

Esercitazione di Meccanica dei fluidi con Fondamenti di Ingegneria Chimica

Esercitazione 1 - 8 Ottobre 2015

Bilanci macroscopici

Esercizio 1 – Miscelatore isoterma

In un miscelatore isoterma vengono alimentate in continuo tre diverse correnti liquide (1,2 e 3 le cui portate sono rispettivamente pari a 10, 20 e 35 m³/h) di proprietà e composizioni note (riportate in tabella). La corrente in uscita è identificata dal numero 4. Si chiede di determinare per quest'ultima (ipotizzando che la miscela sia ideale):

Quantità e composizione

Peso molecolare medio

Calore specifico medio (molare e massivo)

Densità della miscela ipotizzando che le densità dei singoli componenti non dipendano dalla composizione

Componenti	A	B	C
densità (Kg/m ³)	792	1000	1220
Peso molecolare	32	18	46
Calore specifico massivo (cal/g/°C)	0.6	1	0.436
Frazione massiva nella corrente 1	0.10	0.30	0.60
Frazione massiva nella corrente 2	0.15	0.65	0.20
Frazione massiva nella corrente 3	0.45	0.15	0.40

Soluzione

Nel seguito l'indice *i* verrà utilizzato in riferimento alle correnti e l'indice *j* alle specie chimiche e si farà riferimento alla seguente nomenclatura:

ρ_i	densità della corrente <i>i</i>
ρ_j	densità della specie <i>j</i>
m_i	portata massiva della corrente <i>i</i>
m_{ji}	portata massiva della specie <i>j</i> nella corrente <i>i</i>
Q_i	portata volumetrica della corrente <i>i</i>
Q_{ji}	portata volumetrica della specie <i>j</i> nella corrente <i>i</i>
n_i	portata molare della corrente <i>i</i>
n_{ji}	portata molare della specie <i>j</i> nella corrente <i>i</i>
PM_i	peso molecolare medio della corrente <i>i</i>
PM_j	peso molecolare della specie <i>j</i>
ω_{ji}	frazione massiva della specie <i>j</i> nella corrente <i>i</i>
x_{ji}	frazione molare della specie <i>j</i> nella corrente <i>i</i>
\widetilde{CP}_i	calore specifico molare
\widehat{CP}_i	calore specifico massivo

Si cominci con il dedurre la densità di ciascuna corrente. Essendo la frazione massiva di i definita come $[Kg_i / Kg_{tot}]$, dividendo quest'ultima per la densità, si ottiene il volume occupato dal singolo componente rapportato alla massa totale. Essendo la miscela ideale, si può poi sommare su tutti i componenti presenti nella corrente la grandezza ottenuta e dedurre così la densità della miscela.

La portata massiva della corrente i e la sua densità sono legate dalla portata volumetrica:

$$\rho_i = \frac{m_i}{Q_i} \quad (1)$$

La densità di ciascuna specie j in una assegnata corrente i può essere stimata nel modo seguente:

$$\rho_j = \frac{m_{ji}}{Q_{ji}} \quad (2)$$

D'altra parte la portata volumetrica della corrente i è data dalla somma delle portate volumetriche dei singoli componenti j :

$$Q_i = \sum_{j=A}^C Q_{ji} = \sum_{j=A}^C \frac{m_{ji}}{\rho_j} \quad (3)$$

Utilizzando quindi la (1) nella (3) si ottiene:

$$\frac{m_i}{\rho_i} = \sum_{j=A}^C \frac{m_{ji}}{\rho_j} \quad \frac{1}{\rho_i} = \sum_{j=A}^C \frac{m_{ji}}{m_i \rho_j} = \sum_{j=A}^C \frac{\omega_{ji}}{\rho_j} \quad (4)$$

Dunque la densità della corrente i può essere calcolata direttamente a partire dalle frazioni massive dei singoli componenti e delle loro densità:

$$\rho_i = 1 / \sum_{j=A}^C \frac{\omega_{ji}}{\rho_j} \quad (5)$$

Per le correnti 1,2, e 3, si ottiene allora:

Correnti	1	2	3
$\rho_{mix} (Kg/m^3)$	1089	997	956

Le portate delle singole correnti (1,2,3) possono essere ora dedotte:

$$m_i = \rho_i Q_i \quad (6)$$

La portata massiva della corrente 4 è pari alla somma delle portate delle tre correnti entranti. Dunque:

Correnti	1	2	3	4
Portata volumetrica (m ³ /h)	10	20	35	65
Portata massiva (Kg/h)	10890	19940	33460	64290

Le portate dei singoli componenti corrispondenti alle correnti sono pari a:

$$m_{ji} = \omega_{ji} m_i \quad (7)$$

$$Q_{ji} = \frac{m_{ji}}{\rho_j} \quad (8)$$

$$n_{ji} = \frac{m_{ji}}{PM_j} \quad (9)$$

Corrente 1:

	Kg/h	m ³ /h	Kmoli/h
A	1089	1.376	34
B	3267	3.268	181.5
C	6534	5.356	142

Corrente 2:

	Kg/h	m ³ /h	Kmoli/h
A	2991	3.780	93.5
B	12961	12.961	720.0
C	3988	3.270	86.7

Corrente 3:

	Kg/h	m ³ /h	Kmoli/h
A	15057	19.01	470.5
B	5019	5.019	278.8
C	13384	10.97	291

Corrente 4:

	Kg/h	m ³ /h	Kmoli/h
A	19137	24.166	598
B	21247	21.248	1180.3
C	23906	19.596	519.7

In totale per la corrente 4 si ha:

portata massiva : 64290 Kg/h

portata volumetrica: 65 m³/h

portata molare: 2298 Kmoli/h

La composizione della corrente 4 risulta:

$$\omega_{j4} = \frac{m_{j4}}{m_4} \quad (10)$$

$$x_{j4} = \frac{Q_{j4}}{Q_4} \quad (11)$$

	A	B	C
frazione molare x	0.26	0.51	0.23
frazione massiva ω	0.30	0.33	0.37

Il peso molecolare medio può essere ricavato direttamente dalle frazioni massive o da quelle molari:

$$PM_i = 1 / \sum_{j=A}^C \frac{\omega_{ji}}{PM_j} \quad PM_i = \sum_{j=A}^C x_{ji} PM_j \quad (12)$$

$$PM_4 = 28 \frac{kg}{kmol} \quad (13)$$

Analoghe considerazioni possono essere ripetute per il calore specifico medio:

$$\widehat{CP}_i = \sum_{j=A}^C \omega_{ji} \widehat{CP}_j \quad \widetilde{CP}_i = \sum_{j=A}^C x_{ji} \widetilde{CP}_j \quad (14)$$

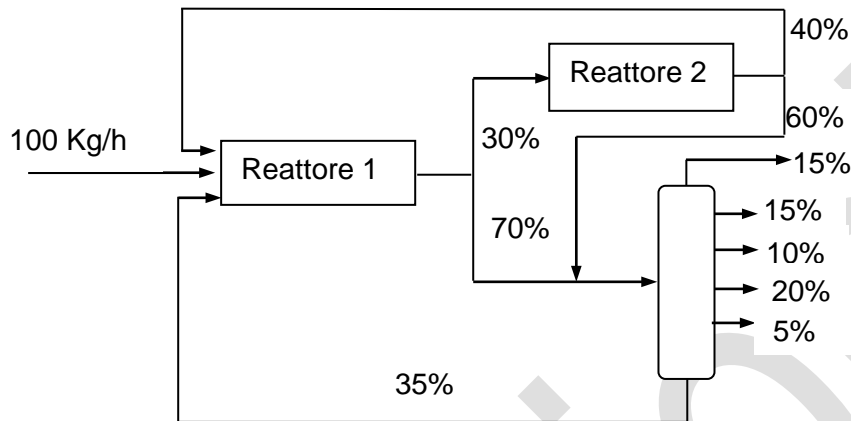
$$\widehat{CP}_4 = 0.67 \frac{cal}{g \cdot K} \quad \widetilde{CP}_4 = 18.8 \frac{cal}{mol \cdot K} \quad (15)$$

La densità della corrente 4 viene infine dedotta analogamente al caso delle correnti 1,2, e 3:

$$\rho_4 = 1 / \sum_{j=A}^C \frac{\omega_{j4}}{\rho_j} = 989 \frac{kg}{m^3} \quad (16)$$

Esercizio 2 – Impianto di distillazione

Una corrente della portata di 100 Kg/h entra in un reattore in cui subisce una trasformazione. La corrente in uscita viene suddivisa: una parte viene mandata in una colonna di distillazione, l'altra in un secondo reattore. La corrente uscente dal secondo reattore viene in parte riciclata al primo e in parte mandata alla colonna. La coda della colonna è riciclata al primo reattore. Si calcolino le portate di tutte le correnti.



Soluzione

Dalla scrittura del bilancio globale sull'intero impianto è possibile ottenere immediatamente la portata massiva entrante nella colonna di distillazione R3:

$$0.65m_{tot}^{(R3)} = m_{IN}$$

$$m_{tot}^{(R3)} = \frac{m_{IN}}{0.65} = 153.84 \text{ kg / h}$$

Le correnti uscenti dalla colonna di distillazione possono essere quindi agevolmente calcolate:

$$m_1^{(R3)} = 0.15m_{tot}^{(R3)} = 23.07 \text{ kg / h}$$

$$m_2^{(R3)} = 0.15m_{tot}^{(R3)} = 23.07 \text{ kg / h}$$

$$m_3^{(R3)} = 0.10m_{tot}^{(R3)} = 15.38 \text{ kg / h}$$

$$m_4^{(R3)} = 0.20m_{tot}^{(R3)} = 30.76 \text{ kg / h}$$

$$m_5^{(R3)} = 0.05m_{tot}^{(R3)} = 7.69 \text{ kg / h}$$

$$m_6^{(R3)} = 0.35m_{tot}^{(R3)} = 53.84 \text{ kg / h}$$

Il bilancio sul primo reattore prevede due incognite:

$$m_{IN} + m_6^{(R3)} + 0.40m_{tot}^{(R2)} = m_{tot}^{(R1)}$$

Esso può essere convenientemente accoppiato ad un bilancio sul nodo N1:

$$0.70m_{tot}^{(R1)} + 0.60m_{tot}^{(R2)} = m_{tot}^{(R3)}$$

Si ottiene di conseguenza un sistema di equazioni lineari nelle due incognite $m_{tot}^{(R1)}$ e $m_{tot}^{(R2)}$:

$$\begin{cases} m_{IN} + m_6^{(R3)} + 0.40m_{tot}^{(R2)} = m_{tot}^{(R1)} \\ 0.70m_{tot}^{(R1)} + 0.60m_{tot}^{(R2)} = m_{tot}^{(R3)} \end{cases}$$

$$0.70[m_{IN} + m_6^{(R3)} + 0.40m_{tot}^{(R2)}] + 0.60m_{tot}^{(R2)} = m_{tot}^{(R3)}$$

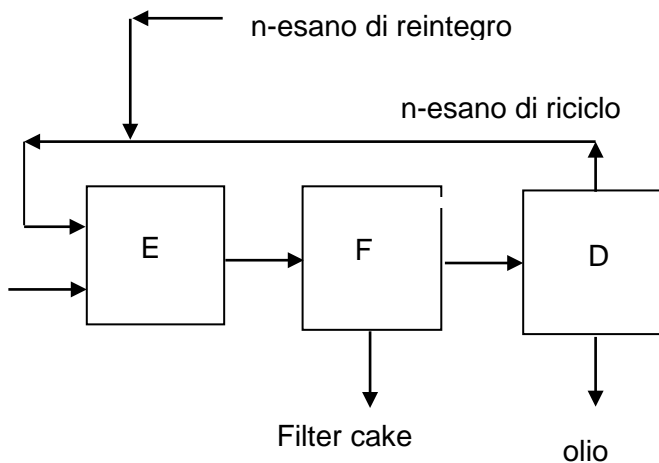
$$0.88m_{tot}^{(R2)} + 0.70(m_{IN} + m_6^{(R3)}) - m_{tot}^{(R3)} = 0$$

$$m_{tot}^{(R2)} = \frac{m_{tot}^{(R3)} - 0.70(m_{IN} + m_6^{(R3)})}{0.88} = 52.44 \text{ kg / h}$$

$$m_{tot}^{(R1)} = m_{IN} + m_6^{(R3)} + 0.40m_{tot}^{(R2)} = 174.8 \text{ kg / h}$$

Soluzioni

Esercizio 3 - Impianto di estrazione di olio di semi



I semi di girasole contengono mediamente il 13% in peso di olio mentre il resto è materiale solido non ulteriormente estraibile destinato a farine per zootecnia.

L'impianto di recupero dell'olio (si veda lo schema) prevede che i semi, opportunamente macinati, vengano messi in contatto con n-esano in una batteria di estrattori (E). Il compito dell'esano è quello di rendere solubile la fase oleosa, stante la forte affinità con l'olio. La sospensione fuoriuscita dall'estrazione è avviata ad un filtro (F) in grado di separare la frazione liquida, esano e olio disciolto, da quella solida che contiene peraltro una frazione residua di soluzione. La frazione solida viene scaricata, per provvedere ad un ulteriore recupero, mentre quella liquida viene avviata ad una colonna di distillazione e rettifica (D) da cui

fuoriescono l'olio e il n-esano praticamente puri. L'olio è avviato a stoccaggio, il n-esano è riciclato all'impianto di estrazione, previo reintegro. Sulla scorta dei dati assegnati, si chiede di valutare:

1. portate e composizioni massive di ogni corrente di processo
2. il rendimento in olio (kg di olio prodotto/kg olio contenuto nei semi)
3. la quantità di n-esano da reintegrare per sopperire alle perdite

Si assuma come base di calcolo 1 kg di semi/u.t. (unità di tempo) e come base finale 1 kg/u.t. di olio di semi prodotto. Il Rapporto n-esano/semi è pari a 3kg/kg. Il "Filter Cake" (torta solida uscente dal filtro) è costituito per il 75% di solidi inerti e per il 25% dalla soluzione liquida

Soluzione

Si parta dalla scrittura di un bilancio macroscopico sull'estrattore allo scopo di ricavare la portata entrante di n-esano e quella totale uscente:

$$\frac{m_{esano}}{m_{semi}} = 3 \quad m_{esano} = 3 \cdot m_{semi} \quad m_{esano} = 3 \text{ kg / ut}$$

$$m_{semi} + m_{esano} = m_1 \quad m_1 = 4 \text{ kg / ut}$$

Sapendo che il 13% in peso dei semi è costituito da olio è possibile ricavare la portata massiva di olio e di solido entrante nell'estrattore:

$$m_{olio} = 0.13m_{semi} = 0.13 \text{ kg / ut}$$

$$m_{solido} = 0.87m_{semi} = 0.87 \text{ kg / ut}$$

Si passa quindi alla scrittura del bilancio sul solido nel filtro, sfruttando l'informazione che tutto il solido viene separato dalla fase liquida e che questo costituisce il 75% massivo della portata totale che viene allontanata dall'impianto:

$$m_{solido} = 0.75m_{cake}$$

$$m_{cake} = \frac{m_{solido}}{0.75} = \frac{0.87}{0.75} = 1.16 \text{ kg / ut}$$

La portata totale che entra nella colonna di distillazione può essere ricavata da un bilancio globale sul filtro:

$$m_1 = m_2 + m_{cake} \quad m_2 = m_1 - m_{cake} = 4 - 1.16 = 2.84 \text{ kg / ut}$$

A questo punto e' necessario calcolare la quantità di olio che arriva alla colonna di distillazione. Questa deve essere stimata a partire dall'estrattore, passando quindi per il filtro. La composizione massiva della sola fase liquida uscente dall'estrattore è data da:

$$\omega_{olio} = \frac{m_{olio}}{m_{esano} + m_{olio}} = \frac{0.13}{3 + 0.13} = 0.0415 = 4.15\%$$

$$\omega_{esano} = \frac{m_{esano}}{m_{esano} + m_{olio}} = \frac{3}{3 + 0.13} = 95.85\%$$

Questa e' anche la composizione della corrente liquida che lascia il filtro e che impregna il solido. Pertanto il bilancio macroscopico sull'olio nel filtro permette di ottenere la portata di olio che arriva nella colonna di distillazione e quella che viene persa nel solido impregnato:

$$m_{olio}^{(2)} = \omega_{olio} m_2 = 0.0415 \cdot 2.84 = 0.117 \text{ kg / h}$$

$$m_{olio}^{(cake)} = \omega_{olio} \cdot 0.25 m_{cake} = 0.0415 \cdot 0.25 \cdot 1.16 = 0.012 \text{ kg / h}$$

Analogamente per il n-esano:

$$m_{esano}^{(2)} = \omega_{esano} m_2 = 0.9585 \cdot 2.84 = 2.72 \text{ kg / h}$$

$$m_{esano}^{(cake)} = \omega_{esano} \cdot 0.25 m_{cake} = 0.9585 \cdot 0.25 \cdot 1.16 = 0.278 \text{ kg / h}$$

Di conseguenza la portata massiva che viene ricavata attraverso la colonna di distillazione e la portata massiva di n-esano che verrà riciclata all'impianto risultano essere:

$$m_{olio}^{(out)} = m_{olio}^{(2)} = 0.117 \text{ kg / h}$$

$$m_{esano}^{(out)} = m_{esano}^{(2)} = 2.72 \text{ kg / h}$$

La portata massiva di n-esano che deve invece essere reintegrata nell'impianto è pari a quella che viene persa nel solido impregnato in uscita dal filtro:

$$m_{esano}^{(ric)} = m_{esano}^{(cake)} = 0.278 \text{ kg / h}$$

Il rendimento in olio viene stimato sulla base della definizione:

$$\eta = \frac{m_{olio}^{(out)}}{m_{olio}^{(semi)}} = \frac{0.117}{0.13} = 90\%$$

Nel caso si voglia produrre 1 kg/ut di olio le portate di ciascuna corrente possono essere calcolate semplicemente moltiplicando tutte le portate stimate sopra per il seguente fattore:

$$\chi = \frac{m_{olio}^{(produz)}}{m_{olio}^{(out)}} = \frac{1}{0.117} = 8.54$$

Di conseguenza la portata di semi da alimentare e diesano da reintegrare sono date da:

$$m_{semi} = 8.54 \text{ kg / ut}$$

$$m_{esano}^{(ric)} = 2.36 \text{ kg / ut}$$

Esercizio 4 – Serbatoio di aria liquida

Un recipiente Dewar sferico contiene aria liquida a pressione atmosferica alla temperatura di 78.98 K. I dati riportano le dimensioni caratteristiche del Dewar e le proprietà chimico fisiche rilevanti per le specie considerate. Si richiede, a fronte di un riempimento completo del Dewar con aria liquida, di stabilire:

1. la quantità di aria liquida stoccata e la sua composizione massiva volumetrica
2. le densità parziali (kg/m^3) e le concentrazioni (kmoli/m^3) delle specie nel Dewar

Dati

Guscio sferico: diametro interno (ID) = 1300 mm

	% molare	PM (kg/kmole)	T_c [K]	P_c (atm)	Z_{ra}
Azoto (N_2)	78.12	28	126.2	33.5	0.2893
Ossigeno (O_2)	20.95	32	154.6	49.8	0.2830
Argon (Ar)	0.93	40	150.8	48.1	0.2891

Densità dei liquidi in condizioni di saturazione:

$$\frac{1}{\rho_L^s} = \left[\frac{RT_c}{PM \cdot P_c} \right] Z_{ra} \left[1 + (1 - T_R)^{2/7} \right]$$

T_R = temperatura ridotta T/T_c

$R = 0.08206$ [litri atm/(mole K) = $\text{m}^3 \text{ atm}/(\text{kmole K})$]

Soluzione

1. Calcolo della massa molare di miscela

$$\overline{PM} = \sum_1^{NC} x_i PM_i = 0.7812 \cdot 28 + 0.2095 \cdot 32 + 0.0093 \cdot 40 = 28.949 \text{ kg/kmole}$$

2. Calcolo delle frazioni massive

$$\omega_i = \frac{x_i PM_i}{\overline{PM}}$$

$$\omega_{\text{N}_2} = 0.76$$

$$\omega_{\text{O}_2} = 0.23$$

$$\omega_{\text{Ar}} = 0.01$$

3. Calcolo delle densità delle specie in fase liquida

Si usa la correlazione generalizzata (di Rackett) della densità del liquido saturo in funzione della temperatura ridotta:

$$\frac{1}{\rho_L^s} = \left[\frac{RT_c}{PM \cdot P_c} \right] Z_{ra} \left[1 + (1 - T_R)^{2/7} \right]$$

T_R = temperatura ridotta T/T_c

$R = 0.08206$ [litri atm/(mole K) = $\text{m}^3 \text{ atm}/(\text{kmole K})$]

Occorre conoscere le proprietà critiche e il fattore Z di comprimibilità (che dipende dalle proprietà critiche).
Si ottiene nei vari casi:

$$\rho_{N_2}^{Ls} = 799.12 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{O_2}^{Ls} = 1242.06 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{Ar}^{Ls} = 1465.2 \text{ kg/m}^3$$

La densità della miscela liquida è data da:

$$\frac{1}{\rho_{\text{mix}}} = \sum_1^3 \frac{\omega_i}{\rho_i} = 1.14 \cdot 10^{-3} \Rightarrow \rho_{\text{mix}} = 876.6 \text{ kg/m}^3$$

4. Calcolo delle frazioni volumetriche

$$\phi_i = \frac{x_i \tilde{V}_{L,i}}{\tilde{V}_{L,\text{mix}}} = \left(\frac{x_i P M_i}{\rho_i^{Ls}} \right) / \tilde{V}_{L,\text{mix}}$$

$$\phi_{N_2} = 0.829$$

$$\phi_{O_2} = 0.163$$

$$\phi_{Ar} = 0.008$$

5. Calcolo delle densità parziali e delle concentrazioni delle specie in fase liquida

$$\hat{\rho}_i = \omega_i \rho_{\text{mix}} \quad C_i = x_i C_{\text{tot}}$$

$$\hat{\rho}_{N_2} = 662.4 \text{ kg/m}^3 \quad C_{N_2} = 23.64 \text{ kmoli/m}^3$$

$$\hat{\rho}_{O_2} = 202.93 \text{ kg/m}^3 \quad C_{O_2} = 6.34 \text{ kmoli/m}^3$$

$$\hat{\rho}_{Ar} = 11.25 \text{ kg/m}^3 \quad C_{Ar} = 0.28 \text{ kmoli/m}^3$$

6. Computo della massa di aria liquida

Volume serbatoio (sferico) : 1.15 m³

Massa totale = 1008 kg

Esercizio 5 – Combustore seguito da condensazione parziale del vapore d'acqua

Una caldaia è alimentata da GPL (70% in moli di C_3H_8 , 30% di C_4H_{10}) come combustibile, utilizzando aria in eccesso del 15% sullo stechiometrico. Dopo la cessione di potenza termica, i fumi di combustione vengono ulteriormente raffreddati per condensare una parte del vapore d'acqua, portandoli a $20^\circ C$. Si chiede di calcolare:

1. portate e composizione dei fumi fuoriuscenti dalla caldaia
2. portate e composizioni delle correnti, liquida e vapore, uscenti dal condensatore parziale
3. controllare il bilancio ingresso/uscita in massa

Dati

Espressione di Antoine per la tensione di vapore dell'acqua:

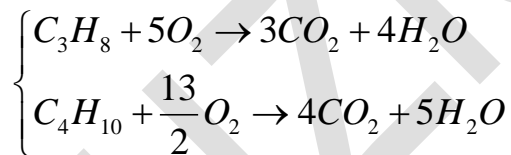
$$\ln[P_{v_{H_2O}}(T)] = A - B/(T + C) \quad [\text{mmHg}] \quad T[\text{K}] \quad A=18.3036 \quad B=3816.44 \quad C=-46.13$$

Soluzione

a. Calcoli stechiometrici sulla reazione di combustione

Non essendo assegnata una portata di alimentazione faremo riferimento a 1 kmole/u.t. sapendo che il 70% è composta di propano e 30% di butano.

Le reazioni di combustione totale risultano le seguenti:



Si possono calcolare consumi e produzioni riferiti alla massa d'ingresso

$$\begin{cases} x_{O_2,STEC} = -5 * 0.70 - \frac{13}{2} * 0.3 = -5.45 \frac{\text{kmoli}_{O_2}}{\text{kmole}_F} \\ x_{CO_2,STEC} = 3 * 0.70 + 4 * 0.3 = 3.30 \frac{\text{kmoli}_{CO_2}}{\text{kmole}_F} \\ x_{H_2O,STEC} = 4 * 0.70 + 5 * 0.3 = 4.30 \frac{\text{kmoli}_{H_2O}}{\text{kmole}_F} \end{cases}$$

Ciò è equivalente a scrivere: $F + 5.45O_2 \rightarrow 3.30CO_2 + 4.30H_2O$

Si calcola la portata di ossigeno tenendo conto dell'eccesso dato dal testo:

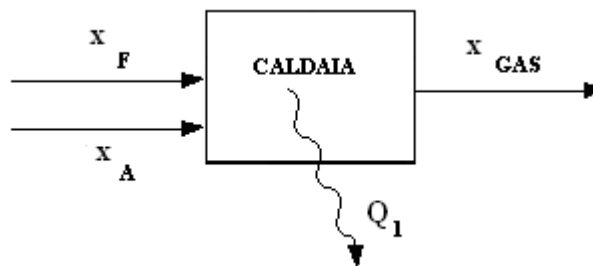
$$x_{O_2,REALE} = x_{O_2,STEC} (1 + e) = 6.2675 \frac{\text{kmoli}_{O_2}}{\text{kmole}_F}$$

Nei calcoli di combustione si assume che $y_{O_2}=0.21$ moli/moliTOT e $y_{N_2}=0.79$ moli/moliTOT; nel nostro caso avremo una portata di aria

$$x_{ARIA} = \frac{x_{O_2,REALE}}{0.21} = 29.8452 \frac{kmoli_{ARIA}}{kmole_F}$$

$$x_{N_2} = x_{ARIA} * 0.79 = 23.5777 \frac{kmoli_{ARIA}}{kmole_F}$$

Si possono così stabilire portate e composizioni attorno alla caldaia:

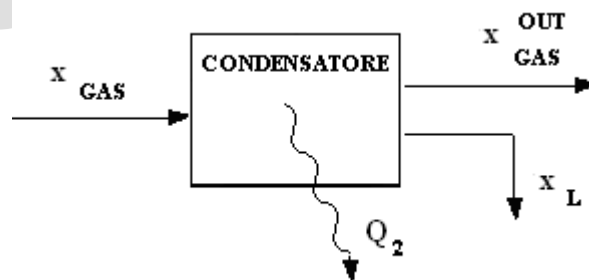


In tabella vengono riportati i risultati:

SPECIE	INGRESSO [Kmol _i /kmol _{iF}]	USCITA [Kmol _i /kmol _{iF}]	TOTALE [Kmol _i /kmol _{iF}]
X_F	1	-	30.8452
X_{ARIA}	29.8452	-	
X_{GAS}	X_{CO_2}	-	3.30
	X_{H_2O}	-	4.30
	X_{O_2}	-	0.8175
	X_{N_2}	-	23.5777
			31.9952

N.B.: Si noti che $X_{GAS} > (X_F + X_{ARIA})$

b. Bilanci sul condensatore



Si devono fare delle ipotesi semplificative di lavoro (in linea di principio da controllare in seguito):

- Le specie diverse dall'acqua non condensano, ne' si assorbono apprezzabilmente

- Il vapore d'acqua esce all'equilibrio con l'acqua liquida

La prima assunzione porta come conseguenza che CO_2, O_2, N_2 sono Inerti: rispetto al processo di condensazione le loro portate passano inalterate e i rapporti relativi restano gli stessi

$$x_{INERTI} = x_{CO_2} + x_{O_2} + x_{N_2} = 27.6952 \frac{kmoli}{kmole_F}$$

La seconda assunzione dice (secondo la legge di Raoult per l'equilibrio liquido/vapore) che la pressione parziale di acqua in fase gas eguaglia la tensione di vapore dell'acqua

$$P * y_{H_2O}^{OUT} = Pv_{H_2O}(T) * 1$$

Nota la temperatura (20°C) e la pressione (1 atm) si calcola la tensione di vapore dell'acqua e si valuta la frazione molare dell'acqua in fase gassosa uscente

$$\begin{cases} Pv_{H_2O}(20^\circ C) = 17.535 mmHg \\ y_{H_2O}^{OUT} = \frac{Pv_{H_2O}}{P} = 0.0231 \end{cases}$$

Ora siamo nella condizione di fare i bilanci:

➤ INERTI

$$\begin{cases} x_{INERTI} = x_{GAS}^{OUT} (1 - y_{H_2O}^{OUT}) \\ x_{GAS}^{OUT} = \frac{x_{INERTI}}{(1 - y_{H_2O}^{OUT})} = 28.3501 \frac{kmoli_{INERTI}}{kmole_F} \end{cases}$$

➤ ACQUA

$$\begin{cases} x_{GAS, H_2O}^{OUT} = x_{GAS}^{OUT} * y_{H_2O}^{OUT} = 0.6549 \frac{kmoli_{H_2O}}{kmole_F} \\ x_L^{OUT} = x_{GAS, H_2O}^{IN} - x_{GAS, H_2O}^{OUT} = 3.6451 \frac{kmoli_{H_2O}}{kmole_F} \end{cases}$$

In sintesi dal condensatore escono:

SPECIE		USCITA [kmoli/kmoli _F]	FRAZIONI MOLARI [-]	TOTALE [kmoli/kmoli _F]
x_{GAS}^{OUT}	x_{CO_2}	3.30	0.1164	28.3501
	x_{H_2O}	0.6549	0.0231	
	x_{O_2}	0.8175	0.0298	

	X_{N_2}	23.5777	0.8317	
X_L		3.6451	1	3.6451

c. Verifica del bilancio di massa

Vengono riportate le masse atomiche e i pesi molecolari delle sostanze presenti:

SPECIE SOSTANZA	MASSA ATOMICA [kg/kmol]	NUMERO ATOMI				PESO MOLECOLARE [kg/kmol]
		O	H	C	N	
O	16	1	0	0	0	-
H	1	0	1	0	0	-
C	12	0	0	1	0	-
N	14	0	0	0	1	-
C ₃ H ₈	-	0	8	3	0	44
C ₄ H ₁₀	-	0	10	4	0	58
O ₂	-	2	0	0	0	32
N ₂	-	0	0	0	2	28
CO ₂	-	2	0	1	0	44
H ₂ O	-	1	2	0	0	18

Si calcola anche il peso molecolare medio per la miscela entrante e il peso molecolare medio dell'aria

SPECIE SOSTANZA	PERCENTUALI DI				PESO MOLECOLARE [kg/kmol]
	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	N ₂	O ₂	
M _F	70	30	0	0	48.2
M _{ARIA}	0	0	79	21	28.84

Moltiplicando le kmoli ottenute dai calcoli precedenti per i rispettivi pesi molecolari si ottengono le quantità in grammi entranti e uscenti che qui brevemente riportiamo:

SPECIE	ENTRANTE]		USCITA		TOTALE
	[kmoli/u.t.]	[kg/u.t.]	[kmoli/u.t.]	[kg/u.t.]	
M _F	1	48.2	-	-	908.9356
M _{ARIA}	29.8452	860.7356	-	-	
M _{CO2}	-	-	3.30	145.2	908.9356
M _{H2O}	-	-	4.30	77.4	
M _{O2}	-	-	0.8175	26.16	
M _{N2}	-	-	23.5777	660.1756	

Esercizio 6 – Respirazione e calo della massa corporea

Un essere umano adulto in condizioni di quiete ha, in media, 12 respiri al minuto. Ciascuna fase di inspirazione vede l'ingresso nei polmoni di circa 0.5 lt di aria alle condizioni dell'ambiente. In una serie di prove sono state dedotte le condizioni medie dell'aria ambiente inspirata (in termini composizione, temperatura e pressione). Esse sono quelle citate in tabella con il pedice IN; per contro i dati dell'aria espirata (in uscita dai polmoni) sono citati nella stessa tabella con il pedice OUT. Si noti che la temperatura dell'aria espirata è uguale a quella corporea. Sulla base dei dati disponibili si chiede di fare le valutazioni e i calcoli intesi a stabilire: le portate molari, massive e volumetriche dell'aria espirata; il bilancio di ciascun componente (in termini di differenza fra entrata ed uscita); la perdita di massa dell'organismo dovuta alla sola respirazione.

Si chiede infine di valutare se l'ipotesi di equilibrio, o saturazione, per l'umidità dell'aria espirata sia, o no, ragionevole.

Specie T,P	PM (kg/kmole)	IN %vol	OUT % vol
Ossigeno (O ₂)	32	20.6	15.1
Azoto (N ₂)	28	77.4	75.0
Anidride Carbonica (CO ₂)	44		3.7
Acqua (H ₂ O _v)	18	2.0	6.2
T (°C)		24	37
P (atm)		1	1

Espressione di Antoine per la tensione di vapore dell'acqua:

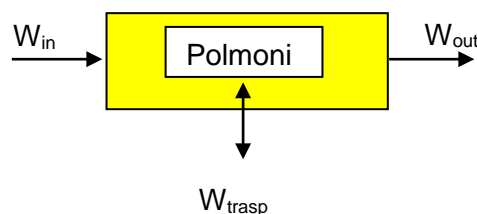
$$\ln[P_{v_{H_2O}}(T)] = A - B/(T + C) \quad [\text{mmHg}] \quad T[\text{K}] \quad A=18.3036 \quad B=3816.44 \quad C=-46.13$$

Soluzione

In questo caso il processo è ciclico, cioè periodico e temporalmente illimitato. I bilanci possono essere scritti sulla base di un ciclo completo (inspirazione più espirazione), di periodo T pari a 5 s (= 60 s/min*1 min/12 cicli) o su un numero intero di cicli T = 1 min.

I dati di portata e composizione vanno intesi come valori medi sull'arco di 1 minuto. In tale periodo il sistema polmonare è assimilabile ad un volume polmonare + volume della trachea e a 3 superfici soggette al trasporto di materia:

1. bocca - naso (sezione ingresso)
2. bocca - naso (sezione di uscita)
3. alveoli polmonari come superficie di scambio dei componenti dell'aria con il sangue



Si noti che il volume di controllo enuclea il sistema respiratorio dal corpo umano che rappresenta il volume di controllo complementare. Sull'arco di tempo considerato, non ci sono termini di accumulo né termini di reazione (entro il volume). Vale quindi l'affermazione che tutto ciò che entra, esce.

Il bilancio globale molare vale quindi:

$$W_{in} = W_{out} + W_{trasp}$$

$$W_{in} = 0.5 \text{ litri/respiro} * 12 \text{ respiri/min} / (24.35 \text{ litri/mole}) = 0.246 \text{ moli /min}$$

Il bilancio molare globale sul singolo componente vale invece:

$$W_{in} y_i^{in} = W_{out} y_i^{out} + W_{trasp,i}$$

Si ipotizza che sull'arco del ciclo di respirazione l'azoto non venga trasportato nel circolo sanguigno, pertanto per l'azoto si ha:

$$W_{in} y_{N_2}^{in} = W_{out} y_{N_2}^{out} + 0$$

Da questa relazione è possibile ricavare la portata in uscita W_{out} dato che sono note le composizioni:

$$W_{out} = W_{in} \frac{y_{N_2}^{in}}{y_{N_2}^{out}} = 0.246 \frac{0.774}{0.75} = 0.254 \text{ moli/min}$$

La portata scambiata nei polmoni è quindi data da:

$$W_{trasp} = W_{in} - W_{out} = 0.246 - 0.254 = -0.0078 \text{ moli/min}$$

Da qui si ricavano anche le portate scambiate di ogni singolo componente:

$$W_{trasp,O_2} = W_{in} y_{O_2}^{in} - W_{out} y_{O_2}^{out} = 0.246 \times 0.206 - 0.254 \times 0.151 = 0.0123 \text{ moli/min}$$

$$W_{trasp,CO_2} = - W_{out} y_{CO_2}^{out} = -0.254 \times 0.037 = -0.0091 \text{ moli/min}$$

$$W_{trasp,H_2O} = W_{in} y_{H_2O}^{in} - W_{out} y_{H_2O}^{out} = 0.246 \times 0.020 - 0.254 \times 0.062 = -0.0108 \text{ moli/min}$$

Data la convenzione assunta, l'aria che espiriamo ha una portata maggiore di quella che inspiriamo, ciò significa che la massa corporea si riduce per effetto della respirazione:

$$W_{O_2,trasp} = 0.0123 \times 32 = 0.394 \text{ g/min}$$

$$W_{CO_2,trasp} = -0.0091 \times 44 = -0.4 \text{ g/min}$$

$$W_{H_2O,trasp} = -0.0108 \times 18 = -0.194 \text{ g/min}$$

$$W_{trasp} = -0.2 \text{ g/min} = -288 \text{ g/giorno}$$

Il bilancio sul corpo umano per la sola respirazione in condizioni di quiete porta a scrivere:

$$\frac{dm}{dt} = -w_{\text{trasp}} = -0.288 \frac{\text{Kg}}{\text{giorno}}$$

Si controllerà ora l'ipotesi di equilibrio in uscita per il vapore d'acqua. La tensione di vapore a 37 °C vale (dalla formula di Antoine): 47 mm Hg. La frazione molare di acqua nel vapore vale allora, dalla legge di Raoult:

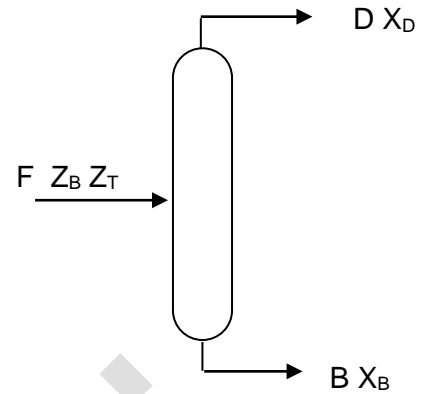
$$P_{\text{ev}}(T)x_i = Py_i \quad y_i = \frac{P_{\text{ev}}(T)x_i}{P}$$

dove: P_{ev} = tensione di vapore del componente in fase liquida
 x_i = frazione molare in fase liquida (= 1 nel caso in esame)
 P = pressione totale
 y_i = frazione molare in fase vapore

Il valore trovato è pari a 0.0618 (cioè all'incirca il valore assegnato nel problema). Ciò convalida l'ipotesi che l'aria espirata è all'equilibrio termico e, altresì, è satura di vapore d'acqua. Ciò è dovuto all'elevatissima superficie degli alveoli polmonari.

Esercizio 7 – Colonna di distillazione

Una corrente di processo contiene benzene e toluene secondo la composizione specificata nei dati. Detta corrente deve essere frazionata in una colonna di distillazione e rettifica binaria operante a pressione atmosferica con distillato e residuo entrambi in fase liquida. Sulla base delle specifiche assegnate, nonché delle proprietà chimico-fisiche riportate fra i dati, si chiede di effettuare valutazioni e calcoli intesi a stabilire portate, entranti e uscenti, della colonna e loro composizioni in termini molari, massivi e volumetrici (a 20°C). Si prenda come riferimento una portata di alimentazione pari a 1Kmole/u.t.



Dati

Benzene (C₆H₆): PM 78.114, densità (20°C) 885 Kg/m³, T_{eb} (K) = 353.3

Toluene (C₇H₈): PM 92.141, densità (20°C) 867 Kg/m³, T_{eb} (K) = 383.8

Composizione alimentazione: benzene 40% molare, toluene 60% molare

Specifiche della colonna:

purezze in testa e in coda ($X_D=0.98$, $X_B=0.01$) oppure purezza in testa e frazione di recupero ($X_D=0.98$, $D X_D/(F Z_F)=0.95$)

X_D = frazione molare nel distillato;

X_B = frazione molare nel residuo;

D = portata di distillato;

F = portata di alimentazione.

Soluzione

I bilanci non sono tutti indipendenti: trattandosi di 2 specie 2 soli bilanci sono indipendenti, gli altri sono combinazioni lineari di quelli scelti come indipendenti. Per i problemi di distillazione binaria, la convenzione tradizionale ha scelto:

$$F=D+B$$

$$FZ_B = DX_{DB}+BX_{BB} \quad (\text{bilancio della specie più volatile})$$

$$\text{o } FZ_F = DX_D+BX_B \quad (\text{specificazione implicita})$$

$$Z_T = 1-Z_B=1-Z_F$$

$$X_{DT}=1-X_{DB}=1-X_D$$

$$X_{BT}=1-X_{BB}=1-X_B$$

equazioni stechiometriche:

$$Z_B+Z_T=1$$

$$X_{DB}+X_{DT}=1$$

$$X_{BB}+X_{BT}=1$$

Assegnato il problema, cioè noti F e Z_F , si ha:

$$F=D+B$$

$$FZ_F = DX_D+BX_B$$

Le incognite sono: D, B, X_D e X_B mentre le equazioni sono 2. bisogna quindi saturare i gradi di libertà. Essi possono essere saturati in ponendo, in alternativa:

$$X_D=0.98, SR_D=D X_D/(F Z_F)=0.95$$

(Assegnazione delle frazioni di recupero (slit-ratio) in testa e/o in coda)

oppure

$$X_D= 0.98, X_B=0.01$$

(assegnazione di purezza in testa e/o in coda)

a. Esempio di schema di risoluzione adottando la specifica di II tipo

$$F = 1 \quad 1-D=B$$

$$D X_D/(Z_F)=0.95 \Rightarrow D=0.95 \times 0.4 / 0.98 = 0.388$$

$$B=0.6122$$

$$1= D X_D/(F Z_F)+B X_B/(F Z_F) \Rightarrow X_B=(1-SR_D) \times (F Z_F) / B$$

Per valutare le portate in termini massivi occorre conoscere il peso molecolare medio:

$$PM_{medio} = \sum_1^{N_C} x_i PM_i$$

$$\omega_i = \frac{x_i PM_i}{\sum x_i PM_i}$$

$$F_M = F X PM_{medio}$$

In termini volumetrici:

$$\text{volume molare specie } i \text{ [m}^3/\text{mole } i] = PM_i / \rho_i$$

$$\text{volume molare miscela} = \sum \frac{PM_i}{\rho_i} x_i$$

$$\text{portata volumetrica} = \text{portata molare} \times \text{volume molare di miscela}$$

Risultati per la specifica di I tipo

Composizioni e portate molari:

alimentazione: 1 kmole/u.t., Benzene 0.4, Toluene: 0.6

distillato: 0.39 kmoli/u.t., Benzene 0.98, Toluene: 0.02

residuo: 0.61 kmoli/u.t., Benzene 0.0326, Toluene: 0.967

Composizioni e portate massive:

peso mescolare medio dell'alimentazione: 86.53 kg/kmole

peso mescolare medio del distillato: 78.39 kg/kmole

peso mescolare medio del residuo: 91.68 kg/kmole

alimentazione: 86.5 kg/u.t., Benzene 0.36, Toluene: 0.64

distillato: 30.39 kg/u.t., Benzene 0.976, Toluene: 0.024

residuo: 56.13 kg/u.t., Benzene 0.276, Toluene: 0.724

Composizioni e portate volumetriche:

volume molare dell'alimentazione: 0.099 m³/kmole

volume molare del distillato: 0.088 m³/kmole

volume molare del residuo: 0.106 m³/kmole

densità dell'alimentazione: 873.4 kg/m³

densità del distillato: 884.6 kg/m³

densità del residuo: 867.5 kg/m³

alimentazione: 0.099 m³/u.t., Benzene 0.36, Toluene: 0.64

distillato: 0.034 m³/u.t., Benzene 0.976, Toluene: 0.024

Soluzioni