

# EVAPORAZIONE – CONCENTRAZIONE

versione#B1 - Prof. A.Tonini – [www.andytonini.com](http://www.andytonini.com)

**INDICE:** [BALNCI](#) – [IPE](#) – [EVAP.MULTIPLI](#) – [TERMOCOMPRESSIONE](#) – [TIPI APPARECCH.](#) – [CONTROLLI](#) – [SCHEMI](#) – [APPENDICE](#)

## ASPETTI GENERALI

**FINALITA':** è un processo unitario che serve per ottenere una soluzione più concentrata a partire da una più diluita, per mezzo di un trasferimento di materia ed energia in cui il solvente viene portato all'ebollizione e viene vaporizzato, rendendo la soluzione più concentrata. Il soluto ha tensione di vapore << della soluzione.

Le quantità di energia necessarie alla vaporizzazione sono generalmente fornite da vapore d'acqua di rete che condensa in un apposito fascio tubiero, cedendo il calore latente di condensazione. In questo sistema esistono due tipi di vapore: il vapore di alimentazione VB (vapore di rete a bassa pressione), e il vapore del solvente V, prodotto dall'ebollizione della soluzione.

I problemi riguardanti questa operazione sono:

- **La trasmissione del calore:** individuare le condizioni operative più opportune e scegliere le apparecchiature che favoriscano i migliori coefficienti di trasferimento.
- **La separazione tra il vapore prodotto e la soluzione in ebollizione:** usare i dispositivi più adatti per la separazione del vapore e delle particelle di liquido trascinate.
- **L'economia del vapore di alimentazione:** necessario economizzare i consumi di vapore (vedi multipli effetti).

**APPLICAZIONI:** concentrazione di soluzioni di NaOH, di soluzioni saline, di sughi alimentari (ind.saccarosio – sugo pomodoro – succhi di frutta - ...), dissalazione acqua di mare, recupero di solventi di lavorazione,...

Se la separazione del solvente è spinta fino alla saturazione della soluzione con conseguente precipitazione del soluto, si parla di **crystallizzazione**. Quando il prodotto di interesse è il solvente evaporato si parla di **evaporazione - dissalazione**. Apparecchiatura = CONCENTRATORE/ EVAPORATORE.

[[INDICE](#)]

## DIMENSIONAMENTO DEGLI EVAPORATORI

**DESCRIZIONE IMPIANTO:** - condizioni di regime stazionario (bilanci entrata = uscita);

[fig.2] alimentazione **F** entra nell'**evaporatore E1**, a  $T_F$ , e bolle a  $T_1$ , a spese dell'energia ceduta dal vapore di rete a  $T_w$  condensante esterno fascio tubiero (non c'è mescolamento con soluzione/vapori); → il vapore di solvente uscente dall'evaporatore passa in un **condensatore D1** a miscela/superficie, fluido refrigerante acqua [AR]  $F_{aq}$ , dove si separano dall'alto i vapori dagli incondensabili, che vanno espulsi oppure vanno al servizio vuoto, e dal basso le condense.

**CALCOLI:** alim. **F**, portate di soluzione concentrata **S1**, solvente evaporato **V1**, quantità di vapore di rete riscaldante da adoperare (VB) ovv. **W**; superficie di scambio termico dell'evaporatore **E1**; portata di acqua al condensatore **Faq**.

► **BILANCI DI MATERIA:** [vedi fig.2]

$$F = S1 + V1 \quad \text{BILANCIO DI MASSA GLOBALE} \quad [\text{N.B.: bil.glob.} \rightarrow F + W = S1 + V1 + SC; \text{ con portata } W \cong SC]$$

$$F \cdot X_F = S1 \cdot X_{S1} \quad \text{BILANCIO DI MASSA RELATIVO AL SOLUTO}$$

con:  $X_F, X_{S1}$  = fraz. in peso massa<sub>SOLUTO</sub>/m<sub>SOLUZ</sub> [e anche  $c_F, c_1$ ]; **F** alimentazione, **S1** soluz.concentrata, **V1** vapore uscente [portate in Kg/h]; da queste equazioni, noti  $F, X_F, X_{S1}$ , si ricavano le portate →  $S1 = F X_F / X_{S1}$ , e →  $V1 = F - S1$ .

► **BILANCI DI ENERGIA:**

si considerano i contenuti entalpici (portate x entalpia **H**) delle varie correnti che entrano ed escono dall'evaporatore (entrata = uscita), a regime.

➤ **1-BILANCIO per l'EVAPORATORE E1:** → det. vapore di rete – [vedi fig.2] [caso senza IPE = innalzamento ebullioscopico]

$$F H_F + W H_W = V1 H_{V1} + S1 H_{S1} + SC H_{SC} \quad (\text{portate in Kg/h, H entalpie in kJ/kg})$$

sapendo che le portate  $W \cong SC$  (scarico condense), e che il calore latente  $\lambda_W = H_W - H_{SC}$ , si ottiene:

$$\rightarrow W = (V1 H_{V1} + S1 H_{S1} - F H_F) / \lambda_W \quad \text{portata di vapore di rete in (Kg/h);}$$

posto  $T_1 = T_{\text{ebollizione}}$  della soluzione, si può calcolare:

$$H_{V1} = c_{\text{SOLUZ}} \times T_1 + \lambda_{\text{evap}}; \quad H_{S1} = c_{\text{SOLUZ}} \times T_1; \quad H_F = c_F \times T_F; \quad \lambda_W = H_W - H_{SC} \text{ alla } T_w; \quad (c = \text{calori specifici}).$$

(VEDI ANCHE [APPENDICE](#) TABELLE SISTEMA ACQUA-VAPORE).

➤ **2 -BILANCIO per SUPERFICIE di EVAPORATORE E1:** [vedi fig.3]

quantità di calore scambiato **Q** risulta:  $Q = U_D \times \text{Sup} \times \Delta T_{ML} = W \times \lambda_W$ ;  $\Delta T_{ML} \equiv \Delta T = T_w - T_1$ .

$$\rightarrow \text{Sup.evap.} = Q / (U_D \Delta T) \quad \text{m}^2 \quad \text{superficie di scambio evap.};$$

con  $U_D$  = coeff. globale evaporatore  $W/m^2 \cdot ^\circ C$ ;

➤ **3 -BILANCIO per il CONDENSATORE A MISCELA D1:** [vedi fig.4]

portata  $F_{aq}$  entra a  $T_{i, aq}$ ; condense uscenti a  $T_{u, aq}$ ;  $H_{i, aq} = c \cdot T_{i, aq}$ ;  $H_{u, aq} = c \cdot T_{u, aq}$ ;  $c = \text{cal.specif.} [4.18 \text{ kJ/kg} \cdot ^\circ C]$

$V1 H_{V1} + F_{aq} H_{i, aq} = (V1 + F_{aq}) H_{u, aq}$  da cui  $F_{aq} = V1 (H_{V1} - H_{u, aq}) / (H_{u, aq} - H_{i, aq})$ ; da cui si ottiene:

$$\rightarrow F_{aq} = V1 (H_{V1} - H_{u, aq}) / (H_{u, aq} - H_{i, aq}) \quad \text{Kg/h portata acqua raffreddamento.}$$

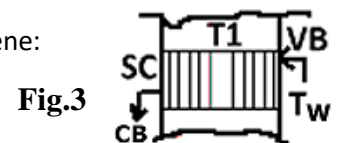
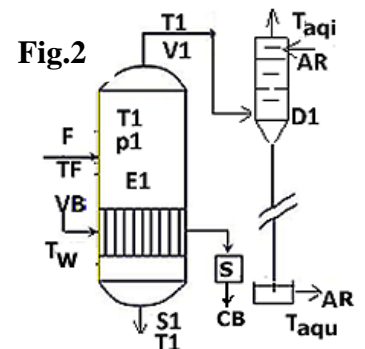
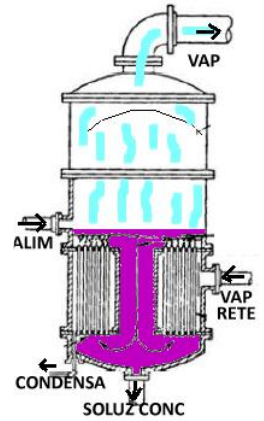


Fig.3

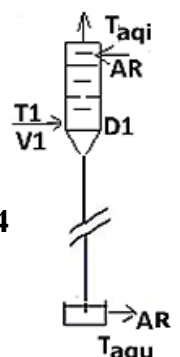
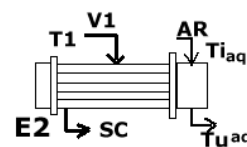


Fig.4

➤ **4 -BILANCIO per il CONDENSATORE A SUPERFICIE E2:** [vedi fig.5]

$Q = V1 (H_{V1} - H_{SC}) = V1 \lambda_w = \mathbf{Faq} \times c_{aq} (Tu_{aq} - Ti_{aq}) = U_D \times \mathbf{Sup} \times \Delta T_{ML}$ ;  
 →  $\mathbf{Faq} = V1 \lambda_w / (Tu_{aq} - Ti_{aq})$  Kg/h acqua raffreddamento; →  $\mathbf{Sup} = Q / (U_D \Delta T_{ML})$  del cond.a superf.;  
 temperature del vap.dell'evaporatore T1, dell'acqua  $Ti_{aq}$  e  $Tu_{aq}$ ;  $c_{aq} = 4,18 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$ ;

Fig.5



[INDICE]

**COMPORAMENTO REALE DELLE SOLUZIONI:**

**LA TEMPERATURA DI EBOLLIZIONE DI SOLVENTE E SOLUZIONI (VEDI DIAGR.A LATO)**

PREMESSE TEORICHE: [vedi documento diag.di fase e proprietà colligative]

-comportamento al riscaldamento di sostanza pura A e soluzione A+soluto B;

-tensioni di vapore e frazioni molari:  $p_{tot} = p^{\circ}_A X_A + p^{\circ}_B X_B$  (Raoult);

-temperatura di ebollizione: quando la tens.vapore della sostanza pura  $p^{\circ}_A = p$ ,  
 con  $p =$  pressione dell'ambiente- sistema;

-legame tra temperature e tens.vapore: cfr. eq. Clapeyron →  $\ln p^{\circ}_2 / p^{\circ}_1 = \lambda_{evap} (1/T_1 - 1/T_2) / R$ ;



Fig.6



**INNALZAMENTO EBULLIOSCOPICO - IPE -**

la presenza di un soluto **B** in una soluzione determina un **aumento** della temperatura di ebollizione, rispetto a quella del solvente puro; la differenza tra la temperatura di ebollizione della soluzione e la temperatura di ebollizione del solo solvente **A** è chiamata **innalzamento ebullioscopico** ( $\Delta T_{eb}$ ) o **IPE**. L'innalzamento eb. dipende dal numero di particelle in soluzione e dai legami che esse instaurano con il solvente e tra loro; dipende quindi dalla concentrazione, e per concentrazioni non diluite anche dalla natura del soluto. Esso può essere calcolato in due modi:

1) tramite il **diagramma di Durhing** -

(VEDI anche **APPENDICE** diagr.per soluzioni NaOH)

**Regola di Durhing** - Per una data pressione di esercizio l'innalzamento del punto di ebollizione (IPE) è proporzionale alla conc. soluzione:

$K = (t_2 - t_1) / (T_2 - T_1)$  con  $K = \text{cost.}$  [vedi diagrammi fig.6 e fig.7]

eq.retta funzione della concentrazione,temp.  $t_{soluzione}$ ;  $T_{solvente}$  puro;  
 $T_1$  e  $t_1$  a stessa pressione, stato(1);  $T_2$  e  $t_2$  a stessa pressione, stato(2).

[la costante di proporzionalità K in generale è funzione della pressione].

**ESEMPIO:** nota la temp.ebollizione  $T_1 [ = 85^\circ\text{C} ]$  solvente puro a determinata pressione, nota la concentrazione finale, si determina la temp. di ebollizione della soluzione di NaOH a concentrazione nota (p.es.50%) che risulta  $T_1^* = 138^\circ\text{C}$ , maggiore di  $T_1$ , come da fig.7.

2) tramite la formula seguente:  $\Delta T_{eb} = X_A RT^2 / \lambda$ ;

( $\Delta T =$  IPE incremento della temperatura di ebollizione.  $\lambda =$  calore latente di vaporizzazione alla pressione di lavoro)

**ENTALPIE E DIAGRAMMA PASSAGGI DI STATO - SOSTANZA PURA :**

Per calcolare il contenuto termico del vapore uscente si usa l'**Entalpia**: quantità di calore necessaria per portare 1 Kg di fluido dalla temperatura di  $0^\circ\text{C}$

(temp.riferimento) alla temperatura di esercizio:  $\Delta H = H - H_{rif.} = H - 0$ ; ( $H_{rif.} = 0$  a  $T_{rif.} = 0^\circ\text{C}$ ); quindi , considerando il cal.specif. acqua  $c = 4,185 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$ ; calore latente di passaggio di stato  $= \Delta H_{evap} = \lambda$  ; entalpie in kJ/kg; cal.specif.del vapore surriscaldato  $c_s = 1,9 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$ , il **calcolo delle entalpie** (vedi diagr. fig.8) risulta come segue:

$H_1 = c \times (T_{eb} - 0) = 4,185 \times T_{eb} \text{ kJ/kg}$ , contenuto termico **liquido** alla  $T_{eb}$  (1)

$H_2 = H_1 + \lambda_{evap}$  (a  $T_{eb}$ ) kJ/kg, contenuto termico **vap. saturo secco**; ( $T_1 = T_2$ )

$H_3 = H_2 + 1,9 \times (T_{3,vap\ surr} - T_{2,eb})$  kJ/kg, contenuto termico **vapore surriscaldato**.

(VEDI ANCHE **APPENDICE** TABELLE SISTEMA ACQUA-VAPORE)

▶ in **assenza** di IPE il sistema **bolle** a  $T_{eb}$ . a quella pressione , e il **vapore** uscente dal ribollitore è alla  $T_{eb}$ .  $T(1) = T(2)$  (vedi diagr.fig.3) con contenuto  $H_{vap.} = H_2 = H_1 + \lambda_{evap} \text{ kJ/kg}$ ;

▶ in **presenza** di IPE il sistema **bolle** a  $T(3) > T_{eb}$  del solvente puro, e il vapore uscente dal ribollitore è **vapore surriscaldato** alla  $T_{surriscaldamento} = T(3)$ , con contenuto

$H_{vap} = H_3 = c \times (T_{eb}) + \lambda_{evap} + 1,9 \times (T_{3,vap\ surr} - T_{2,eb}) \text{ kJ/kg}$  ,

con  $(T_{3,vap\ surr} - T_{2,eb}) = \text{IPE}$ ;  $c_{SURR} = 1,9 = \text{cal.specif. medio del vapore surriscaldato kJ/kg}^\circ\text{C}$ ;

➤ **5-BILANCIO TERMICO ALL'EVAPORATORE E1 - caso con IPE:**

la soluzione bolle a  $T_1 > T_{eb}$  solv. puro a quella pressione  $p_1$ ;

bilancio:  $F H_F + W H_W = V_1 H_{V1} + S_1 H_{S1} + SC H_{SC}$  [ $F, W, SC, V_1, S_1$  portate in kg/h,  $H$  in kJ/kg]

da cui →  $W = (V_1 H_{V1} + S_1 H_{S1} - F H_F) / \lambda_w$  portata di vapore di rete  $W$  in (Kg/h);

con  $H_{V1} = c_s \times T_{EB.SOLV.} + \lambda_{evap.solv.} + 1,9 \times (T_1 - T_{EB.SOLV.})$ ;  $H_{S1} = c_s \times T_1$ ;  $H_F = C_F \times T_F$ ;

$\lambda_w = H_w - H_{SC}$ , alla  $T_w$ ;  $T_1 = T_{eb}$  bollizione della soluzione con IPE;  $\lambda_{evap}$  (solvente) calcolata a  $T_{eb.solv.}$ ;

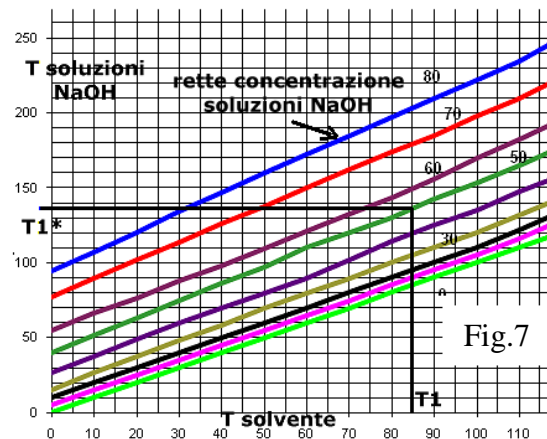


Fig.7

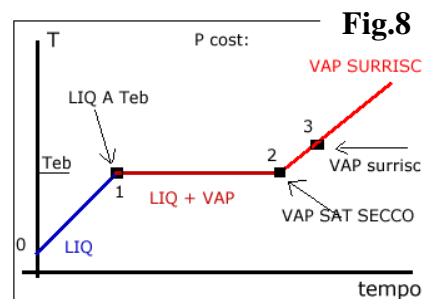
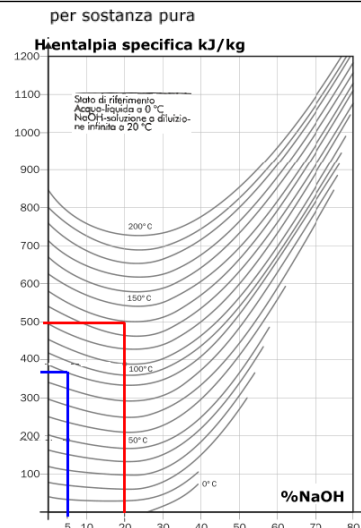


Fig.8



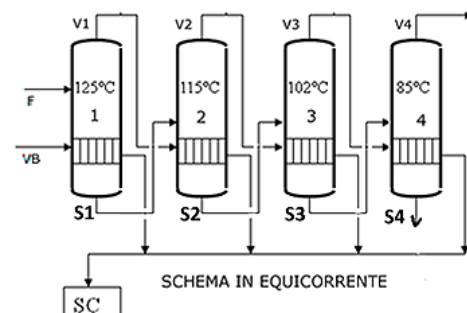
➤ **PRESTAZIONI DELL'EVAPORATORE:**

- portata di vapore W: influisce su costo di esercizio; sup.scambio E1: influisce su costo di installazione;
  - recupero energia (risparmio vap.W): preriscaldamento alimentazione F con calore soluz.uscente o condense; comunque si deve portare l'alimentazione a T1;
  - **rapporto tra vapori**:  $R = V/W$  = vapore sviluppato dalla soluzione/vapore di rete; → per alti rapporti si ha migliore efficienza di concentrazione, minore quantità di vapore di rete necessaria; singolo effetto:  $R < 1$ ; multiplo effetto  $R > 1$ ;
  - p1 press.esercizio: a p1 bassa corrisponde T1 più bassa, con maggior risparmio energia W e  $F_{aq} <$  per cond. vapori V1;
  - aumento  $p_w$  vapore di rete: aumenta  $\Delta T$ , diminuisce sup.E1, ma aumentano costi en.W;
- Per migliori prestazioni – aumento di R - si impiegano: evaporatori a più effetti; evap. con termocompressione;

[INDICE]

**EVAPORATORI A MULTIPLO EFFETTO:**

- evaporatore **singolo effetto**: per avere concentrazioni **elevate** sono necessarie forti quantità di calore, a **pressione** elevata, con alti **spessori**, e costi elevati meccanici e termici, e bassa efficienza termica.
- **evaporatori multipli**: necessari quando si vuole raggiungere concentrazioni elevate con minor spesa energetica possibile, risparmiando vapore di rete e riutilizzano il vapore uscente dall'effetto: questo è possibile se esiste un  $\Delta T$  tra vapore uscente e Tebollizione della soluzione del successivo evaporatore, ottenibile con una diminuzione di pressione (quindi di Tebolliz.) tra il primo e gli effetti successivi.



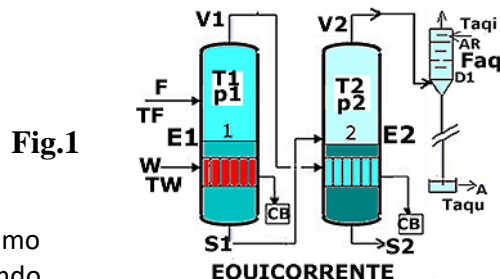
N.B.: su prodotti ad alto innalzamento ebullioscopico, come le soluzioni di soda caustica, si arriva a 3 effetti, massimo 4; nella dissalazione dell'acqua di mare si arriva anche a 10 - 15 effetti.

Il flusso del liquido da concentrare può essere nella stessa direzione della pressione decrescente, quindi del vapore uscente, [schema in **equicorrente**], o in direzione contraria [schema in **controcorrente**].

Convenzione: si contano gli effetti da quello in cui entra la soluzione, all'ultimo da cui esce.

**CARATTERISTICHE EQUICORRENTE** (vedi schema 2 effetti):

- pressione: diminuisce dal primo all'ultimo effetto,  $p_1 > p_2$ ;
- temperatura: diminuisce dal primo all'ultimo effetto,  $T_1 > T_2$
- concentrazione: aumenta dal primo all'ultimo effetto
- viscosità della soluzione: aumenta dal primo all'ultimo effetto



A seguito di questi andamenti, l'efficienza dello scambio termico diminuisce dal primo all'ultimo, causa aumento di viscosità e contemporanea diminuzione di T, richiedendo superfici di scambio più elevate, a volte sistemi di agitazione. Inoltre, causa temperature basse alla fine, questo sistema si presta bene a concentrare soluzioni **termolabili** e **altobollenti**. – vedi **appendice** disegno.

**BILANCI equi corr. (caso no IPE):** [vedi fig.1]

**MATERIA** → [E1]  $F = S_1 + V_1$ ;  $F X_F = S_1 X_{S1}$ ; [E2]  $S_1 = S_2 + V_2$ ;  $S_1 X_{S1} = S_2 X_{S2}$ ; e anche globale materia  $F = V_1 + V_2 + S_2$ ;  $F X_F = S_2 X_{S2}$ ;

**ENERGIA** → [E1]  $W = (V_1 H_{V1} + S_1 H_{S1} - F H_F) / \lambda_w$  Kg/h; **Sup.E1** =  $(W \lambda_w / U_1 (T_{VB} - T_1))$ ; **Sup.E2** =  $V_2 \lambda_{V2} / (U_2 (T_1 - T_2))$  m<sup>2</sup>;

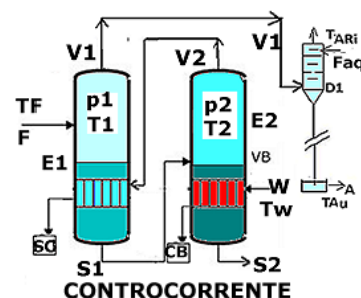
[D1]  $F_{aq} = V_2 (H_{V2} - H_{uAq}) / (H_{uAq} - H_{iAq})$  Kg/h; → **V2** (alla T2) è il vap. nel cond. a miscela dopo il 2° effetto (vedi preced.).

[N.B.:  $\lambda_w = \Delta H_{condW}$ ]. N.B.: rapporto tra vapori:  $R = [V_1 + V_2] / W$ ;

**CARATTERISTICHE CONTROCORRENTE** (vedi schema 2 effetti):

- pressione: aumenta dal primo all'ultimo effetto,  $p_1 < p_2$ ;
- temperatura: aumenta dal primo all'ultimo effetto,  $T_2 > T_1$ ; si devono impiegare **pompe** per spingere le soluzioni da un effetto all'altro (con spesa di energia) – vedi **appendice** disegno;
- concentrazione: aumenta dal primo all'ultimo effetto;
- viscosità della soluzione: aumenta con la conc. ma diminuisce o resta  $\cong$  costante per aumento di temperatura nell'ultimo effetto, a più alta temperatura.

Fig.2



A seguito di questi andamenti, l'efficienza dello scambio termico dal primo all'ultimo risulta migliore, richiedendo superfici di scambio più costanti in ogni effetto, comunque inferiori allo schema precedente, e con un consumo di vapore di rete e di acqua di raffreddamento minori, a parità di concentrazione finale. Tuttavia, a causa delle temperature alte alla fine, questo sistema non si presta a concentrare soluzioni termolabili e altobollenti, è invece indicato per fluidi **molto viscosi**.

**BILANCI c.c. (caso no IPE):** [vedi fig.2]

**MATERIA** → [E1]  $F = S_1 + V_1$ ;  $F X_F = S_1 X_{S1}$ ; [E2]  $S_1 = S_2 + V_2$ ;  $S_1 X_{S1} = S_2 X_{S2}$ ;

**ENERGIA** → [E2]  $W = (V_2 H_{V2} + S_2 H_{S2} - S_1 H_{S1}) / \lambda_w$  Kg/h; **Sup.E1** =  $V_2 \lambda_{V2} / (U_1 (T_2 - T_1))$ ; **Sup.E2** =  $W \lambda_w / (U_2 (T_w - T_2))$  m<sup>2</sup>;

[D1]  $F_{aq} = V_1 (H_{V1} - H_{uAq}) / (H_{uAq} - H_{iAq})$  Kg/h; → **V1** (alla T1) è il vapore da condensare nel condensatore a miscela dopo il 1° effetto (vedi bil. preced.). N.B.: rapporto tra vapori:  $R = [V_1 + V_2] / W$ ;

**VARIANTI MULTIPLO EFFETTO:**

**IMPIANTI MULTIPLI A CORRENTI MISTE** (fig. a lato):

la soluzione si muove da sin. a destra, i vapori controcorrente negli effetti iniziali ed in equicorrente in quelli finali: t crescenti zona c.c.[migliore efficienza sc.termico], decrescenti zona equi.c. [minor rischio degradaz.termica].

**IMPIANTI MULTIPLI A CORRENTI INCROCIATE:**

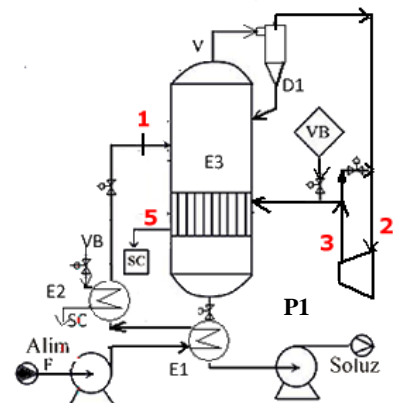
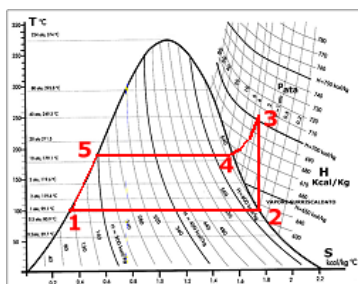
ogni evaporatore viene alimentato con soluzione diluita;

[[INDICE](#)]

**IMPIANTI DI CONCENTRAZIONE IN TERMOCOMPRESSIONE**

È costituito da un singolo effetto con riscaldamento esterno (o interno) nel quale il vapore prodotto V viene reimpiegato come vapore di riscaldamento nello stesso evaporatore,

previa compressione che innalzando la pressione ne aumenta anche la temperatura. L'inizio del processo avviene con vapore di rete VB [W]. Per comprimere i vapori si utilizzano dei **compressori** meccanici, solitamente a lobi, a vite o centrifughi, e anche eiettori; i vapori V separati nel separatore D1 sono aspirati dal compressore centrifugo P1 che li porta a pressione più alta. (→buon vantaggio energetico negli evaporatori, consentono risparmi di vapore di rete, equivalenti a un triplo effetto). Vedi ciclo



termodinamico nel diagr T/S, dalla pressione p1=p2 (isobara-isoterma), con compressione adiabatica p2→p3, alla pressione p3 (vap.surriscaldato, isobara 3-4) =p5 (condensa, isobara isoterma 4-5). Caratteristiche: uso di bassi rapporti di compressione, elevate superfici di scambio termico; usi per soluzioni diluite, per produzione acqua potabile e distillata. [vedi documento esercizi svolti a parte].

[[INDICE](#)]

**TIPI DI EVAPORATORI** [vedi [appendice](#) altre apparecchiature]

**PROBLEMI:**

- miglioramento dello scambio termico (anche mescolamento) per soluzioni anche viscosi;
- diminuzione di incrostazioni e migliore manutenzione;
- possibili risparmi di energia su vapore di rete, acqua di raffreddamento, spese di impianto.

**CLASSIFICAZIONE:**

in base alle modalità di scambio termico:

- E. a circolazione **naturale**: non richiedono l'ausilio di pompe; sono poco usati; hanno un basso coefficiente di scambio.
- E. a circolazione **forzata**: si impiegano pompe centrifughe che creano un moto turbolento, che di conseguenza assicurano un coefficiente di scambio elevato; vengono usati per soluzioni concentrate che hanno rischio di cristallizzazione.
- E. **sotto vuoto**: per soluzioni termolabili e altobollenti.

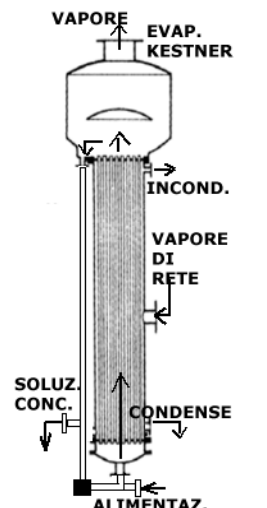
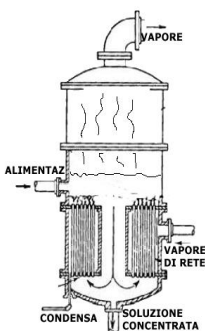
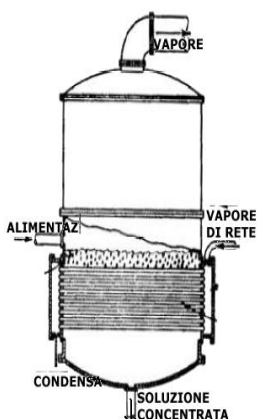
• E. a **film**;

in base alla disposizione dei tubi:

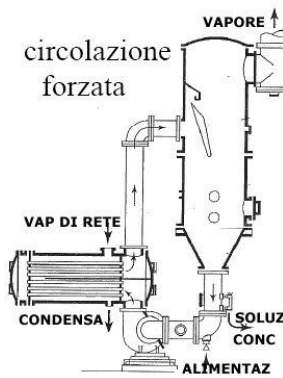
- E. a tubi **orizzontali**: tubi corti;
- E. a tubi **verticali**: corti (minore ingombro) o lunghi, (miglior scambio ma maggior ingombro);

tubi orizzontali - Fig.A

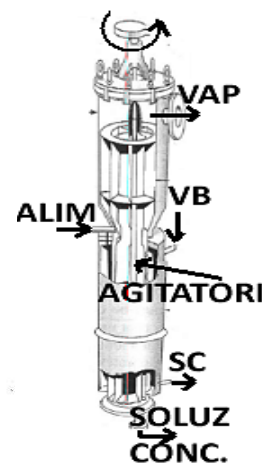
tubi verticali corti - Fig.B



tubi vertic. lunghi - Fig.C



circolazione forzata riscald. esterno - Fig.D



film agitato (LUWA)- Fig.E

## DESCRIZIONE VARI TIPI DI EVAPORATORI:

### ■ Evaporatori A TUBI ORIZZONTALI – fig.A

Il fascio tubiero è disposto orizzontalmente: il vapore di rete passa all'interno dei tubi, la soluzione è posta all'esterno di tubi e si muove per circolazione naturale. La presenza dei tubi trasversali al moto della soluzione comporta un basso coefficiente di scambio U. Questi tipi di evaporatori sono semplici, di facile manutenzione interno tubi, trovano applicazione con soluzioni diluite non sporcanti e piccole capacità.

### ■ Evaporatori a TUBI VERTICALI CORTI – a calandria - (vedi fig. a lato e fig.B)

Il fascio tubiero è disposto verticalmente, la soluzione bolle passando all'interno dei tubi mentre il vapore di rete condensa all'esterno del fascio tubiero, separato dalla soluzione. L'ebollizione e la produzione di vapore all'interno dei tubi agevola il movimento verso l'alto. La circolazione, nel centro verso il basso - di lato interno tubi, tipo termosifone, innalza il coefficiente di scambio; per migliorarlo si installa un agitatore nel condotto centrale che aiuta la circolazione. Uso per soluzioni zuccherine e anche cristallizzanti. Quando il fascio tubiero è staccato e sospeso interno evaporatore si ha il tipo "a panierino" [vedi appendice], che presenta migliore manutenzione e uso per soluzioni incrostanti.

### ■ Evaporatori A CIRCOLAZIONE FORZATA (o flash – fig.D)

Il movimento della soluzione evaporante avviene grazie ad una pompa, con corpo scaldante interno o più comunemente esterno (fig. a lato), con minor ingombro e migliore pulizia. Sono usati quando la viscosità è elevata, e di conseguenza il coefficiente di scambio risulterebbe basso con una semplice convezione naturale. L'apparecchio è fatto in modo che la soluzione raggiunga la temperatura di ebollizione, non all'interno dello scambiatore, ma all'uscita (a causa di gradiente idraulico), in un contenitore evaporatore a parte; per evitare trascinalti si ricorre all'uso di una calotta di abbattimento. In questi tipi di evaporatori il coefficiente di scambio assume valori molto elevati ( $\rightarrow 6,5 \text{ kW/m}^2\text{C}$ )

### ■ EVAPORATORI A FILM

l'ebollizione avviene all'interno dei tubi dello scambiatore di calore, detto "a film", sia in senso ascendente che discendente. Il movimento del liquido all'interno dello scambiatore è dovuto alla gravità, se discendente (o, come si usa dire, *cadente*), o al trascinalto dovuto all'ebollizione, se ascendente. In genere gli evaporatori a film consentono coefficienti di scambio molto elevati, grazie alla velocità del liquido a contatto dei tubi, piuttosto alta, ma sono molto sensibili alla formazione di sporco dovuto alla precipitazione di solidi sulla superficie di scambio, che diventa il punto di massima temperatura e concentrazione. Sono usati nell'ind. del pomodoro, del siero e dei vini grazie al breve tempo di stazionamento.

### - Tipo a TUBI VERTICALI LUNGI – FILM RISALENTE (tipo KESTNER) – fig.C -

La soluzione bolle passando all'interno dei tubi mentre il vapore di rete condensa all'esterno del fascio tubiero. Il fascio tubiero è costituito da tubi verticali di notevole lunghezza. Il meccanismo di scambio termico è analogo a quello degli evaporatori a tubi corti. La capacità di scambio è maggiore rispetto a all'evaporatore a tubi corti. Normalmente questi evaporatori sono ad un solo passaggio, ma qualora non sia sufficiente ad ottenere la concentrazione voluta, si possono utilizzare evaporatori con un discendente esterno, che consente la ricircolazione di una frazione della soluzione concentrata. La soluzione, quando entra, non si trova alla temperatura di ebollizione, ma la raggiunge lungo la risalita.

Appena ha inizio l'ebollizione, il vapore sviluppato spinge la soluzione contro la parete interna del tubo, determinando la formazione di un film di soluzione liquida. Da ciò risulta un coefficiente di scambio molto elevato. Data l'altezza dell'apparecchiatura, la pressione diminuisce man mano che la soluzione sale, per cui diminuisce anche la temperatura di ebollizione, di conseguenza la soluzione in ebollizione si troverà surriscaldata, questo determina una vaporizzazione sempre più spinta della soluzione e un coefficiente di scambio molto elevato. A causa dell'elevata velocità di uscita dei vapori, l'evaporatore deve essere provvisto di dispositivi di abbattimento dei trascinalti di liquido, costituiti da una calotta in cui il vapore urta separando le gocce. Altre caratteristiche: U elevato, vaporizzazione spinta, formazione grande quantità di vapore (per soluz. diluite e schiumose).

### - Evaporatore A FILM AGITATO (LUWA) – fig.E -

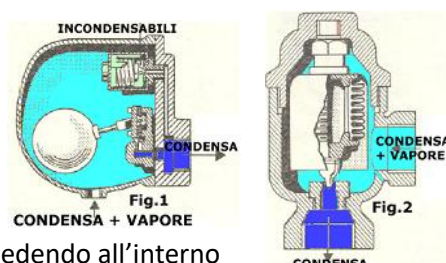
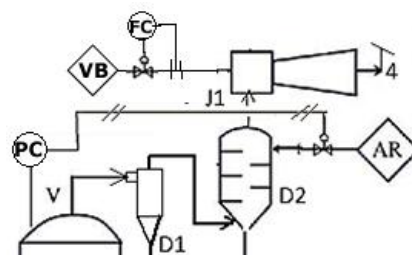
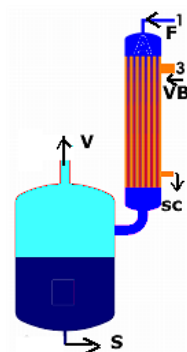
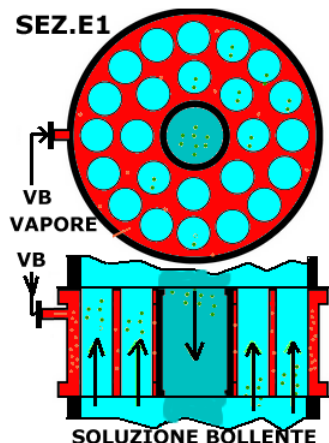
Esso è costituito da un unico tubo provvisto di camicia di riscaldamento dove condensa il vapore di rete. L'evaporatore è munito di un rotore in cui le lame servono per proiettare il liquido, entrante nell'estremità alta, sulle pareti interne del tubo, formando così un film in discesa nell'apparecchiatura. E' usato per liquidi molto viscosi e portate piccole.

### ■ EVAPORATORI A PIASTRE (vedi fig. in appendice – vedi docum. apparecchiature scambio termico)- apparecchio scambiatore + serbatoio separatore.

### ■ Evaporatore SOTTO VUOTO

Il vantaggio di evaporazione sotto vuoto consiste nelle grandi quantità di calore scambiato, essendo Q dipendente dalla differenza di temperatura  $\Delta T = (T_{VB} - T_{SOLUZ})$ : a bassa  $T_{eboll}$ , quindi di pressione, della soluzione corrisponde una maggior differenza  $\Delta T$  tra vapore (VB) e soluzione.

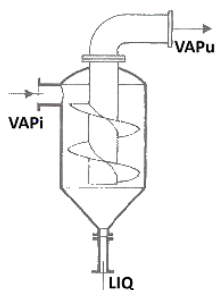
Poichè a basse temperature la viscosità risulta assai elevata (coefficiente di pellicola h basso) questo sistema si applica solo per soluzioni termolabili o altobollenti, o con sistemi di agitazione ausiliari.



## APPARECCHIATURE AUSILIARIE

### Scaricatori di condensa

Il vapore di rete VB, usato per cedere calore latente alla soluzione da concentrare, dopo il lavoro fatto si trasforma in gran parte in condensa, che deve essere portata fuori dal fascio tubiero. Le apparecchiature che svolgono questo compito sono gli scaricatori di condensa. La condensa che entra in essi contiene, oltre che una piccola parte di vapore, anche dell'aria, che fa parte degli incondensabili. Essa deve essere eliminata altrimenti, risiedendo all'interno dello scambio tubiero, abbassa il coefficiente di scambio perché l'aria è un pessimo conduttore. Esistono vari tipi di scaricatori: S. a galleggiante (fig.1); S. a secchiello rovesciato; S. a pressioni bilanciate (fig.2).



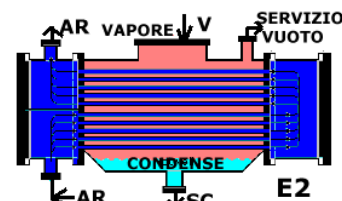
**Separatori di trascinamenti**

Il vapore che si sviluppa dai tubi degli evaporatori può trascinare con sé particelle di soluzione concentrata, con perdita del prodotto. Per la separazione completa dei trascinamenti è necessario un apparecchio chiamato separatore a ciclone. È costituito da un recipiente (il ciclone) che presenta la parte superiore di forma cilindrica e quella inferiore di forma conica. Il vapore con i trascinamenti entra da un'apertura laterale nella parte superiore, dove incontra un elica rotante (opp. ferma o diaframmi). Il vapore urta contro l'elica, i trascinamenti rimangono attaccati all'elica, per poi scivolare nel fondo del ciclone e ritornare all'evaporatore, invece il vapore sale nella parete superiore dove può uscire.

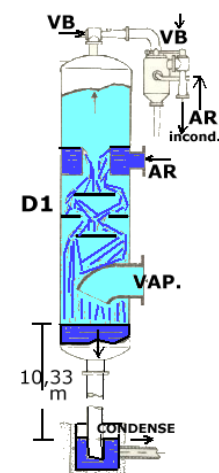
**Il condensatore ed il grado di vuoto** – [vedi documento apparecchi scambio termico a parte]

I vapori prodotti nel concentratore devono essere separati dagli incondensabili (aria), condensati e successivamente scaricati alla pressione atmosferica. Si utilizzano a tale scopo i **condensatori**:

- **a superficie** – **E2**: realizza lo scambio tra il vapore condensante e il liquido refrigerante attraverso una superficie (scambio indiretto).
- **a miscela** – **D1**: l'acqua refrigerante viene miscelata con il vapore della soluzione, quindi essi devono avere la stessa natura.

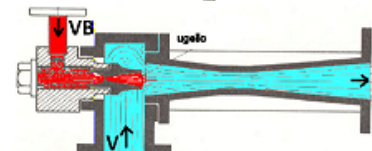


Il modello più comune di condensatore a **miscela** è il condensatore barometrico, che consente anche lo scarico dei vapori da evaporatori che lavorano a bassa pressione; è costituito da una camera cilindrica, dove avviene la miscelazione tra il vapore caldo e l'acqua refrigerante fredda, collegata ad una canna barometrica in cui si scarica il liquido condensato in un pozzo. L'altezza della canna di scarico deve essere tale da mantenere il grado di vuoto voluto. L'altezza raggiunta dal liquido sarà tanto maggiore quanto più bassa è la pressione del condensatore, fino a raggiungere un'altezza massima di 10,33 m (1atm., corrispondente a un grado di vuoto nel cond. =0). Trovandosi nel condensatore acqua liquida e vapore in equilibrio (eq. dinamico), la pressione è uguale alla tensione di vapore. Quindi si può utilizzare la portata di acqua di raffreddamento (Faq) per controllare la pressione: maggiore sarà la temperatura della condensa e minore la pressione del condensatore. Inoltre, la pressione del condensatore è strettamente legata a quella dell'evaporatore, da cui differisce solo per le perdite di carico subite dal vapore nel passaggio dall'evaporatore al condensatore. Anche per il condensatore c'è il problema della rimozione degli incondensabili, provenienti dall'aria disciolta nella soluzione alimentata (Faq).

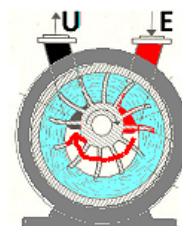


**Apparecchiature per il vuoto:**

**eiettori**: vengono preferiti rispetto ad altri sia per l'assenza di parti meccaniche in movimento sia per la disponibilità di vapore d'acqua nell'impianto; è costituito da un tubo cilindrico con una strozzatura, detta ugello, al suo interno. Viene alimentato con vapore a media-alta pressione (VB fluido primario): quando il fluido primario attraversa l'ugello, a causa della strozzatura diminuisce la sezione di passaggio, quindi aumenta la velocità, si crea una depressione che aspira il vapore uscente dal condensatore (fluido secondario V).



**pompa ad anello liquido**: è costituita da un corpo pompa all'interno del quale, ruota, in maniera eccentrica, una girante. All'interno della casa, dove si trova la girante, è presente del liquido, che viene sparato alla periferia dal movimento della girante, formando un anello liquido, che deve avere uno spessore sempre costante. Il liquido dell'anello deve essere un liquido non miscibile con l'acqua. Per creare l'effetto aspirante, i vani della girante devono diminuire in modo da comprimere il gas entrante (E) fino all'uscita (U). È importante mantenere bassa la temperatura onde evitare alte tensioni del vapore dell'acqua, con conseguente vaporizzazione, data la bassa pressione.



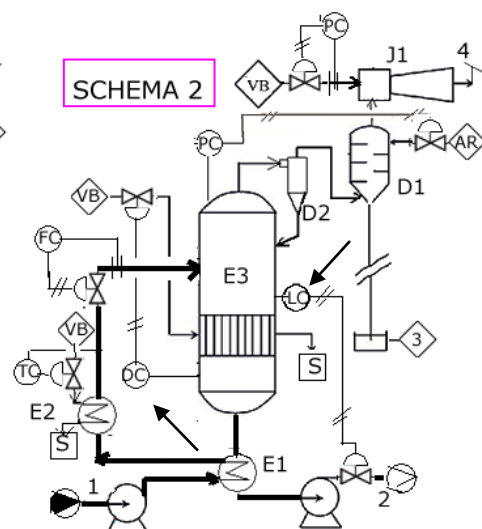
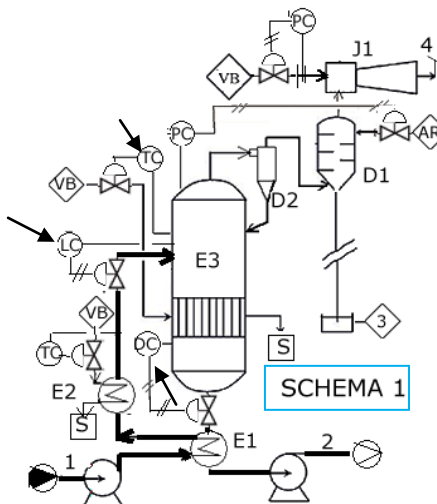
[INDICE]

**SISTEMI DI CONTROLLO NEGLI EVAPORATORI**

Esempi- vedi [DC] e [LC]: **SCHEMA 1** - **SCHEMA 2**

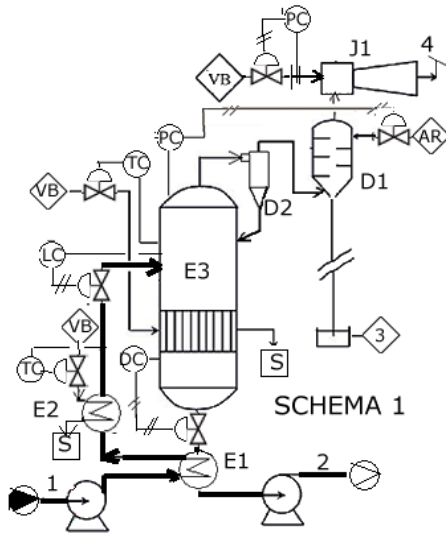
Le variabili da controllare sono:

- **PORTATA (FC)** di alimentazione costante a E3, col controllo della portata entrante, o collegato a **(LC)**;
- **LIVELLO (LC)** controllo livello nell'evaporatore;
- **TEMPERATURA (TC)** di alimentazione entrante, col controllo agente sulla portata di VB per preriscaldare in E2 ; **(TC)** dell'evaporatore E3 agente su vapore di rete.
- **PRESSIONE (PC)** controllo della pressione evaporatore E3, agente sulla portata di acqua al condensatore.
- **DENSITA' (DC ovv. AC)** controllo della densità della soluzione uscente, agente sulla portata di vap.VB che scalda E3, oppure agente sulla portata uscente di soluzione concentrata.



**SCHEMI DI DISEGNO EVAPORATORI –**

**1 – SCHEMA DI DISEGNO EVAPORATORE SINGOLO EFFETTO [controlli SCHEMA 1]**



SCHEMA DI PROCESSO  
EVAPORATORE A SINGOLO EFFETTO

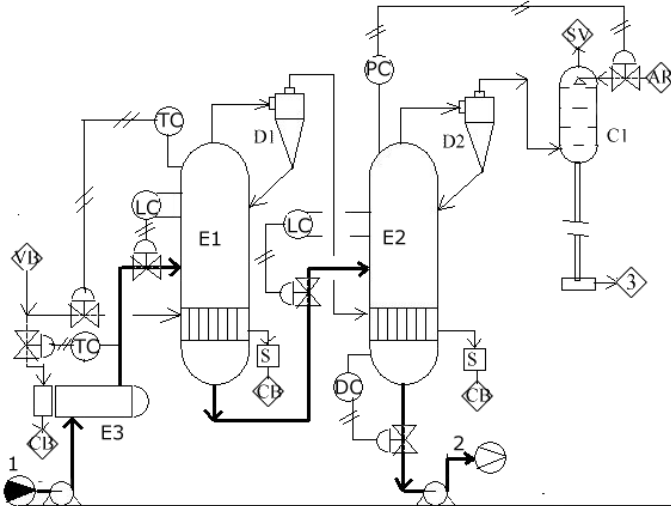
LEGENDA APPARECCHIATURE

- D2 RECUPERO GOCCE
- D1 CONDENSATORE A MISCELA
- E3 EVAPORATORE VERTICALE
- E2 PRERISCALDATORE
- E1 PRERISCALDATORE RECUPERATORE

LEGENDA MATERIALI

- 1 SOLUZIONE DILUITA
  - 2 SOLUZIONE CONCENTRATA
  - 3 RACCOLTA CONDENSE
  - 4 SCARICO INCONDENSABILI
  - AR ACQUA DI RAFFREDDAMENTO
  - S SCARICO DI CONDENSE
  - VB VAPORE BASSA PRESSIONE
- LEGENDA CONTROLLI AUTOMATICI
- DC CONTROLLI DI DENSITA'
  - LC CONTROLLI DI LIVELLO
  - PC CONTROLLI DI PRESSIONE
  - TC CONTROLLI DI TEMPERATIURA
  - FC CONTROLLO DI PORTATA

**2 - SCHEMA DI DISEGNO EVAPORATORI DOPPIO EFFETTO (2) EQUICORRENTE: [controlli schema 1]**



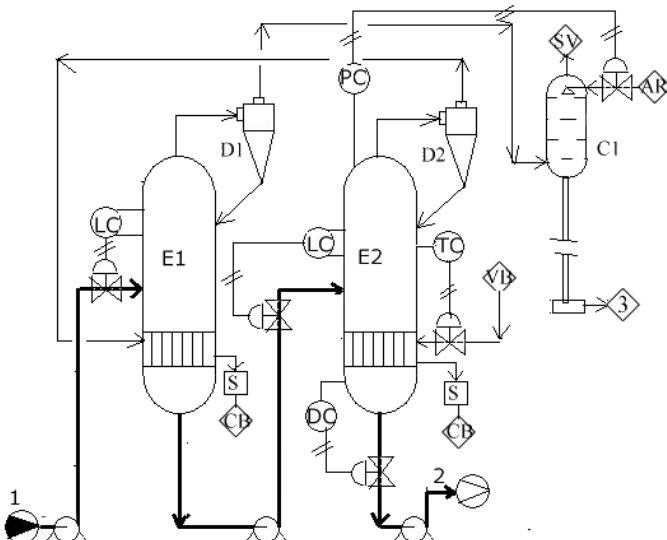
LEGENDA APPARECCHIATURE:

- E3 PRERISCALDATORE
- E1,2 EVAPORATORI
- D1,2 CICLONI RECUPERO CONDENSE
- C1 CONDENSATORE A MISCELA

LEGENDA MATERIALI:

- 1 ALIMENTAZIONE
- 2 SOLUZIONE CONCENTRATA
- 3 CONDENSE
- VB VAPORE BASSA PRESSIONE
- CB CONDENSE BASSA PRESSIONE
- AR ACQUA DI RAFFREDDAMENTO
- SV SERVIZIO VUOTO
- DC CONTROLLO DI DENSITA'
- LC CONTROLLI DI LIVELLO
- PC CONTROLLO DI PRESSIONE
- TC CONTROLLI DI TEMPERATIURA

**3 - SCHEMA DI DISEGNO EVAPORATORI DOPPIO EFFETTO (2) CONTROCORRENTE:[controlli schema 1]**



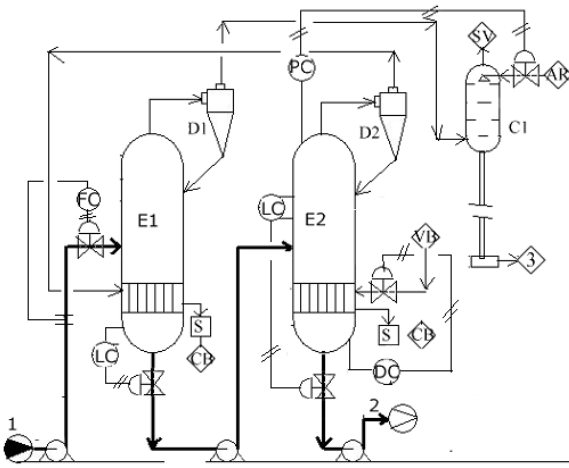
LEGENDA APPARECCHIATURE:

- E1,2 EVAPORATORI
- D1,2 CICLONI RECUPERO CONDENSE
- C1 CONDENSATORE A MISCELA

LEGENDA MATERIALI:

- 1 ALIMENTAZIONE
- 2 SOLUZIONE CONCENTRATA
- 3 CONDENSE
- VB VAPORE BASSA PRESSIONE
- CB CONDENSE BASSA PRESSIONE
- AR ACQUA DI RAFFREDDAMENTO
- SV SERVIZIO VUOTO
- DC CONTROLLO DI DENSITA'
- LC CONTROLLI DI LIVELLO
- PC CONTROLLO DI PRESSIONE
- TC CONTROLLI DI TEMPERATIURA

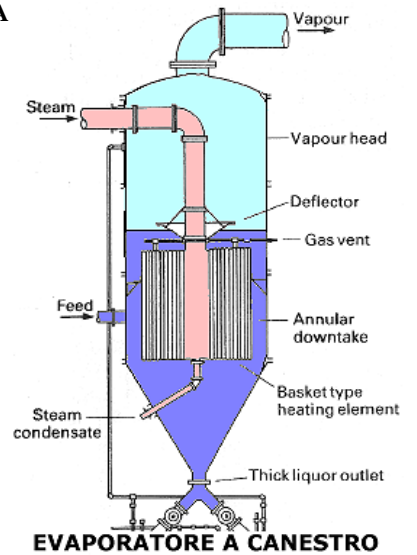
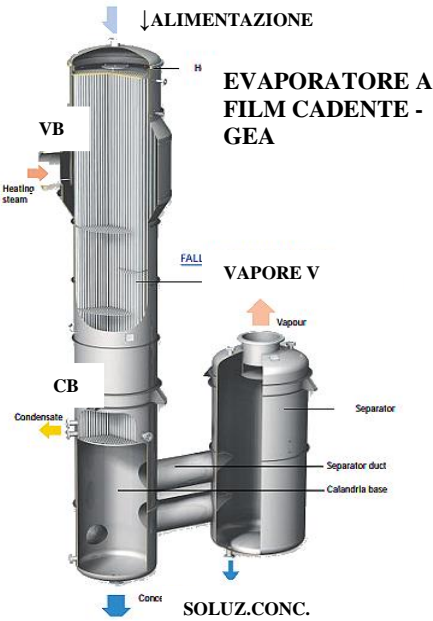
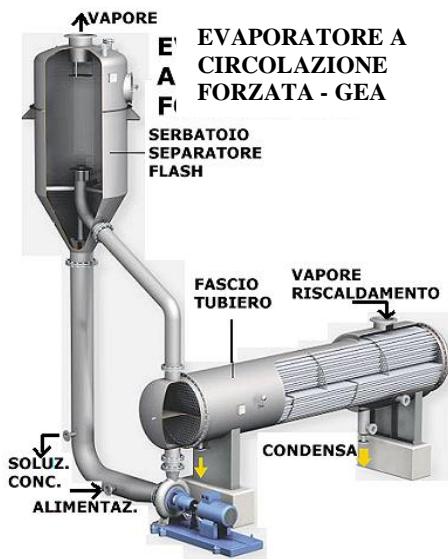
**3 - SCHEMA DI DISEGNO EVAPORATORI DOPPIO EFFETTO (2)  
CONTROCORRENTE - [controlli SCHEMA 2]**



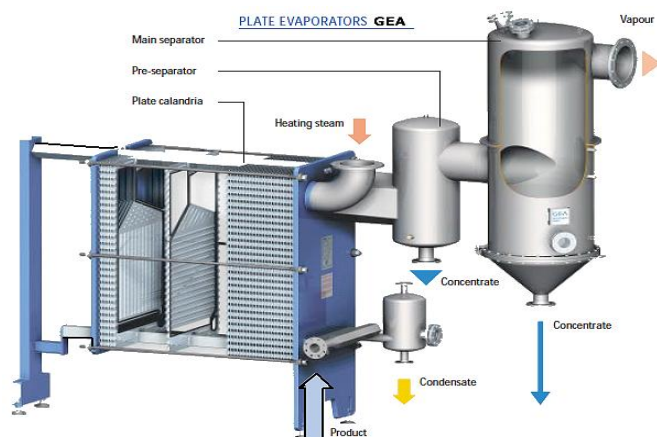
[[INDICE](#)]

**APPENDICE**

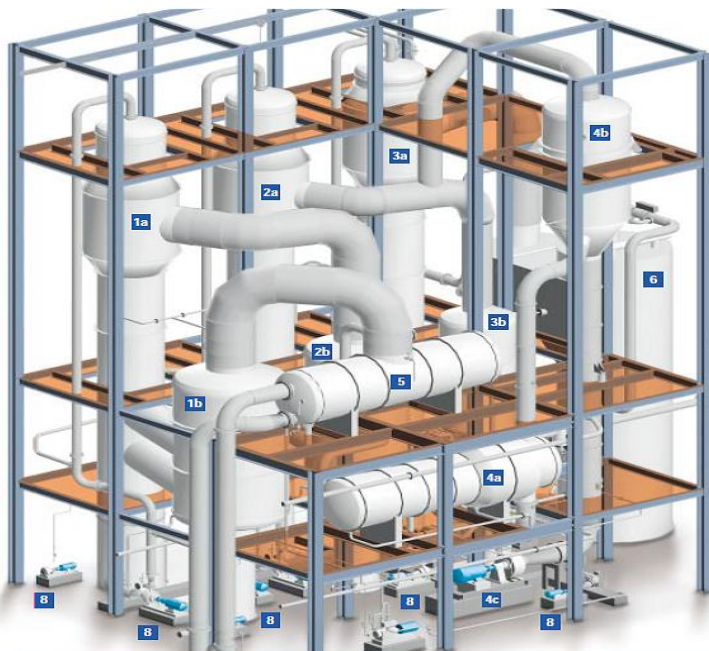
**4 - ESEMPI DI APPARECCHIATURE EVAPORATORI -**



EVAP.2  
EFFETTI  
FILM  
CADENTE -  
GEA







Rappresentazione di un impianto di evaporazione 4-effetti per residui lavorazione di mais, costituito da evaporatore 3-effetti a film cadente e un evaporatore singolo effetto a circolazione forzata. L'impianto è direttamente riscaldato con vapori di scarico essiccatrice. I vapori vengono puliti in uno scrubber di vapore. Velocità di evaporazione: 130 t / h - GEA Wiegand GmbH

- 1a, b Falling film evaporator with centrifugal separator
- 2a, b Falling film evaporator with centrifugal separator
- 3a, b Falling film evaporator with centrifugal separator
- 4a, b, c Forced circulation evaporator with flash vessel/gravitational separator and circulation pump
- 5 Surface condenser
- 6 Vapour scrubber
- 7 Vacuum pump
- 8 Product and condensate pumps

5 – CAMPO DI IMPIEGO DEI VARI TIPI DI EVAPORATORI:

Operational category	Evaporator type	Feed condition							Suitable for heat-sensitive products	Retention time <sup>2</sup> (s)	Holding volume <sup>3</sup> (m <sup>3</sup> )
		Very viscous (above 2000 mN s/m <sup>2</sup> )	Med. viscosity (100–1000 mN s/m <sup>2</sup> )	Low viscosity to water (max. 100 mN s/m <sup>2</sup> )	Foaming	Scaling or fouling	Crystal producing	Solids in suspension			
Recirculating	Calandria <sup>4</sup> (short vertical tube)								No	168	3.03
	Forced circulation								Yes	41.6	12.8
	Falling film								No <sup>5</sup>	Not available	Not available
	Natural circulation (thermo-siphon)								No <sup>5</sup>	16	10.1
Single pass	Agitated film (vertical or horizontal)								Yes	1.0	1.0
	Tubular (long tube)								Yes	Not available	Not available
	Falling film Rising film								Yes	Not available	Not available
Single pass special type	Rising-falling concentrator								Yes	0.45	0.79
	Plate (can be recirculating)								Yes	Not available	Not available

**CAMPO DI IMPIEGO**

■ = Applicable to conditions noted   
  = Applicable over lower portion of range noted

1. Viscosities are at operating temperatures
2. Based on agitated film evaporator = 1.0
3. Based on agitated film evaporator = 1.0, proportioned to equal surface
4. Special disengagement arrangement required for foamy liquids
5. May be used in special cases

6 - FORMULE EMPIRICHE REGNAULT:

$$\lambda_{EBOLL/COND} = 2357,6 - 2,908 * (T);$$

$$H_{VAP.SAT} = 2357,6 + 1,276(T). \text{ [kJ/kg; T= } ^\circ\text{C]}$$

7 - ENTALPIE VAPORE – DIAGRAMMA DURHING-

INNALZAMENTO EBULLIOSCOPICO IPE – PER SOLUZIONI ACQUOSE di NaOH – diagr Durhing - [vedi docum. esercizi]

T solv	0%	10%	20%	30%	40%	50%	60%	70%
0	0	5	10	15	27	40	55	77
10	10	15	20	27	38	51.6	66.6	89.1
20	20	25	30	37.5	49	62.8	76.9	102.2
30	30	35	40	48	60	75	88.1	113.4
40	40	45	50	58	70	86.3	98	125.6
50	50	55	60	70	80	97.5	110	137.8
60	60	65	70	80	90	110	120.9	150
70	70	75	80	90	102.2	120	133.1	162.2
80	80	85	90	100	114.4	130	143.4	173.4
90	90	95	100	110.6	125	142.5	155.6	184.7
100	100	105	110.6	120	135	153.8	170	197.8
110	110	116.3	121.9	132.2	147.2	165	182.8	209.1
120	120	128.4	134.1	143.4	158	177.2	195.9	223.1
130	130	138.8	145.3	155	168	188.4	207.2	234.4
140	140	150	156.6	165	178	200.6	221.3	246.6

