

Elementi di progettazione di dispositivo innovativo per testare il degrado di soluzione amminica

Marco Carati, Marco Pellegrini, Cesare Saccani

DIEM, Facoltà di Ingegneria, Università di Bologna

Abstract

La soluzione acquosa, MEA (MonoEthanolAmmine) in soluzione acquosa è utilizzata per la separazione della CO₂ da un flusso di gas in impianti industriali da alcuni decenni.

La crescente attenzione verso gli impianti per la produzione di energia con tecnologia CCS (Carbon Capture and Storage) rende interessante lo studio del comportamento del solvente per un suo utilizzo ottimizzato su scala industriale.

L'articolo tratta la progettazione di un dispositivo innovativo per testare il degrado di tale soluzione per diverse composizioni del flusso dei gas.

Introduzione

Una soluzione amminica (MEA, MonoEthanolAmmine, 30% di acqua in peso) è comunemente usata per sottrarre l'anidride carbonica dai gas di scarico in un impianti per la produzione di energia da fonte fossile nell'ambito della tecnologia Carbon Capture and Storage con post-combustione.

Visti gli elevati volumi in gioco, un parametro di estrema rilevanza è costituito dall'indice di degrado di tale soluzione, espresso in funzione della composizione del flusso di gas, per poter procedere ad un'ottimizzazione tecnica avente come obiettivo la minimizzazione dei costi. Per questo motivo si è progettato ed è in fase di realizzazione un dispositivo in grado di rilevare tale parametro. Nella fase di progettazione ci si è avvalsi del software Mathcad (PTC[®]) e dell'implementazione in tale ambiente delle proprietà termodinamiche del vapor d'acqua [1].

Progettazione preliminare

La soluzione acquosa MEA (MonoEthanolAmmine) è un composto chimico comunemente utilizzato per la separazione della CO₂ da un flusso di gas. La differenza più importante tra gli impianti per la produzione di energia da fonte fossile e gli impianti industriali il cui scopo è la

produzione di CO_2 sta nella composizione del flusso di gas primario, in quanto nei gas di scarico delle centrali termoelettriche sono presenti sostanze come ossigeno, ossidi vari e polveri che possono portare ad un rapido deterioramento del solvente.

Ciò che si vuole testare è l'entità di questo degrado nel tempo e al variare di diversi parametri quali pressioni parziali dei gas e quindi sostanze presenti nei gas di scarico, temperatura di desorbimento, composizione della soluzione acquosa del solvente. L'obiettivo è arrivare a stabilire quali sono le condizioni di funzionamento tecnicamente ed economicamente ottimali di questo solvente. Dal momento che per testare il degrado del solvente occorre una prova prolungata nel tempo – alla stregua di una prova di fatica nel campo della caratterizzazione dei materiali - diventa importante la valutazione del consumo energetico del dispositivo stesso.

Ci si è ispirati a un ciclo frigorifero Servel - Electrolux (vedi figura 1), sostituendo l'idrogeno con elio, per ragioni di sicurezza e praticità. L'elio dovrebbe fornire la differenza di densità al gas per permettere il ricircolo dei gas di scarico. L'aggiunta di un ventilatore potrebbe essere necessaria nel caso in cui le evidenze sperimentali rilevassero un flusso insufficiente. Poiché è sufficiente fornire energia termica per permettere la circolazione del fluido, d'ora in poi parleremo di pompa termica. In figura 2 è riportata una bozza del dispositivo.

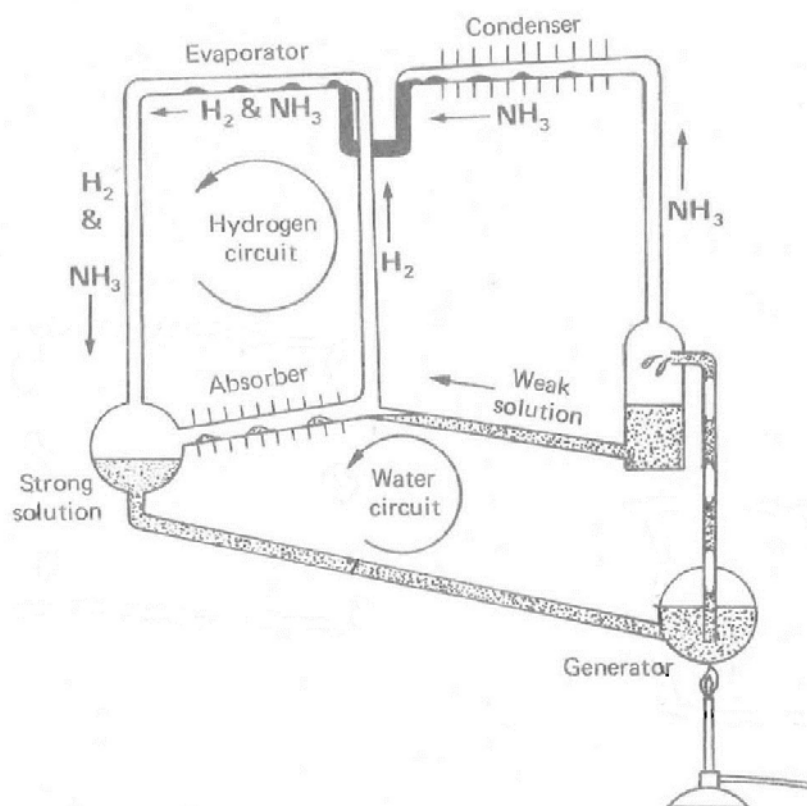


Figura 1: Ciclo frigorifero Servel - Electrolux

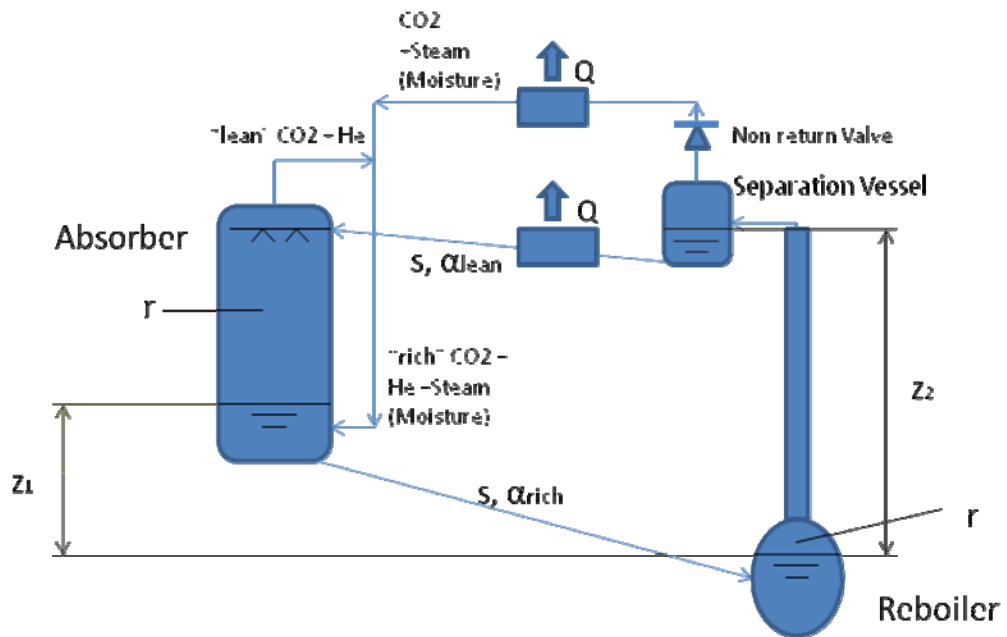


Figura 2: Process Flow Diagram (PFD) del dispositivo sperimentale.

Il dispositivo consta di un assorbitore (absorber), di un ribollitore (reboiler) che funge anche da desorbitore (stripper), di un contenitore di separazione del liquido dal gas, di una valvola di non ritorno, di due scambiatori di calore a superficie per il raffreddamento dei fluidi, e di una sorgente di energia termica esterna (resistenza elettrica o fiamma). La strumentazione è composta da 3 termocoppie la cui funzione è quella di controllare le temperature del reboiler e del fluido a valle dei due scambiatori di calore e da un misuratore di portata nel tratto che collega assorbitore e reboiler. Per quanto riguarda i materiali, si è cercato di utilizzare per lo più componenti trasparenti in modo da poter monitorare a vista il dispositivo. Il materiale individuato è un vetro borosilicato [2]. In fig. 3 un esempio di applicazione del materiale individuato.



Figura 3: Esempio di applicazione con vetro borosilicato [2]

Si è scelto di operare a pressioni vicine alla pressione ambiente, sia per evitare rischi di rottura degli elementi trasparenti, sia perché negli impianti CCS post combustione tale è la pressione utilizzata. Non è comunque escluso un aumento delle stessa a valle delle prime campagne sperimentali.

Progettazione dell'absorber

In sistemi con absorber e stripper il dimensionamento inizia dal calcolo di prima approssimazione dell'”overall reaction rate” (r) [3], ossia il numero di reazioni che avvengono nell'absorber nell'unità di tempo, che viene poi determinato in maniera definitiva per iterazioni successive. Si è reso necessario uno studio accurato della chimica del processo di assorbimento e della relativa letteratura per costruire un modello di cinetica chimica efficace nella descrizione del fenomeno. In un primo momento si è approcciato il problema ipotizzando una reazione del secondo ordine espressa nella forma riportata nell'equazione 1:

$$v = k [A]^m [B]^n \quad (1)$$

$v = r$ (overall reaction rate)

Con $[A]$ = concentrazione di MEA, $[B]$ = concentrazione di CO_2 , $m, n=1$.

In questo modo occorre individuare una costante k dalla letteratura che esprimesse un rateo volumetrico o di superficie per ricavare successivamente $[CO_2]$ con la legge di Henry. Vista la difficoltà incontrata nel modellare il coefficiente, si è ritenuto opportuno percorrere un'altra strada. Il nuovo approccio descrive il fenomeno attraverso l'equazione 2, [4], sotto riportata e mostra come il flusso di assorbimento per superficie sia funzione della pressione media della CO_2 in fase gassosa nell'ambiente.

$$Flux = k'_g (P_{CO_2,interface} - P_{CO_2,bulk}^*) \quad (2)$$

Flux = flusso di assorbimento per unità di superficie

$P_{CO_2,interface}$ = pressione della CO_2 all'interfaccia liquido – gas;

$P_{CO_2,bulk}^*$ = pressione della CO_2 nella fase liquida, lontano dall'interfaccia, definito “di bulk”;

k'_g = coefficiente di trasferimento di massa effettivo.

Sono state fatte le seguenti ipotesi semplificative:

- La pressione all'interfaccia è uguale alla pressione di bulk (ambiente lontano dalla superficie di scambio), questo in virtù di una veloce cinetica chimica nella fase gassosa.
- La pressione di bulk nella zona liquida è data dall'equilibrio chimico.

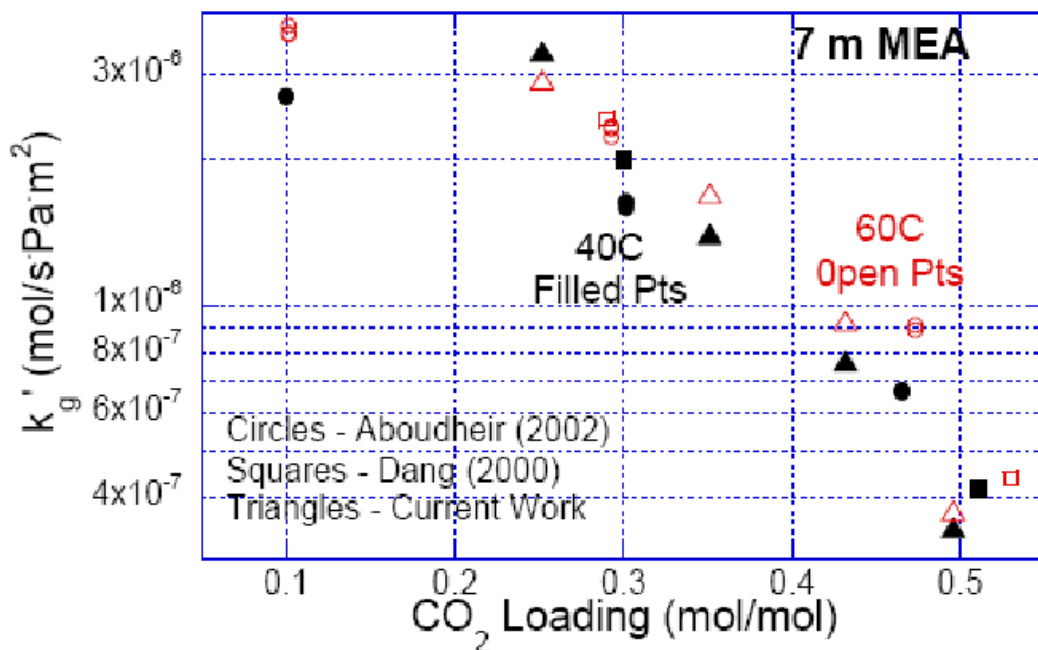


Figura 4: Dati sperimentali di k'_g in funzione del loading [4]

La figura 4 riporta il valore del parametro k'_g in funzione del loading [4]. Si è quindi ottenuta un'interpolazione dei precedenti dati riportata in figure 5 e 6. Si è creato quindi un programma che per ogni valore del loading (moli di CO₂ assorbite per moli di MEA, d'ora in poi indicato con α) dà in uscita il parametro k'_g (indicato nel linguaggio Mathcad "k_{g_prime}").

$$A_{\text{lspline}} := \text{lspline}(A_{2\text{ord}}^{(0)}, A_{2\text{ord}}^{(1)}) \quad (3a)$$

$$k_{g_prime}(\alpha) := \text{interp}(A_{\text{lspline}}, A_{2\text{ord}}^{(0)}, A_{2\text{ord}}^{(1)}, \alpha) \quad (3b)$$

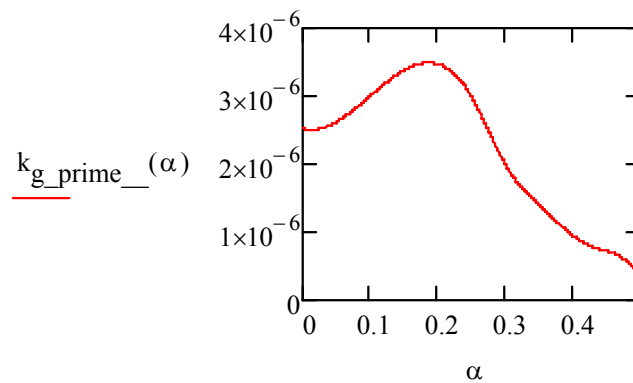


Figura 5: Curva di interpolazione dati figura 4

Per giustificare il cambiamento netto di andamento della curva per valori di loading minori di 0.25 si è ipotizzato il raggiungimento del limite di diffusione di massa di CO₂ nel sistema.

$$k_{g_prime}(\alpha) := \begin{cases} 3 \cdot 10^{-6} & \text{if } \alpha < 0.25 \\ k_{g_prime}(\alpha) & \text{otherwise} \end{cases} \quad (3c)$$

$$k_{g_prime}(\alpha) := k_{g_prime}(\alpha) \cdot \frac{\text{mol}}{(\text{s} \cdot \text{Pa} \cdot \text{m}^2)} \quad (3d)$$

$$A_{2\text{ord}} = \begin{pmatrix} 0.1 & 3 \times 10^{-6} \\ 0.25 & 3 \times 10^{-6} \\ 0.3 & 2 \times 10^{-6} \\ 0.35 & 1.4 \times 10^{-6} \\ 0.432 & 7.75 \times 10^{-7} \\ 0.465 & 6.7 \times 10^{-7} \\ 0.5 & 4 \times 10^{-7} \end{pmatrix}$$

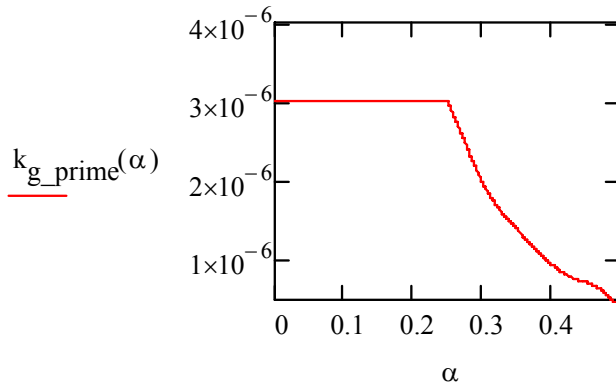


Figura 6: Curva di interpolazione dati sperimentali ottimizzata tenendo in conto il limite di diffusione di massa per $\alpha < 0.25$

Il loading da inserire nella formula sopra si assume come la media tra il valore di loading all'ingresso (lean) e all'uscita (rich) dell'assorbitore. Questi valori al momento vanno scelti come parametri di progetto.

$$\alpha_{av_}(\alpha_{rich}, \alpha_{lean}) := \frac{(\alpha_{rich} + \alpha_{lean})}{2} \quad (4)$$

La pressione della CO_2 nei gas è un parametro prestabilito. Quando la pressione della CO_2 nei gas raggiunge la pressione di bulk, la CO_2 sotto forma di gas non viene più assorbita dalla soluzione. La pressione della CO_2 di bulk è data dall'equilibrio liquido-vapore della CO_2 in una soluzione acquosa di MEA 30% in peso (nel caso in esame) funzione della temperatura e del loading. Le curve che descrivono l'equilibrio tra pressione di CO_2 , loading e temperatura della soluzione, non sono presenti in letteratura. Dal momento che sono molto utili e utilizzate per capire e controllare il comportamento del sistema per ricavarle ci si è avvalsi di un database di dati [5], [6], [7], [8] opportunamente interpolati. In figura 7 è riportato il grafico risultante. Sull'asse delle ascisse è riportato il valore del loading, sull'asse delle ordinate la pressione parziale della CO_2 di bulk espressa in Pascal, mentre i diversi colori delle curve interpolanti si riferiscono a diverse temperature della soluzione.

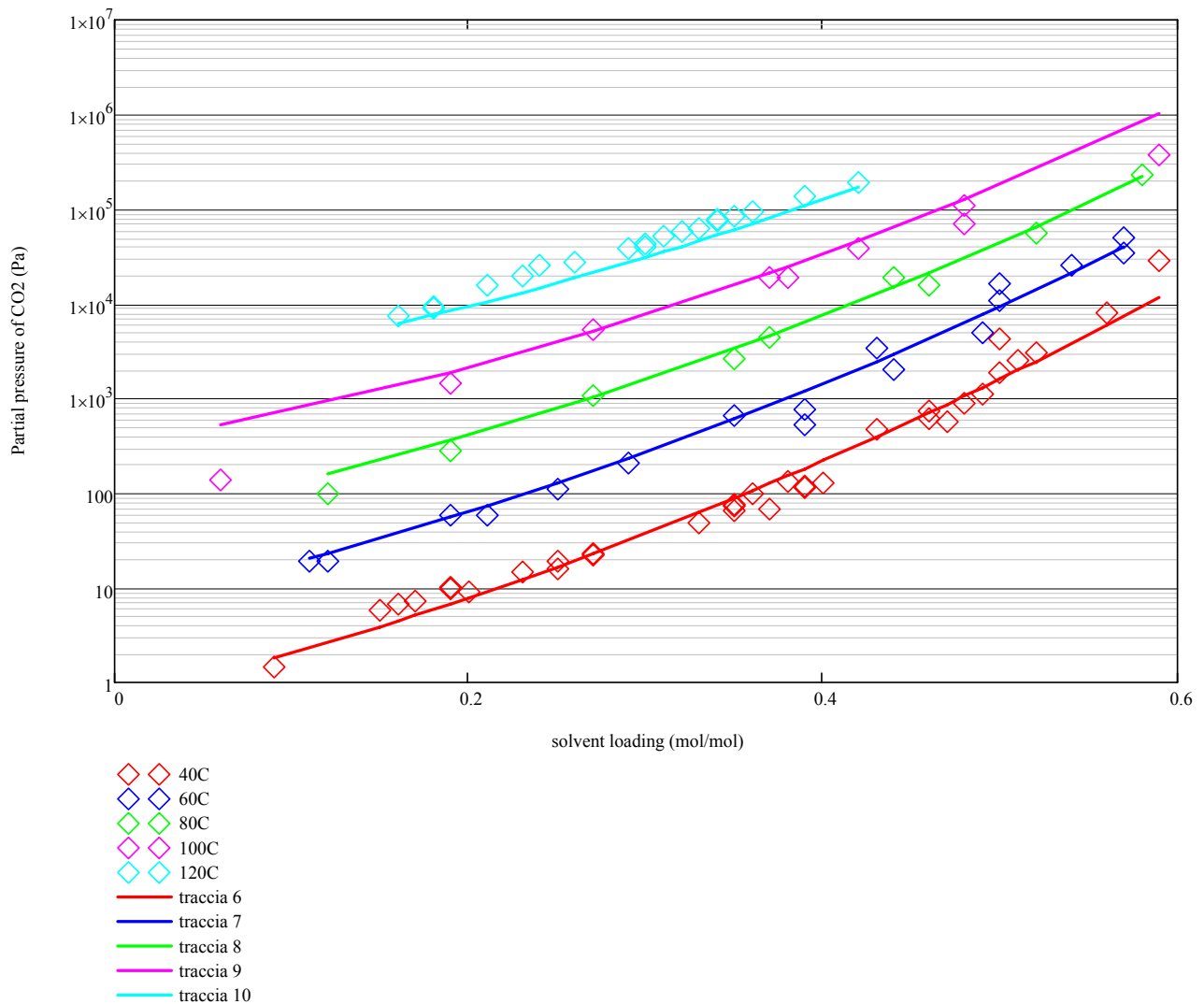


Figura 7: Grafico dell'equilibrio di CO₂ in fase gas (espressa in termini di pressione parziale) con CO₂ disciolta (espressa in termini di loading) in soluzione acquosa 30% in peso di MEA a diverse temperature.

Si è così ricavata un'espressione della pressione di equilibrio della CO₂ in funzione del loading e della temperatura. Inoltre si è ricavata una funzione espressione di r – rateo di reazione totale nell'absorber - al variare dei vari parametri.

$$r_{\text{---}}(\alpha_{\text{av}}, p_{\text{CO}_2}, T, \text{Area}) := k_{\text{g_prime}}(\alpha_{\text{av}}) \cdot (p_{\text{CO}_2} - p_{\text{CO}_2_bulk}(\alpha_{\text{av}}, T)) \cdot \text{Area} \quad (5)$$

Scelti i dati del sistema si è poi ricavato il valore di r

$$r_{\text{ok}} = 2.869 \times 10^{-3} \frac{\text{mol}}{\text{s}} \quad (6)$$

Ora per un dato r , rich e lean loading ipotizzati ricavo il necessario flusso della soluzione, s [mol/s] .

$$s_- := \frac{r_{ok}}{(\alpha_{rich} - \alpha_{lean})} \quad (7)$$

Risulta semplice ricavare portata molare, massica e volumetrica della soluzione e dei singoli componenti della stessa.

Progettazione del Reboiler

Si è deciso di dimensionare il reboiler basandosi su equazioni di equilibrio e non su un rateo di desorbimento calcolato con una reazione del primo o secondo ordine, come fatto nell'absorber. Non è stato possibile trovare in letteratura un modello o grafico del Vapour-Liquid Equilibrium per la soluzione a 3 componenti (MEA, H₂O, CO₂). D'altro canto, la CO₂ non è semplicemente disciolta nel MEA, ma si lega ad esso assumendo diverse forme dal Carbamate al Bicarbamate [9]. Il problema è stato quindi studiato partendo dagli equilibri binari MEA-Water, MEA-CO₂[10]. Come si può vedere da figura 8a e 8b a pressione atmosferica il punto di ebollizione del MEA è circa 170°C, considerevolmente più alto di quello dell'H₂O che è come ben noto 100°C. Alla temperatura di inizio ebollizione per una miscela acquosa con 30% in peso di MEA, circa 104°C, l'ammontare di MEA nel vapore, come si vede dalle due curve di liquido e vapore, e quindi la sua pressione parziale, è chiaramente trascurabile. Ciò non è più vero per temperature vicine al punto di fine ebollizione.

Basandosi su casi di studio analoghi, si è ipotizzato che la pressione del vapor d'acqua sia uguale a quella di vapor saturo ($p_s(T)$) alla temperatura del reboiler. Si assume inoltre che il loading da inserire nel grafico di figura 7 per ricavare la pressione parziale di equilibrio della CO₂ sia quello "lean". Quest'ultima è un'ipotesi cautelativa rispetto al rilascio della CO₂.

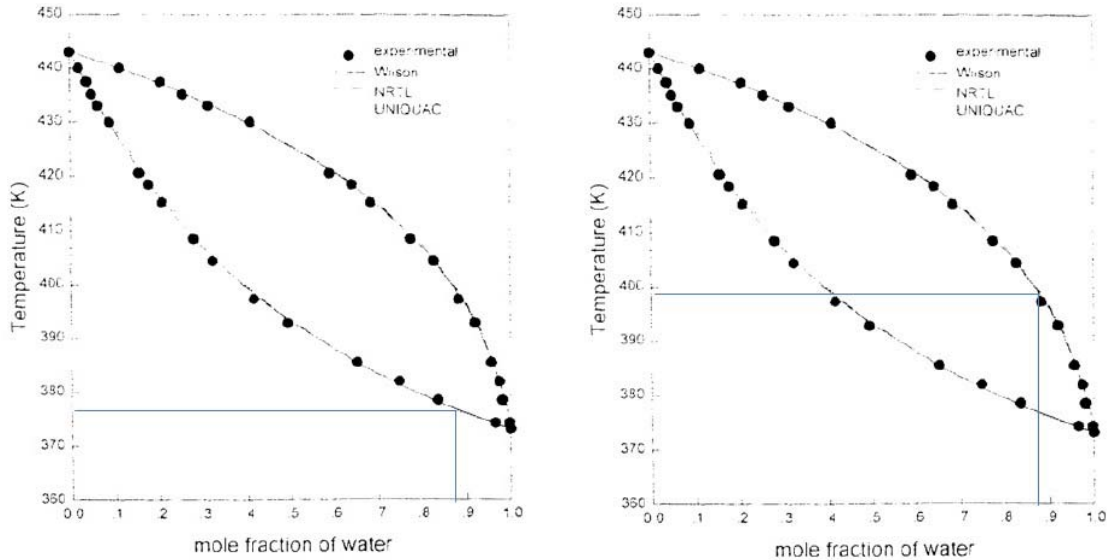


Figure 8a e 8b curve di equilibrio liquido – vapore per soluzione acquosa con MEA [10]. Evidenziati punto di inizio e fine evaporazione di soluzione con 30% in peso di MEA.

$p_{des}(\alpha, T)$ è la pressione totale nel desorbitore, modellata come riportato nella formula seguente, come funzione del loading e della temperatura.

$$p_{des}(\alpha, T) := p_s(T) + f_{PCO2}(\alpha, T) \quad (8)$$

Si trascura la pressione parziale di MEA, dal momento che è la fase a temperatura di ebollizione più elevata e parte considerevole di MEA rimane legata con la CO_2 . Volendo effettuare una prima simulazione con pressioni in gioco attorno a quella ambiente, la temperatura di re boiler inserita in questa prima simulazione è quella di ebollizione dell'acqua.

$$T_{reb} := 373.15K \quad (9)$$

Si accetta tale imprecisione poiché solo le evidenze sperimentali consentiranno una progettazione precisa relativamente a tale parametro.

Avendo impostato $\alpha_{lean} = 0.3$

$$p_{des}(\alpha_{lean}, T_{reb}) = 1.09 \times 10^5 \text{ Pa} \quad (10)$$

Si definisce

$$p_{\text{tot}} := p_{\text{des}}(\alpha_{\text{lean}}, T_{\text{reb}}) \quad (11)$$

Dalla legge di Raoult si ricava la frazione molare di CO₂ nella fase gassosa

$$y_{\text{CO}_2\text{ok}} := \frac{f_{\text{PCO}_2}(\alpha_{\text{lean}}, T_{\text{reb}})}{p_{\text{tot}}} = 0.069 \quad (12)$$

Dal rateo di assorbimento totale di CO₂ si trova la portata totale della fase gassosa nel reboiler:

$$F_{\text{gas}} := \frac{r_{\text{ok}}}{y_{\text{CO}_2\text{ok}}} = 0.041 \frac{\text{mol}}{\text{s}} \quad (13)$$

La portata massica di vapor acqueo nel reboiler è pari a:

$$F_{\text{m_steam}} := F_{\text{steam_ok}} \cdot M_{\text{H}_2\text{O}} = 6.925 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{s}} \quad (14)$$

$F_{\text{steam_ok}}$ è la portata molare di vapor acqueo.

$M_{\text{H}_2\text{O}}$ è la massa molare dell'acqua.

Nota la portata del vapor d'acqua nel reboiler e la portata complessiva di acqua nel dispositivo, è interessante calcolare il "titolo" del vapore, sotto calcolato come il rapporto tra la portata molare di vapor acqueo e la portata complessiva d'acqua:

$$x := \frac{F_{\text{steam_ok}}}{s_{\text{mol_H}_2\text{O}}} = 0.339 \quad (15)$$

La potenza termica richiesta

La potenza termica richiesta nel reboiler è somma di tre contributi:

- calore sensibile necessario per il riscaldamento della soluzione alla temperatura desiderata;
- entalpia di desorbimento per il rilascio della CO₂ assorbita in MEA;
- calore latente di vaporizzazione dell'acqua.

Per quanto riguarda il primo contributo, il loading dal punto di vista chimico è un insieme di possibili composti molecolari di cui si conosce l'entità complessiva, ma non la quantità di ogni singolo elemento [9]. In letteratura sono presenti valori dei calori specifici della soluzione in esame per diversi tipi di loading [11]. Purtroppo questi dati sono determinati alla temperatura 25°C, per cui

per ottenere un risultato più attendibile andrebbe valutato il comportamento a diverse temperature riferendosi a quello di soluzioni simili di cui sono noti i valori (per esempio, l'acqua).

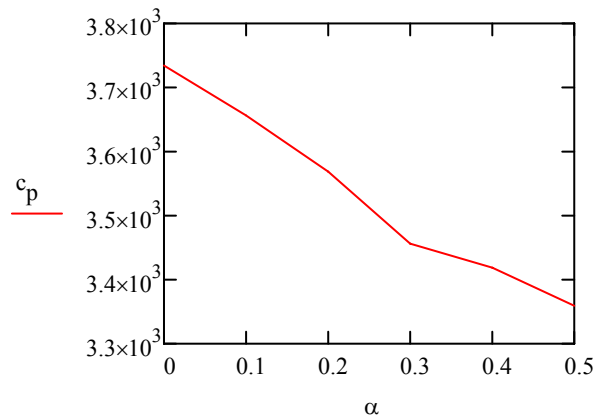


Figura 9: andamento del calore specifico [kJ/(kg*K)] della soluzione 30% in peso di MEA in acqua al variare del loading. Interpolazione da dati sperimentali [11].

La potenza termica necessaria per fornire calore sensibile alla soluzione è:

$$Q_{\text{heat}_-} := s_{\text{mass_tot}} \cdot c_{\text{p_sol}} \cdot (T_{\text{reb}} - T_{\text{abs}}) = 651.53 \text{ W} \quad (16)$$

$s_{\text{mass_tot}}$ [kg/s] è la portata massica della soluzione

$c_{\text{p_sol}}$ [kJ/(kg*K)] è il calore specifico [11] per $\alpha = 0.5$, ipotizzando che il desorbimento inizi al raggiungimento della temperatura del re boiler.

T_{reb} e T_{abs} [K] sono rispettivamente le temperature nel reboiler e nell'absorber.

L'entalpia di assorbimento e desorbimento è ricavabile dalla pressione di equilibrio graficata in figura 7 tramite l'equazione di Van't Hoff. In figura 10 l'entalpia di assorbimento è graficata in funzione del loading e al variare della temperatura secondo la legenda di figura 7. Si può notare come l'entalpia di assorbimento vari in funzione del loading, precisamente diminuisca all'aumentare di quest'ultimo, mentre risulti ininfluente l'effetto della temperatura - le curve di diversi colori sono sovrapposte.

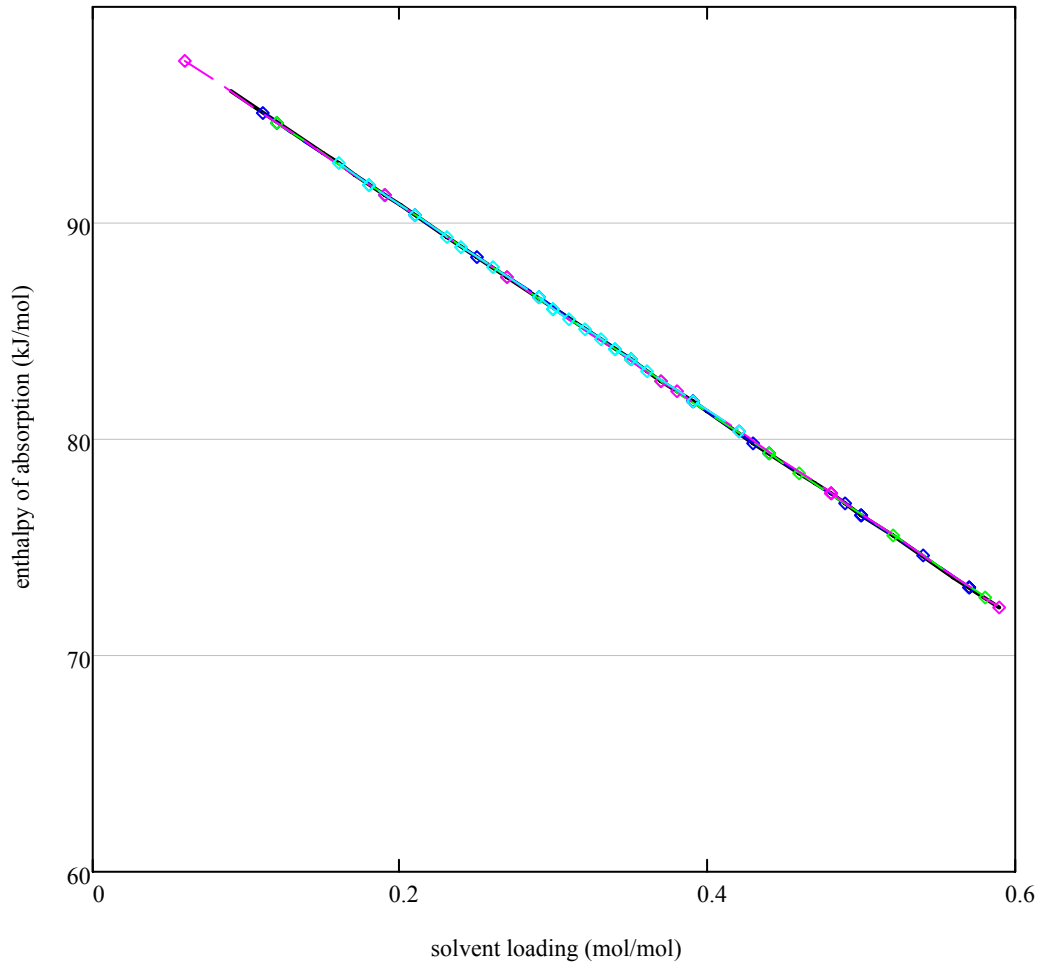


Figura 10: entalpia di assorbimento e desorbimento della CO₂ in soluzione acquosa con 30% in peso di MEA al variare del loading. Diversi colori delle curve indicano diverse temperature come riportato in figura 7.

La potenza termica necessaria per il desorbimento della CO₂ è

$$Q_{des_} := (\alpha_{rich} - \alpha_{lean}) \cdot s_ \cdot \Delta H_{abs_}(\alpha_{lean}) = 0.247 \text{ kW} \quad (17)$$

$s_$ è la portata molare di MEA.

$\Delta H_{abs_}(\alpha_{lean})$ è l'entalpia di desorbimento della CO₂ espressa per mole di CO₂ rilasciata, funzione del loading come precedentemente espresso. Si sceglie α_{lean} in prima approssimazione come ipotesi cautelativa.

Per quanto concerne il calore latente dell'acqua, esso è tabulato in funzione della temperatura di ebollizione [1]. La potenza termica necessaria risulta:

$$Q_{\text{vaporization_}} := s_{\text{mass_steam}} \cdot x \cdot h_{\text{fg}}(T_{\text{reb}}) = 1.563 \times 10^3 \text{ W} \quad (18)$$

$S_{\text{mass_steam}}$ [kg/s] è la portata massica di acqua

x è il rapporto tra vapore acqueo e acqua totale

$h_{\text{fg}}(T_{\text{reb}})$ [kJ/kg] è il calore latente di vaporizzazione dell'acqua alla temperatura del reboiler.

La potenza termica necessaria totale è quindi:

$$P_{Q_in_} := s_{\text{mass_tot}} \cdot c_{p_sol} \cdot (T_{\text{reb}} - T_{\text{abs}}) + s_{\text{mass_steam}} \cdot x \cdot h_{\text{fg}}(T_{\text{reb}}) + (\alpha_{\text{rich}} - \alpha_{\text{lean}}) \cdot s_- \cdot \Delta H_{\text{abs_}}(\alpha_{\text{lean}})$$

$$P_{Q_in_} = 2.461 \text{ kW} \quad (19)$$

Potenza termica di raffreddamento

Occorre raffreddare due flussi: uno per la fase gas, uno per la fase liquida. Le ipotesi preliminari sono che:

- la fase gassosa sia composta solo da CO₂ e vapore (il vapore di MEA è trascurabile);
- la fase liquida sia composta dal 30% in peso di MEA. In realtà la concentrazione di MEA è più alta a causa dell'evaporazione dell'acqua;
- i calori specifici di acqua, CO₂ e della soluzione siano valutati a temperatura ambiente, invece che alle temperature di esercizio.

$$c_{p_water} := 4.186 \frac{\text{kJ}}{\text{K} \cdot \text{kg}} \quad (20)$$

$$c_{p_sol_0.3} := 3.457 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \quad (21)$$

$$c_{p_CO2} := 37.11 \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{mol}} \quad (22)$$

$$s_{\text{mass_tot_}} := s_- \cdot M_{\text{MEA}} + \alpha_{\text{lean}} \cdot s_- \cdot M_{\text{CO2}} + \frac{[M_{\text{H2O}} \cdot (0.7s_- \cdot M_{\text{MEA}})]}{0.3 \cdot M_{\text{H2O}}} = 3.107 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{s}} \quad (23)$$

$$s_- = 0.014 \frac{\text{mol}}{\text{s}} \quad (24)$$

La potenza termica da sottrarre alla fase gas risulta pari a:

$$Q_{\text{gas_cooler}} := s_{\text{mass_steam}} \cdot x \cdot [h_{\text{fg}}(T_{\text{reb}}) + c_{\text{p_water}} \cdot (T_{\text{reb}} - T_{\text{abs}})] + s_- \cdot (\alpha_{\text{rich}} - \alpha_{\text{lean}}) \cdot c_{\text{p_CO2}} \cdot (T_{\text{reb}} - T_{\text{abs}}) = 1.743 \times 10^3 \text{ W} \quad (25)$$

$C_{\text{p_water}}$ [kJ/(kg*K)] è il calore specifico massico dell'acqua

$C_{\text{p_CO2}}$ [kJ/(kg*kmol)] è il calore specifico molare della CO₂

$s_{\text{mass_steam}}$ [kg/s] è la portata massica dell'acqua

s_- [mol/s] è la portata molare di MEA

Mentre la potenza termica da sottrarre alla fase liquida si esprime come:

$$Q_{\text{liq_cooler}} := [s_{\text{mass_tot}} \cdot (1 - x_{\text{sol}}) - s_- \cdot (\alpha_{\text{rich}} - \alpha_{\text{lean}}) \cdot M_{\text{CO2}}] \cdot c_{\text{p_sol_0.3}} \cdot (T_{\text{reb}} - T_{\text{abs}}) = 0.449 \text{ kW} \quad (26)$$

$C_{\text{p_sol_0.3}}$ [kJ/(kg*K)] è il calore specifico della soluzione amminica

A causa della reazione di assorbimento, nell'absorber viene generata potenza termica che andrebbe smaltita e che può essere quantificata come:

$$Q_{\text{abs}} := (\alpha_{\text{rich}} - \alpha_{\text{lean}}) \cdot s_- \cdot \Delta H_{\text{abs}}(\alpha_{\text{av}}) = 0.233 \text{ kW} \quad (27)$$

Al momento si pensa di non inserire un sistema di raffreddamento: tale opportunità sarà oggetto di valutazione direttamente in fase sperimentale.

Conclusioni

E' stato effettuato un dimensionamento di massima di un dispositivo innovativo per testare l'indice di degrado di una soluzione amminica (MEA, MonoEthanolAmmine) in acqua il cui vantaggio principale sta nel ridotto consumo energetico.

La conoscenza dell'indice di degrado consente una progettazione più efficace degli impianti Carbon Capture and Storage, una stima dei costi di esercizio più corretta e porta un contributo alla miglior definizione dei piani di manutenzione dell'impianto.

Bibliografia

- [1] "Mathcad implementation of IAPWS Industrial Formulation 1997 for the Thermodynamic Properties of Water and Steam, (c) 2002 Jon Gibbins, Mech. Eng. Dept., Imperial College, London."
- [2] QVF CATALOGUE "Process Pipe Fittings & Hardware".
- [3] Octave Levenspiel, "Chemical Reaction Engineering".
- [4] Ross Dugas, Gary Rochelle, "Absorption and desorption rates of carbon dioxide with monoethanolamine and piperazine", Energy Procedia 1 (2009) 1163–1169.
- [5] Hilliard (2008) A Predictive Thermodynamic Model for an Aqueous Blend of Potassium Carbonate, Piperazine, and Monoethanolamine for Carbon Dioxide Capture from Flue Gas.
- [6] Dugas (2009) Carbon Dioxide Absorption, Desorption, and Diffusion in Aqueous Piperazine and Monoethanolamine, PhD Thesis, University of Texas at Austin.
- [7] Ma'mun et al (2005) J Chem Eng Data, 50, 630-634.
- [8] Jou F Y, Otto F D, Mather A E (1994) Vapor-Liquid Equilibrium of Carbon Dioxide in Aqueous Mixtures of Monoethanolamine and Methyldiethanolamine, Industrial & Engineering Chemistry Research, 33(8), 2002-2005.
- [9] Arthur Kohl and Fred Riesenfeld, "Gas Purification".
- [10] Sung-Bum Park and Huen Lee "VAPOR-LIQUID EQUILIBRIA FOR THE BINARY MONOETHANOLAMINE+WATER AND MONOETHANOLAMINE+ETHANOL SYSTEMS" , Korean J. of Chem Eng. 14(2}, 146-148 (1997).
- [11] Weiland, Dingman, Cronin, "Heat Capacity of CO₂-Loaded 30% weight MEA Solutions at 25°C, with different loading (mol/mol)", (1997).