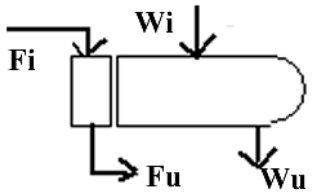
RIPASSO sullo SCAMBIO TERMICO - ESAME 5 CHIMICA –

ESERCIZI SU: **1-SCAMBIATORI DI CALORE** **2–CONDENSATORI** **3–RIBOLLITORI** **4-COMPLESSIVO**

1-SCAMBIATORI DI CALORE:

ES.A - SCAMBIATORE DI CALORE PRERISCALDATORE – TEMA ESAME '06 [Es.6] -

L'**alimentazione F** =0,50 Kg/s di una colonna di distillazione viene **preriscaldata** in uno scambiatore a fascio tubiero, operante in **controcorrente** con il **prodotto di coda W** =0,30 kg/s in uscita dalla colonna alla temperaturaTw=95°C e con calore specifico c_W=3,2 KJ/Kg°C, da una temperatura di ingresso T_{Fi}= 30°C alla T_{Fu}=60°C e calore specifico c_F=3,2 KJ/Kg°C. Con questi dati calcolare la temperatura finale T_{Wu}, la superficie di scambio dello scambiatore, avente coefficiente globale di scambio U=1,2 KW/m2°C, il profilo delle temperature.



Svolgimento: [i=ingresso; u=uscita]

potenza termica scambiata Q

$Q = F\, c_F\, (T_{Fu} - T_{Fi}) = W\, c_W\, (T_{Wi} - T_{Wu})$

$\Delta Tml = (\Delta T1 - \Delta T2)/\ln(\Delta T1/\Delta T2)$

$\Delta T1$= 95-60 = 35°C; $\Delta T2$= 45-30 = 15°C;

Q = U Sup ΔTml

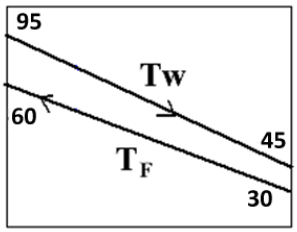
→**Q** =0,50x3,2x(60-30)= **48 kw**

→$\mathbf{T_{Wu}}$= $(Wc_W T_{Wi} - Q)/Wc_W$ =

= (0,3x3,2x95- 48)/0,3x3,2= **45°C**

→ΔTml = 23,6°C

→**Sup** =48/(1,2x23,6)= **1,69 m2**



ES.B - SCAMBIATORE RAFFREDDATORE a fascio tubiero - TOLUOLO-ACQUA [*Es.13]

Uno **scambiatore a fascio tubiero controcorrente** scambia calore tra due fluidi:

FLUIDO CALDO **TOLUOLO**:portata F_{TO}=10m3/h;(γ=870Kg/m3), cal.spec.c_T=1,672KJ/Kg°C,Ti=78°C ; h_{TO}=860,5W/m2°C;

FLUIDO FREDDO **ACQUA**: F_{aq}=11,658 m3/h, (γ=1000Kg/m3), caq= 4,18 kJ/Kg°C,Taqi=18°C Taqu= 28°C; haq=1941,9 W/m2°C

APPARECCHIATURA: tubi L=1,2 m; Dint=16,56mm; Dest=19,05mm; Ft=1; Rd=0,602 m2°C/kW;

Determinare la temperature di uscita del primo fluido e il coefficiente di scambio Ud e il N°tubi.

Soluzione: [i=ingresso; u=uscita]

portate F_{TO}=10x870= 8700Kg/h; Faq=11,658x1000= 11658 Kg/h;

potenza termica **Q =** Faq caq (Ti – Tu)/3600 **=** 135,36 kW;

Tuscita toluolo: $\mathbf{T_{TO}u}$= T_{TO}i - Qx3600/($F_{TO}c_{TO}$)= **44,5°C**;

ΔT1=78-28 = 50°C; ΔT2= 44,5-18 = 26,5°C; **ΔTml=** (ΔT1- ΔT2)/ln (ΔT1/ΔT2)= **37,01°C**;

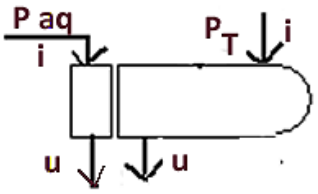
$\mathbf{U_C}$ **=** 1/(1/hT+1/hA)) = 596,3 W/m2 °C = 0,596 kW/m2 °C;

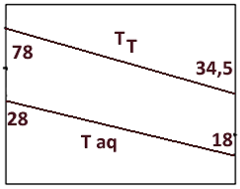
$\mathbf{U_D}$ **=** U_C/(1+RdU_C)= 0,596 /(1+0,602x0,596) = **0,44 kW/m2 °C**;

Q = U_D Sup ΔTml; →**Sup =** 135,36 /(0,44x37,01) = **8,3 m2**;

Sup tubo= π L Dm = 3,14·L·(Dest+Dint)/2 = 0,0671 m2;

N°tubi= Sup/Sup tubo = **124 tubi.**





ES.C - SCAMBIATORE PRERISCALDATORE - [TEMA ESAME '11]

Un **composto organico** di portata F =0,50 Kg/s e calore specifico cf=1,85 KJ/Kg°C viene **riscaldato** in uno scambiatore a fascio tubiero con **vapore di rete** alla temperatura Tv=135°C, da una temperatura di ingresso Tfi= 35°C alla Tfu=125°C. Calcolare la potenza termica scambiata, la portata di vapore V, avente calore di condensazione ΔH= 2200 kJ/Kg, la superficie di scambio dello scambiatore, con coeff.glob.scambio U=1,75 kW/m2°C.

Svolgimento: [i=ingresso; u=uscita]

potenza termica:

Q = F cp (Tfu – Tfi)= V ΔH

ΔTml= (ΔT1- ΔT2)/ln (ΔT1/ΔT2)

ΔT1= 135-35 = 100°C;

ΔT2= 135-125 = 10°C;

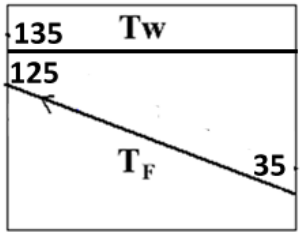
Q = U Sup Δ Tml

Q = 0,5x1,85x(125-35) = **83,25 kW**

→**V =** 83,25/2200= **0,0378 kg/s**

→ΔTml = 39,1°C

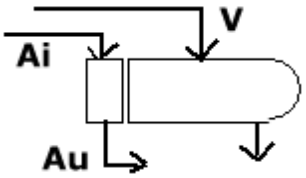
→**Sup =** 83,25/(1,75x39,1) = **1,22 m2**



[INIZIO]

2- CONDENSATORI:

ES A – **CONDENSATORE**

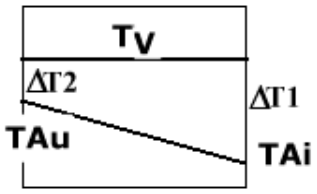


Un **condensatore** di una colonna di distillazione funziona con le seguenti caratteristiche: portata di **vapore** distillato da condensare V= 5,5 Kmoli/h; contenuto termico del vapore ΔH=31,387 kJ/mol, condensante alla temperatura T= 80°C.
Sapendo che nel condensatore l'**acqua di raffreddamento** (cal.spec.caq=4,18 KJ/Kg°C) entra a 15°C ed esce a 45°C e che il coefficiente globale del condensatore è U=1,16 KW/m2*°C, determinare la superficie del condensatore e la portata d'acqua.

Svolgimento:
bilanci termici del condensatore:

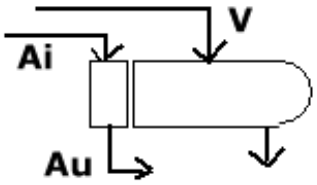
Qcond = ΔH x V= U x Sup. x ΔTml
ΔT1= 80–15= 65;
ΔT2= 80–45 = 35;
ΔTml= (ΔT1-ΔT2)/ln(ΔT1/ΔT2)
Qcond = P_{H2O} x caq x (45-15)

→**Q =** 5,5/3600 x 31,387x1000 = **47,95 kW** (KJ/s)
→ΔTml = 48,46 °C
→**Sup.=** 47,95/(1,16 x 48,46) = **0,85m²**
→**P_{H2O}** = 47,95 x 3600 /(4,18 x 30) = **1376,6 Kg/h**



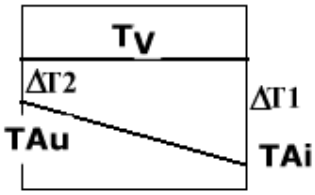
ES B - **CONDENSATORE**- **[TEMA ESAME '10]**

In un'operazione di rettifica continua, operante con un rapporto di riflusso effettivo R = 0,85 si producono D=**650 kg/h** di **distillato** generato da un vapore V che condensa a Tc = 84°C; calore latente di condensazione è ΔH = 1800 kJ/kg. Il **condensatore** è alimentato con **acqua di raffreddamento** con temperatura di ingresso Ti = 21°C ed uscente a Tu = 40°C il cui calore specifico è cp = 4,18 kJ/(kg °C); coefficiente globale di scambio termico U_C = 2,5 kW/(m2 °C); coefficiente di sporcamento Rd = 0,1/(m2 °C)/kW .
Con i dati a disposizione il candidato calcoli:
la portata di vapore uscente dalla colonna che deve essere condensato; la potenza termica; la portata di acqua; il coefficiente globale di scambio termico; l'area di scambio.



Soluzione: [i=ingresso; u=uscita]

R = L/D = 0,85; vapore **V=** D + L=RD+D=**1202,5 kg/h;**
Qcond = ΔH · V = U_D · Sup. · ΔTml = Paq · c · (Tu-Ti);
Qcond = ΔH · V = 1800x 1202,5/3600 = **601,25 kW**
Qcond = Paq · c · (Tu-Ti); →**Paq**= 601,25x3600/(4,18x(40-21)) = **27253,8 kg/h**;
Tv= 84°C; ΔT1= 84 – 21=63; ΔT2= 84 – 40 =44;
ΔTml= (ΔT1- ΔT2)/ln (ΔT1/ΔT2)= 52,93°C
1/U_D = 1/U_C + Rd; U_D = U_C/(1+U_CRd)=2,5/(1+2,5x0,1)= **2 kW/m2°C**;
→**Sup.=** Qcond/(U_DxDTML) = 601,25/(2x52,93) = **5,7m²**



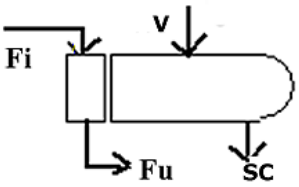
[INIZIO]

3- RIBOLLITORI:

[INIZIO]

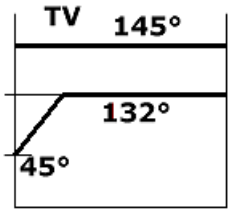
ES A – RIBOLLITORE - [TEMA ESAME '08B]-

Si deve **vaporizzare** un **composto organico** utilizzando **vapor d'acqua saturo secco** come sorgente di calore.
I dati del problema sono i seguenti:
● composto organico da vaporizzare : F = 0,35 kg/s; Temperatura iniziale del composto: Tf = 45 °C; Temperatura alla quale esso bolle: Te = 132 °C; d) Calore specifico del composto: cp = 2,1 kJ/(kg °C);
calore di evaporazione del composto: ΔHc =1350 kJ/kg;
● vapor d'acqua di riscaldamento: Tv= 145 °C; calore di condensazione ΔHv = 2190 kJ/kg;
● apparecchiatura: Coeff.glob.sc.termico Ut=l,4 kW/(m2 °C); CALCOLARE:
la potenza termica richiesta per portare il composto dalla temperatura iniziale a quella di vaporizzazione; la potenza termica richiesta per ottenere la vaporizzazione del composto alla temperatura costante di 132 °C; l'area complessiva di scambio termico.



soluzione: [i=ingresso; u=uscita]

Dati: alimentazione F=0,35 kg/s;Tfi=45°,Tfu=132°C;cp=2,1kJ/kg°C; ΔHc =1350 kJ/kg;
vapore TV=145°C; ΔHv = 2190 kJ/kg; coeff.glob.U=1,4 kW/m2°C;

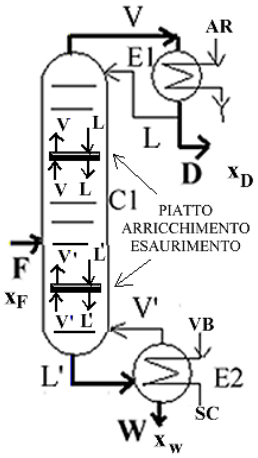


potenza termica Q = F · Cf · (Tfu – Tfi) + F·ΔHc =
Q = 0,35x2,1x(132-45) + 0,35x1350 = **536,45 kW**;
Q= V · ΔHv; →**V =** 536,45/2190 = **0,245 kg/s**;
Q = U ·Sup · ΔTml; **ΔTml** ≅ 145-132 = 13°C; →**Sup.=** 536,45/(1,4x13) = **29,5 m2.**

4 – COMPLESSIVO CONDENSATORE-RIBOLLITORE di col.distillazione

ES.A DISTILLAZIONE PER RETTIFICA – TOLUENE(A) – STIRENE(B)

Una miscela contenente due sostanze organiche, è sottoposta a rettifica continua.
● alimentazione: miscela, inizialmente alla temperatura di T_F=40 °C, viene preriscaldata ed entra nella colonna al 75% liquido al punto di ebollizione, a T=125°C; portata **F=7200 Kmol/h;** X_F = 0,45 (in toluene);
● colonna: toluene(A); distillato X_D = 0,98; residuo X_W = 0,015; **Reff. 2,847;**
● **condensatore**: refrigerato con **acqua**, cal.specif. c= 4.18 kJ/kg °C, entra a Taqi=35 °C esce a Taqu=60°C. testa T_D =110,7°C; ΔHcond =40 kJ/Kmol; coeff.glob. Ucond=1,5 kW/(m2 °C)
● **ribollitore**: coda T_W=145,2 ° C; ΔHrib =40 kJ/Kmol; coeff.glob. Urib=1,5 kW/(m2 °C); **vap.rete** Tv =170°C; $\Delta H_{vap\ rete}$ = 1863,24 kJ/kg
Calcolare: traffici in colonna;portata di acqua al condensatore;potenza termica condensatore, l'area di scambio termico del condensatore; potenza termica ribollitore; l'area di scambio termico e la portata di vapore di rete.



soluzione:
Bilanci di materia colonna:
F = D + W = 7200 Kmol/h (generale); $\mathbf{Fx_{AF} = Dx_{AD} + Wx_{AW}}$;
W=F - D; $Fx_{AF} = Dx_{AD} + (F - D)x_{AW}$
→ **D** = $F(x_{AF} - x_{AW})/(x_{AD} - x_{AW})$ = **3245,6** kmol/h; **W**= **3954,4** Kmol/h;
Portate in colonna: N.B.: q = (L'- L)/F = 0,75 - **R = L/D=2,85; L' = W + V';**
→L= RD = 2,847 ∗ 3245,6 = 9240 kmol/h; **V= D + L=** 12485,6 kmol/h= **3,47**kmol/s;
L'=q ∗ F + L =14640 kmol/h; **V'= L' – W;** V' =10685,6kmol/h = 2,97 kmol/s;

Bilanci termici al **CONDENSATORE**-
dati: **V=3,47** kmol/s; ΔHcond =40 kJ/Kmol Ucond=1,5 kW/(m2 °C); T_D =110,7°C; Taqi=35 °C; Taqu=60°C;
ΔT1= 110,7-35=75,7°; ΔT2=110,7-60=50,7°; **ΔTml** =(ΔT1- ΔT2)/ln (ΔT1/ ΔT2)= **62,37°C**
Qcond = ΔHcond∗V= U∗Sup.∗ΔTml= P_{H2O} ∗c ∗(Taqu-Taqi);→**Qcond=** ΔHcond∗V= 40∗3,47**= 138,8 kW** [kJ/s];
→**Sup.cond. =** 138,8/(1,5∗62,37) = **1,48 m2**; →portata **P_{H2O} =** 138,8∗3600/(4,18∗(60-35))= **4782 Kg/h**

Bilanci termici al **RIBOLLITORE** -
dati: **V'= 2,97 kmol/s**; T_W=145,2 ° C; ΔHrib =40 kJ/Kmol; Urib=1,5 kW/(m2 °C); Tv =170°C; $\Delta H_{vap\ rete}$ = 1863,24 kJ/kg
Qrib = Urib ∗ Sup ∗ ΔTml =ΔH ∗ V' = P_{VAP} ∗ ΔH_{VAP}; **ΔTml** =ΔT=170-145,2=**24,8°C**
→**Qrib. =** 40∗2,97 = 118,8 kW [kJ/s]; → **$Sup_{rib.}$=** 118,8/(1,5∗24,8) **= 3,19m2;**
→portata **P_{VAP} =**118,8 ∗3600/1863,24 = **229,5 kg/h**