

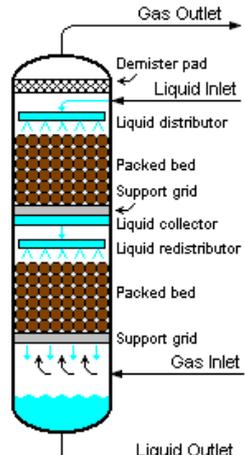
LEZ.04 - principi di ASSORBIMENTO GAS-LIQUIDO

Versione base

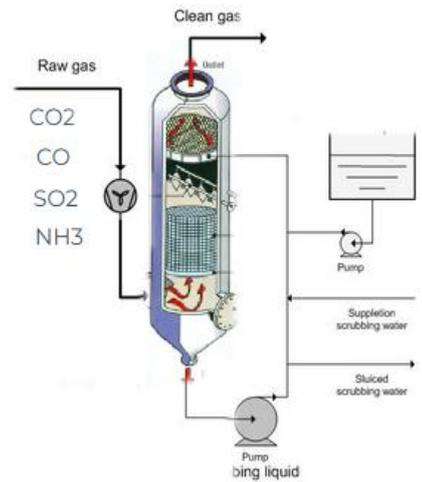
APPLICAZIONI INDUSTRIALI: - assorbimento gas/liquido - [vedi filmati]



LAVAGGIO GAS ESAUSTI



gas acidi H₂S+DEA



NH₃ + acqua; CO₂ + DEA; gas acidi H₂S SO₂+ DEA; assorbimento di HCl, NO_x, vapori di solventi, gas da verniciatura,.....

■ **DEFINIZIONE:** Operazione unitaria trasf.massa [contatto tra fasi/equilibrio/separazione] uno (o piu') componenti di una miscela gassosa vengono disciolti in un liquido; il componente assorbito (soluto) viene recuperato dal liquido mediante un processo di distillazione o stripping, con ricircolo di solvente (vedi diagramma a blocchi);
se tra soluto e solvente avvengono reazioni si parla di **assorbimento chimico** (vedi ind.ac.nitrico, solforico, Na₂CO₃, idrogeno solforato da miscele idrocarburiche, rimozione di CO₂ dai gas di sintesi...), altrimenti si parla di **lavaggio del gas** (assorb. fisico - reversibile).

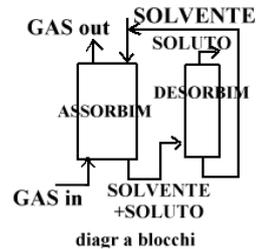
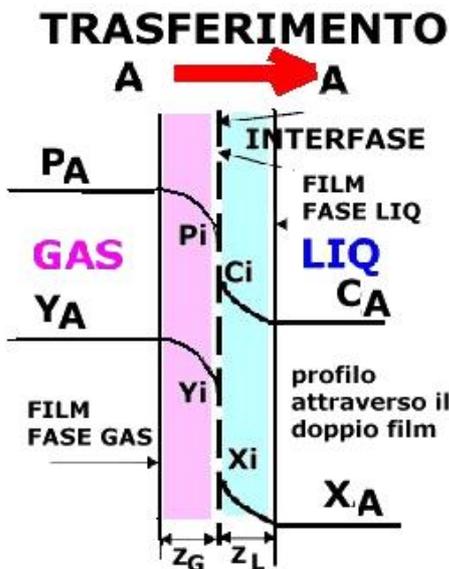


diagramma a blocchi

■ **FATTORI di processo-** l'assorbimento di soluto gas in un liquido è favorito da:
T<: basse temperature -
p>: processo in pressione -
controcorrente con solvente selettivo, economico, inerte chimicamente e poco corrosivo, scarsamente volatile, a bassa viscosità.

■ **PRINCIPI TEORICI:** ► modello del doppio film [no reaz.chimica]



1- contatto opportuno tra fase gassosa e liquida, non in equilibrio; creazione di strato di interfaccia (moto laminare/stagnante) tra due fasi in stato turbolento;

2- trasferimento di soluto A fino al raggiungimento dell'equilibrio;

forze spingenti: lato GAS [press.] $\Delta p = p_A - p_{Ai}$; $\Delta y = y - y_i$;
lato LIQ [conc.] $\Delta C = C_{Ai} - C_A$; $\Delta x = x_i - x$;

Le due fasi in contatto all'interfaccia tenderanno alle condizioni di equilibrio descritte dalla legge di Henry sulla SOLUBILITA' di soluto gas [A] in un liquido.

$$p_{Ai} = H \cdot C_{Ai} = H \cdot C \cdot x_{Ai}; \text{ nel gas: } p_{Ai} = P y_{Ai};$$

IPOTESI: soluz. liquide diluite (attiv.γ=1), soluz. gassose diluite ideali (p bassa);

[H cost. Henry (= press./conc); C: dens.molare, conc.in mol/dm³; y/x fraz.moli]

quindi sostituendo $\rightarrow y_{Ai} = x_{Ai} H \cdot C / P$ si ottiene

$$y_{Ai} = k x_{Ai} \text{ (relaz. equilibrio)}$$

$$k = H \cdot C / P \text{ cost. di ripartizione soluto A tra gas e liquido;}$$

$$P_{Ai} = P Y_{Ai} \quad P_{Ai} = H C X_{Ai}$$

EQUILIBRIO INTERFACCIA [HENRY]

$$Y_{Ai} = K X_{Ai}$$

[vedi Es.]

=> **problema:** calcolo P_AP; C_A; X_A; **Quantità di gas assorbibile** [ovv. **dimensionam.** apparecchiatura di assorbimento]

=> **soluzione:** uso equazioni di trasferimento di materia e di bilancio. [simil scambio termico]

→ **equazioni di trasferimento** di materia [FLUSSO] = **diffusione** del soluto A da ► GAS/INTERFACCIA/LIQ:

legge FICK = il **flusso di materia** del **soluto A** da gas nel liq. è proporzionale al **gradiente di concentrazione**;

TEORIA: [(*)] simil. Eq. flusso calore per convez $Q = h \text{ Sup } \Delta T$ / conduz attraverso sup. $Q = k \text{ Sup. } \Delta T / s$ / più pareti $Q = U \text{ Sup } \Delta T$

• diffusione **lato liq:** $N_S = \frac{D_L * (C_{Ai} - C_A)}{Z_L}$ [è una portata: p.es. $N_A = \text{moli/h.m}^2$]



con N_S : quantità soluto/sup./t; D_L =coeff.diff.soluto gas nella fase liquida; ΔC =variaz.conc.; Z_L =spessore film lato liq; essendo lo **spessore** di difficile calcolo si usa **coeff.diffusione $K_L = D_L / Z_L$** [valori sperimentali; cfr.formula calore per convez.].

quindi: ► $N_S = K_L * (C_{Ai} - C_A)$ [K_L = coeff. diff. lato liq]

• diffusione lato gas: ► $N_S = K_G * (p - p_i)$ [K_G = coeff. diff. lato gas]

a regime, flusso **costante**, $N_S = K_L * (C_{Ai} - C_A) = K_G * (p - p_i)$; $K_G / K_L = (C_{Ai} - C_A) / (p - p_i)$;

si può definire un **coeff. trasferimento globale U_G** , da sin. a destra nel doppio film G→L (*):

$1/U_G = 1/K_G + H/K_L$; [che interessa entrambi i flussi relativi ai film stagnanti fase gas e fase liquida.]

Flusso di soluto A: [FICK]
 $N_A = \text{Sup. } U_G (P_A - P_A^*)$
 $N_A = \text{Sup. } U_G (Y_A - Y_A^*)$
 $N_A = \text{Sup. } U_L (C^* - C_A)$
 $N_A = \text{Sup. } U_L (X^* - X_A)$
all'equil.:
 $P_A^* = K X_A$; $Y_A^* = K X_A$

CONCLUSIONI: GAS // INTERFACCIA // LIQ [cfr.formule precedenti]

Nella legge di Henry $p_{Ai} = H * C_{Ai} = H * C * x_{Ai}$, la quantità $H * C$ rappresenta la **pressione VIRTUALE in equilibrio con la massa liquida di concentrazione C**, indicandola con **p^*** , l'equazione di trasferimento si esprime in funzione di U_G e della forza spingente complessiva, data dalla differenza tra la pressione p nella massa del gas e **$p^* = K * X_A$ all'equilibrio con la composizione C [X_A] del liquido:**

[similmente per U_L] **QUINDI, considerando le forze spingenti:**

lato gas: $N_S = U_G * (p - p^*)$ = portata gas soluto trasferito/unità sup.

[GAS→INTERFACCIA/LIQ]

lato liq: $N_S = U_L * (C^* - C)$; (kmoli/h.m²conc.) con $1/U_L = 1/K_L + 1/(H * K_G)$

[INTERFACCIA→LIQ]

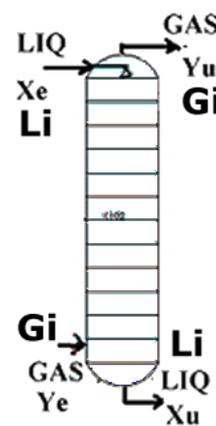
[(*)] $Q = h * A * \Delta T$ tra 2 fluidi attrav parete piana $Q = U_c A \Delta T$ [U_G : kmol/(h · m² · kPa);...]

Esprimendo ambedue in frazioni molari o rapporti molari si ottiene:

$N_S = U_L * (y - y^*)$ frazioni molari riferite al gas $N_S = U_X * (x^* - x)$ frazioni molari riferite al liquido

$N_S = U_Y * (Y - Y^*)$ rapporti molari riferite al gas $N_S = U_X * (X^* - X)$ rapporti molari riferite al liquido

U_Y : kmol/(h m² fraz.mol); [► cfr. **esercizi**; $P^* = K X_A$; $Y^* = K X_A$]



DIMENSIONAMENTO COLONNA di ASSORBIMENTO

- alimentazione gas **G** (A soluto; B non soluto gas),
- liquido **L** (solvente immiscibile con B, eventualmente contenente già A);
- assorbimento **multistadio continuo** in controcorrente.

► **IPOTESI: IMMISCIBILITA' tra diluente (non soluto gas B) e solvente**

CONSEGUENZE:

con questi dati le correnti di **non soluto gas Gi** (oppure B) e **liquido solvente Li** si comportano da **inerti**, cioè con **portata costante**, e solo il **soluto (A)** viene scambiato tra le due correnti (cambia quindi solo la **composizione** nei vari stadi).

Vengono introdotte quindi non frazioni molari, ma **RAPPORTI MOLARI**, o **concentrazioni in "RAPPORTO"**, basate su **quantità costanti** delle portate di **inerti**, definite come segue:

$Y = y / (1 - y)$; $Y = (\text{moli A} / \text{moli inerte } G_i)_{G_i}$; y fraz. molare fase gas

$X = x / (1 - x)$; $X = (\text{moli A} / \text{moli inerte } L_i)_{L_i}$; x fraz.molare fase liq

La condizione di equilibrio sarà ⇒ $Y = K * X$; opp. $y = k * x$;

LEGENDA:

A soluto; **Gi** non soluto gas [ovv.B]
 L solvente; **Li** parte inerte di L, insolub con B
 e=entrata; u=uscita; i= inerte;
 GAS_E: A+Gi; Ye; LIQ_E: Li (+/- A) Xe;
 GAS_U: Gi+A; Yu; LIQ_U: Li+A; Xu;

■ **BILANCIO DI MATERIA:** soluto entrante = soluto uscente; [VEDI colonna in FIG.]

► $G_i Y_e + L_i X_e = G_i Y_u + L_i X_u$ e raccogliendo: → $G_i (Y_e - Y_u) = L_i (X_u - X_e)$ (*)

(N.B. spesso $X_e = 0$ solv entrante puro)

[(cfr.prec.proc.) tra testa e piatto gen. n: $G_i Y + L_i X_e = L_i X + G_i Y_u$; → $Y = X L_i / G_i + Y_u - X_e L_i / G_i$]

(*) L'espressione precedente risulta una retta, chiamata **RETTA DI LAVORO**, rappresentante la relazione tra correnti **all'interstadio**, passante per i punti significativi **testa** (Y_u ; X_e) e **coda** colonna (Y_e ; X_u).

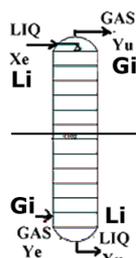
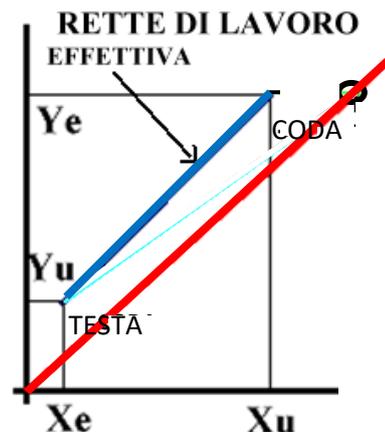
Nel diagramma risulta come retta di colore **BLU** -

► **RETTA/CURVA DI EQUILIBRIO;** $Y = k X$ o tab X/Y-

Noto K, [se nota la retta: $y = kx$ si passa alla retta $Y = K X$];

(retta di colore **ROSSO** - in fig)

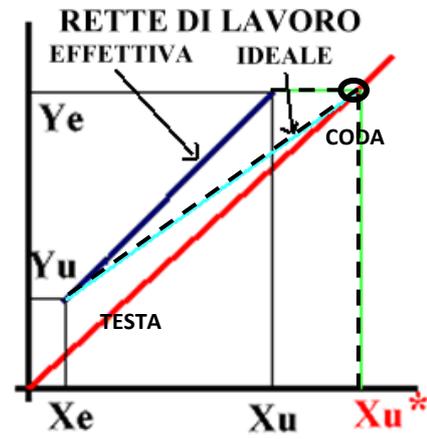
con portate di inerti gassosi G_i (non soluto) e liquidi L_i (solvente);



DIMENSIONAMENTO

DATI NOTI: (con e=entrata; u=uscita; i=inerti)

- Y_e ; Y_u ; X_e [se $\neq 0$];
- **retta/curva di equilibrio $Y=K X$:**
(retta di colore **ROSSO** in fig., K = cost. di ripartizione);
- oppure tabella di valori all'equilibrio X_i/Y_i .
- Portate di inerti L_i (solvente) e G_i (GAS non soluto);
- determino la **condizione di pinch**: minima portata di **solvente** liquido L_i necessario all'operazione, massima di gas G_i , corrispondente a condizioni di **equilibrio** a entrata/uscita **codà** colonna, ma con N° piatti infinito, corrispondente alla **intersezione della retta eq. con Y_e** : [codà fittizia id.] retta di lavoro ideale con $\blacktriangleright X_u^*$; $\Rightarrow (L_i/G_i)_{min}$



la **condiz. operativa sarà quindi:**

$$(L_i/G_i)_{oper} = (Y_e - Y_u) / (X_u - X_e) = \beta \times (L_i/G_i)_{min} = \beta \times (Y_e - Y_u) / (X_u^* - X_e)$$

con β = valore superiore ad 1 (p.es. 1,64; maggiorazione 64% del rapp.min.) ricavato da considerazioni economiche (L_i maggiore = diminuisce il N° stadi, vengono evitate condizioni di ingolfamento della colonna, ma aumenta il volume colonna e il costo solvente).

\rightarrow l'incognita risulta X_u ;

PROCEDIMENTO: \Rightarrow calcolo di X_u e numero di **stadi di equilibrio**

noto il Bilancio: $G_i (Y_e - Y_u) = L_i (X_u - X_e)$;

- 1 - noti Y_e Y_u X_e ; G_i ; L_i ; noto β ; eseguo le operazioni seguenti:
- 2 - **traccio** sul diagramma la **retta/curva di equilibrio** passante per il p.to di **ORIGINE** e per $X_u^* = Y_e/K$ [calcolato]; $\Rightarrow \blacktriangleright X_u^* =$ **condizione di pinch**
- 3 - si considera il caso di "**minima**" (minima portata di **solvente** L_i necessario all'operazione) corrispondente alla zona di **uscita** del liquido, **codà** colonna, in condizioni ideali di **equilibrio** del liquido con l'entrata del gas = **retta di lavoro ideale**.

\blacktriangleright calcolo retta id.: $(L_i/G_i)_{min} = (Y_e - Y_u) / (X_u^* - X_e)$

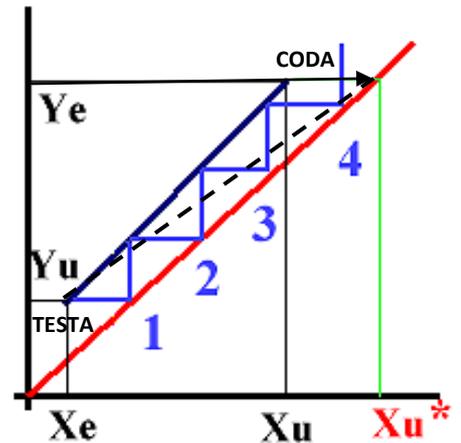
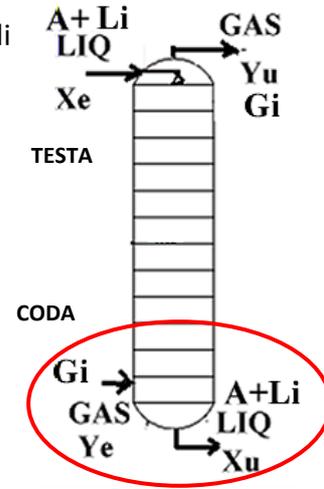
- 4 - si considera la condizione di **operatività**, e dal bil. materia calcolo X_u .

$$(L_i/G_i)_{oper} = (Y_e - Y_u) / (X_u - X_e) = \beta (L_i/G_i)_{min}$$

e ricavo per calcolo l'incognita $\rightarrow X_u$,

- 5 - la riporto sul diagr. tracciando il punto **effettivo** di **CODÀ** colonna e quindi la retta di lavoro passante dai punti $(Y_e; X_u)$ e $(X_e; Y_u)$;

- 6 - Si esegue quindi il calcolo degli **stadi di equilibrio** graficamente (metodo McCabe Thiele), partendo dalla **TESTA COL.**, con la costruzione a gradini. [nella figura $N_{teorici} = 4$; se efficienza di colonna è η (p.es.=60%) $N_{reali} = N_t/\eta$].



\blacktriangleright **N°STADI EQUILIBRIO- caso CURVA DI EQUILIBRIO** - p.es. \rightarrow

X	0	0,015	0,021
Y	0	0,0305	0,04

traccio per punti la curva di equilibrio;

noti Y_e ; Y_u ; $X_e=0$; note le portate di inerti G_i (B), L_i ;

traccio la retta lavoro per condizione **pinch** (**tangente nel punto Q**):

leggo sul diagr. $\rightarrow X^*$; Y^* ;

posto G_i e L_i portate di inerti gassoso e solvente liquido, sarà:

$$(L_i/G_i)_{operativo} = (Y_e - Y_u) / (X_u - X_e) =$$

$$= \beta (L_i/G_i)_{min} = \beta (Y^* - Y_u) / (X^* - X_e)$$

da cui ricavo $\rightarrow X_u$;

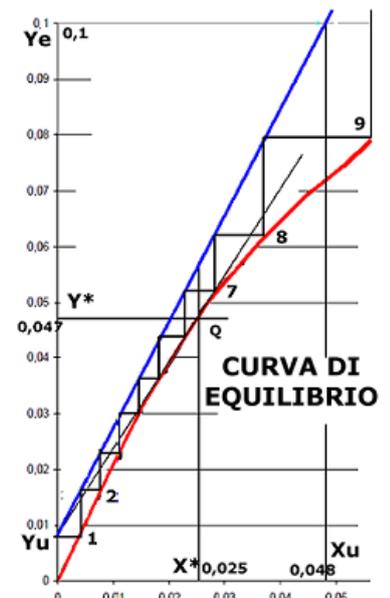
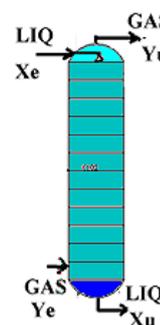
traccio la retta di lavoro effettiva tra i punti $(Y_u; X_e)$ e $(Y_e; X_u)$:

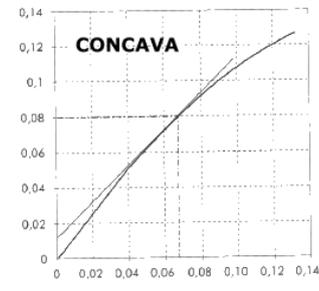
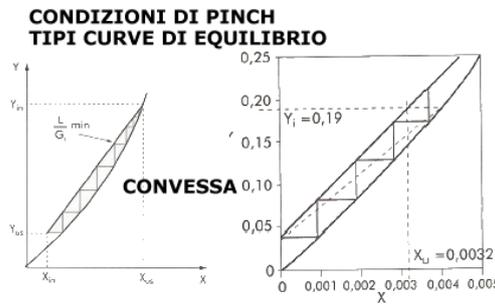
e determino gli stadi teorici: $\rightarrow N^\circ$ stadi= **9** [superando la conc. X_u].

[vedi documento ESERCIZI a parte]

EFFICIENZA DELLA COLONNA:

\rightarrow efficienza complessiva $\eta = N_{reali}/N_{teorici}$





APPARECCHIATURE: (vedi anche **appendice**)

dispositivi industrialmente più usati:

1- colonne di assorbimento a riempimento:

il gas ed il liquido vengono in contatto in controcorrente, ricoprendo le superfici interne del materiale di riempimento, la cui funzione è aumentare la superficie di contatto liquido/gas. ;

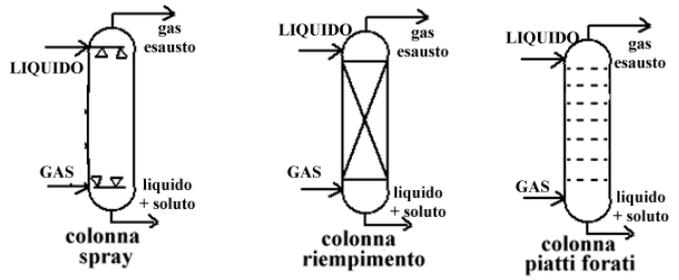
vantaggi: costo basso, basse perdite di carico, facile manutenzione, adatte per fluidi corrosivi, fluidi schiumogeni, per piccoli diametri e basse portate, migliore efficienza;

svantaggi: occorre molto liquido per bagnare il riempimento, usare distributore di liquido e gas e suddividere il materiale in più stadi, per evitare camini preferenziali;

2 – colonne a piatti:

vantaggi: indicate per alte portate, per portate variabili, per fluidi sporcanti, per scambi termici, svantaggi: costose e con bassa efficienza

3 – colonne spray: bassa efficienza ma basso costo



N.B. FUNZIONAMENTO COLONNA A RIEMPIIMENTO:

Una volta stabiliti la portata di solvente ed il tipo di riempimento, la variabile da tenere sotto controllo è la velocità del **gas**, da cui dipendono le perdite di carico lato gas. All'aumentare della velocità del gas aumenta l'**hold up (ritenzione)** del liquido e si riduce la sezione di passaggio del gas incrementando la perdita di **pressione** per unità di altezza $\Delta P/z$.

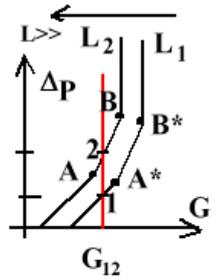
Per valori alti di G si ha un forte incremento di $\Delta P/z$, con cambio della curvatura della curva (in figura Δp /portata G, seg. A-B), identificato come condizione di **load point**; per ulteriori aumenti della velocità del gas la quantità di **liquido trattenuto** aumenta velocemente tendendo a riempire tutta la sezione disponibile, con **gorgogliamento** del gas nel liquido (cattivo assorbimento), → **flooding** (allagamento).

Per evitare che si verifichi tale condizione le torri vengono solitamente fatte funzionare in condizioni al di sotto del load point. Dall'esperienza tale condizione corrisponde a una velocità del gas di circa il 40-70% rispetto a quella che causa il **flooding** (allagamento);

Dal diagr:→punto **A** ingolfamento (ritenzione di liquido); **B** allagamento (flooding - gorgogliamento);

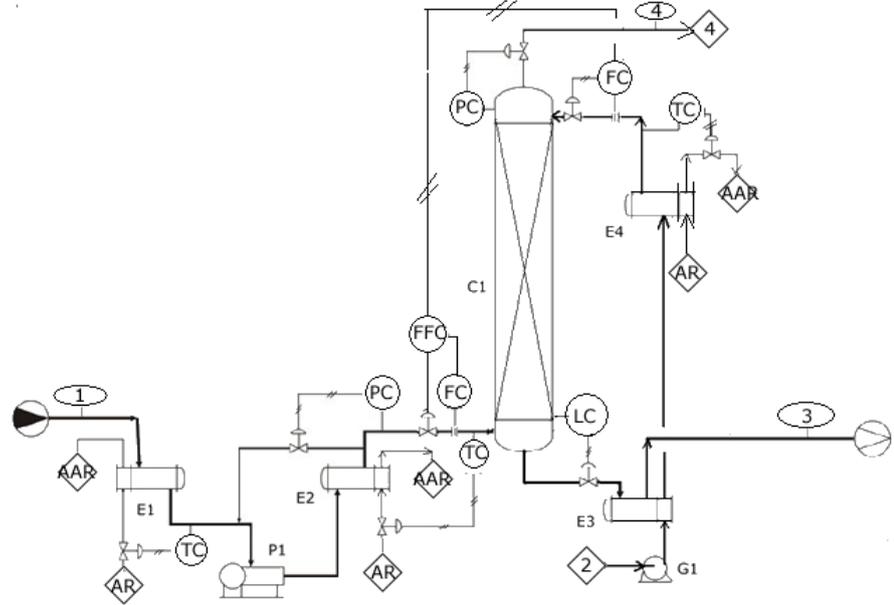
- caso 1/2: stessa quantità di Gas, aumento portata Liq. da L_1 a L_2 , aumento perdite di carico del Gas;

- caso A/B; A^*/B^* : stessa portata Liq, aumento portata Gas, aumento perdite di carico;



SCHEMI DI PROCESSO:

1 - SCHEMA DI PROCESSO DI COLONNA DI ASSORBIMENTO

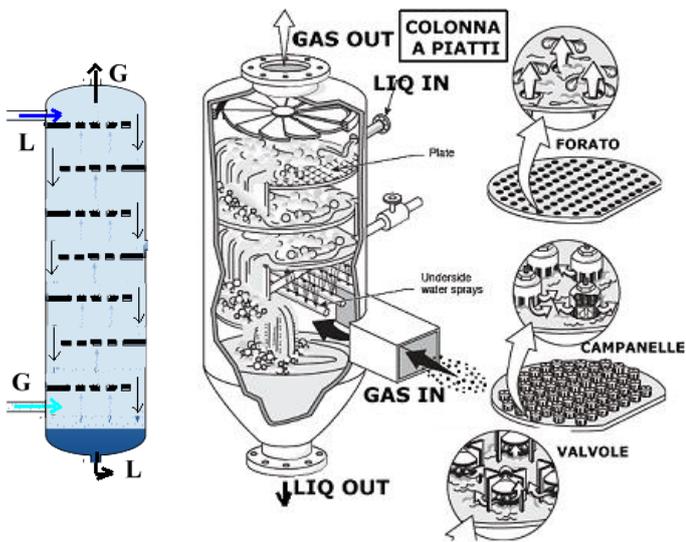


- LEGENDA:**
- 1 ALIMENTAZIONE
 - 2 SOLVENTE RIGENERATO
 - 3 PRODOTTO ASSORBITO
 - 4 GAS ESAUSTO

 - E1,2,4 RAFFREDDATORI
 - E3 SCAMBIAATORE
 - C1 COLONNA ASSORBIMENTO
 - P1 COMPRESSORE
 - FC CONTROLLO PORTATA
 - FFC CONTROLLO IN RAPPORTO
 - TC CONTROLLO TEMPERATURA
 - PC CONTROLLO PRESSIONE
 - LC CONTROLLO LIVELLO

 - AR ACQUA DI RAFFREDDAMENTO
 - ARR USCITA ACQUA AL RICIRCOLO

COLONNA A PIATTI



**COLONNA
SPRAY
ORIZZONTALE
VERTICALE**

