



Appunti universitari

Tesi di laurea

Cartoleria e cancelleria

Stampa file e fotocopie

Print on demand

Rilegature

NUMERO: 2162A

ANNO: 2017

A P P U N T I

STUDENTE: Partiti Sofia

**MATERIA: Processi di separazione - Teoria+esercizi - Prof.
Manna**

Il presente lavoro nasce dall'impegno dell'autore ed è distribuito in accordo con il Centro Appunti.

Tutti i diritti sono riservati. È vietata qualsiasi riproduzione, copia totale o parziale, dei contenuti inseriti nel presente volume, ivi inclusa la memorizzazione, rielaborazione, diffusione o distribuzione dei contenuti stessi mediante qualunque supporto magnetico o cartaceo, piattaforma tecnologica o rete telematica, senza previa autorizzazione scritta dell'autore.

**ATTENZIONE: QUESTI APPUNTI SONO FATTI DA STUDENTIE NON SONO STATI VISIONATI DAL DOCENTE.
IL NOME DEL PROFESSORE, SERVE SOLO PER IDENTIFICARE IL CORSO.**

PROCESSI DI SEPARAZIONE

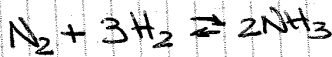
08/03

↳ possono essere di frazionamento o purificazione
 ↳ trasferimento di materia fra 2 fasi

no reazione chimiche nei processi che analizzeremo

Perché sono importanti i processi di separazione?

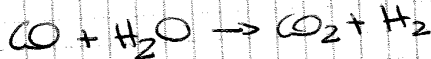
Vediamo la sintesi di NH_3



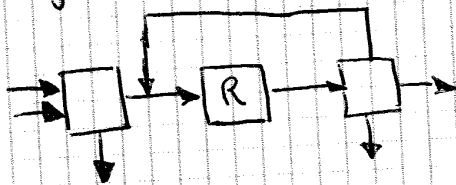
ma per fare questo ho bisogno di N_2 e H_2 , a volte quindi un processo per produrli



ma il CO non mi serve



ora devo separare CO_2 e H_2 (per assorbimento del CO_2)
 in ogni caso neanche CH_4 è così!



possiamo arrivare anche all'80% del costo totale

Operazioni unitarie ⇒ una particolare operazione per ≠ miscele

Tipo di operazioni che analizzeremo

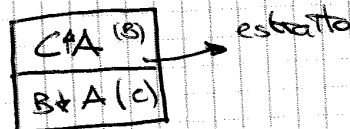
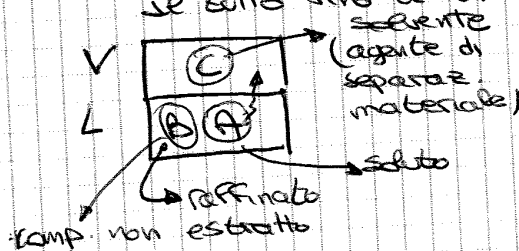
(1) estrazione liquido-liquido (a contatto 2 sostanze liquide immiscibili)

prendo un altro liquido C immiscibile in B e con buona affinità in A

↳ dopo un po' alcune delle molecole di A saranno legate a C ⇒ A tende a ripartirsi nelle 2 fasi

ma può darsi che qualche traccia di C vada in B e qualche di B vada in C

Il tutto fino a una situazione stazionaria grazie al trasf. di materia

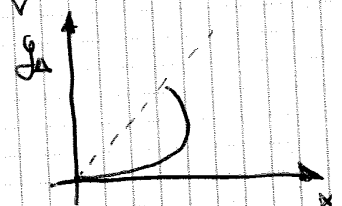


y frazione molare di L ; x frazione molare di V

a eq. $y_A = K_A x_A$

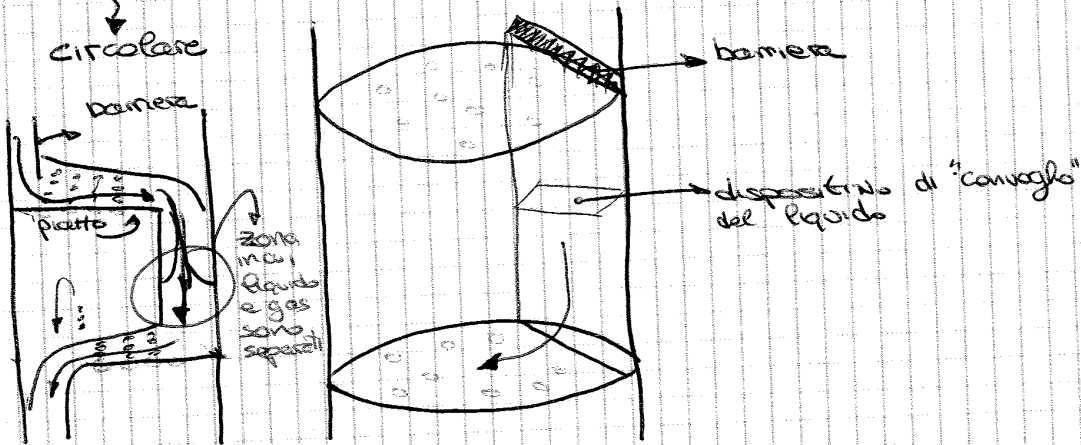
$$K_A \stackrel{\text{def}}{=} \frac{y_A}{x_A}$$

coeff. di ripartizione



un altro metodo per mettere a contatto V e L

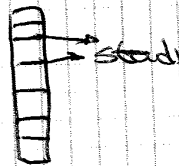
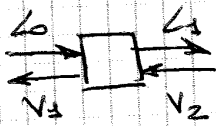
colonne a piatti per le operazioni a stadi (non dovremo calcolare proprio il no di piatti)



Forcellini da cui il gas gorgoglia per avere un intimo contatto fra liquido e gas \Rightarrow trasferimento di materia

Per definire la colonna si deve definire il diametro, la distanza fra i piatti, il numero dei piatti;... noi calcoleremo solo quest'ultimo

Modello di rappresentazione degli stadi

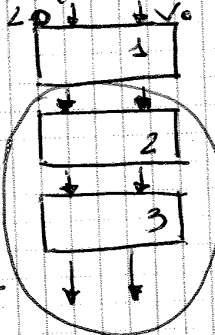


Nello stadio ideale le due correnti uscenti (L_1, V_1) sono in eq. termodinamica e una perfetta separazione delle fasi (\Rightarrow sono monofasiche)

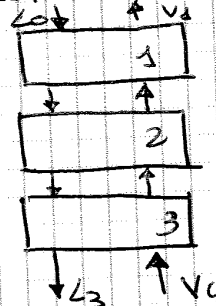
pressione = e temp. = e $y_i = K_i x_i \quad i, 2, \dots, C$

3 possibilità

1) equi corrente

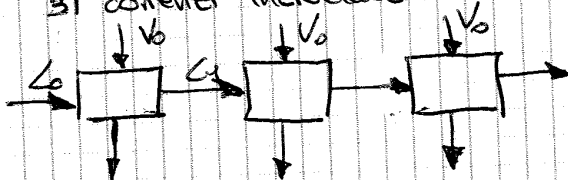


2) contro corrente



non servono poiché uscite da \downarrow sono già miscelate e IN EQUILIBRIO

3) correnti miscelate



albo consumo di V viene usato solo se il solvente è basso

$z_c \rightarrow$ comp. media del nostro sistema
 $y_c \rightarrow$ comp. vapore $x_c \rightarrow$ comp. liquido
 Vediamo la T di ebollizione

$$T_b \begin{cases} z_c = x_c & (\Rightarrow \text{tutto liquido}) \\ y_c = K_c x_c & (\Rightarrow \text{in eq. con fase vapore}) \end{cases} \left. \vphantom{\begin{matrix} z_c \\ y_c \end{matrix}} \right\} \text{unico punto che rispetta tutte le condizioni e il p. di eboll.}$$

vediamo il punto di rugiada

$$T_d \begin{cases} z_c = y_c & (\Rightarrow \text{tutto vapore}) \\ y_c = K_c x_c \Rightarrow \frac{P_c^s(T)}{P} x_c \end{cases}$$

poiché assumiamo
 si possa usare la
 legge di Raoult
 (corretta per T_b)

$$T_b \Rightarrow y_c = K_c z_c$$

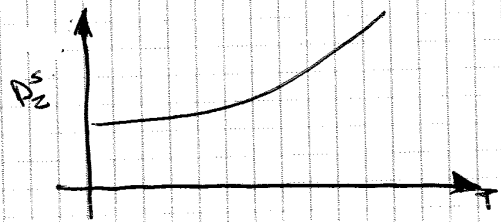
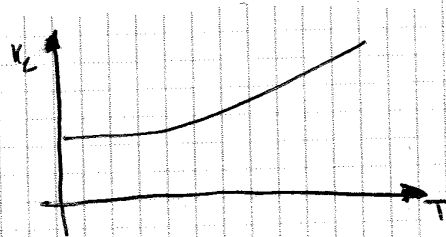
ma se da tutte le y_c sommate danno 1

$$\sum_c y_c = \sum_c K_c z_c = 1$$

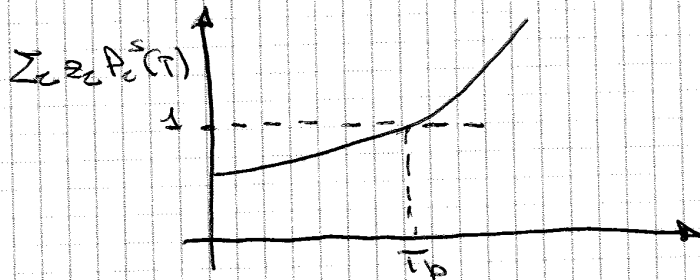
$$\Rightarrow \sum_c \frac{P_c^s(T) z_c}{P} - 1 = 0 \quad T_b$$

$$P = P_w^s(T) \quad \text{monocomponente}$$

$$P = \sum_c z_c P_c^s(T) \quad \text{bicomponente}$$



La funzione media pesata avrà un andamento crescente con la temp.



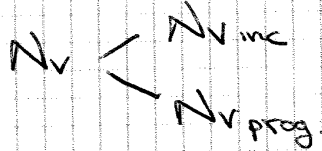
se $\sum_c z_c K_c(T) < 1 \Rightarrow$ avrò un liquido non saturo
 $\sum_c z_c K_c(T) = 1 \Rightarrow$ liquido saturo (T_b)
 $> 1 \Rightarrow$ non possiamo dire nulla senza sapere il punto di rugiada

La differenza fra il numero di variabili e il numero di eq. è il grado di libertà
ad.

25/03

$$\begin{cases} x+y-z=0 \\ x+zy \end{cases} \quad N_L = 3 - 2 = 1 = N_V - N_{eq}$$

Le variabili possono essere magnitudine e di progetto



Se il sistema non è lineare, il sistema può avere più di una soluzione; scegliere quella contenuta nel mio dominio

Per descrivere un composto fluido mi bastano:

$$P, T, x_1, x_2, \dots, x_{C-1}, N \quad (C \text{ componenti})$$

$$x_C \text{ è nota perché } x_C = 1 - \sum_{i=1}^{C-1} x_i$$

⇒ il no di variabili è $C+1+1$

Notazione di Newton

$$\dot{x} = \frac{dx}{dt}$$

ma per Abi chimici $N \rightarrow$ portata

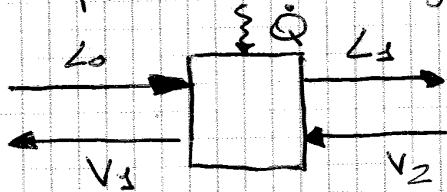
$\psi = 0$ è al punto di ebollizione

$\psi = 1$ non è vaporizzato

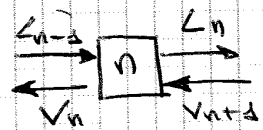
⇒ P, ...

⇒ Per caratterizzare una corrente di materia ho bisogno $C+2$ variabili di cui una estensiva

per un flusso di energia mi basta una variabile (\dot{Q})



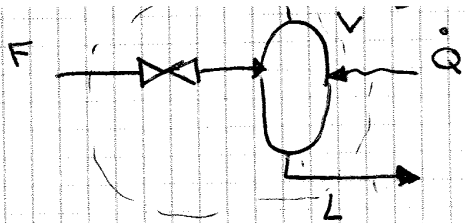
in generale
eq. termodinamico



Quanti sono i gradi di libertà?

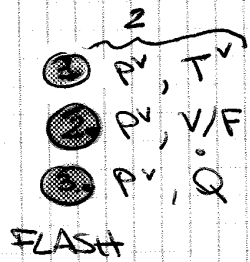
$$N_V = C \cdot (C+2) + 1 \quad \dot{Q}$$

di ogni corrente di materia ho bisogno P, T, x_i ...



$N_L = (c+2) + 2$
 ↳ correnti entranti

$c+2$
 $F, z_1, z_2, \dots, z_{c-1}, P^F, T^F$



TOT \Rightarrow

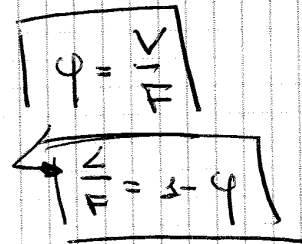
$$\begin{cases} F = L + V \\ z_c F = x_c L + y_c V \quad c=1, \dots, c-1 \\ Q + F h_F = L h + V H \\ T \equiv T^V = T^L \\ T \equiv P^V = P^L \\ y_c = K_c x_c \quad c=1, \dots, c \end{cases}$$

$h_F, H, h, K_c \quad K_c, y_c$

$K_c = \frac{P_2^s(T)}{P}$ $\hat{Q} \equiv \frac{Q}{F}$

dividiamo tutti i bilanci per F
 invariante rispetto al problema

$$\begin{cases} 1 = \frac{L}{F} + \frac{V}{F} \\ z_c = x_c \frac{L}{F} + y_c \frac{V}{F} \\ \hat{Q} + h_F = \frac{L}{F} h + \frac{V}{F} H \end{cases}$$



\Rightarrow

$$\begin{cases} 1 = 1 - \phi + \phi \\ z_c = x_c (1 - \phi) + y_c \phi \\ \hat{Q} + h_F = (1 - \phi) h + \phi H \end{cases}$$

indipendenti da F

tecnica di calcolo JTB soprattutto quando $h_0 \neq$ costante

① $z_c = x_c (1 - \phi) + K_c x_c \phi$
 $z_c = (1 - \phi + K_c \phi) x_c$

\Rightarrow ② $x_c = \frac{z_c}{1 + (K_c - 1)\phi}$
 $c=1, \dots, c$

$y_c = \frac{K_c z_c}{1 + (K_c - 1)\phi}$
 $c=1, \dots, c$

③ incognite

① $\sum z_c x_c = \sum \frac{z_c}{1 + (K_c - 1)\phi} = 1$

② $\sum \frac{K_c z_c}{1 + (K_c - 1)\phi} = \sum y_c = 1$

\rightarrow una sola incognita

\Rightarrow MA NON è un'equazione lineare

$$K_2 = \frac{P_2^*(T)}{P} = \frac{A_2 - \frac{B_2}{C_2+T}}{P}$$

$$f(T) = \sum_z \frac{[1 - K_2(T)] z_c}{1 + [K_2(T) - 1] \psi}$$

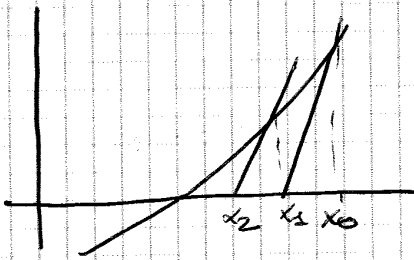
$$f'(T) = \sum_z \frac{-K_2'(T) z_c}{(1 + [K_2(T) - 1] \psi)^2}$$

$$K_2 = \frac{e^{r_2(T)} A_2 - \frac{B_2}{C_2+T}}{P}$$

$$K_2' = \frac{dK_2}{dT} = \frac{e^{r_2(T)} A_2 - \frac{B_2}{C_2+T}}{P} \ln \frac{B_2}{(C_2+T)^2}$$

$$f'(T) = - \sum \frac{K_2 z_c}{[1 + (K_2 - 1) \psi]^2} \ln \frac{B_2}{(C_2+T)^2}$$

METODO DELLE SECANTI



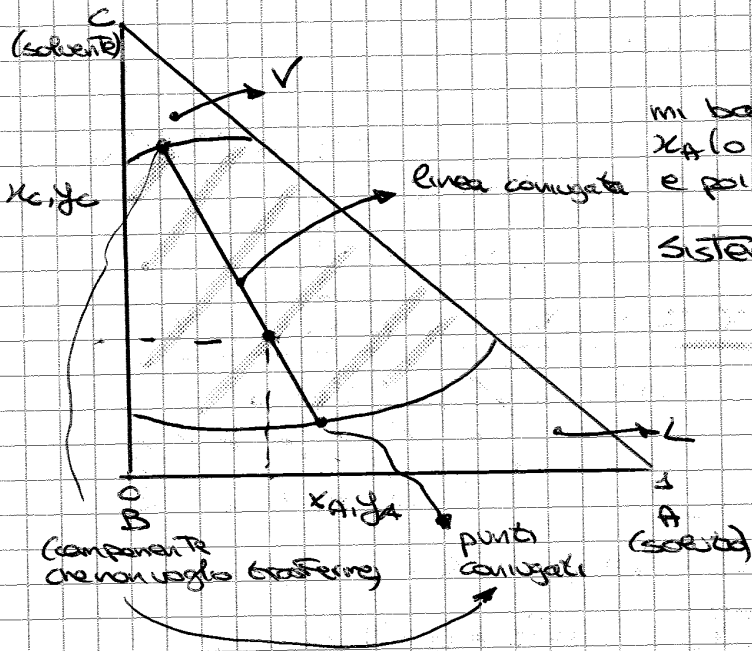
$$0 = f(x_2) + m(x - x_2)$$

$$x_2 = x_1 - \frac{f(x_1)}{m_1} \quad m_2 = \frac{f(x_1) - f(x_0)}{x_1 - x_0}$$

RIASSUMENDO

$$f(T) = \sum_z \frac{[1 - K_2(T)] z_c}{1 + (K_2(T) - 1) \psi} = 0$$

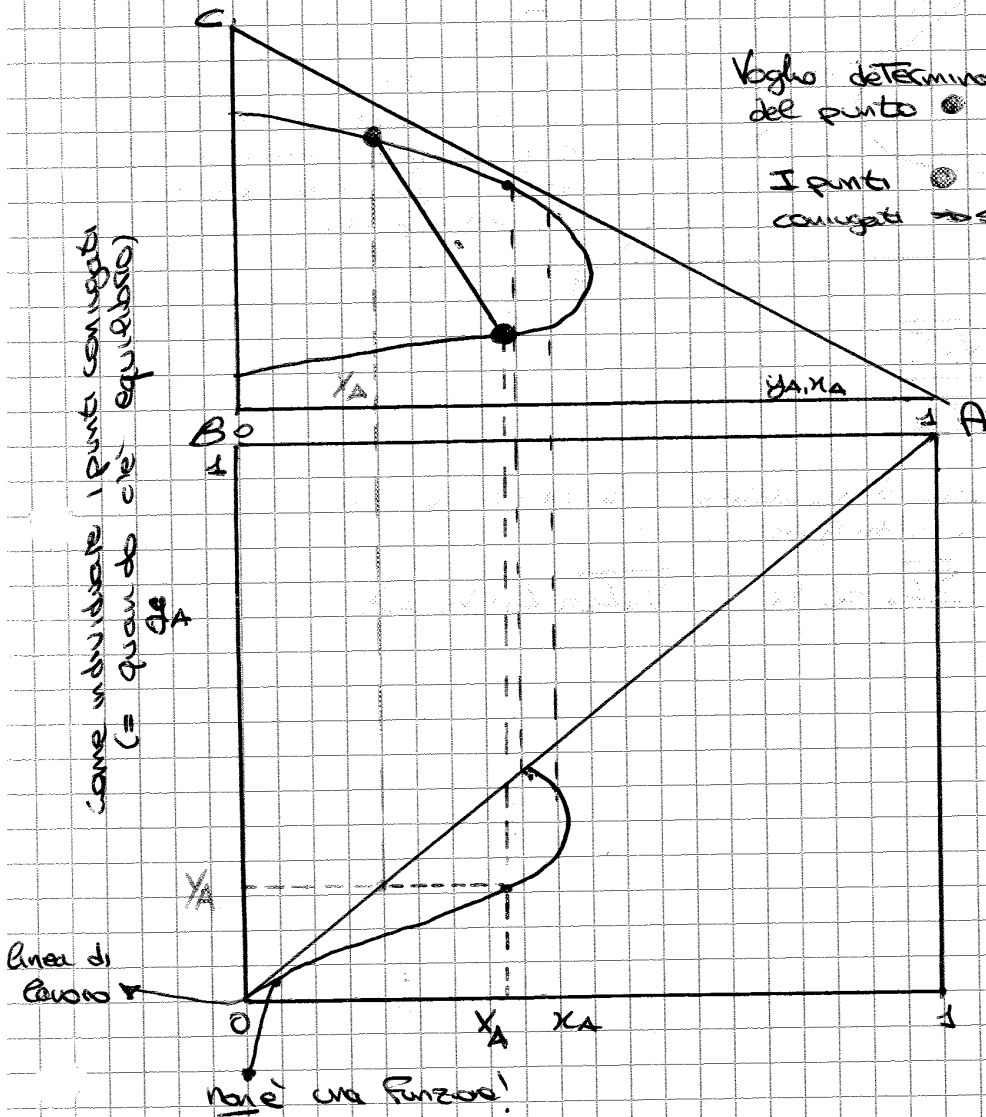
$$f'(T) = \ln \frac{B_2}{(C_2+T)^2} \sum_z \frac{K_2(T) z_c}{[1 + (K_2(T) - 1) \psi]^2}$$



mi basta conoscere $x_A(y_A)$ o $x_C(y_C)$ e poi far $1 - x_A - x_C = x_B$
 Sistema Ternario (P, T cost)

monofasico
 Pacuna: cioè non esiste come monofasico, ma e' bifasico

a questo viene associato un diagramma di ripartizione (per determinare la linea coniugata, visto che nei sistemi bifasici si traccia in un sistema, ma questo diagramma e' solo 2D)



Voglio determinare il coniugato del punto ●

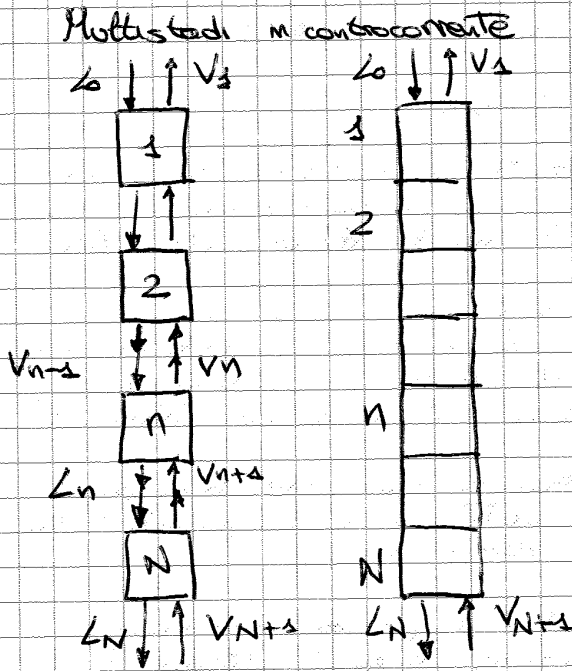
I punti ● e ● sono coniugati → sono in equilibrio

Viene rappresentata $y_A = K_A x_A$

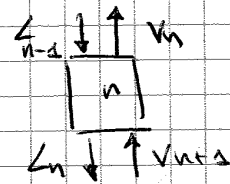
come individuare i punti coniugati (= quando c'è equilibrio)

Area di lavoro

non e' una funzione!



Analizzo uno stadio separatamente



$$N_{z_n} = 2(C+2) + 2$$

Ho un N numero di stadi



ma il numero di gradi di libertà del sistema complesso non è

$$\sum_{z=1}^N N_{z_c}$$

perché la corrente entrante di uno stadio è quella di uscita di un altro \Rightarrow ho $C+2$ eq/variab. ridondanti

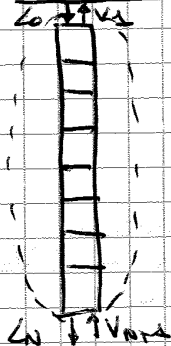
$$N_z = \sum_{z=1}^N N_{z_c} - 2(N-1)(C+2) + 1 =$$

ho una variabile in più
 \hookrightarrow bilancio le correnti V e L di ogni stadio intermedio

$$= 2C + 5 + 2N = 2(C+2) + 2N + 1$$

nell'estrazione liquido-liquido (che è sistema eutettico) dandosi una P_e e una T siamo a 2N condizioni di T e P

Calcolo di PROGETTO



$$\sum = L_0 + V_{N+1} = L_N + V_1$$

$$\sum_{z=1}^N \sum = x_{0,c} L_0 + y_{N+1,c} V_{N+1} = x_{N,c} L_N + y_{1,c} V_1$$

ma L_N e V_1 NON sono in equilibrio

29/03

Di solito il calcolo di progetto è sottospecificato: manca V_{ntz}

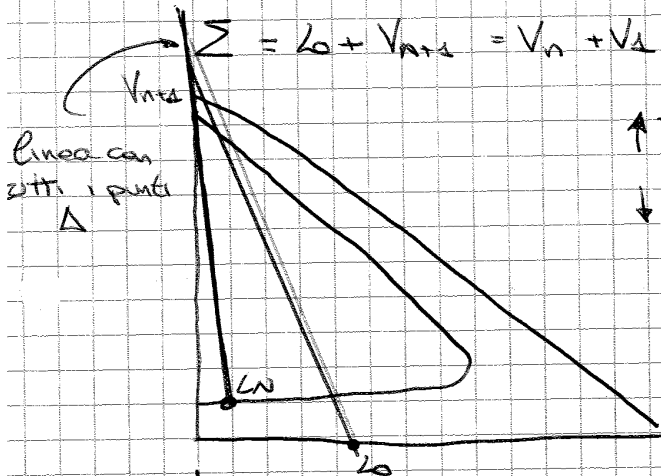
Determinerò la portata minima di sovrante per cui $V_{ntz} \geq (V_{ntz})_{min}$

$$\Delta = L_n + L_{ntz} = L_0 - V_3 = L_n - V_{ntz}$$

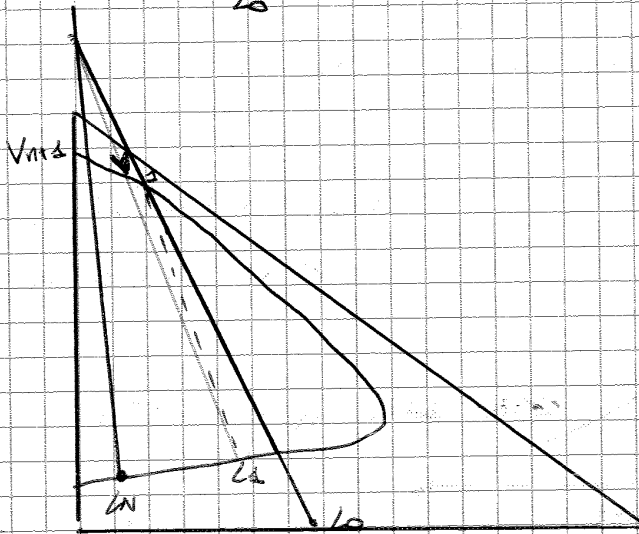
$$X_{AD} \Delta = X_{An} L_n - y_{A,ntz} V_{ntz}$$

$$X_{CD} \Delta = X_{Cn} L_n - y_{C,ntz} V_{ntz}$$

al variare di V_{ntz} varia V_3 perché

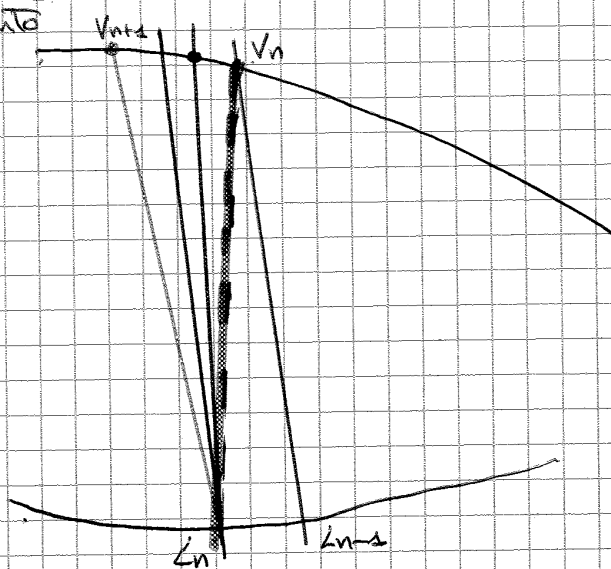


↑ V_{ntz} ↓ Δ ↓ N
 ↓ V_{ntz} ↑ Δ ↑ N



le linee coniugate sono indipendenti dalla variazione di V_{ntz}

Ingrandimento



-- Linea coniugata

— allungamento della portata
 faccio un salto ~~più~~
 maggiore di concentrazione
 (n° di stadi minore)

— e viceversa

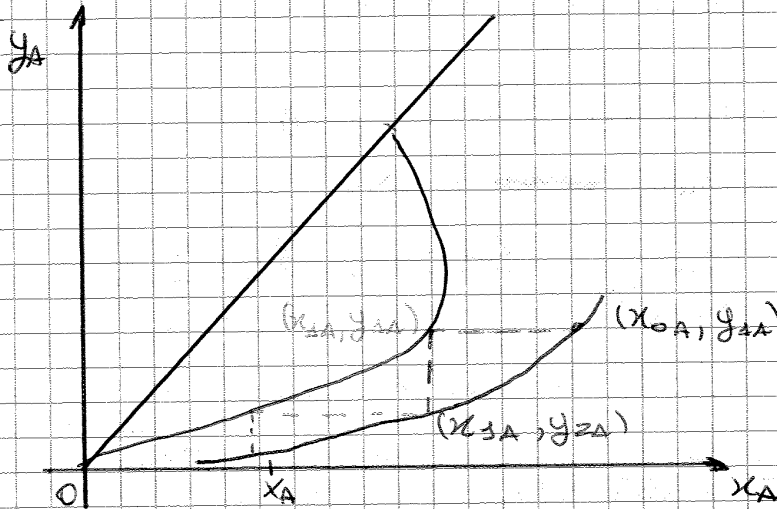
— diminuendo alternamente
 la portata arriva a sovrapporsi
 alla linea coniugata
 (ho raggiunto l'equilibrio)

↳ CASO LIMITE (mi devo fermare)

Il metodo grafico però è complesso.

3/03

Se potessimo avere una curva sul diagramma di ripartizione che rappresenti anche il luogo geometrico dei punti $(x_{nA}, y_{n+1,A})$ potremmo risolvere il problema con il solo grafico di ripartizione.



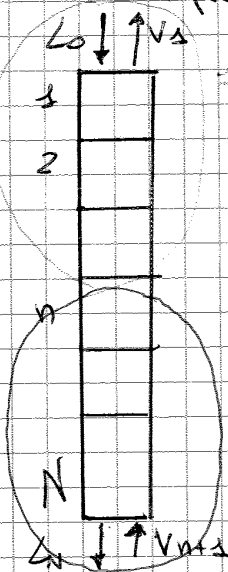
--- condizione di equilibrio
 conto il numero di --- e quello è il n° degli stadi (continua a disegnarle fino a valori \leq di x_A)

Ma la curva operativa (o di lavoro) spesso non ce l'abbiamo quindi si deve usare il diagramma triangolare.

Nelle soluzioni diluite posso trascurare la pendenza della portata del passaggio di materia quindi posso assumere che le portate nella colonna siano costanti \rightarrow la curva di lavoro è una retta

\rightarrow di solito si può assumere nell'assorbimento / deassorbimento e di solito non si può nell'estrazione liquido-liquido (a meno che non sia una purificazione)

\rightarrow in pratica si può fare a concentrazioni basse $\approx 2\%$



COLONNA ASSORBIMENTO/DEASSORBIMENTO ed ESTRAZIONE a basse concentrazioni si assume che sia isoterma e i solari (perde di carico trascurabile)

\rightarrow quindi non ho bisogno del bilancio entalpico per il calcolo del n° di stadi

$$L_0, M_{0s}, \dots, X_{0,c-1}$$

$$V_{n+1}, y_{n+1,1}, \dots, y_{n+1,c-1}$$

$$L_0, M_{0s} \rightarrow X_{N,1}$$

$$V_{n+1}, y_{n+1,A}$$

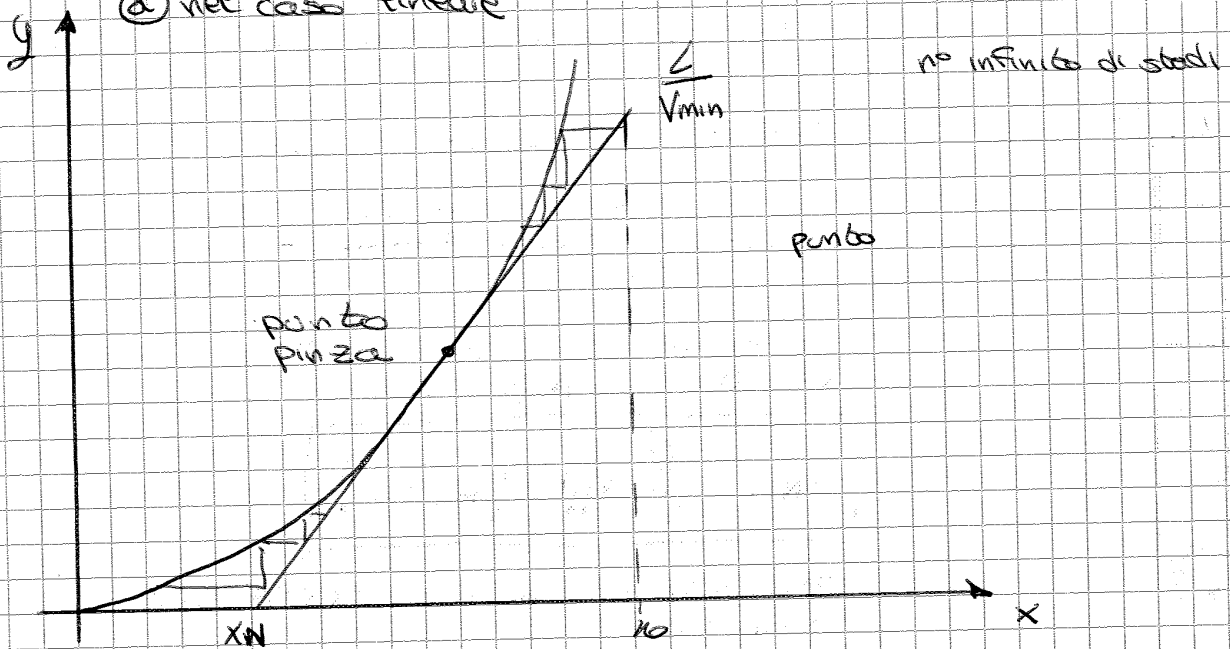
estrazione e deassorbimento

Come nel caso precedente ho 3 componenti (ci interessa solo il trasferimento del componente A)

\rightarrow mi interessa solo il bilancio di un componente (dora in poi se non si mette il pedice A, B, C si fa riferimento ad A)

Come trovare $(\frac{V_{max}}{V_{min}})^2$ $(\frac{F}{V})_{min}$

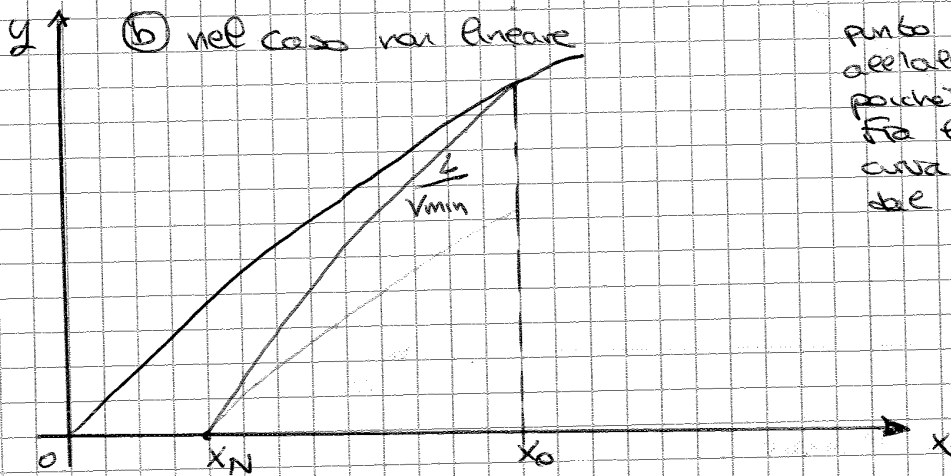
Ⓐ nel caso lineare



Ma non è detto che sia un punto di tangenza

Punti di contatto fra la curva di eq. e la curva di condotta NEL CAMPO DI LAVORO

Ⓑ nel caso non lineare



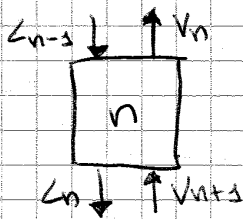
punto corrispondente all'alimentazione poiché l'intersezione fra la curva — e la curva — andrebbe fuori del campo di lavoro

2 tipi di efficienza

- efficienza globale (overall)

$$E_o = \frac{N_{ideali}}{N_{reali}}$$

- efficienza di stadio



L_n ha una composizione x_n che sarà in equilibrio con una fase y

$$y_n^* = K_n x_n$$

Pressione molare in equilibrio con x_n

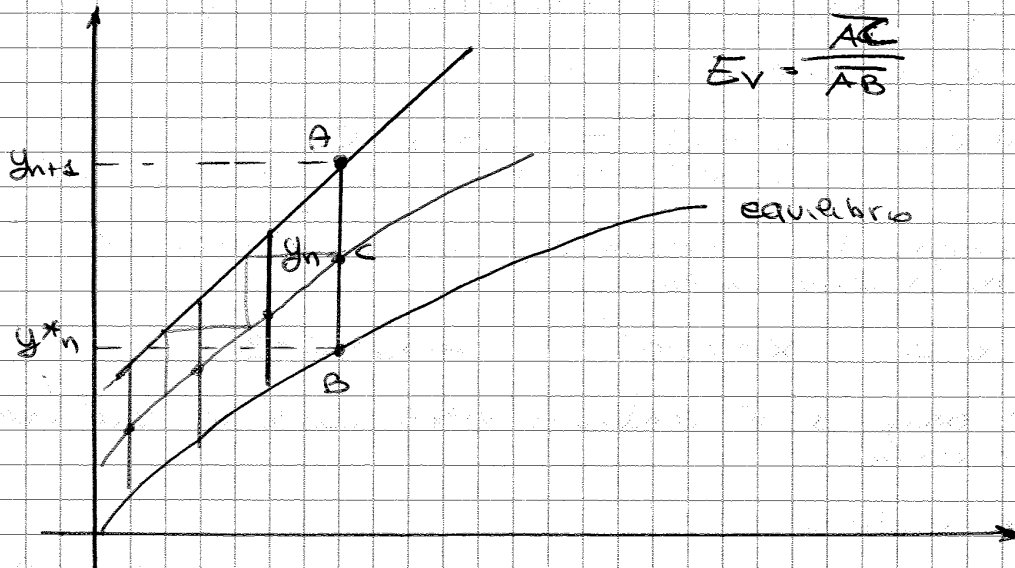
negli stadi ideali $y_n^* = y_n$

negli stadi reali $y_n^* \neq y_n$ (poiché non sempre sono in equilibrio)

$$E_v = \frac{y_{n+1} - y_n}{y_{n+1} - y_n^*}$$

variazione ideale

variazione reale



Lo si fa un po' di volte e si ottiene una curva di pseudoequilibrio

Quindi per le condizioni di uscita e il calcolo del numero di stadi useremo la curva di pseudoequilibrio

es

$$x_{n+1} + 2x_n = 0 \quad x_0 = 4$$

equazione caratteristica: $\lambda + 2 = 0 \Rightarrow \lambda = -2$

soluzione generale $x_n = C(-2)^n$

$$\Rightarrow x_0 = C = 4$$

$$\Rightarrow x_n = 4(-2)^n$$

• non omogenee lineari del I ordine

$$x_{n+1} + ax_n = b$$

la soluzione sarà ~~data~~ $x_n = c\lambda^n + x_n^p$

in cui x_n^p è una soluzione particolare determinata imponendo

$$x_{n+1}^p = x_n^p = \text{cost}$$

$$\Rightarrow x_n^p (\lambda + a) = b \Rightarrow x_n^p = \frac{b}{\lambda + a}$$

• omogenee del II ordine

$$x_{n+2} + a_1 x_{n+1} + a_2 x_n = 0$$

sostituendo $c\lambda^n$

$$c\lambda^{n+2} + a_1 c\lambda^{n+1} + a_2 c\lambda^n = 0$$

$$c\lambda^n (\lambda^2 + a_1 \lambda + a_2) = 0$$

eq. caratteristica $\lambda^2 + a_1 \lambda + a_2 = 0$

→ se $\lambda_1 \neq \lambda_2$ $c_1 \lambda_1^n + c_2 \lambda_2^n = x_n$
(infatti no bisogno di 2 condizioni iniziali)

→ se $\lambda_1 = \lambda_2$ $x_n = (c_1 + c_2 n) \lambda^n$

X_0 e X_N sono dati del problema:

2 $X_0 = C_1 + C_2$

3 $X_N = C_1 \frac{1}{S^N} + C_2$

dal punto di vista matematico da $y_n = mx_n + c$ so quanto è X_{n+1} (andre se NON esiste fisicamente)

4 $X_{n+1} = C_1 \frac{1}{S^{n+1}} + C_2$

risolve le 4 equazioni per calcolare $S^N \rightarrow N$

$X_0 - X_{N+1} = C_1 \left(1 - \frac{1}{S^{N+1}}\right) = C_1 \frac{1}{S^N} \left(S^N - \frac{1}{S}\right)$

$X_0 - X_{N+1} = C_1 \left(\frac{1}{S^N} - \frac{1}{S^{N+1}}\right) = C_1 \frac{1}{S^N} \left(1 - \frac{1}{S}\right)$

$\frac{X_0 - X_{N+1}}{X_N - X_{N+1}} = \frac{S^N - \frac{1}{S}}{1 - \frac{1}{S}}$

$\Rightarrow S^N = \left(\frac{X_0 - X_{N+1}}{X_N - X_{N+1}}\right) \left(1 - \frac{1}{S}\right) + \frac{1}{S}$

Valida numerando i piatti → dell'alba

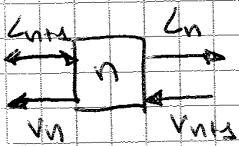
$$N = \frac{\log \left[\left(\frac{X_0 - X_{N+1}}{X_N - X_{N+1}}\right) \left(1 - \frac{1}{S}\right) + \frac{1}{S} \right]}{\log S}$$

Non importa in che base è il log

$X_0 = X_{\text{ingresso}} \quad X_N = X_{\text{uscita}} \quad y_{n+1} = y_{\text{ingresso}}$

è il significato fisico! (attenzione negli esercizi)

$\frac{X_0 - X_{N+1}}{X_N - X_{N+1}} = \frac{X_{in} - \frac{y_{in} - c}{m}}{X_{out} - \frac{y_{in} - c}{m}} = \frac{X_{in} - X^*(y_{in})}{X_{out} - X^*(y_{in})}$



vediamo: assorbimento nel caso reale (con le efficienze)

$$y_{n+1} \rightarrow \frac{y_n}{x_0}$$

$$\begin{cases} y_{n+1} V - y_n V - y_n L - x_{n-1} L = 0 \\ y_n^* = m x_n + c \end{cases}$$

$$y_{n+1} V - y_n V - \left(\frac{y_n^* - c}{m} \right) L + \left(\frac{y_{n-1}^* - c}{m} \right) L = 0$$

$$y_{n+1} - y_n - \frac{L}{mV} y_n^* + \frac{L}{mV} y_{n-1}^* = 0$$

$$y_{n+1} - y_n - A y_n^* + A y_{n-1}^* = 0$$

eq. in 2 variabili in uso efficienze di stato

$$E_v = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}} \quad \rightarrow \quad y_n^* = \frac{y_n - y_{n+1}}{E_v} + y_{n+1}$$

$$\rightarrow y_n^* = y_{n+1} \left(1 - \frac{1}{E_v} \right) + \frac{y_n}{E_v}$$

$$y_{n-1}^* = y_n \left(1 - \frac{1}{E_v} \right) + \frac{y_{n-1}}{E_v}$$

sostituendo

$$\Rightarrow y_{n+1} - y_n - A y_{n+1} \left(1 - \frac{1}{E_v} \right) - A \frac{y_n}{E_v} + A \left(1 - \frac{1}{E_v} \right) y_n + A \frac{y_{n-1}}{E_v} = 0$$

$$y_{n+1} \left[1 - A \left(1 - \frac{1}{E_v} \right) \right] - y_n \left[1 - A \left(1 - \frac{1}{E_v} \right) + \frac{A}{E_v} \right] + \frac{A}{E_v} y_{n-1} = 0$$

in forma canonica

$$y_{n+1} \left[1 + \frac{A/E_v}{1 - A(1 - 1/E_v)} \right] y_n + \frac{A/E_v}{1 - A(1 - 1/E_v)} y_{n-1} = 0$$

$$y_{n+1} - (1+A') y_n + A' y_{n-1} = 0$$

Vogliamo trovare la relazione che lega A e A'

$$\frac{1}{A'} = \frac{E_v}{A} \left[1 - A \left(1 - \frac{1}{E_v} \right) \right] = \frac{E_v}{A} - E_v + 1$$

$$A^N = \left(\frac{y_{N+1} - y_0^*}{y_1 - y_0^*} \right) \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A}$$

$$\Rightarrow N_r = \frac{\log \left[\left(\frac{y_{N+1} - y_0^*}{y_1 - y_0^*} \right) \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{\log A}$$

chiamiamo per comodità le numeratores α

$$N_r = \frac{\alpha}{\log A} \quad N_d = \frac{\alpha}{\log A}$$

$$\Rightarrow E_0 = \frac{N_d}{N_r} = \frac{\log A}{\log A} = \frac{\log \left(\frac{1}{A} \right)}{\log \left(1/A \right)}$$

$$\Rightarrow E_0 = \frac{\log \left[E_v \left(\frac{1}{A} - 1 \right) + 1 \right]}{\log \left(1/A \right)} \quad \text{si usa di più questa}$$

★ se $A=1$ ($\Leftrightarrow A^1=1$) : $\lambda=1$

$$y_n = (c_1 + c_2 n) 1^n = c_1 + c_2 n$$

$$y_1 = c_1 + c_2$$

$$y_{N+1} = c_1 + c_2 (N+1)$$

$$y_0 = c_1$$

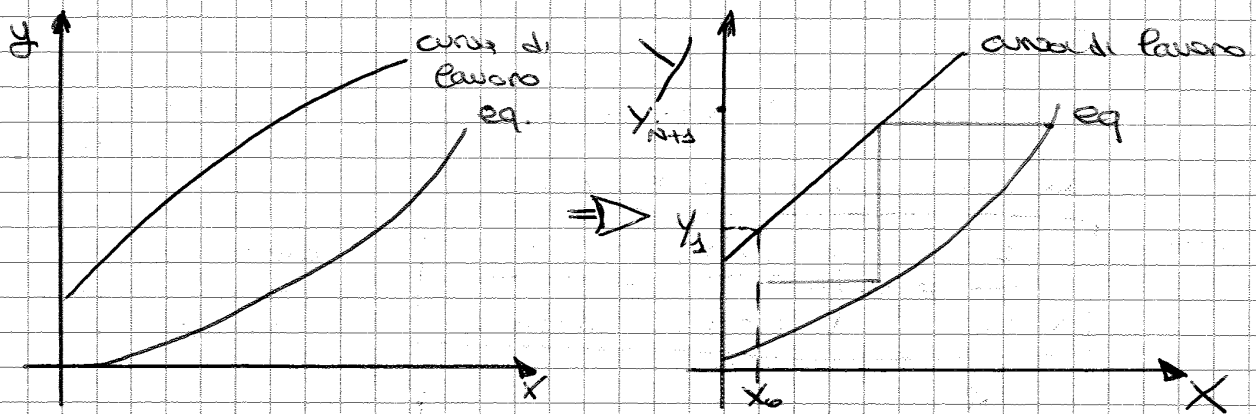
Risolendo

$$\begin{aligned} y_{N+1} - y_1 &= c_2 N & \Rightarrow N &= \frac{y_{N+1} - y_1}{y_1 - y_0} \\ y_1 - y_0 &= c_2 \end{aligned}$$

meglio far comparire y_0^*

$$N_r = \frac{y_{N+1} - y_1}{E_v (y_1 - y_0^*)} = \frac{N_d}{E_v}$$

quindi in questo caso $E_v = E_0 = \frac{N_d}{N_r}$



E poi calcolo graficamente (facendo attenzione che devo ricalcolare la curva di equilibrio)

Risolvibile con metodo analitico: equazione di Riccati (non lineare)

$$X_{n+1} X_n + a X_{n+1} + b X_n + c = 0$$

$$X_n = z_n + h \quad \rightarrow \text{parametro arbitrario}$$

$$z_{n+1} z_n + (a+h) z_{n+1} + (b+h) z_n + h^2 + (a+b)h + c = 0$$

sceglie h in modo che il termine noto sia = 0 per far diventare eq. omogenea

$$h: h^2 + (a+b)h + c = 0$$

$$z_{n+1} z_n + (a+h) z_{n+1} + (b+h) z_n = 0$$

dividiamo per $z_{n+1} z_n$ per renderla lineare (anche se così non è omogenea)

$$1 + (a+h) \frac{1}{z_n} + (b+h) \left(\frac{1}{z_{n+1}} \right) = 0$$

$$y_n = \frac{1}{z_n}$$

$$1 + (a+h) y_n + (b+h) y_{n+1} = 0$$

$$1 + \left(\frac{a+h}{b+h} \right) y_n = 0$$

da risolvere

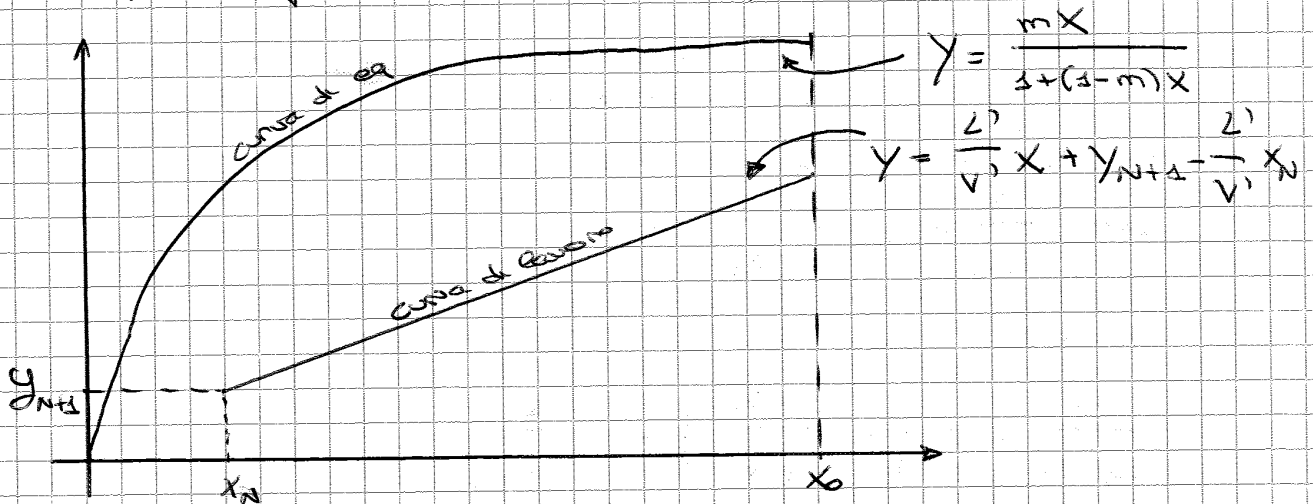
$$\lambda + \frac{a+h}{b+h} = 0$$

→ la soluzione
$$y_n = \frac{1}{z_n} = \frac{1}{x_n - h} = C \left(\frac{a+h}{b+h} \right)^n + y_n^p$$

(2) ASSORBIMENTO

$$V'Y_n + L'X_n = L'X_{n-1} + V'Y_{n+1}$$

$$Y_n = \frac{L'}{V'} X_{n-1} + Y_{n+1} - \frac{L'}{V'} X_n$$



→ ma $Y_n = \frac{m X_n}{1 + (1-m) X_n}$

→ $\frac{m X_n}{1 + (1-m) X_n} = \frac{L'}{V'} X_{n-1} + Y_{n+1} - \frac{L'}{V'} X_n$

eq. di ricorrenza del 1° ordine

alfabeto greco → curva di equilibrio
alfabeto italiano → curva di eq.

$\alpha = m$
 $\beta = 1 - m$

$P = \frac{L'}{V'}$
 $q = Y_{n+1} - \frac{L'}{V'} X_n$

quindi diventa

$$\frac{\alpha X_n}{1 + \beta X_n} = P X_{n-1} + q$$

$$\alpha X_n = P X_{n-1} + q + \beta P X_n X_{n-1} + \beta q X_n$$

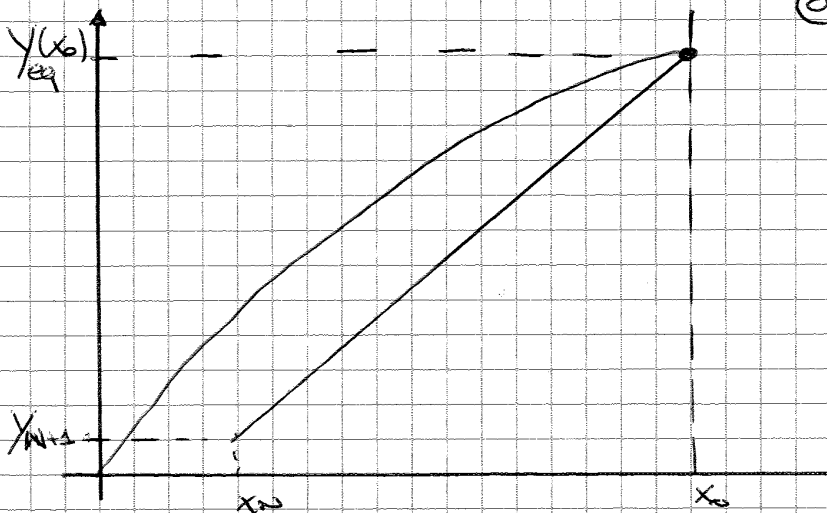
$$\beta P X_n X_{n-1} + (\beta q - \alpha) X_n + P X_{n-1} + q = 0$$

La mettiamo in forma canonica dividendo per βP

$$X_n X_{n-1} + \frac{q - \alpha/\beta}{P} X_n + \frac{P X_{n-1}}{\beta} + \frac{q}{\beta P} = 0$$

↙ a
↙ b
↙ c

calcolo della portata minima



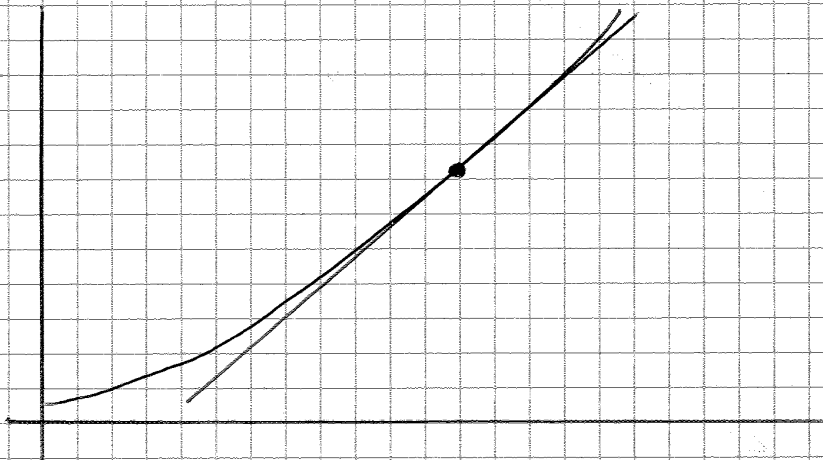
(a) concavità \Rightarrow concava

quindi in realtà è in corrispondenza dell'alimentazione (\Rightarrow non ho bisogno di fare il grafico per trovarla)

$$\frac{L'}{V_{min}} = \frac{y_{eq}(x_0) - x_{N+1}}{x_0 - x_{N+1}}$$

riquirabile dall'eq. di equilibrio in x_0

(b) concavità opposta \Rightarrow convessa



devo quindi capire che concavità ha la mia curva \Rightarrow capisco da m

$$y = \frac{mx}{1+(1-m)x}$$

punto di singolarità: $1+(1-m)x=0$

$$x = -\frac{1}{1-m}$$

$b = \frac{1}{1-m}$ quindi non dipende dalla pendenza della retta

$c = \frac{v'}{L'} \left(Y_{N+1} - \frac{L'}{v'} X_N \right) \frac{1}{1-m} = \frac{v'}{L'} (Y_{N+1} - X_N)$

ricavo quindi (a+b):

$a+b = r \frac{v'}{L'} + s$

$c = t \frac{v'}{L'} + u$

sono relazioni lineari

$(a+b)^2 - 4c = 0 \iff a_2 \left(\frac{v'}{L'} \right)^2 + a_1 \left(\frac{v'}{L'} \right) + a_0 = 0$ diventa un eq. di II grado

ottiengo quindi 2 risultati di $\frac{v'}{L'}$ (cioè le pendenze)

↳ ma uno è sicuramente sbagliato



Quale scartiamo?

$\left(\frac{v'}{L'} \right)_{tg1}$

$\left(\frac{v'}{L'} \right)_{tg2}$



X_{tg1}

X_{tg2}

Devo scegliere quella che $\in [X_0, X_N]$

Dato che $\Delta = 0 \Rightarrow X_{tg1} = -\frac{a+b}{2} \quad X_{tg2} = \frac{a+b}{2}$

(3) ASSORBIMENTO

$$y_{n+1} \rightarrow y_1$$

$$V' y_1 + L' X_n = L' X_0 + V' y_{n+1}$$

retta di lavoro

$$y_{n+1} = \frac{L'}{V'} X_n + y_1 - \frac{L'}{V'} X_0$$

curva di equilibrio

$$X_n = \frac{\frac{1}{m} y_n}{1 + (1 - \frac{1}{m}) y_n}$$

$$y_{n+1} = \frac{L'}{V'} \frac{\frac{1}{m} y_n}{1 + (1 - \frac{1}{m}) y_n} + y_1 - \frac{L'}{V'} X_0$$

alfabeto greco \Rightarrow curva di equilibrio
alfabeto italiano \Rightarrow curva di lavoro

$$\frac{\frac{1}{m} y_n}{1 + (1 - \frac{1}{m}) y_n} = \frac{V'}{L'} y_{n+1} + X_0 - \frac{V'}{L'} y_1$$

$$\alpha = \frac{1}{m}$$

$$\beta = 1 - \frac{1}{m}$$

$$p = \frac{V'}{L'}$$

$$q = X_0 - \frac{V'}{L'} y_1$$

$$\frac{\alpha y_n}{1 + \beta y_n} = p y_{n+1} + q$$

...

$$y_n y_{n+1} + \frac{q - \frac{\alpha}{\beta}}{p} y_n + \frac{1}{\beta} y_{n+1} + \frac{q}{\beta p} = 0$$

!! ordine \neq
rapporti
di assorb.

equazione di Riccati

$$y_n y_{n+1} + b y_n + a y_{n+1} + c = 0$$

$$y_n y_{n+1} + a y_{n+1} + b y_n + c = 0$$

!! b e a di
assorbimento e
desorbimento
sono \neq !!

stessi passaggi del desorbimento

$$N = \frac{\log \left(\frac{\frac{1}{y_{n+1}-h} + \frac{1}{a+by_{n+1}h}}{\frac{1}{y_1-h} + \frac{1}{a+by_1h}} \right)}{\log \left(-\frac{a+h}{b+h} \right)}$$

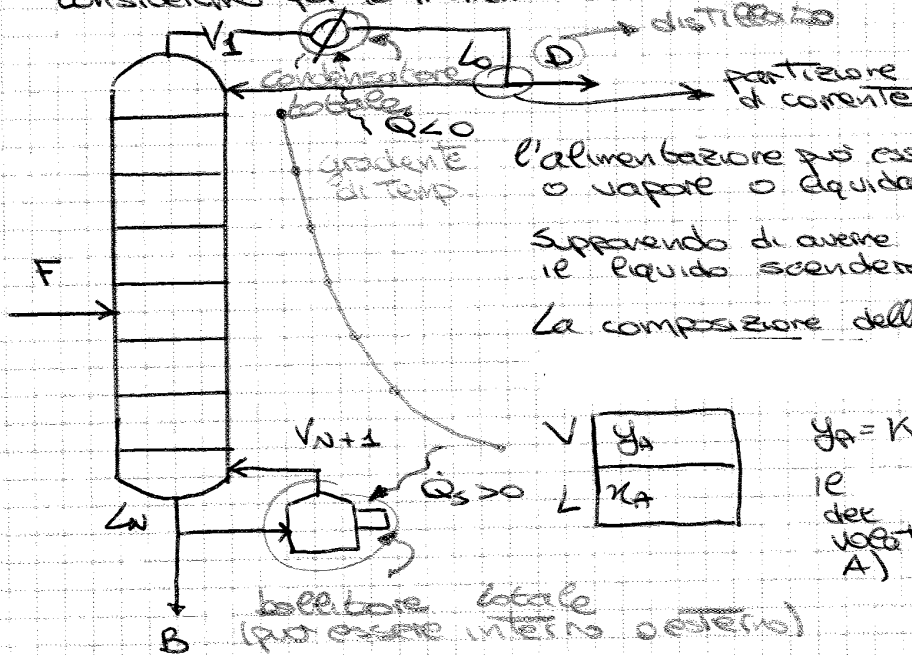
LA DISTILLAZIONE

26/04

equilibrio liquido-vapore

non possiamo più assumere isoterma il sistema (si richiederebbe quindi un bilancio entalpico)

Considereremo per il momento un'unica alimentazione



Nella colonna si istaura un gradiente di temperatura (T alta in coda e T basse in testa)

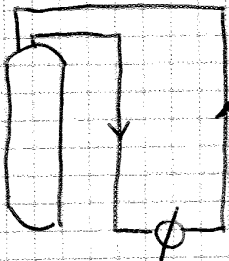
Arricchimento componente più volatile salendo lungo la colonna e impoverimento scendendo

↳ ogni piatto ha temperatura diversa

L'agente di separazione nella distillazione è energetico (condensatore e bollitore) mentre in assorbimento/ desorbimento/ estrazione è un agente materiale.

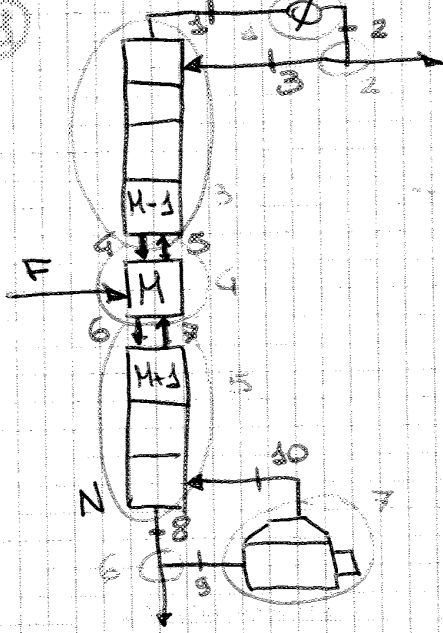
Posso considerare Q_A costante (perdite sui piatti trascurabili)

Nella realtà il condensatore è molto pesante quindi si mette il condensatore in basso e si pompa di nuovo su



Calcolo dei gradi di libertà

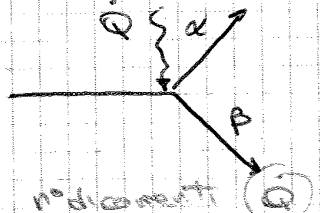
1



Calcoleremo i gradi di libertà di ogni sezione e li sommeremo, per poi sottrarre le no di equazioni,

con C componenti

- 1) Condensatore $3c + 2 = c + 4$
- 2) partitore di corrente (splitter)



α e β differiscono solo per la portata:
 $T^\alpha = T^\beta$; $P^\alpha = P^\beta$; $x_i^\alpha = x_i^\beta$
 $c - 1$

dal bilancio di materia: c
 dal bilancio di energia: 1
 dalle equazioni: $c + 1$ } $N_{eq} = (c + 1) \cdot 2$

no di correnti Q
 $N_v = 3(c + 2) + 1$

$N_v - N_{eq} = 3(c + 2) + 1 - 2(c + 1) = c + 5$

4 in più perché non sapere che tipo di partitore voglio fare

- 3) sezione di arricchimento: $2(c + 2) + 2(N - 1) + 1 = 2c + 3 + 2N$
 correnti entranti, no di piatti, pressione e flusso termico

uno stadi arbitrario in controcorrente

- 4) affinentatore: $3(c + 2) + 2$
 correnti entranti, pressione e flusso termico

- 5) sezione di esaurimento: $2(c + 2) + 2(N - 1) + 1 = 2c + 5 + 2(N - 1)$
 no di piatti

- 6) partitore di corrente $2 \quad c + 5$

- 7) bollitore totale $c + 4$

Vogliamo trovare una regola per calcolare N_L senza doverci ricordare a memoria

$$3 \cdot (C+2) + 2(N+4) + 2 + 2 = C + 3G + 2N$$

$3 \cdot (C+2)$ corrente entrante
 $2(N+4)$ \rightarrow n di piatti + condensatore + evaporatore + 2. ripartitori
 $+ 2$
 $+ 2$ perché devo specificare il tipo di configurazione del ripartitore

Quali sono le specifiche del problema?

cond. e base. baseali	{	$C+2$	F, z_c, T_F, P_F
		$N+4$	$P_n = P$ (condizione di isobaricità)
		$N+2$	$\dot{Q}_n = 0$ (i piatti e i ripartitori sono adiabatici)
		$+2$	$y_c = 0$ (Vapore tutto condensato) oppure di T_C
			$y_s = 1$ (Liquido tutto vaporizzato) oppure di T_S
	$+G$	ne discuteremo più avanti (sono le specifiche) che avrai come dati	
		<u>$= C + 3G + 2N$</u>	

cond. parzi.	{	$C+2$	F, z_c, T_F, P_F
		$N+3$	$P_n = P$ (uno in meno perché ho uno split in meno)
		$N+1$	$\dot{Q}_n = 0$ " " " "
		$+1$	$y_s = 0$ oppure T_S
		$+G$	
		<u>$= C + 1G + 2N$</u>	

cond. e base. (baseali)	{	$C+2$	F, z_c, T_F, P_F
		$N+2$	$P_n = P$
		N	$\dot{Q}_n = 0$
		$+G$	
		<u>$= C + 8 + 2N$</u>	

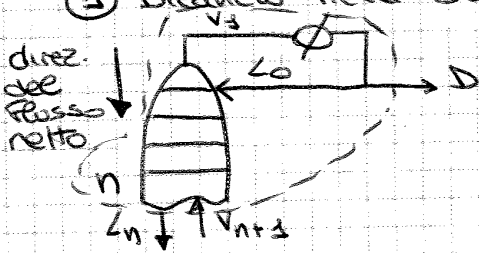
Quali possono essere le 4 specifiche in più? Se sono di progetto:

- +1 $R = \frac{L_0}{D}$ rapporto di refluxo
- +1 X_{D_0} oppure $\left(\frac{X_{D_0} D}{z_{F_0} F} \right)$ purezza
- +1 D/F
- +1 posizione dell'alimentazione ottimale (Mopt relative a un caso di 2.0.0.0 sul piatto più simile all'alimentazione)

③ Condensatore Totale

Come nel caso dell'estrazione, devo determinare un Δ .

③ Bilancio nella sezione di arricchimento



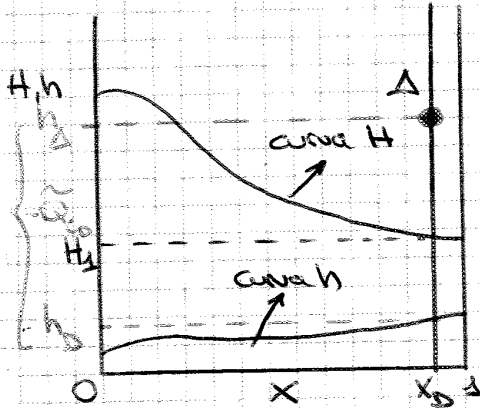
$$V_{n+1} = L_0 + D \rightarrow L_n - V_{n+1} = -D$$

quindi il flusso netto va verso l'alto

$$\Rightarrow \Delta = L_n - V_{n+1}$$

$$y_{n+1} V_{n+1} - x_n L_n + x_0 D = 0 \Rightarrow x_0 \Delta = x_n L_n - y_{n+1} V_{n+1} = -x_0 D$$

$$\Delta = -D ; x_0 = x_p$$



$$\dot{Q}_c + V_{n+1} H_{n+1} = L_n h_n + D h_D$$

$$\Delta h_D = L_n h_n - V_{n+1} H_{n+1} = -D h_D + \dot{Q}_c = -D(h_D - \dot{Q}_c)$$

quantità scambiata di energia riferita alla mole di distillato $\dot{Q}_c = \frac{\dot{Q}}{D}$

$$h_D = h_D - \dot{Q}_c$$

ottergo un punto invariante: ●

per calcolarlo devo conoscere h_D e \dot{Q}_c ma di solito non sono specifiche che si conoscono

Come trovo h_D ?

$$V_3 = L_0 + D$$

$$\frac{(-D) h_D}{-D} = \frac{L_0 h_0 - V_3 H_3}{-D} = \frac{L_0 h_0 - (L_0 + D) H_3}{-D}$$

$$h_D = -\frac{L_0}{D} h_0 + \left(\frac{L_0}{D} + 1\right) H_3 = H_3 + \frac{L_0}{D} (H_3 - h_0)$$

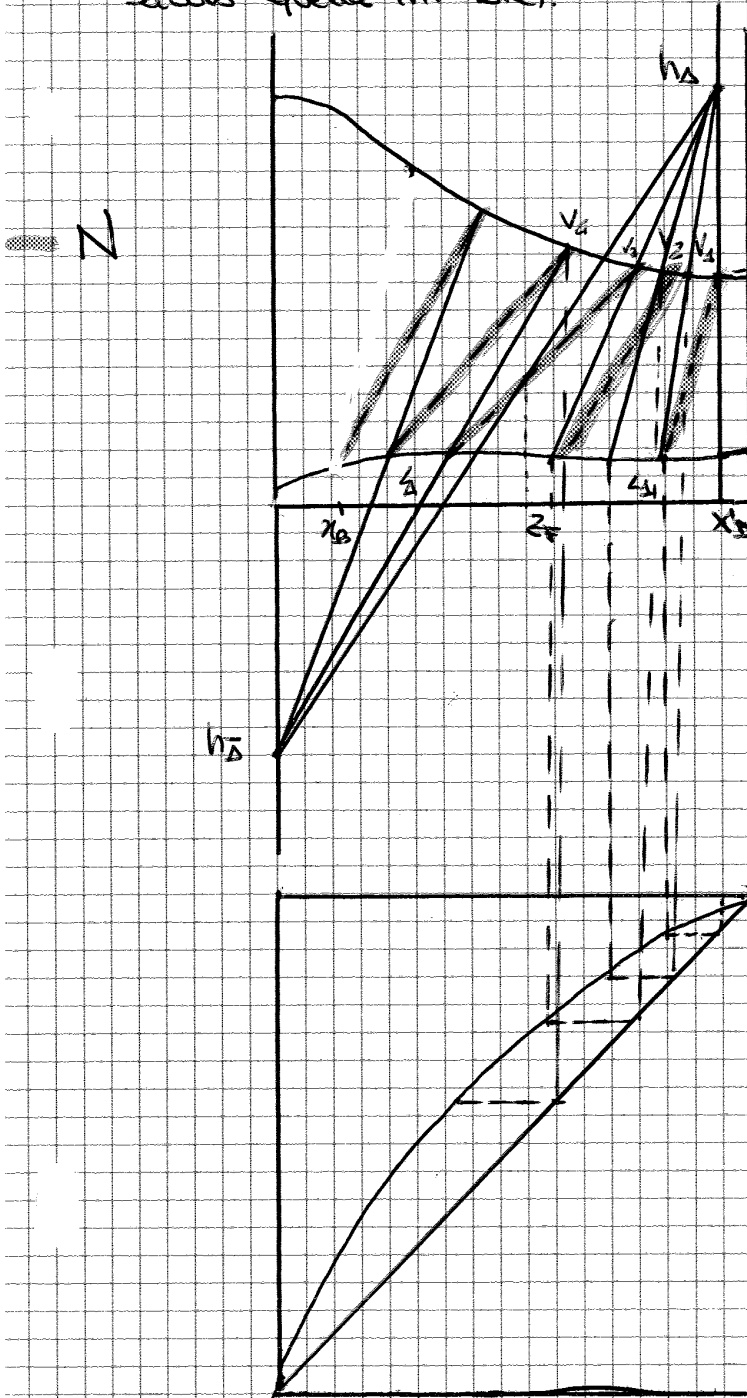
$$\Rightarrow h_D = H_3 + R(H_3 - h_0)$$

Se il condensatore è totale $h_D = h_0$ e conosco anche H_3

→ posso trovare h_D

Se non dice nulla h_D è sulla linea del Equido saturato (quella in Ferriore).

03/05



h_D è il mio V_0 .

Trovo L_1 usando il diagramma di Partizione (con la linea coniugata).

Congiungo Δ e trovo V_1 .

Continuo fino a quando non spero la retta $\Delta\Delta$.

Faccio lo stesso congiungendo però con $\bar{\Delta}$.

Mi Fermo quando con la linea coniugata spero la specifica.

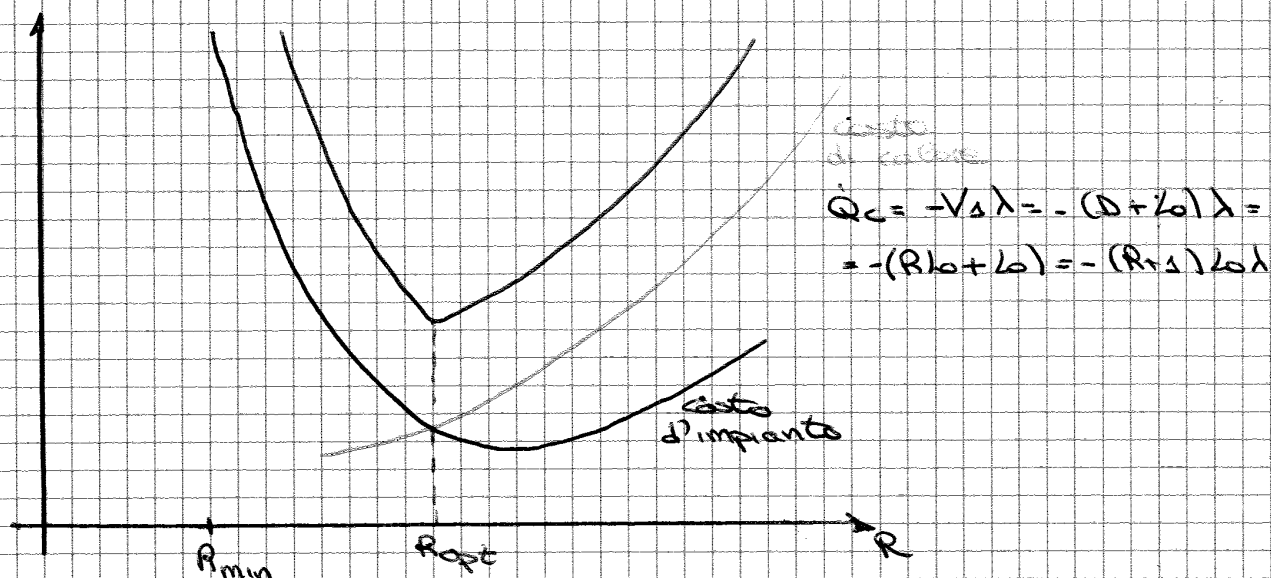
N = no di linee coniugate

Aumentando R vuol dire che aumenta h_D che quindi si allontana dal diagramma.

→ Le linee della condizione interstadio diventano più verticali.

↳ se $R \rightarrow +\infty$ le linee sono completamente verticali e le composizioni sono uguali.

↳ ottengo il numero minimo di stadi N_{min} (per calcolarlo non serve il diagramma triang., mi basta il diagramma di Partizione).

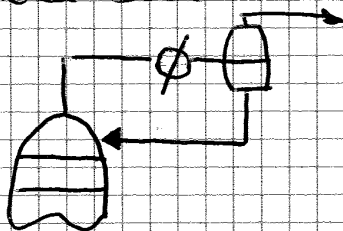


$R_{opt} = 1,5 R_{min}$ ad esempio (viene detto dal problema)

② CONDENSATORE PARZIALE

Come caso Δ

③ nella sezione di arricchimento



$$y_0 \neq x_0 \neq y_1$$

$\Rightarrow x_0$ e x_1 sono in equilibrio quindi per trovare x_0 uso il diagramma di ripartizione per trovare (sarà sulla linea coniugata)

\Rightarrow dover fare un calcolo per tentativo

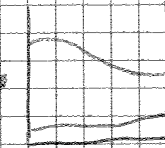
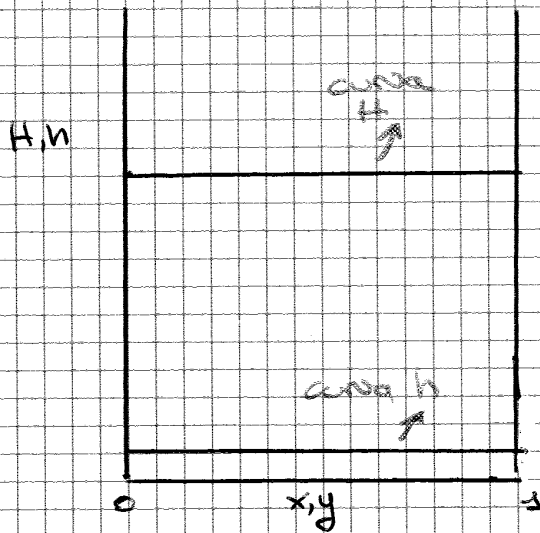
\Rightarrow NOI aggiungiamo semplicemente +1 al numero di stadi calcolati con il condensatore totale \rightarrow approssimazione

\rightarrow idem per bollitore Tot e parziale

quando è che queste variazioni si compensano?

↳ possiamo assumere che la variazione di entalpia di vaporizzazione (per molti casi) sia costante (al variare di T) e anche quella di miscela (al variare di x e T)

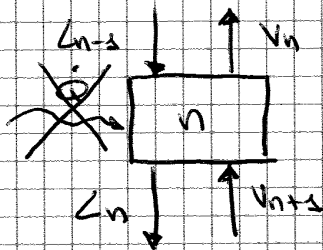
$$\begin{aligned} \Delta_{\text{vap}} H &= H - h = \text{cost} \\ h(T, P) &= \text{cost.} \end{aligned}$$



1.2.3 Sono dette Assunzioni di McCabe Thiele

Si assume inoltre che sia adiabatico: $\dot{Q}_m = 0$ e piatto

dimostriamo ora che con queste assunzioni le portate sono costanti



Bilancio di energia:

$$\begin{aligned} V_{n+1}H + L_{n-1}h &= V_nH + L_nh \\ H(V_{n+1} - V_n) &= h(L_n - L_{n-1}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{n+1} &= H_n = H \\ h_{n+1} &= h_n = h \end{aligned}$$

Bilancio di materia:

$$V_{n+1} + L_{n-1} = V_n + L_n$$

devono essere vere entrambe e inoltre $H \neq h$
 ↳ l'unico modo è imporre $V_{n+1} + L_{n-1} = V_n + L_n = 0$

$$\left(\frac{\bar{L}-L}{F} - 1\right) H = \frac{(\bar{L}-L)h}{F} h - hF$$

Condizioni termiche dell'alimentazione

$$\frac{H-hF}{H-h} = \frac{\bar{L}-L}{F} = q$$

questo
in q
dec
di q

l'incognita nei problemi sarà
e poi calcolo \bar{V} da

$$\bar{L} = L + qF$$

$$\bar{V} = V + (q-1)F$$

$$\frac{\bar{V}-V}{F} + 1 = q$$

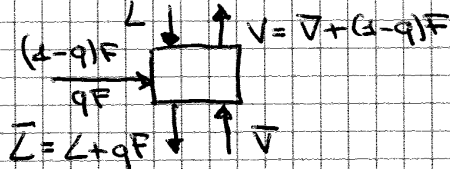
⇒ Se F è un liquido saturo $h_F = h \Rightarrow q = 1 \Rightarrow \bar{L} = L + F$

come
aerologo
visibile

⇒ Se F non è un liquido saturo $h_F < h \Rightarrow q > 1$

parte del liquido
riscaldandosi
raffredda del liquido

⇒ se F è un'alimentazione mista



⇒ Se F è un vapore surriscaldato $h_F > h \Rightarrow q < 0$ → parte del vapore
si condensa

⇒ se F è un vapore saturo $h_F = h \Rightarrow q = 0$

Nel metodo grafico quindi devo avere una retta, detta q-line

Troviamo il punto d'intersezione fra la retta di arricchimento
e quella di esaurimento (che poi congiungeremo con
(x_B, y_B)) e riusciremo così a tracciare la retta di esaurim.

$$\begin{cases} Vy = Lx + x_D D \\ \bar{V}y = \bar{L}x - x_B B \end{cases} \Rightarrow (V-V)y = (\bar{L}-L)x - z_F F$$

$$q-1 \rightarrow \frac{\bar{V}-V}{F} y = \frac{\bar{L}-L}{F} x - z_F$$

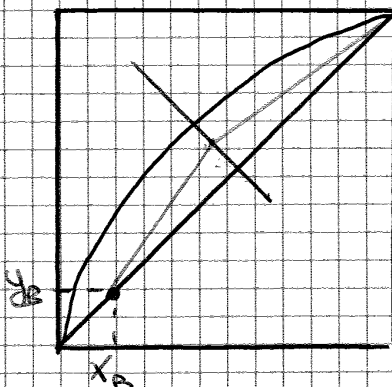
$$y(q-1) = qx - z_F \Rightarrow$$

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{z_F}{q-1}$$

q-line

passa per (z_F, z_F)

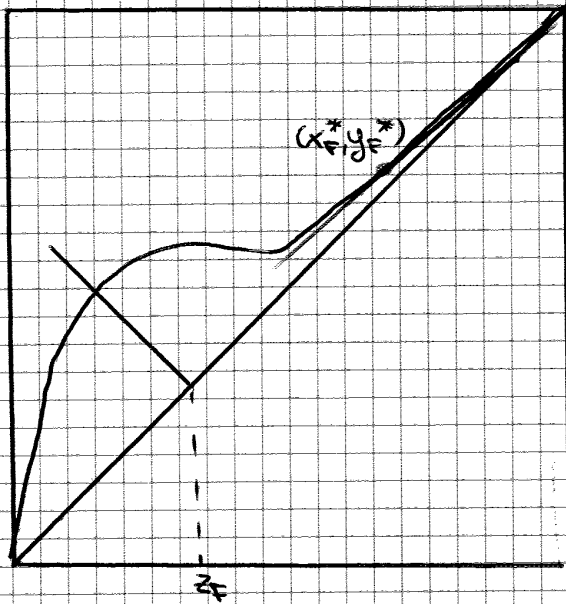
risco quindi poi a trovare la retta di esaurim



— retta di arricchimento

— q-line

— retta di esaurimento

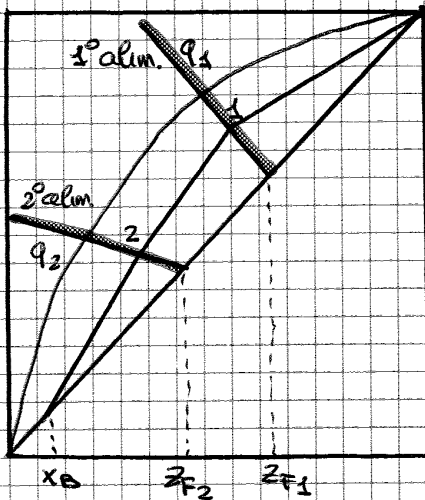


→ Saranno la retta tangente

Con più di una alimentazione

solcos

ad ogni alimentazione corrisponderà una retta con relativa pendenza



$$y = \frac{q_1}{q_1 - 1} x - \frac{z_{F2}}{q_1 - 1}$$

$$y = \frac{q_2}{q_2 - 1} x - \frac{z_{F2}}{q_2 - 1}$$

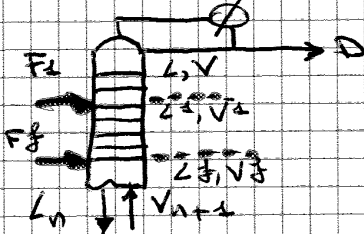
$$L^1 = L + q_1 F_1 \quad L^2 = (L + q_1 F_1) + q_2 F_2$$

portata dopo alimentazione 1

portata alimentazione 2

Vogliamo dimostrare che il procedimento è analogo a quello con una alimentazione

Bilancio sezione di arricchimento



assumiamo valide le assunzioni di McCabe & Thiele

$$y_{n+1} V_n^j = L_n^j x_n + x_0 D - \sum_{k=1}^j F_k z_{F,k}$$

assumeremo che $F_j < 0 \Rightarrow D$ prelevi

e $F_j > 0 \Rightarrow$ alimentazione

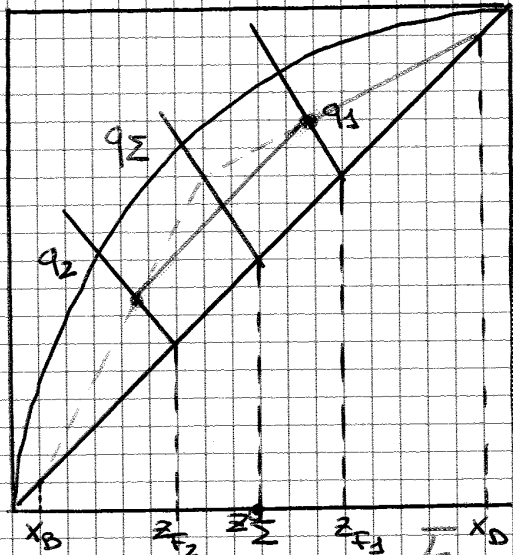
$$y_{n+1} = \frac{L_n^j}{V_n^j} x_n + \frac{x_0 D - \sum_{k=1}^j F_k z_{F,k}}{V_n^j}$$

retta di arricchimento

$$q_{\Sigma} = \frac{H-h_{\Sigma}}{H-h} = \frac{L-L}{F_1+F_2}$$

$$y = \frac{q_{\Sigma}}{q_{\Sigma}-1} x - \frac{z_{\Sigma}}{q_{\Sigma}-1}$$

luogo dei punti di intersezione fra retta di arricchimento ed esaurimento.



conosci la retta di arricchimento e la prolunga fino a q_{Σ}

in questo modo riesco a trovare la retta di esaurimento

trao così due punti (su q_3 e q_2)

li congiungo e trovo la retta intermedia

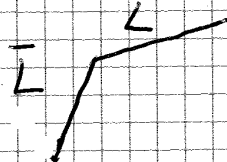
userò questa retta per il calcolo di N

$$q_{\Sigma} = \frac{L-L}{F_1+F_2} = \frac{L+q_3F_1+q_2F_2-L}{F_1+F_2} = \frac{q_3F_1+q_2F_2}{F_1+F_2}$$

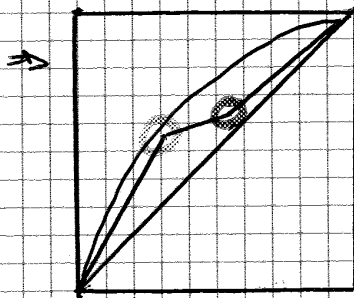
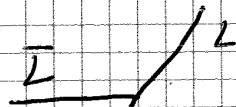
media pesata

conviene quindi usare la corrente fittizia nel caso di 2 alimentazioni

introducendo un'alimentazione L aumenta e V diminuisce quindi la pendenza (che è L/V) aumenta



viceversa per un prelievo (la pendenza diminuisce)



- prelievo
- alimentazione

Vediamo a, b, c nella retta di arricchimento

$$y = \frac{R}{R+1} x + \frac{x_0}{R+1} \quad s = \frac{x_0}{R+1} \quad r = \frac{R}{R+1}$$

$$a = \frac{x_0}{R} - \left(\frac{\alpha}{\alpha-1} \right) \left(\frac{R+1}{R} \right)$$

$$b = \frac{1}{\alpha-1}$$

$$c = \frac{x_0}{R(\alpha-1)}$$

$$N_{\text{arricchimento}} = \frac{\log \left(\frac{1}{x_f - h} + \frac{1}{a + b + zh} \right)}{\log \left(\frac{1}{x_0 - h} + \frac{1}{a + b + zh} \right)} = N_R$$

↳ *rettifica*

poiché x_f è la x finale nella sezione di arricchimento e x_0 è la x iniziale nella medesima sezione

Come calcolo x_f ? Intersezione fra retta di arricchimento e q line

$$\begin{cases} y = \frac{R}{R+1} x + \frac{x_0}{R+1} \\ y = \frac{q}{q-1} x - \frac{z_f}{q-1} \end{cases}$$

devrò poi fare lo stesso con la sezione di esaurimento mettiamo di non avere dati sulla sezione di esaurimento, come fare?

$$y = \frac{R}{R-1} x - \frac{x_0}{R-1} = \frac{(-R)}{(-R)+1} x + \frac{x_0}{(-R)+1}$$

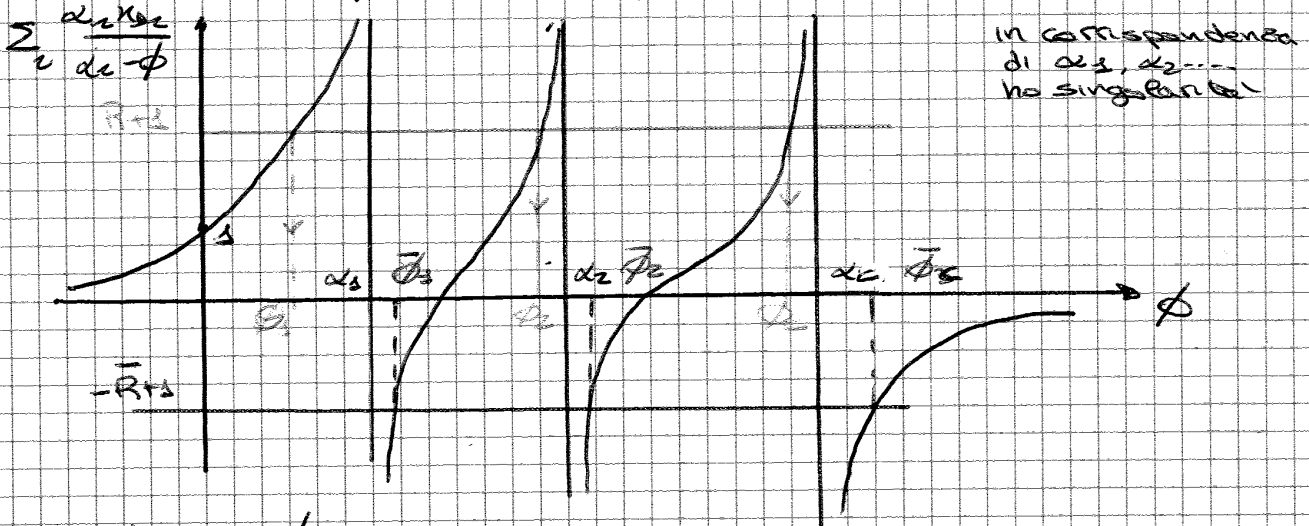
che formalmente è simile a quella di arricchimento

$$\begin{matrix} x_0 \rightarrow x_B \\ R \rightarrow (-R) \end{matrix}$$

sostituisco queste nelle formule di a, b, c della sezione di arricchim.

attenzione a non confondere x_f con $z_f \Rightarrow$ sono \neq

analizziamo questa funzione, per capire se $\exists \phi$



\Rightarrow ho $c \neq \phi$

scelgo ϕ in modo che $\sum_c \frac{a_c x_{n,c}}{a_c - \phi}$ sia $= 1$

$$\frac{\sum_c \frac{a_c^2 x_{n+1,c}}{a_c - \phi} - \sum_j a_j x_{n+1,j}}{\sum_j a_j x_{n+1,j}} = \frac{L}{V} \sum_c \frac{a_c x_{n,c}}{a_c - \phi}$$

ma $c = j$ perché vanno entrambi da 1 a C quindi posso metterli nella stessa sommatoria e posso raccogliere

$$\frac{\sum_c a_c x_{n+1,c} \left(\frac{a_c}{a_c - \phi} - 1 \right)}{\sum_j a_j x_{n+1,j}} = \frac{L}{V} \sum_c \frac{a_c x_{n,c}}{a_c - \phi}$$

$$\phi \frac{\sum_c \frac{a_c x_{n+1,c}}{a_c - \phi}}{\sum_j a_j x_{n+1,j}} = \frac{L}{V} \sum_c \frac{a_c x_{n,c}}{a_c - \phi}$$

visto che deve essere minimo di 2 componenti avrà almeno ϕ_1 e ϕ_2 , e posso quindi scrivere le rispettive relazioni

e ne facciamo il rapporto

$$\frac{\phi_1}{\phi_2} \frac{\sum_c \frac{a_c x_{n+1,c}}{a_c - \phi_1}}{\sum_c \frac{a_c x_{n+1,c}}{a_c - \phi_2}} = \frac{\sum_c \frac{a_c x_{n,c}}{a_c - \phi_1}}{\sum_c \frac{a_c x_{n,c}}{a_c - \phi_2}}$$

sono uguali ma uno con x_{n+1} e uno con x_n

$$\frac{\phi_1}{\phi_2} g_{n+1} = g_n \quad \text{formula di ricorrenza del 1° ordine}$$

stessi passaggi

$$\frac{\bar{\Phi}_1}{\bar{\Phi}_2} \left(\frac{\sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i x_{m-1,i}}{\alpha_i - \bar{\Phi}_1}}{\sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i x_{m-1,i}}{\alpha_i - \bar{\Phi}_2}} \right) = \frac{\sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i x_{m-1,i}}{\alpha_i - \bar{\Phi}_1}}{\sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i x_{m-1,i}}{\alpha_i - \bar{\Phi}_2}}$$

$$\frac{\bar{\Phi}_1}{\bar{\Phi}_2} \bar{g}_m = \bar{g}_{m-1}$$

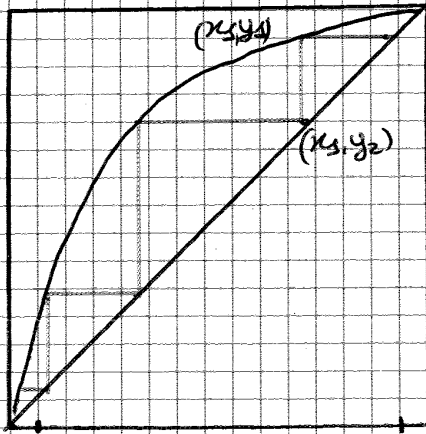
$$\bar{g}_{FNR} = \frac{\bar{\Phi}_1}{\bar{\Phi}_2} \bar{g}_{NR+1} = \left(\frac{\bar{\Phi}_1}{\bar{\Phi}_2} \right)^2 \bar{g}_{NR+2} = \dots = \left(\frac{\bar{\Phi}_1}{\bar{\Phi}_2} \right)^{N_S} \bar{g}_{NR+N_S}$$

$$\bar{g}_{NR+N_S} = \frac{\sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i x_{0,i}}{\alpha_i - \bar{\Phi}_1}}{\sum_{i=1}^m \frac{\alpha_i x_{0,i}}{\alpha_i - \bar{\Phi}_2}} = \frac{-\sqrt{B}}{-\sqrt{B}} = 1$$

$$\bar{g}_F = \left(\frac{\bar{\Phi}_1}{\bar{\Phi}_2} \right)^{N_S}$$

$$\Rightarrow N_S = \frac{\log(\bar{g}_F)}{\log(\bar{\Phi}_1/\bar{\Phi}_2)}$$

Come trova N_{min} con metodo analitico



$$\begin{aligned} x_{D1} &= y_{11} = K_{11} x_{11} = && \text{cond. eq.} \\ &= K_{11} y_{11} = && \text{cond.} \\ &= K_{11} K_{21} x_{21} = && \text{interstadio} \\ &= K_{11} K_{21} y_{21} = \\ &\dots \\ &= K_{11} K_{21} K_{31} \dots K_{N_{min},1} x_{D1} \end{aligned}$$

$$x_{Dj} = K_{1j} K_{2j} K_{3j} \dots K_{N_{min},j} x_{Dj}$$

divido x_{D1} per x_{Dj}

$$\frac{x_{D1}}{x_{Dj}} = \alpha_{11} \alpha_{21} \dots \alpha_{N_{min},1} \frac{x_{D1}}{x_{Dj}}$$

ma è una moltiplicazione

$$\frac{x_{D1}}{x_{Dj}} = \alpha_{1j} \frac{x_{D1}}{x_{Dj}} \Rightarrow \alpha_{1j} = 1$$

ma nel nostro caso abbiamo sempre ipotizzato α costante

prendiamo il caso in cui $\phi = \bar{\phi}$ e sommiamo le 2 eq. precedenti

$$\sum_k \frac{z_k(x_{0c}D + x_{0c}B)}{z_k - \phi} = V - \bar{V}$$

dalla bilancia di materia $x_{0c}D + x_{0c}B = z_{Fc}F$
 e gli z_{Fc} li conosco tutti
 divido per per F

$$(1) \sum_k \frac{z_k z_{Fc} F}{z_k - \phi} = \frac{V - \bar{V}}{F} = 1 - q \quad q \text{ è noto}$$

→ posso calcolare ϕ nella
 relativizzazione

Elaboramento di questa funzione è analogo a quello visto
 nel metodo Underwood

così ottengo ϕ , ma a me interessano quelli in
 comune, come li trovo?

Immaginiamo di avere
 6 componenti di cui
 2 distribuiti
 →
 avrei $2-1 = 1$
 ϕ in comune che
 si troverà fra 12
 componenti distribuiti

Sostituisco i ϕ comuni calcolati nell'equazione della
 sezione di arricchimento

$$\sum_k \frac{z_k(x_{0c}D)}{z_k - \phi_k} = V \quad k=1,2,\dots,n_d-1$$

V è la portata nel punto pinza → dove ho il reflusso minimo

$$(2) \sum_k \frac{z_k d_k}{z_k - \phi_k} = (R_{min} + 1) D = (R_{min} + 1) \sum_k d_k$$

abbiamo $n_d - 1$ equazioni, quante incognite?

Componente
 presente
 nella lin. (2)

1	1	supponiamo che 1 e 2 siano leggeri (non distribuiti);
2	2	3, 4, 5 sono distribuiti;
3	3	6 è pesante (non distribuito)
4	4	
5	5	
6	6	

$f_k = z_{Fc} F$	d_k	b_k	
f_1	$d_1 = f_1$	0	poiché sono tutti in testa
f_2	$d_2 = f_2$	0	
f_3	$d_3 = s_3 f_3$	$b_3 = (1 - s_3) f_3$	
f_4	?	?	
f_5	$d_5 = s_5 f_5$	$b_5 = (1 - s_5) f_5$	poiché sono tutti in coda
f_6	0	$b_6 = f_6$	

Componenti
 ordinati per
 più volatile
 al meno

→ il n° di incognite è $n_d - 2 + 1$ → quella del
 R_{min}
 → quindi nel nostro
 caso $1+1=2$

Come capire quali elementi sono considerati leggeri e quali pesanti?

$$D_{Rz} = \frac{\alpha_{z,nk} - 1}{\alpha_{k,nk} - 1} \frac{DX_{dek}}{L_F X_{F,ek}} + \frac{\alpha_{k,nk} - \alpha_{z,nk}}{\alpha_{k,nk} - 1} \frac{DX_{dkk}}{L_F X_{F,nk}}$$

Devono essere per forza riferite a componente chiave pesante

Componente liquido della miscela alimentare (da calcolare con le FASVI)

se $D_{Rz} \geq 1 \Rightarrow z$ è un componente e non distribuito leggero (\Rightarrow esce tutto in testa)

$$dz = \beta z$$

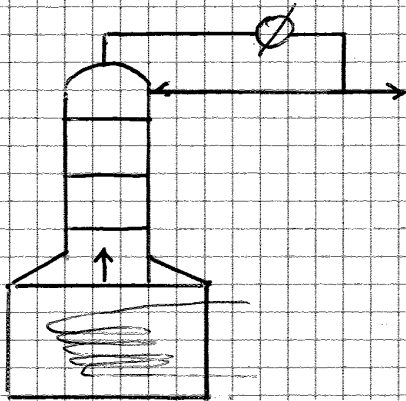
se $0 < D_{Rz} < 1 \Rightarrow z$ è distribuito
 se $D_{Rz} = 0.6$ circa il 60% va in testa

se $D_{Rz} \leq 0 \Rightarrow z$ è un componente non distribuito pesante (\Rightarrow esce tutto in coda)

DISTILLAZIONE DISCONTINUA

24/05

~~sempre condensatore totale e ballone parato~~



Condizioni non stazionarie ma dinamiche $F, B(t), X_B(t), X_D(t)$
 altro quindi eq. differenziali e NON alle differenze

non faremo calcoli di progetto in cui dobbiamo calcolare N

otterremo piccole quantità di distillato

Dovremo cambiare notazione perché abbiamo delle partecole e delle velocità di accumulo

\dot{D}
 \dot{L}
 \dot{V}

$B \rightarrow \frac{dB}{dt}$ accumulo
 quantità di B nel bollitore

2 modalità operative

- $R = G \cdot st$
- $X_D = G \cdot st$

● $x_D = \text{cost} = \bar{x}_D$

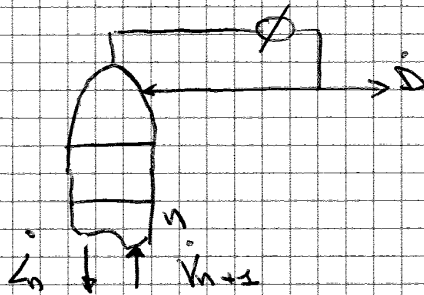
En $\frac{B}{F} = \ln \left(\frac{x_D - z_F}{x_D - x_B} \right) = D \quad \frac{B}{F} = \frac{x_D - z_F}{x_D - x_B}$

quindi coincide con ●, ma SOLO nel caso di x_D costante

● $R = \text{cost} = \frac{L}{D}$

assumeremo che il tempo il sistema evolve così lentamente da poterlo assumere stazionario e che le reletività di accumulo sui piatti sono trascurabili

posso quindi usare le bilancie della distillazione continua per la retta di lavoro

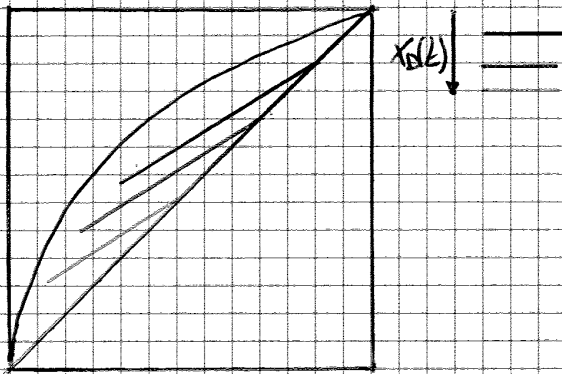


$$\dot{V} y_{n+1} = \dot{L} x_n + x_D \dot{D} + \sum_k K_k \frac{dV_k}{dt} + \sum_k y_k \frac{dV_k}{dt}$$

transitorio zero

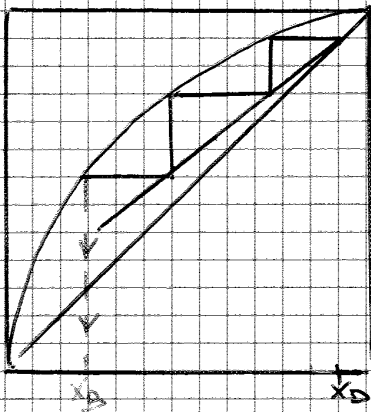
⇒ è di nuovo una retta

$$y_{n+1} = \frac{\dot{L}}{\dot{V}} x_n + x_D \frac{\dot{D}}{\dot{V}} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D (R+1)}{R+1}$$

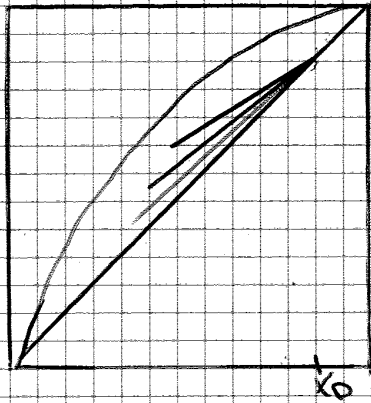


essendo nota il numero di stadi (N) e x_D posso trovare x_B

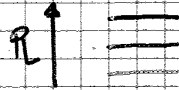
$N = 3 \quad x_D = 0,90$



$x_0 = \bar{x}_0 = \text{cost}$



$\Rightarrow R$ variabile



$$-\dot{Q}_c = \dot{Q}_s = \dot{V} \lambda = (R+1) \dot{D} \lambda$$

$$\int_0^t \dot{Q}_s = \int_0^t \dot{V} \lambda dt = - \int_0^t (R+1) \frac{dB}{dt} dt$$

$$V \lambda = - \int_F^B (R+1) dB$$

posso quindi calcolare V \Rightarrow poi Q_s
ed essendo \dot{Q}_s e λ costanti

$$t = \frac{V}{\dot{V}}$$

come calcolo $V = - \int_F^B (R+1) dB$

dalla (1)

$$dB = F(x_0 - z_F) \frac{1}{(x_0 - x_B)^2} dx_B$$

sostituendo in (2)

$$V = - F(x_0 - z_F) \int_{z_F}^{x_B} \frac{R+1}{(x_0 - x_B)^2} dx_B$$

integrazione numerica

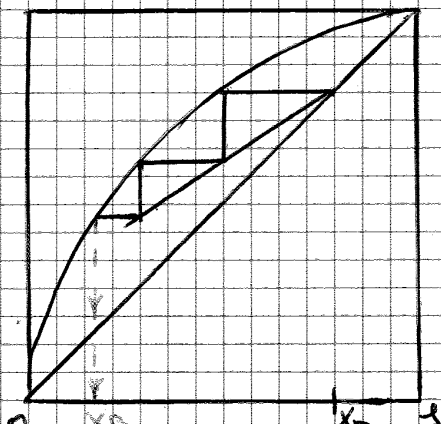


tabella avendo $N=3$ ad es.

R	x_B	$\frac{R+1}{(x_0 - x_B)^2}$
-	-	m

$$J_A = \left(\frac{D_{AC}}{S} \right) \ln \left(\frac{1-x_{A2}}{1-x_{A1}} \right) \frac{x_1 - x_{A2}}{1-x_{A2} - (1-x_1)}$$

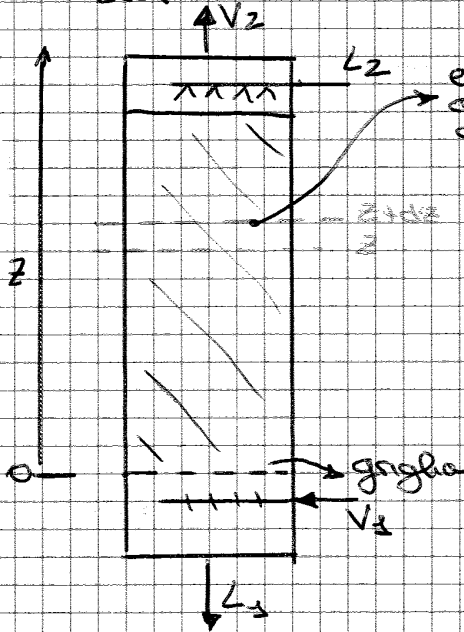
$$J_A = K_x(x_1 - x_{A2}) = \frac{K_x}{(1-x)_{me}} (x_1 - x_{A2})$$

notazione:

- (1-x) come forza spingente media logaritmica fra le due e rimberaccia

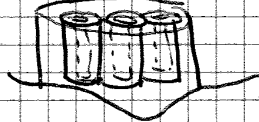
coefficiente globale (overall) che tiene conto di entrambe le resistenze

- (1-x) come denom ma per z due



elevata porosità (passaggio di gas) e ampia superficie (per aumentare la s.p. di scambio del liquido)

↳ si usavano dei dischi bicati (anelli Raschig)



ora si usano riempimenti più complessi

il liquido viene inserito dall'alto e percola verso il basso; il gas viene introdotto dal basso

1 ⇒ correnti entranti/uscenti in basso
2 ⇒ " " in alto

dovremo calcolare quanto fare alla colonna

il liquido tende a spostarsi nella zona perimetrale perché lì c'è un volume morto ⇒ colonne non tanto alte (piuttosto molte più colonne)

se aumento troppo la v del gas questa finanzia le molle del liquido e la colonna si allagherà: flooding (inondazione)

lo vedremo nel caso da qui ricaveremo il diametro della colonna per le nostre correnti il diametro sarà più

↳ e poi si può calcolare quanto fa alla

Perché scegliere una colonna a riempimento?

- se deve fare una colonna con diametro piccolo la farei a riempimento poiché altro troppo pochi piattini su piattini se la facessi a stadi
- se qualcosa non funziona nella colonna a riempimento devo sostituire tutto (cosa che non devo fare in quella a piatti)
 - ↳ più richiesta
- se la distillazione è sotto vuoto o uso sostanze corrosive conviene quella a riempimento (meno costosa)

1 Contro diffusione equimolecolare o diluito: $K_x \rightarrow K'_x$

L, V costante

$\hookrightarrow d(xL) = L dx$

\swarrow K'_x posso portare fuori dall'integrale

Ma non è valore di Reynolds \rightarrow con θ π superficie (ma ho θ portate costanti)

idem per a

$$\Rightarrow z = \frac{\int_{y_1}^{y_2} d(xL)}{K'_x a S (x-x_c)} = \frac{L}{K'_x a S} \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x-x_c}$$

altezza impacciam.

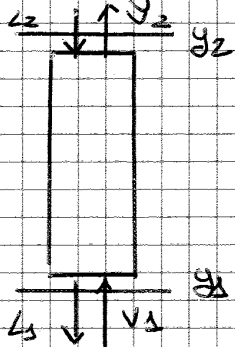
\swarrow H_x \swarrow N_x
 altezza di un numero unita' di
 unita' di trasferimento trasferimento

idem per V

$$z = \frac{V}{K'_y a S} \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y-y_c} \rightarrow N_y$$

$$z = \frac{V}{K'_x a S} \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y-x-y_c} = H_{Oy} N_{Oy}$$

Immaginiamo di avere un assorbimento



$y_1 \rightarrow y_2$
 x_2

H_y è noto in realtà

Il problema è calcolare N_y
 dobbiamo trovare $y_c = f(y)$

$K'_y a (y-y_c) = K'_x a (x-x_c)$

$\frac{y-y_c}{x-x_c} = - \frac{K'_x a}{K'_y a} = - \frac{K_x}{K_y}$ (I)

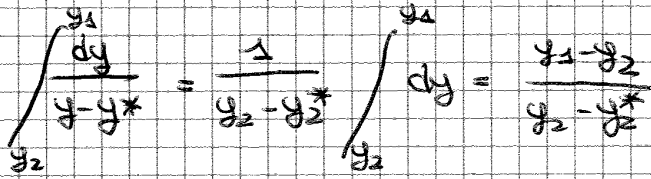
$y_c = y_{eq}(x_c)$ (II)

$V y + L_2 x_2 = L x + V_2 y_2$

$\hookrightarrow y = \frac{L}{V} x + \frac{V_2 y_2 - L_2 x_2}{V}$ (III)

se $A=1 \Rightarrow m = L/V$

$y_1 - y_1^* = y_2^* - y_2$



analogia con la colonna a piatti

$$\frac{y_m - y_{eq}(x_m)}{y_{out} - y_{eq}(x_m)}$$

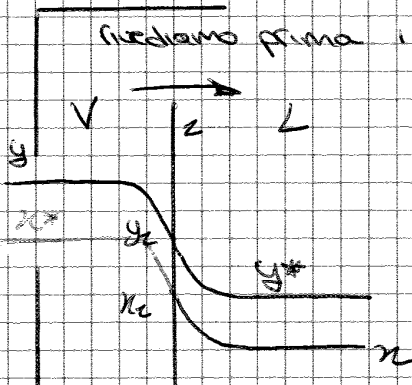
$$\frac{y_1 - y_2^*}{y_2 - y_2^*}$$

$$\frac{y_{N+1} - y_1^*}{y_1 - y_1^*}$$

07/06

1 non diluito (in FEM stagnante)

considereremo le trasformazioni di un unico componente (A) così L e V (una volta costante A) sono costanti



vediamo prima i coefficienti di scambio (globali) e come calcolarli

ogni x sarà in equilibrio con un y^*
 $y^* = y_{eq}(x)$

massimo per l'interfaccia per x^*
 $x^* = x_{eq}(y)$

$$R K_{Oy} A (y - y^*) = K_{Ox} A (x^* - x)$$

il loro conto di entrambe è costante

$\dot{J}_A = K_{Oy} A (y - y^*)$

Intensità di Flusso

$$\frac{\dot{J}_A}{K_{Oy}} = y - y^* = y - y_c + y_c - y^*$$

immaginando di avere una relazione di equilibrio: $y_c = m x_c \Rightarrow y^* = m x$

$$= y - y_c + m(x_c - x)$$

idem per $y - y_c = \frac{\dot{J}_A}{K_y}$ $x_c - x = \frac{\dot{J}_A}{K_x}$

$$\Rightarrow \frac{\dot{J}_A}{K_{Oy}} = \frac{\dot{J}_A}{K_y} + \frac{m \dot{J}_A}{K_x}$$

$$\Rightarrow \boxed{\frac{1}{K_{Oy}} = \frac{1}{K_y} + \frac{m}{K_x}}$$

$$N_y = \frac{dz}{dy} \frac{dy}{z-y} + \sum_{i=1}^n C_n \left(\frac{1-y_i}{1-y_1} \right)$$

l'integrale va calcolato per punti e serve la relazione fra y e y_c
 2 complicazioni

rispetto al caso di equilibrio questo però è un caso costante, qui no
 quindi la rete di Caron sarebbe da una curva e non una RRE



quindi come nel caso delle
 colonne a piatti
 piatti

$$x \rightarrow X = \frac{x}{x_c}$$

$$y \rightarrow Y = \frac{y}{y_c}$$

ma conviene usare solo se
 l'eq. di equilibrio non è lineare
 perché se la fosse diventerebbe una
 curva
 se la curva di equilibrio è
 lineare si calcola per punti

② inoltre le rapporti $-\frac{K_x a}{K_y a} = \frac{y-y_c}{x-x_c}$ non è costante ma varia con la cov

quindi in realtà dove fare ogni volta

$$-\frac{K_x a}{K_y a} = -\frac{K_x a}{K_y a} \frac{(1-y)_m}{(1-x)_m}$$

$$K_y a \ln \left(\frac{1-y_c}{1-y} \right) = K_x a \ln \left(\frac{1-x_c}{1-x} \right) \Rightarrow \frac{1-y_c}{1-y} = \left(\frac{1-x_c}{1-x} \right)^{-\frac{K_x a}{K_y a}}$$

ma per evitare di fare i troppi calcoli ricordiamo
 $\ln(1+x) = x + \dots \quad x \rightarrow 0$

$$\left(\frac{1-y_c}{1-y} - 1 \right) + 1 = \left(\frac{1-y_c - 1 + y}{1-y} \right) + 1 = \frac{y-y_c}{1-y} + 1$$

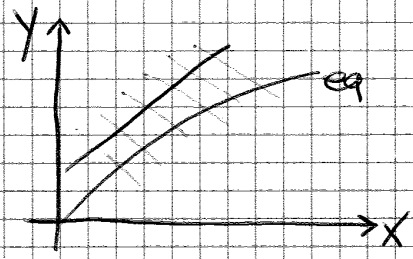
$$\Rightarrow K_y a \ln \left(\frac{1-y_c}{1-y} \right) = K_y a \ln \left(\frac{y-y_c}{1-y} + 1 \right) = K_x a \ln \left(\frac{1-x_c}{1-x} + 1 \right)$$

$$\Rightarrow \frac{y-y_c}{1-x_c} = -\frac{K_x a}{K_y a} \left(\frac{1-y}{1-x} \right)_{media}$$

parco $\frac{K_x}{K_y}$ nella media

$$k_y a \frac{y_c - y}{1+y} = -k_x a \frac{x_c - x}{1+x}$$

$$\frac{y_c - y}{x_c - x} = - \frac{k_x a}{k_y a} \left(\frac{1+y}{1+x} \right)_{media}$$

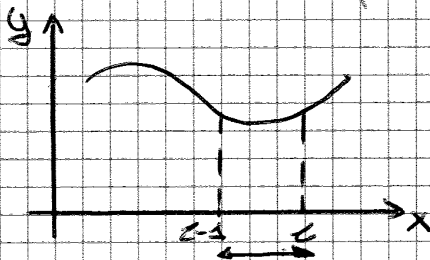


In realtà valgono solo in assenza di reazione chimica all'interfaccia

Se la reazione è istantanea tutto è vello più semplice $y_c = 0$

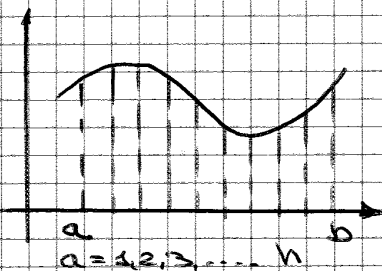
03/04

Metodo dei trapezi



$$I = \frac{f_{x-1} + f_x}{2} \cdot h \quad ; \quad h = x_i - x_{i-1}$$

Per una misura più accurata aumento il no di trapezi



$$I = \frac{f_0 + f_1}{2} h + \frac{f_1 + f_2}{2} h + \dots + \frac{f_{n-1} + f_n}{2} h$$

a parte f_0 e f_n , tutti gli altri termini compaiono 2 volte

$$I = \frac{1}{2} h [f_0 + 2f_1 + 2f_2 + \dots + f_n]$$

più accuratamente

$$\int_a^b f(x) dx = \frac{h}{2} \left[f(a) + 2 \sum_{i=1}^{n-1} f(x_i) + f(b) \right]$$

Stima dell'errore

$$|E_n| = \frac{nh^3}{12} \left| f''(\xi) \right| = \frac{(b-a)^3}{12n^2}$$

① $P = 1,1 \text{ ata}$ accuratezze: $0,1^\circ\text{C}$

- ② normal-esano 30%
 normal-ottano 45%
 normal-ottano 25%

Calcolare punto di rugiada e punto di ebollizione

		A_i	$B_i / ^\circ\text{C}$	$C_i / ^\circ\text{C}$	
0,3	1	n-C ₆	6,92700	1197,32	227,26
0,45	2	n-C ₇	6,90027	1266,87	216,76
0,25	3	n-C ₈	6,92377	1355,126	209,517

$$P = 1,1 \text{ ata} \cdot 98066,5 \frac{\text{Pa}}{\text{ata}} \cdot \frac{760}{101325} \frac{\text{mmHg}}{\text{Pa}} = 809,12 \text{ mmHg}$$

Calcolo delle T_i

$$T_{b1} = \frac{B_1}{A_1 - \log_{10} P} - C_1 = 70,65567072 \text{ mmHg } ^\circ\text{C}$$

$$T_{b2} = \frac{B_2}{A_2 - \log_{10} P} - C_2 = 100,5715636 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{b3} = \frac{B_3}{A_3 - \log_{10} P} - C_3 = 127,934968 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_0 = \sum z_i T_{bi} = z_1 T_{b1} + z_2 T_{b2} + z_3 T_{b3} = 93,43764693 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Calcolo delle $P_i^s(T_0)$

③ $P_1^s = 10 A_1 - \frac{B_1}{C_1 + T_0} = 1731,680182 \text{ mmHg}$

$$P_2^s = 10 A_2 - \frac{B_2}{C_2 + T_0} = 760,2956236 \text{ mmHg}$$

$$P_3^s = 10 A_3 - \frac{B_3}{C_3 + T_0} = 333,7046799 \text{ mmHg}$$

Calcolo delle $\alpha_{ir}(T_0)$ con n-C₇ = r

$$\alpha_{2r} = 1$$

$$\alpha_{1r} = \frac{P_1^s(T_0)}{P_2^s(T_0)} = 2,343405096$$

$$\alpha_{3r} = \frac{P_3^s(T_0)}{P_2^s(T_0)} = 0,4383164895$$

[il metodo converge alla soluzione se $|g'(x)| \leq M \leq 1 \forall x \text{ dom } g$]

Calcolo di $\alpha_{1r}(T_2)$, P_2^* e T_3

$$\alpha_{1r} = \frac{P_1^s(T_2)}{P_2^s(T_2)} = 2,292846534$$

$$\alpha_{2r} = 1$$

$$\alpha_{3r} = \frac{P_3^s(T_2)}{P_2^s(T_2)} = 0,4490932403$$

$$P_2^* = \left(\sum_i \frac{z_i}{\alpha_{ir}(T_2)} \right) P = \left(\frac{z_1}{\alpha_{1r}(T_2)} + z_2 + \frac{z_3}{\alpha_{3r}(T_2)} \right) P = 920,3853602 \text{ mmHg}$$

$$T_3 = \frac{B_2}{A_2 - \log_{10} P_2^*} - C_2 = 105,0828226^\circ \text{C}$$

Calcolo dell'errore

$$|T_3 - T_2| = 2,9 \cdot 10^{-3} < 0,1$$

⇒ Punto di rugiada della miscela: $105,08^\circ \text{C}$

Punto di ebollizione

$$T_0 = 93,43764683^\circ \text{C}$$

$$\alpha_{1r} = 2,343405096$$

$$\alpha_{2r} = 1$$

$$\alpha_{3r} = 0,4389144895$$

poiché sono gli stessi
valori della I iterazione
del punto di rugiada

Calcolo di P_0^* , T_1

$$P_0^* = \frac{P}{\sum_i \alpha_{ir}(T_0) z_i} = \frac{P}{\alpha_{1r}(T_0) z_1 + z_2 + \alpha_{3r}(T_0) z_3} = 660,7563391 \text{ mmHg}$$

$$T_1 = \frac{B_2}{A_2 - \log_{10} P_0^*} - C_2 = 92,71749916^\circ \text{C}$$

Calcolo dell'errore

$$|T_1 - T_0| = 0,720 > 0,1$$

$$P_2^* = \frac{P}{\sum z_i \alpha_i(T_2) z_i} = \frac{P}{\alpha_2(T_2) z_2 + z_1 \alpha_1(T_2) z_1} = 634,5381628 \text{ mmHg}$$

$$T_2 = \frac{B_2}{A_2 - \log_{10} P_2^*} - C_2 = 92,39661572 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Calcolo dell'errore

$$|T_2 - T_2^*| = 0,037 < 0,1$$

→ Punto di ebollizione della miscela: $92,40 \text{ } ^\circ\text{C}$

	i	z_i	A_i	$B_i / ^\circ\text{C}$	$C_i / ^\circ\text{C}$	
(a)	1	$n-C_6$	0,50	6,92700	1197,32	227,26
(b)	2	$n-C_7$	0,40	6,90027	1266,57	218,76
	3	$n-C_8$	0,10	6,92377	1355,126	209,517

Calcolare punto di ebollizione e punto di rugiada con 0,1 di errore
 $P = 0,500 \text{ atm}$

$$1 \text{ atm} : 735,559236 \text{ mmHg} = 0,500 \text{ atm} : * \text{ mmHg}$$

$$P = 367,779618 \text{ mmHg}$$

Calcolo delle T_{b_i} di ogni composto

$$T_{b_1} = \frac{B_1}{A_1 - \log_{10} P} - C_1 = 67,26575128 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{b_2} = \frac{B_2}{A_2 - \log_{10} P} - C_2 = 75,50363086 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{b_3} = \frac{B_3}{A_3 - \log_{10} P} - C_3 = 101,4213639 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Calcolo della T_0

$$T_0 = \sum z_i T_{b_i} = T_{b_1} z_1 + T_{b_2} z_2 + T_{b_3} z_3 = 63,97646237 \text{ } ^\circ\text{C}$$

(a) Calcolo delle $P_i^s(T_0)$

$$P_1^s(T_0) = 10^{\frac{B_1}{A_1 - C_1 + T_0}} = 654,3934616 \text{ mmHg}$$

$$P_2^s(T_0) = 10^{\frac{B_2}{A_2 - C_2 + T_0}} = 244,1201361 \text{ mmHg}$$

$$P_3^s(T_0) = 10^{\frac{B_3}{A_3 - C_3 + T_0}} = 93,08821552 \text{ mmHg}$$

3

Calcolo delle $P_c^s(T_2)$ e $\alpha_{cr}(T_2)$

$$P_1^s(T_2) = 10 \frac{A_1 - \frac{B_1}{C_1 + T_2}}{C_1 + T_2} = 558,3734764 \text{ mmHg}$$

$$P_2^s(T_2) = 10 \frac{A_2 - \frac{B_2}{C_2 + T_2}}{C_2 + T_2} = 203,7420449 \text{ mmHg}$$

$$P_3^s(T_2) = 10 \frac{A_3 - \frac{B_3}{C_3 + T_2}}{C_3 + T_2} = 75,91943222$$

$$\alpha_{1r}(T_2) = \frac{P_1^s(T_2)}{P_2^s(T_2)} = 2,740590322$$

$$\alpha_{2r}(T_2) = 1$$

$$\alpha_{3r}(T_2) = \frac{P_3^s(T_2)}{P_2^s(T_2)} = 0,3726252588$$

Calcolo di P_2^* e T_3

$$P_2^* = \frac{P}{\sum_c \alpha_{cr}(T_2) \cdot z_c} = \frac{P}{\alpha_{1r}(T_2) z_1 + z_2 + \alpha_{3r}(T_2) z_3} = 203,667701 \text{ mmHg}$$

$$T_3 = \frac{B_2}{A_2 - \alpha_{3r} P_2^*} - C_2 = 59,13987216^\circ \text{C}$$

Calcolo dell'errore

$$|T_3 - T_2| = 0,035 < 0,1$$

⇒ Il punto di ebollizione per la miscela è $59,14^\circ \text{C}$

Punto di rugiada

$$T_0 = 63,87646237^\circ \text{C}$$

$$\alpha_{1r}(T_0) = 2,680620583$$

$$\alpha_{2r}(T_0) = 1$$

$$\alpha_{3r}(T_0) = 0,3813213322$$

Calcolo di P_0^* e T_1

$$P_0^* = \left(\sum_c \alpha_{cr}(T_0) z_c \right) P = \left(\alpha_{1r}(T_0) z_1 + z_2 + \alpha_{3r}(T_0) z_3 \right) P = 341,9053433 \text{ mmHg}$$

$$T_1 = \frac{B_2}{A_2 - \alpha_{3r} P_0^*} - C_2 = 70,75677943^\circ \text{C}$$

Calcolo dell'errore

$$|T_1 - T_0| = 6,78 > 0,1$$

②	z	z_i	A_i	$B_i / ^\circ C$	$C_i / ^\circ C$
6	n-C ₆	0,20	6,92700	1197,32	227,26
7	n-C ₇	0,40	6,90027	1266,87	236,76
8	n-C ₈	0,40	6,92377	1355,126	209,537

$T = 80,0^\circ C$

$P = 0,500 \text{ ata}$

$F =$ corrente di 10,0 mol/s

- stabilire $C_i F_{i0}$
- calcolare frazione di vapore, comp. e portate

$P = 0,500 \text{ ata} \cdot 98066,5 \frac{\text{Pa}}{\text{ata}} \cdot \frac{760 \text{ mmHg}}{101325 \text{ Pa}} = 367,77962 \text{ mmHg}$

Calcolo delle $P_i^s(T)$

$P_6^s(T) = 10 \cdot \frac{A_6 \cdot B_6}{C_6 + T} = 1072,099381 \text{ mmHg}$

$P_7^s(T) = 10 \cdot \frac{A_7 \cdot B_7}{C_7 + T} = 427,8236053 \text{ mmHg}$

$P_8^s(T) = 10 \cdot \frac{A_8 \cdot B_8}{C_8 + T} = 175,0354562 \text{ mmHg}$

Calcolo delle K_i

$K_6 = \frac{P_6^s(T)}{P} = 2,915059263$

$K_7 = \frac{P_7^s(T)}{P} = 1,163260774$

$K_8 = \frac{P_8^s(T)}{P} = 0,4759268384$

(Tb) $\sum z_i K_i z_i = K_6 z_6 + K_7 z_7 + K_8 z_8 = 1,29 > 1$

(Td) $\sum \frac{z_i}{K_i} = \frac{z_6}{K_6} + \frac{z_7}{K_7} + \frac{z_8}{K_8} = 1,25 > 1$

⇒ equilibrio liquido-vapore (liquido saturo e vapore saturo)

