

Lez 06X* - principi di ESTRAZIONE LIQUIDO-LIQUIDO

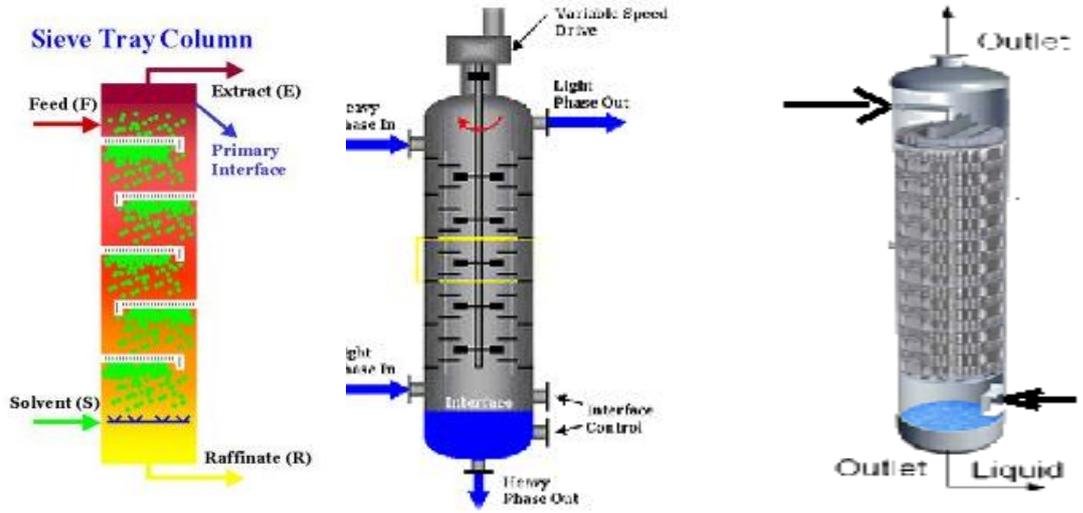
(*) SIMBOLI SIMIL TESTO

CARATTERISTICHE: operazione unitaria di separazione dei componenti una soluzione, sfruttando la diversa ripartizione tra 2 fasi liquide (spesso immiscibili); operazione che avviene per trasporto di massa, attraverso i seguenti stadi: -contatto tra fasi; -scambio di materia/energia; -raggiungimento dell'equilibrio; -separazione delle fasi. -**Competitiva** con altre operazioni di separazione: → per componenti termolabili, altobollenti, quantità diluite.

■ APPLICAZIONI:



ASSORBIM.GAS ACIDI CON DEA



– raffinazione purificazione oli grassi nell'**ind.alimentare** – ind.petroliera, **desolforazioni** (con DEA...), addolcimento benzine, **separare** idrocarburi aromatici dagli alifatici - nell'industria **biotecnologica** (estrazione degli antibiotici dai brodi di fermentazione (liq/liq immiscib.), estrazione di vitamine da oli di pesce,...) – **depurazione** di acque di scarico da sostanze organiche volatili (SOV)- ind. mineraria, per rame, uranio,....

■ SCHEMA A BLOCCHI DEL PROCESSO – LEGENDA -

F=alimentazione: **C** soluto; **I** diluente o non soluto
S=solvente selettivo
E=estratto: S+C (+ I se caso L/L **parziam**.miscib)
R=raffinato: I+C residuo (+S residuo)

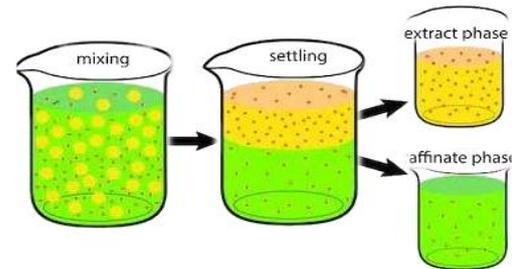


■ FATTORI CHE INFLUENZANO LA RESA DEL PROCESSO:

-**solvente** selettivo, stabile chimicamente termicamente, bassa T ebollizione, scarsamente miscibile col diluente, opportuna tens.vapore, bassa tens.superficiale e viscosità.

-**temperatura**: **maggiore**, per maggior diffusione e resa:

la temperatura influenza la **velocità** dell'estrazione perché da essa dipendono il coefficiente di **diffusione**, di **ripartizione**, e la **viscosità** η del liquido. Poiché i **coefficienti aumentano** con la temperatura e con il diminuire della viscosità η del liquido, l'estrazione avviene più facilmente quanto è **maggiore** la temperatura. Nel caso **liquido/liquido** la temperatura operativa va scelta compatibilmente con la **natura** del soluto e con le caratteristiche del **solvente** [viscosità-densità], e può essere effettuata anche a T **ambiente**. [N.B.: nel caso **immiscibilità parziale**, cfr.seg., al **crescere** di T spesso **diminuisce** il campo immiscibilità, e la solubilità soluto con solvente e diluente, rendendo più **difficile** la estrazione]

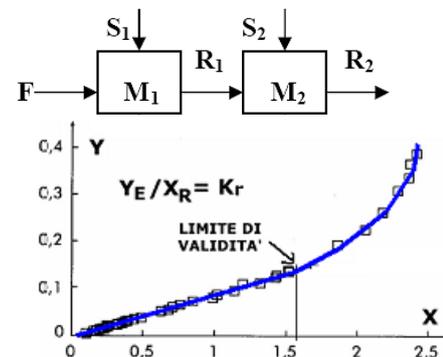
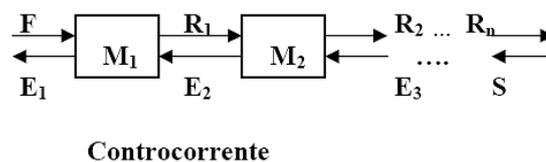
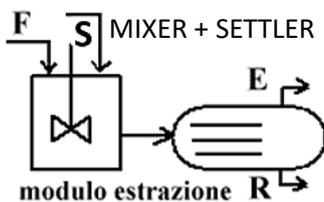


-**tempo** di contatto: opportuno

-**agitazione** o più passaggi di solvente, o più stadi di estrazione.

-modalità di **CONDUZIONE**: **monostadio**; **multistadio** in equi(correnti incrociate) e controcorrente.

[caratteristiche: vedi oltre]



■ TEORIA: OPERAZIONE A STADI DI EQUILIBRIO

[N.B.: y =fraz.mol.soluto in E; x =fraz.in R; γ_E =coeff.attiv. soluto in E; γ_R =coeff. in R]

La **ripartizione** del soluto nelle due fasi liquide è regolata dalla legge di **Nernst**- all'**equilibrio** le attività del soluto nelle due fasi liquide devono essere uguali:

$y \cdot \gamma_E = x \cdot \gamma_R$; A **basse concentrazioni** di soluto e stessa T, i due coeff. γ_E e γ_R si possono ritenere costanti per cui $\Rightarrow y/x = Kr$

[$\gamma_R/\gamma_E = Kr$ dove **Kr** è la costante o **coefficiente di ripartizione**, funzione di T e concentrazioni];

A) - ► SISTEMI A IMMISCIBILITA' TOTALE TRA SOLVENTE S E DILUENTE I (non soluto)

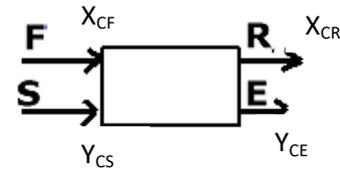
→ caso **ideale**, in quanto c'è sempre una piccola miscibilità tra componenti;

La relazione di equilibrio e i bilanci si **semplificano**, **I** e **S** si comportano da correnti **inerti** a **portate costanti**, perchè **si scambia solo il soluto**; il soluto **C** passa dalla fase **alimentazione F**, contenete il DILUENTE **I** (a portata costante perchè non miscibile con S), al **SOLVENTE S** (a portata costante).

Introducendo nuove grandezze, **concentrazioni in rapporto X** e **Y** (cfr.definiz.),

la relazione di **equilibrio** diventa: **Y = Kr * X** (= **retta**, per diluizioni elevate o **curva** determinata per punti **Xi/Yi** su diagr.cartesiani -sistemi binari);

posto **Li: LIQ.INERTE = I**



A1 - CASO MONOSTADIO - liq.immiscib. S//I [Li]

VEDI DISEGNO

a) Bilancio Soluto C (entrata = uscita, con diluente Li=I e solvente S inerti costanti):

$Li X_{CF} + S Y_{CS} = Li X_{CR} + S Y_{CE}$; ► $Li (X_{CF} - X_{CR}) = S (Y_{CE} - Y_{CS})$ [$Y_{CS} = 0$ solv. puro]

b) $Y_{CE} = Kr X_{CR}$ relazione di equilibrio (le uscite E/R sono all'equilibrio)

da cui risolvendo otteniamo: ► $X_{CR} = Li X_{CF} / (Li + S * Kr)$

c) **RESA DI ESTRAZIONE:**

$\epsilon = [C \text{ trasferito} / C \text{ iniziale}] * 100 = Li (X_{CF} - X_{CR}) / Li X_{CF} * 100$

Definizioni: [massa/m.inerti]
 $Y = (\text{massa C} / \text{massa S})_{\text{estratto}}$;
 $X = (\text{massa C} / \text{massa I})_{\text{raffinato}}$
 $Kr = \text{coeffic.ripartizione}$



d) **fattore di estrazione ϕ**

rapporto **solvente/diluente** = $S / Li = (X_{CF} - X_{CR}) / (Y_{CE} - Y_{CS})$; per solvente puro: $Y_{CS} = 0$; da cui si ottiene:

$X_{CF} / X_{CR} = (1 + S Kr / Li)$; nota la relaz.equilibrio $Y_{CE} = Kr X_{CR}$ avremo

fattore di estrazione $\phi = S Kr / Li = S Y_{CE} / Li X_{CR} = F_{CE} / F_{CR}$ rapporto tra **portate di soluto estratto/raffinato**;

B2 - CASO MULTISTADIO CONTROCORRENTE - liq.immiscibili S//I [Li]

Risoluzione con metodo grafico

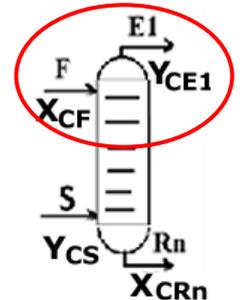
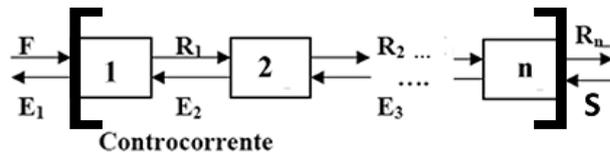
• EQ. EQUIL.: $Y_{CE} = Kr X_{CR}$

• BIL. MATERIA DEL SOLUTO

$Li (X_{CF} - X_{CRn}) = S (Y_{CE1} - Y_{CS})$

questa è l'eq. di una retta, la **retta di lavoro**, passante per gli estremi dell'apparecchiatura (testa/coda): ingresso **T testa** ($X_{CF}; Y_{CE1}$); uscita **C coda** ($X_{CRn}; Y_{CS}$)

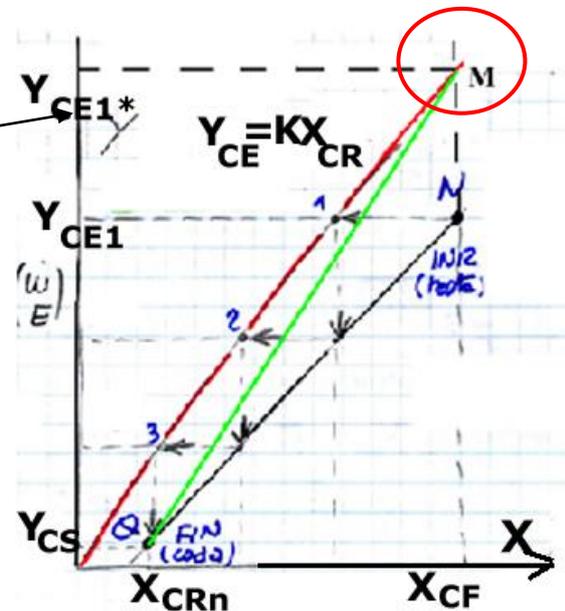
da cui $(Y_{CE1} - Y_{CS}) / (X_{CF} - X_{CRn}) = Li / S$



• **CONDIZIONI LIMITE DELL'ESTRAZIONE - punto di pinch - :**

I migliori risultati (E1) si ottengono per l'uso della **minima** quantità di **solvente S** nell'estrazione; cioè **massima** quantità Y_{CE1} in E1; ovvero **massimo** rapporto diluente Li/S solvente con uscita E1 in **equilibrio** con l'entrata F (punto **M** del diagr., o **punto di pinch**, retta lavoro tangente a quella di equil.), da cui si ricava Y_{CE1}^* (ideale, perchè richiederebbe un N°stadi di estrazione infinito); il rapporto Li/S effettivo sarà quindi una certa % **inferiore** a quello massimo, secondo un coefficiente stimato α [p.es. 75% $\alpha = 0,75$];

► diluente/solvente = $(Li/S)_{\text{effettivo}} = \alpha (Li/S)_{\text{max}}$



● **PROCEDIMENTO DI CALCOLO:**

noti i punti sul diagr. Y_{CS} X_{CF} X_{CRn} Y_{CE1} ,
 nota la relaz. di equilibrio $Y = KX$,

si ricava Y_{CE1}^* [\rightarrow intersez. ascissa X_{CF} con retta eq.]

si inserisce nell'eq. per determinare $(Li/S)_{max}$: $(Y_{CE1}^* - Y_{CS}) / (X_{CF} - X_{CRn}) = (Li/S)_{max}$

si ricava $(Li/S)_{effett.}$:

$$\alpha (Li/S)_{max} = (Li/S)_{effett.} = (Y_{CE1} - Y_{CS}) / (X_{CF} - X_{CRn})$$

e si trova il risultato finale Y_{CE1}

si traccia quindi la **retta di lavoro** reale (Q-N nel diagr.);

Dalla retta di lavoro e di equilibrio si tracciano per punti gli stadi di equilibrio [dall'alto], calcolando il **N°STADI**; (nella figura risultano 3).

B3 - CASO IMMISCIBILITA' MULTISTADIO A CORRENTI INCROCIATE (e.c)

noto il p.to M inizio ($Y_{CS}; X_{CF}$); nota la **curva** di equilibrio;

bilanci di materia .1° stadio:

$$Li(X_{CF} - X_{CR1}) = S(Y_{CE1} - Y_{CS}); \text{ovv.}:$$

$$(Y_{CE1} - Y_{CS}) / (X_{CF} - X_{CR1}) = - Li / S;$$

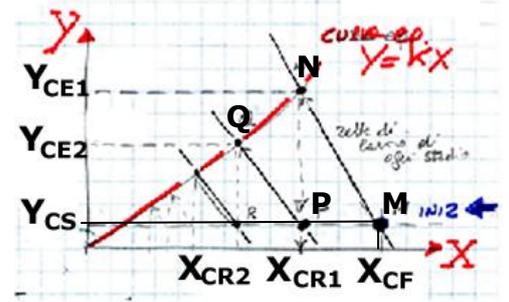
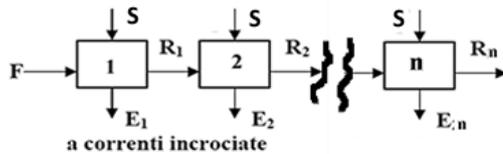
RETTA MN inclinaz. - Li / S ,

noto X_{CF} Y_{CS} \rightarrow det. p.to N;

da N, da curva eq., determino P;

con la stessa inclinazione, determino il p.to Q, fino all'ultima concentrazione.

[vedi esercizi]



SCHEMA DI PROCESSO di una COLONNA DI ESTRAZIONE LIQUIDO-LIQUIDO a riempimento:

\Rightarrow **CONTROLLI:** PORTATE [rapp.diluyente/solvente \rightarrow N°stadi] - T - p [amb./sotto p per gas liq]

[VEDI SCHEMI DIS. tema esame 2019/2017/2009/1995/2000 (bio+estraz)]

- **alimentazione** pesante, altobollente [più comune; in alto]

- **temperatura:** a T ambiente / T > ;

T influenza notevolmente la solubilità del sistema; il condizionamento termico delle correnti viene fatto prima; si esegue un controllo nel caso alimentazione e/o riciclo solvente **non siano** a T richiesta;

[N.B.: in gen. **densità** decresce all'aumentare della temperatura, **viscosità** inversamente proporzionale a T)

- **fasi:** (A) - **dispersa**, in minuscole **gocce**;

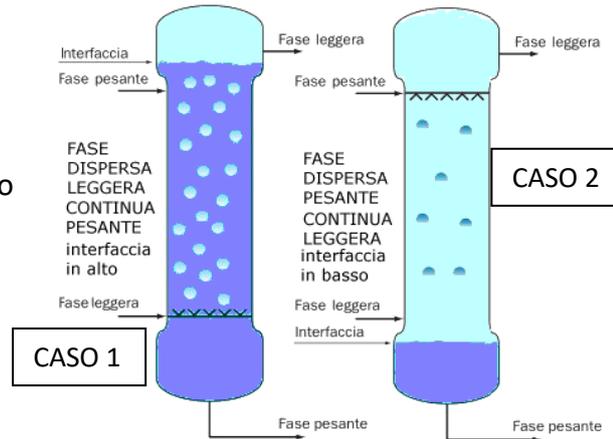
(B) - **dispersante**, quella che costituisce un **continuo**;

la più presente nella colonna; è alimentata per prima;

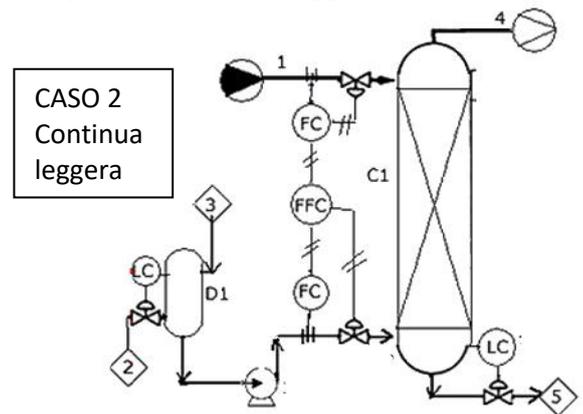
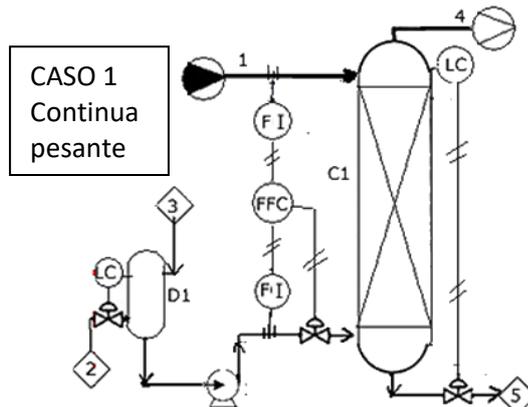
■ **condizioni** di funzionamento:

caso 1 CONTINUA PESANTE: fase dispersa a **minore densità**, costituita da minuscole goccioline; fase **dispersante** quella a **maggiore densità**: \rightarrow **l'interfaccia** tra le due fasi è situata in **alto** nella colonna, sopra l'ingresso della fase pesante; F solo misurata; estratto esce per troppo pieno, controllo scarico su raffinato.

caso 2 CONTINUA LEGGERA, solvente fase leggera, dispersa pesante: **interfaccia in basso**; l'interfaccia si localizzerà nella parte bassa della colonna, al di sotto dell'ingresso della fase leggera.



- LEGENDA:
- 1 SOLUZIONE ENTRANTE
 - 2 SOLVENTE
 - 3 SOLVENTE DI RICICLO
 - 4 ESTRATTO
 - 5 RAFFINATO
 - D1 SERBATOIO
 - E1 PRERISCALDATORE
 - C1 COLONNA DI ESTRAZIONE
 - LC controllo di livello della interfase
 - FFC controllo di rapporto tra portate



B) - CENNI MISCIBILITA' PARZIALE - Rappresentazione grafica delle relazioni di equilibrio

DIAGR. TERNARI (fasi ternarie)

= TRIANGOLO EQUILATERO

proprietà: la somma delle altezze relative ai lati, per un punto interno **P**, è uguale a **h** (altezza triangolo):

$h = PO + PM + PN$; quindi dividendo per h :

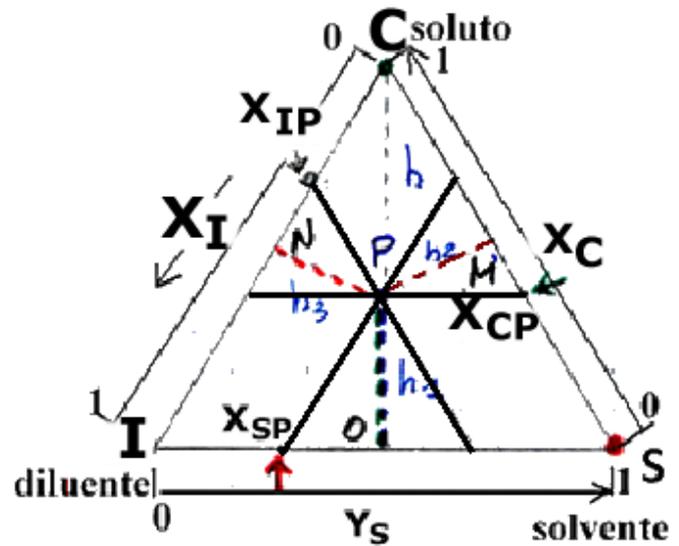
$1 = PO/h + PM/h + PN/h$ cioè

$$X_A + X_B + X_S = 1 \quad (\text{frazioni in peso}) \quad [h=0,866 L]$$

sui lati si individuano le frazioni relative alla composizione del sistema individuato dal punto **P** come indicato nel diagramma a lato;

N.B.: C=soluto; S=solvente; I=diluyente]

[(*) vedi appendice relazione tra diagrammi]



CASI POSSIBILI DI ESTRAZIONE LIQUIDO - LIQUIDO:

-> SISTEMI A MISCIBILITA' PARZIALE - CENNI

E' possibile l'**estrazione** con formazione di 2 fasi immiscibili, **separabili**, estratto **E** e raffinato **R**, se presente un **campo di immiscibilità parziale** tra soluto **S** e diluyente **I**;

► sul diagr., zona a 1 fase [= no estraz.], e quella a 2 fasi, dentro il campo di **immiscibilità**, racchiuso dalla curva passante per **M**: 2 fasi immiscibili in equilibrio **E** e **R** [**separabili**] unite dalle **rette di equilibrio E/R** [rette di coniugazione], note da dati sperimentali -lex.Nerst; [a sin. di M luogo dei raffinati, a des. luogo degli estratti]. LEGENDA: **F** alimentazione (C soluto + I diluyente);

S solvente (puro, nel vertice; altrimenti sarà un p.to interno al triangolo);

il p.to **O** sulla retta di equilibrio è **rappresentativo dell'estrazione**:

→ massa F/massa S = OS/OF ; → massa E/massa R = OR/OE ;

• dal diagr. si possono ricavare le composizioni **X**, tra cui di **estratto E**, X_{CE} , e **raffinato R**, X_{CR} ; [individuabili da parallela a lato opp. al vertice] N.B.: al crescere di **T** spesso diminuisce il campo immiscibilità.

• vale la condizione di **minima quantità di solvente** per avere **estrazione** con 2 fasi finali immiscibili **separabili** (zona 2 fasi), rappresentata dal p.to **P**; quindi [in massa]

$$(F/S)_{\text{effettivi}} = (OS/OF) = K (F/S)_{\text{minimi}} = K (PS/PF); \quad K \text{ noto (p.es. } \rightarrow \text{ aumento del 20\% } K=1,20);$$

[segmenti in cm misurati sul diagr.]

dai calcoli si ottiene **O**; quindi sulla retta di equilibrio passante per il p.to **O**, si ottengono ► **E** ed **R**;

(in appendice la determinazione delle rette di equilibrio col diagr. di ripartizione)

STADIO DI EQUILIBRIO:

CONTATTO TRA FASI → RAGGIUNGIMENTO DI EQUILIBRIO

→ SEPARAZIONE ESTRATTO / RAFFINATO

- ESTRAZIONE MONOSTADIO

operazione con **scarsa** efficienza e elevata quantità di **soluto** nel **raffinato**;

risoluzione: [entrate = uscite; F:alim.; C:soluto; I diluyente; S:solvente; E estr. R raff.]

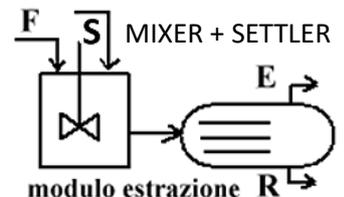
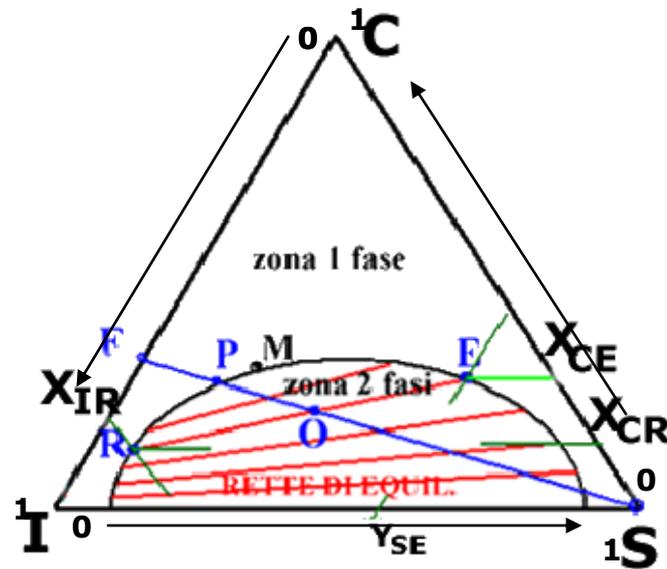
BILANCI:

[tot]: $F+S=E+R$;

[C]: $X_{CF} = Y_{CE} + X_{CR}$; [**S** solvente puro]

[I]: $X_{IF} = X_{IE} + X_{IR}$;

dal diagr. (vedi fig. precedente), con le condizioni di minimo, $(OS/OF) = K (PS/PF)$, si determina i punti **O E R**, si determinano composizioni e portate. [VEDI **ESEMPIO** ES-estraz L/L parz.misc. - visuale a stadi]



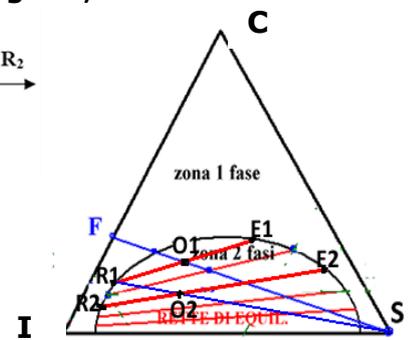
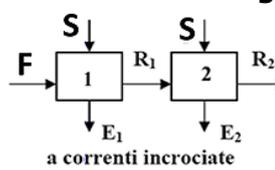
- **ESTRAZIONI MULTISTADIO L/L** = grandi produzioni continue e rese migliori;

MULTISTADIO A CORRENTI INCROCIATE (equicorr.):

Nella disposizione a correnti incrociate il **solvente** entra **fresco** in ogni stadio da cui esce un estratto; con questo metodo si ottengono **basse concentrazioni** degli **estratti** uscenti (soluzioni sempre più diluite), sia nel singolo stadio, sia riunendoli tutti, e maggiori costi. La soluzione viene miscelata ripetutamente con solvente fresco con separazione delle due fasi tra uno stadio e l'altro.

N.B.: sono noti i punti O1, O2,... le quantità di solvente S per ogni stadio. [vedi esercizi].

USO: si presta ad operazioni discontinue, o di laboratorio.



A3 - MULTISTADIO IN CONTROCORRENTE: determinazione grafica del numero di stadi

LEGENDA: F:alim.;C:soluto;I dil.;S:solv.;E estr. R raff.

note le condizioni dell'estrazione agli **estremi**: punti **F; E1; Rn; S;**

DETERMINAZIONE P.TO DIFFERENZA-

bilanci di materia:

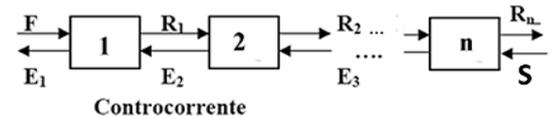
generale: **F + S = E1 + Rn;**

per stadi: **F+E2=E1+R1 ; R1+E3=R2+E2;**

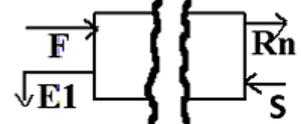
ovvero **F-E1=R1-E2; R1-E2=R2-E3=R3-E4.....=Rn-S= costante**

quindi differenze tra portate in massa **costanti**, rappresentate da un **fascio di rette** passanti tutte per un punto

=> **D: PUNTO DIFFERENZA** [sta dalla parte opposta ai 2 componenti]



monoblocco estrazione



PROCEDIMENTO:

noti sul diagr.i punti **F; E1; Rn; S**, anche da bilanci di materia,

- essi risultano allineati col p.to **O** su rette **F-S** e **E1-Rn** [O p.to fittizio rappresentante l'estrazione];

- unite le rette **F-E1** e **S-Rn**, → si ottiene il punto **D**;

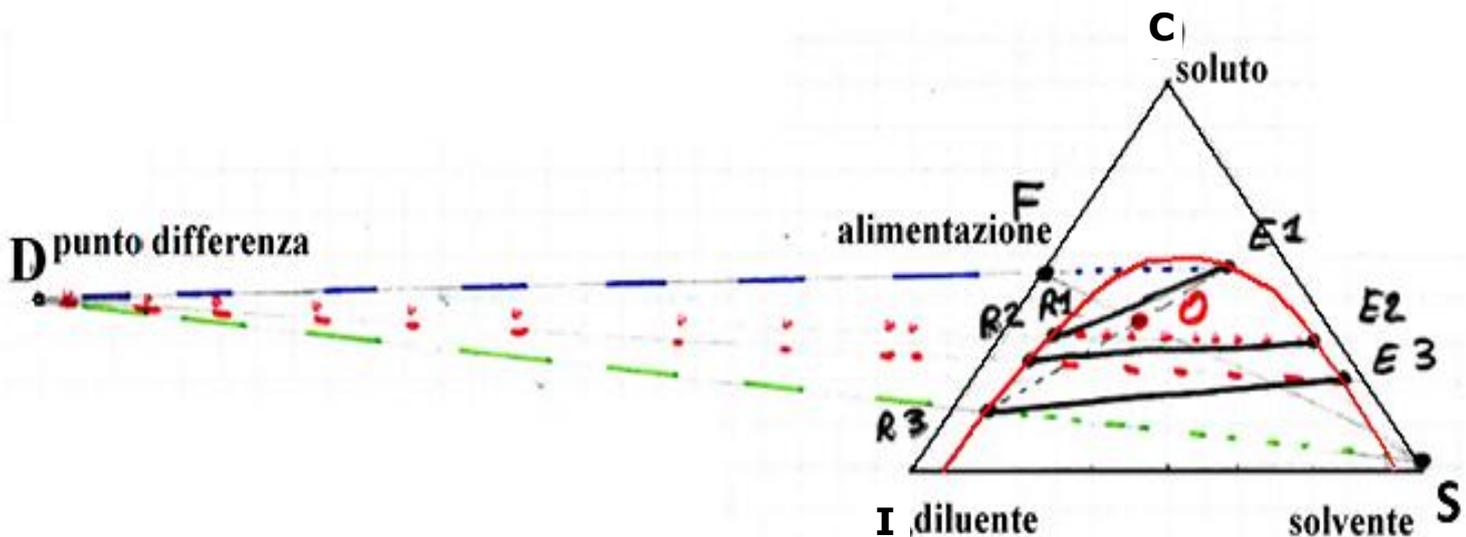
- sulla retta equil.passante per **E1** si determina **R1**;

- unendo **D** con **R1** → si ottiene **E2**;

- sulla retta equil.passante per **E2** si determina **R2**;

- si unisce **R2** con **D** → si determina **E3**; e così via finchè non si supera **Rn**;

gli **stadi** sono rappresentati da E1-R1;E2-R2;E3-R3; nella fig. N°stadi teorici Nt=3.



nota l'efficienza di estrazione η (p.es.65%), si determinano il N°stadi reali **Nr=Nt/ η** ;

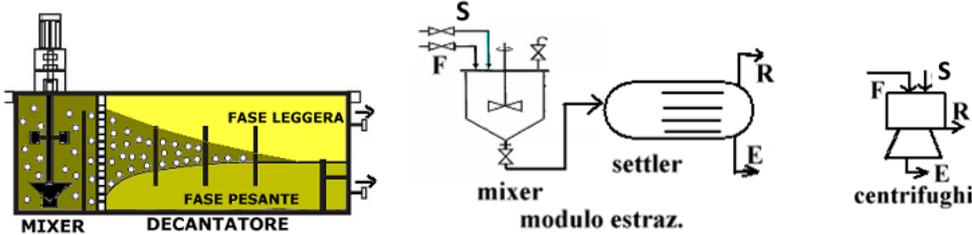
-N.B. il **punto O è fittizio** (come se l'estrazione avvenisse in uno stadio- vedi fig. monoblocco di estrazione), rappresenta la quantità di solvente: $OF/OS =$ portate S/F ; $S= F * (OF/OS)$; quindi permette, noti 3 punti, di determinare il 4° punto agli estremi per l'estrazione.

-N.B. dal diagramma si ottengono poi le composizioni delle varie fasi E1,E2,...R1,R1,...

APPENDICE 1

APPARECCHIATURE di ESTRAZIONE LIQUIDO-LIQUIDO:

a) **MONOSTADI O PIU' MODULI** – TINO A FONDO CONICO – CENTRIFUGHE -



apparecchiature indicate per operazioni **discontinue** e **piccole produzioni**; monostadio, o a più moduli per semicontinue. vantaggi per elevata **efficienza**; portate **basse**; alti tempi di **contatto**; forte **miscelazione**; per volumi **elevati** sistemi **multipli**; ingombranti; grandi quantità di materiali; indicati nell'ind. metallurgica;

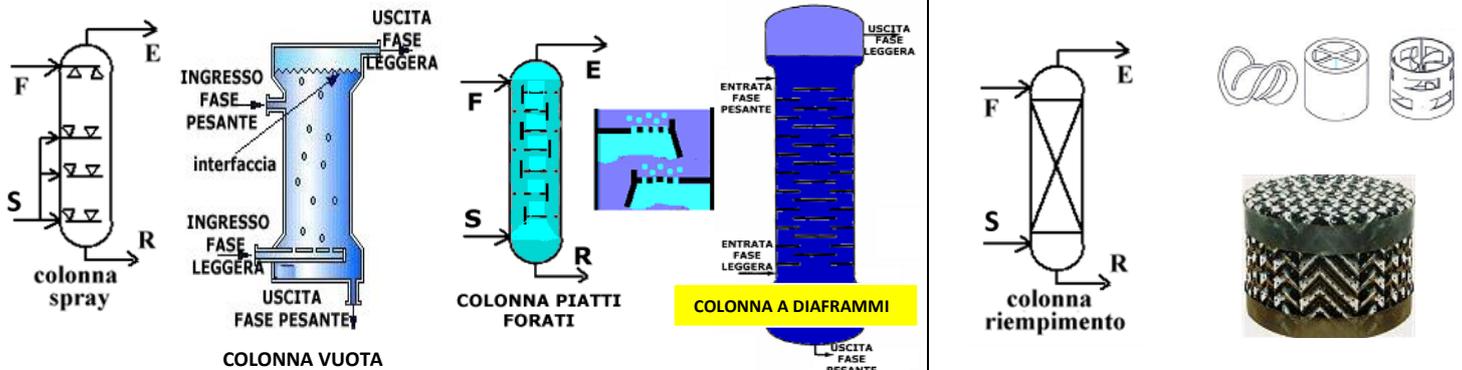
b) **A COLONNE** – PER PROCESSI CONTINUI IN CONTROCORRENTE–

apparecchiature molto usate; zona centrale di mescolamento, di tipo assiale, bassa efficienza; si ha **separazione** delle fasi agli estremi; caratteristiche:

holdup = zona di colonna occupata dalla fase dispersa, zona **utile** dove avviene l'estrazione;

flooding (ingolfamento) = difetto per holdup elevato, con coalescenza delle gocce e formazione di seconda interfaccia, opposta a quella già formata; impedisce il mescolamento e facilita la **fuoriuscita** della fase da dove è entrata, con cattiva separazione.

flussi verticali regolari controcorrente, flussi a pistone; indesiderabile la miscelazione assiale, che diminuisce l'efficienza della colonna. TIPI:



COLONNA VUOTA: [spray] economica; cattivo mescolamento, **bassa** efficienza; migliore con diaframmi e a piatti forati, come a stadi, per portate elevate, ma uso per **densità** molto differenti;

A PIATTI FORATI, con troppopieno: **migliore efficienza**, anche portate elevate; la fase dispersa, passando attraverso i fori dei piatti, si suddivide in goccioline che attraversano lo strato di fase continua, per poi riunirsi in una fase continua prima di attraversare il piatto successivo sono perciò degli estrattori a stadi. Necessari liquidi **non** sporcanti e a **differente densità**.

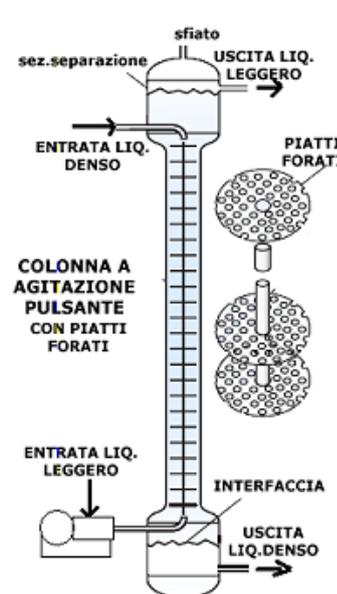
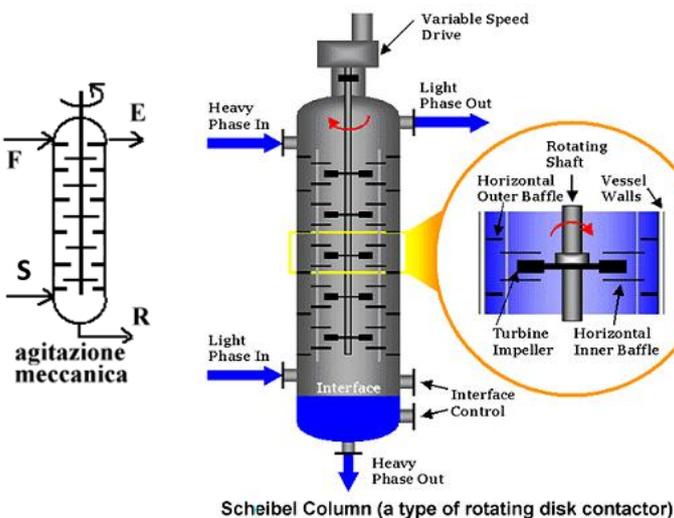
COLONNE A RIEMPIMENTO

simile a quelle di distillazione e assorbimento; migliore **mescolamento** tra fasi, con materiale bagnabile da una delle due; buona efficienza, possibili intasamenti;

Vetro e **ceramica** sono bagnati meglio [fase continua] dalle soluzioni acquose, materiali **plastici** e **metallici** meglio dai liquidi organici

TIPO COLONNE AGITATE: migliore **efficienza**, maggior costo - **CON AGITATORI ROTANTI**

albero rotante con agitatori a turbina o disco; diaframmi orizzontali e verticali; buona miscelazione e efficienza di estrazione; elevato N°stadi; abbastanza **costose**; uso in ind.petrochimica, metallurgica, **farmaceutica**;



CON AGITAZIONE PULSANTE

il liquido viene **spinto** con portata **pulsante**; favorita la dispersione e il contatto, frenando il mescolamento assiale; buona efficienza, assenza di parti in movimento; possibile uso di fluido intermedio (gas) che trasmette la pulsazione; uso per fluidi anche pericolosi;

CON AGITAZIONE ALTERNATIVA

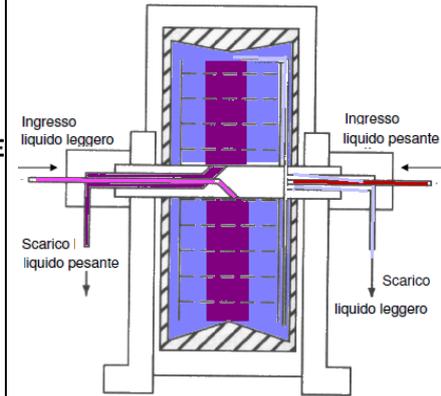
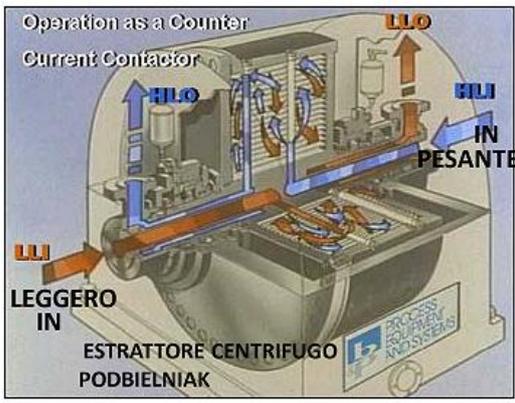
variante che prevede il **movimento** solo dei piatti forati con moto alternativo

verticale; minor consumo di energia; buona efficienza; per elevate portate; uso in ind.farmaceutica, e petrolchimica;

c) ESTRATTORI CENTRIFUGHI uso in ind.farmaceutica petrolchimica estrattiva,...

E' costituito da una serie di **panieri** perforati concentrici che **ruotano** solidali con l'asse alla velocità di diverse migliaia di giri al minuto. La fase **pesante** HLi e quella **leggera** LLi vengono alimentate **centralmente**, le fasi uscenti pesante HLo e leggera LLo perifericamente: sotto la spinta della forza centrifuga le due fasi sono forzate a muoversi in **controcorrente** attraverso i **fori** dei panieri; (I=ingresso;O=uscita).

ESTRATTORE PODBIELNIAK:

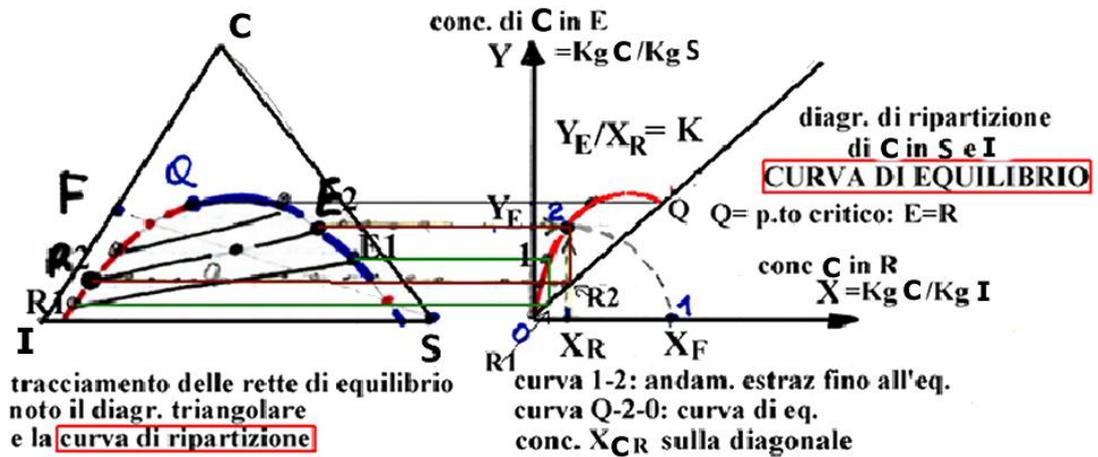


Grazie all'intensa miscelazione che ne deriva, è in grado di trattare anche sistemi con notevoli differenze di **viscosità**. Essendo una macchina rotante ad alta velocità, oltre all'elevato investimento iniziale, richiede una **costosa** manutenzione, comunque non occupa molto spazio e la quantità di **solvente** circolante è alquanto inferiore a quello degli altri estrattori. Funziona a circa 3 stadi teorici, in **tempi** di residenza brevi, valido anche per differenze molto piccole di **densità**.

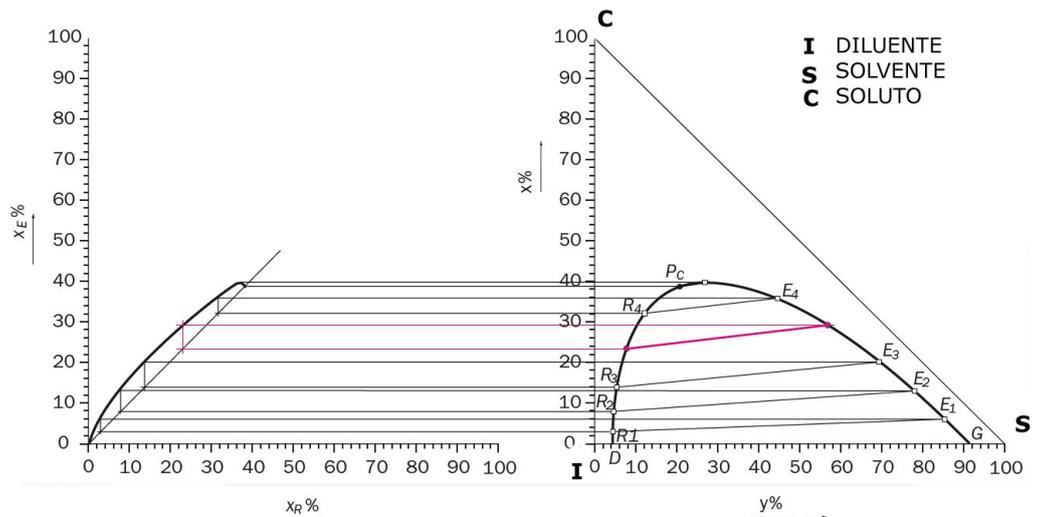
APPENDICE 2 – MISCIBILITA' PARZIALE –

CURVE DI RIPARTIZIONE E RETTE DI EQUILIBRIO ESTRAZIONE LIQUIDO LIQUIDO MISCIBILITA' PARZIALE:

nota la curva di ripartizione, si può tracciare sul diagramma triangolare, con la curva di miscibilità parziale, le rette di equilibrio R-E secondo le indicazioni in figura;

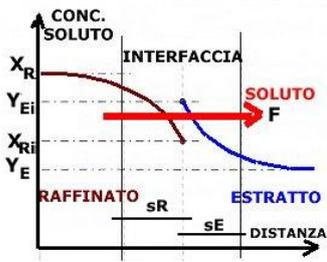


DIAGR. A TRIANGOLO
RETTANGOLO ISOSCELE:
più facile costruzione – meno agevole
il calcolo N°stadi



APPENDICE 3-

TEORIA DEL DOPPIO FILM =



all'interfaccia risiede tutta la **resistenza** al trasporto di massa, che avviene per **diffusione** attraverso l'interfaccia, che separa le due fasi turbolente;

raffinato - fase turbolenta: X_R , all'interfaccia: X_{Ri} ;

estratto - fase turbolenta: Y_R , all'interfaccia: Y_{Ei} ;

il flusso di soluto F_C va da sinistra a destra; $Kr > 1$ quindi $Y_{Ei} > X_{Ri}$;

■ equazioni di **trasporto** - regime stazionario – per raffinato e estratto:

$$F_C = U_{DR} (X - X^*) = U_{DE} (Y^* - Y) \text{ [per unità sup.]}$$

definizioni:

Coeff. globali di trasporto [usando i coeff. pellicola]:

[raffinato] $\rightarrow 1/U_{DR} = 1/h_{DR} + 1/[h_{DE}Kr]$;

[estratto] $\rightarrow 1/U_{DE} = Kr/h_{DR} + 1/h_{DE}$;

area di interfaccia in tutta la col. [caso col. estrazione - area interfacciale contenuta nell'unità di volume utile dell'apparecchiatura]:

$$\rightarrow \text{Sup}_i = a \cdot \text{Sez.} \cdot \text{Hcol.};$$

con: a = area specifica interfaccia (gocce)/vol. apparecchiatura;

Sez. = area sez. colonna; Hcol. = altezza colonna;

■ dai bilanci di materia: [F alimentazione A soluto $B=Li$ diluente S solvente]

$$Li (X_F - X_R) = S (Y_E - Y_S);$$

con $Kr = \text{cost.}$ avremo per il **flusso interfaccia** F_A (p.es. kg/[s·m²]):

raffinato: $F_C \text{ Sup}_i = Li (X_F - X_R) = U_{DR} \cdot a \cdot \text{Sez.} \cdot \text{Hcol.} \cdot (X - X^*)_{ML}$;

estratto: $F_C \text{ Sup}_i = S (Y_E - Y_S) = U_{DE} \cdot a \cdot \text{Sez.} \cdot \text{Hcol.} \cdot (Y^* - Y)_{ML}$;

con [p.es.] $(Y^* - Y)_{ML} = [(Y_e^* - Y_e) - (Y_s^* - Y_s)] / [\ln((Y_e^* - Y_e) / (Y_s^* - Y_s))]$

ovvero: $\Delta Y_1 = (Y_e^* - Y_e)$; $\Delta Y_2 = (Y_s^* - Y_s)$; $(Y^* - Y)_{ML} = [\Delta Y_1 - \Delta Y_2] / \ln[\Delta Y_1 / \Delta Y_2]$;

nel caso linea di equilibrio = **retta**, (Kr cost.), con brevi passaggi si ricava l'altezza della colonna $H_{col.}$ posto [per estratto E – raffinato R]:

HTU - altezza unità trasferimento: $H_{OE} = S / (U_{DE} \cdot a \cdot \text{Sez.})$; $H_{OR} = Li / (U_{DR} \cdot a \cdot \text{Sez.})$;

NTU - n° unità necessarie per estrazione: $N_{OE} = (Y_E - Y_S) / (Y^* - Y)_{ML}$; $N_{OR} = (X_F - X_R) / (X - X^*)_{ML}$;

altezza colonna $\rightarrow H_{col} = H_{OE} \times N_{OE} = H_{OR} \times N_{OR}$; cioè:

$$\rightarrow H_{col} = \text{HTU} \quad \times \quad \text{NTU}$$

altezza della colonna = altezza unità trasferimento \times N° unità necessarie per estrazione richiesta,
più è piccola, maggiore l'efficienza.

EFFICIENZA –

Per stadi di equilibrio:

n° stadi reali $N_r = N_{teor} / \eta_G$;

\rightarrow efficienza globale degli stadi = $\eta_G = N_{teor} / N_{reali}$;

singolo stadio: def. Efficienza Murphy

= rapporto tra la variaz. concentrazione effettiva / variaz. conc. all'equilibrio.

$$\rightarrow \eta_M = (Y_E - Y_S) / (Y_e^* - Y_s);$$

per estrattori senza stadi eq.:

def. \rightarrow **altezza equivalente a stadio teorico** = $HETS = H_{utile} / N_{stadi\ teor.}$;

N.B.: dipende da tipo materiali, da grado di separazione richiesta, da condizioni operative, tipo colonna, ...; det. sperimentalmente.

LEGENDA:

U_{DR}, U_{DE} coeff. glob. trasporto per **diffusione** Estratto / Raffinato

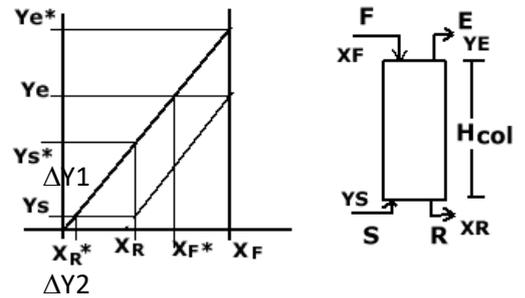
h_D : coeff. pellicola diffusivi;

X, Y conc. rapporto nella zona turbolenta

X^*, Y^* conc. soluto fittizie corrispondenti a quelle di equilibrio nella zona turbolenta: $X^* = Y / Kr$;

$Y^* = KrX$; Kr = coeff. ripartizione;

ΔX e ΔY forze spingenti; s = spessori all'interfaccia;



ΔY_2

APPENDICE4 : ESEMPIO DI PROGRAMMA IN EXCEL modificato dal TESTO TECNOLOGIE CHIMICHE – NATOLI –edisco VOL3:

N.B.- **ATTENZIONE:** nel programma ORIGINARIO viene posto B=solvente, A=diluyente, DIVERSAMENTE da quello modificato MASTER1newA.xls indicato qui sotto (presente nel CD 5CHIMICA):

4 ESTRAZIONE LIQUIDO LIQUIDO MULTISTADIO CASO IMMISCIBILITA' DILUENTE/SOLVENTE - Kr costante

5 N.B.: alimentazione F (soluto+diluyente Li ow. Fi)

6 DATI DA INSERIRE IN - RISULTATI IN

7 **DATI (fraz.in rapporto)**

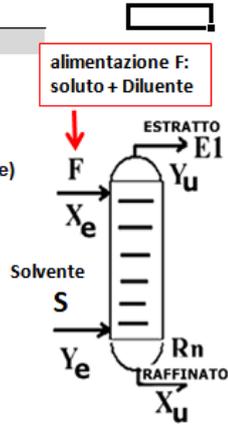
8	Kr =	8	coeff.ripart. EQUILIB.
9	Xe =	0,1	soluto in F. ingresso
10	Xu =	0,0055	soluto in Raffinato
11	Ye =	0	soluto in Solv. ingresso
12	DILUENTE Li =	95	portata diluyente Li (inerte)

14	condizione	72	% rapp.max
15	operatività	0,72	(Dil/Solv)effett (Dil/Solv)max

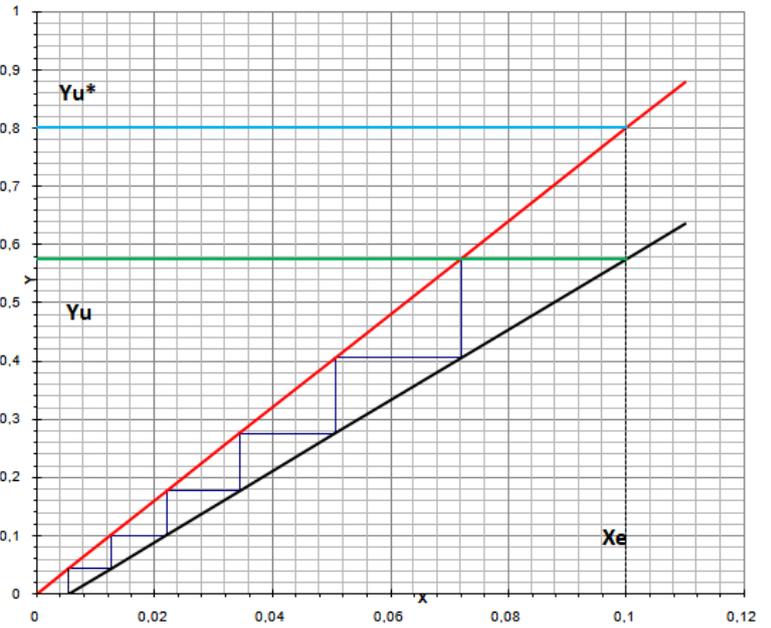
18 **RISULTATI**

19	Yu*	0,8	condiz.pinch
20	(Dil/Solv)max	8,47	
21	(Dil/Solv)eff	6,10	
22	Yu	0,576	soluto in Estratto
23	n° stadi	6	TEORICI
24	SOLVENTE S =	15,59	portata SOLVENTE inerte

26	j	1,31	fattestraz.
27	ε%	94,50	efficienza estrazione



Grafico



[INIZIO]