

Facoltà di Ingegneria – Università degli Studi di Bologna

Dipartimento di Ingegneria Industriale

Marco Gentilini

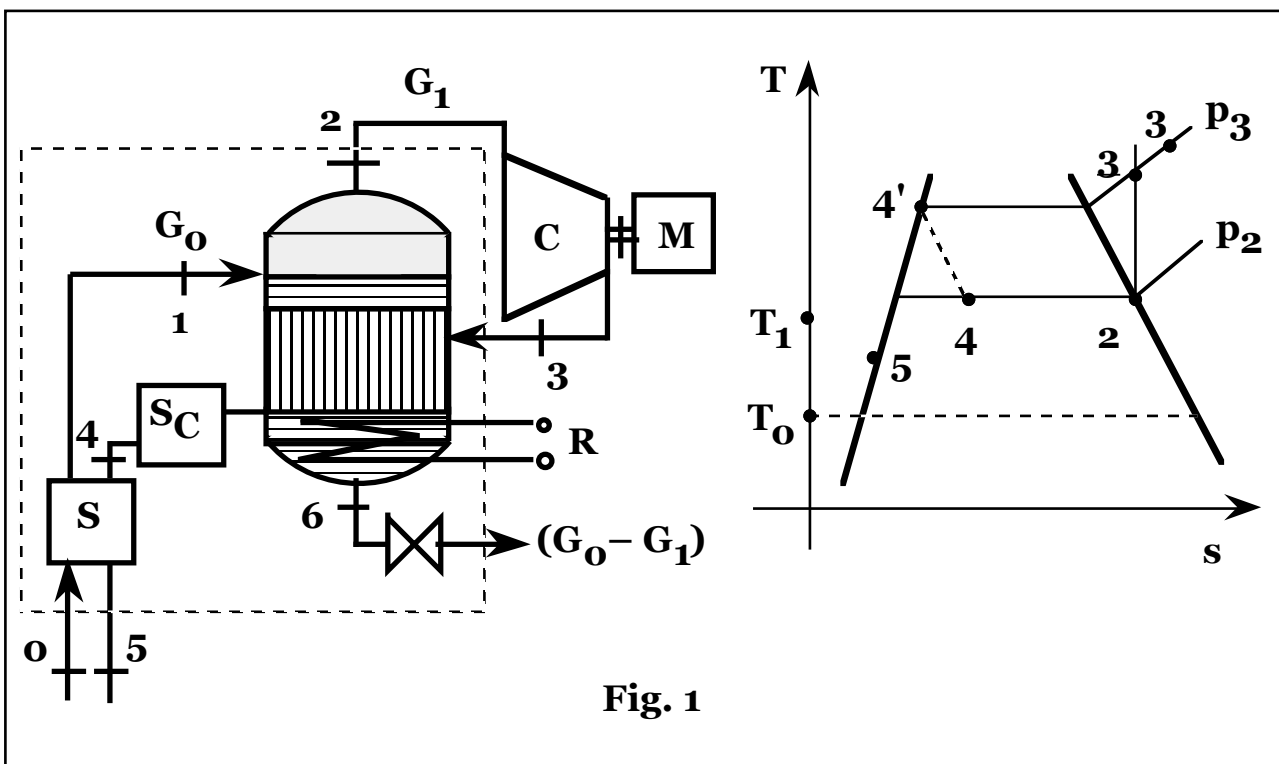
**Ottimizzazione economica dei sistemi di
concentrazione a multipli effetti e a
termocompressione. Valutazioni comparative.**

Quaderni del Dipartimento

**OTTIMIZZAZIONE ECONOMICA DEI SISTEMI DI
CONCENTRAZIONE A MULTIPLI EFFETTI E A
TERMOCOMPRESSIONE. VALUTAZIONI COMPARATIVE.**

1 - IMPIANTI A TERMOCOMPRESSIONE.

Si dicono a termocompressione, (**Fig.1**), gli impianti di concentrazione, (o distillazione), nei quali la portata di vapore di evaporazione, (G_1), in uscita dal concentratore, (o distillatore), viene compressa, (tratto **2-3**), potendo quindi, cedere successivamente la potenza termica, (h entalpia specifica del fluido): $G_1(h_3 - h_4')$, alla soluzione producendo con continuità la portata di vapore G_1 stessa.



Per l'avviamento a regime è necessario un riscaldatore, (**R**), mentre la condensa in uscita a valle dello scaricatore, (**SC**), alimenta uno scambiatore di recupero, (**S**), di preriscaldamento della soluzione in ingresso allo scambiatore.

L'entalpia di una soluzione composta da un solo soluto e un solo solvente, vale: $h = x h_{\text{soluto}} + (1 - x) h_{\text{solvente}} =$

$$= \mathbf{x} \mathbf{c}_{pz} \mathbf{T} + (1 - \mathbf{x}) \mathbf{c}_{ps} \mathbf{T} = [\mathbf{x} \mathbf{c}_{pz} + (1 - \mathbf{x}) \mathbf{c}_{ps}] \mathbf{T} =$$

$$= [\mathbf{c}_{ps} - \mathbf{x} (\mathbf{c}_{ps} - \mathbf{c}_{pz})] \mathbf{T},$$

con: \mathbf{x} concentrazione di soluto, (\mathbf{x} = massa soluto/massa soluzione);
 \mathbf{c}_{pz} \mathbf{c}_{ps} calore specifico del soluto e del solvente, rispettivamente e
avendo posto lo zero della scala delle entalpie allo zero centigrado.

Per il bilanciamento delle potenze termiche, il bilancio entalpico
attraverso una superficie chiusa comprendente il concentratore, (o
distillatore), e lo scambiatore di recupero, risulta:

$$\mathbf{G}_0 [\mathbf{c}_{ps} - \mathbf{x}_0 (\mathbf{c}_{ps} - \mathbf{c}_{pz})] \mathbf{T}_0 + \mathbf{G}_1 \mathbf{h}_3 =$$

$$= \mathbf{G}_1 \mathbf{h}_2 + \mathbf{G}_1 \mathbf{h}_5 + (\mathbf{G}_0 - \mathbf{G}_1) [\mathbf{c}_{ps} - \mathbf{x}_f (\mathbf{c}_{ps} - \mathbf{c}_{pz})] \mathbf{T}_2.$$

Risultano dati di progetto i valori delle grandezze: \mathbf{G}_0 , \mathbf{x}_0 , \mathbf{T}_0 , \mathbf{p}_2 , \mathbf{T}_2 ,
 \mathbf{x}_f e quindi: $\mathbf{G}_1 = \mathbf{G}_0 (1 - \mathbf{x}_0 / \mathbf{x}_f)$; $(\mathbf{G}_0 - \mathbf{G}_1) = \mathbf{G}_0 \mathbf{x}_0 / \mathbf{x}_f$, si ottiene
pertanto: $\mathbf{G}_0 [\mathbf{c}_{ps} - \mathbf{x}_0 (\mathbf{c}_{ps} - \mathbf{c}_{pz})] \mathbf{T}_0 + \mathbf{G}_0 (1 - \mathbf{x}_0 / \mathbf{x}_f) \mathbf{h}_3 =$
 $= \mathbf{G}_0 (1 - \mathbf{x}_0 / \mathbf{x}_f) \mathbf{h}_2 + \mathbf{G}_0 (1 - \mathbf{x}_0 / \mathbf{x}_f) \mathbf{h}_5 + \mathbf{G}_0 \mathbf{x}_0 / \mathbf{x}_f [\mathbf{c}_{ps} - \mathbf{x}_f (\mathbf{c}_{ps} - \mathbf{c}_{pz})] \mathbf{T}_2.$

Nota la temperatura \mathbf{T}_0 e le caratteristiche fisiche dei fluidi, in funzione
delle specifiche e dell'indice dello scambiatore di recupero, si determina
la temperatura della condensa, (\mathbf{T}_5), in uscita dallo scambiatore di
recupero e quindi il suo stato fisico, (\mathbf{h}_5), da cui:

$$\mathbf{h}_3 = (\mathbf{h}_2 + \mathbf{h}_5) + \frac{\frac{\mathbf{x}_0}{\mathbf{x}_f} [\mathbf{c}_{ps} - \mathbf{x}_f (\mathbf{c}_{ps} - \mathbf{c}_{pz})] \mathbf{T}_2}{1 - \frac{\mathbf{x}_0}{\mathbf{x}_f}} -$$

$$\frac{[\mathbf{c}_{ps} - \mathbf{x}_0 (\mathbf{c}_{ps} - \mathbf{c}_{pz})] \mathbf{T}_0}{1 - \frac{\mathbf{x}_0}{\mathbf{x}_f}}.$$

Lo scambiatore di recupero può essere alimentato anche dalla portata
di soluzione concentrata, ($\mathbf{G}_0 - \mathbf{G}_1$), per il recupero di ulteriore potenza
termica.

In tal caso ancora in funzione delle caratteristiche fisiche dei fluidi e
delle specifiche e dell'indice dello scambiatore di recupero, si determina
una nuova temperatura, (\mathbf{T}_5), della condensa in uscita dallo
scambiatore di recupero, (e quindi il suo nuovo stato fisico \mathbf{h}_5), e la
temperatura della soluzione concentrata che appare nel bilancio a un
valore, (\mathbf{T}_6), inferiore al precedente, (\mathbf{T}_2).

La relazione di dimensionamento risulta:

$$h_3 = (h_2 + h_5) + \frac{\frac{x_o}{x_f} [c_{ps} - x_f(c_{ps} - c_{pz})] T_6}{1 - \frac{x_o}{x_f}} - \frac{[c_{ps} - x_o(c_{ps} - c_{pz})] T_o}{1 - \frac{x_o}{x_f}},$$

con diminuzione, ($T_6 < T_2$), del valore dell'entalpia richiesta, (h_3), e quindi della potenza impiegata.

Nota il rendimento rispetto all'isoentropica di compressione, (h_i):

$h_i = (h_3 - h_2)/(h_3 - h_2)$, si ottiene: $h_3 = h_2 + h_i (h_3 - h_2)$, da cui la pressione di fine compressione, (p_3), e quindi la potenza, (P), spesa nel

compressore: $P = \frac{G_o \left(1 - \frac{x_o}{x_f}\right) (h_3 - h_2)}{h_m}$, con h_m rendimento meccanico/elettrico del sistema di compressione.

2 - OTTIMIZZAZIONE ECONOMICA DEGLI IMPIANTI A TERMOCOMPRESSIONE.

Al variare del salto termico nel concentratore, varia il rapporto di pressioni nel gruppo di compressione e quindi la potenza installata, ovvero gli oneri di impianto ed esercizio del gruppo stesso, mentre variano in senso opposto le dimensioni e quindi i costi del sistema di concentrazione, (o distillazione).

Posto il calore latente di condensazione: $r_v = r_v(p) = r = \text{costante}$ e trascurando il modesto contributo del surriscaldamento del vapore, l'equilibrio delle potenze termiche scambiate sussiste per ogni salto di pressione Dp al compressore, (ovvero per ogni salto termico DT nello scambiatore).

Il costo totale attualizzato del sistema, vale:

$$C_{ta}(Dp) = C_{ta}(DT) = \frac{PuTc_k}{t_{ek}} + bS + qP,$$

con: u fattore di carico;

T periodo rateale;

c_k costo specifico dell'energia elettrica,

e avendo supposto una relazione lineare con la superficie di scambio del costo, (I_s), del concentratore, (o distillatore): $I_s(S) = bS$ e il costo del

sistema di compressione, (I_c), proporzionale alla potenza installata:
 $I_c(P) = qP$.

La superficie di scambio risulta: $S = \frac{G_1 r R_t}{DT} = G_0 \left(1 - \frac{x_o}{x_f}\right) \frac{r R_t}{DT}$, mentre

la potenza P , vale: $P = \frac{G_1 Dh}{h_c} = \frac{G_1 k_1 DT}{h_c} = G_0 \left(1 - \frac{x_o}{x_f}\right) \frac{k_1 DT}{h_c}$, con:

$Dh = k_1 DT$, salto entalpico isoentropico al compressore, ed essendo:
 $k_1 = k_1(T_v)$, una funzione della temperatura di vaporizzazione, T_v e
 h_c rendimento globale di compressione.

Si ottiene, quindi:

$$C_{ta}(DT) = G_0 \left(1 - \frac{x_o}{x_f}\right) \left[\left(\frac{k_1 u T c_k}{h_c t_{ek}} + \frac{q k_1}{h_c} \right) DT + \frac{b r R_t}{DT} \right].$$

Posto: $dC_{ta}(DT)/dDT = 0$, si ottiene quindi, il salto termico economico,

(DT_{ec}): $DT_{ec} = \sqrt{\frac{b r R_t}{\frac{k_1 u T c_k}{h_c t_{ek}} + \frac{q k_1}{h_c}}}$, da cui:

$$(C_{ta})_{min} = 2G_0 \left(1 - \frac{x_o}{x_f}\right) \sqrt{\left(\frac{k_1 u T c_k}{h_c t_{ek}} + \frac{q k_1}{h_c} \right) b r R_t}.$$

Esempio numerico.

Dati i valori: $t_{ek} = 0,0802$ 1/anno;

$$b = \text{€}/\text{m}^2; \quad r = 2,26 \cdot 10^6 \text{ J/kg};$$

$$R_T = 5,73 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2 \text{ K/W}; \quad k_1 = 1419 \text{ J/kg K};$$

$$u = 0,8; \quad h_c = 0,65;$$

$$c_k = 1,45 \cdot 10^{-8} \text{ €}/\text{J}; \quad q = 0,3 \text{ €}/\text{W};$$

il salto termico di ottimizzazione economica, risulta: $DT_{ec} = 6,21 \text{ K}$.

3 - OTTIMIZZAZIONE DEL NUMERO DI EFFETTI DI UN SISTEMA DI CONCENTRAZIONE MULTIPLO.

Nota la portata di soluzione da trattare, (G_0), e la concentrazione iniziale, (x_o), fissata la concentrazione finale, (x_f), al crescere di n , si

riduce la portata di vapore primario g_v , (e quindi le spese di impianto ed esercizio della sezione vapore), mentre il costo impianto relativo alla sezione di concentrazione, cresce sia con il numero di effetti che per la riduzione del salto di pressione, (e quindi termico), in ogni effetto, che richiede superficie di scambio, (e quindi oneri di investimento), crescenti.

Il costo totale del sistema può quindi essere suddiviso in una serie di oneri proporzionali al numero di effetti, (costo impianto di concentrazione o distillazione), e un'altra inversamente proporzionale a tale numero, (costo ed esercizio dell'impianto a vapore).

E' pertanto possibile l'ottimizzazione del numero di effetti.

La potenza termica primaria per un sistema a n effetti, vale:

$Q = \frac{k_{fr}}{n} G_o \left(1 - \frac{x_o}{x_f}\right)$, circa uguale alla potenza termica scambiata in ogni effetto e quindi indicando con T_v la temperatura del vapore primario e con T_f la temperatura finale del sistema, la superficie di scambio del singolo effetto, (S_n), risulta:

$$S_n = R_t \frac{\frac{k_{fr}}{n} G_o \left(1 - \frac{x_o}{x_f}\right)}{T_v - T_f} = R_t \frac{k_{fr} G_o}{T_v - T_f} \left(1 - \frac{x_o}{x_f}\right).$$

Supposto il costo dell'impianto a vapore, (I_v), proporzionale alla potenza termica installata: $I_v(Q) = qQ$, e il costo dei concentratori, (o distillatori), lineare con le dimensioni e quindi la superficie di scambio: $I_s(S) = bS_n$, il costo totale attualizzato del sistema: $C_{ta} = C_{ta}(n)$, risulta:

$$\begin{aligned} C_{ta}(n) &= \left(q + \frac{uTc_c}{h_g k_i t_{ec}} \right) \frac{k_{fr}}{n} G_o \left(1 - \frac{x_o}{x_f}\right) + n \left[b R_t \frac{k_{fr} G_o}{T_v - T_f} \left(1 - \frac{x_o}{x_f}\right) \right] = \\ &= k_{fr} G_o \left(1 - \frac{x_o}{x_f}\right) \left[\left(q + \frac{uTc_c}{h_g k_i t_{ec}} \right) \frac{1}{n} + n \left(\frac{b R_t}{T_v - T_f} \right) \right]. \end{aligned}$$

Il numero economico di effetti, (n_{ec}), risulta pertanto la radice

dell'equazione: $\frac{dC_{ta}(n)}{dn} = 0$, ovvero: $n_{ec} = \sqrt{\frac{q + \frac{uTc_c}{h_g k_i t_{ec}}}{\frac{b R_t}{T_v - T_f}}}$,

da cui:
$$(C_{ta})_{\min} = 2k_f r G_o \left(1 - \frac{x_o}{x_f}\right) \sqrt{\left(q + \frac{uTc_c}{h_g k_i t_{ec}}\right) \frac{bR_t}{T_v - T_f}}.$$

4 - VALUTAZIONI COMPARATIVE.

Per un'analisi economica fra i due diversi sistemi di concentrazione o distillazione, (a multipli effetti e a termocompressione), occorre confrontare i relativi costi totali attualizzati, ottimizzati.

Il sistema a termocompressione, risulta quindi economicamente

vantaggioso per:
$$\frac{k_1}{h_c} \left(q_c + \frac{uTc_k}{t_{ek}}\right) bR_t < \left(q_n + \frac{uTc_c}{h_g k_i t_{ec}}\right) \frac{k_f^2 b r R_t}{T_v - T_f}.$$

Supposti paragonabili i valori dei parametri: b , R_t , $t_{ek} = t_{ec} = t_e$, ed essendo: $c_k = c_c / k_i h_t$, con: h_t rendimento globale di conversione di energia termica in energia meccanica o elettrica, si ottiene:

$$\frac{k_1}{h_c} \left(q_c + \frac{uTc_c}{h_t k_i t_e}\right) < \left(q_n + \frac{uTc_c}{h_g k_i t_e}\right) \frac{k_f^2 r}{T_v - T_f}.$$

Per l'analisi comparativa energetica fra i due sistemi, la potenza termica primaria richiesta per unità di portata di vapore estratta dalla soluzione, vale in caso di sistema a vapore: $(k_f r / n_{ec})$, mentre in caso di sistemi a termocompressione è richiesta una potenza meccanica: $(k_1 D T_{ec} / h_c)$, ovvero una potenza termica primaria, pari a: $(k_1 D T_{ec}) / (h_c h_t)$, con h_t rendimento globale di conversione dell'energia termica primaria in energia meccanica o elettrica.
