta, deve essere necessariamente maggiore della temperatura dell'acqua di raffreddamento T_A

In conclusione, quindi, il condensatore a superficie è certamente più sfavorevole, rispetto a quello barometrico, ai fini del processo di concentrazione in quanto consente gradi di vuoto meno spinti.

Tutto sommato, però, si osservi che una volta stabilito di utilizzare l'acqua come fluido di raffreddamento, la pressione p_N viene fissata dalla portata utilizzata, dalla temperatura dell'acqua e dalla tensione di vapore nel senso che:

- nel caso del condensatore barometrico, p_N sarà pari alla tensione di vapore alla temperatura dell'acqua di raffreddamento maggiorata di una certa quantità in quanto lavoriamo certamente con una portata d'acqua finita
- nel caso del condensatore a superficie, dobbiamo maggiorare di un'ulteriore quantità in quanto dobbiamo garantire il trasporto di energia attraverso la superficie di separazione

In definitiva, quindi, una volta effettuata la scelta sul tipo di fluido refrigerante da utilizzare, il valore di p_N finisce con l'essere determinato da altre considerazioni.

Numero N degli effetti utilizzati Abbiamo già osservato in precedenza che aumentando il numero degli effetti diminuiscono i costi di esercizio in quanto diminuisce la quantità di vapore di linea da utilizzare ma, d'altra parte, aumentano i costi di impianto; in particolare, si ha che:

costi di impianto $K_1 (N+1)$

costi di esercizio K_2/N

$$\text{costo totale } C = K_1 (N+1) + K_2/N$$

dove K_1 rappresenta il costo di un evaporatore
 K_2 rappresenta il costo del vapore di linea per $N = 1$

Il valore ottimale per il numero di effetti N si ottiene dalla relazione:

$$\frac{dC}{dN} = 0 \qquad \frac{dC}{dN} = K_1 - \frac{K_2}{N^2} = 0$$

$$N = \sqrt{\frac{K_2}{K_1}}$$

il valore ottenuto dall'estrazione della radice dovrà essere necessariamente arrotondato con un numero intero.

Si noti che abbiamo ipotizzato K_1 **costante con N** (cioè il costo di un evaporatore non varia con il numero di effetti utilizzati); in altri termini, questo equivale a dire che le dimensioni degli evaporatori e, in ultima analisi le aree di scambio A_1 , non variano mentre saremmo portati a pensare che all'aumentare di N gli effetti risultino leggermente più piccoli.

Vediamo di comprendere perché è lecito sostenere tale ipotesi.

Supponiamo di realizzare il processo utilizzando solo uno scambiatore ($N = 1$); possiamo scrivere il seguente bilancio:

$$W_s \lambda_s = U A_{N=1} (T_s - T_N)$$

Notiamo che, in questo caso, per portare la soluzione dalla concentrazione iniziale a quella finale in un unico effetto abbiamo bisogno di trasferire "in un unico colpo" tutto il calore di vaporizzazione per cui sfruttiamo tutta la forza spingente $(T_s - T_N)$. Vogliamo, ora, realizzare lo stesso processo utilizzando due evaporatori ($N = 2$); in questo caso, l'energia di vaporizzazione da scambiare viene ripartita tra i due effetti, per cui è possibile scrivere i seguenti bilanci:

$$(W_s \lambda_s) / 2 = U_1 A_{N=2} (T_s - T_1)$$

$$(W_s \lambda_s) / 2 = U_2 A_{N=2} (T_1 - T_N)$$

A questo punto, è necessario osservare che il coefficiente di scambio globale dipende dalla soluzione utilizzata (in ultima analisi dalla concentrazione della soluzione stessa), per cui il coefficiente U_1 può essere diverso da U , ma per il secondo effetto si verifica che

$$U_2 \cong U$$

Del resto, ricordando che in un generico effetto la soluzione ivi presente e la sua corrente di uscita hanno la stessa concentrazione e che la concentrazione finale della soluzione deve essere la stessa in entrambi i casi visti, è lecito supporre che l'effetto finale del caso $N = 2$ presenti un valore del coefficiente di scambio prossimo a quello trovato nel caso $N = 1$.

E' evidente che la forza spingente totale del processo è sempre la stessa, e cioè $(T_s - T_N)$, solo che dobbiamo ripartirla sui due evaporatori a disposizione; ora, certamente $(T_s - T_1)$ e $(T_1 - T_N)$ non sono esattamente uguali tra loro in quanto i coefficienti di scambio sono leggermente diversi, ma non differiscono di molto e, in prima approssimazione, è lecito scrivere che:

$$(W_s \lambda_s)/2 = U_1 A_{N=2} [(T_s - T_N)/2]$$

$$(W_s \lambda_s)/2 = U_2 A_{N=2} [(T_s - T_N)/2] = U A_{N=2} [(T_s - T_N)/2]$$

Ci accorgiamo, quindi, che a meno dell'influenza dei coefficienti di scambio, i valori delle aree $A_{N=2}$ non possono essere molto differenti dal valore dell'area $A_{N=1}$; si noti, infatti, che per $N = 1$ scambiamo tutto il calore di vaporizzazione avendo a disposizione tutta la forza spingente, mentre per $N = 2$ scambiamo per ogni effetto la metà del calore di vaporizzazione avendo a disposizione la metà della forza spingente: in definitiva, tale discorso resta valido all'aumentare degli effetti fermo restando che è comunque presente una certa approssimazione dovuta alle leggere differenze dei coefficienti di scambio.

In conclusione, nell'abito delle considerazioni effettuate, possiamo affermare che all'aumentare del numero N degli effetti le aree di scambio non variano in modo significativo ed è lecito, quindi, considerare K_1 costante rispetto ad N .

Pertanto, il valore del numero degli effetti N determinato secondo tale metodo è un valore comunque approssimato che, eventualmente, può subire aggiustamenti in una fase successiva.

Progetto di un impianto di concentrazione

Una volta saturati tutti i gradi di libertà a disposizione, passiamo a scrivere il sistema di equazioni da utilizzare:

— **N equazioni di bilancio termico**
$$\left(F - \sum_{i=1}^{n-1} W_i \right) c_{n-1} (T_{n-1} - T_n) + W_{n-1} \lambda_{n-1} = W_n \lambda_n$$

$$\begin{aligned} F c_F (T_F - T_1) + W_s \lambda_s &= W_1 \lambda_1 \\ (F - W_1) c_1 (T_1 - T_2) + W_1 \lambda_1 &= W_2 \lambda_2 \\ \dots \dots \dots \dots \dots \dots & \dots \dots \dots \\ (F - W_1 - W_2 - \dots - W_{N-1}) c_{N-1} (T_{N-1} - T_N) + W_{N-1} \lambda_{N-1} &= W_N \lambda_N \end{aligned}$$

— **1 bilancio di materia globale sul soluto**

$$F x_F = [F - (W_1 + W_2 + \dots + W_N)] x_N$$

— **N equazioni di scambio termico**
$$W_{n-1} \lambda_{n-1} = U_n A (T_{n-1} - T_n)$$

$$\begin{aligned} W_s \lambda_s &= U_1 A (T_s - T_1) \\ W_1 \lambda_1 &= U_2 A (T_1 - T_2) \\ \dots \dots \dots \dots \dots & \dots \dots \dots \\ W_{N-1} \lambda_{N-1} &= U_N A (T_{N-1} - T_N) \end{aligned}$$

Abbiamo scritto, in totale, **2N+1 equazioni**; andiamo a vedere quante incognite sono presenti:

- **N+1 portate di vapore** $W_s, W_1, W_2, \dots, W_N$ (la portata F è nota)
- **N-1 temperature** T_1, T_2, \dots, T_{N-1} (T_F, T_s e T_N sono note)
- **1 superficie di scambio** A

per un totale di **2N+1 incognite** che ci consente di rendere determinato il sistema; si noti, infatti, che per ora riteniamo noti i calori di vaporizzazione e i calori specifici.
 Per quanto riguarda le altre grandezze incognite, si ha che le composizioni x_i delle portate liquide uscenti dagli effetti vengono determinate attraverso i bilanci di massa non appena sono note le portate gassose W_i mentre le pressioni negli effetti vengono calcolate attraverso le equazioni di equilibrio una volta note temperature e composizioni.
 Torniamo sui calori di vaporizzazione e sui calori specifici, la cui conoscenza è fondamentale per la risoluzione del problema: in realtà non li conosciamo perché i λ dipendono dalla pressione (comunque,

nell'intervallo 1 - 0.3 atm tali valori non subiscono grosse modifiche) mentre i calori specifici dipendono dalle composizioni x_i e dalle temperature. In prima approssimazione, tali grandezze si ritengono indipendenti e si assume come loro valore quello relativo all'acqua pura alla pressione atmosferica: ciò è accettabile per i calori latenti, ma estremamente grossolano per i calori specifici. A questo punto, è possibile iniziare il calcolo per tentativi scegliendo in modo opportuno le temperature T_1, T_2, \dots, T_{N-1} ; si deve verificare, infatti, che:

- $T_s > T_1 > T_2 > \dots > T_{N-1} > T_N$ questa non rappresenta altro che la relazione di congruenza che tiene in conto l'andamento delle temperature in relazione alla diminuzione della pressione che si ha per ogni effetto rispetto al precedente
- **I valori di temperatura devono essere tali da determinare intervalli ΔT crescenti (tali cioè che i Δp tra ciascun effetto siano uguali tra loro)** Si noti, infatti, che si vuole ripartire equamente tra gli effetti il calore di vaporizzazione; a tale scopo, poiché la geometria e le aree di scambio restano inalterate, è necessario che gli intervalli di temperatura vadano progressivamente aumentando. Ciò è necessario in quanto, passando da un effetto all'altro, la soluzione diviene sempre più concentrata mentre le temperature diminuiscono: questo determina un aumento della viscosità con conseguente diminuzione dei coefficienti di scambio. In definitiva le differenze di temperatura devono essere incrementate per fronteggiare la diminuzione dei coefficienti di scambio; tale risultato viene ottenuto dividendo in parti uguali tra tutti gli effetti il salto di pressione totale: infatti, dall'andamento esponenziale della tensione di vapore con la temperatura, ne deriva che con la progressiva riduzione di pressione, a parità di Δp corrispondono ΔT sempre più grandi. Le temperature scelte saranno quelle relative ai valori di pressione ottenuti dividendo in parti uguali tra tutti gli effetti il salto di pressione totale.

Una volta effettuata la scelta per le temperature, si ricavano le portate di vapore W_i dalle equazioni di bilancio termico e di bilancio di materia; dalle equazioni di scambio si ricaverà il valore dell'area di scambio A : è probabile che nel corso del primo tentativo si troveranno N valori diversi, pertanto si deve calcolare un valore medio utilizzato per determinare, attraverso le stesse equazioni, i valori delle temperature da utilizzare per il tentativo successivo.

I valori delle portate di vapore W_i prima trovati, devono essere utilizzati per determinare le composizioni delle fasi liquide presenti negli effetti; in questo modo è possibile valutare con maggior precisione i calori latenti ed i calori specifici: questi devono essere utilizzati con le temperature prima trovate per dare inizio effettivamente al nuovo tentativo.

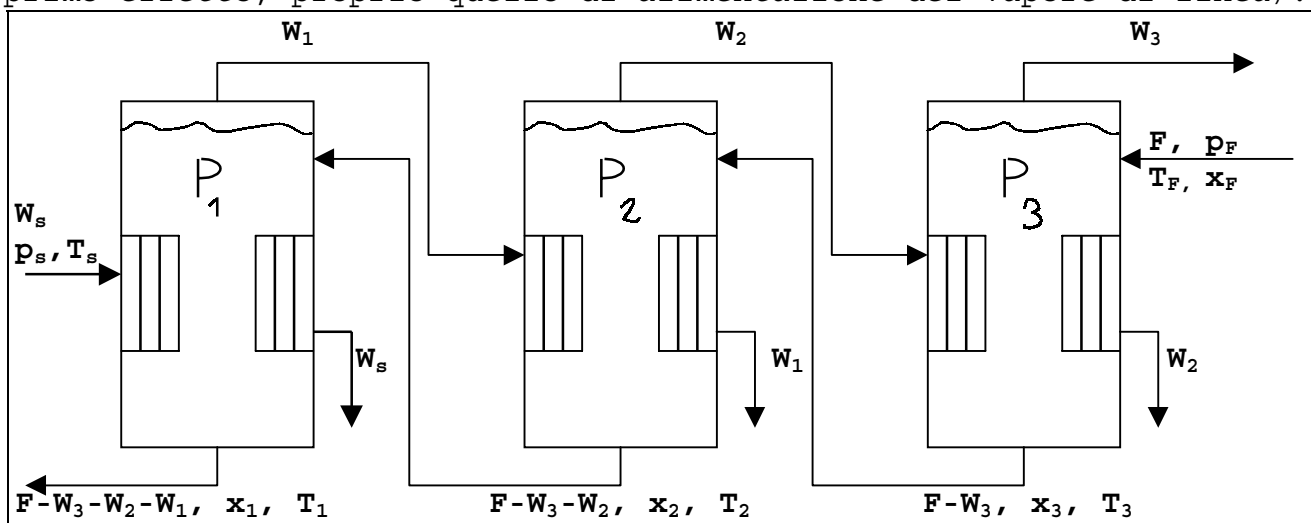
Il processo si itera secondo lo schema appena visto.

Tale procedura converge molto rapidamente (tipicamente sono sufficienti 2-3 tentativi), nonostante la scelta iniziale sulle caratteristiche fisiche della soluzione sia stata condotta con estrema libertà; in effetti, il calore latente dell'acqua dipende poco dalla temperatura per cui l'errore che si commette sui λ è trascurabile mentre, pur essendo di un certo rilievo l'errore commesso nella valutazione dei calori specifici, il calore sensibile ha un peso certamente minore rispetto al calore di vaporizzazione (differiscono all'incirca di 1 ordine di grandezza): ne consegue che l'errore commesso nella valutazione dei calori specifici ha modeste conseguenze sui calcoli.

Controcorrente - descrizione e differenze

Abbiamo visto, in precedenza, l'esistenza di un grado di libertà non incluso nei calcoli e cioè quello relativo alla scelta dell'andamento del flusso di vapore rispetto alla soluzione; fino ad ora abbiamo scelto di descrivere ciò che accade in equicorrente.

Per quanto riguarda il vapore di linea, è inevitabile che venga introdotto nell'effetto a pressione maggiore in quanto ciò consente al vapore prodotto negli effetti successivi di fluire sotto la spinta del gradiente di pressione; la soluzione, invece, può avere un percorso diverso: in particolare, si può alimentare la soluzione fresca nell'ultimo effetto determinando un percorso inverso rispetto a quello del vapore (la soluzione concentrata si ha in uscita dal primo effetto, proprio quello di alimentazione del vapore di linea).



L'analisi per la determinazione del numero dei gradi di libertà è condotta allo stesso modo del sistema in equicorrente; cambiano leggermente solo le equazioni di bilancio:

— 1 bilancio di massa sul soluto per ogni effetto: N vincoli

$$\begin{aligned}
 F x_F &= (F - W_N) x_N \\
 \dots & \dots \dots \dots \\
 F x_F &= [F - (W_N + \dots + W_3)] x_3 \\
 F x_F &= [F - (W_N + \dots + W_3 + W_2)] x_2 \\
 F x_F &= [F - (W_N + \dots + W_3 + W_2 + W_1)] x_1
 \end{aligned}$$

— 1 bilancio termico sulla soluzione per ogni effetto: N vincoli

$$\begin{aligned}
 W_s \lambda_s + [F - (W_N + \dots + W_3 + W_2)] c_2 (T_2 - T_1) &= W_1 \lambda_1 \\
 W_1 \lambda_1 + [F - (W_N + \dots + W_3)] c_3 (T_3 - T_2) &= W_2 \lambda_2 \\
 \dots & \dots \dots \dots \dots \dots \dots \dots \dots \dots \\
 W_{N-1} \lambda_{N-1} + F c_F (T_F - T_N) &= W_N \lambda_N
 \end{aligned}$$

— 1 equazione di equilibrio per il vapore di linea alimentato: 1 vincolo. Se W_s è vapore saturo si ha che

$$p_s = f(T_s)$$

— 1 equazione di equilibrio per la soluzione in ogni effetto: N vincoli. Il generico vapore W_i è anche vapore saturo e si ha

$$p_n = p(T_n, x_n) \quad n = 1, \dots, N$$

— 1 bilancio termico sul vapore per ogni effetto (equazioni di trasporto): N vincoli

$$\begin{aligned}
 W_s \lambda_s &= U_1 A (T_s - T_1) \\
 W_1 \lambda_1 &= U_2 A (T_1 - T_2) \\
 \dots & \dots \dots \dots \dots \\
 W_{N-1} \lambda_{N-1} &= U_N A (T_{N-1} - T_N)
 \end{aligned}$$

Passiamo, ora, ad analizzare le differenti caratteristiche tra equicorrente e controcorrente, focalizzando la nostra attenzione sulle principali grandezze fisiche coinvolte.

Pressione Operare in **equicorrente** comporta il grosso vantaggio di sfruttare i salti di pressione tra i vari effetti per consentire il flusso del vapore e della soluzione; abbiamo bisogno di una sola pompa nell'ultimo effetto, necessaria per l'estrazione della soluzione concentrata che si trova a pressione inferiore di quella atmosferica. Se, invece, operiamo in **controcorrente** abbiamo bisogno di una pompa per ogni coppia di effetti consecutivi, in quanto la soluzione da concentrare deve attraversare gli effetti contro il gradiente di pressione; oltre all'evidente aumento dei costi di impianto e di esercizio, l'inserimento delle pompe tra gli evaporatori comporta delle ulteriori sconnessioni nella rete, con conseguente:

- incremento dei problemi di manutenzione (ricordiamo che, tra le altre cose, è estremamente importante garantire la tenuta e mantenere l'intero sistema in depressione)
- diminuzione del fattore di utilizzazione

Coefficienti di scambio Negli evaporatori descritti, il meccanismo di scambio termico si basa essenzialmente sulla convezione libera; in questo caso, visto che comunque **i parametri geometrici sono fissati**, la caratteristica fisica che maggiormente influenza i coefficienti di scambio è la **viscosità della fase liquida**: quanto più la soluzione viene concentrata, tanto più la viscosità aumenta.

Operando in **equicorrente**, alimentiamo al primo effetto sia il vapore di linea che la soluzione da concentrare; in questo modo, passando da un effetto all'altro, si viene a verificare che:

- diminuisce la temperatura
- aumenta la concentrazione della soluzione

Questi due fenomeni, poiché il flusso del vapore e della soluzione avviene nella stessa direzione, agiscono concordemente e determinano un forte incremento della viscosità; ciò determina un abbattimento dei coefficienti di scambio: ne deriva una drastica riduzione dello scambio termico. In definitiva, l'aumento della viscosità rappresenta il vero limite alla possibilità di concentrare ulteriormente la soluzione (notiamo che, alla riduzione dei coefficienti di scambio, potremmo opporre un aumento della superficie di scambio in modo da non penalizzare lo scambio termico globale; ovviamente ciò è estremamente dispendioso in quanto l'incremento di viscosità è tale da determinare un forte incremento di tale superficie: in altri termini "il gioco non vale la candela").

Se, invece, operiamo in **controcorrente** alimentiamo al primo effetto il vapore di linea, mentre la soluzione da concentrare è introdotta nell'ultimo effetto; in questo modo, i flussi del vapore e della soluzione da concentrare sono opposti per cui è comunque vero che la temperatura diminuisce dal primo all'ultimo effetto, ma la soluzione viene concentrata in senso inverso: più aumenta la concentrazione,

maggiore è la temperatura a cui si trova la soluzione e, conseguentemente, la viscosità aumenta in modo più graduale. Operando in questo modo otteniamo coefficienti di scambio più elevati e, quindi, è possibile raggiungere concentrazioni più spinte.

Contributo termico della corrente di alimentazione F Generalmente, la temperatura della corrente di alimentazione (soluzione) è sempre maggiore di quella dell'effetto in cui viene introdotta. Operando in **equicorrente**, la corrente di alimentazione F, introdotta nel primo effetto, subisce un'operazione di flash a causa del più alto valore di temperatura e di pressione; il calore sensibile del vapore così prodotto viene utilizzato in tutti gli effetti successivi: tali considerazioni, del resto, sono valide per ogni evaporatore in quanto la soluzione si troverà, di volta in volta, in ingresso ad effetti in condizioni di temperatura e pressione minori. Operando in **controcorrente**, invece, è pur vero che la corrente F subisce un flash maggiore perché viene immessa in un effetto a temperatura e pressione molto minore, ma il vapore prodotto non viene utilizzato negli altri evaporatori in quanto è subito inviato al condensatore.

Per quanto riguarda la soluzione dei problemi in controcorrente, si procede in modo del tutto analogo a quanto visto per l'equicorrente, cioè per tentativi; in particolare, le temperature scelte inizialmente sono quelle relative ai valori di pressione ottenuti dividendo in parti uguali tra tutti gli effetti il salto di pressione totale: si noti, però, che questa volta il problema, per andare a convergenza, ha bisogno di un maggior numero di iterazioni. Infatti, nel caso considerato, i coefficienti di scambio presentano una variazione meno pronunciata rispetto all'equicorrente, per cui i salti di temperatura devono essere successivamente aggiustati in modo da essere più vicini tra loro.

Nel caso in cui le concentrazioni desiderate non possono essere ottenute lavorando in controcorrente, allora è necessario ricorrere alla convezione forzata; come abbiamo più volte detto, ciò comporta grossi problemi di corrosione e, quindi, di manutenzione per cui viene realizzata solo sugli ultimi evaporatori, dove è più necessario agire a causa della maggiore concentrazione della soluzione.

Ultime considerazioni

Abbiamo visto che il vapore di linea, disponibile ad alta pressione, deve essere laminato prima di essere utilizzato nell'evaporazione a multiplo effetto: ciò rappresenta, però, uno spreco di energia. Per recuperare parte di tale energia si è pensato di miscelare una parte del vapore in uscita dall'ultimo effetto, con il vapore di linea; in questo modo si raggiungono diversi obiettivi:

— si abbassa la pressione del vapore di linea

- si ha un minor consumo del vapore di linea
- diminuisce la quantità di vapore da condensare

Non è possibile riflussare completamente il vapore in uscita dall'ultimo effetto in quanto si avrebbe un eccessivo abbassamento della pressione del vapore di linea: su questa base viene determinato il massimo rapporto $W_{N\text{riflussato}}/W_s$ praticabile.

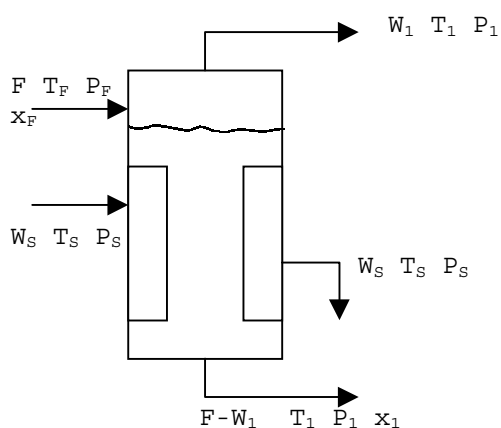
In ultima analisi, l'ultimo evaporatore deve essere provvisto di una "pompa da vuoto" al solo scopo di estrarre gli incondensabili (O_2, N_2); questi non provengono da rientrate esterne, che si evitano assicurando la perfetta tenuta stagna con l'ambiente esterno, ma derivano dai gas disciolti nella soluzione iniziale e che vengono liberati con il progressivo abbattimento della pressione: la loro presenza nell'ultimo effetto determina, nel tempo, un incremento di pressione che compromette tutto il processo produttivo.

Molto spesso, nel progettare un impianto di concentrazione, bisogna tener conto **dell'innalzamento ebullioscopico**, cioè il fenomeno per cui una soluzione presenta un innalzamento della temperatura di ebollizione rispetto al solvente puro.

Ne deriva, quindi, che la soluzione bollendo in un effetto ad una temperatura superiore a quella del solvente puro alla stessa pressione, genera un vapore che, essendo costituito dal solo solvente, è un vapore surriscaldato il cui contenuto entalpico H è costituito dalla somma del calore latente di vaporizzazione e del calore sensibile; la soluzione stessa ha un'entalpia h funzione di temperatura e concentrazione.

Il problema, quindi, si complica per la presenza di ulteriori incognite (cioè, in via del tutto generale, $T_{\text{soluzione}}$, H , h) i cui valori devono essere tratti da opportuni diagrammi relativi alla soluzione considerata.

(*) Per essere chiari sul bilancio termico, riferiamoci ad un unico stadio; il sistema lo si può ritenere, nel suo complesso, adiabatico per cui si ha:



$$\Delta H = 0 \iff H_{IN} = H_{OUT}$$

Scegliamo come riferimento la fase liquida alla temperatura T_1 dell'effetto

$$H_F = F c_{PF} (T_F - T_1)$$

$$H_{WS \text{ in}} = W_S c_{PS} (T_S - T_1) + W_S \lambda_S (T_S)$$

$$H_{W1} = W_1 \lambda_1 (T_1) \quad H_{WS \text{ out}} = W_S c_{PS} (T_S - T_1)$$

$$H_{F-W1} = (F - W_1) c_{Ps} (T_1 - T_1) = 0$$

Possiamo scrivere, quindi, che

$$F c_{PF} (T_F - T_1) + W_S c_{PS} (T_S - T_1) + W_S \lambda_S (T_S) = W_1 \lambda_1 (T_1) + W_S c_{PS} (T_S - T_1)$$

$$F c_{PF} (T_F - T_1) + W_S \lambda_S (T_S) = W_1 \lambda_1 (T_1)$$