ESEMPI DI TEMI DI ESAME svolti per RIPASSO –

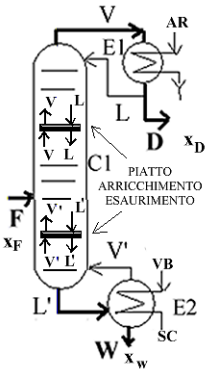
1-distillazione 2–stripping 3–estrazione L/L immiscibili
4–assorbimento 5-estrazione S/L 6-fanghi attivi e digestione 7-reattoristica

ESEMPI DI TEMI DI ESAME – 1 DISTILLAZIONE PER RETTIFICA BENZENE-TOLUENE-* [ES.6]

Due composti organici ideali si devono separare con una operazione di distillazione continua per rettifica,a pressione atmosferica:BENZENE (Teb 80,5°c) e TOLUENE (T eb 110,7 °C). L'alimentazione,che entra in colonna liquida al 50% alla temperatura di ebollizione, è costituita dal 35% moli di BENZENE,con portata F=15 Kmol/h.Si vuole ottenere un distillato di testa al 98% moli e di coda al 1,4% moli in benzene.
Il rapporto di riflusso effettivo risulta uguale a 1,3 volte quello minimo e l'efficienza della colonna è del 70%. Sapendo che l'entalpia di passaggio di stato per tutte le composizioni della miscela è ΔH=31,3875 kJ/mole, determinare: le portate molari D e W;il rapporto di riflusso effettivo;il numero di piatti effettivo,il piatto dove entra l'alimentazione.Sapendo che nel condensatore l'acqua entra a 15°C ed esce a 30°C e che il coefficiente U=0,81 Kw/m2*°C,determinare la superficie del condensatore e la portata d'acqua; sapendo che il ribollitore ha coefficiente U=1,16 Kw/m2*°C,il Vapore di rete a T_V=140°C, l'entalpia del vapore H_V= 1950,5 kJ/Kg,determinare superficie del ribollitore e portata di vapore.

DATI DI EQUILIBRIO:

X	1	0,86	0,60	0,49	0,35	0,22	0,14	0
Y	1	0,94	0,79	0,71	0,56	0,40	0,28	0



soluzione:

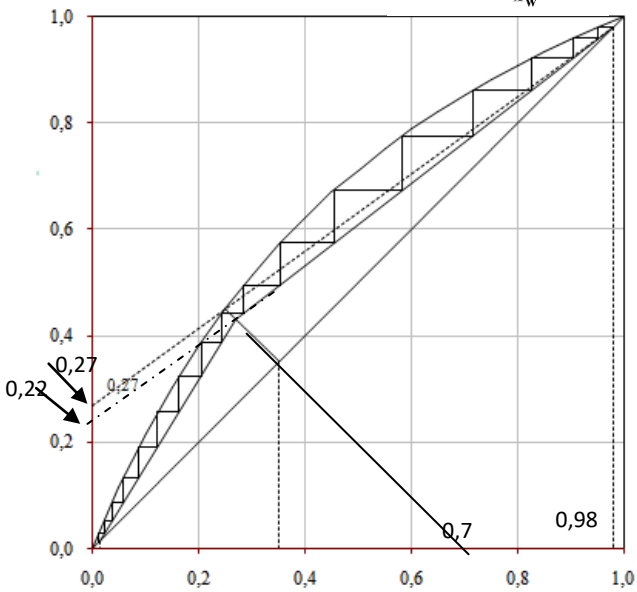
DATI: F = 15 Kmol/h; x_{AF} =0,35; x_{AD} =0,98; x_{AW} =0,014;

a) Bilanci di materia

F = D + W = 15 Kmol/h (generale)
$Fx_{AF} = Dx_{AD} + Wx_{AW}$ (componente A)

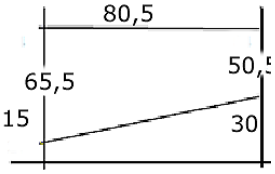
$F\,x_{AF} = Dx_{AD} + (F - D)\,x_{AW}$
D = F $(x_{AF} - x_{AW})/(x_{AD} - x_{AW})$
→ D= 5,2 kmol/h; W= F – D = 9,8 Kmol/h;

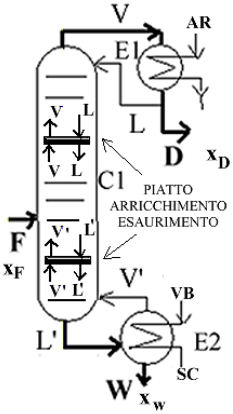
b) COSTRUZIONE diagramma x/y dai dati di equilibrio:
(da fare su foglio grande a quadretti)
fattore q = 0,50; retta q con ascissa xF/q = 0,7;
dal diagr. leggo → y_{min}= 0,27 = x_D / (R_{min} +1);
da cui Rmin = 2,63; Roperat.= 1,3 x Rmin;
Roperat.= 3,42; → y = 0,22;
traccio la retta di arricchimento da ascissa x=y=0,98 a y=0,22 dove incontra la retta q traccio la retta esaurimento fino al p.to x=y=0,014 ;
→col metodo McCabe calcolo il N°piatti teorici (dall'alto)
N°= 17 (alimentazione dopo il 8) **effic.col.**= 70%
→ **N°piatti reali** = 17/0,7 = 25;



c) Portate in colonna [F=15; D=5,2; W=9,8 Kmol/h]
R = L/D=3,42; V= D + L ; L' = W + V';
q = (L'-L)/F = 0,5; V'= L' – W;
→L =17,8 kmol/h; V=23kmol/h; L'=25,3 kmol/h; V'=15,5kmol/h;

Bilanci termici al condensatore

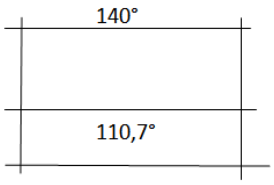




T_V = 80,5°C; Taqi = 15°C; Taqu = 30°C;ΔH = 31,3875 kJ/mole;
U_{cond}=0,81 Kw/m2x°C; c = 4,18 kJ/Kg°C
Δ Tml= (ΔT1- ΔT2) /ln (ΔT1/ ΔT2)
ΔT1= 80,5-15=65,5; ΔT2= 80,5-30 =50,5; → ΔTml = 57,67°C
Qcond = ΔH x V = 31,39 x 23 x1000/3600 = 201 KW
Qcond = U x Sup. x ΔTml = P_{H2O} x c x (30 - 15);
→**Sup**.condensatore = Qcond / (U x ΔTml) = 201/ (0,81 x 57,67) **= 4,3 m2**
→portata P_{H2O} = Qcond x 3600 / (4,18 x 15) = 11541 Kg/h

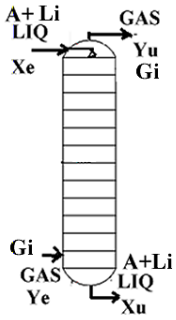
a) Bilanci termici al ribollitore:

vap rete T_{VB} = 140°C; T_T = 110,7°C; Urib=1,16 Kw/m2*°C; H_{VB}= 1950,5 kJ/Kg ;
ΔH = 31387,5 kJ/**kmole; Δ Tml= $T_V - T_T$ = Δ T** → ΔTml = 140 – 110,5 **= 29,5°C**
Qrib = ΔH x V' = 31387,5 x 15,5/3600 = 135,14 KW
Qrib = U x Sup. x ΔT; Sup_{rib} = Qrib / (U x ΔT) =135,14 / (1,16 x 29,5)
→Sup.rib = 4 m2 ; **Qrib = P_{VAP} x H_{VAP};**
→ portata P_{VAP} = **Qrib / H_{VAP}** = 135,14 x 3600/1950,5 = 249,4 Kg/h [INIZIO]



ESEMPI DI TEMI DI ESAME – 2 STRIPPAGGIO L/G

ESERCIZIO A -STRIPPAGGIO LIQ/GAS con RETTA DI EQUILIBRIO - [Es.6]



Occorre rimuovere un **composto volatile** da una corrente di solvente organico inviandolo in una colonna di stripping. Si lavora con un rapporto Li/Gi pari al 80% del valore massimo (Li/Gi)max. Le portate del solvente liquido e del gas [vapore acqueo] sono in kmol/h. Il vapore [gas] è **puro**.
DATI: La portata del liquido (totale) è di **L=85 kmol/h**; frazione molare del componente volatile all'ingresso della colonna è xe= 0,01;
La corrente liquida in uscita ha frazione molare del componente volatile xu= 0,001;
La relazione di equilibrio fra il composto volatile in fase vapore e in fase liquida è **y=7,3x**.
Determinare: 1) La composizione del vapore in uscita dalla colonna; la portata di vapore necessaria in kmol/h; il numero degli stadi ideali necessari.

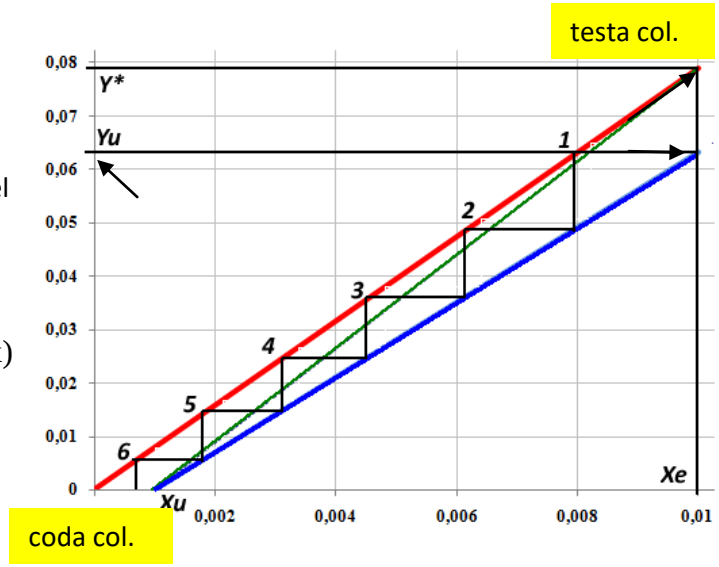
Svolgimento:

N.B.: **e**=entrata; **u**=uscita; **i** = inerte; portata liquida: F ovv. L; portata gas G ovv. V;

1 - bilanci molari: [riferimento al soluto]
portata tot L=85 Kmol/h;
portata **inerte Li**= 85 * (1-0,01) = 84,15 Kmol/h;
N.B.: si considera il caso di "massimo" (minima portata di gas strippante Gi necessario all'operazione) corrispondente alla zona di uscita del gas, testa colonna, in condizioni ideali di **equilibrio** del liquido con l'uscita del gas [eq. yu*/xe];

condizione di equilibrio y*= k * xe ; xe = 0,01; k = 7,3
→ y*=7,3 * 0,01=0,073

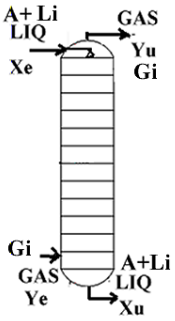
2 - Si passa ai bilanci fraz.in rapporto: Y = y/(1-y); X= x/(1-x)
calcolo→**Yu***=0,073/(1-0,073)=0,079; **Ye**= 0;
Xe= 0,01/(1-0,01)=0,010;
Xu=0,0010; K= Yu*/ Xe = 0,079/0,01=7,9;



3 - segno i punti sul diagramma;
traccio sul diagramma la **retta** di **equilibrio** passante per l'origine e per la condizione ideale (Y*;Xe) [retta col.**rosso**]

4 - condizioni di operatività liquido/gas inerti [β = 80% del valore massimo]:
dal bilancio **entrate/uscite** di soluto: Gi Ye + Li Xe = Gi Yu +Li Xu otteniamo Gi (Yu- Ye) = Li (Xe- Xu),e quindi:

(Li/Gi)operat. = β (Li/Gi)max
(Li/Gi)operat.= (Yu-Ye)/(Xe-Xu) = 0,80 (Yu*-Ye)/ (Xe-Xu) =7,022;
da cui ricavo →**Yu**= 0,0632 [fraz.in rapp. soluto uscente nel gas]



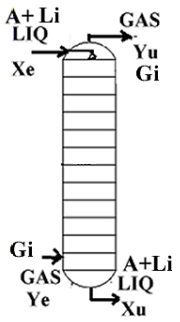
5 - quindi traccio la **retta di lavoro** [retta col.**blu**]
passante dai punti (Yu;Xe) e (Xu;Ye) rispettivamente testa e coda colonna;

dal bilancio totale (Li/Gi)operat. = 7,022, si ottiene:
portata gas inerte Gi = 84,15/7,022 = 12 Kmol/h

dal diagramma risultano N°piatti teorici = **6** (partendo **dall'alto**,cuspidi sulla retta equil)

[INIZIO]

ESERCIZIO B -STRIPPAGGIO LIQ/GAS con CURVA DI EQUILIBRIO - [Es.7]



Una soluzione è sottoposta a stripping per eliminare un componente volatile (A) dal liquido. L'operazione deve eliminare il 90% del componente volatile presente. La composizione iniziale espressa come rapporti molari è pari a Xe=0,09 e la portata totale del liquido è **L=50 kmol/h**.
Lo strippaggio è effettuato con vapore surriscaldato puro.
La colonna lavoro con un rapporto effettivo liquido inerte/vapore pari al 88% di quello massimo [β =0,88]
Calcolare:
1. La composizione del vapore in uscita Yus;
2. la portata del vapore surriscaldato;
3. il n° piatti teorici
4. Supponendo che l'impianto funzioni con una colonna con 6 piatti reali, calcolare il rendimento η% della colonna

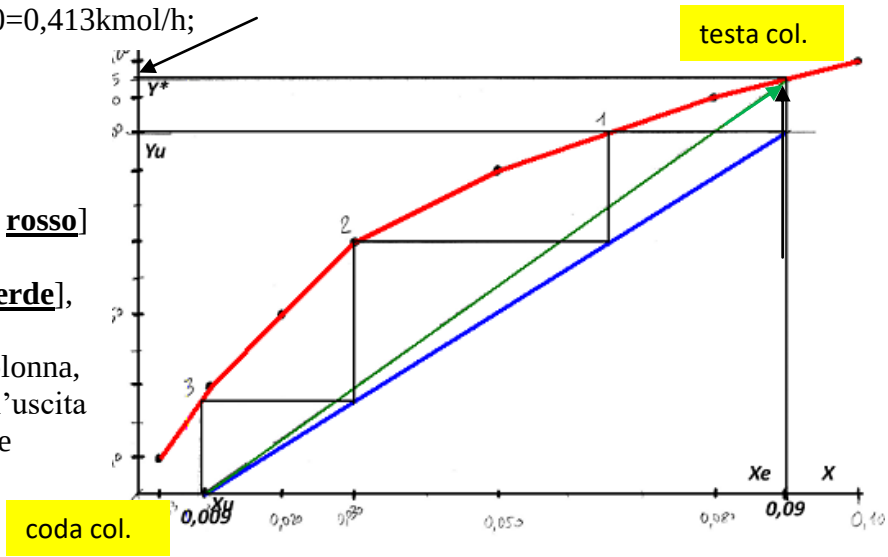
Dati di equilibrio:

X	0,003	0,01	0,02	0,03	0,05	0,08	0,10
Y	0,01	0,03	0,05	0,07	0,09	0,11	0,12

Soluzione:

N.B.: **e**=entrata; **u**=uscita; **i** = inerte; portata liquida: F ovv. L; portata gas G ovv. V;
1 - bilanci molari per il solutoA:
fraz.in rapporto **Xe**=0,09; fraz.molare **xe**=X/(1+X)=0,0826;
L=50 kmol/h; portata liq.inerte →Li =50 ∗ (1-0,0826)= 45,87 Kmol/h;
moli $\mathbf{n_A e}$ = L ∗ xe = 50 ∗ 0,0826=4,13 kmol/h;
recupero 90%, resto 10%: →moli $\mathbf{n_A u}$=4,13 ∗ 0,10=0,413kmol/h;
bilanci frazioni in rapp.
→**Xu**= $\mathbf{n_A u}$ / n_i = 0,413/45,87=0,0089;
noto **Ye**=0;

2 - segno i punti sul diagramma;
traccio sul diagramma la **curva di equilibrio** [in **rosso**] dai dati di eq.;
traccio sul diagramma la **retta di pinch** [colore **verde**], incrocio tra curva eq. e retta di ascissa Xe, corrispondente alla zona di uscita del gas, testa colonna, in condizioni ideali di **equilibrio** del liquido con l'uscita del gas [eq. Yu*/Xe], passante per il punto iniziale (Xu;Ye) e incrociante la curva di equilibrio in Xe
ricavo dal grafico →**Yu***=0,115;



3 - condiz. di operatività liquido/gas inerti:
dal bilancio **entrate/uscite** di soluto: Gi Ye + Li Xe = Gi Yu +Li Xu otteniamo Gi (Yu- Ye) = Li (Xe- Xu), quindi
(Li/Gi)operat. = β (Li/Gi)max
(Li/Gi)operat.=(Yu-Ye)/(Xe-Xu) = 0,88 (Yu*-Ye)/ (Xe-Xu) =1,248; (Li/Gi)operat.=1,248
da cui ricavo →**Yu**= 0,101 [fraz.in rapp. soluto uscente nel gas]
dal bilancio totale (Li/Gi)operat.= 1,248, si ottiene:
portata gas inerte →**Gi** = 45,87/1,248 = 36,75 Kmol/h vapore surriscaldato.

4 - quindi traccio la **retta di lavoro** [**blu**] passante dai punti (Yu;Xe) e (Xu;Ye) rispettivamente testa e coda colonna.

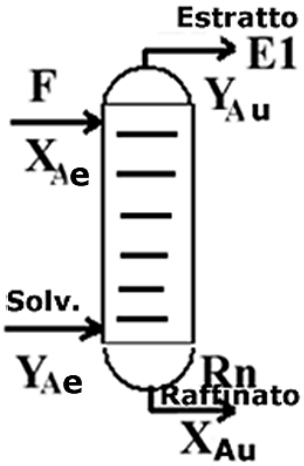
dal diagramma risultano N°piatti teorici = **3** (partendo **dall'alto**,cuspidi sulla retta equil).
Se i piatti reali sono 6, il rendimento della colonna sarà η= 3/6 %= 50%

[**INIZIO**]

ESEMPI DI TEMI DI ESAME – 3 ESTRAZIONE L/L IMMISCIBILITA' TOTALE-

A) ESTRAZIONE Liq/Liq C.C.-IMMISCIBILI brodo penicillina//solvente (TEMA ESAME '95) [ES4]

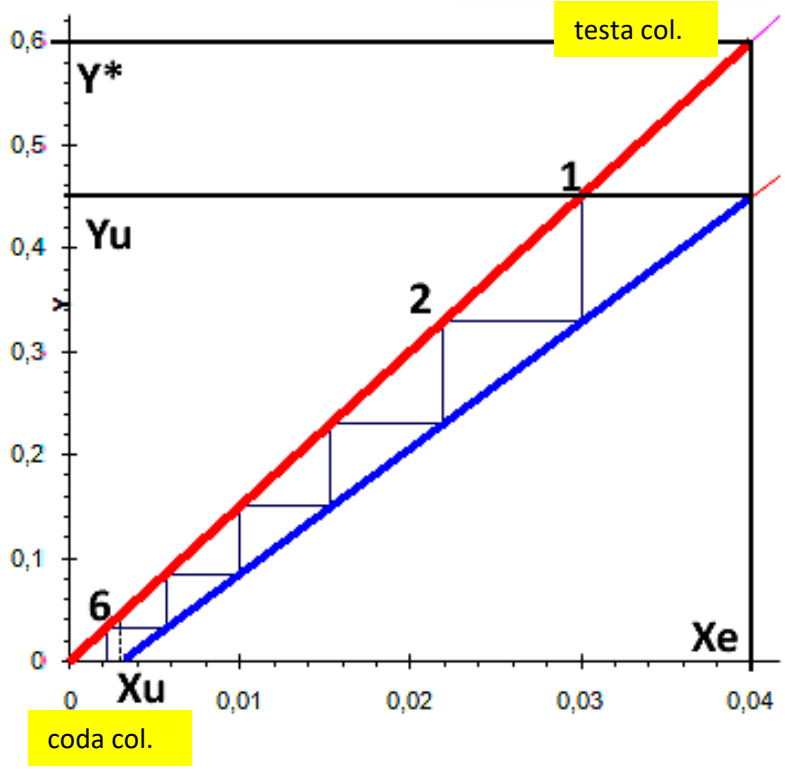
Estrazione controcorrente di miscela **F** costituita da diluente **L** (brodo di coltura) +soluto A (antibiotico), con SOLVENTE **S** (liq.organico) opportuno, in apparecchiatura a stadi controcorrente continua;



DATI:
Diluente nella miscela F (fraz.inerte) **Li=10000 Kg/h**; costante di equil.**Keq.= 15**;
soluto: (frazioni in rapporto) X_{Ae}=0,04; X_{Au} = 0,003; ingresso solvente puro Y_{Ae}= 0;
condizione di esercizio (Dil/Solv)operativo α = 75% di (Dil/Solv)max;

DETERMINARE: portata di solvente entrante; fraz. in rapporto di estratto Yau; n° di stadi; disegnare il diagramma Y/X ; resa %.

Svolgimento:
N.B.: e=entrata u=uscita i=inerte Li=diluente inerte S=solvente
X= fraz rapp A nella miscela F; Y= fraz.rapp. A nel solvente S
portate Li e S si comportano da correnti **inerti** a portate **costanti**, perchè si scambia solo il soluto A



1 –nota la condizione di equilibrio Y=K*X, ipotizzando che le uscite sono all'equilibrio (testa col.), condizione di pinch, si ricava
→**Yu*** =K X_{Ae} =15*0,04 = 0,6;

2 –
si riportano i punti significativi sul diagramma X/Y
si disegna la retta di equilibrio [**rossa**] passante da 0 (Y_{Ae}= 0; KX_{Ae} =0)
e il punto di coordinate (Xae;Yu*);

3 –
α = 75% di (Dil/Solv)max = (Li/S)max
Y_{Ae}= 0

Bilancio di materia:
Li X_{Ae} + SY_{Ae} = Li X_{Au} + SY_{Au}

$(Li/S)_{operat}$ = (Yu – Ye)/ (Xe - Xu)
$(Dil/Solv)_{max}$= (Yu * - Ye)/ (Xe - Xu) =16,21;
si applica la condizione di operatività:
$(Li/S)_{operat}$ = 0,75 $(Dil/Solv)_{max}$ = 12,16

da cui si ricava, noti Xe=0,04; Xu= 0,003
(Yu – Ye)/ (Xe - Xu) = 12,16 →**Y_{Au}**= 0,45 fraz. in rapporto di **estratto**
portata di **solvente** S = Li / $(Li/S)_{operat}$ = 10000/12,16 = 822,22 Kg/h.

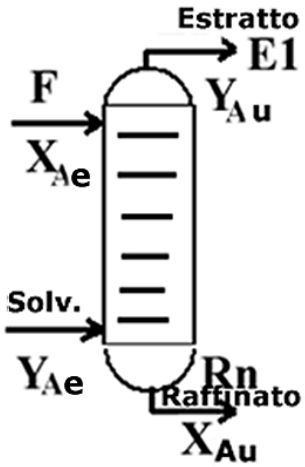
4 –
quindi si disegna la **retta di lavoro [blu],** passante per i punti (Yu;Xae) e (Ye;Xau);
Il N° stadi teorico risulta = 6 partendo dall'alto, cuspidi sulla retta equilibrio

5 –
Efficienza di estrazione ε = (X_{Ae} - X_{Au})/ X_{Ae} * 100 = 92,5 %.

[INIZIO]

B) ESTRAZIONE Liq/Liq C.C.- IMMISCIBILI – (TEMA ESAME '19)- [ES.13]

Nella lavorazione di un prodotto vegetale si ottiene un composto d'interesse in **soluzione acquosa** diluita. Tale composto presenta un punto d'ebollizione alquanto superiore a quello dell'acqua. Per recuperarlo dalla soluzione acquosa lo si estrae con un **solvente** selettivo. La soluzione acquosa sottoposta ad estrazione presenta una concentrazione in rapporto tra il composto d'interesse e l'acqua di $X_F = 0,12$, dove XF rappresenta il rapporto in massa tra il soluto da estrarre e l'acqua. Il solvente, che solubilizza selettivamente il composto d'interesse, è praticamente **immiscibile** con l'acqua e arriva all'estrazione praticamente **privo** del soluto. L'equilibrio di ripartizione è dato dalla retta $Y = 8 \cdot X$, dove Y rappresenta il rapporto in massa tra i il soluto e il solvente nell'estratto e X il rapporto in massa tra il soluto e l'acqua nel raffinato. Sapendo che si vuole **recuperare** il 92% del composto d'interesse presente nell'alimentazione e che si opera con il **71%** del rapporto massimo tra acqua e solvente, si calcoli il numero di stadi teorici richiesti dall'operazione.



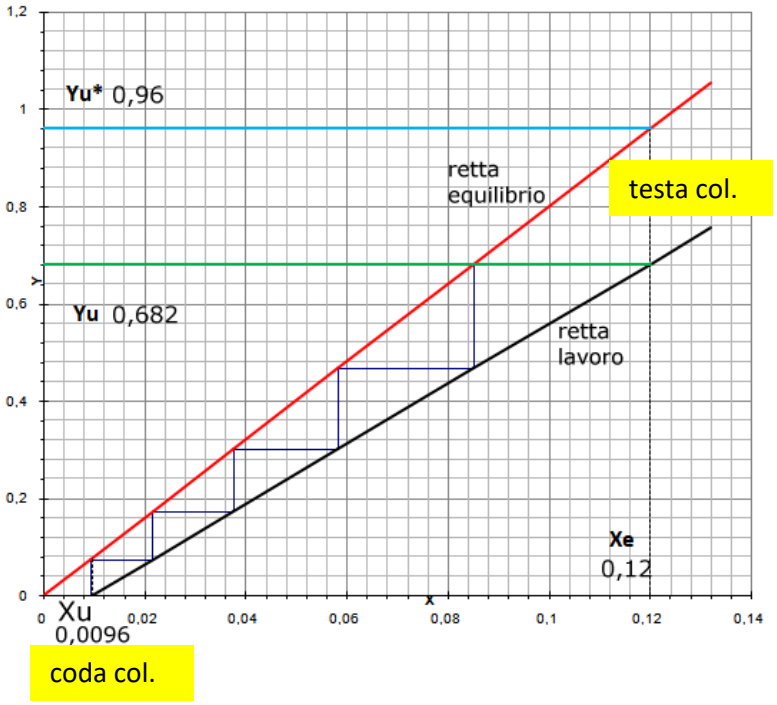
DATI:
$X_{Ae} = 0,12$; $Y_{Ae} = 0$ solvente selettivo puro
relazione equilibrio Y = 8 X; K=8;
si vuole recuperare il 92% di soluto entrante;
rapporto $(\text{diluente/solvente})_{operativo}$ $\alpha = 71\%$ $(\text{diluente/solvente})_{max}$;

RISOLUZIONE: estrazione liquido liquido immiscibilità totale –
N.B.: e=entrata u=uscita i=inerte Li=diluente inerte (acqua) S=solvente
X= fraz rapp A nella miscela F; Y= fraz.rapp. A nel solvente S
$X_{Ae} = 0,12$; $Y_{Ae} = 0$

1 - ipotizzando che le uscite sono all'equilibrio (testa col.), condizione di **pinch**, si ricava
→ $\mathbf{Y_{Au}^*} = 8 * 0,12 = 0,96$;

2 - condizione di recupero: 92% del soluto entrante;
→ $\mathbf{X_{Au}} = 0,12 * (1- 0,92) = 0,0096$;

3 -
sul diagramma traccio la **retta di equilibrio [rossa]** passante per [0;0] e [0,12;0,96];



4 –
$X_{Ae} = 0,12$; $Y_{Ae} = 0$; $\mathbf{Y_{Au}^*}=0,96$; $\mathbf{X_{Au}}=0,0096$;
bilanci di materia per estrazione:
bilancio sul soluto: $\mathbf{Li \cdot X_{Ae} + S \cdot Y_{Ae} = Li \cdot X_{Au} + S \cdot Y_{Au}}$;
$\alpha = 71\%$
$[Li/S]_{op} = (\mathbf{Y_{Au}}-Y_{Ae})/(X_{Ae} - X_{Au})$
$[Li/S]_{max} = (\mathbf{Y_{Au}^*}-Y_{Ae})/(X_{Ae} - X_{Au}) = 8,696$
rapporto $(Li/S)_{op} = 0,71\ (Li/S)_{max} = 6,174$
$(\mathbf{Y_{Au}}-Y_{Ae})/(X_{Ae} - X_{Au}) = 6,174$
→ **Yu= 0,682**

5 -
riporto i valori sul diagramma
traccio la **retta di lavoro** [**nera**] passante per [0,0096; 0] e [0,12; 0,682]
e con la costruzione grafica ricavo il N°stadi, cuspidi sulla retta di equilibrio, partendo dall'alto;
→ risultano **Ns = 5**.

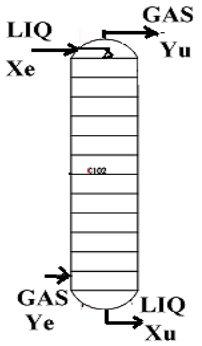
6 –
IPOTIZZANDO una portata di diluente inerte Li = 2000 Kg/h
$[Li/S]_{op} = 6,174$; → S = 324 Kg/h;

Efficienza di estrazione $\varepsilon = (X_{Ae} - X_{Au})/ X_{Ae} * 100 = 92\%$

[INIZIO]

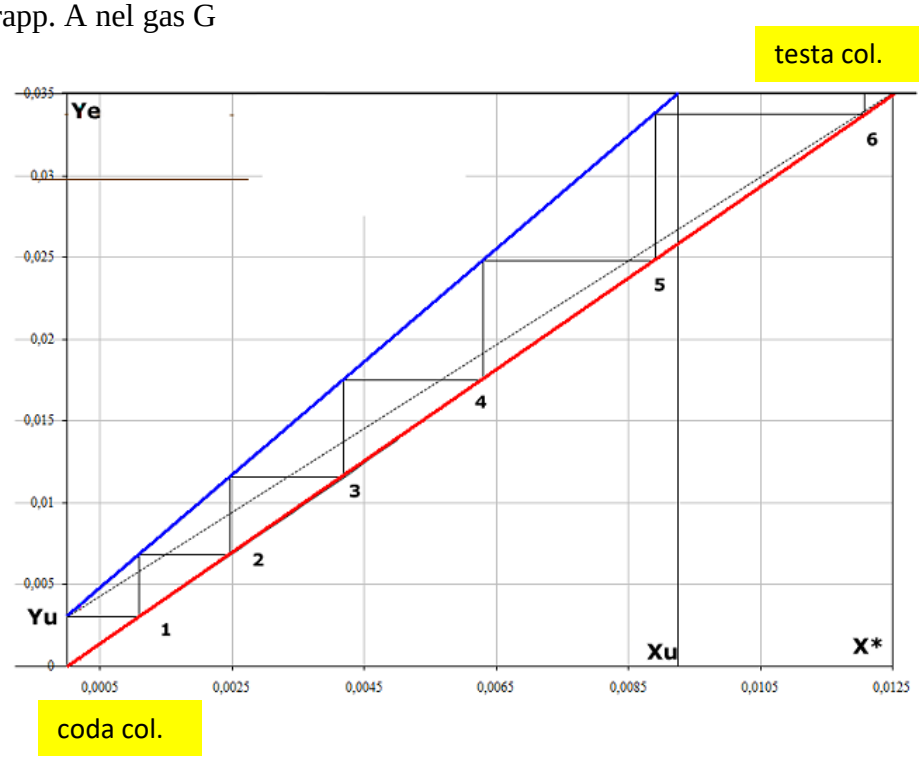
ESEMPI DI TEMI DI ESAME – 4 - ASSORBIMENTO G/L-

ES.A – assorbimento G/L – gas/formaldeide [ES.12]



Si deve sottoporre ad assorbimento un effluente gassoso di portata **Gi= 900 kmol/h** di inerte e **formaldeide** con frazione in rapporto **Ye**=0,035 allo scopo di ridurre la concentrazione del gas uscente a **Yu**=0,003 come frazione in rapporto. Come solvente assorbente si usa **acqua** pura, Xe=0, ad una portata **maggiorata del 35%** rispetto al valore minimo teorico.
Determinare il numero di piatti teorici necessari, le composizioni e le portate totali in uscita dalla colonna. Si assuma che la relazione di equilibrio sia **Y = 2,8 X** (X e Y, sono i rapporti molari).

Soluzione:
N.B.: e=entrata u=uscita i=inerte Li=**solvente** inerte (acqua) Gi = **gas** inerte
X= fraz rapp A nel solvente L; Y= fraz.rapp. A nel gas G



dati:
gas**Ye**=0,035; **Yu**=0,003;
solvente: **Xe**=0;
1 -
Condizione di pinch,(con minima quantità di solvente necessaria), equilibrio ideale all'uscita tra solvente e gas entrante:
Ye = 2,8 Xu*; Xu*=Ye/ 2,8;
→ **Xu***=0,0125
2 –
Segno i punti sul diagramma
traccio la retta di equilibrio [Ye;Xu*] **rossa**

3 – bilanci di materia
Ye=0,035; **Yu**=0,003; **Xe**=0;
Gi Ye + Li Xe = Gi Yu + Li Xu

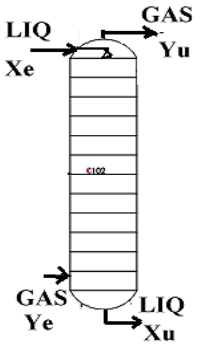
(Li/Gi) operativo = (Ye-Yu)/(Xu-Xe)
(Li/Gi) minimo = (Ye-Yu)/(Xu*-Xe)
coeff.maggiorazione **β** = 35% → 1,35;
si calcola:
(Ye-Yu)/(Xu*-Xe) = 2,56
(Li/Gi) operativo = 1,35 (Li/Gi)min = 3,456

da cui (Ye-Yu)/(**Xu**-Xe) = 3,456 → **Xu**=0,0093,
Gi= 900 kmol/h; (Li/Gi) operativo = 3,456 → **Li**= 3110 kmol/h **solvente** inerte (acqua)
4 -
Traccio la retta di lavoro [**blu**] passante per i punti (**Yu**=0,003; **Xe**=0) e (**Ye**=0,035; **Xu**=0,0093)
con la costruzione grafica ricavo il N°stadi, partendo dal basso, cuspidi sulla retta di equilibrio:
→ N°stadi ideali = 6.

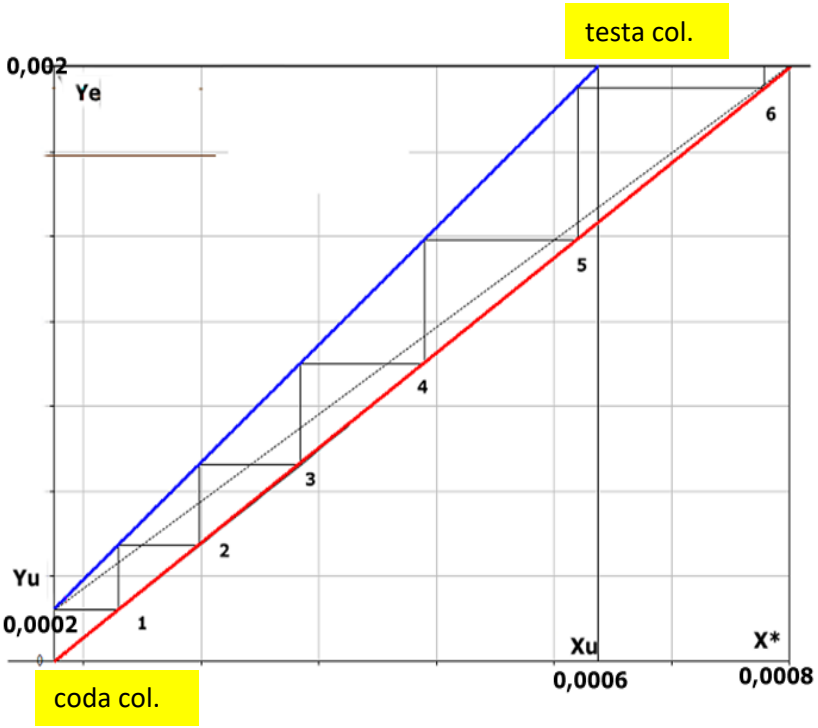
[INIZIO]

ESERCIZIO B ↓

ES.B- assorbimento G/L - simil-prova suppletiva 2018 [ES 14]



In un processo di assorbimento il rapporto in moli tra vapori di soluto nel **gas** e gas da depurare è Ye=0,002 [conc. in rapporto in moli]. Si vuole ridurre tale rapporto nei gas in uscita a Yu=0,0002. Si può considerare che il **solvente** (selettivo) altobollente all'ingresso in colonna sia del tutto privo di solvente volatile, per cui si pone Xe=0.
Si vuole avere nel solvente in uscita una concentrazione di soluto volatile pari a Xu=0,0006.
La relazione di equilibrio è data dall'equazione **Y = 2,5X**; [conc. in rapporto in moli].
Considerando la volatilità del solvente altobollente e la solubilità del gas in esso entrambi trascurabili nelle condizioni di processo, **calcolare** il N°stadi ideali e il rapporto tra solvente altobollente e gas richiesti nelle condizioni previste.



Svolgimento:
N.B.:
e=entrata u=uscita i=inerte
Li=**solvente** inerte; Gi = **gas** inerte
X= fraz rapp A nel solvente L;
Y= fraz.rapp. A nel gas G

dati:
gas: **Ye**=0,002; **Yu**=0,0002;
solvente: **Xe**=0;

1 -
condizione di pinch,(con minima quantità di solvente necessaria), equilibrio ideale all'uscita tra solvente e gas entrante:
Ye = 2,5 Xu*; Xu*=Ye/ 2,5;
→ **Xu***=0,0008

2 -
Segno i punti sul diagramma
traccio la retta di equilibrio passante per [0;0] e [Ye;Xu*] retta **rossa**;

3 –
dai dati → **Xu**=0,0006,
traccio la retta di lavoro [**blu**] passante per (**Yu**=0,0002;**Xe**=0) e (**Ye**=0,002;**Xu**=0,0006)

4 -
bilanci di materia
Ye=0,002; **Yu**=0,0002; **Xe**=0; **Xu**=0,0006;
Gi Ye + Li Xe = Gi Yu + Li Xu
→ (Li/Gi) operativo = (Ye-Yu)/(Xu-Xe) = 3;

5 –
con la costruzione grafica ricavo il N°stadi, partendo dal basso, cuspidi sulla retta di equilibrio:
→ N°stadi ideali = 6.

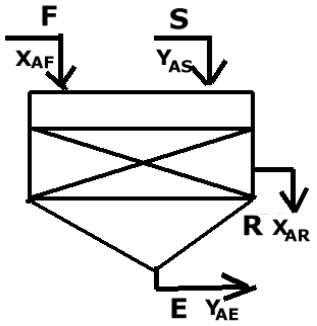
6 –
calcolo il coeff. maggiorazione β :
(Li/Gi)operativo = γ (Li/Gi)min;
(Li/Gi)min = (Ye-Yu)/(Xu*-Xe) = 2,25;
γ = 3 / 2,25 = 1,33; da cui coeff. maggiorazione β = 33%

[INIZIO]

ESEMPI DI TEMI DI ESAME – 5 – ESTRAZIONE S/L

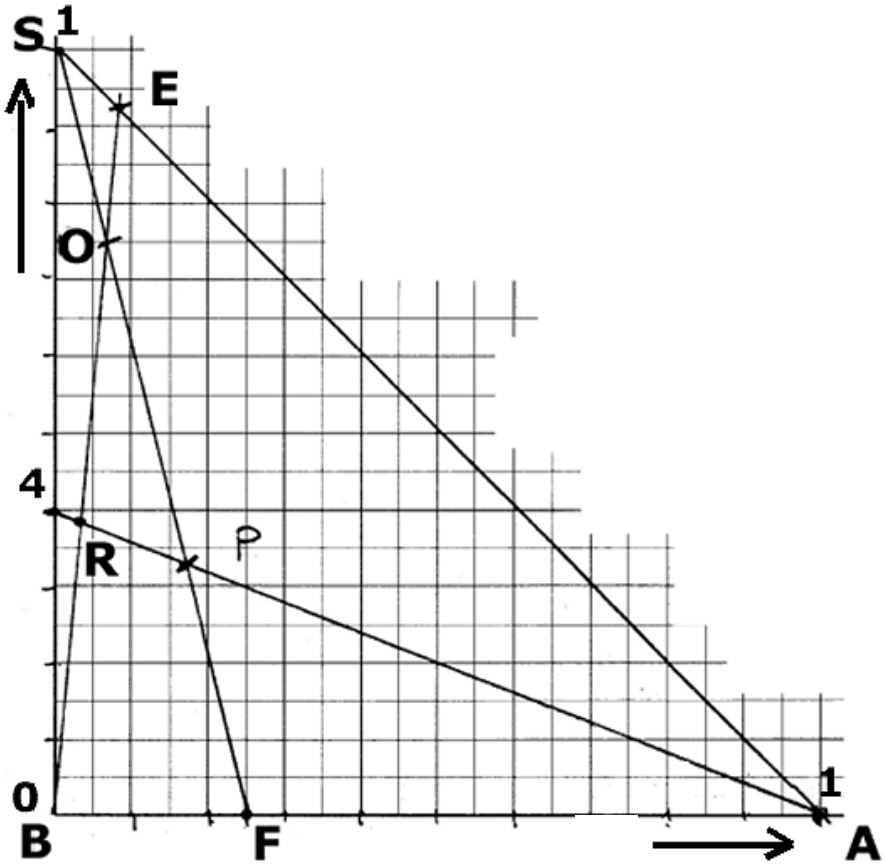
ES A – ESTRAZIONE SOLIDO/LIQUIDO - MONOSTADIO discontinua – [ES. 2* simil tema di esame 2001]

Un prodotto **solido** contenente sostanze solubili con frazione in massa X_{AF} =25% (solutoA) e sostanze insolubili (B) con frazione Z=75%, viene sottoposto a estrazione monostadio discontinua con opportuno solvente (S) inizialmente puro; a 1 Kg di solido iniziale vengono mescolati 3 Kg di solvente organico puro, e dopo tempo opportuno si esegue la separazione tra soluzione ottenuta E e solido residuo R .
La retta di equilibrio del residuo con le soluzioni ottenibili è espressa dall'equazione **Y= 0,4(1-X)**. Determinare la composizione della soluzione ottenuta e del raffinato finale (col metodo grafico), e le loro portate.



Svolgimento (grafico):
triangolo rettangolo isoscele, in questi calcoli con lati di 10 cm.(vedi proprietà tr. isoscele)
B= non soluto nel solido
S=solvente; A= soluto
rapporti in massa: massa compon/massa inerte
Y=composizione di A in Solv. S e Estratto;
X=composizione di A in Alim. F e Raffinato;

Eq. retta eq. del residuo con le soluzioni:
$Y = 0,4 - 0,4\,X$;
→ tocca gli assi con Y =0,4; X=1;



Dati:
F= 1Kg; S=3 Kg; solv.puro iniz.
X_{AF} =0,25; X_{BF} = 0,75
F=alimentazione; **S**=solvente;
E=estratto; **R**=raffinato o residuo

1 - BILANCI DI MATERIA (vedi fig.):
Generale: $F + S = E + R$;
soluto A: $F\,X_{AF} = E\,Y_{AE} + R\,X_{AR}$;
insolubile B: $F\,X_{BF} = R\,X_{BR}$;

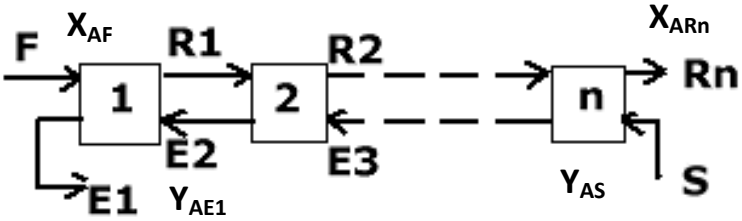
2 - applico regola della leva,
misure in cm da **diagramma**,
Procedimento:
dai dati →portate **(S/F)operativi** =3/1 =►regola leva: rapp. OF/OS = 3
[O] punto rappresentativo somma F+S entranti
punto rappresentativo somma E+R uscenti
posto che: **SF= OS+ OF**; dividendo per OS→ **SF/OS** =1+OF/OS =1+ 3; **SF/OS** = 4
misurato **SF** = 10,3 cm; ricavo →**OS** = **SF**/ 4 = 2,6 cm
si riportano i valori sul grafico per determinare la posizione del p.to [O] sulla retta ;
e unendo con B ottengo →punto [R] (sulla retta eq.) ed [E] (sull'ipotenusa, contenente solo A e S);
→ dal diagr.leggo le composizioni :
ESTRATTO: $\mathbf{Y_{AE}}$=0,08; RAFFINATO: $\mathbf{X_{AR}}$=0,03; $\mathbf{X_{BR}}$ =0,58
Dalle **equazioni** precedenti, sostituendo i valori ottengo:
→ **R** = 1,293 Kg; dall'eq.(1):→**E**=2,707 Kg

N.B.: **PUNTO P**: punto di minimo per effettuare l'estrazione
determinazione della quantità operativa rispetto a quella minima:
$3/1=(S/F)_{OPER} = k\,(S/F)_{MIN} = k\,(PF/PS) = k\,(3,35/6,95\text{ cm}) = k\,0,48$; →k = 6,25 volte quella minima.

[INIZIO]

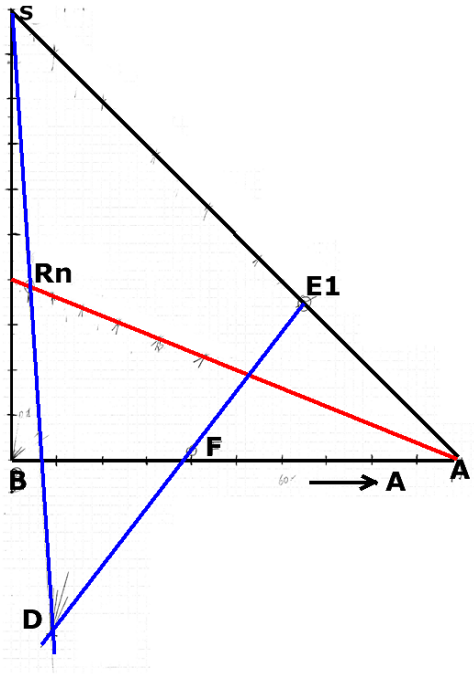
ES B – ESTRAZIONE SOLIDO/LIQUIDO - MULTISTADIO C. C. continua – [ES. 7*- simil tema esame 2001]

Un prodotto solido di portata F=500 Kg/h ha la seguente composizione: sostanza solida solubile (soluto A) in **alimentazione** A=40%, sostanza insolubile B=58%, solvente S=2%; si opera una estrazione multistadio controcorrente continua con un solvente inizialmente **puro**;
la retta di equilibrio del solido con le soluzioni ottenibili è rappresentata dalla funzione **Y=0,4(1-X).**
Si vuole ottenere un **estratto** limpido al 65% di soluto e un **raffinato** finale al 4% di soluto:
calcolare le portate di estratto, raffinato, solvente, e il N°stadi teorici e reali (η= 73%) necessari.



Svolgimento:
N.B.: A= soluto; B=non soluto solido;
S=solvente; F=alimentazione
rapporti in massa: massa compon/massa inerte
Y=composizione di A in Solv. S e Estratto;
X=composizione di A in Alim. F e Raffinato;

dati:
composizione alimentazione **F**: X_{AF}=0,4; X_{BF}=0,58; X_{SF}=0,02;
composizione estratto **E1**: Y_{AE1}=0,65; Y_{SE1}=0,35;
composizione raffinato finale **Rn**: X_{ARn}=0,04;



1 -
- disegnare lo **schema** a blocchi del processo e il **diagramma** triangolo rettangolo isoscele (vedi fig. semplificata; di seguito diagr completo)
- riportare sul diagramma i punti rappresentativi **E1, F, Rn, S.**

retta di equilibrio : **Y= 0,4 – 0,4X** [retta **rossa**]
[passa dai punti di coord.(1;0) e (0;0,4), ponendo la condiz. prima di Y=0, poi di X=0 (punti di contatto con gli assi X e Y)]
con Y=composizione di S nei raffinati, X=composizione di A nei raffinati;
→eq.retta X_{SRn} = 0,4 – 0,4 * (X_{ARn}) = 0,384 = X_{SRn} composiz. S in Rn;
→X_{BRn} = 1 – 0,04 – 0,384 = 0,576
QUINDI: composizione raffinato finale **Rn**:
X_{ARn}=0,04; X_{SRn} =0,384; X_{BRn}= 0,576

2 –
bilanci di materia e portate;
(totale): F + S = E1 + Rn
(sost. A): $FX_{AF} = E1Y_{AE1} + RnX_{ARn}$
(sost. B): $FX_{BF}= RnX_{BRn}$; quindi Rn= FX_{BF}/ X_{BRn} ; ricavo → **Rn** = 503,5 Kg/h
dalle prime 2 equazioni, sostituendo, si ottiene: → **E1**= 276,7 Kg/h; → **S** = 280,2 Kg/h

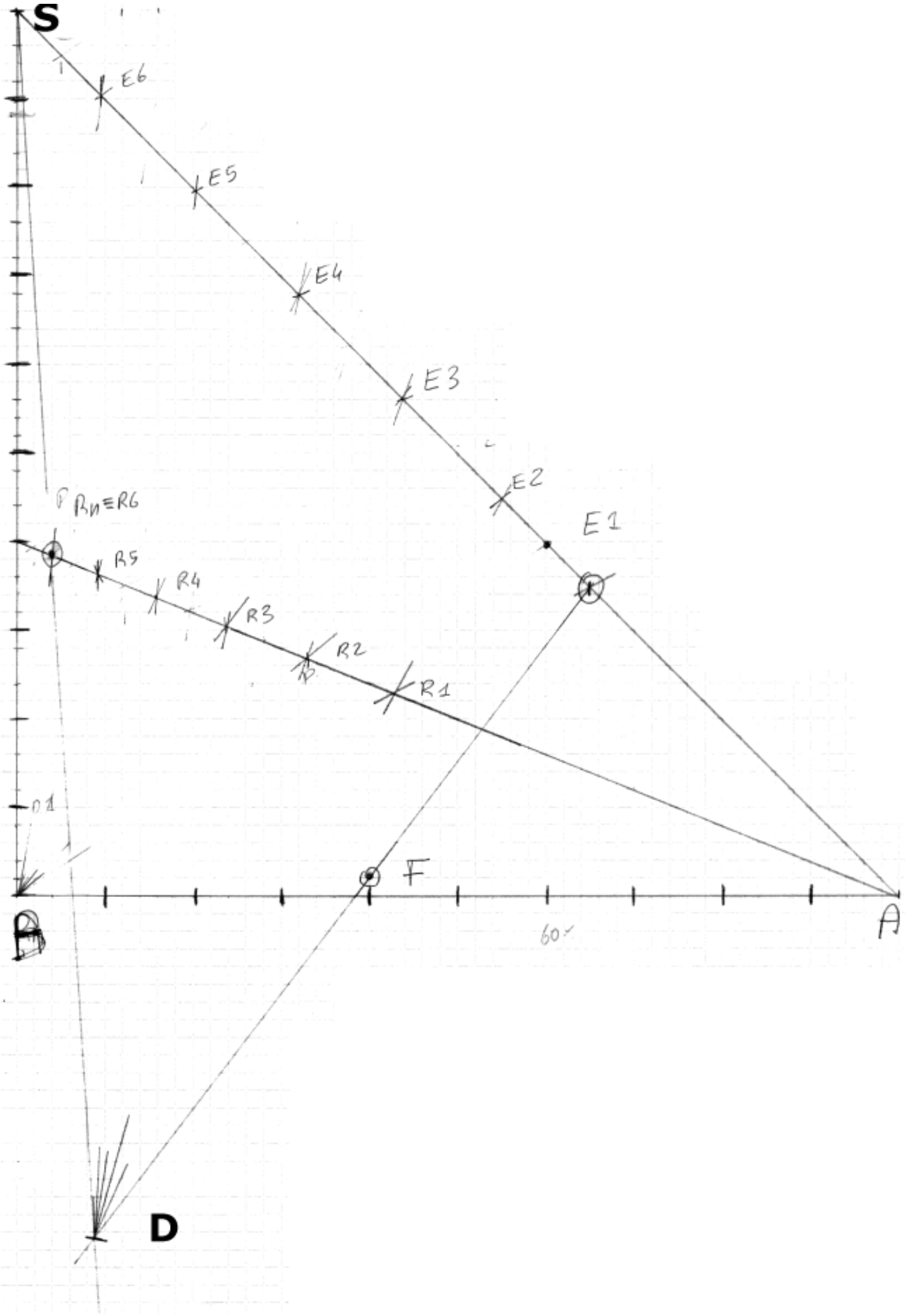
3 –
diagramma Y/X e calcolo grafico N°stadi: (vedi diagr. pag.successiva – vedi teoria estrazione S/L))
noto il bilancio tot. F + S = E1 + Rn

dall'incrocio delle rette S-Rn // F-E1 si determina il **p.to differenza D** (vedi teoria);

unendo E1 con B si ottiene sulla retta di equilibrio il p.to **R1**;
unendo D con R1 si ottiene E2;
unendo E2 con B si ottiene R2;
e così via finchè si ottiene (o si supera) Rn;
gli stadi sono: E1/R1 E2/R2 ..... En/Rn

nell'esercizio dato **N°stadi= 6**
efficienza 73%; → **N°stadi reali = 6/0,73 = 9**

[INIZIO]



[INIZIO]

ESEMPI DI TEMI DI ESAME svolti 6- FANGHI ATTIVI E DIGESTIONE

PREMESSA: LEGENDA SIGLE:

Fi: portata di liquame in ingresso;
Ftot: portata totale, con il ricircolo;
d: giorno
[**BOD**]i: concentrazione BOD ingresso;
[**BOD**]u: conc. BOD uscita dal reattore;
Co: carico organico dei liquami;
R: fattore di ricircolo;
Cf: carico del fango;
V: volume bioreattore Fanghi Attivi;
t:tempo ritenzione bioreattore;
z: coefficiente respirazione attiva;
re: coeff. respirazione endogena;

y: coefficiente crescita batterica;
f: coeff. Bioflocculazione;
k_D: costante di decadimento;
SSsup: kg/d sostanze solide di supero;
FFSup: portata fanghi di supero;
SVI: indice vol.fango;
k_{SVI}: cost. del calcolo di SVI
SSA: kg biomassa nel reattore
[**SSA**]: concentrazione biomassa in aerazione (fanghi attivi);
[**SSR**]: concentrazione biomassa in ricircolo;
[....]: concentrazioni

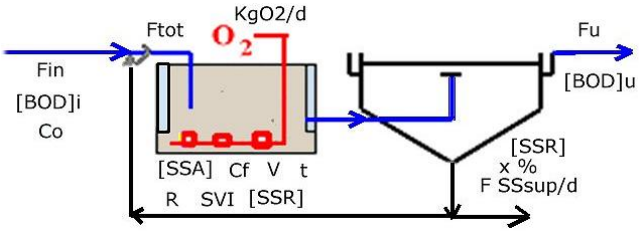
SSTOT: sostanze solide totali (fango), come kg/d SSsup;
x%: percentuale di solidi nel fango;
η: resa di depurazione;
Ncompress: potenza del compressore di aria;
SSV: sostanze solide volatili (carico del fango nel digestore);
t_D: tempo ritenzione digestore;
P.C.: potere calorifico del biogas;
F_{SS}:portata sostanze solide totali o di supero dei fanghi;
Fgas: portata biogas;
F_G* : portata biogas specifica
α : kgSSV / kgSStot
δ : %abbattimento SSV

ES.A - DEPURAZIONE REFLUI PROCESSO A FANGHI ATTIVI e DIGESTIONE [ES.4/1]

Una comunità di **26000 abitanti equivalenti** produce reflui fognari di portata 0,250 m3/ab*d in arrivo al bioreattore e Co=58 gBOD/ab*d. **Dimensionare** l'impianto di depurazione Fanghi attivi e successiva Digestione anaerobica fanghi,noti i seguenti dati:

Fanghi Attivi: [SSA]=5000 ppm; R=0,8; Cf =0,278 ; resa depurazione 91%; altri dati:y+f=1; Kd=0,05; Ksvi=1,3; z=0,5; Re=0,1;compressore con 1,05KgO2/kWh;

digestore con t_{DIG}= 18 d; fanghi in arrivo a T=20°C e nel reattore a T=36°C; SSV=3/4*SST;biogas prodotto **F_G*** = 1,2Nm3/KgSSVabb.; P.C. biogas 20900kJ/Nm3; abbattimento 55%SSV; cal.specif. fanghi C_F=4,18kJ/kg°C;



Svolgimento:

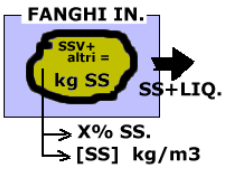
PARTE 1 - FANGHI ATTIVI:

a) dati iniziali: **26000 abitanti equivalenti; F**= 0,250 m3/ab*d; Co =58 gBOD/ab*d;

Fin= abitanti* Fspecifica (m3/d)	**Fi** = 26000 * 0, 25 = **6500** m3/d;
Co= Cospecif. * ab	**Co** = 26000 * 0,058 = **1508 Kg BOD/d**
[BOD]i= Co / Fi	**[BOD]i**= 1508/6500=**0,232 Kg/m3**
	[BOD]u= [BOD]i- [BOD]ix0,91=0,021 Kg/m3

b) dati **bioreattore**: [SSA]=5000 ppm; Cf =0,278 ; R=0,8; y+f=1; Kd=0,05; Ksvi=1,3;

V = Co /([SSA] x Cf) m3;	**V = 1084,9 m3**
R = [SSA]/([SSR] – [SSA]);	**[SSR]** = [SSA](1+R)/R= 11,25 Kg/m3
SVI = k x 10^3/[SSR] dm3/Kg	SVI = 115,6 dm3/Kg
Ftot = Fi (1+R) m3/d; t = V/Ftot x 24 h	**Ftot = 11700 m3/d; tempo t = 2,23h**



c) dati **fanghi di supero**: resa depurazione **η = 91%**;

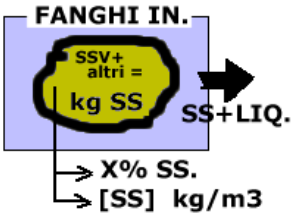
Co* = η x Co/100 Kg BOD abbattuto/d	**Co*** = 1508 x 0,91 = **1372,28Kg/d**
KgSSsup/d = y x (BOD abb) + f x (BOD abb) – kd x [SSA] x V;	**Kg Sssup/d** = **1101,06 Kg/d**
portata (FSSsupero)vol. = Kg SSsup/d /[SSR] m3/d	portate (**F SSsup/d**)vol. = 97,872 m3/d
portata (FSSsupero)pond. = **(FSSsupero)vol x 1000** Kg/d	(F SSsup/d)pond. = 97872 Kg/d
x % peso fanghi = [SSR]/1000 x 100	**x% peso** = **1,125 %**

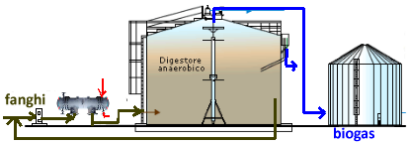
d) dati portata ossigeno: compressore con 1,05KgO2/kWh; z=0,5; Re=0,1;

KgO_2/d = z x (Co*) + re x [SSA] x V	**KgO2/d** = 1228,59
KgO_2/d MAX= 2z x (Co*) + re x [SSA] x V	O_{2MAX}=1914,73 Kg/d
$N_{COMPRESS}$= KgO_2/d MAX/(24 x 1,05)	**$N_{COMPRESS}$**= 75,98 kW

e) Età_fango= Kg SSA/KgSSsupero = [SSA]*V/KgSssup)= 5d

PARTE 2 - DIGESTORE:





a) **calcolo del volume digestore**:- dati: **Kg Sssup/d = 1101,06 Kg/d; [SSR] =** 11,25 Kg/m3; t_{DIG}= 18 d;

portata Fss= KgSSsup/[SSR] m3/d →**Vdig** = t_{dig} x F_{SSsup} (m^3)	portata fanghi volumetrica: **Fss** = 1101,06/11,25 = **97,9m3/d** portata fanghi ponderale: Fss= 97,9 x 1000 = 97900 Kg/d volume **V** = 97,9 x 18 = 1761,7 m3

b) calcolo portata biogas - dati: SSV=3/4*SST; α= 3/4; δ=55% SSV; F_G* =1,2 Nm3/KgSSVabb;

Co dig = KgSSV/d= KgSS/d x α (Kg/d) →F_{GAS} = δ x **KgSSV/d x F_G*** (in Nm^3/d)	carico organico digestore: **Kg SSV/d**= Co_D= 0,75 x 1101,06= **825,8** Kg/d portata di gas **Fgas**=0,55 x 1,2 x 825,8= **545** Nm3/d

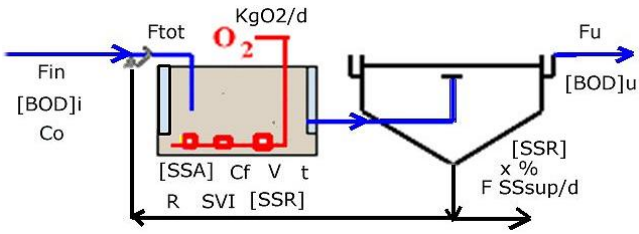
c) bilanci energetici- dati: P.C. biogas 20900kJ/Nm3; fanghi in arrivo a T=20°C e nel reattore a T=36°C; cal.specif. fanghi C_F=4,18kJ/kg°C;

En_{tot}= Pc x Fgas (in KJ/d)	Energia totale disponibile: **Etot**= 20900 x 545 =11,39E06 kJ/d= **131,8 kW**
En_{risc}= F_{SS}pond. x C x (Tdig – Tfi)	En.riscaldamento fanghi: **Erisc.**=97900x4,18x(36-20)=6,55E06kJ/d=**75,8kW**
→**En_{utile}** = Etot – Erisc	**En.utile**= Etot - Erisc= **56 kW**;

[INIZIO]

ES.B - DEPURAZIONE REFLUI PROCESSO A FANGHI ATTIVI e DIGESTIONE **[ES.4/6]**

Una comunità di **22000 abitanti equivalenti** produce reflui fognari di portata 0,2 m3/ab.d in arrivo al bioreattore e [BOD]i=330 ppm. Dimensionare l'impianto di depurazione a Fanghi attivi e successiva Digestione noti i seg. dati:
FANGHI ATTIVI: [SSA]=4,8 Kg/m3; R=1,78; Cf=0,24 KgBOD/d*KgSSA; resa depurazione 92%; altri dati:y+f=1; Kd=0,05; Ksvi=1,1; z=0,5; Re=0,1;turbina con 1 KgO2/kWh.
DIGESTORE: ispessitore porta a ingresso fanghi al digestore con X=4% sostanze solide; tdigestione=20 giorni; T=16° fanghi in ingresso;T=30°C nel digestore; SSV/SSTOT=66%; biogas prodotto **F_G*** =1,1 Nm3/Kg SSV abbattute, con abbattimento del 50%; cal.specif. fanghi C_F=4,18kJ/kg°C; P.C.biogas=20900 kJ/Nm3.



Svolgimento
- FANGHI ATTIVI:

a) dati iniziali: 2200 ab.eq.; F*=0,2 m3/ab.d; [BOD]i=0,33 Kg/m3; resa dep.=92%;

Fin= abitanti x Fspecifica (m3/d) **Co**= Fi x **[BOD]i** η%=([BOD]i- [BOD]u)/ [BOD]i x 100=92%	**Fi** = 22000x 0, 2 = **4400** m3/d; **Co** = 4400 x 0,33 = **1452** Kg BOD/d [BOD]i= 0,33 Kg/m3 [BOD]u= [BOD]i- [BOD]ix0,92=0,026 Kg/m3

b) **bioreattore** –
dati: [SSA]=4,8 Kg/m3; R=1,78; Cf=0,24 KgBOD/d*KgSSA; y+f=1; Kd=0,05; Ksvi=1,1;

V = Co /([SSA] x Cf) m3	**V** = **1260,4** m3
R = [SSA]/([SSR] – [SSA]);	[**SSR**]= **7,5** kg/m3
SVI = k x 10^3/[SSR] dm3/Kg	SVI = 146,7 dm3/Kg
Ftot = Fi (1+R) m3/d	**Ftot** = **12222,2** m3/d
t = V/Ftot x 24 (h)	**t** = **2,48** h

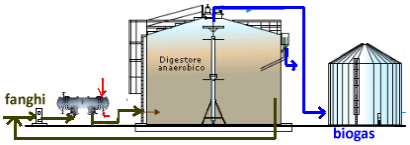
c) **fanghi di supero** - dati: resa depurazione 92%;

Co* = η x Co/100 Kg BOD abbattuto/d	**Co*** = 1452x 0,92 = 1335,84Kg/d
KgSSsup/d = y x (BOD abb) + f x (BOD abb) – kd x [SSA] x V;	**Kg SSsup/d** = 1033,34 Kg/d
portata (FSSsupero)vol. = Kg SSsup/d /[SSR] m3/d	portate (**F SSsup/d**)volum. = 137,78 m3/d
portata (FSSsupero)pond. = (FSSsupero)vol x 1000 Kg/d	(F SSsup/d)pond. = 137780Kg/d
x % peso fanghi = [SSR]/1000 x 100	x% peso = 0,75 %

d) portata ossigeno – dati: turbina con 1 KgO2/kWh; z=0,5; Re=0,1;

KgO_2/d = z x (Co*) + re x [SSA] x V	**KgO2/d** = 1272,92 Kg/d
KgO_2/d MAX= 2z x (Co*) + re x [SSA] x V	O_{2MAX}=1940,84 Kg/d
$N_{COMPRESS}$= KgO_2/d MAX/(24 x 1)	**$N_{COMPRESS}$**= 80,9 Kw

e) Età_fango= Kg SSA/KgSSsupero = [SSA]*V/KgSssup)= 6d



DIGESTORE:

a) calcolo del volume - dati: x= 4%; t_D= 20d; Fss= 1033,34Kg/d;

portata F_{SS} = (KgSSsup_tot/d x 100/ x%)/1000 m^3/d	portata fanghi volumetrica: **Fss** = 1033,34 x 100/(4x1000) = **25,83m3/d**
	portata fanghi ponderale: Fss= 25,83 x 1000 = 25830 Kg/d
→**Vdig** = **t_{dig}** x **F_{SSsup}** (m^3)	volume **V_D =** 20 x 25,83 = **516,7 m3**

b) calcolo portata biogas- dati: SSV/SSTOT=66%; α= 66%; **F_G*** =1,1 Nm3/Kg SSVabb; δ=50%;

Co dig = KgSSV/d= KgSS/d x α (in Kg/d)	carico organico digestore (**Kg SSV/d**)
α= SSV=0,66 SST	ovv. **Co_D**= 0,66 x 1033,34=**682 Kg/d**
→**F_{GAS}** = δ x **Co_D** x **F_G*** (in Nm^3/d)	
δ=50% SSV; **F_G*** =1,1 Nm3/KgSSVabb	portata di gas Fgas=0,5 x 1,1 x 682= 375,1 Nm3/d

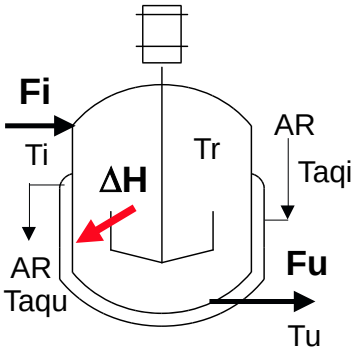
c) bilanci energetici- dati: cal.sp. fanghi C_F=4,18kJ/kg°C; P.C.biogas=20900 kJ/Nm3;

En_{tot}= Pc x Fgas (in KJ/d)	Energia totale disponibile **Etot**= 20900 x 375,1 =7,84E06 kJ/d=**90,7kW**
En_{risc}= F_{SS}pond. x C x (Tdig – Tfi)	En.riscaldamento fanghi **Erisc.**=25830x4,18x(30-16) =1,51E06kJ/d = **17,5kW**
→**En_{utile}** = Etot – Erisc	**En.utile**= Etot - Erisc= **73,2 kW**

[**INIZIO**]

ESEMPI DI TEMI DI ESAME svolti 7- REATTORISTICA -

ES A - REATTORE CHIMICO CSTR continuo agitato [tema esame 2014]:



DATI: alimentazione F =2Kg/s portata reagente; ΔH= -700kJ/kg =reazione ***esotermica***; **conversione** in reattore x=80%; TFi=30°C; TFu=90°C=Treattore; Cp=2,2kJ/(kg°C) reag.e prodotti; **raffreddamento** a acqua Faq, ingresso Tai=25°C,uscita Tau=65°C;Cp_{aq} = 4,18 kJ/(kg°C); Utot = 850 W/(m2°C) coeff.glob.scamb.termico; **DET**: portata di acqua raffreddamento; potenza termica scambiata; superficie di scambio richiesta.

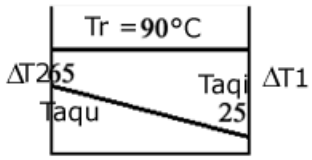
Soluzione- N.B.: i=entrata; u=uscita;

● **bilancio** globale **entalpico**: En.entrante = En.uscente;

$Fi \cdot H_F i + F_{aq} \cdot H_{aq} i = Fu \cdot H_F u + F_{aq} \cdot H_{aq} u + \mathbf{F \cdot 0{,}8 \Delta H}$; [ciascuna H = c · T];

F*2,2*30 + Faq*4,18*25 = F*2,2*90 + Faq*4,18*65 + F*0,8(-700); F=2Kg/s;

→ **Faq** = **5,12** Kg/s portata acqua raffreddamento



● **Potenza Termica scambiata:**

Qscamb.aq = **Q =** Faq Caq (65-25) = 856 kJ/s (Kw)

Qscamb.aq = Qreattore = F H_Fi –F H_Fu – 0,8F ΔH = F Cf (30-90) - 0,8 F ΔH = 856 kJ/s; [En_i – En_u – En_{reaz}]

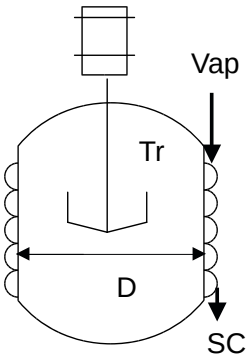
● **Superficie di scambio**:

Q = **F_{aq}** · C_{aq} · ΔT_{aq} = U · **Sup.**· ΔTml; ΔTml= (ΔT1- ΔT2)/ln (ΔT1/ΔT2);

vedi diagramma Temperature: ΔT1=(90-25)=65°; ΔT2=(90-65)= 25°; → **ΔTml** = 41,86°C ;

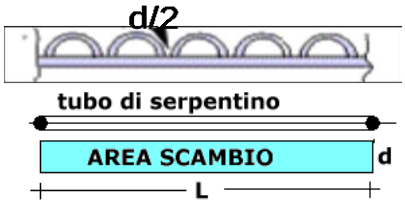
→**Sup** = Q / (U ΔTml) = 856100 / (850x41,86)= **24,1 m2**

ES B - REATTORE CHIMICO BATCH <u>discontinuo</u> agitato [tema esame '07]:



Reattore a serpentino - dati: $T_{reattore}$= **90**°C cost.; vap.acqua di <u>riscaldamento</u>: portata F_V, T_v=**120**°C, calore condensazione ΔH_v=2200 kJ/kg; potenza termica <u>richiesta</u> dal reattore **Qreattore**= 12kW; Utot = 0,5 kW/m2 °C Coeff. Glob. scambio termico; diametro (ext.) reattore D=1,5m; <u>serpentino</u> di riscaldamento esterno a semitubo, d=0,04m [a percorso elicoidale, metà di un tubo tagliato longitudinalmente e saldato sulla parete esterna];
Calcolare: a) portata vapore d'acqua riscaldamento; b) area di scambio termico richiesta; c) lunghezza totale del serpentino che avvolge il reattore d) il numero approssimativo di spire di tubo avvolte sulla parete del reattore.

soluzione:



Qreatt = 12kW = $F_V \cdot \Delta H_v$; → portata vapore **F_V** = 12/2200=0,0055 kg/s =**19,64 kg/h**;

Qreatt = Sup.·U ·ΔT; ΔT = Tv – Tr = 120 – 90 = 30°C;

→**Sup** = Qr/(U ·ΔT) = 12 /(0,5 x 30)= **0,8 m2**;

L'area di scambio può essere assunta pari al piano diametrale del semitubo che avvolge il reattore, quindi = d x L;

Sup scambio tot. = **0,8 m2** = d · L = 0,04 x L m^2 superficie semitubo;

→lungh. semitubo **L** = 0,8/0,04 = 20 m;

N° spire di serpentino = L /πD = 20 / (π x 1,5) ≅ 5 spire.