



**UNIVERSITÀ DEGLI STUDI DI PADOVA**

DIPARTIMENTO DI INGEGNERIA INDUSTRIALE  
CORSO DI LAUREA MAGISTRALE IN INGEGNERIA CHIMICA E DEI PROCESSI INDUSTRIALI

**Tesi di Laurea Magistrale in  
Ingegneria Chimica e dei Processi Industriali**

**DEUMIDIFICAZIONE DELL'ARIA A BASSE  
TEMPERATURE DI DEW POINT:  
ANALISI DI PROCESSO E DIMENSIONAMENTO  
DELLE APPARECCHIATURE**

**Relatore: Prof. Matteo Strumendo**

**Laureando: Marco Merotto**

ANNO ACCADEMICO 2016-2017





**UNIVERSITÀ DEGLI STUDI DI PADOVA**

DIPARTIMENTO DI INGEGNERIA INDUSTRIALE  
CORSO DI LAUREA MAGISTRALE IN INGEGNERIA CHIMICA E DEI PROCESSI INDUSTRIALI

**Tesi di Laurea Magistrale in  
Ingegneria Chimica e dei Processi Industriali**

**DEUMIDIFICAZIONE DELL'ARIA A BASSE  
TEMPERATURE DI DEW POINT:  
ANALISI DI PROCESSO E DIMENSIONAMENTO  
DELLE APPARECCHIATURE**

**Relatore: Prof. Matteo Strumendo**

**Laureando: Marco Merotto**

ANNO ACCADEMICO 2016-2017



# Riassunto

Lo scopo di questo lavoro di tesi è lo studio e il dimensionamento di un impianto in grado di ottenere una deumidificazione dell'aria fino ad una temperatura di dew point pari a  $-30\text{ }^{\circ}\text{C}$  attraverso un processo di assorbimento/stripping con colonne a corpi di riempimento.

Dopo una prima presentazione e analisi delle apparecchiature presenti in commercio, si sono ricercati in letteratura le equazioni e i modelli per il calcolo delle proprietà fisico-chimiche delle soluzioni igroscopiche da impiegare.

Una volta specificata la configurazione del processo di assorbimento/stripping utilizzato, si è quindi proceduto dapprima con la compilazione dei bilanci di materia ed energia per ciascuna apparecchiatura e poi con il dimensionamento delle due colonne a riempimento presenti.

In collaborazione con l'azienda Parker Hannifin Manufacturing di Sant'Angelo di Piove di Sacco si è realizzato anche il dimensionamento di un impianto pilota che verrà utilizzato per verificare l'accuratezza dei risultati ottenuti tramite le simulazioni numeriche confrontandoli con i dati sperimentali.

Utilizzando infine i bilanci microscopici sia di materia che di energia si sono compresi nel dettaglio i fenomeni che avvengono all'interno delle colonne a riempimento in esame.

Per svolgere i calcoli si è implementato un codice Matlab che permette di dimensionare nel dettaglio le due colonne a riempimento e di ricavare le temperature e le composizioni incognite in ingresso/uscita a ciascuna apparecchiatura.



# Indice

INTRODUZIONE.....	1
CAPITOLO 1: La deumidificazione dell'aria.....	3
1.1 Introduzione.....	3
1.2 Raffreddamento sotto il punto di rugiada.....	4
1.3 Deumidificazione chimica.....	5
1.3.1 Assorbimento con colonne a spruzzo.....	6
1.3.2 Doppio letto di adsorbimento.....	8
1.3.3 Letto rotativo orizzontale.....	9
1.3.4 Disco rotativo verticale a nido d'ape.....	10
1.3.5 Letto multiplo verticale rotativo.....	11
1.3.6 Colonna di assorbimento e stripping.....	11
1.4 Scelta del sistema di deumidificazione.....	13
CAPITOLO 2: Le soluzioni igroscopiche.....	15
2.1 Introduzione.....	15
2.2 Soluzioni di bromuro di litio.....	16
2.2.1 Diagramma di fase.....	17
2.2.2 Pressione di saturazione.....	19
2.2.3 Calore specifico a pressione costante.....	22
2.2.4 Coefficiente di diffusione.....	24
2.2.5 Equazione fondamentale per il calcolo di altre proprietà.....	26
2.2.6 Densità.....	26
2.2.7 Viscosità.....	27
2.2.8 Tensione superficiale.....	29
2.2.9 Conduttività termica.....	30
2.3 Soluzioni di glicole trietilenico.....	31
2.3.1 Pressione di saturazione.....	32
2.3.2 Calore specifico a pressione costante.....	34
2.3.3 Densità.....	35
2.3.4 Viscosità.....	38
2.3.5 Tensione superficiale.....	39
2.3.6 Coefficiente di attività.....	40
2.3.7 Coefficiente di diffusione.....	41
CAPITOLO 3: Analisi del processo di deumidificazione attraverso assorbimento in colonne a riempimento.....	45
3.1 Descrizione del processo di deumidificazione.....	45
3.2 Bilanci di materia ed energia totale.....	49
3.2.1 Colonna di assorbimento.....	53

3.2.2 Cooler 1.....	56
3.2.3 Scambiatore di calore liquido-liquido HX3.....	57
3.2.4 Scambiatore di calore gas-liquido HX1.....	59
3.2.5 Cooler 2.....	60
3.2.6 Scambiatore di calore gas-gas HX2.....	61
3.2.7 Colonna di stripping.....	63
3.2.8 Make-up di TEG.....	65
3.3 Analisi dei gradi di libertà.....	67
3.4 Risultati.....	68
CAPITOLO 4: Dimensionamento e product design dell'impianto di deumidificazione.....	71
4.1 I corpi di riempimento per le colonne di assorbimento/stripping.....	71
4.2 Calcolo del diametro delle colonne.....	73
4.3 Verifica della bagnatura minima.....	77
4.4 Altezza delle colonne.....	78
4.5 Product design dell'impianto.....	86
CAPITOLO 5: Dimensionamento dell'impianto pilota.....	89
5.1 Introduzione e layout dell'impianto.....	89
5.2 Colonna di assorbimento.....	91
5.3 Colonna di stripping.....	94
5.4 Scambiatore di calore liquido-liquido.....	95
5.5 Vasca di laminazione.....	96
5.6 Chiller.....	98
5.7 Pompa a valle dello stripper.....	98
5.8 Soffiante per l'aria di stripping.....	99
CAPITOLO 6: Bilanci microscopici di materia ed energia per le colonne di assorbimento /stripping.....	101
6.1 Introduzione.....	101
6.2 Bilanci di materia ed energia totale microscopici.....	102
6.3 Risultati.....	107
CONCLUSIONI.....	115
NOMENCLATURA.....	117
RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI.....	127
RINGRAZIAMENTI.....	129

# Introduzione

Questo lavoro di tesi è stato svolto in collaborazione con Parker Hannifin Manufacturing, azienda multinazionale con una sede a Sant'Angelo di Piove di Sacco, in provincia di Padova, che opera nel settore della termotecnica ed in particolare nell'ambito del trattamento dell'aria compressa.

Il tema di questa tesi è l'analisi di processo, il dimensionamento e la progettazione di un impianto di deumidificazione per aria compressa calda basato su colonne a riempimento di assorbimento/stripping in grado di trattare elevate portate e di raggiungere una temperatura di dew point in uscita pari a  $-30\text{ }^{\circ}\text{C}$ , recuperando energia termica dall'aria stessa alimentata. Specificamente, la tecnologia adottata si basa sull'assorbimento dell'umidità da parte di una soluzione igroscopica liquida che viene rigenerata mediante stripping con aria atmosferica.

Con l'intento di ottenere il maggior risparmio energetico possibile e di proporre un prodotto innovativo e dalle elevate prestazioni nel mercato del settore, un vantaggio importante dell'impianto in esame risiede nel fatto che non è necessaria l'introduzione di alcuna fonte di calore, riuscendo a recuperare anche energia termica in eccesso.

L'elaborato si articola in diversi capitoli. Nel primo viene fornita una panoramica dei sistemi di deumidificazione dell'aria attualmente più diffusi in commercio sia in ambito civile che industriale. Nel secondo vengono riportati i modelli e le equazioni per calcolare le proprietà fisiche e termodinamiche, necessarie per il dimensionamento del sistema, delle sostanze igroscopiche prese in esame. La scelta della configurazione dell'impianto di deumidificazione, della soluzione essiccante da utilizzare e la risoluzione dei bilanci di materia ed energia totale di ciascuna apparecchiatura presente è argomento invece del terzo capitolo. Il quarto utilizza in seguito un modello matematico (basato su bilanci microscopici di materia, ma non di energia totale) per calcolare il diametro e l'altezza delle colonne a riempimento; nel quarto capitolo viene inoltre presentato il product design dell'impianto dimensionato.

I modelli matematici illustrati nel capitolo 4 vengono utilizzati anche nel quinto capitolo per dimensionare un impianto pilota che ha lo scopo di confrontare i dati sperimentali che verranno prodotti con quelli ottenuti dalle simulazioni numeriche verificandone così l'accuratezza.

Viene utilizzato infine un modello più rigoroso e basato sui bilanci microscopici sia di materia che di energia totale per ciascuna delle due fasi nel sesto e ultimo capitolo per analizzare come variano le composizioni e le temperature delle due fasi all'interno delle due colonne a riempimento.

Per la risoluzione dei bilanci di materia ed energia e per svolgere tutti i calcoli necessari per il dimensionamento dell'impianto è stato sviluppato un codice Matlab.

# Capitolo 1

## La deumidificazione dell'aria

L'obiettivo di questo capitolo è di richiamare alcuni aspetti fondamentali della deumidificazione dell'aria e di illustrare i metodi e le apparecchiature attualmente usati a tale scopo, ponendo l'attenzione sui principi di funzionamento e sulle applicazioni.

Le tecnologie utilizzate per la deumidificazione dell'aria sono state raggruppate in due categorie: la prima prevede il raffreddamento dell'aria sotto il punto di rugiada mentre la seconda si basa sulla deumidificazione di tipo chimico.

### 1.1 Introduzione

La deumidificazione, o essiccamento, dell'aria consiste nella riduzione del contenuto di vapore acqueo in essa presente e viene diffusamente applicata sia in ambito civile che industriale in quanto permette di ottenere una migliore qualità dell'aria evitando quindi problemi come allergie alla polvere, formazione di muffe e proliferazione batterica.

Mentre nel caso di applicazioni domestiche l'essiccamento dell'aria riguarda essenzialmente il condizionamento estivo degli ambienti, è nel campo industriale che si è reso necessario un continuo sviluppo di tale settore per ricercare sistemi innovativi che permettano di raggiungere gradi di deumidificazione sempre più elevati con la minor spesa energetica possibile.

Le tecnologie attualmente più utilizzate, a seconda di come viene condotta la deumidificazione, sono sostanzialmente tre <sup>(1)</sup>:

- il raffreddamento dell'aria sotto il punto di rugiada con conseguente condensazione dell'umidità;
- adsorbimento dell'umidità su matrici solide;
- assorbimento dell'umidità utilizzando soluzioni igroscopiche.

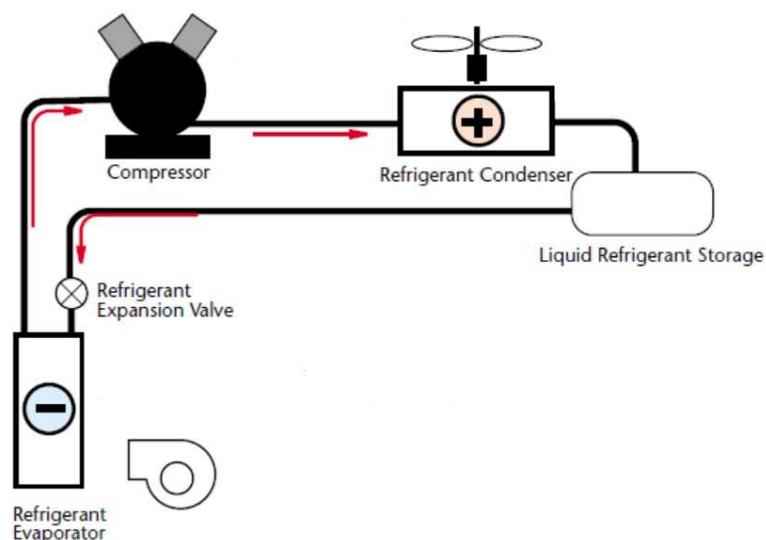
Le ultime due metodologie possono essere accorpate in un'unica categoria definita "deumidificazione chimica".

I metodi citati trovano applicazioni differenti e sono utilizzati essenzialmente in base ai costi energetici legati al grado di deumidificazione che si vuole raggiungere.

## 1.2 Raffreddamento sotto il punto di rugiada

Il raffreddamento sotto il punto di rugiada rappresenta la tecnica più utilizzata per deumidificare l'aria in ambito soprattutto civile in quanto il principio di funzionamento è estremamente semplice. Il flusso di aria umida viene infatti fatto transitare attraverso uno scambiatore di calore in cui circola un fluido refrigerante che possiede una temperatura minore di quella di rugiada dell'aria (cioè la temperatura alla quale si forma la prima goccia di acqua nella fase gas). In questo modo il vapore acqueo contenuto nell'aria condensa e il flusso gassoso risulta così deumidificato.

Un tipico schema è rappresentato in Figura 1.1 in cui è descritto il trattamento che subisce il liquido di raffreddamento. Esso dal serbatoio viene inviato a una valvola di espansione ed evapora all'interno del successivo evaporatore dove viene inviata l'aria umida. Questa si raffredda a causa della sottrazione di calore latente necessario per l'evaporazione del liquido refrigerante ottenendo così la condensazione del vapore acqueo in essa presente. Il gas, dopo aver subito una compressione che ne aumenta temperatura e pressione, viene quindi condensato rilasciando calore in atmosfera ed infine inviato al serbatoio chiudendo così il ciclo.



**Figura 1.1.** Ciclo del liquido refrigerante per deumidificare l'aria <sup>(1)</sup>

Questo tipo di processo, sebbene abbia il vantaggio di essere molto semplice e di facile applicabilità, presenta però alcuni aspetti negativi.

Primo fra tutti è il fatto che non si può scendere al di sotto di 0 °C come temperatura dell'aria in quanto si provocherebbe il congelamento dell'umidità all'interno dello scambiatore di calore compromettendone così la sua funzionalità. Pertanto tale metodo è sconsigliato se sono richiesti elevati gradi di deumidificazione e quindi trova impiego soprattutto in ambito domestico.

Un altro aspetto negativo da considerare riguarda il fatto che spesso è necessario raffreddare l'aria molto più del previsto per ottenere le prestazioni volute. In questo modo prima di immettere l'aria essiccata in atmosfera è necessario sottoporla ad un riscaldamento che incrementa le spese energetiche del processo. A questo scopo potrebbe risultare utile il calore che viene rilasciato quando viene condensato il fluido refrigerante a scapito però di una maggiore complessità impiantistica del sistema.

### 1.3 Deumidificazione chimica

Con il termine “deumidificazione chimica” ci si riferisce ai sistemi di essiccamento che utilizzano sostanze deumidificanti, siano esse solide o liquide, per ridurre il contenuto di umidità presente nell'aria. In particolare si parla di *assorbimento* quando la deumidificazione è ottenuta mediante l'impiego di soluzioni igroscopiche liquide mentre se vengono coinvolte sostanze essiccanti solide si preferisce parlare di *adsorbimento*.

Con questa tecnica l'aria non viene più raffreddata sotto il suo punto di rugiada per provocare la condensazione del vapore acqueo in essa presente ma, nel caso dell'assorbimento, si sfrutta la bassa tensione di vapore dei materiali disseccanti per ottenere un gradiente di potenziale chimico fra il vapore acqueo presente in aria e l'H<sub>2</sub>O in fase liquida. La forza motrice che si crea permette la rimozione dell'umidità dall'aria.

A mano a mano che la sostanza assorbe vapore acqueo, la sua attitudine a essiccare diminuisce progressivamente finché diviene necessario ripristinare le sue capacità assorbenti iniziali. Tale fase, detta rigenerazione o desorbimento, costituisce la fase più critica, in termini di consumi energetici, del processo ed è per questo che esistono numerose alternative impiantistiche per rendere più economico possibile tale step.

La rigenerazione per stripping è attualmente quella più diffusa e consiste nel far passare un flusso di aria calda e secca in controcorrente con la soluzione igroscopica diluita.

Questa tenderà a concentrarsi a causa del passaggio di H<sub>2</sub>O dalla fase liquida a quella gassosa dovuto al gradiente di potenziale chimico. Per aumentare tale gradiente può essere utilizzato un riscaldamento antecedente la rigenerazione in colonna della soluzione.

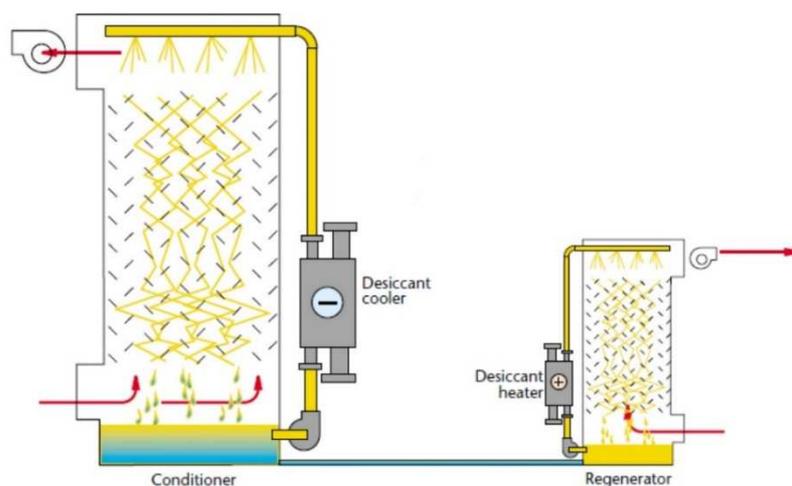
Utilizzata in alcune situazioni è anche la rigenerazione per evaporazione, nella quale la soluzione (che deve essere rigenerata) subisce un riscaldamento per portarla dapprima al punto di bolla e poi per far evaporare l'acqua presente in soluzione in eccesso. Il calore necessario può essere fornito attraverso resistenze elettriche per applicazioni domestiche oppure grazie allo scambio termico con flussi gassosi di vapore acqueo a alta temperatura se si tratta di impieghi industriali. Per facilitare l'evaporazione poi, si tende ad operare a basse pressioni, anche sotto vuoto se richiesto, in modo da dover riscaldare meno la soluzione.

Si sottolinea infine che, assieme allo scambio di materia, in fase di assorbimento o adsorbimento vi è un concomitante scambio termico dovuto al passaggio nella fase condensata dell'umidità ed alla conseguente cessione di calore latente che va a scaldare la soluzione o il solido assorbente a contatto con il flusso di aria. Simmetricamente poi, in fase di rigenerazione, avviene il processo opposto di evaporazione con conseguente raffreddamento del composto deumidificante.

Di seguito vengono quindi riportate alcune soluzioni impiantistiche presenti in commercio per la deumidificazione chimica in cui viene posta attenzione alle diverse tecniche di assorbimento/adsorbimento.

### **1.3.1 Assorbimento con colonne a spruzzo**

Nel metodo in esame l'umidità è rimossa grazie all'impiego di una soluzione igroscopica liquida ed è costituito da due colonne, una di assorbimento e una di rigenerazione. Per meglio comprenderne i principi di funzionamento, ci si riferisce allo schema di processo riportato in Figura 1.2.



**Figura 1.2.** Schema di processo di un sistema ad assorbimento con colonne a spruzzo <sup>(1)</sup>

La soluzione igroscopica viene finemente dispersa dall'alto tramite appositi ugelli venendo a contatto con l'aria umida che invece viene introdotta dal basso ed esce essiccata dall'alto della colonna. In questo modo il deumidificante riesce ad assorbire il vapore acqueo, si raccoglie poi sul fondo e, prima di essere utilizzato nel desorbitor, viene riscaldato in quanto il calore latente ceduto dall'umidità non è sufficiente per garantirgli la giusta temperatura per la rigenerazione. Infatti più la soluzione in questa fase del processo è calda, maggiore è la sua tensione di vapore e quindi maggiore sarà anche la forza motrice che garantisce il desorbimento. Questo si realizza in una colonna di analogo funzionamento alla prima, con la differenza che è l'aria di stripping ad assorbire l'umidità ripristinando così la piena funzionalità della soluzione igroscopica che, per poter riiniziare il ciclo, deve essere preventivamente raffreddata.

Come si nota bene dalla Figura 1.2, le due colonne hanno dimensioni differenti in quanto la portata di aria umida trattata è tipicamente maggiore rispetto a quella necessaria per la rigenerazione.

La metodologia appena descritta, al vantaggio delle basse perdite di carico della fase gas, affianca una serie di non trascurabili carenze che ne restringono l'applicabilità <sup>(1)</sup>:

- notevole costo di pompaggio della soluzione igroscopica liquida a causa delle elevate perdite di carico negli ugelli;
- elevato trascinalimento di soluzione da parte della massa di aria;
- elevato miscelamento tra le due fasi diminuendo così il vantaggio di operare lo scambio di materia in controcorrente;

- buona efficienza dello scambio di materia solo all'interno dell'intervallo di condizioni operative stabilite nel dimensionamento.

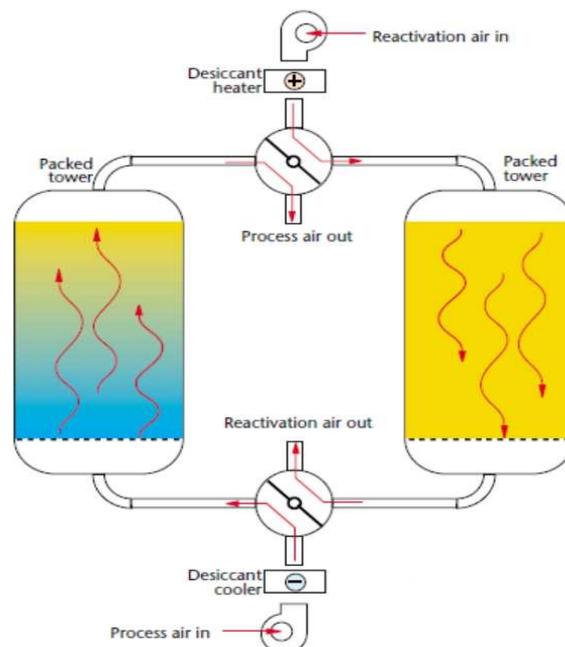
Pertanto la sua poca flessibilità è la discriminante principale che ne limita l'utilizzo. Tuttavia alcuni accorgimenti impiantistici, come l'installazione di uno scambiatore di calore all'interno delle colonne per meglio controllare gli scambi termici e quindi essere meno sensibile ad una variazione delle condizioni operative, ne possono migliorare le prestazioni.

### 1.3.2 Doppio letto di adsorbimento

Accoppiando due colonne di uguali dimensioni riempite di materiale adsorbente solido, si realizza quello che viene definito un doppio letto di adsorbimento <sup>(1)</sup>. Esso si basa sulla proprietà tipica di alcune sostanze di attrarre e trattenere il vapore d'acqua mediante la formazione di legami secondari sul reticolo cristallino del materiale e risulta essere tanto più efficiente quanto maggiore è l'area superficiale specifica dell'adsorbente solido. I materiali adsorbenti più comuni attualmente impiegati sono:

- gel di silice;
- zeoliti naturali o sintetiche.

Lo schema di impianto è molto semplice ed un esempio è riportato nella Figura 1.3.



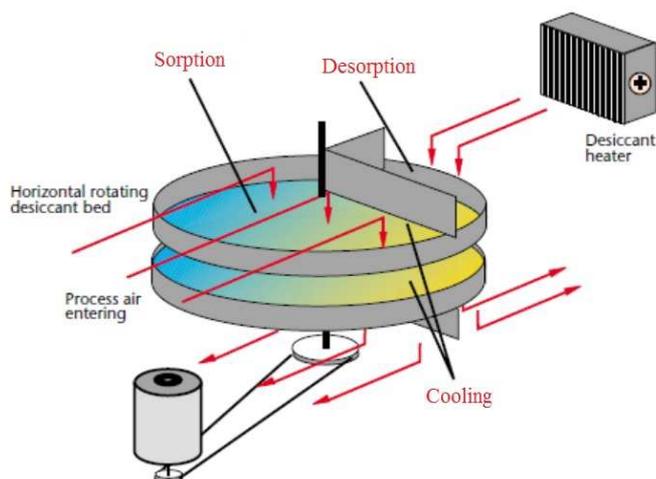
**Figura 1.3.** Schema di un doppio letto di adsorbimento <sup>(1)</sup>

L'aria umida, dopo essere stata preventivamente raffreddata, viene immessa nella prima colonna mentre nella seconda si procede con la rigenerazione del materiale adsorbente inviando aria calda di stripping. Non appena il solido della prima colonna diventa saturo di acqua, si procede con l'inversione dei flussi d'aria realizzando così la deumidificazione nella seconda. In questo modo, grazie all'impiego di materiali essiccanti sempre più efficienti come le zeoliti sintetiche che sono caratterizzate da un'elevatissima area superficiale, si ottengono notevoli gradi di deumidificazione dell'aria.

Il grosso svantaggio tuttavia risiede nel fatto che non si ottengono caratteristiche uniformi per l'aria essiccata in uscita in quanto le prestazioni adsorbenti del solido utilizzato calano a mano a mano che si procede con la deumidificazione.

### 1.3.3 Letto rotativo orizzontale

Il materiale solido adsorbente può anche essere disposto superficialmente in una serie di piatti forati in grado di ruotare. L'aria umida passando attraverso di essi, come riportato nello schema di processo di figura 1.4, viene essiccata grazie alle capacità adsorbenti del solido impiegato che viene continuamente rigenerato con aria di stripping calda.



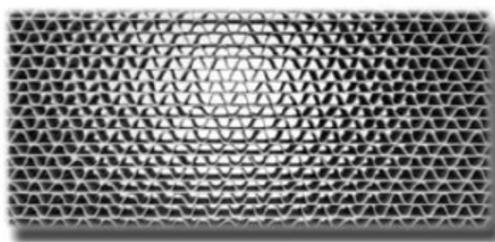
**Figura 1.4.** Schema di un letto rotativo orizzontale <sup>(1)</sup>

Nonostante la configurazione in controcorrente tra aria umida e di rigenerazione garantisca migliori scambi termici e quindi minori consumi energetici, si tende a preferire quella in parallelo per tenere uniforme la pressione tra i due lati del letto rotativo evitando così che l'aria umida possa finire nella sezione di rigenerazione e viceversa <sup>(1)</sup>.

Questo sistema garantisce una buona deumidificazione che può essere regolata modificando numero e diametro dei piatti impiegati. È una tecnologia non molto costosa, è più compatta rispetto al sistema a due colonne permettendone così l'uso anche in applicazioni domestiche e garantisce condizioni in uscita dal sistema per l'aria trattata molto uniformi.

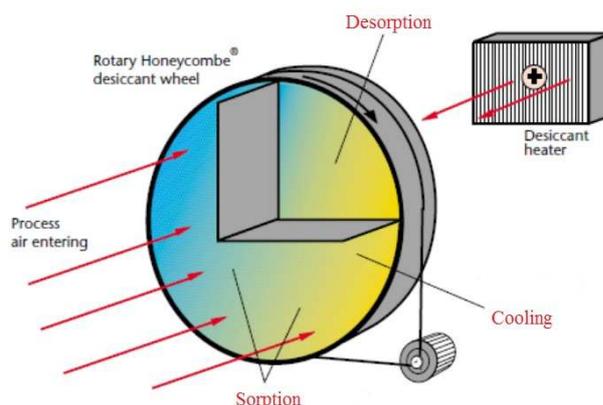
#### 1.3.4 Disco rotativo verticale a nido d'ape

Molto simile alla tecnologia descritta nella sezione 1.3.3, il sistema a disco rotativo verticale si basa su una struttura a nido d'ape, riportata in Figura 1.5, che consente di ottenere un'elevata area superficiale per unità di volume occupato.



*Figura 1.5. Struttura a nido d'ape <sup>(1)</sup>*

Il disco viene impregnato di una soluzione liquida assorbente e ruotando lentamente è in grado di alternare la deumidificazione dell'aria e la sua rigenerazione secondo lo schema sottostante.



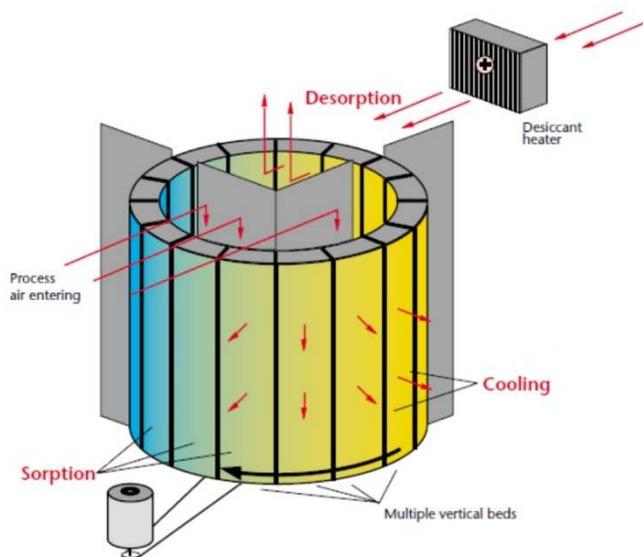
*Figura 1.6. Schema di un disco rotativo verticale a nido d'ape <sup>(1)</sup>*

La struttura molto porosa costituente il nido d'ape, consente di ottenere buoni e costanti gradi di deumidificazione in quanto la rigenerazione, realizzata sempre insufflando aria secca calda, è continua grazie alla lenta rotazione, circa qualche giro all'ora, del disco.

È inoltre una struttura compatta, semplice e affidabile che però costa di più rispetto ai sistemi adsorbenti descritti nei paragrafi precedenti. Tuttavia la sua buona efficienza energetica la rende una tecnologia molto diffusa specialmente in applicazioni che operano a pressione atmosferica.

### 1.3.5 Letto multiplo verticale rotativo

Unendo i pregi costruttivi delle colonne ad adsorbimento e dei dischi rotativi, è stato creato recentemente il sistema a letto multiplo verticale che consente di raggiungere gradi di deumidificazione molto elevati operando a pressione atmosferica. Esso è costituito da una batteria di otto o più torri che ruotano lentamente rigenerando in maniera continua il materiale adsorbente solido di cui sono riempite, secondo lo schema riportato in Figura 1.7.



**Figura 1.7.** Schema del sistema a letto multiplo verticale rotativo <sup>(1)</sup>

Il processo lavora in controcorrente in quanto ciascuna colonna è separata da quelle adiacenti e quindi la differenza di pressione tra sezione assorbente e rigenerativa non è così critica da provocare flussi gassosi in direzioni indesiderate. Le elevate prestazioni di questo sistema ne fanno un'alternativa molto valida specialmente se si trattano notevoli portate di aria umida.

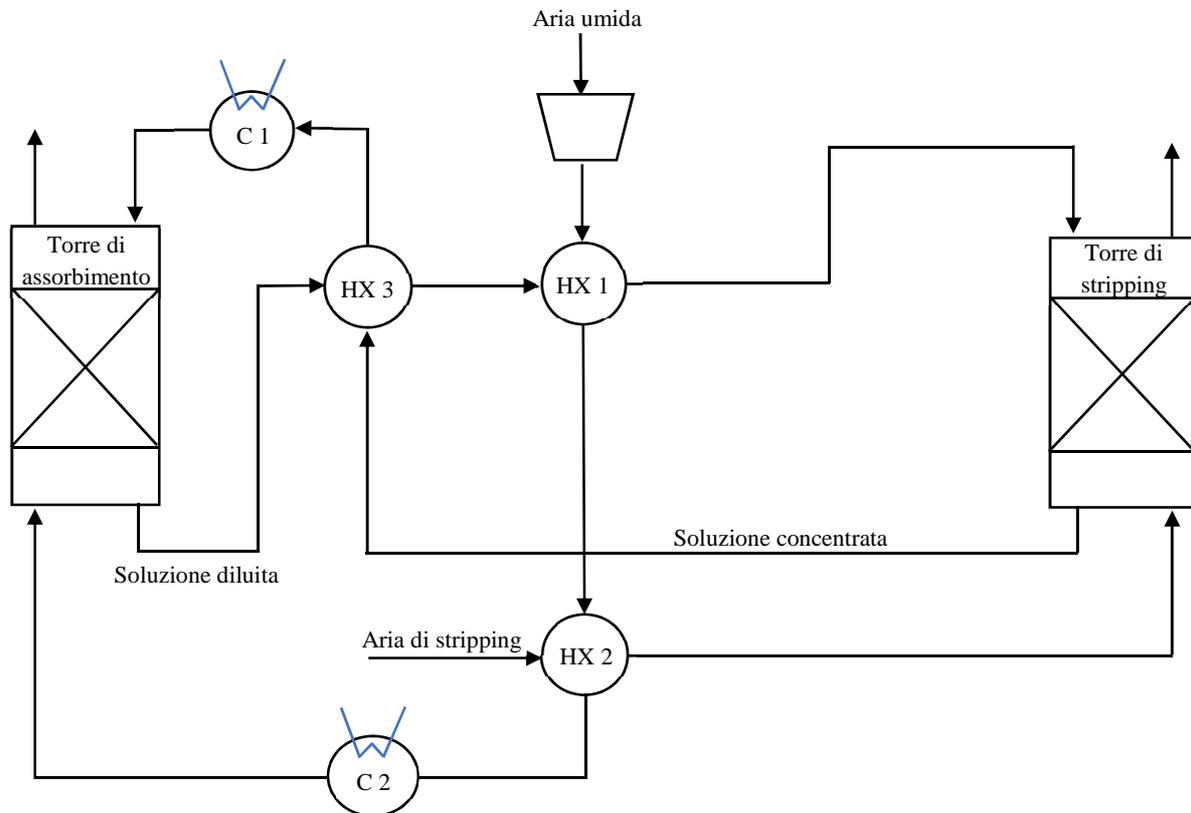
Chiaramente però la maggiore complessità meccanica richiede una manutenzione frequente e implica costi iniziali elevati. Tuttavia questi possono essere ammortizzati in breve tempo considerando le prestazioni di tale sistema e il risparmio energetico che ne deriva <sup>(1)</sup>.

### 1.3.6 Colonna di assorbimento e di stripping

Per applicazioni prevalentemente industriali che richiedono una notevole quantità di aria umida da trattare e un elevato grado di deumidificazione, un sistema molto usato è quello formato da una colonna di assorbimento e una di stripping. L'aria da trattare viene inviata al fondo della colonna di assorbimento e cede la sua umidità alla soluzione igroscopica che viene fatta scendere dall'alto in modo da operare in controcorrente e facilitare così lo scambio di materia tra i due flussi. L'aria essiccata viene quindi liberata in atmosfera mentre la soluzione liquida diluita viene inviata alla torre di stripping dove viene concentrata alla purezza iniziale con aria per essere così riutilizzata.

Per permettere l'assorbimento di umidità e il successivo desorbimento da parte della soluzione igroscopica, all'interno delle colonne possono essere utilizzati riempimenti alla rinfusa oppure strutturati a seconda dei vincoli progettuali da rispettare. A parità di condizioni operative e di aria da deumidificare, i riempimenti strutturati consentono infatti di ottenere colonne più basse e con minori perdite di carico. Tuttavia il loro costo di installazione è ben più elevato e pertanto un loro utilizzo è consigliato solo se non vi sono altre soluzioni economicamente più convenienti.

In presenza di un'elevata portata di aria umida compressa e calda, una possibile configurazione di processo con assorbimento/stripping è rappresentata nella Figura 1.8, in cui sono presenti alcuni accorgimenti impiantistici per ottimizzare la spesa energetica e il recupero termico. Parker Hannifin a questo proposito ha già depositato un brevetto <sup>(19)</sup> in cui è presentato un impianto per l'essiccazione di gas compresso basato su questa tecnologia che cerca di sfruttare e recuperare tutto il calore presente.



**Figura 1.8.** Processo con colonna di assorbimento e di stripping

Tale processo si abbina ad un compressore per aria umida e sfrutta il calore dovuto all'aumento di pressione di quest'ultima per riscaldare, attraverso gli scambiatori HX1 e HX2, sia la soluzione diluita che l'aria di stripping in ingresso alla torre di rigenerazione. In questa maniera non serve fornire in alcun modo calore al sistema ma è sufficiente dotarlo di due coolers per raffreddare i due fluidi (aria umida e soluzione concentrata) prima che entrino nell'assorbitore. È inoltre presente anche uno scambiatore HX3 per cedere parte del calore della soluzione igroscopica in uscita dallo stripper a quella diluita da rigenerare.

Questo sistema, sebbene sia più complesso dal punto di vista impiantistico rispetto a quelli descritti nei paragrafi precedenti, permette di trattare elevate portate di aria umida e di ottenere elevati e costanti gradi di deumidificazione con significativi recuperi termici.

#### 1.4 Scelta del sistema di deumidificazione

La scelta del sistema di deumidificazione va fatta sulla base di una serie di considerazioni economiche e delle prestazioni ottenibili attraverso le diverse tecnologie.

Prima di tutto occorre distinguere se si tratta di un'applicazione domestica o industriale poiché la prima richiede volumi d'aria e gradi di deumidificazione minori e quindi sono sufficienti apparecchiature poco costose, poco sofisticate e di piccole dimensioni. Per tali impieghi quindi ci si indirizza solitamente verso i sistemi a raffreddamento sotto il punto di rugiada dell'aria, specialmente se è presente una notevole quantità di vapore acqueo.

Se invece l'applicazione richiesta è di tipo industriale, raffreddare l'aria sotto il suo punto di rugiada può risultare dispendioso energeticamente <sup>(1)</sup> e spesso quindi la deumidificazione di tipo chimico risulta essere maggiormente economica, specialmente quando in uno stabilimento sono presenti fonti di energia non elettrica a basso costo, come per esempio vapori o gas caldi di scarico, che possono essere sfruttate per la rigenerazione, oppure è disponibile aria compressa umida. Quest'ultimo caso viene approfondito nei capitoli successivi con l'intento di operare una deumidificazione spinta dell'aria ottenendo il maggior recupero termico possibile.

La deumidificazione chimica risulta conveniente poi anche quando tra i requisiti richiesti per l'aria è presente quello di un basso contenuto batterico o l'assenza di determinati contaminanti poiché associa alla deumidificazione anche la decontaminazione da una serie di sostanze che degradano la qualità dell'aria.

# Capitolo 2

## Le soluzioni igroscopiche

In questo capitolo vengono trattate le soluzioni igroscopiche utilizzate negli impianti di deumidificazione dell'aria, in particolare viene posta l'attenzione sui modelli di calcolo per determinarne le proprietà fisiche e termodinamiche necessarie per la progettazione delle apparecchiature di deumidificazione.

Dopo una prima parte introduttiva in cui vengono richiamate le peculiarità che deve possedere una soluzione igroscopica, si passa ad analizzare in dettaglio le due soluzioni prese in considerazione in questo lavoro di tesi: il bromuro di litio e il glicole trietilenico (TEG).

### 2.1 Introduzione

Una sostanza essiccante deve riuscire ad attrarre e trattenere molecole di acqua. Sebbene in natura ne esistano molte con questa proprietà, solo poche di esse possono essere efficacemente impiegate negli impianti di deumidificazione chimica.

Attualmente infatti vengono utilizzate prevalentemente soluzioni acquose di:

- cloruro di calcio
- cloruro di litio
- bromuro di litio
- glicole trietilenico (TEG)

Importanti fattori da tenere in considerazione nella scelta della soluzione igroscopica sono:

- costo contenuto
- scarsa corrosività
- bassa tensione di vapore
- bassa viscosità
- buona trasmissione del calore
- stabilità chimica
- bassa tendenza alla cristallizzazione
- buona diffusione nel flusso di aria trattato
- ridotta spesa energetica richiesta per la rigenerazione

- tossicità nulla e mancanza di odori
- elevata solubilità nel solvente

Chiaramente una soluzione igroscopica che possieda tutte queste qualità contemporaneamente non esiste anche perché alcune di loro sono contrastanti; per esempio tanto più bassa è la tensione di vapore, e quindi migliori sono le capacità deumidificanti della soluzione, tanto maggiori sono i costi per la rigenerazione.

L'essiccante più economico è senza dubbio il cloruro di calcio che viene molto utilizzato per applicazioni domestiche e quando non sono richiesti gradi di essiccamento particolarmente elevati. Tuttavia non è in grado di raggiungere i gradi di deumidificazione che garantiscono altre soluzioni saline come quelle con cloruro di litio, che è una delle soluzioni maggiormente impiegate perché rappresenta un buon compromesso tra le caratteristiche sopracitate, o con bromuro di litio che permette di arrivare a gradi di deumidificazione ancora più elevati.

Problemi di alta tensione di vapore presenta invece il TEG, che causano una sua parziale evaporazione nella rigenerazione e che quindi rendono necessario un make-up di glicole dopo una serie di cicli. Tuttavia esso può contare sulla migliore capacità essiccante di tutte le soluzioni igroscopiche sopra elencate.

Poiché nel processo di deumidificazione in esame in questo lavoro di tesi si vogliono raggiungere gradi di deumidificazione molto elevati, vengono considerate solo le soluzioni maggiormente performanti sotto questo punto di vista, ovvero il bromuro di litio e il TEG.

## **2.2 Soluzioni di bromuro di litio**

Le soluzioni acquose di bromuro di litio vengono impiegate nel campo farmaceutico, in quello dell'industria chimica in alcune reazioni di alchilazione ma soprattutto, come già accennato, nella deumidificazione e nel condizionamento dell'aria.

Disponibile in commercio non solo in soluzione acquosa ma anche come sale anidro, il bromuro di litio si caratterizza per il fatto che è molto solubile in acqua (la sua solubilità infatti a 20 °C è pari a 1490 g/l di acqua) e molto stabile chimicamente.

Il sale anidro in forma granulare presenta i valori di alcune proprietà fisiche riportati nella Tabella 2.1.

**Tabella 2.1.** Proprietà fisiche del LiBr in forma granulare a pressione atmosferica <sup>(2)</sup>

Peso molecolare	86.845 g/mole
Temperatura di fusione	550 °C
Temperatura di ebollizione	1265 °C

### 2.2.1 Diagramma di fase

Per calcolare il diagramma di fase solido-liquido del sistema H<sub>2</sub>O-LiBr, si è seguito il modello proposto da Patek e Klomfar <sup>(3)</sup> secondo cui la temperatura di cristallizzazione  $T_{crist}$  è data dall'equazione (2.1) in funzione della frazione molare di bromuro di litio  $x$ :

$$T_{crist}(x) = T_L + \frac{T_R - T_L}{x_R - x_L} \cdot (x - x_L) + T_T \sum_{i=1}^N a_i \cdot (x - x_L)^{m_i} \cdot (x_R - x)^{n_i} \quad (2.1)$$

Le grandezze usate nell'equazione (2.1) sono definite come:

$T_{crist}$  = temperatura di cristallizzazione [K];

$x$  = frazione molare di LiBr in soluzione [moli di LiBr/moli di soluzione];

$T_T$  = temperatura dell'acqua al punto triplo = 273.16 K;

$a_i, m_i, n_i$  = parametri riportati in Tabella 2.2;

$x_L, x_R$  = frazioni molari dei punti di transizione riportate in Tabella 2.3

$T_L, T_R$  = temperature dei punti di transizione riportate in Tabella 2.3 [K]

**Tabella 2.2 (Prima Parte).** Valori dei parametri  $a_i, m_i, n_i$  presenti nell'equazione (2.1)

	$i$	$a_i$	$m_i$	$n_i$
<b>Ice line</b>	1	$1.33842 \cdot 10^1$	1	1
	2	$-4.39293 \cdot 10^1$	2	1
	3	$4.02577 \cdot 10^7$	3	1
	4	$-5.52364 \cdot 10^4$	4	1
	5	$3.28383 \cdot 10^5$	5	1

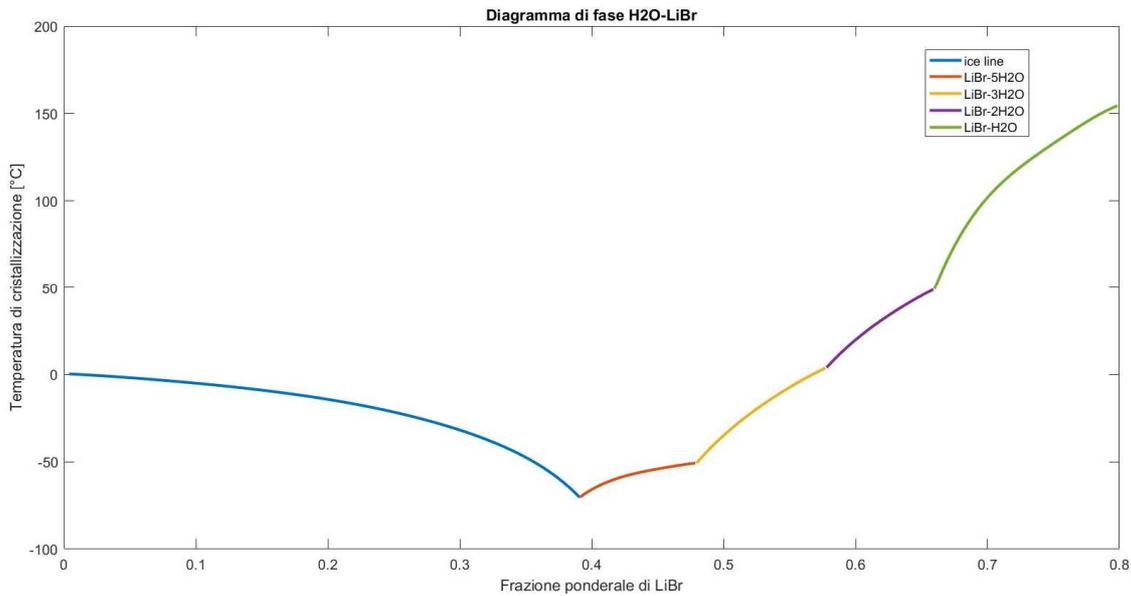
**Tabella 2.2 (Seconda Parte).** Valori dei parametri  $a_i$ ,  $m_i$ ,  $n_i$  presenti nell'equazione (2.1)

<b>LiBr-5H<sub>2</sub>O</b>	1	$2.61161 \cdot 10^1$	1	1
	2	$2.38994 \cdot 10^4$	1	3
<b>LiBr-3H<sub>2</sub>O</b>	1	$2.47039 \cdot 10^1$	1	1
	2	$4.65459 \cdot 10^3$	1	3
<b>LiBr-2H<sub>2</sub>O</b>	1	$1.62375 \cdot 10^1$	1	1
	2	$2.47098 \cdot 10^3$	1	3
<b>LiBr-H<sub>2</sub>O</b>	1	$1.00743 \cdot 10^1$	1	1
	2	$3.94593 \cdot 10^3$	1	4

**Tabella 2.3.** Valori di temperatura e frazione molare per i punti di transizione del diagramma di fase

	<b>T<sub>L</sub> [K]</b>	<b>T<sub>R</sub> [K]</b>	<b>x<sub>L</sub></b>	<b>x<sub>R</sub></b>
<b>Ice line</b>	273.6	202.8	0	0.1175
<b>LiBr-5H<sub>2</sub>O</b>	202.8	222.4	0.1175	0.1604
<b>LiBr-3H<sub>2</sub>O</b>	222.4	277.1	0.1604	0.2213
<b>LiBr-2H<sub>2</sub>O</b>	277.1	322.2	0.2213	0.2869
<b>LiBr-H<sub>2</sub>O</b>	322.2	429.15	0.2869	0.4613

Il modello di calcolo considerato <sup>(3)</sup> è accurato e il diagramma di fase che ne deriva è rappresentato nella Figura 2.1, in cui sono ben evidenziate le varie transizioni.



**Figura 2.1.** Diagramma di fase solido-liquido per la soluzione acquosa di bromuro di litio

Dal diagramma 2.1 emerge chiaramente che con frazioni ponderali di bromuro di litio minori di 0.55 circa si ottengono temperature di cristallizzazione inferiori a 0 °C; naturalmente il range di concentrazione della soluzione deve essere tale per cui la soluzione resti sempre allo stato liquido per tutte le condizioni operative in cui il processo viene eseguito.

### 2.2.2 Pressione di saturazione

Tra i modelli di calcolo presenti in letteratura per determinare il valore di questa proprietà è stato scelto quello proposto da Pathil et al. <sup>(4)</sup> basato sulla molalità della soluzione, definita come il rapporto tra moli di soluto e massa del solvente.

Noti infatti i valori della massa di H<sub>2</sub>O e frazione ponderale di bromuro di litio in soluzione, è possibile dapprima calcolare la massa del sale  $M_{LiBr}$  e poi le sue moli  $n_{LiBr}$  secondo le equazioni (2.2) e (2.3) seguenti:

$$M_{LiBr} = \frac{w_{LiBr}}{w_{H_2O}} \cdot M_{H_2O} \quad (2.2)$$

$$n_{LiBr} = \frac{M_{LiBr}}{PM_{LiBr}} \quad (2.3)$$

dove:

$M_{LiBr}$  = massa di LiBr [g]

$w_{LiBr}$  = frazione ponderale di LiBr in soluzione [massa di LiBr/massa di soluzione]

$w_{H_2O}$  = frazione ponderale di H<sub>2</sub>O in soluzione =  $1 - w_{LiBr}$

$M_{H_2O}$  = massa di H<sub>2</sub>O [g]

$n_{LiBr}$  = moli di LiBr [mole]

$PM_{LiBr}$  = peso molecolare di LiBr [g/mole] = 86.845 g/mole

La molalità è ricavabile dividendo le moli di LiBr appena calcolate per la massa di acqua (in kg) presente in soluzione.

Noto pertanto il valore della molalità, la pressione di saturazione  $P_{LiBr}^{sat}$  del sale è calcolabile secondo l'equazione (2.4):

$$\log_{10} P_{LiBr}^{sat} = A(m) + \frac{B(m)}{T} + \frac{C(m)}{T^2} \quad (2.4)$$

dove:

$P_{LiBr}^{sat}$  = pressione di saturazione del LiBr [kPa]

$m$  = molalità della soluzione [moli/kg solvente]

$T$  = temperatura [K]

I parametri  $A(m)$ ,  $B(m)$ ,  $C(m)$  sono ricavabili dalle equazioni (2.5), (2.6) e (2.7):

$$A(m) = A_0 + A_1m + A_2m^2 + A_3m^3 \quad (2.5)$$

$$B(m) = B_0 + B_1m + B_2m^2 + B_3m^3 \quad (2.6)$$

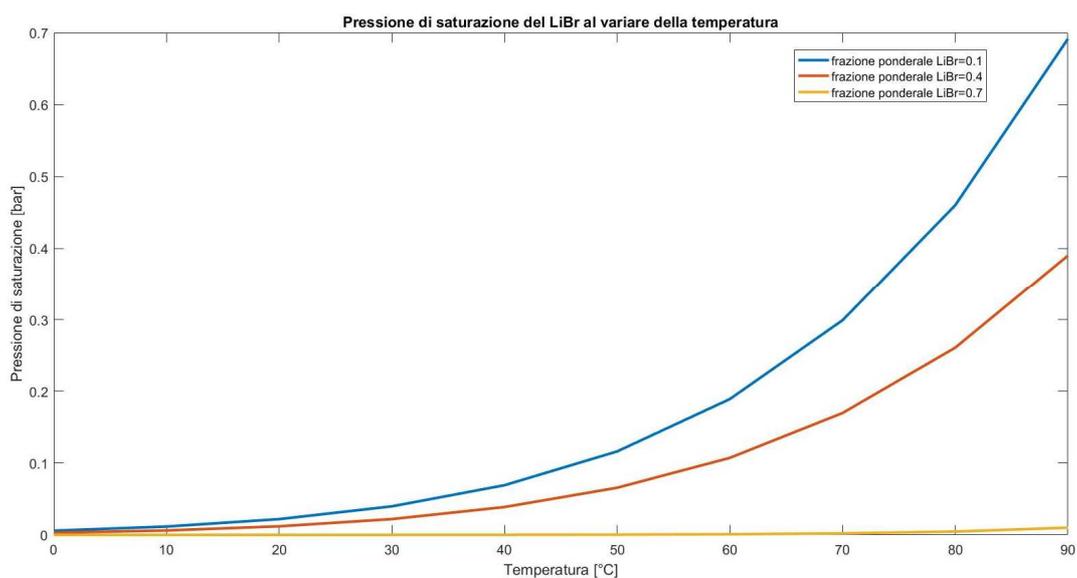
$$C(m) = C_0 + C_1m + C_2m^2 + C_3m^3 \quad (2.7)$$

I coefficienti richiesti nelle equazioni (2.5), (2.6) e (2.7) sono riportati in Tabella 2.4.

**Tabella 2.4.** Valori dei coefficienti nelle equazioni (2.5), (2.6) e (2.7)

$A_0$	$A_1$	$A_2$	$A_3$
8.0648240	-0.1036791	-0.0123511	0.0009890
$B_0$	$B_1$	$B_2$	$B_3$
-2235.3810	62.4534	5.2484	-0.5253
$C_0$	$C_1$	$C_2$	$C_3$
-6478.216	-10555.860	-724.251	66.490

L'andamento della pressione di saturazione è quindi descritto dalle curve nella Figura 2.2.

**Figura 2.2.** Pressione di saturazione della soluzione acquosa di bromuro di litio

Come si nota dal grafico, la pressione di saturazione del bromuro di litio in soluzione dipende fortemente dalla frazione ponderale dello stesso, in particolare all'aumentare del bromuro in soluzione diminuisce notevolmente il valore della tensione di vapore, anche di due ordini di grandezza a 90 °C passando da  $w_{\text{LiBr}}=0.7$  a  $w_{\text{LiBr}}=0.1$ .

### 2.2.3 Calore specifico a pressione costante

Per determinare il valore del calore specifico a pressione costante della soluzione di bromuro di litio  $Cp_{LiBr}$  è possibile utilizzare l'equazione seguente <sup>(5)</sup>:

$$Cp_{LiBr} = (1 - x_{LiBr}) \cdot Cp'(T) + Cp_t \cdot \sum_{i=1}^8 a_i x_{LiBr}^{m_i} \cdot (0.4 - x_{LiBr})^{n_i} \cdot \left( \frac{T_c}{T - T_0} \right)^{t_i} \quad (2.8)$$

dove:

$Cp_{LiBr}$  = calore specifico a pressione costante della soluzione di LiBr [kJ/kmol·K]

$x_{LiBr}$  = frazione molare di LiBr in soluzione

$Cp'(T)$  = calore specifico a pressione costante dell'acqua pura in condizioni di saturazione alla temperatura T [kJ/kmol·K]

$Cp_t$  = calore specifico dell'acqua pura al punto triplo = 76.0226 kJ/kmol·K

$T_c$  = temperatura critica dell'acqua = 647 K

$T_0$  = 221 K

I valori dei parametri  $a_i, m_i, n_i, t_i$  sono riportati in Tabella 2.5

**Tabella 2.5.** Valori dei parametri presenti nell'equazione (2.8)

$i$	$a_i$	$m_i$	$n_i$	$t_i$
1	$-1.42094 \cdot 10^1$	2	0	0
2	$4.04943 \cdot 10^1$	3	0	0
3	$1.11135 \cdot 10^2$	3	1	0
4	$2.29980 \cdot 10^2$	3	2	0
5	$1.34526 \cdot 10^3$	3	3	0
6	$-1.41010 \cdot 10^{-2}$	2	0	2
7	$1.24977 \cdot 10^{-2}$	1	3	3
8	$-6.83209 \cdot 10^{-6}$	1	2	4

Nota la frazione ponderale di LiBr in soluzione  $w_{LiBr}$  per calcolare la sua frazione molare  $x_{LiBr}$  si utilizza la seguente conversione:

$$x_{LiBr} = w_{LiBr} \frac{PM_{mix}}{PM_{LiBr}} \quad (2.9)$$

in cui:

$$PM_{mix} = \text{peso molecolare della soluzione [kg/kmole]} = \frac{1}{\frac{w_{LiBr}}{PM_{LiBr}} + \frac{1-w_{LiBr}}{PM_{H_2O}}} \quad (2.10)$$

$$PM_{H_2O} = \text{peso molecolare dell'acqua} = 18.016 \text{ [kg/kmole]}$$

Per calcolare il calore specifico dell'acqua pura in condizioni di saturazione è possibile usare l'equazione (2.11) (5):

$$Cp'(T) = Cp_t \cdot \sum_{i=1}^5 \alpha_i \cdot \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^{\beta_i} \cdot \left(\frac{T}{T_T}\right)^{\gamma_i} \quad (2.11)$$

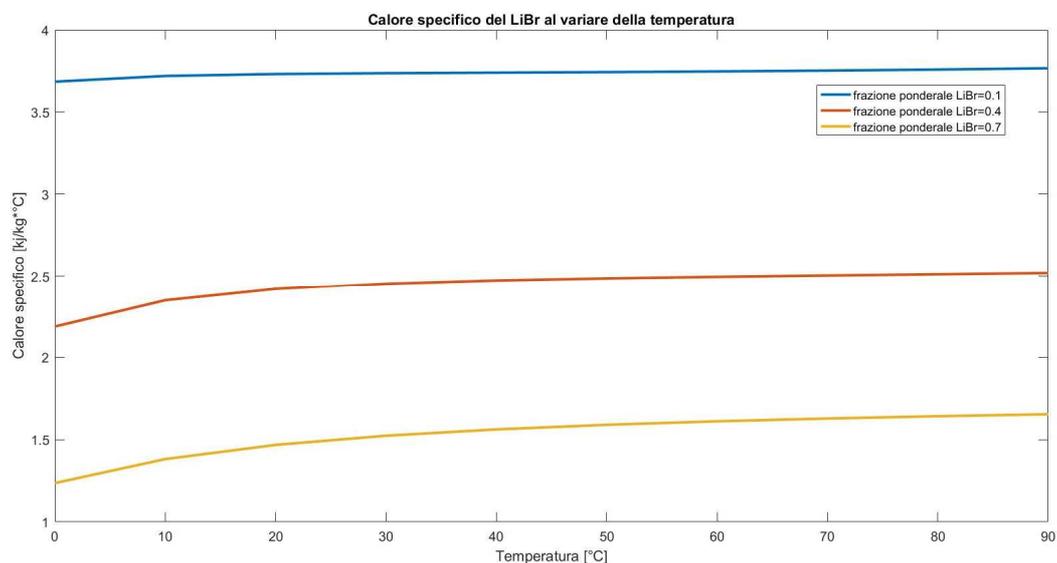
dove  $T_T$  temperatura dell'acqua al punto triplo (273.16 K). I parametri  $\alpha_i, \beta_i, \gamma_i$  sono riportati in Tabella 2.6.

**Tabella 2.6.** Valori dei parametri presenti nell'equazione (2.11)

$i$	$\alpha_i$	$\beta_i$	$\gamma_i$
1	1.38801	0	0
2	-2.95318	2	2
3	3.18721	3	3
4	-0.645473	6	5
5	$9.18946 \cdot 10^5$	34	0

Il calore specifico della soluzione calcolato con la (2.8) può essere convertito in [kJ/kg·K] se diviso per il peso molecolare della soluzione  $PM_{mix}$  ricavato con la (2.10).

L'andamento che ne deriva al variare della temperatura per diverse frazioni ponderali di LiBr è descritto dal grafico 2.3.



**Figura 2.3.** Calore specifico a pressione costante della soluzione acquosa di bromuro di litio

Come si evince dalla Figura 2.3, maggiore è la frazione ponderale di bromuro di litio in soluzione minore è il calore specifico della soluzione, che subisce una diminuzione anche abbassando la temperatura, in particolare tale effetto inizia ad essere ben evidente a partire dai 20 °C soprattutto per soluzioni con frazioni ponderali di sale elevate, ad esempio 0.7.

#### 2.2.4 Coefficiente di diffusione

Per il calcolo del coefficiente di diffusione della soluzione salina in esame è di fondamentale importanza la stima del coefficiente di auto-diffusione dell'acqua in quanto esso rappresenta il massimo valore raggiungibile per la diffusione della soluzione perché gli ioni del sale hanno come effetto quello di ritardare tale fenomeno. Pertanto è necessario dapprima trovare un modello che riproduca fedelmente i valori del coefficiente di auto-diffusione dell'acqua al variare della temperatura e quindi correggerli introducendo un'espressione che tenga conto dell'effetto della presenza del sale in soluzione.

Un modello per il calcolo del coefficiente di auto-diffusione dell'acqua che riproduce in maniera fedele i dati sperimentali è il seguente <sup>(6)</sup>:

$$D_0 = \frac{1}{2\pi} \cdot \left( \frac{N}{v_m} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \frac{kT}{\mu} \quad (2.12)$$

dove:

$D_0$  = coefficiente di auto-diffusione dell'acqua [ $\text{m}^2/\text{s}$ ]

$N$  = numero di Avogadro =  $6.022 \cdot 10^{26}$  [ $\text{K mole}^{-1}$ ]

$v_m$  = volume molare dell'acqua alla temperatura  $T$  [ $\text{m}^3/\text{kmole}$ ]

$k$  = costante di Boltzmann =  $1.3806 \cdot 10^{-23}$  [ $\text{J/K}$ ]

$T$  = temperatura [ $\text{K}$ ]

$\mu$  = viscosità dinamica dell'acqua alla temperatura  $T$  [ $\text{Pa}\cdot\text{s}$ ]

Noto  $D_0$  è possibile procedere con la stima del coefficiente di diffusione della soluzione introducendo il contributo del sale <sup>(7)</sup> secondo l'equazione (2.13):

$$D_{LiBr} = D_0 \cdot \left\{ 1 - \left[ 1 + \left( \frac{\sqrt{w_{LiBr}}}{\delta_1} \right)^{\delta_2} \right]^{\delta_3} \right\} \quad (2.13)$$

in cui:

$D_{LiBr}$  = coefficiente di diffusione della soluzione [ $\text{m}^2/\text{s}$ ]

$w_{LiBr}$  = frazione ponderale di bromuro di litio

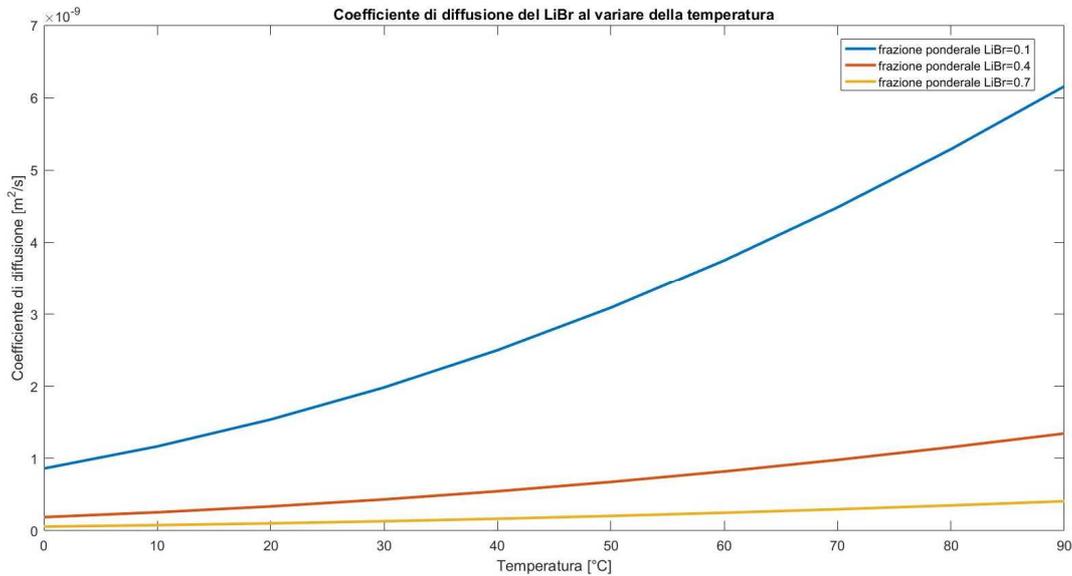
I parametri  $\delta_1, \delta_2, \delta_3$  sono riportati in Tabella 2.7

**Tabella 2.7.** Valori dei parametri presenti nell'equazione (2.13) per il cloruro di litio

$\delta_1$	0.52
$\delta_2$	-4.92
$\delta_3$	-0.56

È doveroso specificare che i parametri riportati in Tabella 2.7 sono relativi al cloruro di litio in quanto in letteratura non è stato possibile trovare quelli relativi al bromuro di litio; tuttavia ne è stato deciso l'impiego in quanto i due sali sono molto simili per struttura e alcune proprietà fisiche (densità e viscosità per esempio).

La rappresentazione grafica del coefficiente di diffusione della soluzione salina in esame è riportata in Figura 2.4, da cui è possibile notare che esso diminuisce, coerentemente con quanto spiegato sopra, all'aumentare della frazione ponderale di bromuro e abbassando la temperatura.



**Figura 2.4.** Coefficiente di diffusione della soluzione acquosa di bromuro di litio

### 2.2.5 Equazione fondamentale per il calcolo di altre proprietà

Altre proprietà del bromuro di litio utili per la progettazione di un sistema di deumidificazione (densità, viscosità, tensione superficiale e conduttività termica) possono essere calcolate mediante l'uso di un'unica equazione variando di volta in volta i parametri sperimentali in essa presenti <sup>(8)</sup>.

Indicata con  $P$  la generica proprietà, la relazione fondamentale è:

$$P = \sum_{k=1}^{k_{up}} (100 \cdot w_{LiBr})^{k-1} \cdot [A_k + T \cdot (A_{k+k_{up}} + T \cdot A_{k+2k_{up}})] \quad (2.14)$$

dove la temperatura  $T$  è espressa in gradi centigradi e i parametri  $A_k$  sono riportati in forma tabulata per ogni proprietà.

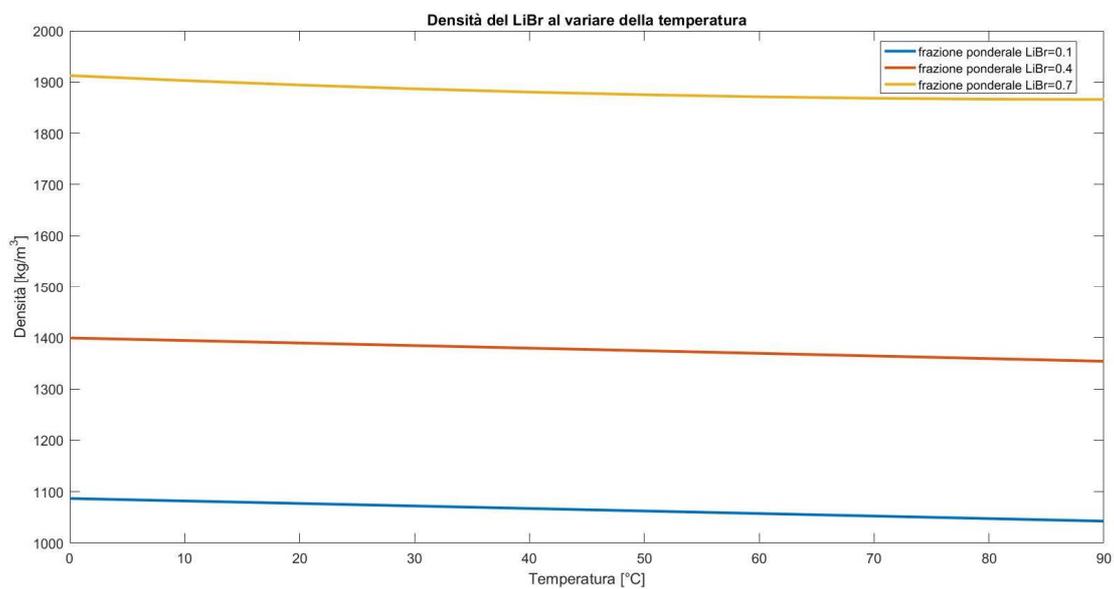
### 2.2.6 Densità

I parametri dell'equazione (2.14) che permettono il calcolo della densità del bromuro di litio, espressa in  $\text{kg}/\text{dm}^3$ , sono riportati in Tabella 2.8.

**Tabella 2.8.** Valori dei parametri sperimentali presenti nell'equazione (2.14) per il calcolo della densità

$k_{UP} = 5$					
$k$	$A(k)$	$k$	$A(k)$	$k$	$A(k)$
1	0.9939006	6	$-5.631094 \cdot 10^{-4}$	11	$1.392527 \cdot 10^{-6}$
2	0.01046888	7	$1.633541 \cdot 10^{-5}$	12	$-2.801009 \cdot 10^{-7}$
3	$-1.66793 \cdot 10^{-4}$	8	$-1.110273 \cdot 10^{-6}$	13	$1.734979 \cdot 10^{-8}$
4	$5.332823 \cdot 10^{-6}$	9	$2.882292 \cdot 10^{-8}$	14	$-4.232988 \cdot 10^{-10}$
5	$-3.440005 \cdot 10^{-8}$	10	$-2.523579 \cdot 10^{-10}$	15	$3.503024 \cdot 10^{-12}$

L'andamento di tale proprietà, espressa in  $\text{kg/m}^3$ , al variare della temperatura e per tre diverse frazioni di bromuro di litio è riportato in Figura 2.5 in cui è chiaro che più elevata è la frazione di sale maggiore è la densità della soluzione.



**Figura 2.5.** Densità della soluzione acquosa di bromuro di litio

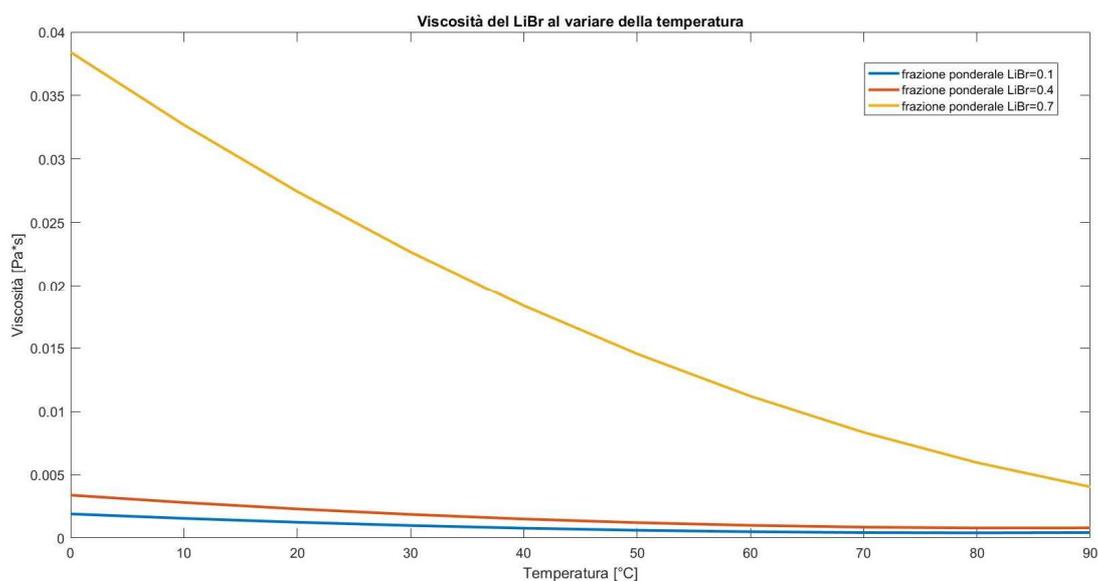
### 2.2.7 Viscosità

La viscosità della soluzione acquosa di bromuro di litio, espressa in Pa·s, è calcolabile attraverso l'equazione (2.14) utilizzando i parametri sperimentali riportati in Tabella 2.9.

**Tabella 2.9.** Valori dei parametri sperimentali presenti nell'equazione (2.14) per il calcolo della viscosità

$k_{UP} = 6$					
$k$	$A(k)$	$k$	$A(k)$	$k$	$A(k)$
1	$1.4887 \cdot 10^{-3}$	7	$-4.1648 \cdot 10^{-5}$	13	$3.4040 \cdot 10^{-7}$
2	$1.1440 \cdot 10^{-4}$	8	$9.6368 \cdot 10^{-7}$	14	$-2.7945 \cdot 10^{-8}$
3	$-1.27831 \cdot 10^{-5}$	9	$-5.9810 \cdot 10^{-8}$	15	$2.5803 \cdot 10^{-9}$
4	$7.0000 \cdot 10^{-7}$	10	$-1.2824 \cdot 10^{-10}$	16	$-9.7378 \cdot 10^{-11}$
5	$-1.6381 \cdot 10^{-8}$	11	$5.7030 \cdot 10^{-11}$	17	$1.5856 \cdot 10^{-12}$
6	$1.4563 \cdot 10^{-10}$	12	$-9.8423 \cdot 10^{-13}$	18	$-7.9229 \cdot 10^{-15}$

L'andamento di tale proprietà è raffigurato nel grafico 2.6; maggiore è il contenuto di sale maggiore è anche la viscosità, in particolare si nota un sensibile aumento passando dalla frazione ponderale di 0.4 a quella di 0.7. Come prevedibile poi all'aumentare della temperatura il valore di tale proprietà diminuisce.



**Figura 2.6.** Viscosità della soluzione acquosa di bromuro di litio

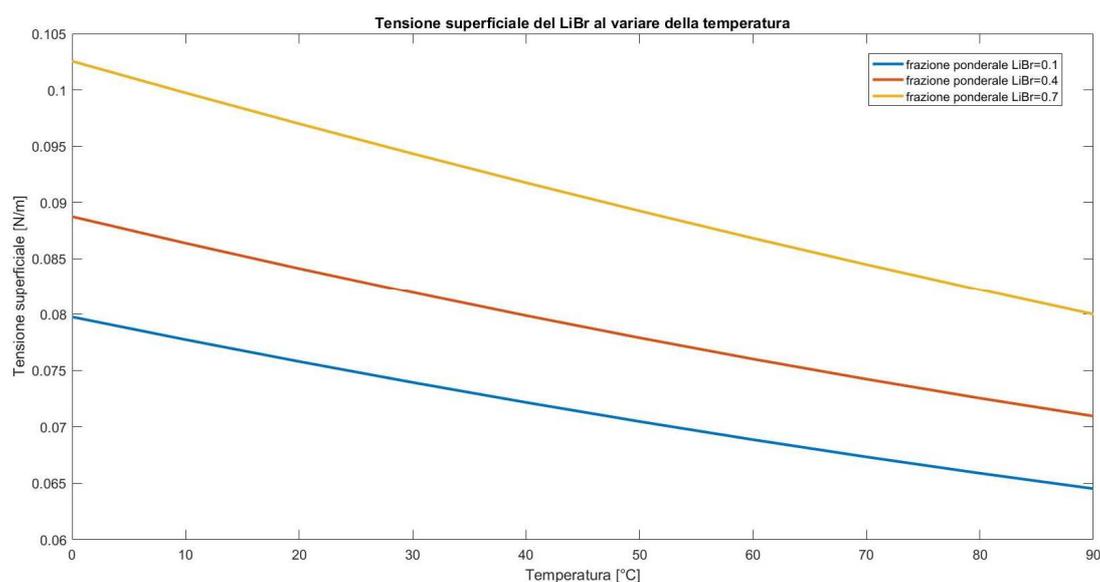
### 2.2.8 Tensione superficiale

La tensione superficiale della soluzione acquosa di bromuro di litio, espressa in N/m, è calcolabile attraverso l'equazione (2.14) utilizzando i parametri sperimentali riportati in Tabella 2.10.

**Tabella 2.10.** Valori dei parametri sperimentali presenti nell'equazione (2.14) per il calcolo della tensione superficiale

$k_{UP} = 5$					
$k$	$A(k)$	$k$	$A(k)$	$k$	$A(k)$
1	$76.2623 \cdot 10^{-3}$	6	$-1.50747 \cdot 10^{-4}$	11	$-1.10708 \cdot 10^{-8}$
2	$4.5839 \cdot 10^{-4}$	7	$-9.05726 \cdot 10^{-6}$	12	$7.23899 \cdot 10^{-8}$
3	$-1.46307 \cdot 10^{-5}$	8	$4.45909 \cdot 10^{-7}$	13	$-3.82273 \cdot 10^{-9}$
4	$3.83474 \cdot 10^{-7}$	9	$-9.54232 \cdot 10^{-9}$	14	$8.07759 \cdot 10^{-11}$
5	$-2.73385 \cdot 10^{-9}$	10	$6.61042 \cdot 10^{-11}$	15	$-5.68163 \cdot 10^{-13}$

Tale proprietà diminuisce sia all'aumentare della temperatura sia per minori concentrazioni di sale in soluzione ed il suo profilo è mostrato nella Figura 2.7.



**Figura 2.7.** Tensione superficiale della soluzione acquosa di bromuro di litio

### 2.2.9 Conduttività termica

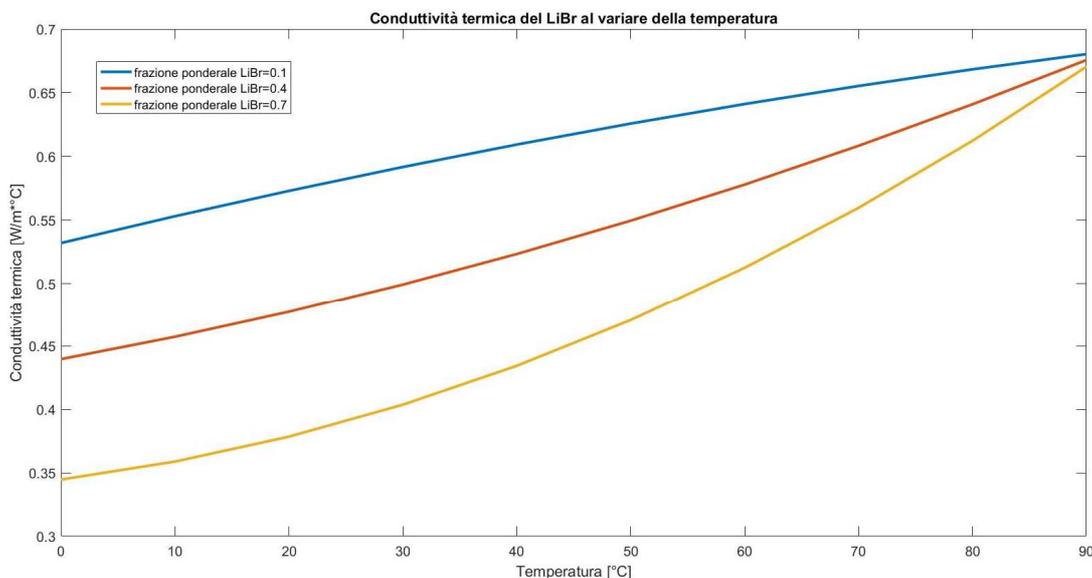
I parametri sperimentali dell'equazione (2.14) che permettono il calcolo della conduttività termica della soluzione di bromuro di litio, espressa in kcal/(h·m·°C), sono riportati in Tabella 2.11.

*Tabella 2.11. Valori dei parametri sperimentali presenti nell'equazione (2.14) per il calcolo della conduttività termica*

$k_{UP} = 5$					
$k$	$A(k)$	$k$	$A(k)$	$k$	$A(k)$
1	0.4815196	6	$1.858174 \cdot 10^{-3}$	11	$-7.923126 \cdot 10^{-6}$
2	$-2.217277 \cdot 10^{-3}$	7	$9.614755 \cdot 10^{-6}$	12	$1.869392 \cdot 10^{-7}$
3	$-1.994141 \cdot 10^{-5}$	8	$-1.139291 \cdot 10^{-6}$	13	$1.408951 \cdot 10^{-8}$
4	$3.727255 \cdot 10^{-7}$	9	$2.107608 \cdot 10^{-8}$	14	$-2.740806 \cdot 10^{-10}$
5	$-2.489886 \cdot 10^{-9}$	10	$-1.330532 \cdot 10^{-10}$	15	$1.810818 \cdot 10^{-12}$

Per esprimere questa proprietà coerentemente con le unità di misura utilizzate fino a questo momento, è necessario convertirla in W/(m·°C) semplicemente moltiplicando i valori dell'equazione (2.14) calcolati con i parametri sopraelencati per 1.162, fattore di conversione da kcal/h a W.

Il grafico 2.8 seguente riporta il profilo della conduttività termica al variare della temperatura per le tre diverse frazioni ponderali di sale considerate. All'aumentare della temperatura tale proprietà incrementa il suo valore e tende ad assumere valori molto simili per qualsiasi frazione ponderale a temperature che si aggirano intorno ai 90 °C.



**Figura 2.8.** Conduttività termica della soluzione acquosa di bromuro di litio

### 2.3 Soluzioni di glicole trietilenico

Il glicole trietilenico, oltre ad essere impiegato come plastificante, solvente e disinfettante, trova la sua maggiore applicazione in soluzione acquosa nel campo della deumidificazione chimica grazie alla sua elevata capacità di assorbire il vapore acqueo.

Avente formula chimica uguale a  $C_6H_{14}O_4$ , è un liquido inodore, incolore, molto stabile e miscibile in tutte le proporzioni con acqua evitando così il possibile problema dovuto alla separazione di fasi solide. Inoltre, a differenza di quanto accade per le soluzioni saline, non è corrosivo, quindi non si pone il problema di costruire l'impianto di deumidificazione con materiali speciali e dunque più costosi.

Lo svantaggio principale riguardo il suo utilizzo rispetto alle soluzioni saline consiste nella non trascurabile volatilità che ne causa la perdita nel flusso gassoso di aria specialmente in fase di rigenerazione. Per ovviare a questo problema, evitando così una perdita di efficienza del sistema, è necessario provvedere ad un *make-up* periodico della soluzione utilizzata.

Ha un peso molecolare di 150.17 kg/kmole; puro e a pressione atmosferica ha punti di fusione ed ebollizione pari rispettivamente a  $-4.3\text{ °C}$  e  $288\text{ °C}$  <sup>(9)</sup>.

### 2.3.1 Pressione di saturazione

La pressione di saturazione delle soluzioni acquose di TEG non dipende soltanto dalla temperatura ma anche dalla concentrazione della soluzione, in quanto per ogni valore di frazione ponderale di TEG  $w_{TEG}$  cambiano i coefficienti dell'equazione di Antoine usata per determinare tale proprietà (<sup>9</sup>):

$$\text{Log}_{10}(P_{TEG}^{sat}) = A - \frac{B}{T + C} \quad (2.15)$$

Dove:

$P_{TEG}^{sat}$  = pressione di saturazione della soluzione di TEG [mmHg]

$T$  = temperatura [°C]

I coefficienti  $A, B, C$  dell'equazione (2.15) sono riportati in Tabella 2.12

**Tabella 2.12.** Valori dei coefficienti presenti nell'equazione (2.15) per alcune frazioni ponderali di TEG

$w_{TEG}$	$A$	$B$	$C$
0.5	7.922294	1671.501	228.031
0.7	7.878546	1681.363	228.237
0.8	7.837076	1697.006	228.769
0.9	7.726126	1728.047	229.823
0.95	7.620215	1806.257	236.227
0.97	7.495349	1841.522	238.048
0.98	7.404435	1881.474	240.666
0.99	7.211145	1926.114	242.799
0.995	7.042989	1970.802	242.865
1	7.472115	2022.898	152.573

Poiché si posseggono solo i coefficienti sperimentali per alcune frazioni ponderali di glicole, è stato necessario sviluppare alcune espressioni approssimanti, riportate sotto, in modo da

ottenere per qualsiasi concentrazione di soluto i valori dei parametri da utilizzare nell'equazione (2.15).

$$A = -1.5507 \cdot w_{TEG}^2 + 1.6959 \cdot w_{TEG} + 7.4604 \text{ se } 0.5 \leq w_{TEG} \leq 0.9 \quad (2.16)$$

$$A = -304.12 \cdot w_{TEG}^2 + 579.31 \cdot w_{TEG} - 268.26 \text{ se } 0.9 < w_{TEG} < 1 \quad (2.17)$$

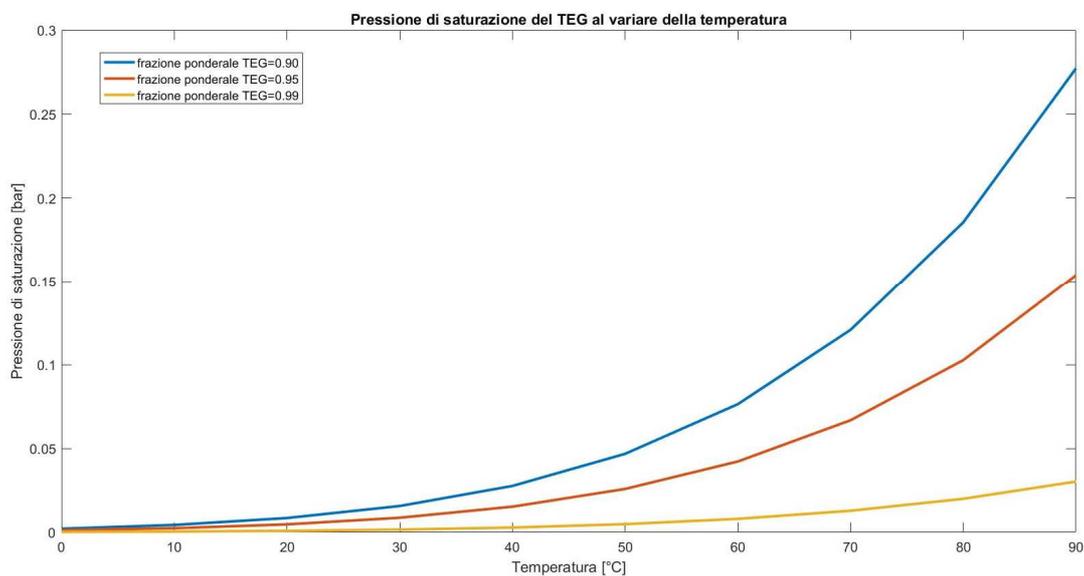
$$B = 488.42 \cdot w_{TEG}^2 - 544.67 \cdot w_{TEG} + 1821.95 \text{ se } 0.5 \leq w_{TEG} \leq 0.9 \quad (2.18)$$

$$B = 77408.47 \cdot w_{TEG}^2 - 141183.6 \cdot w_{TEG} + 68777.59 \text{ se } 0.9 < w_{TEG} < 1 \quad (2.19)$$

$$C = 18.054 \cdot w_{TEG}^2 - 20.860 \cdot w_{TEG} + 233.95 \text{ se } 0.5 \leq w_{TEG} \leq 0.9 \quad (2.20)$$

$$C = 1439.12 \cdot w_{TEG}^2 - 2638.05 \cdot w_{TEG} + 1443.44 \text{ se } 0.9 < w_{TEG} < 1 \quad (2.21)$$

A questo punto è possibile determinare l'andamento della pressione di saturazione al variare della temperatura per ciascuna concentrazione di TEG in soluzione. Dal grafico 2.9 sottostante, in cui sono stati considerati solo tre valori di frazione ponderale e con la pressione di vapore espressa in [bar], è possibile notare che tale proprietà aumenta all'incrementare della temperatura e al diminuire della concentrazione di soluto.



**Figura 2.9.** Pressione di saturazione della soluzione acquosa di TEG

### 2.3.2 Calore specifico a pressione costante

Come nel caso della pressione di saturazione, anche per il calcolo del calore specifico è necessario, a partire da una serie di parametri sperimentali, ricavare delle espressioni approssimanti in modo che, per ciascun valore della concentrazione di glicole, sia possibile ottenere il valore dei coefficienti  $A$ ,  $B$  e  $C$  dell'equazione (2.22) seguente <sup>(9)</sup>:

$$Cp_{TEG} = A + B \cdot T + C \cdot T^2 \quad (2.22)$$

in cui  $Cp_{TEG}$  indica il calore specifico a pressione costante della soluzione di TEG [BTU/(lb·°F)]. I valori dei parametri  $A$ ,  $B$ ,  $C$  per alcune frazioni ponderali di TEG sono riportati in Tabella 2.13.

**Tabella 2.13.** Valori dei parametri presenti nell'equazione (2.22) per alcune frazioni ponderali di TEG

$w_{TEG}$	$A$	$B$	$C$
0	1.00540	$-2.7286 \cdot 10^{-4}$	$2.9143 \cdot 10^{-6}$
0.1	0.96705	$-2.7144 \cdot 10^{-5}$	$2.4952 \cdot 10^{-6}$
0.2	0.92490	$2.0429 \cdot 10^{-4}$	$2.4524 \cdot 10^{-6}$
0.3	0.88012	$4.3000 \cdot 10^{-4}$	$1.6952 \cdot 10^{-6}$
0.4	0.83229	$6.2286 \cdot 10^{-4}$	$1.3714 \cdot 10^{-6}$
0.5	0.78229	$7.9286 \cdot 10^{-4}$	$1.0857 \cdot 10^{-6}$
0.6	0.72200	$9.4000 \cdot 10^{-4}$	$8.0000 \cdot 10^{-7}$
0.7	0.66688	$1.0871 \cdot 10^{-3}$	$4.7620 \cdot 10^{-7}$
0.8	0.60393	$1.2043 \cdot 10^{-3}$	$2.8571 \cdot 10^{-7}$
0.9	0.53888	$1.2800 \cdot 10^{-3}$	$1.9048 \cdot 10^{-7}$
1	0.48614	$1.3929 \cdot 10^{-3}$	$-5.7140 \cdot 10^{-8}$

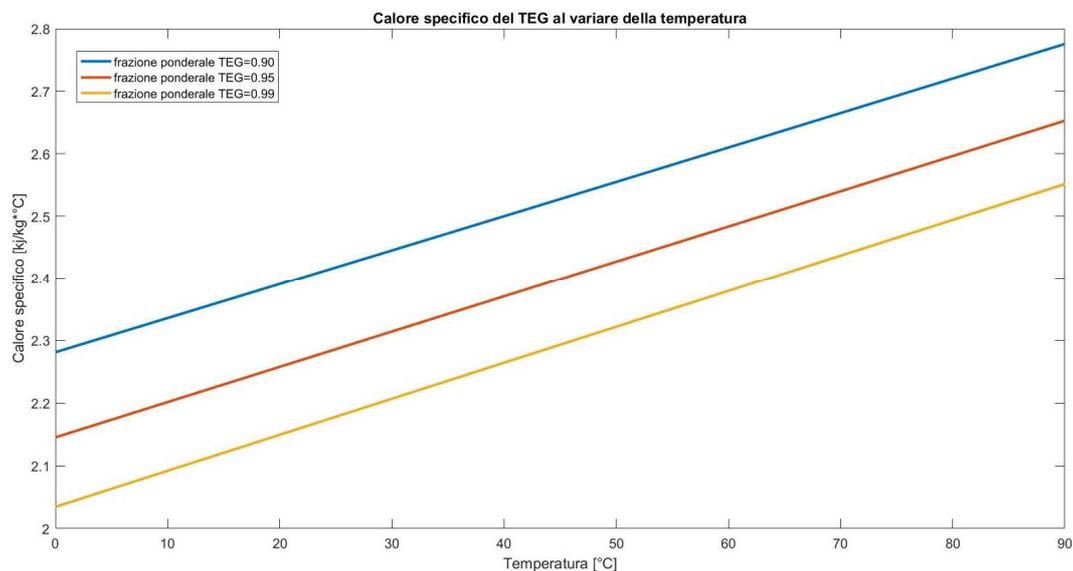
Un'approssimazione di tali dati sperimentali in funzione della frazione ponderale di TEG è rappresentata dalle espressioni (2.23), (2.24) e (2.25):

$$A = -0.142 \cdot w_{TEG}^2 - 0.386 \cdot w_{TEG} + 1.007 \quad (2.23)$$

$$B = -9.54 \cdot 10^{-4} \cdot w_{TEG}^2 + 2.608 \cdot 10^{-3} \cdot w_{TEG} - 2.74 \cdot 10^{-4} \quad (2.24)$$

$$C = 1.535 \cdot 10^{-6} \cdot w_{TEG}^2 - 4.488 \cdot 10^{-6} \cdot w_{TEG} + 2.919 \cdot 10^{-6} \quad (2.25)$$

In questo modo per ciascun valore di frazione ponderale di glicole è possibile calcolarne il calore specifico a pressione costante alla temperatura desiderata come mostrato in Figura 2.10, in cui il calore specifico, espresso in  $\text{kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}$ , è stato ottenuto moltiplicando il risultato della (2.22) per il fattore di conversione 4.1868.



**Figura 2.10.** Calore specifico a pressione costante della soluzione acquosa di TEG

Tale proprietà, come si nota dal grafico, aumenta il proprio valore al diminuire della concentrazione di TEG in soluzione e al crescere della temperatura.

### 2.3.3 Densità

Per il calcolo della densità della soluzione di TEG sono presenti in letteratura <sup>(9)</sup> solo alcuni dati sperimentali per stimare i coefficienti dell'equazione (2.26) seguente:

$$\rho_{TEG} = A + B \cdot w_{TEG} + C \cdot w_{TEG}^2 \quad (2.26)$$

in cui:

$\rho_{TEG}$  = densità della soluzione di TEG espressa come rapporto tra la densità del glicole a temperatura  $T$  [°F] e quella a 60 °F dell'acqua pura

$w_{TEG}$  = frazione ponderale di TEG in soluzione [%].

I valori dei coefficienti sperimentali  $A, B, C$  per alcune temperature sono riportati in Tabella 2.14.

**Tabella 2.14.** Valori dei coefficienti presenti nell'equazione (2.26) per alcune temperature

$T$ [°F]	$A$	$B$	$C$
-50	1.0502	$1.8268 \cdot 10^{-3}$	$-5.2009 \cdot 10^{-6}$
0	1.0319	$1.7466 \cdot 10^{-3}$	$-4.8304 \cdot 10^{-6}$
50	1.0121	$1.5247 \cdot 10^{-3}$	$-2.8794 \cdot 10^{-6}$
100	0.9920	$1.7518 \cdot 10^{-3}$	$-5.4955 \cdot 10^{-6}$
150	0.9804	$1.5410 \cdot 10^{-3}$	$-4.3884 \cdot 10^{-6}$
200	0.9627	$1.4068 \cdot 10^{-3}$	$-3.5089 \cdot 10^{-6}$
250	0.9413	$1.3205 \cdot 10^{-3}$	$-2.7991 \cdot 10^{-6}$
300	0.9177	$1.2511 \cdot 10^{-3}$	$-2.0848 \cdot 10^{-6}$

In questo caso però, l'espressione ricavata per semplice interpolazione dei dati sperimentali dei coefficienti  $A, B$  e  $C$  provoca una discontinuità nel profilo di densità tra 50 e 100 °F. Perciò, diversamente dalle proprietà precedenti, si è preferito utilizzare l'alternativa espressione (2.27) che, in base ai valori sperimentali di densità, ne permette la stima per ciascun valore di concentrazione di sale e a qualsiasi temperatura:

$$\rho_{TEG}(T, w_{TEG}) = \rho_{water}(60^{\circ}F) \cdot (A + B \cdot w_{TEG} + c \cdot w_{TEG}^2) \cdot (1 + D \cdot T + E \cdot T^2) \quad (2.27)$$

dove:

$\rho_{TEG}(T, w_{TEG})$  = densità della soluzione di TEG alla temperatura T e alla frazione ponderale  $w_{TEG}$  [kg/m<sup>3</sup>]

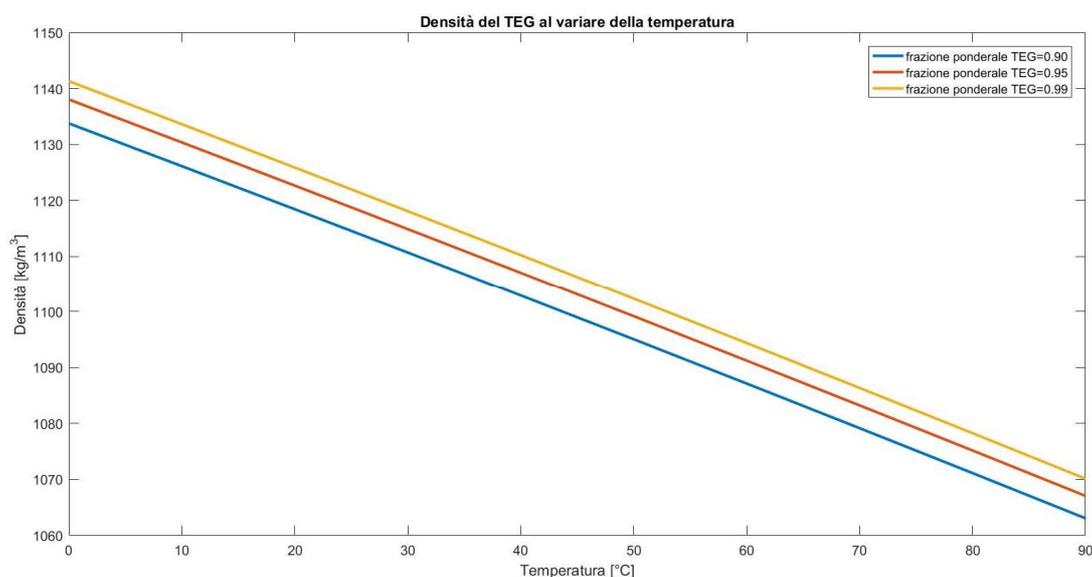
$\rho_{water}(60^\circ F)$  = densità dell'acqua pura a 60 °F = 999.002 kg/m<sup>3</sup>

I coefficienti di fitting *A, B, C, D, E* sono stati ottenuti come parametri di “fitting” dei dati generati dalla (2.26) attraverso la formula (2.27) e sono riportati in Tabella 2.15.

**Tabella 2.15.** Valori dei parametri di “fitting” presenti nell'equazione (2.27)

<b>A</b>	1.0351
<b>B</b>	$1.6288 \cdot 10^{-3}$
<b>C</b>	$-4.1253 \cdot 10^{-6}$
<b>D</b>	$-3.6332 \cdot 10^{-4}$
<b>E</b>	$7.5496 \cdot 10^{-8}$

L'andamento della densità al variare della temperatura è raffigurato nel grafico 2.11, in cui, come prevedibile, si raggiungono i valori più elevati di tale proprietà a temperature basse e a concentrazione di glicole elevate.



**Figura 2.11.** Densità della soluzione acquosa di TEG

### 2.3.4 Viscosità

La viscosità della soluzione acquosa di TEG può essere calcolata mediante l'equazione (2.28) seguente <sup>(9)</sup>:

$$\mu_{TEG} = A \cdot 10^{B \cdot w_{TEG}} \quad (2.28)$$

dove:

$\mu_{TEG}$  = viscosità della soluzione di TEG [cPoise]

$w_{TEG}$  = frazione ponderale di TEG [%]

I parametri sperimentali  $A, B$  sono dipendenti dalla temperatura e sono riportati in Tabella 2.16

**Tabella 2.15.** Valori dei coefficienti presenti nell'equazione (2.28) per alcune temperature

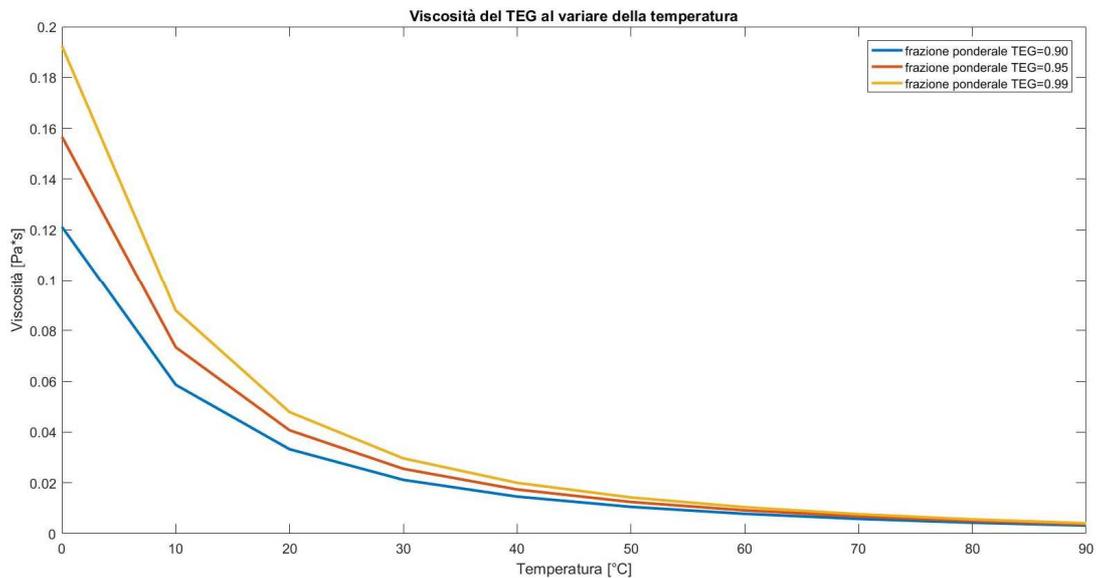
$T [^{\circ}F]$	$A$	$B$
0	1.53010	$2.9967 \cdot 10^{-2}$
50	1.09200	$1.9348 \cdot 10^{-2}$
100	0.58916	$1.5763 \cdot 10^{-2}$
150	0.37045	$1.3481 \cdot 10^{-2}$
200	0.27371	$1.1731 \cdot 10^{-2}$
250	0.18759	$9.7064 \cdot 10^{-3}$
300	0.14026	$8.1319 \cdot 10^{-3}$

Per stimare il valore di tali coefficienti a qualsiasi temperatura, espressa in [ $^{\circ}C$ ], sono state ricavate delle espressioni interpolanti i dati sperimentali come le (2.29) e (2.30):

$$A = -2.202 \cdot 10^{-7} \cdot T^3 + 1.093 \cdot 10^{-4} \cdot T^2 - 1.840 \cdot 10^{-2} \cdot T + 1.192 \quad (2.29)$$

$$B = 1.22 \cdot 10^{-10} \cdot T^4 - 4.27 \cdot 10^{-8} \cdot T^3 + 5.17 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 - 3.22 \cdot 10^{-4} \cdot T + 2.23 \cdot 10^{-2} \quad (2.30)$$

Il profilo di viscosità espressa in [Pa·s], ricavato dividendo per 1000 il risultato della (2.28), che ne deriva è descritto dalla Figura 2.12, che evidenzia come si ottengono valori sempre più elevati di viscosità maggiore è il contenuto di glicole nella soluzione e minore è la temperatura.



**Figura 2.12.** Viscosità della soluzione acquosa di TEG

### 2.3.5 Tensione superficiale

Poiché in letteratura non sono disponibili modelli per il calcolo della tensione superficiale della soluzione di TEG al variare della temperatura e della concentrazione di glicole, per la stima di tale proprietà si ricorre all'espressione (2.31) relativa al glicole trietilenico puro, assunzione considerata accettabile anche perché nel sistema di deumidificazione in esame vengono comunque utilizzate frazioni ponderali di TEG superiori al 90%:

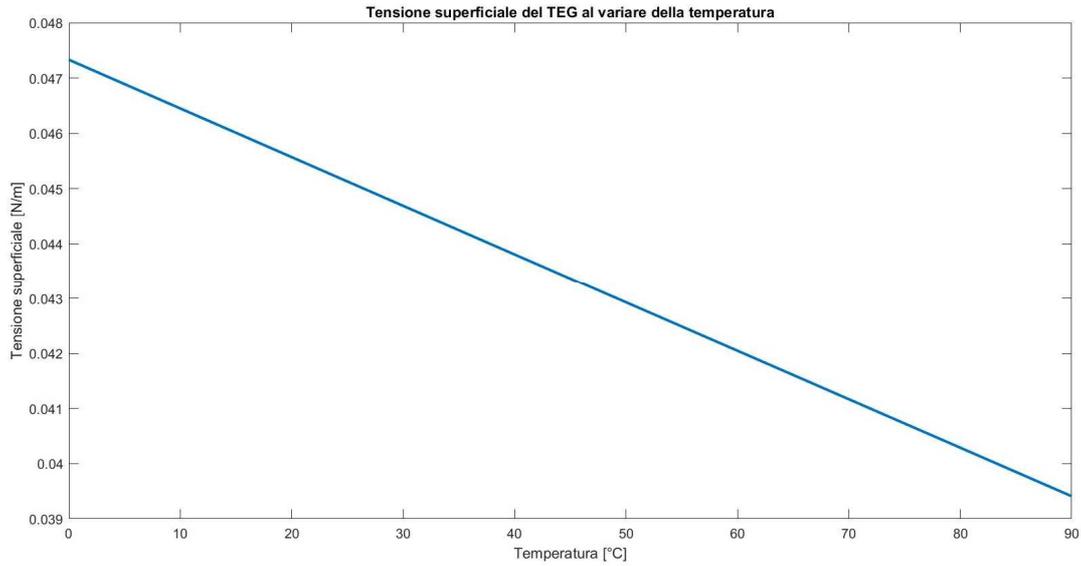
$$\sigma_{TEG} = 47.330 - 0.088 \cdot T \quad (2.31)$$

dove:

$\sigma_{TEG}$  = tensione superficiale del TEG puro [dyne/cm]

$T$  = temperatura [°C]

Dall'espressione (2.31) è chiaro che la tensione superficiale diminuisce all'aumentare della temperatura (Figura 2.13).



**Figura 2.13.** Tensione superficiale del TEG puro

### 2.3.6 Coefficiente di attività

La conoscenza dei coefficienti di attività di acqua e glicole è necessaria per studiare l'equilibrio liquido-vapore che si instaura con l'aria all'interno delle apparecchiature di assorbimento e rigenerazione. Un modello presente in letteratura <sup>(10)</sup> prevede che, per il calcolo dei coefficienti di attività di acqua e TEG, si utilizzino le equazioni (2.32) e (2.33) seguenti:

$$\ln(\gamma_{TEG}) = \frac{B^2 \cdot \ln[\cosh(\tau)]}{A} - \frac{x_{water} \cdot B \cdot \tanh(\tau)}{x_{TEG}} - C \cdot x_{water}^2 \quad (2.32)$$

$$\ln(\gamma_{water}) = B \cdot [\tanh(\tau) - 1] - C \cdot x_{TEG}^2 \quad (2.33)$$

dove:

$\gamma_{TEG}, \gamma_{water}$  = coefficienti di attività rispettivamente del TEG e dell'acqua in soluzione

$$\tau = \frac{A \cdot x_{water}}{B \cdot x_{TEG}} \quad (2.34)$$

$$A = \exp(-12.792 + 0.03293 \cdot T) \quad (2.35)$$

$$B = \exp(0.77377 - 0.00695 \cdot T) \quad (2.36)$$

$$C = 0.88874 - 0.001915 \cdot T \quad (2.37)$$

$T$  = temperatura [K]

$x_{water}$  = frazione molare di acqua in soluzione

$x_{TEG}$  = frazione molare di TEG in soluzione

L'andamento dei due coefficienti di attività al variare della frazione ponderale di glicole in soluzione alla temperatura di 80 °C è raffigurato nelle curve di Figura 2.14, in cui si nota che l'aumento del coefficiente di attività del glicole, e quindi la diminuzione di quello dell'acqua, è dovuto ad un incremento della sua concentrazione in soluzione.

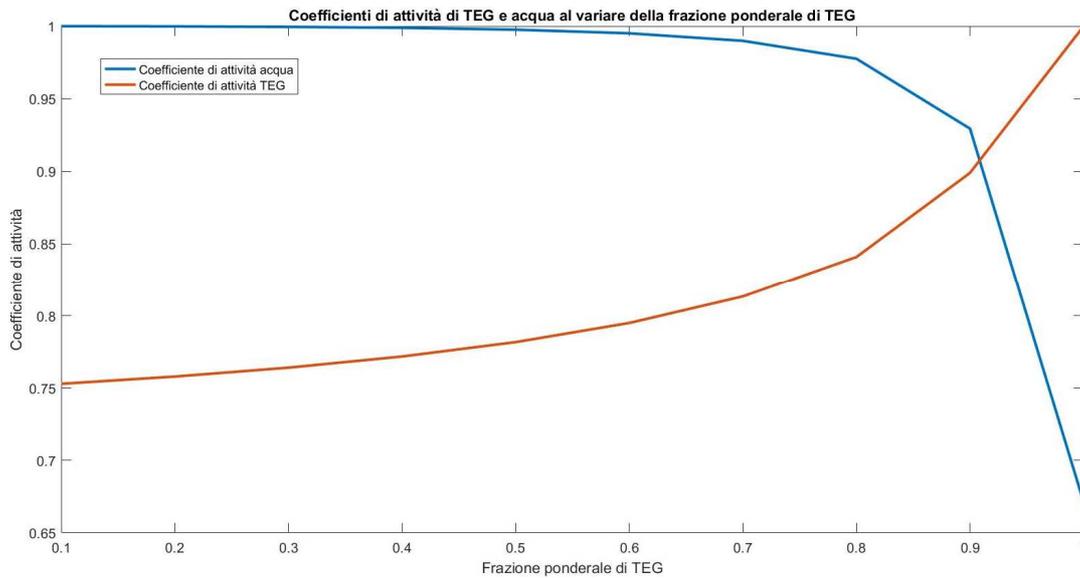


Figura 2.14. Coefficienti di attività di TEG e acqua alla temperatura di 80 °C

### 2.3.7 Coefficiente di diffusione

Poiché in letteratura non sono disponibili modelli specifici basati su dati sperimentali per il caso in esame, è necessario usare un'espressione generale che preveda dapprima la stima dei coefficienti a diluizione infinita di acqua e glicole trietilenico e poi l'introduzione di un fattore correttivo che tenga conto delle interazioni tra i due liquidi. Si è scelto dunque di utilizzare l'equazione di Nakanishi <sup>(1)</sup> che stabilisce che il coefficiente a diluizione infinita  $D_{AB}^0$ , cioè per frazioni molari di soluto inferiori allo 0.1, di un soluto A in un solvente B è dato da:

$$D_{AB}^0 = \left[ \frac{9.97 \cdot 10^{-8}}{(I_A \cdot V_A)^{1/3}} + \frac{2.4 \cdot 10^{-8} \cdot A_B \cdot S_B \cdot V_B}{I_A \cdot S_A \cdot V_A} \right] \cdot \frac{T}{\mu_B} \quad (2.38)$$

Dove:

$D_{AB}^0$  = coefficiente a diluizione infinita del soluto A nel solvente B [cm<sup>2</sup>/s]

$V_A, V_B$  = volumi molari di A e B alla temperatura T [cm<sup>3</sup>/mol]

$T$  = temperatura [K]

$\mu_B$  = viscosità del solvente B [cPoise]

I coefficienti  $I_A, S_A, S_B, A_B$  dell'equazione sono riportati in Tabella 2.16.

**Tabella 2.16.** Valori dei coefficienti presenti nell'equazione (2.33)

	Se soluto (A)		Se solvente (B)	
	$I_A$	$S_A$	$A_B$	$S_B$
<b>Acqua</b>	2.8	1	2.8	1
<b>Glicole</b>	2	1	2	1

Definiti l'acqua come il composto A, il TEG come il composto B si ricava in modo analogo il coefficiente di diffusione a diluizione infinita del soluto B nel solvente A  $D_{BA}^0$ . Infine, è possibile calcolare il coefficiente di diffusione della miscela TEG-H<sub>2</sub>O  $D_{AB}$  mediante l'equazione (2.39):

$$D_{AB} = \alpha(D_{AB}^0 \cdot x_B + D_{BA}^0 \cdot x_A) \quad (2.39)$$

in cui:

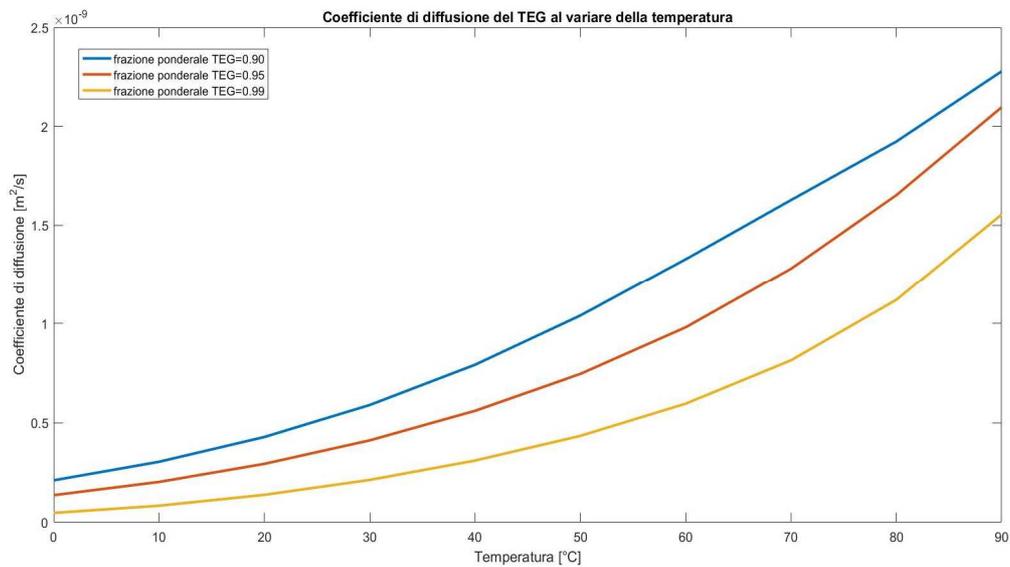
$x_A, x_B$  = frazioni molari di acqua (A) e TEG (B) in soluzione

$$\alpha = \text{fattore termodinamico di correzione} = \frac{\partial \ln(a_A)}{\partial \ln(x_A)} \quad (2.40)$$

$a_A$  = attività dell'acqua =  $x_A \cdot \gamma_A$ , con  $\gamma_A$  ricavabile dall'equazione (2.33).

Il fattore termodinamico di correzione  $\alpha$  assume lo stesso valore calcolato con la (2.40) anche se ci si riferisce all'attività e alla frazione molare del TEG per la validità dell'equazione di Gibbs-Duhem.

In questo modo è possibile ottenere il profilo del coefficiente di diffusione della soluzione di TEG al variare della temperatura per diverse frazioni ponderali di glicole, come mostrato in Figura 2.15. I maggiori valori di tale proprietà si ottengono a temperature elevate e bassi contenuti di TEG.



**Figura 2.15.** Coefficiente di diffusione della soluzione acquosa di TEG



# Capitolo 3

## Analisi del processo di deumidificazione attraverso assorbimento in colonne a riempimento

Oggetto di questo capitolo è la descrizione del sistema di deumidificazione dell'aria scelto e la formulazione dei bilanci di materia ed energia per ogni apparecchiatura dell'impianto. Viene inoltre presentata l'analisi dei gradi di libertà del processo e vengono individuate delle condizioni operative che possano garantire il grado di deumidificazione desiderato rispettando i vincoli imposti con una bassa spesa energetica.

### 3.1 Descrizione del processo di deumidificazione

Il processo di deumidificazione considerato in questo lavoro di tesi è basato sull'utilizzo di colonne a riempimento per assorbire l'umidità attraverso una soluzione igroscopica e per rigenerare la soluzione assorbente attraverso stripping.

Le caratteristiche dell'aria da trattare sono riportate nella Tabella 3.1.

*Tabella 3.1. Caratteristiche dell'aria umida da trattare*

Portata volumetrica di aria da trattare	23.3 m <sup>3</sup> /min FAD 20 °C
Pressione dell'aria in ingresso	8 barg
Temperatura dell'aria in ingresso al processo	150 °C
Temperatura dell'aria in ingresso all'assorbitore	35 °C
Temperatura di rugiada dell'aria in ingresso all'assorbitore	35 °C
Temperatura di rugiada richiesto per l'aria in uscita	-30 °C

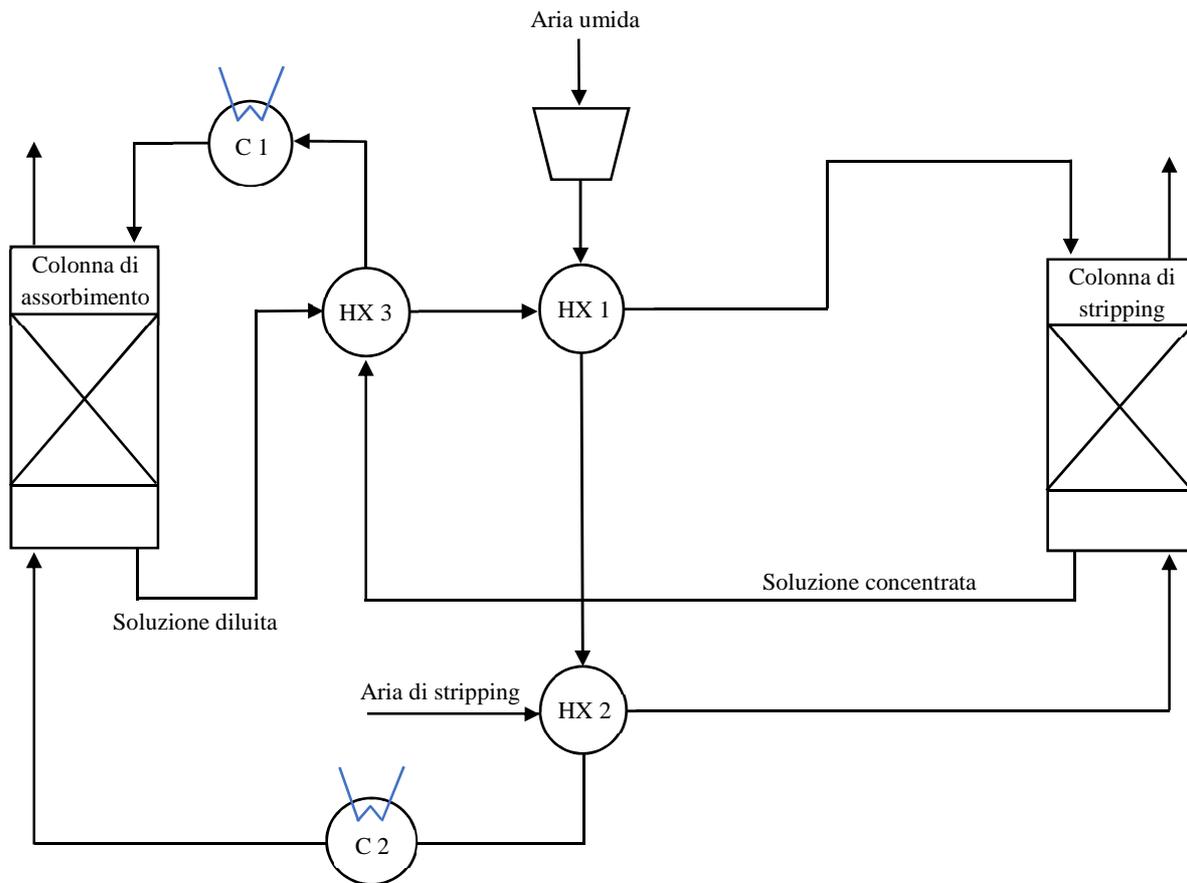
La sigla FAD 20 °C indicata in Tabella 3.1 nella portata volumetrica di aria umida da trattare indica che tale proprietà è stata calcolata a pressione atmosferica, alla temperatura di 20 °C e con un'umidità relativa dello 0%.

Come emerge dalla tabella ci si riferisce ad un'applicazione industriale in cui la portata di aria da trattare è elevata ed è richiesto un notevole grado di deumidificazione dal momento che la temperatura di rugiada in uscita è stata fissata a  $-30\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Inoltre l'assorbimento è favorito dal fatto che l'aria umida è disponibile ad 8 barg; poiché infine l'aria umida entra calda al processo ( $150\text{ }^{\circ}\text{C}$ ), è ragionevole considerare di recuperare energia termica per lo stripping dell'umidità dalla soluzione.

Il processo di deumidificazione dell'aria tramite due colonne di assorbimento/stripping è stato identificato come potenzialmente adatto a processare elevate portate di aria calda in pressione ed ottenere aria essiccata a dew-point negativi, con costi di esercizio limitati. Specificamente, il layout di processo è mostrato in Figura 3.1, in cui oltre alle due colonne sono presenti anche tre scambiatori di calore e due cooler. L'aria umida arriva all'impianto di deumidificazione da un compressore, da cui esce in pressione (8 barg) e calda ( $150\text{ }^{\circ}\text{C}$ ). Si utilizza aria atmosferica per strappare l'umidità della soluzione igroscopica. Quest'ultima si arricchisce in acqua, ovvero si diluisce, durante l'assorbimento, viceversa nella rigenerazione rilascia umidità, concentrandosi. Prima che l'aria umida venga immessa nell'assorbitore, se ne sfrutta la sua energia termica per riscaldare sia la soluzione igroscopica che il flusso di aria entranti allo stripper, rispettivamente negli scambiatori HX1 e HX2, e si recupera quello in eccesso nel cooler 2 raffreddando l'aria umida alla temperatura di ingresso in colonna richiesta.

La soluzione concentrata calda viene impiegata nell'HX3 per aumentare la temperatura di quella diluita fredda in uscita dall'assorbitore; in questo modo la potenza termica richiesta al cooler 1 per riportare l'essiccante alle condizioni operative richieste per l'assorbimento è molto minore e si può realizzare così un risparmio energetico.

In tale maniera poi non c'è bisogno di introdurre alcuna fonte di calore perché si sfrutta quello già presente nel sistema.



**Figura 3.1.** Layout del processo di deumidificazione

Per quanto riguarda la soluzione igroscopica da utilizzare, tra quelle analizzate nel precedente capitolo la scelta deve essere fatta innanzitutto in base a quale di esse è in grado di soddisfare le specifiche di assorbimento richieste. Per capirlo in maniera preliminare è sufficiente svolgere una stima calcolando la pressione di saturazione dell'umidità in aria alla temperatura di rugiada in uscita dall'assorbitore richiesta secondo l'equazione di Antoine relativa all'acqua <sup>(12)</sup>:

$$P_w^{sat}(T_{dew,out}^{abs}) = \exp\left(23.1963 - \frac{3816.44}{T_{dew,out}^{abs} - 46.13}\right) \cdot 10^{-5} \quad (3.1)$$

dove  $P_w^{sat}(T_{dew,out}^{abs})$  è la pressione di saturazione [bar] dell'acqua alla temperatura  $T_{dew,out}^{abs}$ , che è la temperatura di rugiada dell'H<sub>2</sub>O richiesta in uscita dall'assorbitore [K], che risulta pari a  $4.58 \cdot 10^{-4}$  bar.

L'assorbimento dell'umidità contenuta nell'aria da parte della soluzione igroscopica è garantito quando l'acqua ha una fugacità nella fase liquida minore rispetto la pressione di saturazione appena calcolata con l'equazione (3.1), che rappresenta la fugacità nella fase gas, ottenendo quindi uno scostamento dalle condizioni di equilibrio che determina il trasferimento di materia. La fugacità dell'acqua in fase liquida  $f_{w,L}$  è pari al prodotto  $f_{w,L} = x_w \cdot \gamma_w \cdot P_w^{sat}(T)$ , dove rispetto all'acqua  $x_w$  è la sua frazione molare in fase liquida e  $\gamma_w$  è il suo coefficiente di attività. Per facilitare i calcoli in questa fase preliminare tale fugacità può essere approssimata con la "pressione di saturazione" della soluzione essiccante che dipende dalla temperatura e dalla frazione ponderale di glicole o bromuro presente.

Cercando pertanto la miglior combinazione temperatura-frazione ponderale di essiccante in soluzione in ingresso all'assorbitore tale da assicurare il gradiente di fugacità richiesto, ci si accorge che il bromuro di litio non è in grado di raggiungere una simile deumidificazione a temperature ragionevoli. Infatti per il bromuro di litio sono sempre necessarie temperature di ingresso all'assorbitore o minori rispetto a quelle di cristallizzazione della soluzione oppure troppo basse. Un esempio è la soluzione al 45% ponderale in sale che richiede un raffreddamento fino a circa  $-25\text{ }^\circ\text{C}$  per ottenere la deumidificazione desiderata, valore che oltre a comportare elevate spese energetiche, può causare anche problemi di tipo impiantistico.

Tale problema fortunatamente non si presenta per la soluzione di glicole trietilenico. In questo caso si nota infatti che sono molte di più le combinazioni temperatura-frazione ponderale che permettono di realizzare la forza motrice necessaria allo scambio di materia. La scelta della soluzione igroscopica da utilizzare ricade quindi sul TEG, sebbene il suo impiego comporti l'introduzione di un make-up nel sistema per compensare le perdite dovute alla sua non trascurabile volatilità in fase di rigenerazione nella colonna di stripping.

È bene ricordare ancora una volta che in questa fase la fugacità del liquido è stata calcolata in maniera approssimata; è opportuno quindi, una volta compilati i bilanci di materia ed energia per ciascuna apparecchiatura, verificare, in maniera rigorosa, che sia garantita la forza motrice necessaria allo scambio di materia.

### 3.2 Bilanci di materia ed energia totale

Prima di procedere con la stesura dei bilanci di materia ed energia per ciascuna apparecchiatura presente nel sistema di deumidificazione scelto, è opportuno utilizzare i dati disponibili per ricavare informazioni sulle condizioni operative nel processo e facilitare così la compilazione dei bilanci.

Per prima cosa è utile calcolare le frazioni ponderali di vapore acqueo presente nell'aria pre e post deumidificazione. Sono infatti note, come riportato in Tabella 3.1, solo le temperature di rugiada e quindi, utilizzando l'equazione (3.1) e dividendo le pressioni di saturazione risultanti per la pressione di riferimento  $P^{ref}$  (uguale a 7 barg), si ricavano le frazioni molari  $y_{w,in/out}^{abs}$  e ponderali  $w_{w,in/out}^{abs,G}$  di H<sub>2</sub>O presenti in aria prima e dopo l'assorbimento secondo le espressioni (3.2) e (3.3) seguenti:

$$y_{w,in/out}^{abs} = \frac{P_w^{sat}(T_{dew,in/out}^{abs})}{P^{ref}} \quad (3.2)$$

$$w_{w,in/out}^{abs,G} = y_{w,in/out}^{abs} \cdot \frac{PM_w}{PM_{humid-air}} \quad (3.3)$$

dove:

$PM_w$  = peso molecolare dell'H<sub>2</sub>O ovvero 18.016 kg/kmole

$PM_{humid-air}$  = peso molecolare dell'aria umida [kg/kmole] =  $y_w \cdot PM_w + (1 - y_w) \cdot PM_{dry-air}$

$PM_{dry-air}$  = peso molecolare dell'aria = 29 kg/kmole

$y_w$  = frazione molare di vapore acqueo in aria

Attraverso la seguente equazione (3.4) è possibile poi calcolare la portata molare da deumidificare moltiplicando quella volumetrica in ingresso, espressa in m<sup>3</sup>/min FAD 20 °C, con la concentrazione molare dell'aria alle condizioni di 20°C e 1 bar, supponendo essa sia una miscela ideale:

$$\dot{n}_{dry-air,in}^{abs} = \dot{V}_{dry-air,in}^{abs} \cdot \frac{P}{R \cdot T} \cdot 10^{-3} \quad (3.4)$$

dove:

$\dot{n}_{dry-air,in}^{abs}$  = portata molare di aria secca in ingresso al processo [kmoli/min]

$\dot{V}_{dry-air,in}^{abs}$  = portata volumetrica di aria secca in ingresso al processo [m<sup>3</sup>/min]

$P$  = pressione in condizioni di FAD 20 °C = 1 bar = 10<sup>5</sup> Pa

$R$  = costante universale dei gas = 8.314  $\frac{Pa \cdot m^3}{K \cdot mole}$

$T$  = temperatura in condizioni di FAD 20 °C = 293.15 K

La portata ponderale di aria secca in ingresso al processo  $\dot{m}_{dry-air,in}^{abs}$ , espressa in kg/min, è quindi ora facilmente ricavabile dal prodotto (3.5):

$$\dot{m}_{dry-air,in}^{abs} = \dot{n}_{dry-air,in}^{abs} \cdot PM_{dry-air} \quad (3.1)$$

In questo modo, utilizzando le frazioni ponderali di vapore acqueo ricavate con la (3.3), è possibile determinare sia l'effettiva portata di aria (umida) entrante nell'assorbitore  $\dot{m}_{in}^{abs,G}$  (ove l'apice "G" indica fase gas entrante all'assorbitore) che le portate ponderali di acqua presenti in fase gas in ingresso ed in uscita all'assorbitore:

$$\dot{m}_{in}^{abs,G} = \frac{\dot{m}_{dry-air,in}^{abs}}{1 - w_{w,in}^{abs,G}} \quad (3.2)$$

$$m_{w,in}^{abs,G} = w_{w,in}^{abs,G} \cdot m_{in}^{abs,G} \quad (3.3)$$

$$m_{w,out}^{abs,G} = w_{w,out}^{abs,G} \cdot m_{in}^{abs,G} \quad (3.4)$$

$$\dot{m}_{w,abs}^{abs} = \dot{m}_{w,in}^{abs,G} - \dot{m}_{w,out}^{abs,G} \quad (3.5)$$

dove:

$\dot{m}_{w,in}^{abs,G}$  = portata ponderale di acqua nell'aria umida in ingresso all'assorbitore [kg/min]

$\dot{m}_{w,out}^{abs,G}$  = portata ponderale di acqua nell'aria essiccata in uscita dall'assorbitore [kg/min]

$\dot{m}_{w,abs}^{abs}$  = portata ponderale di acqua assorbita nell'assorbitore [kg/min]

Una procedura analoga è applicabile all'aria di stripping di cui sono note solo la temperatura alla quale entra nel processo, la percentuale di umidità relativa presente e la sua pressione.

Dividendo infatti la pressione di saturazione dell'acqua nell'aria di stripping  $P_w^{sat}(T_{in}^{HX2,str})$ , calcolata alla temperatura di ingresso allo scambiatore HX2  $T_{in}^{HX2,str}$ , per la pressione alla quale

entra l'aria di stripping  $P_{in}^{HX2, str}$  e moltiplicando poi tale rapporto per la frazione di umidità relativa UR dell'aria di stripping in ingresso al processo, è possibile calcolare la frazione molare di vapore acqueo in essa presente  $y_{w,in}^{HX2, str}$  secondo l'espressione (3.10):

$$y_{w,in}^{HX2, str} = \frac{P_w^{sat}(T_{in}^{HX2, str}) \cdot UR}{P_{in}^{HX2, str}} \quad (3.6)$$

Da questa formula si ricava dapprima il peso molecolare dell'aria di stripping in ingresso al processo e quindi la frazione ponderale di vapore acqueo in essa presente  $w_{w,in}^{HX2, G}$  utilizzando la (3.3).

È importante notare che le condizioni operative scelte dettate dai bilanci di materia ed energia totale devono rispettare alcuni vincoli, che assicurano in particolare che vi sia una forza motrice sufficiente affinché gli scambi di materia alle unità di assorbimento/stripping avvengano correttamente. Specificamente, all'assorbitore, per prima cosa deve essere garantita la forza motrice che permette il trasferimento dell'umidità dall'aria umida alla soluzione igroscopica in ogni sezione della colonna, specialmente nella più critica, ovvero in testa, dove la scelta della frazione ponderale di TEG in soluzione e la sua temperatura in ingresso sono perciò determinanti. Per assicurare infatti lo scambio di materia è necessario che la fugacità dell'acqua in fase liquida sia minore rispetto quella in fase gas, ovvero:

$$x_{w,in}^{abs} \cdot \gamma_{w,in}^{abs}(w_{w,in}^{abs,L}, T_{in}^{abs,L}) \cdot P_w^{sat}(T_{in}^{abs,L}) < y_{w,out}^{abs} \cdot P^{abs} \quad (3.7)$$

$$x_{w,out}^{abs} \cdot \gamma_{w,out}^{abs}(w_{w,out}^{abs,L}, T_{out}^{abs,L}) \cdot P_w^{sat}(T_{out}^{abs,L}) < y_{w,in}^{abs} \cdot P^{abs} \quad (3.8)$$

dove:

$x_{w,in}^{abs}$  = frazione molare di acqua nella soluzione igroscopica in ingresso all'assorbitore

$$= w_{w,in}^{abs,L} \cdot \frac{PM_{L,in}^{abs}}{PM_w} \quad (3.9)$$

$w_{w,in}^{abs,L}$  = frazione ponderale di acqua nella soluzione igroscopica in ingresso all'assorbitore

$PM_{L,in}^{abs}$  = peso molecolare della soluzione in ingresso all'assorbitore [kg/kmole]

$\gamma_{w,in}^{abs}(w_{w,in}^{abs,L}, T_{in}^{abs,L})$  = coefficiente di attività dell'acqua in soluzione in ingresso all'assorbitore

$P_w^{sat}(T_{in}^{abs,L})$  = pressione di saturazione dell'acqua in ingresso all'assorbitore [bar]

$P^{abs}$  = pressione nell'assorbitore [bar]

$x_{w,out}^{abs}$  = frazione molare di acqua nella soluzione igroscopica in uscita dall'assorbitore

$$= w_{w,out}^{abs,L} \cdot \frac{PM_{L,out}^{abs}}{PM_w} \quad (3.10)$$

$w_{w,out}^{abs,L}$  = frazione ponderale di acqua nella soluzione igroscopica in uscita dall'assorbitore

$PM_{L,out}^{abs}$  = peso molecolare della soluzione in uscita dall'assorbitore [kg/kmole]

$\gamma_{w,out}^{abs}(w_{w,out}^{abs,L}, T_{out}^{abs,L})$  = coefficiente di attività dell'acqua in soluzione in uscita dall'assorbitore

$P_w^{sat}(T_{out}^{abs,L})$  = pressione di saturazione dell'acqua in uscita dall'assorbitore [bar].

In particolare, il valore della frazione ponderale di TEG in ingresso all'assorbitore e la sua temperatura devono essere tali da soddisfare l'espressione (3.11).

Per quanto riguarda lo stripper, le temperature in ingresso e in uscita della soluzione igroscopica devono essere tali da consentire il trasferimento di materia dalla fase liquida a quella gassosa, quindi la fugacità della prima fase deve essere maggiore rispetto alla seconda. In particolare devono essere valide le seguenti condizioni rispettivamente in testa e in fondo alla colonna.

$$x_{w,in}^{str} \cdot \gamma_{w,in}^{str}(w_{w,in}^{str,L}, T_{in}^{str,L}) \cdot P_w^{sat}(T_{in}^{str,L}) > y_{w,out}^{str} \cdot P^{str} \quad (3.11)$$

$$x_{w,out}^{str} \cdot \gamma_{w,out}^{str}(w_{w,out}^{str,L}, T_{out}^{str,L}) \cdot P_w^{sat}(T_{out}^{str,L}) > y_{w,in}^{str} \cdot P^{str} \quad (3.12)$$

dove:

$x_{w,in}^{str}$  = frazione molare di acqua in soluzione in ingresso allo stripper =  $x_{w,out}^{abs}$

$\gamma_{w,in}^{str}(w_{w,in}^{str,L}, T_{in}^{str,L})$  = coefficiente di attività dell'acqua in soluzione in ingresso allo stripper

$P_w^{sat}(T_{in}^{str,L})$  = pressione di saturazione dell'acqua in ingresso allo stripper [bar]

$y_{w,out}^{str}$  = frazione molare di acqua nell'aria di stripping in uscita dallo stripper

$P^{str}$  = pressione dello stripper = 1 bar

$x_{w,out}^{str}$  = frazione molare di acqua in soluzione in uscita dallo stripper =  $x_{w,in}^{abs}$

$\gamma_{w,out}^{str}(w_{w,out}^{str,L}, T_{out}^{str,L})$  = coefficiente di attività dell'acqua in soluzione in uscita dallo stripper

$P_w^{sat}(T_{out}^{str,L})$  = pressione di saturazione dell'acqua in uscita dallo stripper [bar]

$y_{w,in}^{str}$  = frazione molare di acqua nell'aria di stripping in ingresso allo stripper

I risultati che si ottengono dalla soluzione dei bilanci di materia ed energia totale devono essere tali da soddisfare le precedenti disuguaglianze (vincoli) all'assorbitore e allo stripper. Nel seguito vengono derivati e analizzati i bilanci di materia ed energia in relazione a ciascuna apparecchiatura dell'impianto in condizioni di stato stazionario.

### 3.2.1 Colonna di assorbimento

La colonna di assorbimento è schematizzata nella Figura 3.2.

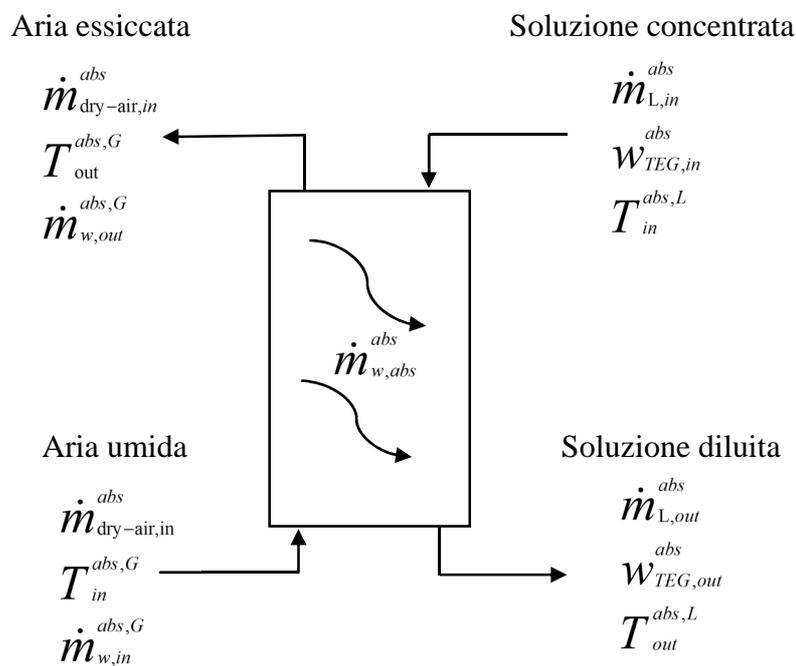


Figura 3.2. Schema a blocchi della colonna di assorbimento

Dal bilancio di materia dell'acqua si ottiene che:

$$\dot{m}_{w,in}^{abs,G} + \dot{m}_{L,in}^{abs} (1 - w_{TEG,in}^{abs}) = \dot{m}_{w,out}^{abs,G} + \dot{m}_{L,out}^{abs} (1 - w_{TEG,out}^{abs}) \quad (3.13)$$

dove:

$\dot{m}_{L,in}^{abs}$  = portata ponderale di soluzione igroscopica in ingresso all'assorbitore [kg/min]

$\dot{m}_{L,out}^{abs}$  = portata ponderale di soluzione igroscopica in uscita dall'assorbitore [kg/min]

Dal bilancio di materia in fase liquida si ottiene che  $\dot{m}_{L,out}^{abs} = \dot{m}_{L,in}^{abs} + \dot{m}_{w,abs}^{abs}$ , e dal bilancio di materia per il TEG la sua frazione ponderale in uscita dall'assorbitore  $w_{TEG,out}^{abs}$  (assumendo che il TEG è presente solo in fase liquida) risulta:

$$w_{TEG,out}^{abs} = \frac{\dot{m}_{L,in}^{abs} \cdot w_{TEG,in}^{abs}}{\dot{m}_{L,out}^{abs}} \quad (3.14)$$

Quindi la frazione ponderale di TEG in uscita è calcolabile se vengono fissate la portata di soluzione igroscopica alimentata all'assorbitore e la frazione ponderale di TEG in ingresso allo stesso, essendo la portata di H<sub>2</sub>O nota.

Il bilancio di energia totale, assumendo l'operazione adiabatica, è rappresentato dalla seguente equazione:

$$H_{G,in}^{abs} + h_{L,in}^{abs} = H_{G,out}^{abs} + h_{L,out}^{abs} \quad (3.15)$$

dove:

$$H_{G,in}^{abs} = \dot{m}_{dry-air,in}^{abs} \cdot C_{P,dry-air} (T_{in}^{abs,G}) \cdot (T_{in}^{abs,G} - T_{ref}) + \dot{m}_{w,in}^{abs,G} \left[ C_{P,w}^G (T_{in}^{abs,G}) \cdot (T_{in}^{abs,G} - T_{ref}) + \lambda_{vap} (T_{ref}) \right] \quad (3.16)$$

= portata entalpica dell'aria umida in ingresso all'assorbitore [kJ/min]

$$h_{L,in}^{abs} = \dot{m}_{L,in}^{abs} \cdot \int_{T_{ref}}^{T_{in}^{abs,L}} C_{P,L} (T, w_{TEG,in}^{abs}) \cdot dT \quad (3.17)$$

= portata entalpica della soluzione igroscopica in ingresso all'assorbitore [kJ/min]

$$H_{G,out}^{abs} = \dot{m}_{dry-air,in}^{abs} \cdot C_{P,dry-air} (T_{out}^{abs,G}) \cdot (T_{out}^{abs,G} - T_{ref}) + \dot{m}_{w,out}^{abs,G} \left[ C_{P,w}^G (T_{out}^{abs,G}) \cdot (T_{out}^{abs,G} - T_{ref}) + \lambda_{vap} (T_{ref}) \right] \quad (3.18)$$

= portata entalpica dell'aria essiccata in uscita dall'assorbitore [kJ/min]

$$h_{L,out}^{abs} = \dot{m}_{L,out}^{abs} \cdot \int_{T_{ref}}^{T_{out}^{abs,L}} C_{P,L} (T, w_{TEG,out}^{abs}) \cdot dT \quad (3.19)$$

= portata entalpica della soluzione igroscopica in uscita dall'assorbitore [kJ/min]

$T_{in}^{abs,G}$  = temperatura dell'aria umida in ingresso all'assorbitore [°C]

$T_{out}^{abs,G}$  = temperatura dell'aria essiccata in uscita dall'assorbitore [°C]

$T_{in}^{abs,L}$  = temperatura della soluzione igroscopica in ingresso all'assorbitore [°C]

$T_{out}^{abs,L}$  = temperatura della soluzione igroscopica in uscita dall'assorbitore [°C]

$T_{ref}$  = temperatura di riferimento pari a 0 °C

$C_{P,dry-air}(T)$  = calore specifico a pressione costante dell'aria secca alla temp. T [kJ/kg·°C]

$$= \frac{28.94 \cdot 10^{-3} + 0.4147 \cdot 10^{-5} \cdot T + 0.3191 \cdot 10^{-8} \cdot T^2 - 1.965 \cdot 10^{-12} \cdot T^3}{PM_{dry-air}}, \text{ con } T \text{ in } [^{\circ}\text{C}] \quad (3.20)$$

$C_{P,w}^G(T)$  = calore specifico a pressione costante dell'acqua in fase gas alla temperatura T

[kJ/kg·°C]

$$= \frac{33.46 \cdot 10^{-3} + 0.688 \cdot 10^{-5} \cdot T + 0.7604 \cdot 10^{-8} \cdot T^2 - 3.593 \cdot 10^{-12} \cdot T^3}{PM_w}, \text{ con } T \text{ in } [^{\circ}\text{C}] \quad (3.21)$$

$C_{P,L}(T, w_{TEG})$  = calore specifico a pressione costante del TEG alla temperatura T e alla frazione ponderale di TEG [kJ/kg·°C]

$\lambda_{vap}(T_{ref})$  = calore latente di vaporizzazione dell'acqua alla temperatura di riferimento [kJ/kg]

$$= \frac{5.2053 \cdot 10^7 \cdot (1 - T_r)^{0.3199 - 0.212 T_r + 0.25795 T_r^2}}{1000 \cdot PM_w}, \text{ con } T_r = \frac{T}{T_{critica}} \quad (3.22)$$

Assumendo  $C_{P,L}(T_{out}^{abs,L}, w_{TEG,out}^{abs}) = C_{P,L}(T_{in}^{abs,L}, w_{TEG,in}^{abs})$  è possibile ricavare  $T_{out}^{abs,L}$  dall'espressione (3.27) seguente ricavata dal bilancio di energia totale:

$$T_{out}^{abs,L} = T_{ref} + \frac{H_{G,in}^{abs} + h_{L,in}^{abs} - H_{G,out}^{abs}}{\dot{m}_{L,out}^{abs} \cdot C_{P,L}(T_{in}^{abs,L}, w_{TEG,in}^{abs})} \quad (3.23)$$

Tale temperatura non deve però possedere un valore troppo elevato tale da provocare un'inversione della forza motrice in fondo alla colonna e dipende dalla portata di liquido in ingresso. Quest'ultima, come è emerso nella (3.18), condiziona anche la frazione ponderale di TEG in uscita, la quale deve possedere un minimo valore per assicurare lo scambio di materia che si ottiene quando si è in condizioni di equilibrio chimico, espresso per l'acqua dalla seguente equazione non lineare:

$$x_{w,out,max}^{abs} \cdot \gamma_{w,out,max}^{abs} (w_{w,out,max}^{abs,L}, T_{out}^{abs,L}) \cdot P_w^{sat}(T_{out}^{abs,L}) = y_{w,in}^{abs} \cdot P^{abs} \quad (3.24)$$

in cui:

$$x_{w,out,max}^{abs} = \text{massima frazione molare di acqua nella soluzione igroscopica in uscita dall'assorbitore} = w_{w,out,max}^{abs,L} \cdot \frac{PM_{L,out}^{abs}}{PM_w} \quad (3.25)$$

$w_{w,out,max}^{abs,L}$  = massima frazione ponderale di acqua nella soluzione igroscopica in uscita dall'assorbitore

$$PM_{L,out}^{abs} = \text{peso molecolare della soluzione in uscita dall'assorbitore [kg/kmole]} \\ = x_{w,out,max}^{abs} \cdot PM_w + (1 - x_{w,out,max}^{abs}) \cdot PM_{TEG} \quad (3.26)$$

$PM_{TEG}$  = peso molecolare del TEG = 150.17 kg/kmole

$\gamma_{w,out}^{abs} (w_{w,out,max}^{abs,L}, T_{out}^{abs,L})$  = coefficiente di attività dell'acqua in uscita dall'assorbitore

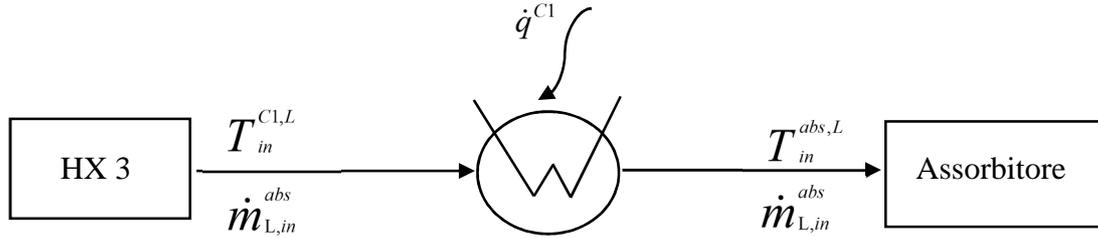
$P_w^{sat}(T_{out}^{abs,L})$  = pressione di saturazione dell'acqua in uscita dall'assorbitore [bar]

Perciò una volta ricavata la massima frazione ponderale di acqua che può essere presente in soluzione, e quindi quella minima di TEG, il valore della portata ponderale di soluzione igroscopica in ingresso all'assorbitore  $L_{TEG,in}^{abs}$  dovrà essere maggiore di quello ricavabile dal seguente bilancio di materia relativo al glicole:

$$\dot{m}_{L,in,min}^{abs} \cdot w_{TEG,in}^{abs} = (\dot{m}_{L,in,min}^{abs} + \dot{m}_{w,abs}^{abs}) \cdot w_{TEG,out,min}^{abs} \Rightarrow \dot{m}_{L,in,min}^{abs} = \frac{\dot{m}_{w,abs}^{abs} \cdot w_{TEG,out,min}^{abs}}{w_{TEG,in}^{abs} - w_{TEG,out,min}^{abs}} \quad (3.27)$$

### 3.2.2 Cooler 1

Per portare la soluzione igroscopica alla temperatura stabilita per il suo ingresso nell'assorbitore, è necessario l'utilizzo del cooler 1.



**Figura 3.3.** Schema a blocchi del cooler 1 per raffreddare la soluzione igroscopica in ingresso all'assorbitore

Analizzando il bilancio di energia totale, scelta la convenzione per la quale il calore che viene immesso nel sistema ha segno positivo e assunta come riferimento la temperatura di 0 °C, la portata termica scambiata è pari a:

$$\dot{q}^{C1} = h_{L,in}^{abs} - h_{L,in}^{C1} \quad (3.28)$$

Dove:

$\dot{q}^{C1}$  = portata termica scambiata dal sistema con il cooler 1 [kJ/min]

$$h_{L,in}^{C1} = \dot{m}_{L,in}^{abs} \cdot \int_{T_{ref}}^{T_{in}^{C1,L}} C_{P,L}(T, w_{TEG,in}^{abs}) \cdot dT \quad (3.29)$$

= portata entalpica della soluzione igroscopica in ingresso al cooler 1 [kJ/min]

$T_{in}^{C1,L}$  = temperatura della soluzione igroscopica in ingresso al cooler 1 [°C]

Assumendo che il calore specifico del TEG non vari fra ingresso e uscita al cooler 1,  $T_{in}^{C1,L}$  è calcolabile tramite l'equazione (3.34), assumendo note la potenza termica scambiata e le proprietà della soluzione all'ingresso dell'assorbitore:

$$T_{in}^{C1,L} = T_{ref} + \frac{h_{L,in}^{abs} - \dot{q}^{C1}}{\dot{m}_{L,in}^{abs} \cdot C_{P,L}(T_{in}^{abs,L}, w_{TEG,in}^{abs})} \quad (3.30)$$

### 3.2.3 Scambiatore di calore liquido-liquido HX 3

Nello scambiatore di calore HX3 (Figura 3.4) si sfrutta il calore della soluzione liquida calda in uscita dallo stripper per riscaldare quella fredda che deve essere rigenerata.

Come in tutti gli scambiatori in esame non avvengono scambi di materia, per cui è sufficiente risolvere il bilancio di energia totale in condizioni adiabatiche che per l'HX3 è dato da:

$$h_{L,out}^{abs} + h_{L,out}^{str} = h_{L,out}^{HX3} + h_{L,in}^{C1} \quad (3.31)$$

con:

$$h_{L,out}^{str} = \dot{m}_{L,in}^{abs} \cdot \int_{T_{ref}}^{T_{out}^{str,L}} C_{P,L}(T, w_{TEG,out}^{str}) \cdot dT = \dot{m}_{L,in}^{abs} \cdot \int_{T_{ref}}^{T_{out}^{str,L}} C_{P,L}(T, w_{TEG,in}^{abs}) \cdot dT \quad (3.32)$$

= portata entalpica della soluzione igroscopica in uscita dallo stripper [kJ/min]

$$h_{L,out}^{HX3} = \dot{m}_{L,out}^{abs} \cdot \int_{T_{ref}}^{T_{out}^{HX3,L}} C_{P,L}(T, w_{TEG,out}^{abs}) \cdot dT \quad (3.33)$$

= portata entalpica della soluzione diluita in uscita dallo scambiatore HX 3 [kJ/min]

$T_{out}^{str,L}$  = temperatura della soluzione igroscopica in uscita dallo stripper [°C]

$T_{out}^{HX3,L}$  = temperatura della soluzione igroscopica in uscita dallo scambiatore HX 3 [°C]

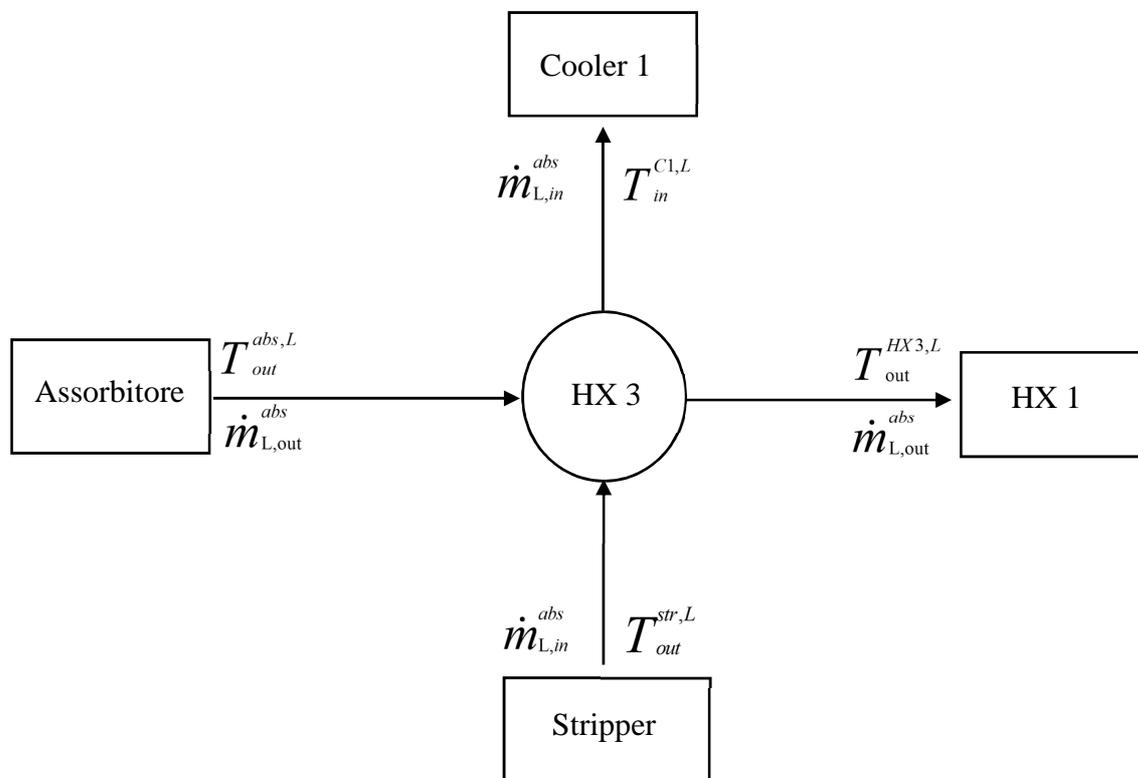


Figura 3.4. Schema a blocchi dello scambiatore di calore HX3

In questo caso, poiché la differenza di temperatura di ciascuna delle due correnti di liquido tra entrata e uscita dallo scambiatore può essere rilevante, non è opportuno assumere che il calore specifico del glicole resti costante durante lo scambio termico in quanto, come si nota dalla figura 2.10 nel paragrafo 2.3.2, il calore specifico aumenta in maniera non trascurabile con la temperatura.

Riferendosi all'equazione per il calcolo del calore specifico del TEG (2.22) e alle espressioni (2.23) e (2.24) per la determinazione dei suoi coefficienti A e B (il coefficiente C viene trascurato),  $T_{out}^{HX3,L}$  si ricava risolvendo l'equazione di secondo grado che si ottiene dall'espressione (3.38) seguente:

$$T_{out}^{HX3,L} = T_{ref} + \frac{h_{L,out}^{abs} + h_{L,out}^{str} - h_{L,in}^{C1}}{\dot{m}_{L,out}^{abs} \cdot C_{P,L}(T_{out}^{HX3,L}, W_{TEG,out}^{abs})} = T_{ref} + \frac{h_{L,out}^{abs} + h_{L,out}^{str} - h_{L,in}^{C1}}{\dot{m}_{L,out}^{abs} \cdot (A + B \cdot T_{out}^{HX3,L})} \quad (3.34)$$

### 3.2.4 Scambiatore di calore gas-liquido HX 1

Per portare la soluzione igroscopica alla temperatura necessaria per la sua rigenerazione nello stripper, si utilizza lo scambiatore gas-liquido HX1 in cui si sfrutta l'energia termica dell'aria umida calda in ingresso al processo (Figura 3.6).

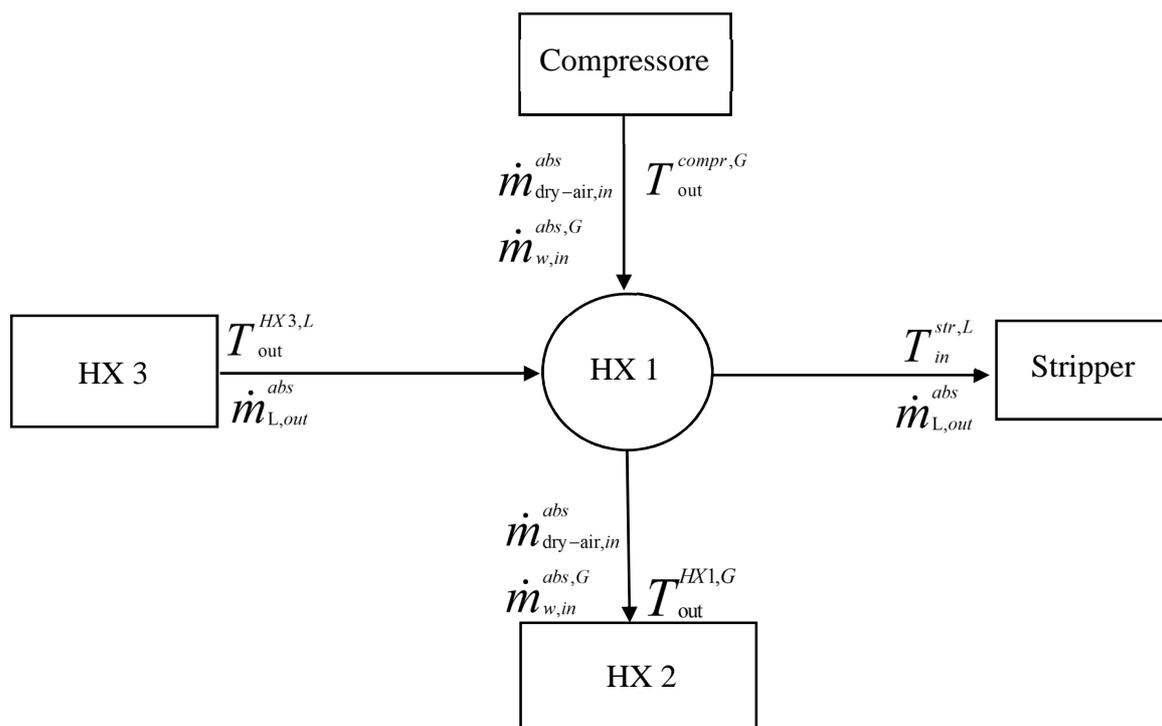


Figura 3.6. Schema a blocchi dello scambiatore di calore HX1

Il bilancio di energia totale relativo a tale apparecchiatura è l'equazione seguente:

$$h_{L,in}^{HX1} + H_{G,out}^{compr} = h_{L,in}^{str} + H_{G,out}^{HX1} \quad (3.35)$$

dove:

$$\begin{aligned} H_{G,out}^{compr} &= \dot{m}_{dry-air,in}^{abs} \cdot C_{P,dry-air} (T_{out}^{compr,G}) \cdot (T_{out}^{compr,G} - T_{ref}) + \\ &+ \dot{m}_{w,in}^{abs,G} \cdot \left[ C_{P,w}^G (T_{out}^{compr,G}) \cdot (T_{out}^{compr,G} - T_{ref}) + \lambda_{vap} (T_{ref}) \right] \end{aligned} \quad (3.36)$$

= portata entalpica dell'aria umida in uscita dal compressore [kJ/min]

$$h_{L,in}^{str} = \dot{m}_{L,out}^{abs} \cdot \int_{T_{ref}}^{T_{in}^{str,L}} C_{P,L} (T, w_{TEG,out}^{abs}) \cdot dT \quad (3.37)$$

= portata entalpica della soluzione igroscopica in ingresso allo stripper [kJ/min]

$$\begin{aligned} H_{G,out}^{HX1} &= \dot{m}_{dry-air,in}^{abs} \cdot C_{P,dry-air} (T_{out}^{HX1,G}) \cdot (T_{out}^{HX1,G} - T_{ref}) + \\ &+ \dot{m}_{w,in}^{abs,G} \cdot \left[ C_{P,w}^G (T_{out}^{HX1,G}) \cdot (T_{out}^{HX1,G} - T_{ref}) + \lambda_{vap} (T_{ref}) \right] \end{aligned} \quad (3.38)$$

= portata entalpica dell'aria umida in uscita dallo scambiatore HX 1 [kJ/min]

$T_{out}^{compr,G}$  = temperatura dell'aria umida in uscita dal compressore [°C]

$T_{in}^{str,L}$  = temperatura della soluzione igroscopica in ingresso allo stripper [°C]

$T_{out}^{HX1,G}$  = temperatura dell'aria umida in uscita dallo scambiatore HX 1 [°C]

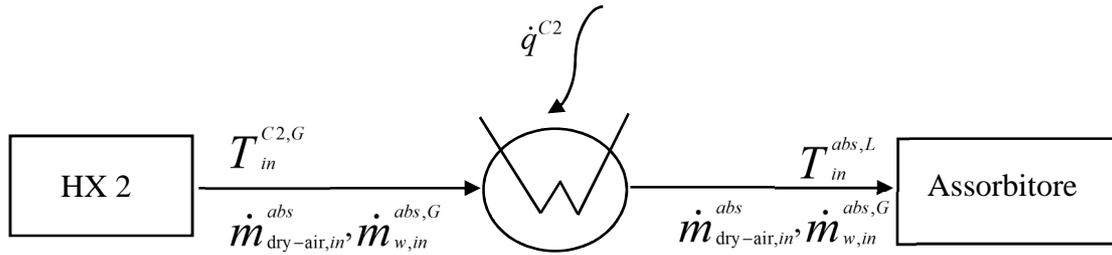
Assumendo che il calore specifico dell'aria umida rimanga costante durante lo scambio termico,

$T_{out}^{HX1,G}$  dal bilancio di energia risulta:

$$T_{out}^{HX1,G} = T_{ref} + \frac{H_{G,out}^{compr} + h_{L,in}^{HX1} - h_{L,in}^{str} - \dot{m}_{w,in}^{abs,G} \cdot \lambda_{vap} (T_{ref})}{\dot{m}_{dry-air,in}^{abs} \cdot C_{P,dry-air} (T_{out}^{compr,G}) + \dot{m}_{w,in}^{abs,G} \cdot C_{P,w}^G (T_{out}^{compr,G})} \quad (3.39)$$

### 3.2.5 Cooler 2

Per raffreddare l'aria umida alla temperatura stabilita in ingresso all'assorbitore viene impiegato il cooler 2 la cui portata termica, espressa in kJ/min, è una delle variabili controllabili ad impianto funzionante.



**Figura 3.6.** Schema a blocchi del cooler 2 per raffreddare l'aria umida in ingresso all'assorbitore

L'unica incognita pertanto è la temperatura in ingresso al cooler 2  $T_{in}^{C2,G}$  e per conoscerne il valore bisogna dapprima ricavare la portata entalpica dell'aria  $H_{G,in}^{C2}$ , espressa anch'essa in kJ/min, attraverso il bilancio di energia seguente:

$$H_{G,in}^{C2} = H_{G,in}^{abs} - \dot{q}^{C2} \quad (3.40)$$

con:

$$H_{G,in}^{C2} = \dot{m}_{dry-air,in}^{abs} \cdot C_{P,dry-air}(T_{in}^{C2,G}) \cdot (T_{in}^{C2,G} - T_{ref}) + \dot{m}_{w,in}^{abs,G} \cdot [C_{P,w}^G(T_{in}^{C2,G}) \cdot (T_{in}^{C2,G} - T_{ref}) + \lambda_{vap}(T_{ref})] \quad (3.41)$$

In questo modo, assumendo sia per l'aria secca che per l'acqua che il valore del calore specifico rimanga costante e che le loro temperature non subiscano significative variazioni durante il raffreddamento al cooler,  $T_{in}^{C2,G}$  risulta allora:

$$T_{in}^{C2,G} = T_{ref} + \frac{H_{G,in}^{C2} - \dot{m}_{w,in}^{abs,G} \cdot \lambda_{vap}(T_{ref})}{\dot{m}_{dry-air,in}^{abs} \cdot C_{P,dry-air}(T_{out}^{HX1,G}) + \dot{m}_{w,in}^{abs,G} \cdot C_{P,w}^G(T_{out}^{HX1,G})} \quad (3.42)$$

### 3.2.6 Scambiatore di calore gas-gas HX 2

Nello scambiatore di calore HX2 si incontrano le due correnti di aria presenti nel processo; in esso la prima corrente umida e calda riscalda l'aria di stripping per la rigenerazione del TEG. Il bilancio di energia totale in condizioni adiabatiche risulta nella seguente equazione:

$$H_{G,in}^{HX2} + H_{G,out}^{HX1} = H_{G,in}^{str} + H_{G,in}^{C2} \quad (3.43)$$

dove:

$$H_{G,in}^{HX2} = \dot{m}_{dry-air,in}^{str} \cdot C_{P,dry-air} (T_{in}^{HX2,G}) \cdot (T_{in}^{HX2,G} - T_{ref}) + \dot{m}_{w,in}^{str,G} \cdot [C_{P,w}^G (T_{in}^{HX2,G}) \cdot (T_{in}^{HX2,G} - T_{ref}) + \lambda_{vap} (T_{ref})] \quad (3.44)$$

= portata entalpica dell'aria di stripping in ingresso allo scambiatore HX2 [kJ/min]

$$H_{G,in}^{str} = \dot{m}_{dry-air,in}^{str} \cdot C_{P,dry-air} (T_{in}^{str,G}) \cdot (T_{in}^{str,G} - T_{ref}) + \dot{m}_{w,in}^{str,G} \cdot [C_{P,w}^G (T_{in}^{str,G}) \cdot (T_{in}^{str,G} - T_{ref}) + \lambda_{vap} (T_{ref})] \quad (3.45)$$

= portata entalpica dell'aria di stripping in ingresso allo stripper [kJ/min]

$$\dot{m}_{dry-air,in}^{str} = \text{portata ponderale di aria secca di stripping [kg/min]} = \dot{m}_{in}^{str,G} \cdot (1 - w_{w,in}^{str,G}) \quad (3.46)$$

$w_{w,in}^{str,G}$  = frazione ponderale di vapore acqueo nell'aria di stripping

$$\dot{m}_{w,in}^{str,G} = \text{portata ponderale di vapore acqueo presente nell'aria di stripping in ingresso allo stripper [kg/min]} = \dot{m}_{in}^{str,G} \cdot w_{w,in}^{str,G} \quad (3.47)$$

$T_{in}^{HX2,G}$  = temperatura dell'aria di stripping in ingresso allo scambiatore HX 2 [°C]

$T_{in}^{str,G}$  = temperatura dell'aria di stripping in ingresso allo stripper [°C]

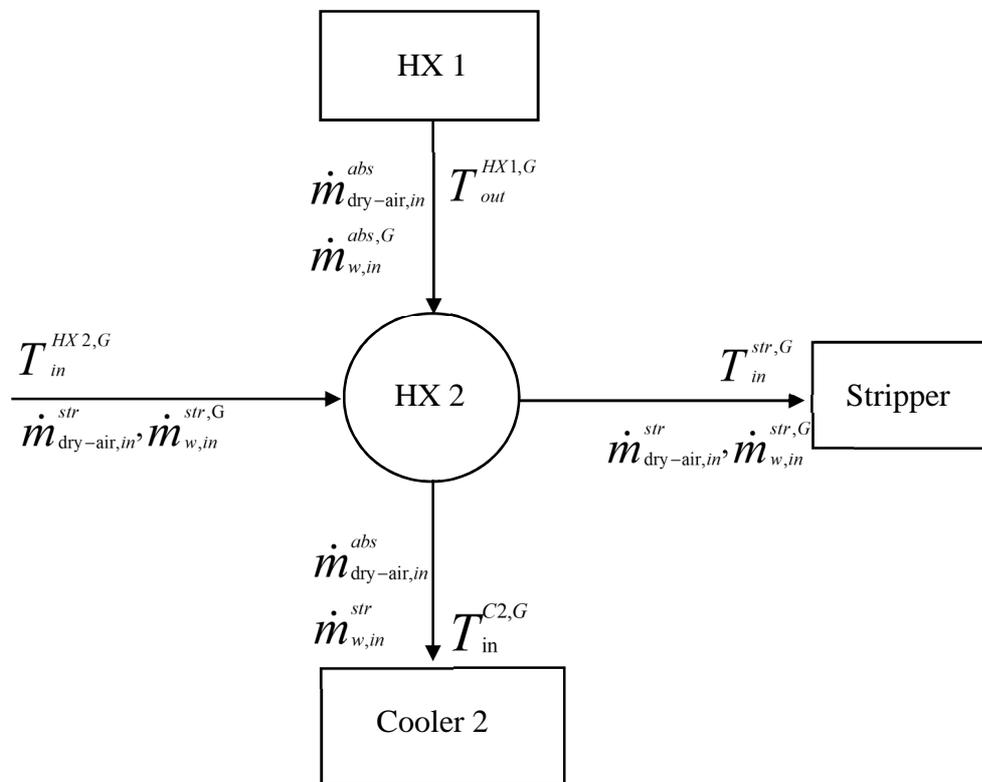


Figura 3.7. Schema a blocchi dello scambiatore di calore HX2

Assumendo che il calore specifico dell'aria di stripping rimanga costante durante il riscaldamento, la sua temperatura in ingresso allo stripper è pari a:

$$T_{in}^{str,G} = T_{ref} + \frac{H_{G,in}^{HX2} + H_{G,out}^{HX1} - H_{G,in}^{C2} - \dot{m}_{w,in}^{str,G} \cdot \lambda_{vap}(T_{ref})}{\dot{m}_{dry-air,in}^{str} \cdot C_{P,dry-air}(T_{in}^{HX2,G}) + \dot{m}_{w,in}^{str,G} \cdot C_{P,w}^G(T_{in}^{HX2,G})} \quad (3.48)$$

### 3.2.7 Colonna di stripping

Nella colonna di stripping l'aria inviata strappa l'umidità presente nella soluzione igroscopica rigenerandola (Figura 3.8).

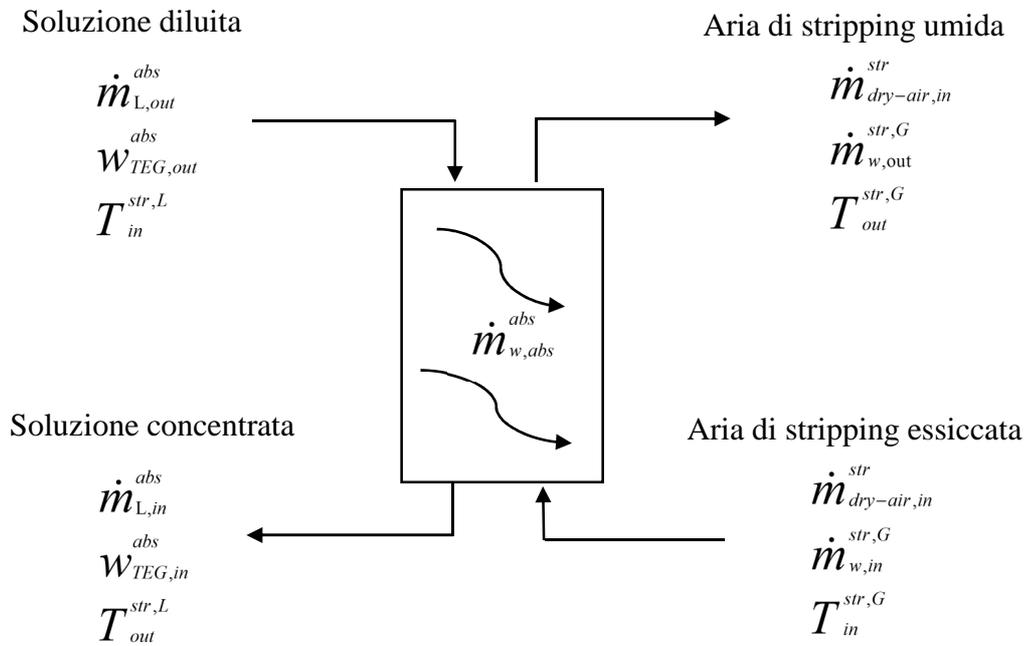


Figura 3.8. Schema a blocchi della colonna di stripping

La frazione ponderale di vapore acqueo presente nell'aria di stripping  $w_{w,out}^{str,G}$  in uscita dallo stripper una volta rigenerata la soluzione, è ricavata dalla sua definizione e dal bilancio di materia relativo all' $H_2O$  in fase gas in condizioni stazionarie, assumendo trascurabile la quantità di glicole che viene strappata dall'aria di stripping:

$$w_{w,out}^{str,G} = \frac{massa_{H_2O,out}^{str}}{massa_{aria,out}^{str}} = \frac{\dot{m}_{w,in}^{str,G} + \dot{m}_{w,abs}^{abs}}{\dot{m}_{dry-air,in}^{str} + \dot{m}_{w,in}^{str,G} + \dot{m}_{w,abs}^{abs}} = \frac{\dot{m}_{w,out}^{str,G}}{\dot{m}_{dry-air,in}^{str} + \dot{m}_{w,out}^{str,G}} \quad (3.49)$$

dove:

$\dot{m}_{w,out}^{str,G}$  = portata ponderale di vapore acqueo presente nell'aria di stripping in uscita dallo stripper  
[kg/min]

Il bilancio di energia totale, in condizioni adiabatiche, allo stripper è riportato nell'espressione (3.54) seguente e può essere usato per calcolare la temperatura in uscita dallo stripper dell'aria.

$$H_{G,in}^{str} + h_{L,in}^{str} = H_{G,out}^{str} + h_{L,out}^{str} \quad (3.50)$$

La portata entalpica dell'aria di stripping in uscita dallo stripper [kJ/min] è data da:

$$H_{G,out}^{str} = \dot{m}_{dry-air,in}^{str} \cdot C_{P,dry-air} (T_{out}^{str,G}) \cdot (T_{out}^{str,G} - T_{ref}) + \dot{m}_{w,out}^{str,G} \cdot [C_{P,w}^G (T_{out}^{str,G}) \cdot (T_{out}^{str,G} - T_{ref}) + \lambda_{vap} (T_{ref})] \quad (3.51)$$

in cui  $T_{out}^{str,G}$  rappresenta la temperatura dell'aria di stripping in uscita dalla colonna [°C].

Assumendo che il calore specifico dell'aria rimanga costante all'interno della colonna,  $T_{out}^{str,G}$

risulta allora dal bilancio di energia pari a:

$$T_{out}^{str,G} = T_{ref} + \frac{H_{G,in}^{str} + h_{L,in}^{str} - h_{L,out}^{str} - \dot{m}_{w,out}^{str,G} \cdot \lambda_{vap} (T_{ref})}{\dot{m}_{dry-air,in}^{str} \cdot C_{P,dry-air} (T_{in}^{str,G}) + \dot{m}_{w,out}^{str,G} \cdot C_{P,w}^G (T_{in}^{str,G})} \quad (3.52)$$

È infine possibile calcolare anche la minima portata di aria di stripping necessaria per rigenerare la soluzione igroscopica per ottenere la composizione dettata dall'equilibrio chimico per l'acqua in testa allo stripper, a temperatura e composizione di liquido fissate.

La frazione molare massima di vapore acqueo  $y_{w,out,max}^{str}$  che può essere presente nell'aria di stripping è quella definita dalla seguente relazione di equilibrio:

$$y_{w,out,max}^{str} = \frac{x_{w,in}^{str} \cdot \gamma_{w,in}^{str} (T_{in}^{str,L}, w_{TEG,out}^{abs}) \cdot P_w^{sat} (T_{in}^{str,L})}{P^{str}} \quad (3.53)$$

in cui:

$x_{w,in}^{str}$  = frazione molare di acqua nella soluzione igroscopica in ingresso allo stripper

$\gamma_{w,in}^{str} (T_{in}^{str,L}, w_{TEG,out}^{abs})$  = coefficiente di attività dell'acqua alla temperatura e alla frazione ponderale di glicole in ingresso allo stripper

$P_w^{sat}(T_{in}^{str,L})$  = pressione di saturazione dell'acqua alla temperatura di ingresso della soluzione igroscopica nello stripper [bar]

Nota la frazione molare, quella ponderale è facilmente ricavabile attraverso l'espressione sottostante:

$$W_{w,out,max}^{str,G} = \frac{y_{w,out,max}^{str} \cdot PM_w}{y_{w,out,max}^{str} \cdot PM_w + (1 - y_{w,out,max}^{str}) \cdot PM_{dry-air}} \quad (3.54)$$

Rielaborando la (3.53) è possibile infine calcolare la minima portata ponderale di aria di stripping secca,  $\dot{m}_{dry-air,min}^{str}$  essendo questa associata alla massima frazione di acqua, secondo la seguente equazione:

$$\dot{m}_{dry-air,min}^{str} = \frac{\dot{m}_{w,in}^{str,G} + \dot{m}_{w,abs}^{abs} - W_{w,out,max}^{str,G} \cdot \dot{m}_{w,in}^{str,G} - \dot{m}_{w,abs}^{abs} \cdot W_{w,out,max}^{str,G}}{W_{w,out,max}^{str,G}} \quad (3.55)$$

### 3.2.8 Make-up di TEG

Un'importante grandezza che deve essere stimata è la portata di glicole che viene trascinato fuori dall'apparecchiatura dall'aria di stripping e quindi la necessaria portata di make-up per reintegrare il TEG.

In virtù della sua non trascurabile tensione di vapore infatti, una parte del TEG nello stripper tende ad evaporare e ad uscire così con l'aria di stripping rendendo quindi necessario un make-up prima del suo riutilizzo nell'assorbitore. Per stimare la frazione molare di glicole strippata in aria si può applicare l'equazione che regola l'equilibrio liquido-vapore del TEG (approccio  $\gamma$ - $\phi$ ) secondo cui:

$$y_{TEG,out}^{str} = \frac{x_{TEG,in}^{str} \cdot \gamma_{TEG,in}^{str}(T_{in}^{str,L}, W_{TEG,out}^{abs}) \cdot P_{TEG,in}^{sat, str}(T_{in}^{str,L})}{P^{str}} \quad (3.56)$$

dove:

$y_{TEG,out}^{str}$  = frazione molare di TEG presente nell'aria di stripping in uscita dallo stripper

$x_{TEG,in}^{str}$  = frazione molare di TEG presente nella soluzione igroscopica in ingresso allo stripper

$\gamma_{TEG,in}^{str}(T_{in}^{str,L}, w_{TEG,out}^{abs})$  = coefficiente di attività del TEG alla temperatura e alla frazione ponderale del glicole in ingresso allo stripper

$P_{TEG,in}^{sat,str}(T_{in}^{str,L})$  = pressione di saturazione del TEG puro alla temperatura di ingresso nello stripper della soluzione igroscopica [bar]

$$= 10^{\frac{7.472115}{T_{L,in}^{strip}} - \frac{2022.898}{T_{L,in}^{strip} + 152.573}} \cdot \frac{1.01325}{760} \quad (9) \quad (3.57)$$

La frazione ponderale di glicole in uscita dallo stripper può essere calcolata dalla frazione molare tramite l'espressione (3.62):

$$w_{TEG,out}^{str,G} = y_{TEG,out}^{str} \cdot \frac{PM_{TEG}}{PM_{air,out}^{str}} \quad (3.58)$$

in cui:

$w_{TEG,out}^{str,G}$  = frazione ponderale di TEG presente nell'aria di stripping in uscita dallo stripper

$PM_{air,out}^{str}$  = peso molecolare dell'aria di stripping in uscita dallo stripper [kg/kmole]

$$= y_{TEG,out}^{str} \cdot PM_{TEG} + (1 - y_{TEG,out}^{str}) \cdot PM_{humid-air}^{strip} \quad (3.59)$$

La portata ponderale di make up necessaria  $\dot{m}_{TEG}^{make-up}$ , espressa in [kg/min], è calcolata attraverso il bilancio di materia del TEG applicato all'intero processo, assumendo che l'unica portata in uscita di TEG dal processo sia allo stripper:

$$\dot{m}_{TEG}^{make-up} = \dot{m}_{air,out}^{str} \cdot w_{TEG,out}^{str,G} \quad (3.60)$$

dove:

$\dot{m}_{air,out}^{str}$  = portata ponderale di aria in uscita dallo stripper [kg/min]

Va sottolineato che la stima della portata di make-up è stata basata, in via cautelativa, sulla condizione di equilibrio chimico (nonostante fra le due fasi liquida e vapore chiaramente non sussistono le condizioni di equilibrio termico e chimico). È ragionevole assumere che la frazione di glicole nell'aria di stripping in uscita sia in realtà inferiore al valore stimato all'equilibrio.

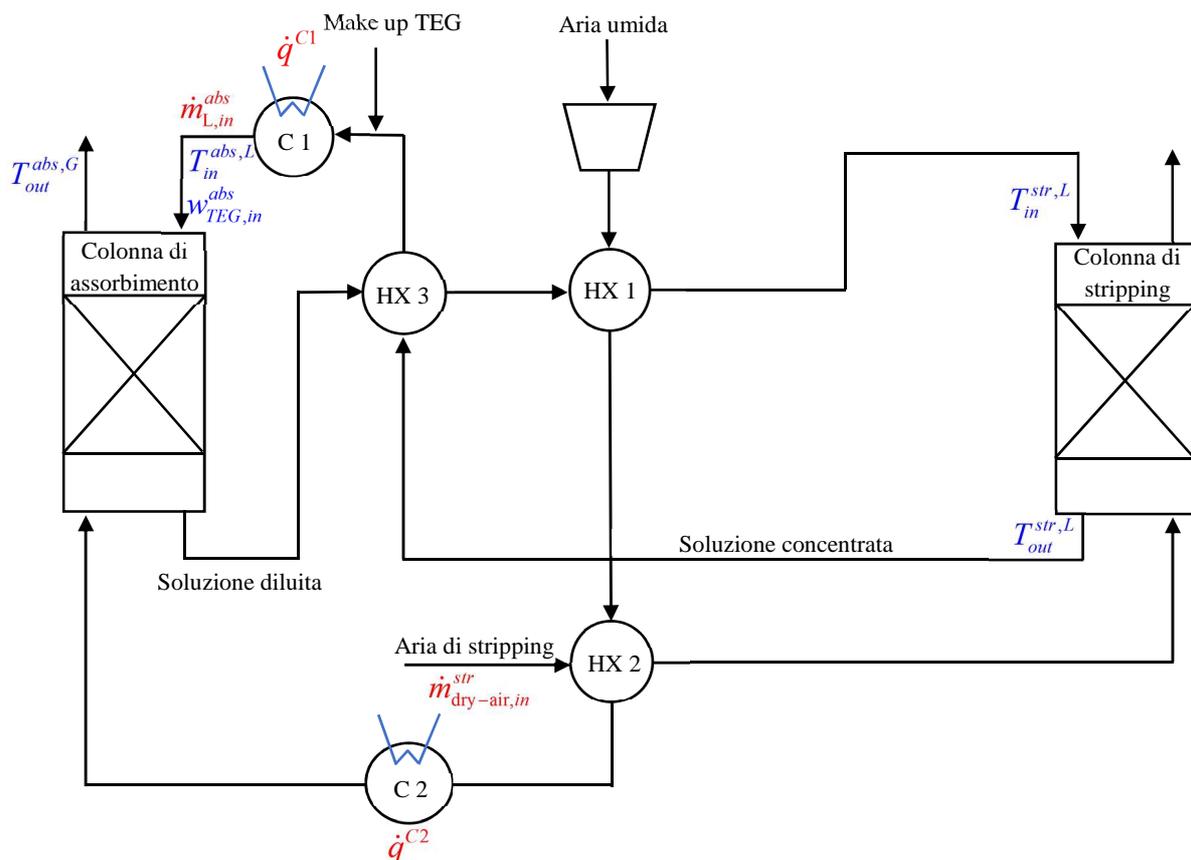
### 3.3 Analisi dei gradi di libertà

Dal conteggio delle equazioni di bilancio linearmente indipendenti elencate in questo capitolo e sottraendo il numero di equazioni indipendenti dalle variabili incognite, si ottiene il numero di gradi di libertà nel processo analizzato, che risulta essere uguale a 9. In particolare, le variabili selezionate per saturare i gradi di libertà sono le seguenti:

- la temperatura in ingresso all'assorbitore della soluzione igroscopica;
- la frazione ponderale di TEG nella soluzione igroscopica in ingresso all'assorbitore;
- la temperatura dell'aria essiccata in uscita dall'assorbitore;
- la temperatura della soluzione igroscopica in ingresso allo stripper;
- la temperatura della soluzione igroscopica in uscita dallo stripper;
- la portata termica scambiata nel cooler 1;
- la portata termica scambiata nel cooler 2;
- la portata ponderale di soluzione igroscopica in ingresso all'assorbitore;
- la portata ponderale di aria di stripping in ingresso allo scambiatore HX2.

Tali variabili sono indicate in rosso e in blu nella figura 3.9.

Il dimensionamento delle singole apparecchiature dell'impianto (assorbitore, stripper, scambiatori di calore) è trattato nel capitolo 4 e introduce ulteriori vincoli riducendo i gradi di libertà a 4; le variabili che rappresentano i gradi di libertà dell'impianto a seguito del dimensionamento delle apparecchiature sono indicate in Figura 3.9 in rosso e sono le variabili controllabili in fase di esercizio.



**Figura 3.9.** Layout del processo di deumidificante utilizzato in cui sono state evidenziate le variabili utilizzate per saturare i gradi di libertà

### 3.4 Risultati

Sono state svolte delle simulazioni numeriche per risolvere i bilanci di materia ed energia totale presentati nella sezione 3.2, utilizzando i dati di Tabella 3.1, in particolare garantendo il livello di deumidificazione richiesta (temperatura di dew point uguale a  $-30\text{ }^{\circ}\text{C}$ ) e garantendo altresì una sufficiente forza motrice per lo scambio di materia in testa e in fondo sia all'assorbitore che allo stripper (equazioni 3.11, 3.12, 3.15, 3.16).

L'obiettivo di tali simulazioni è stato di individuare delle condizioni operative, ovvero di valori delle variabili che rappresentano i 9 gradi di libertà del processo, che permettano all'impianto di raggiungere specifiche prestazioni, ovvero che il make-up richiesto dalla deumidificazione fosse ridotto (attorno a 3 kg/giorno di glicole) e che la potenza termica scambiata al cooler 1 fosse bassa (possibilmente attorno a 30 kW).

Inoltre, alcune condizioni operative sono state scelte secondo valutazioni "ragionevoli"; per esempio, nel fissare un valore per la temperatura in uscita del gas all'assorbitore, si è valutato che la variazione di temperatura della fase gas all'interno dell'assorbitore sia piccola (attorno a

1 °C), mentre una variazione di temperatura più rilevante riguarda la fase liquida, che “assorbe” la maggior parte di calore latente di condensazione del vapore d’acqua. Queste assunzioni sono successivamente corroborate dalle valutazioni riportate nel Capitolo 6.

Le simulazioni numeriche sono state svolte anzitutto in riferimento ad aria di stripping a 20 °C e con un’umidità relativa UR uguale al 25%; tali simulazioni hanno portato all’individuazione di condizioni operative tali da garantire il soddisfacimento dei criteri menzionati e sono riportate in Tabella 3.2.

**Tabella 3.2.** Condizioni operative (relative ai 9 gradi di libertà) e risultati dalla risoluzione dei bilanci di materia ed energia (aria di stripping a 20 °C e con UR=25%)

<b>Condizioni operative</b>	
Portata ponderale di aria di stripping	5 kg/min
Portata ponderale di soluzione igroscopica	40 kg/min
Potenza termica scambiata nel cooler 1	30 kW
Potenza termica scambiata nel cooler 2	16.3 kW
Temperatura della soluzione in ingresso all’assorbitore	0 °C
Frazione ponderale di glicole in ingresso all’assorbitore	0.985
Temperatura aria essiccata in uscita dall’assorbitore	36 °C
Temperatura della soluzione in ingresso allo stripper	80 °C
Temperatura della soluzione in uscita dallo stripper	77.2 °C
<b>Risultati dei bilanci</b>	
Frazione ponderale di glicole in uscita dall’assorbitore	0.982
Frazione ponderale di vapore acqueo nell’aria in uscita dallo stripper	0.027
Temperatura della soluzione in uscita dall’assorbitore	3.39 °C
Temperatura della soluzione in ingresso al cooler 1	21.96 °C
Temperatura della soluzione in uscita da HX3	56.86 °C
Temperatura dell’aria umida in uscita da HX1	70.64 °C
Temperatura dell’aria umida in ingresso al cooler 2	69.50 °C
Temperatura dell’aria in ingresso allo stripper	26.47 °C
Temperatura dell’aria in uscita dallo stripper	25.86 °C
Make-up di glicole	2.61 kg/giorno

Si è successivamente svolto uno studio parametrico per stimare l’effetto dell’umidità relativa dell’aria di stripping sulla portata di make-up di glicole, i cui risultati sono riportati in Tabella 3.3.

**Tabella 3.3.** *Effetto dell'umidità dell'aria di stripping sul make-up di TEG*

<b>Umidità relativa dell'aria di stripping [%]</b>	<b>Portata di aria di stripping necessaria [kg/min]</b>	<b>Make up di TEG necessario [kg/giorno]</b>
25	5	2.61
30	5.5	2.86
40	6	3.11
50	8	4.14
60	9	4.65
70	10	5.16
80	11	5.67

Come è intuibile, se l'umidità dell'aria di stripping aumenta, è necessario aumentare la portata di aria di stripping per poter rigenerare la soluzione. Questo provoca un aumento delle perdite di TEG e del make-up, come ben si nota dall'equazione (3.65).

Per favorire la rigenerazione della soluzione e per ridurre al minimo le perdite di glicole è opportuno quindi che l'aria di stripping in ingresso sia più secca possibile e quindi potrebbe essere considerato l'utilizzo di un condensatore qualora l'umidità contenuta nell'aria utilizzata nello stripper, che viene prelevata dall'ambiente esterno, sia ritenuta eccessiva.

Si è infine valutata la quantità di glicole che potrebbe uscire dall'assorbitore con l'aria essiccata. Imponendo, in via conservativa, la condizione di equilibrio chimico per il TEG in testa all'assorbitore, si riesce a stimare quanto glicole viene strippato dall'aria essiccata, in termini di frazione molare di glicole. Dividendo la portata ponderale di TEG che si ricava per quella volumetrica dell'aria essiccata, si stimano circa  $1.5 \mu\text{g}/\text{Nm}^3_{\text{aria}}$  di glicole, valore inferiore ai  $30 \mu\text{g}/\text{Nm}^3$  imposti dalla ISO 8573-1:2010.

# Capitolo 4

## Dimensionamento e product design dell'impianto di deumidificazione

L'obiettivo di questo capitolo è di ricavare le dimensioni delle colonne di assorbimento e stripping utilizzando modelli presenti in letteratura. Per ciascuna di esse viene calcolato prima il diametro e poi l'altezza del riempimento necessario per raggiungere le specifiche richieste. Nell'analisi viene posta inoltre particolare attenzione ai criteri di bagnabilità da rispettare per assicurare un corretto funzionamento delle colonne e un omogeneo scambio di materia al loro interno.

Infine, vengono proposti i risultati del product design dell'impianto di deumidificazione complessivo.

### 4.1 I corpi di riempimento per le colonne di assorbimento/stripping

Il processo di deumidificazione utilizzato presuppone l'utilizzo di colonne a riempimento, in quanto, rispetto quelle a piatti per il caso in esame, assicurano uno scambio di materia più efficiente, minori perdite di carico per la fase gassosa e riducono i trascinamenti di liquido.

La scelta su quale tipologia di riempimento usare è ricaduta sui riempimenti alla rinfusa in quanto assicurano prestazioni soddisfacenti in relazione al processo studiato e soprattutto presentano costi inferiori rispetto ai riempimenti strutturati.

Analizzando le varie opportunità che si trovano in commercio, si nota che i materiali di cui sono costituiti i riempimenti sono principalmente tre:

- Ceramica
- Metallo
- Plastica, soprattutto polipropilene

Sebbene la soluzione igroscopica di glicole non sia corrosiva, per evitare l'eventuale sorgere di tale problema si è preferito non utilizzare il metallo ed è stata scartata anche la plastica perché meno resistente alle relativamente elevate temperature in fase di rigenerazione <sup>(16)</sup>.

Pertanto sono stati scelti quelli in ceramica poiché non presentano alcuno dei problemi citati, ed in particolare come forma sono state scelte le selle di tipo Berl, riportate nella Figura 4.1, in quanto garantiscono rispetto agli anelli, a parità di dimensione nominale, una maggiore area specifica.



**Figura 4.1.** Sella di Berl in ceramica <sup>(14)</sup>

I riempimenti scelti per le due colonne sono riportati con tutte le loro proprietà nelle Tabelle 4.1 e 4.2, in cui si nota che, per questioni legate alla bagnabilità che vengono descritte nella sezione 4.3, nell'assorbitore vengono utilizzate selle con dimensione nominale maggiore rispetto allo stripper. Ciò implica una minore area specifica, e quindi un peggiore scambio di materia, ma una più facile e omogenea bagnabilità.

**Tabella 4.1.** Proprietà dei riempimenti scelti per la colonna di assorbimento <sup>(16)</sup>

Colonna di assorbimento						
Tipo	Dimensione nominale [mm]	Elementi [N/m <sup>3</sup> ]	Massa [kg/m <sup>3</sup> ]	Area specifica $a$ [m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> ]	$\varepsilon$	$C_f$ [m <sup>-1</sup> ]
Selle Berl in ceramica	38	22800	640	150	0.71	215

**Tabella 4.2.** Proprietà dei riempimenti scelti per la colonna di stripping <sup>(16)</sup>

Colonna di stripping						
Tipo	Dimensione nominale [mm]	Elementi [N/m <sup>3</sup> ]	Massa [kg/m <sup>3</sup> ]	Area specifica $a$ [m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> ]	$\varepsilon$	$C_f$ [m <sup>-1</sup> ]
Selle Berl in ceramica	25	77000	720	250	0.68	360

## 4.2 Calcolo del diametro delle colonne

La procedura per il calcolo del diametro di una colonna a riempimento è analoga sia per l'assorbimento che per lo stripping; l'unica cosa che le differenzia, oltre chiaramente alle condizioni operative, è la sezione più critica su cui basare il dimensionamento in quanto nel caso dell'assorbimento si registrano le portate più elevate in fondo alla colonna dove sia la soluzione che l'aria sono più ricche di umidità mentre per lo stripper è la testa la sezione dove è richiesto un diametro maggiore. Le formule riportate in questa sezione dunque possono essere utilizzate per ciascuna delle due apparecchiature.

Il modello preso come riferimento è quello di Bolles e Fair <sup>(16)</sup> e prevede come prima cosa il calcolo del parametro di flusso adimensionale  $F_{lg}$ , definito come:

$$F_{lg} = \frac{\dot{L}}{\dot{G}} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \quad (4.1)$$

dove:

$\dot{L}$  = portata ponderale di soluzione igroscopica [kg/min]

$\dot{G}$  = portata ponderale di aria [kg/min]

$\rho_G$  = densità dell'aria [kg/m<sup>3</sup>]

$$= PM_{dry-air} \cdot \frac{P}{R \cdot T} \quad (4.2)$$

$P$  = pressione dell'aria [atm]

$R$  = costante universale dei gas =  $0.08206 \frac{m^3 \cdot atm}{K \cdot kmole}$

$T$  = temperatura dell'aria [K]

$\rho_L$  = densità della soluzione igroscopica [kg/m<sup>3</sup>]

In questo modo è possibile ricavare il parametro  $\chi$  che permette a sua volta la determinazione della variabile di flooding  $K_{fl}$  secondo le espressioni seguenti e i cui valori dei coefficienti sono riportati in tabella 4.3:

$$\chi = 2 + \log_{10}(F_{lg}) \quad (4.3)$$

$$K_{fl} = \exp\left(\sum_{i=0}^4 a_i \cdot \chi^i\right) \quad (4.4)$$

**Tabella 4.3.** Valori dei coefficienti dell'equazione (4.4) <sup>(16)</sup>

$a_0$	-1.51633
$a_1$	0.042546
$a_2$	-0.250626
$a_3$	-0.248388
$a_4$	0.0456585

Noto il valore di  $K_{fl}$ , il flusso ponderale in condizioni di flooding  $\hat{G}_{fl}$ , espresso in  $\text{kg}/\text{min}\cdot\text{m}^2$ , è così calcolabile tramite l'equazione (4.5):

$$\hat{G}_{fl} = \sqrt{K_{fl} \cdot \frac{g \cdot \rho_G \cdot \rho_L}{C_f \cdot (\mu_L / \mu_w)^{0.2} \cdot (\rho_w / \rho_L)}} \cdot 60 \quad (4.5)$$

in cui:

$g$  = accelerazione di gravità =  $9.81 \text{ m/s}^2$

$C_f$  = parametro del riempimento utilizzato [ $\text{m}^{-1}$ ]

$\mu_L$  = viscosità della soluzione igroscopica [cPoise]

$\mu_w$  = viscosità dell'acqua a  $20 \text{ }^\circ\text{C}$  = 1 cPoise

$\rho_w$  = densità dell'acqua a  $20 \text{ }^\circ\text{C}$  =  $1000 \text{ kg/m}^3$

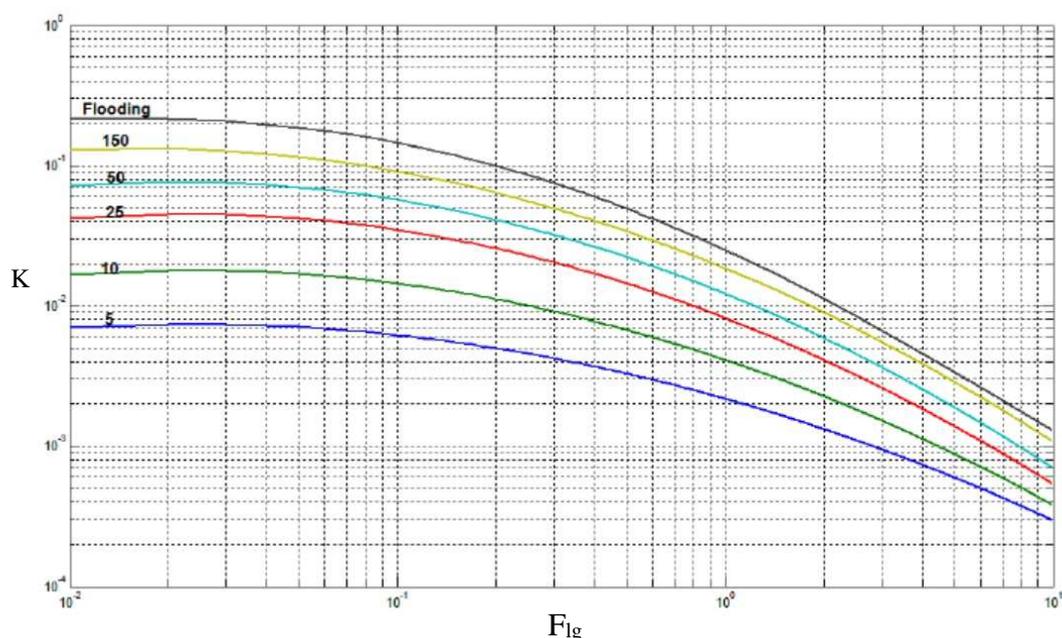
Si è deciso in maniera cautelativa di operare al 50% rispetto alle condizioni di flooding e quindi, dividendo la portata ponderale di aria in esame per il flusso  $\hat{G}_{fl}$  appena trovato, opportunamente corretto con la percentuale a cui si è deciso di lavorare, si calcola dapprima l'area della colonna  $A_{colonna}$ , espressa in  $\text{m}^2$ , e quindi il suo diametro  $D_{colonna}$ :

$$A_{colonna} = \frac{\dot{G}}{0.5 \cdot \hat{G}_{fl}} \quad (4.6)$$

$$D_{colonna} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{colonna}}{\pi}} \quad (4.7)$$

È doveroso sottolineare che il diametro risultante dalla (4.7) deve essere arrotondato alla dimensione più vicina che si trova in commercio o che è possibile fabbricare in quanto non tutte le misure sono disponibili. Viene quindi ricalcolata l'area della colonna e verificato che la percentuale di flooding non sia troppo elevata.

Il valore di  $K_{fl}$  può essere determinato anche graficamente utilizzando il diagramma di Eckert sottostante che, parametrico nelle perdite di carico espresse in mmH<sub>2</sub>O/m, riporta in ascissa il parametro di flusso  $F_{lg}$  e in ordinata il valore di  $K$ .



**Figura 4.2.** Diagramma di Eckert per riempimenti alla rinfusa <sup>(16)</sup>

Calcolato quindi  $F_{lg}$ , il valore di  $K_{fl}$  è dato dall'ordinata del punto di incontro tra la curva parametrica di flooding e la verticale passante per  $F_{lg}$ ; per trovare il diametro della colonna si procede poi in modo analogo a quanto fatto sopra.

Tale diagramma permette un calcolo più veloce del parametro  $K$  ma anche meno preciso; inoltre non è possibile in questo modo rendere tali operazioni automatiche implementandole per esempio in un codice Matlab, motivo per cui si è preferito il primo approccio.

Poiché il grafico è parametrico nelle perdite di carico, è possibile ottenere una loro stima, dopo aver calcolato il valore di  $K$  e averlo unito con la verticale passante per  $F_{lg}$ :

$$K = \frac{\hat{G}^2 \cdot C_f \cdot (\mu_L / \mu_w)^{0.2} \cdot (\rho_w / \rho_L)}{g \cdot \rho_G \cdot \rho_L} \quad (4.8)$$

dove:

$$\hat{G} = \text{flusso ponderale di aria [kg/min}\cdot\text{m}^2] = \frac{\dot{G}}{A_{colonna}}$$

Per una quantificazione delle perdite di carico  $\Delta P/Z$  più precisa, si può ricorrere alle espressioni analitiche seguenti che stanno alla base del diagramma di Eckert:

$$K = 10^{-4} \cdot \exp\left(\sum_{i=0}^2 \sum_{j=0}^2 c_{i,j} \cdot q^i \cdot \chi^j\right) \quad (4.9)$$

$$q = 2 - \log_{10}(83.3) + \log_{10}\left(\frac{\Delta P}{Z}\right) \quad (4.10)$$

i cui coefficienti hanno i seguenti valori <sup>(16)</sup>:

$$c_{0,0} = 1.3883; \quad c_{0,1} = -0.04795; \quad c_{0,2} = -0.08628;$$

$$c_{1,0} = 4.25883; \quad c_{1,1} = 0.71369; \quad c_{1,2} = -0.62510;$$

$$c_{2,0} = -0.75140; \quad c_{2,1} = -0.25461; \quad c_{2,2} = 0.17193;$$

Le perdite di carico  $\Delta P/Z$  sono calcolabili dalla (4.10), dopo aver determinato e inserito in tale espressione il valore della variabile  $q$  ottenuto risolvendo l'equazione non lineare (4.9). Poiché quelle appena trovate sono espresse per unità di lunghezza, quelle totali saranno quantificate una volta determinata l'altezza della colonna.

I diametri delle colonne e le relative perdite di carico sono stati calcolati in riferimento alle condizioni operative nominali individuate nel capitolo 3 e presentate in Tabella 3.2 e i risultati numerici ottenuti sono riportati nella Tabella 4.4.

**Tabella 4.4.** Valori stimati del diametro e delle perdite di carico per le due colonne

	Colonna di assorbimento	Colonna di stripping
Diametro [cm]	47	38
$\Delta P/Z$ [mmH <sub>2</sub> O/m]	25.32	22.97

Il riempimento della colonna di stripping non è stato scelto uguale rispetto a quello della colonna di assorbimento, oltre che come già accennato per questioni legate alla bagnabilità, anche per rispettare un suggerimento costruttivo <sup>(16)</sup> per il quale il rapporto tra diametro della colonna e dimensione nominale del riempimento deve possibilmente essere maggiore di 10. In questo modo si evita che il liquido, nell'attraversare le selle all'interno della torre, tenda a migrare verso la periferia e che il gas passi nella parte centrale con il conseguente peggioramento del contatto tra le due fasi.

### 4.3 Verifica della bagnatura minima

Le dimensioni del riempimento devono essere tali da soddisfare una serie di criteri che permettono di ottenere una omogenea bagnabilità dello stesso in modo che lo scambio di materia possa avvenire in maniera efficace senza la formazione di canali preferenziali che causerebbero una perdita di prestazioni e uno spreco di riempimento perché, quando non bagnato, è inutile all'interno della colonna.

Esistono più criteri per valutare il livello di bagnabilità, alcuni molto stringenti altri meno. Il primo che è stato valutato è quello proposto da Morris e Jackson <sup>(16)</sup>, i quali consigliano che la wetting rate abbia un valore minimo pari a  $0.08 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot\text{m}^{-1})$ . Tale limite però, poiché vale soprattutto per anelli Raschig, non si adatta molto al caso in esame.

Un criterio meno stringente è stato suggerito da Kister <sup>(16)</sup>, che fa riferimento ai valori forniti dalla società Glitsch, per il quale il flusso volumetrico di liquido minimo  $v_{l,\min}$ , espresso in  $\text{m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ , è uguale a:

$$v_{l,\min} = 0.5 \cdot \left( \frac{200}{a} \right)^{1/2} \quad (4.11)$$

in cui 0.5 è il coefficiente da usare quando il materiale del riempimento è ceramica non smaltata e  $a$  è la sua area specifica.

Infine l'ultima norma presa in considerazione è quella proposta dalla società tedesca VFF, azienda leader nel settore, che consiglia per una omogenea bagnabilità un flusso volumetrico minimo  $v_{l,\min}$  pari a  $10 \text{ m}^3/\text{h}\cdot\text{m}^2$ , valore più stringente rispetto al caso appena trattato e, in quanto tale, preso come riferimento.

Con le condizioni operative individuate nel capitolo precedente (Tabella 3.2) e i corpi di riempimento selezionati (sezione 4.1) nelle sezioni più critiche delle colonne dove circolano le

portate di liquido inferiori, la testa per l'assorbitore e il fondo per lo stripper, il flusso volumetrico è rispettivamente di 12.1 m<sup>3</sup>/h·m<sup>2</sup> nella prima 19.8 m<sup>3</sup>/h·m<sup>2</sup> nella seconda, rispettando così il criterio di bagnabilità adottato.

#### 4.4 Altezza delle colonne

Il calcolo dell'altezza delle colonne è stato svolto utilizzando un metodo accurato che calcola le composizioni all'interfaccia delle fasi liquida e gassosa per ogni sezione delle colonne, senza imporre alcuna assunzione circa il grado di concentrazione di H<sub>2</sub>O nelle fasi liquida e gassosa. Il modello assunto è non isoterma con temperature diverse tra le due fasi e considera profili lineari di temperatura rispetto alla frazione molare in fase liquida. Inoltre la temperatura all'interfaccia è stata assunta pari a quella della soluzione liquida.

Per il calcolo dell'altezza delle colonne presenti nell'impianto innanzitutto è richiesta una relazione che permetta di stimare i coefficienti di scambio di materia.

Uno dei modelli più accurati presenti in letteratura e che si adattano al caso in esame è quello proposto da Onda et al. <sup>(16,17)</sup>, il quale consente di stimare i coefficienti di scambio di materia sia in fase gas che in fase liquida a partire dalla frazione di superficie specifica del riempimento effettivamente bagnata dalla soluzione igroscopica in colonna:

$$\frac{a_w}{a} = 1 - \exp \left[ -1.45 \cdot \left( \frac{\sigma_c}{\sigma} \right)^{3/4} \cdot \left( \frac{\hat{L}}{a \cdot \mu_L} \right)^{0.1} \cdot \left( \frac{\hat{L}^2 \cdot a}{\rho_L^2 \cdot g} \right)^{-0.05} \cdot \left( \frac{\hat{L}^2}{\rho_L \cdot \sigma \cdot a} \right)^{0.2} \right] \quad (4.12)$$

dove:

$a_w$  = superficie specifica del riempimento bagnata [m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>]

$\sigma_c$  = tensione superficiale critica del materiale del riempimento = 0.061 N/m per la ceramica

$\sigma$  = tensione superficiale del TEG [N/m]

$\hat{L}$  = flusso ponderale della soluzione igroscopica [kg/m<sup>2</sup>·s]

$\mu_L$  = viscosità della soluzione igroscopica [Pa·s]

Nota la superficie bagnata, i coefficienti di scambio di materia delle due fasi si ricavano dalle seguenti relazioni:

$$k_L = 0.0051 \cdot \left( \frac{\hat{L}}{a_w \cdot \mu_L} \right)^{2/3} \cdot \left( \frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L} \right)^{-0.5} \cdot (a \cdot d_p)^{0.4} \cdot \left( \frac{g \cdot \mu_L}{\rho_L} \right)^{1/3} \quad (4.13)$$

$$k_G = 5.23 \cdot \left( \frac{\hat{G}}{a \cdot \mu_G} \right)^{0.7} \cdot \left( \frac{\mu_G}{\rho_G \cdot D_G} \right)^{1/3} \cdot (a \cdot d_p)^{-2} \cdot a \cdot D_G \quad (4.14)$$

in cui:

$k_L$  = coefficiente di scambio di materia della fase liquida [m/s]

$D_L$  = coefficiente di diffusione dell'acqua nel TEG [m<sup>2</sup>/s]

$d_p$  = dimensionale nominale del riempimento [m]

$k_G$  = coefficiente di scambio di materia della fase gassosa [m/s]

$D_G$  = coefficiente di diffusione dell'acqua in aria [m<sup>2</sup>/s]

$$= 1.87 \cdot 10^{-10} \cdot \frac{T^{2.072}}{P} \quad (15), \text{ con } T \text{ in [K] e } P \text{ in [atm]} \quad (4.15)$$

Nelle relazioni appena riportate è possibile notare la presenza di alcuni numeri adimensionali: nella (4.12) infatti i gruppi in parentesi quadra, dopo il rapporto delle tensioni superficiali, sono, nell'ordine, i numeri di Reynolds, Froude e Weber del liquido.

Il numero di Reynolds figura anche a secondo membro, assieme a quello di Schmidt, nella (4.13), mentre nella (4.14) si riconoscono a sinistra del segno di uguale, dividendo  $k_G$  per il prodotto  $a \cdot D_G$ , il numero di Sherwood e, a destra, il numero di Reynolds e quello di Schmidt del gas.

Prese come riferimento per l'assorbitore la fase gassosa e per lo stripper quella liquida (nonostante si ottengano circa gli stessi risultati considerando per l'assorbitore la fase liquida e per lo stripper quella gassosa), i coefficienti  $k_L$  e  $k_G$  appena trovati servono per esprimere il trasferimento di materia in termini di altezza delle unità di scambio secondo le espressioni:

$$H_L = \frac{v_L}{k_L \cdot a_{eff}} \quad (4.16)$$

$$H_G = \frac{v_G}{k_G \cdot a_{eff}} \quad (4.17)$$

dove:

$H_L$  = altezza delle unità di scambio rispetto la fase liquida [m]

$v_L$  = velocità superficiale del liquido in colonna [m/s] =  $\frac{\hat{L}}{\rho_L}$ , con  $\hat{L}$  espresso in [kg/s·m<sup>2</sup>] e  $\rho_L$

in [kg/m<sup>3</sup>]

$a_{eff}$  = area specifica efficace =  $(a_w / a) \cdot a = a_w$  [m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>]

$H_G$  = altezza delle unità di scambio rispetto alla fase gassosa [m]

$v_G$  = velocità superficiale del gas in colonna [m/s] =  $\frac{\hat{G}}{\rho_G}$ , con  $\hat{G}$  espresso in [kg/s·m<sup>2</sup>] e  $\rho_G$  in [kg/m<sup>3</sup>].

Le altezze delle unità di scambio appena ricavate vengono quindi moltiplicate per il numero delle unità di scambio di ciascuna colonna e il loro prodotto consente di stimare l'altezza del riempimento.

Partendo dall'assorbitore, per il quale si fa riferimento alla fase gassosa per lo svolgimento dei calcoli, il numero delle unità di scambio è ricavabile risolvendo l'integrale (4.18):

$$N_G^{abs} = \int_{y_{w,out}^{abs}}^{y_{w,in}^{abs}} \frac{y_{w,BM}^{abs} dy}{(1 - y_w^{abs}) \cdot (y_w^{abs} - y_{w,i}^{abs})} \quad (4.18)$$

in cui:

$N_G^{abs}$  = numero di unità di scambio della fase gassosa dell'assorbitore

$y_{w,out}^{abs}$  = frazione molare di vapore acqueo in aria in uscita dall'assorbitore

$y_{w,in}^{abs}$  = frazione molare di vapore acqueo in aria in ingresso all'assorbitore

$y_{w,i}^{abs}$  = frazione molare di vapore acqueo in aria all'interfaccia liquido-gas

$$y_{w,BM}^{abs} = \frac{(1 - y_{w,i}^{abs}) - (1 - y_w^{abs})}{\ln \frac{1 - y_{w,i}^{abs}}{1 - y_w^{abs}}} \quad (4.19)$$

Per risolvere l'integrale (4.18) in maniera più agevole, è possibile approssimare la media logaritmica riportata nella (4.19) a media aritmetica secondo quanto segue (<sup>16</sup>):

$$y_{w,BM}^{abs} \approx \frac{(1 - y_{w,i}^{abs}) + (1 - y_w^{abs})}{2} \quad (4.20)$$

In questo modo l'espressione da risolvere per calcolare il numero di unità di scambio si semplifica e diventa:

$$N_G^{abs} = \int_{y_{w,out}^{abs}}^{y_{w,in}^{abs}} \frac{dy}{y_w^{abs} - y_{w,i}^{abs}} + 0.5 \cdot \ln \frac{1 - y_{w,out}^{abs}}{1 - y_{w,in}^{abs}} = \int_{\ln y_{w,out}^{abs}}^{\ln y_{w,in}^{abs}} \frac{y_w^{abs}}{y_w^{abs} - y_{w,i}^{abs}} d \ln y + 0.5 \cdot \ln \frac{1 - y_{w,out}^{abs}}{1 - y_{w,in}^{abs}} \quad (4.21)$$

La frazione molare di acqua in aria all'interfaccia liquido-gas  $y_{w,i}^{abs}$  è quindi l'unico termine da quantificare. Per farlo è opportuno lavorare con i rapporti molari che, rispettivamente in fase vapore e in fase liquida, si definiscono a partire dalle corrispondenti frazioni molari come:

$$Y = \frac{y}{1 - y} \quad (4.22)$$

$$X = \frac{x}{1 - x} \quad (4.23)$$

Calcolati i rapporti molari dell'acqua in fase liquida in entrata e in uscita dall'assorbitore  $X_{w,in}^{abs}$  e  $X_{w,out}^{abs}$ , si selezionano una serie di valori intermedi  $X_w^{abs}$  utili per risolvere l'espressione (4.21). Infatti a partire da tali rapporti molari in fase liquida si determinano quelli in fase gassosa  $Y_w^{abs}$  dalla retta di esercizio per l'assorbitore:

$$Y_w^{abs} = m^{abs} \cdot (X_w^{abs} - X_{w,in}^{abs}) + Y_{w,out}^{abs} \quad (4.24)$$

in cui:

$m^{abs}$  = coefficiente angolare della retta di esercizio dell'assorbitore in termini di rapporti molari

$$= \frac{\dot{m}_{L,in}^{abs} \cdot W_{TEG,in}^{abs}}{\dot{n}_{dry-air,in}^{abs}} = \frac{PM_{TEG}}{\dot{n}_{dry-air,in}^{abs}} \quad (4.25)$$

$\dot{n}_{dry-air,in}^{abs}$  = portata molare di aria secca in ingresso all'assorbitore [kmoli/min]

$Y_{w,out}^{abs}$  = rapporto molare del vapore acqueo in aria in uscita dall'assorbitore

I rapporti molari appena trovati servono per determinare le corrispondenti frazioni  $y_w^{abs}$  e  $x_w^{abs}$ , ricavabili facilmente dalle definizioni (4.22) e (4.23), da impiegare nel sistema di equazioni non

lineari seguente che il modello di Onda propone per calcolare le frazioni molari all'interfaccia liquido-gas:

$$\frac{1 - y_{w,i}^{abs}}{1 - y_w^{abs}} = \left( \frac{1 - x_w^{abs}}{1 - x_i^{abs}} \right)^{\frac{F_L^{abs}}{F_G^{abs}}} \quad (4.26)$$

$$y_{w,i}^{abs} = m_{eq}^{abs} \cdot x_{w,i}^{abs} \quad (4.27)$$

ove:

$F_L^{abs}$  = coefficiente di scambio della fase liquida nell'assorbitore [kmoli/m<sup>2</sup>·s]

$$= k_L \cdot \frac{\rho_{TEG,out}^{abs}}{PM_{L,out}^{abs}} \quad (4.28)$$

$\rho_{TEG,out}^{abs}$  = densità della soluzione di TEG in uscita dall'assorbitore [kg/m<sup>3</sup>]

$PM_{L,out}^{abs}$  = peso molecolare della soluzione igroscopica in uscita dall'assorbitore [kg/kmoli]

$F_G^{abs}$  = coefficiente di scambio della fase gassosa nell'assorbitore [kmoli/m<sup>2</sup>·s]

$$= \frac{k_G}{v_{m,in}^{abs}} \quad (4.29)$$

$$v_{m,in}^{abs} = \text{volume molare dell'aria in ingresso all'assorbitore} = \frac{R \cdot T_{in}^{abs,G}}{P^{abs}} \quad (4.30)$$

$$m_{eq}^{abs} = \frac{\gamma_w^{abs}(w_{TEG}^{abs}, T^{abs,L}) \cdot P_w^{sat}(T^{abs,L})}{P^{abs}} \quad (4.31)$$

$$w_{TEG}^{abs} = \text{frazione ponderale di TEG nell'assorbitore} = \frac{1 - x_w^{abs}}{x_w^{abs} \cdot PM_w + (1 - x_w^{abs}) \cdot PM_{TEG}} \quad (4.32)$$

$T^{abs,L}$  = temperatura nell'assorbitore in riferimento a ciascuna  $x_w^{abs}$ , assunto un profilo lineare

$$[^\circ\text{C}] = T_{in}^{abs,L} + \frac{(T_{out}^{abs,L} - T_{in}^{abs,L}) \cdot (x_w^{abs} - x_{w,in}^{abs})}{(x_{w,out}^{abs} - x_{w,in}^{abs})} \quad (4.33)$$

$\gamma_w^{abs}(w_{TEG}^{abs}, T^{abs,L})$  = coefficiente di attività dell'acqua alla frazione ponderale  $w_{TEG}^{abs}$  e alla temperatura  $T^{abs,L}$

$P_w^{sat}(T^{abs,L})$  = pressione di saturazione dell'acqua alla temperatura  $T^{abs,L}$  [bar].

La risoluzione del sistema di equazioni non lineari richiede l'impiego di un metodo numerico e nel caso in esame è stato utilizzato quello di Newton-Raphson, che restituisce così i valori cercati delle frazioni molari liquide e gassose all'interfaccia. Visto che ora tutti i termini della (4.21) sono noti, se si conduce l'integrazione con il metodo dei trapezi l'altezza del riempimento della colonna di assorbimento risulta pari a circa 4.22 metri.

Per la colonna di stripping si procede in maniera analoga, con la differenza che in questo caso si prende come riferimento la fase liquida e quindi l'integrale da risolvere per trovare il numero di unità di scambio ha la forma seguente:

$$N_L^{str} = \int_{x_w^{str,in}}^{x_w^{str,out}} \frac{x_w^{str,BM} dy}{(1-x_w^{str}) \cdot (x_w^{strip} - x_w^{str,i})} \quad (4.34)$$

In cui:

$N_L^{str}$  = numero di unità di scambio della fase liquida dello stripper

$x_w^{str,in}$  = frazione molare di acqua nella soluzione igroscopica in ingresso allo stripper

$x_w^{str,out}$  = frazione molare di acqua nella soluzione igroscopica in uscita dallo stripper

$x_w^{str,i}$  = frazione molare di acqua nella soluzione igroscopica all'interfaccia liquido-gas

$$x_w^{str,BM} = \frac{(1-x_w^{str}) - (1-x_w^{str,i})}{\ln \frac{1-x_w^{str}}{1-x_w^{str,i}}} \approx \frac{(1-x_w^{str}) + (1-x_w^{str,i})}{2} \quad (4.35)$$

Semplificando il termine  $x_w^{str,BM}$ , come riportato nella (4.35), l'integrale (4.34) diventa:

$$N_L^{str} = \int_{\ln x_w^{str,in}}^{\ln x_w^{str,out}} \frac{x_w^{str}}{x_w^{str} - x_w^{str,i}} d \ln x + 0.5 \cdot \ln \frac{1-x_w^{str}}{1-x_w^{str,i}} \quad (4.36)$$

Per il calcolo delle frazioni molari di acqua all'interfaccia liquido-gas  $x_{x,i}^{str}$  e  $y_{w,i}^{str}$  si procede in modo analogo a quanto fatto per l'assorbitore. Si calcolano perciò dapprima, con l'espressione (4.23), i rapporti molari  $X_{w,out}^{str}$  e  $X_{w,in}^{str}$  a partire dalle frazioni in fase liquida già note scegliendo poi un numero arbitrariamente grande di valori intermedi  $X_w^{str}$ . Da questi si trovano quelli in fase vapore  $Y_w^{str}$  dalla retta di esercizio dello stripper:

$$Y_w^{str} = m^{str} \cdot (X_w^{str} - X_{w,out}^{str}) + Y_{w,in}^{str} \quad (4.37)$$

dove:

$m^{str}$  = coefficiente angolare della retta di esercizio dello stripper in termini di rapporti molari

$$= \frac{\dot{m}_{L,in}^{str} \cdot W_{TEG,out}^{abs}}{PM_{TEG}} \\ = \frac{\dot{m}_{dry-air,in}^{str}}{\dot{m}_{dry-air,in}^{str}}$$

$\dot{n}_{dry-air,in}^{str}$  = portata molare di aria di stripping secca in ingresso allo stripper [kmoli/min]

$Y_{w,in}^{str}$  = rapporto molare del vapore acqueo in aria in ingresso allo stripper

Ricavate dunque dai rapporti molari appena trovati le rispettive frazioni, si procede con il calcolo di  $x_{w,i}^{str}$  e  $y_{w,i}^{str}$  con il sistema di equazioni proposto nel modello di Onda che in questo caso ha la forma:

$$\frac{1 - y_{w,i}^{str}}{1 - y_w^{str}} = \left( \frac{1 - x_w^{str}}{1 - x_i^{str}} \right)^{\frac{F_L^{str}}{F_G^{str}}} \quad (4.38)$$

$$y_{w,i}^{str} = m_{eq}^{str} \cdot x_{w,i}^{str} \quad (4.39)$$

in cui:

$F_L^{str}$  = coefficiente di scambio della fase liquida nello stripper [kmoli/m<sup>2</sup>·s]

$$= k_L \cdot \frac{\rho_{TEG,in}^{str}}{PM_{L,in}^{str}} \quad (4.40)$$

$\rho_{L,in}^{str}$  = densità del TEG in ingresso allo stripper [kg/m<sup>3</sup>]

$PM_{L,in}^{str}$  = peso molecolare della soluzione igroscopica in ingresso allo stripper [kg/kmoli]

$F_G^{str}$  = coefficiente di scambio della fase gassosa nello stripper [kmoli/m<sup>2</sup>·s]

$$= \frac{k_G}{V_{m,out}^{str}} \quad (4.41)$$

$$V_{m,out}^{str} = \text{volume molare dell'aria in uscita dallo stripper} = \frac{R \cdot T_{out}^{str,G}}{P^{str}} \quad (4.42)$$

$$m_{eq}^{str} = \frac{\gamma_w^{str} (W_{TEG}^{strip}, T^{str,L}) \cdot P_w^{sat} (T^{str,L})}{P^{str}} \quad (4.43)$$

$$w_{TEG}^{str} = \text{frazione ponderale di TEG nello stripper} = \frac{1 - x_w^{str}}{x_w^{str} \cdot PM_w + (1 - x_w^{str}) \cdot PM_{TEG}} \quad (4.44)$$

$$T^{str,L} = \text{temperatura nello stripper in riferimento a ciascuna } x_w^{str}, \text{ assunto un profilo lineare } [^{\circ}\text{C}]$$

$$= T_{out}^{str,L} + \frac{(T_{in}^{str,L} - T_{out}^{str,L}) \cdot (x_w^{str} - x_{w,out}^{str})}{(x_{w,in}^{str} - x_{w,out}^{str})}, \text{ con } x_{w,out}^{str} = x_{w,in}^{abs} \text{ e } x_{w,in}^{str} = x_{w,out}^{abs} \quad (4.45)$$

$\gamma_w^{str}(w_{TEG}^{str}, T^{str,L})$  = coefficiente di attività dell'acqua alla frazione ponderale  $w_{TEG}^{str}$  e alla temperatura  $T^{str,L}$

$P_w^{sat}(T^{str,L})$  = pressione di saturazione dell'acqua alla temperatura  $T^{str,L}$  [bar].

Ricavate dunque le frazioni molari all'interfaccia gas-liquido risolvendo il sistema di equazioni (4.38) e (4.39) con il metodo numerico di Newton-Raphson in quanto la (4.38) è non lineare, è perciò possibile integrare la (4.36) con il metodo dei trapezi che fornisce un'altezza del riempimento per la colonna di stripping pari a circa 1.36 m.

Va sottolineato che quelle appena calcolate sono le sole altezze del riempimento per le due colonne; per determinare quelle totali bisogna tener conto di alcuni dettagli costruttivi come la presenza della griglia di sostegno del riempimento, del distributore di liquido, del demister utile per evitare il trascinarsi di glicole con l'aria essiccata e soprattutto dell'altezza dell'hold-up di liquido in fondo a ciascuna colonna.

Nota l'estensione dei due riempimenti è ora possibile, utilizzando le perdite di carico per unità di altezza  $\Delta P/Z$  quantificate con la (4.10), calcolare quelle totali i cui risultati sono riportati nella Tabella 4.5.

**Tabella 4.5.** Valori stimati delle perdite di carico totali per le due colonne

	Colonna di assorbimento	Colonna di stripping
$\Delta P$ [mmH <sub>2</sub> O]	106.9	29.71
$\Delta P$ [bar]	$1.05 \cdot 10^{-2}$	$2.91 \cdot 10^{-3}$

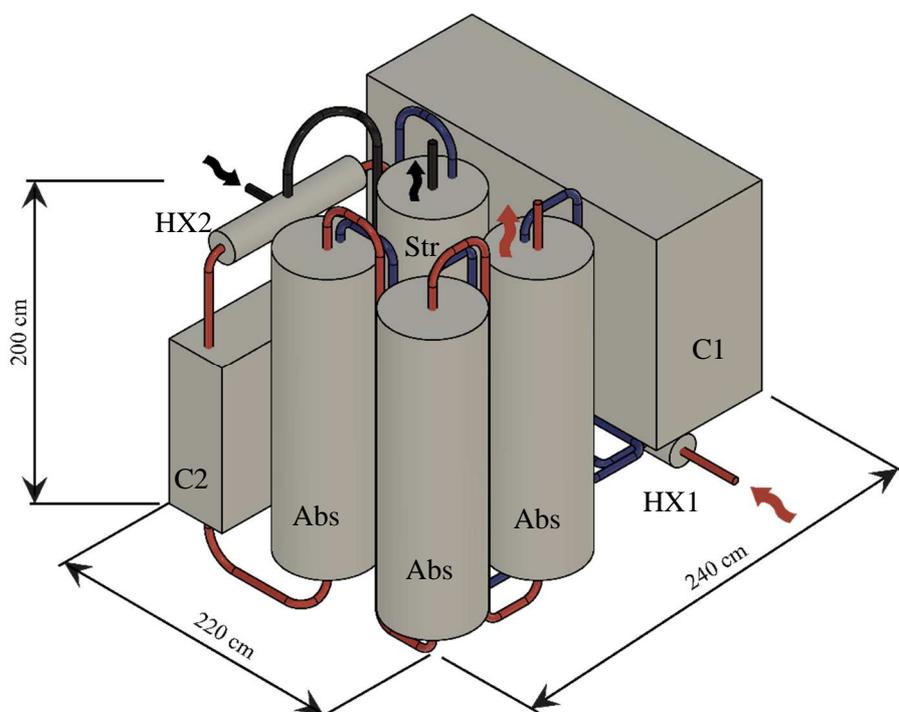
Le colonne così dimensionate assicurano, oltre al raggiungimento del grado di deumidificazione desiderato, anche il rispetto di una serie di criteri che permettono il

contenimento dei costi di impianto e di esercizio, quali un diametro inferiore al mezzo metro e perdite di carico minori di 0.3 bar.

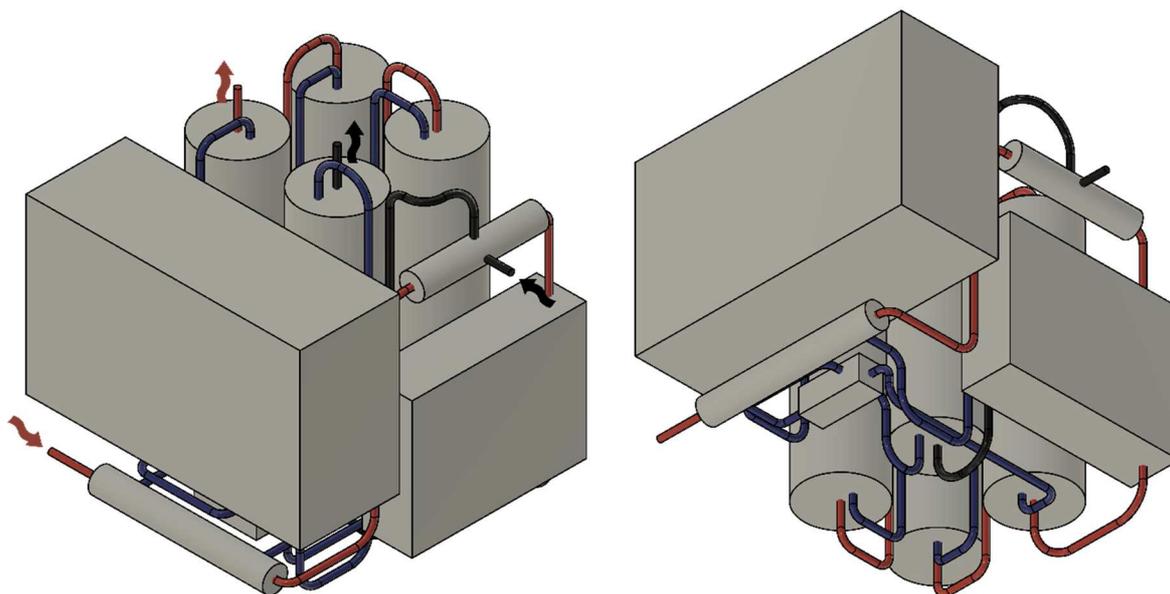
#### 4.5 Product design dell'impianto

Alla luce del dimensionamento delle colonne a riempimento, è possibile abbozzare uno schema tridimensionale di impianto per disporre le varie apparecchiature in modo compatto facendo occupare loro il minore volume possibile. Un parametro costruttivo imposto è relativo all'altezza delle colonne in quanto, per poter facilitare l'introduzione di tale impianto all'interno di edifici, non può superare i 2.4 metri circa. Per questo motivo è opportuno suddividere il riempimento necessario per le operazioni di assorbimento in 3 parti, ciascuna da 1.4 metri, e quindi costruire non più un'unica colonna ma disporre tre in serie ottenendo comunque il grado di deumidificazione richiesto.

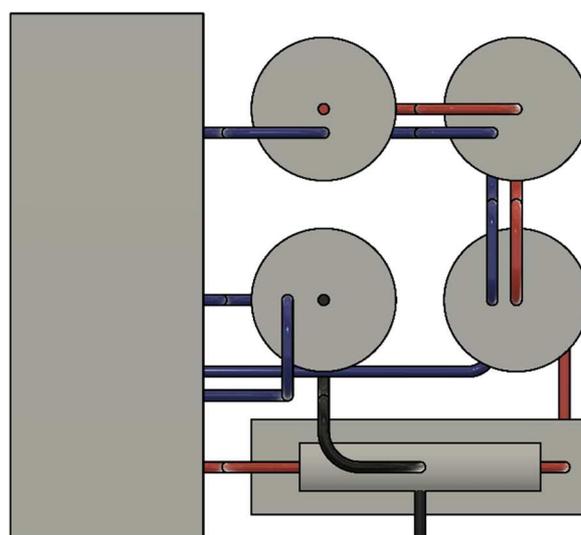
L'impianto è quindi formato da quattro colonne a riempimento, considerando anche quella di stripping, e una sua disposizione spaziale è riportata negli schemi 4.3-4.6, in cui le tubazioni di colore azzurro sono relative al glicole, le rosse all'aria umida mentre quelle nere indicano il percorso dell'aria di stripping.



**Figure 4.3.** Schema tridimensionale con vista frontale e relative dimensioni dell'impianto di deumidificazione



*Figure 4.4-4.5 Schema tridimensionale con vista posteriore e dal fondo dell'impianto di deumidificazione*



*Figura 4.6. Pianta dell'impianto di deumidificazione*

In tali raffigurazioni sono presenti solo le apparecchiature principali e più voluminose, mentre non sono stati riportati valvole, pompe e i vari sistemi di controllo necessari.

L'altezza totale di ciascuna colonna è stata stimata in maniera non precisa visto che è nota solo l'estensione del riempimento e quindi si è tenuto conto di circa 60 cm per demister, distributore e il liquido che si raccoglie sul fondo. Il diametro invece comprende anche lo spazio occupato dalle flange.

Per quanto riguarda poi gli scambiatori di calore, si è proceduto con una stima del volume occupato grazie ad un apposito software utilizzato da Parker che sfrutta le condizioni operative note. Gli scambiatori di calore HX1 e HX2 sono a fascio tubiero, hanno entrambi un diametro di 22 cm e una lunghezza rispettivamente di 1.4 e 1 metri. Lo scambiatore liquido-liquido HX3 è invece a piastre e ha dimensioni di 0.5x0.2x0.25 metri, occupando così meno volume rispetto a HX1 e HX2.

L'apparecchiatura più ingombrante è senza dubbio il cooler 1, per il quale il modello disponibile in commercio che riesce a scambiare la potenza termica di 30 kW ricavata nel Capitolo 3, ha dimensioni di 2.2x0.75x1.4 metri.

Infine il volume del cooler 2 è stato solo stimato, visto che il suo ingombro dipende da come si vuole sfruttare la potenza termica recuperata.

Lo schema progettato rispetta il vincolo imposto (altezza massima attorno a 2.4 metri) e ottimizza lo spazio necessario per allocare tutte le apparecchiature rappresentando così una valida soluzione di product design.

# Capitolo 5

## Dimensionamento dell'impianto pilota

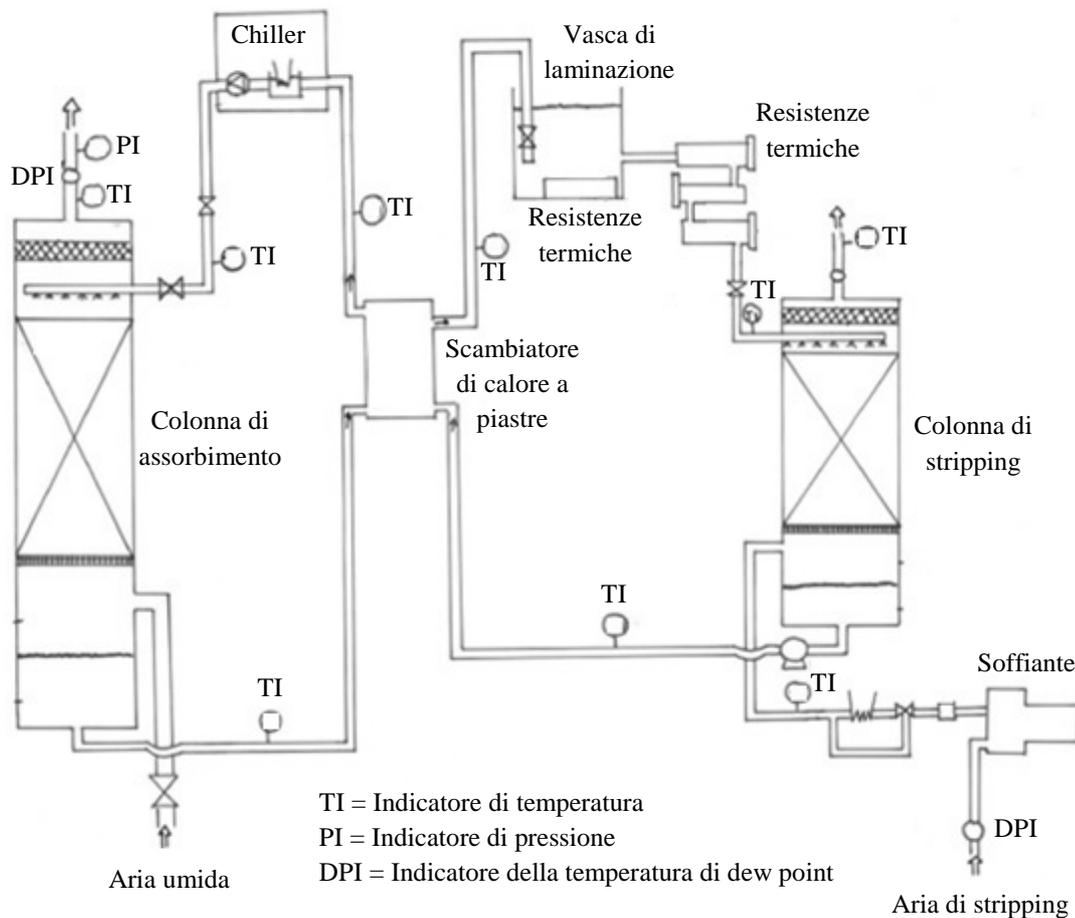
In questo capitolo viene presentato il layout e il dimensionamento di un impianto pilota progettato per raggiungere una temperatura di dew point in uscita dall'assorbitore di  $-30\text{ }^\circ$ , ma che tratta una portata di aria umida circa 10 volte inferiore rispetto alle condizioni nominali a cui ci si è riferiti nel capitolo precedente. Lo scopo della sua costruzione è quello di verificare l'accuratezza del modello usato confrontando i risultati sperimentali con quelli che si ottengono dalle simulazioni numeriche. Tuttavia non è stato possibile realizzare quest'ultima parte per questioni di tempo e disponibilità della sala prove in azienda, per cui ci si è limitati in questo lavoro di tesi al dimensionamento di tale impianto.

### 5.1 Introduzione e layout dell'impianto

Per verificare l'accuratezza dei modelli matematici utilizzati per le simulazioni numeriche e la progettazione dell'impianto di deumidificazione in esame, si è deciso di dimensionare anche un impianto pilota che tratta una portata di aria umida pari a circa  $2\text{ m}^3/\text{min}$  FAD  $20\text{ }^\circ\text{C}$ , circa 10 volte inferiore quindi rispetto a quella in condizioni nominali, con l'intento di confrontare i risultati derivanti da prove sperimentali su tale impianto pilota con quelli ottenibili dalle simulazioni numeriche.

L'impianto pilota non è stato progettato sulla base di criteri di scale-up fra l'impianto pilota e quello dimensionato per le condizioni nominali (Capitolo 4), perché ciò avrebbe comportato non solo costi maggiori ma anche un ingombro in sala prove non trascurabile.

Al fine di contenere i costi, si è cercato poi di utilizzare attrezzature e strumenti già presenti in azienda o prodotti dalla stessa e pertanto il layout che ne risulta, sebbene consenta di ottenere le stesse condizioni operative di temperatura e pressione e il grado di deumidificazione desiderato, differisce leggermente dall'impianto di Figura 3.1, come si nota dalla figura 5.1.



**Figura 5.1.** Layout dell'impianto pilota

Esso infatti è composto, oltre che dalle due colonne a riempimento di assorbimento e stripping, da un solo scambiatore di calore liquido-liquido che serve per riscaldare la soluzione igroscopica in uscita dall'assorbitore con quella calda rigenerata nello stripper.

Dispone poi di un chiller per portare il TEG alla temperatura e alla pressione (visto che comprende al suo interno anche una pompa) necessarie per l'ingresso nell'assorbitore.

La laminazione della soluzione igroscopica da 8 barg a pressione atmosferica prima dello stripping viene effettuata in una vasca aperta in sommità in quanto già disponibile presso l'azienda. Tale vasca contiene al suo interno anche tre resistenze termiche che sviluppano rispettivamente 1, 2 e 3 kW e possono essere attivate singolarmente. In questo modo, grazie anche alle altre tre resistenze poste subito dopo la vasca, ciascuna da 14 kW, la soluzione igroscopica viene riscaldata fino, circa, agli 80 °C necessari per la rigenerazione.

È bene precisare che di queste tre resistenze probabilmente è necessario attivarne solo una unità, a seconda delle prestazioni dello scambiatore, a quelle della vasca per aggiungere il calore mancante.

L'aria di stripping, prelevata dall'ambiente, prima di essere inviata alla colonna grazie ad una soffiante viene riscaldata da una resistenza elettrica, con la regolazione di temperatura che si effettua mediante un by-pass.

Sono presenti infine una serie di sensori per la determinazione del dew point, indicatori di pressione e temperatura e valvole per la regolazione di pressione e portata.

## 5.2 Colonna di assorbimento

Al fine di calcolare le dimensioni della colonna di assorbimento, è prioritario determinare la portata di glicole circolante che, oltre chiaramente ad assicurare l'assorbimento di umidità richiesto, garantisca una bagnatura omogenea del riempimento.

Se si riduce la portata di glicole 10 volte rispetto al caso nominale, come fatto per l'aria umida, il criterio di bagnabilità preso come riferimento (Capitolo 4) non viene rispettato e bisogna quindi aumentarne il valore fino a 10 kg/min. In questo modo, utilizzando il modello matematico per il dimensionamento esposto nella sezione 4.2, il diametro dell'assorbitore risulta di circa 23 cm. Tale valore consiglia l'utilizzo di un riempimento con dimensione nominale di non più di 15 mm, in modo che sia almeno 10 volte minore rispetto al diametro della colonna per evitare al suo interno la formazione di canali preferenziali per i due fluidi. Tra le varie opportunità disponibili nel settore, la scelta è ricaduta su selle di tipo Berl, le cui proprietà sono descritte in Tabella 5.1:

**Tabella 5.1.** Proprietà dei riempimenti scelti per la colonna di assorbimento <sup>(20)</sup>

Colonna di assorbimento				
Tipo	Dimensione nominale [mm]	Area specifica $a$ [m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> ]	$\varepsilon$	$C_f$ [m <sup>-1</sup> ]
Selle Berl in ceramica	15	430	0.67	790

Il glicole trietilenico è generalmente disponibile in commercio al 95% o 99% ponderale. Si è deciso di utilizzare il prodotto al 99% di purezza, in modo da poter effettuare anche misure esercendo solamente l'assorbitore (senza la rigenerazione del glicole) con purezza il più simile possibile a quella utilizzata in condizioni nominali all'ingresso dell'assorbitore.

In questo modo è possibile introdurlo in colonna anche ad una temperatura di circa 4-5 °C ottenendo ugualmente in testa alla colonna la forza motrice necessaria per lo scambio di materia e la temperatura di dew point richiesta per l'aria essiccata. Una maggiore purezza del glicole, sebbene comporti un suo prezzo più elevato consente di ottenere il grado di deumidificazione voluto con una minore altezza del riempimento che per questo impianto pilota, facendo riferimento al modello matematico discusso nella sezione 4.4, risulta di circa 1.37 m.

Le dimensioni della colonna calcolate devono essere adattate con quelle che Parker Hannifin Manufacturing utilizza per i suoi prodotti; in particolare la colonna prodotta da tale azienda che resiste a 8 barg e che più si avvicina alle dimensioni calcolate ha un diametro di 20.6 cm. Poiché minore rispetto a quello calcolato, è doveroso verificare quale sia la percentuale di flooding perché, se troppo elevata, tale diametro non può essere utilizzato.

Ricavato dunque il flusso ponderale dell'aria umida  $\hat{G}$  dividendo la sua portata ponderale in ingresso per l'area della colonna con diametro di 20.6 cm, e successivamente diviso per  $\hat{G}_f$ , calcolato con l'equazione (4.5), la percentuale di flooding risulta del 62% che è un valore accettabile.

La colonna è dunque costituita rispettivamente da un corpo centrale, dal fondo e dalla testa e ciascuna parte è collegata all'altra mediante apposite e resistenti flange. Il corpo centrale si estende per un metro e mezzo in altezza ed è riempito totalmente dal riempimento che viene sorretto da un'apposita griglia che, oltre alla funzione di supporto, deve possedere un grado di vuoto pari circa a quello delle selle per non creare ostacoli e un aumento improvviso delle perdite di carico che può portare anche al flooding della colonna. Le dimensioni dei fori, di forma romboidale in questo caso, devono ovviamente essere minori del riempimento per non farlo passare attraverso e al tempo stesso devono però garantire una resistenza meccanica per sorreggere il peso di quest'ultimo, uguale a circa 40 kg.

La scelta di occupare tutto il corpo colonna con il riempimento, adoperandone quindi in quantità leggermente superiore a quella calcolata, oltre che per facilitare il carico e lo scarico dello

stesso, è stata fatta anche per cautelarsi in caso di mal distribuzione del liquido o eventuale non omogenea bagnatura delle selle.

Il fondo dell'assorbitore presenta invece l'ingresso dell'aria umida posto subito sotto la flangia che lo collega al corpo colonna e l'uscita della soluzione igroscopica diluita che si trova alla base. Il fondo si estende per mezzo metro in quanto deve assicurare un hold-up di TEG almeno pari a quello dinamico  $h_{lo}$ , cioè la quantità di liquido che gocciola dal riempimento in condizioni stazionarie, pari a circa 27 cm nel caso in esame, e che si calcola mediante la formula (5.1) <sup>(16)</sup>:

$$h_{lo} = 0.93 \cdot \left( \frac{v_l^2 \cdot a}{g} \right)^{1/6} \cdot \left( \frac{\mu_l^2 \cdot a^3}{\rho_l^2 \cdot g} \right)^{1/10} \cdot \left( \frac{\sigma \cdot a^2}{\rho_l \cdot g} \right)^{1/8} \cdot H_{riemp} \quad (5.1)$$

in cui  $H_{riemp}$  è l'altezza del riempimento in [m].

In via cautelativa, specialmente durante le fasi di avvio della colonna, l'hold-up è stato assunto pari a 40 cm, in modo da non interferire con l'ingresso dell'aria.

La testa della colonna si estende anch'essa per mezzo metro e comprende al suo interno un demister fatto di lana di acciaio di spessore di circa 10 cm per evitare il trascinamento di liquido nella fase gassosa, l'uscita dell'aria essiccata e il distributore della soluzione igroscopica, disegnato e prodotto da Parker. Questo è formato da un tubo centrale in rame a cui ne vengono saldati due più corti laterali formando così una sorta di croce. Tale distributore ha 12 forellini la cui dimensione dipende dalla velocità con cui si vuole immettere il liquido in colonna, 1 m/s in questo caso, e si calcola attraverso le seguenti espressioni:

$$A_h = \frac{\dot{V}_{L,in}^{abs}}{v_L^{distr} \cdot n_h} \quad (5.2)$$

$$D_h = \sqrt{\frac{4 \cdot A_h}{\pi}} \quad (5.1)$$

Dove:

$A_h$  = area di ciascun foro [m<sup>2</sup>]

$\dot{V}_{L,in}^{abs}$  = portata volumetrica di soluzione igroscopica in ingresso all'assorbitore [m<sup>3</sup>/s]

$v_L^{distr}$  = velocità di immissione del liquido attraverso i fori [m/s]

$n_h = \text{numero dei fori} = 12$

$D_h = \text{diametro dei fori} = 4 \text{ mm}$  dalla (5.3)

Chiaramente la colonna è dotata anche di una valvola di sicurezza tarata a 10 barg in caso di un eccessivo incremento della pressione al suo interno.

### 5.3 Colonna di stripping

Per quanto riguarda la colonna di stripping, si è operato in maniera analoga a quanto fatto per quella di assorbimento. Per prima cosa, avendo supposto di testare l'impianto pilota nel periodo di fine novembre (da indicazioni dell'azienda), si sono simulate le condizioni ambientali di tale periodo per cui l'aria per la rigenerazione viene prelevata alla temperatura di 15 °C e con un'umidità relativa del 60%. La portata necessaria è di almeno 1.2 kg/min ed è stata determinata dopo aver calcolato quella minima con l'equazione (3.64).

Si assume poi che la soluzione igroscopica entri in colonna a 80 °C e che perda un grado durante la rigenerazione a causa del calore latente necessario per l'evaporazione dell'acqua, mentre l'aria di stripping mantiene la sua temperatura di ingresso pari a circa 30 °C. Con tali condizioni e con una percentuale cautelativa di flooding del 50%, il diametro dello stripper risulta anche in questo caso di 23 cm. Poiché il corpo colonna disponibile è da 20.6 cm, si trova che la nuova percentuale di flooding è del 62% e quindi ancora accettabile.

Potendo adoperare lo stesso riempimento utilizzato per l'assorbitore, l'altezza minima per riportare la soluzione alla purezza iniziale è di circa 35 cm e visto che il corpo colonna disponibile misura 50 cm, si è scelto di riempirlo tutto, tolto lo spazio occupato dalla griglia di sostegno, con le selle che hanno una massa quindi di circa 15 kg.

Poiché l'hold-up di liquido calcolato con la (5.3) risulta di soli 4 cm e tenendo conto anche di un margine di sicurezza da adottare specialmente durante le operazioni di avvio, è sufficiente un fondo colonna di 25 cm considerando anche lo spazio necessario per l'ingresso dell'aria.

La testa della colonna e i suoi componenti invece sono esattamente analoghi a quelli dell'assorbitore visto che la portata di liquido non cambia e quindi anche il distributore sarà dimensionato allo stesso modo.

## 5.4 Scambiatore di calore liquido-liquido

Con l'intento di riscaldare la soluzione igroscopica diluita in uscita dall'assorbitore a spese del calore posseduto da quella rigenerata nello stripper, si utilizza uno scambiatore di calore a piastre come quello riportato nella Figura 5.2, in quanto più compatto e con coefficienti di scambio più elevati rispetto uno a fascio tubiero.



**Figura 5.2.** Scambiatore a piastre liquido-liquido

Il  $\Delta T$  medio logaritmico è definito dalla seguente espressione (5.4) per due fluidi in controcorrente:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{in}^{hot} - T_{out}^{cold}) - (T_{out}^{hot} - T_{in}^{cold})}{\ln\left(\frac{T_{in}^{hot} - T_{out}^{cold}}{T_{out}^{hot} - T_{in}^{cold}}\right)} \quad (5.2)$$

dove:

$T_{in}^{hot}$  = temperatura prima dello scambio termico del fluido caldo [°C]

$T_{out}^{cold}$  = temperatura dopo lo scambio termico del fluido freddo [°C]

$T_{out}^{hot}$  = temperatura dopo lo scambio termico del fluido caldo [°C]

$T_{in}^{cold}$  = temperatura prima dello scambio termico del fluido freddo [°C]

La soluzione igroscopica in uscita dallo stripper a circa 79 °C cede parte del suo calore raffreddandosi di circa 45 °C per alzare della stessa quantità la temperatura di quella diluita post assorbimento. In questo modo il  $\Delta T$  medio logaritmico che si ottiene, pari a circa 30 °C, permette di utilizzare uno scambiatore di limitate dimensioni.

L'area di scambio è stata quantificata mediante un apposito software fornito direttamente dal fornitore dell'apparecchiatura che, note alcune proprietà fisiche dei due fluidi come calore specifico, conduttività, densità, viscosità e il salto termico che si intende realizzare, calcola la superficie richiesta tenendo conto anche di particolari fattori di sporcamento delle piastre il cui valore dipende dal modello di scambiatore utilizzato.

Le perdite di carico attraverso tale scambiatore, poiché dell'ordine di poche centinaia di Pascal, vengono trascurate. In ogni caso il battente di liquido presente nel fondo dell'assorbitore e la pompa posta subito dopo lo stripper assicurano la prevalenza necessaria per far transitare i due fluidi attraverso tale apparecchiatura anche nell'eventualità di un aumento improvviso e significativo delle perdite di carico.

### 5.5 Vasca di laminazione

Per portare la soluzione di glicole in uscita dall'assorbitore dalla pressione di 8 barg a quella atmosferica si utilizza una valvola di regolazione della portata e una vasca di laminazione già disponibile presso Parker che raccoglie la portata di liquido e la fa espandere per solo contatto con l'ambiente esterno.

Riportata in Figura 5.3, tale apparecchiatura è di forma cubica e ciascun lato è lungo 0.5 m per cui può contenere al massimo 125 litri di soluzione.



*Figura 5.3. Interno della vasca di laminazione*

Poiché come si intravede dalla Figura 5.3 il tubo di scarico della soluzione si trova a circa 15 cm di altezza dal fondo della vasca (posizione del centro rispetto al fondo della vasca), il battente di liquido da realizzare per fornire la prevalenza necessaria per far transitare il glicole attraverso le resistenze termiche e lo stripper deve essere calcolato a partire da tale altezza.

Detto che la portata di liquido circolante  $\dot{V}_{in}^{pipe}$  è 10 kg/min, pari a  $1.5 \cdot 10^{-4}$  m<sup>3</sup>/s (la densità del TEG nelle condizioni di ingresso alla vasca è 1110 kg/m<sup>3</sup>), si ottiene una velocità  $v_L^{pipe}$ :

$$v_L^{pipe} = \frac{\dot{V}_{in}^{pipe}}{D_{pipe}^2 \cdot \pi / 4} \quad (5.3)$$

all'interno delle tubazioni con diametro di mezzo pollice  $D_{pipe}$  pari a circa 1.2 m/s, valore in linea con quanto si trova in letteratura.

Con una tale velocità di efflusso dalla vasca, un battente di 0.3 m di liquido è in grado di assicurare, secondo l'equazione di Bernoulli (5.6), una prevalenza  $P_{vasca}$  di circa 2 kPa, sufficiente a vincere le perdite di carico sia delle resistenze termiche che dell'intero stripper.

$$P_{vasca} = \rho_{TEG,out}^{vasca} \cdot \left( g \cdot \Delta H_{vasca} - \frac{(v_L^{pipe})^2}{2} \right) \quad (5.4)$$

dove:

$P_{vasca}$  = prevalenza in uscita dalla vasca [Pa]

$\rho_{TEG,out}^{vasca}$  = densità della soluzione igroscopica in uscita dalla vasca [kg/m<sup>3</sup>]

$\Delta H_{vasca}$  = battente di liquido nella vasca di laminazione [m]

Sul fondo della vasca sono presenti poi tre resistenze elettriche con potenza termica rispettivamente di 1, 2 e 3 kW che possono essere attivate anche singolarmente riuscendo così a modulare il calore prodotto.

Supponendo che le condizioni operative allo stato stazionario prevedano la vasca riempita fino ad un'altezza di 0.4 m, a cui corrisponde un volume di 100 litri e quindi una massa di glicole di 111 kg (dal momento che la sua densità alla temperatura di ingresso è pari a 1110 kg/m<sup>3</sup>), per riscaldare di 1 °C tale massa sono necessari 252 kJ visto che il suo calore specifico è di 2.27 kJ/kg·°C. Se le resistenze sono tutte attive sviluppano una potenza termica di 6 kW (pari a 360 kJ/min) per cui in un minuto 111 kg TEG si scaldano di 1.42 °C.

Se si divide quindi la massa che riempie tale apparecchiatura per la portata ponderale in condizioni nominali si trova che essa impiega poco più di 11 minuti per uscire e quindi si scalda di circa 15 °C nel tempo di residenza all'interno della vasca, in cui sono state assunte condizioni di perfetto mescolamento.

## 5.6 Chiller

Poiché lo scambiatore di calore a piastre non è sufficiente per raffreddare il glicole alla temperatura richiesta in testa all'assorbitore, è necessario l'impiego di un chiller. Quello già disponibile in azienda utilizza il freon come refrigerante e può raggiungere al massimo una potenza termica di 10 kW.

Sebbene non sia possibile raggiungere per la portata di glicole circolante la temperatura di 0 °C come nell'impianto in scala reale, si è deciso comunque di impiegare tale apparecchiatura perché, essendo già in possesso di Parker, non comporta spese per il suo acquisto e perché l'impianto pilota è stato progettato solamente con lo scopo di verificare il modello matematico utilizzato in fase di dimensionamento delle apparecchiature, anche a spese del non raggiungimento del grado di deumidificazione desiderato.

Inoltre tale chiller possiede al suo interno anche una pompa centrifuga capace quindi di abbinare alla movimentazione del liquido un aumento della sua pressione di circa 4.5 bar.

## 5.7 Pompa a valle dello stripper

Dal momento che la pompa presente all'interno del chiller non è sufficiente per portare la soluzione igroscopica alla pressione di 8 barg bisogna impiegarne un'altra che fornisca almeno una prevalenza di 3.5 bar. Essa viene collocata subito a valle della colonna di stripping sia per il fatto che la pressione del fluido deve essere tale da farlo giungere prima allo scambiatore di calore e poi al chiller, sia perché si vuole scongiurare il rischio che vada in cavitazione a causa dell'ingresso di aria o di una parziale evaporazione del glicole.

Per verificare che non avvenga tale fenomeno occorre calcolare l'NPSH disponibile, definito dall'espressione (5.7) <sup>(12)</sup>:

$$NPSH_d = h_0 + \frac{P^{str} - P_{TEG,out}^{sat,str}}{\rho_{TEG,out}^{str} \cdot g} - \frac{(v_L^{pipe})^2}{2 \cdot g} \quad (5.5)$$

dove:

$NPSH_d$  = NPSH disponibile per la pompa [m]

$h_0$  = battente di liquido prima della pompa = 0.3 m

$P_{TEG,out}^{sat, str}$  = pressione di saturazione della soluzione di TEG in uscita dallo stripper = 2050 Pa

$\rho_{TEG,out}^{str}$  = densità della soluzione di TEG in uscita dallo stripper = 1078 kg/m<sup>3</sup>

L'NPSH disponibile deve essere maggiore di quello fornito dal costruttore pari a 4 m.

Utilizzando un tubo di scarico per il liquido da mezzo pollice, la velocità al suo interno è di 1.2 m/s come calcolato con la (5.5), l'NPSH disponibile risulta di circa 9.6 m, valore che essendo maggiore di quello del costruttore consente l'utilizzo nell'impianto in esame del modello di pompa scelto.

## 5.8 Soffiante per l'aria di stripping

L'aria per la rigenerazione della soluzione di glicole viene prelevata dall'ambiente e insufflata nella colonna di stripping attraverso un'apposita soffiante già disponibile presso Parker.

Essa, poiché la portata di aria richiesta di 1.2 kg/min è piuttosto bassa, è stata accoppiata ad un inverter di frequenza che riesce a modulare i giri della soffiante in modo da riuscire, senza sprechi di energia, a movimentare con la giusta velocità la massa di gas trattata e a fornirle la prevalenza che serve per farla entrare in colonna a pressione atmosferica vincendo le quasi trascurabili perdite di carico della resistenza termica. Quest'ultima, di potenza 1 kW, è infatti necessaria per riscaldare fino a circa 30 °C l'aria prima del suo ingresso nello stripper facilitando così la rigenerazione della soluzione igroscopica.

Poiché tale potenza termica probabilmente risulta eccessiva per la portata trattata, è stato progettato un by-pass che, mediante un'apposita valvola di regolazione collegata ad un termometro, permette di regolare la temperatura variando la quantità di aria non riscaldata che viene miscelata con quella più calda.



# Capitolo 6

## Bilanci microscopici di materia ed energia per le colonne di assorbimento/stripping

In questo capitolo viene presentato un modello matematico basato sui bilanci microscopici di materia e energia totale che permette di simulare come variano le composizioni dei fluidi e le loro temperature sezione per sezione all'interno di colonne a riempimento. Si confrontano inoltre i risultati numerici ottenuti utilizzando tale modello con quelli ricavati nei capitoli precedenti.

### 6.1 Introduzione

Il dimensionamento delle colonne a riempimento è stato condotto nel Capitolo 4 adottando un modello che prevede l'utilizzo del bilancio microscopico di materia (per l' $H_2O$ ) senza invece risolvere i bilanci microscopici di energia totale. Si sono inoltre adottate le seguenti assunzioni:

- 1) la temperatura all'interfaccia fra le due fasi coincide con quella del liquido;
- 2) i profili di temperatura della fase liquida lungo la colonna sono lineari rispetto alla frazione molare della fase liquida;
- 3) le temperature in entrata/uscita della fase liquida lungo la colonna sono state selezionate (Capitolo 3) assumendo che sia la fase liquida a riscaldarsi/raffreddarsi a causa del calore latente di condensazione/evaporazione e che la temperatura dell'aria rimanga praticamente invariata.

In realtà all'interno delle colonne a riempimento a causa del contatto tra fluidi a diversa temperatura avvengono anche scambi di calore di tipo convettivo e quindi considerare che l'aria resti isoterma può essere un'assunzione non del tutto realistica.

Per prevedere dunque i profili di temperatura delle due fasi si applica un modello <sup>(18)</sup> che fornisce sia i coefficienti di scambio di materia che quelli di energia e alla cui base sono poste le seguenti assunzioni:

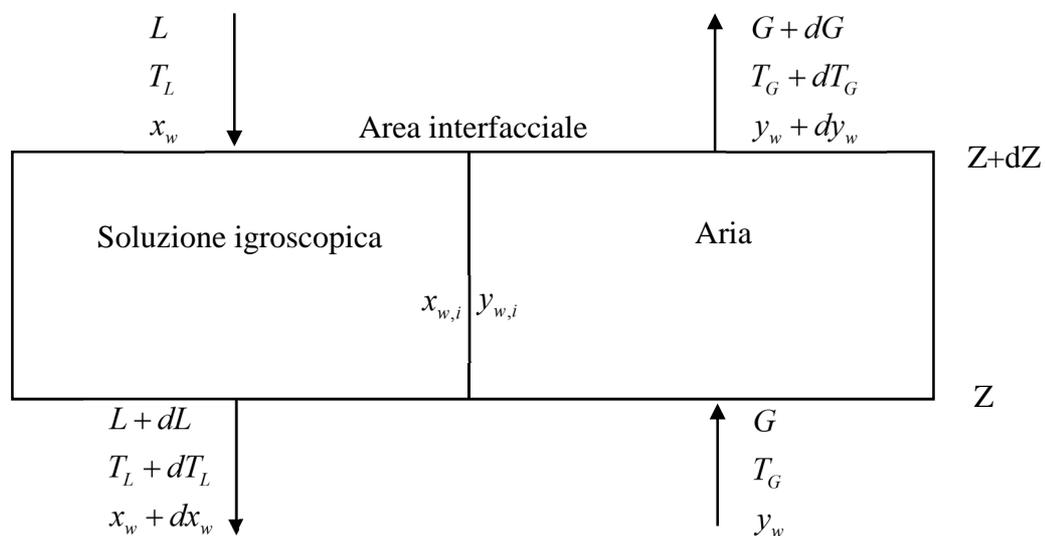
- il sistema è adiabatico

- la resistenza termica della fase liquida è trascurabile se confrontata con quella in fase gas per cui la temperatura all'interfaccia tra le due fasi è considerata pari a quella del liquido
- gli scambi termici all'interno della colonna avvengono solo in direzione radiale
- la superficie di scambio è la stessa sia per lo scambio di materia che per quello di energia
- il calore di diluizione è trascurabile

Tali assunzioni non influiscono sulla capacità del modello di riprodurre risultati sperimentali, come dimostrano le numerose prove sperimentali e simulazioni numeriche svolte in tal senso <sup>(18)</sup>.

## 6.2 Bilanci di materia ed energia totale microscopici

Per procedere con la compilazione dei bilanci di materia ed energia, è bene considerare innanzitutto una sezione infinitesima di colonna, come schematicamente riportata in Figura 6.1.



**Figura 6.1.** Rappresentazione schematica di una sezione infinitesima di colonna

Sebbene il bilancio microscopico di materia per l' $\text{H}_2\text{O}$  sia già stato utilizzato nel Capitolo 4 per il dimensionamento di entrambe le colonne, è utile richiamarlo considerando sezioni infinitesime e abbinarlo così ai bilanci di energia.

Poiché si assume che la massa di liquido cambi soltanto in relazione ad una variazione di umidità, il bilancio di materia microscopico risulta:

$$d\hat{L} = -\hat{G} \cdot dW_w \quad (6.1)$$

dove:

$\hat{L}$  = flusso ponderale specifico di soluzione igroscopica per sezione di colonna [ $\text{kg}_{\text{SOL}}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ ]

$\hat{G}$  = flusso ponderale specifico di aria secca per sezione di colonna [ $\text{kg}_{\text{aria secca}}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ ]

$W_w$  = rapporto ponderale di vapore acqueo in aria [ $\text{kg}_{\text{acqua}}/\text{kg}_{\text{aria secca}}$ ]

La variazione di umidità  $d\hat{L}$  si può esprimere attraverso lo scambio di materia all'interfaccia e quindi la (6.1) diventa:

$$N_w \cdot PM_w \cdot a_w \cdot dZ = -\hat{G} \cdot dW_w \quad (6.2)$$

in cui:

$N_w$  = flusso molare di acqua all'interfaccia [ $\text{kmoli}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ ]

$$= F_G \cdot \ln \left( \frac{1 - Y_{w,i}}{1 - Y_w} \right) \quad (6.3)$$

$F_G$  = coefficiente molare di scambio di materia in fase gassosa calcolabile con la (4.29)

[ $\text{kmoli}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ ]

$Y_{w,i}$  = rapporto molare di acqua in aria all'interfaccia [ $\text{kmoli}_{\text{acqua}}/\text{kmoli}_{\text{aria secca}}$ ]

$Y_w$  = rapporto molare di acqua in aria [ $\text{kmoli}_{\text{acqua}}/\text{kmoli}_{\text{aria secca}}$ ]

$PM_w$  = peso molecolare dell'acqua [ $\text{kg}/\text{kmoli}$ ]

$a_w$  = superficie specifica del riempimento bagnata calcolabile con la (4.12) [ $\text{m}^2/\text{m}^3$ ]

Sostituendo pertanto la (6.3) nella (6.2) il bilancio di materia diventa:

$$\frac{dW_w}{dZ} = \frac{-PM_w \cdot F_G \cdot a_w}{\hat{G}} \cdot \ln \left( \frac{1 - Y_{w,i}}{1 - Y_w} \right) \quad (6.4)$$

Esso va associato ai bilanci di energia in quanto il valore delle proprietà calcolate per la stima dei coefficienti cambia di sezione in sezione con la variazione delle temperature di entrambi i

fluidi. Per la determinazione dei valori di queste ultime occorre scrivere i bilanci di energia relativi ad una sezione di colonna per ciascuna delle due fasi.

Partendo da quella gassosa, l'entalpia specifica dell'aria umida è calcolabile (assumendo costanti i calori specifici) come:

$$H_G = C_{P,dry-air} \cdot (T^G - T^{ref}) + W_w \cdot [C_{P,w}^G \cdot (T^G - T^{ref}) + \lambda_{vap}(T^{ref})] \quad (6.5)$$

Dove:

$H_G$  = entalpia specifica dell'aria umida [kJ/kg]

$C_{P,dry-air}$  = calore specifico a pressione costante dell'aria secca [kJ/kg·°C]

$T^G$  = temperatura dell'aria umida [°C]

$T^{ref}$  = temperatura di riferimento [°C]

$C_{P,w}^G$  = calore specifico a pressione costante dell'acqua in fase gassosa [kJ/kg·°C]

$\lambda_{vap}(T^{ref})$  = calore latente di vaporizzazione dell'acqua alla temperatura di riferimento [kJ/kg]

Differenziando l'equazione (6.5) si ottiene:

$$dH_G = (C_{P,dry-air} + W_w \cdot C_{P,w}^G) \cdot dT^G + dW_w \cdot [C_{P,w}^G \cdot (T^G - T^{ref}) + \lambda_{vap}(T^{ref})] \quad (6.6)$$

Si può quindi ora scrivere un bilancio di energia nella sezione infinitesima di colonna riferito alla sola fase gas in cui la variazione di entalpia è pari al calore scambiato all'interfaccia:

$$\hat{G} \cdot H_G - \hat{G} \cdot (H_G + dH_G) + \hat{G} \cdot dW_w \cdot [C_{P,w}^G \cdot (T^G - T^{ref}) + \lambda_{vap}(T^{ref})] = q_G \cdot a_w \cdot dZ \quad (6.7)$$

Nell'equazione precedente  $q_G$  rappresenta il flusso di calore "sensibile" in fase gas in [kW/m<sup>2</sup>] e può essere espresso come:

$$q_G \cdot a_w \cdot dZ = \alpha'_G \cdot a_w \cdot (T^G - T^i) \cdot dZ \quad (6.8)$$

In cui:

$\alpha'_G$  = coefficiente di scambio termico della fase gassosa [kW/m<sup>2</sup>·°C]

$T^i$  = temperatura all'interfaccia assunta pari a quella del liquido [°C]

Il coefficiente  $\alpha'_G$  è ottenuto a partire da quello di scambio termico convettivo  $\alpha_G$  secondo la correzione di Ackermann, riportata nell'espressione (6.9), la quale permette di tener conto del simultaneo scambio di materia ed energia <sup>(18)</sup>:

$$\alpha'_G \cdot a_w = \frac{N_w \cdot PM_w \cdot C_{P,w}^G \cdot a_w}{1 - \exp\left(\frac{-N_w \cdot PM_w \cdot C_{P,w}^G \cdot a_w}{\alpha_G \cdot a_w}\right)} \quad (6.9)$$

Se si sostituisce il flusso molare  $N_w$  calcolato con la (6.2) in tale espressione, questa diventa:

$$\alpha'_G \cdot a_w = \frac{-\hat{G} \cdot C_{P,w}^G \cdot \frac{dW_w}{dZ}}{1 - \exp\left(\frac{\hat{G} \cdot C_{P,w}^G \cdot \frac{dW_w}{dZ}}{\alpha_G \cdot a_w}\right)} \quad (6.10)$$

Il coefficiente di scambio termico convettivo  $\alpha_G$  può invece essere calcolato con la (6.11) <sup>(18)</sup>:

$$\alpha_G = 1.195 \cdot \hat{G} \cdot C_{P,dry-air} \cdot \left[ \frac{d_{p,eq} \cdot \hat{G}}{\mu_{dry-air} \cdot (1 - \varepsilon_{L0})} \right]^{-0.36} \cdot (\text{Pr}_{dry-air})^{-0.667} \quad (6.11)$$

dove:

$d_{p,eq}$  = diametro equivalente del riempimento [m]

$\mu_{dry-air}$  = viscosità dell'aria [Pa·s]

$\varepsilon_{L0}$  = spazio vuoto operativo nel riempimento [adim] =  $\varepsilon - h_{10}$

$\varepsilon$  = grado di vuoto del riempimento [adim]

$h_{10}$  = hold-up dinamico del riempimento [adim]

$\text{Pr}_{dry-air}$  = numero di Prandtl dell'aria [adim] =  $\frac{\mu_{dry-air} \cdot C_{P,dry-air}}{k_{dry-air}}$

$k_{dry-air}$  = conducibilità termica dell'aria [kW/m·°C]

$$= \frac{3.1417 \cdot 10^{-4} \cdot T^{0.7786}}{1 + \frac{-0.7116}{T} + \frac{2121.7}{T^2}} \cdot \frac{1}{1000} \quad (6.12)$$

con T in [K] <sup>(12)</sup>.

Sostituendo la (6.6) e la (6.8) nella (6.7) si ottiene l'equazione differenziale che descrive la variazione di temperatura della fase gassosa sezione per sezione all'interno della colonna:

$$\frac{dT^G}{dZ} = \frac{-\alpha'_G \cdot a_w \cdot (T^G - T^L)}{\hat{G} \cdot (C_{P,dry-air} + W_w \cdot C_{P,w}^G)} \quad (6.13)$$

Si assume infine che l'entalpia specifica della soluzione liquida  $h_L$  sia espressa in [kJ/kg] come:

$$h_L = C_{P,L} (T^L - T^{ref}) \quad (6.14)$$

ovvero che il calore specifico della soluzione liquida sia dato da una costante <sup>(18)</sup>.

Per calcolare la temperatura della fase liquida in ciascuna sezione della colonna è necessario partire dal bilancio di energia per il sistema adiabatico soluzione igroscopica-aria seguente:

$$\hat{L} \cdot dh_L + \hat{G} \cdot dW_w \cdot h_L = \hat{G} \cdot dH_G \quad (6.15)$$

Inserendo quindi nella (6.15) l'entalpia della soluzione liquida dall'espressione (6.6), il bilancio assume la forma:

$$\begin{aligned} \hat{L} \cdot C_{P,L} \cdot dT^L + \hat{G} \cdot dW_w \cdot C_{P,L} \cdot (T^L - T^{ref}) = \\ \hat{G} \cdot \left\{ C_{P,dry-air} \cdot dT^G + W_w \cdot C_{P,w}^G \cdot dT^G + dW_w \cdot \left[ C_{P,w}^G \cdot (T^G - T^{ref}) + \lambda_{vap}(T^{ref}) \right] \right\} \end{aligned} \quad (6.16)$$

Da esso si ricava la terza equazione differenziale da risolvere (6.17) che permette di stimare il profilo di temperatura della soluzione liquida lungo la colonna:

$$\begin{aligned} \frac{dT^L}{dZ} = \frac{\hat{G}}{\hat{L} \cdot C_{P,L}} \cdot \\ \cdot \left\{ (C_{P,dry-air} + W_w \cdot C_{P,w}^G) \cdot \frac{dT^G}{dZ} + \left[ C_{P,w}^G \cdot (T^G - T^{ref}) + \lambda_{vap}(T^{ref}) - C_{P,L} \cdot (T^L - T^{ref}) \right] \frac{dW_w}{dZ} \right\} \end{aligned} \quad (6.17)$$

Ricavato dunque un sistema di tre equazioni differenziali ordinarie che permette di stimare i valori del rapporto ponderale di H<sub>2</sub>O in fase gas e delle temperature dei due fluidi in ciascuna sezione infinitesima, per procedere con la risoluzione restano da definire le condizioni al contorno/iniziali. Tuttavia i dati al contorno di temperatura della soluzione igroscopica (e alcuni dati della temperatura della fase gas) non sono noti a priori nel processo di deumidificazione.

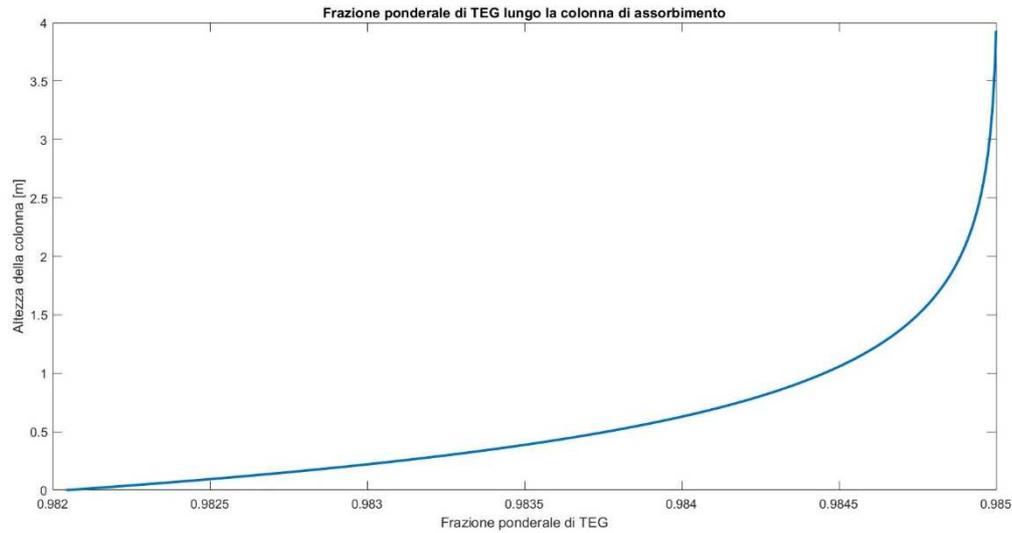
Nell'assorbitore, per esempio, nel fondo sono note la temperatura e la composizione dell'aria in ingresso ma non quella del glicole in uscita.

Dovendo scegliere una sezione di partenza si è deciso di utilizzare, per entrambe le colonne, i dati relativi al fondo. Quindi, per quanto riguarda l'assorbitore, si è utilizzato il rapporto ponderale di vapore acqueo in fase gassosa e la sua temperatura (che corrispondono ai dati noti di ingresso dell'aria umida), mentre la temperatura della soluzione igroscopica è stata imposta in modo tale che in testa si ottenga quella stabilita per saturare i gradi di libertà (Tabella 3.2). Analogamente per le condizioni al fondo dello stripper, solo la composizione dell'aria è nota, mentre i rimanenti dati delle due fasi richiesti al fondo corrispondono ai valori fissati/calcolati in Tabella 3.2.

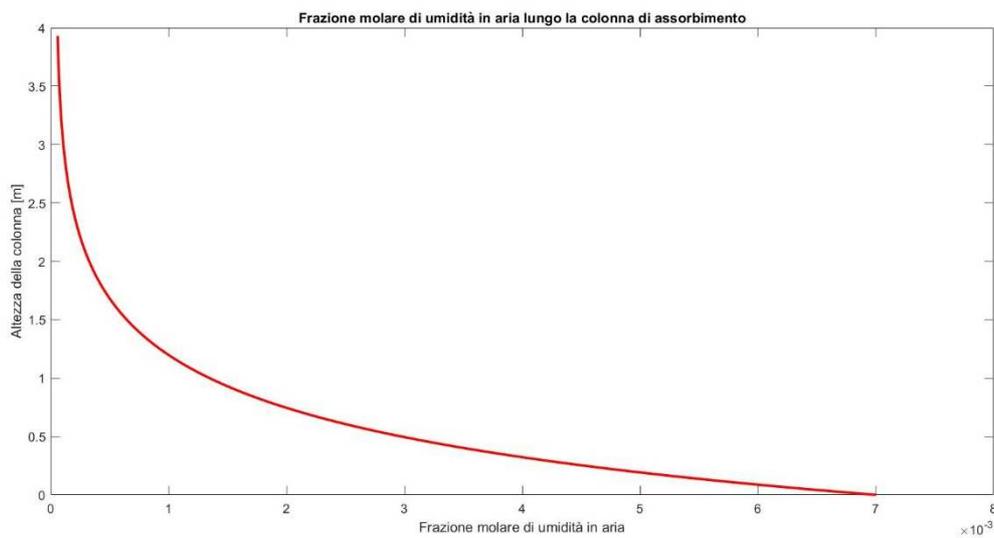
### 6.3 Risultati

Analizzando dapprima i risultati ottenuti dalle simulazioni numeriche relativi all'assorbitore, si nota che per raggiungere la temperatura di rugiada richiesta in uscita, a parità di diametro e riempimento, è necessaria una colonna di altezza pari a 3.93 m, minore quindi di circa 30 cm rispetto quella dimensionata nel Capitolo 4. Tale differenza è dovuta probabilmente al fatto che il modello che non utilizza i bilanci di energia microscopici (Capitolo 4), per ragioni conservative, si basa solamente sulla sezione più critica della colonna per il calcolo dell'altezza delle unità di scambio. Con il modello che utilizza i bilanci di energia microscopici invece, calcolando ciascuna proprietà sezione per sezione, si riesce ad ottenere una minore altezza. Tuttavia, poiché tale differenza non è così significativa, entrambi i modelli sono accettabili.

È interessante poi notare dalle Figure 6.1 e 6.2 che sia la frazione ponderale di TEG in soluzione che quella molare di vapore acqueo in aria varino in modo assai più consistente nella parte bassa della colonna e nella parte superiore della colonna si avvicinino lentamente verso i valori impostati in testa rispettivamente, per la soluzione in ingresso, pari a 0.985, e per la frazione molare di vapor d'acqua, pari a  $5.73 \cdot 10^{-5}$  e corrispondente a una temperatura di rugiada di  $-30$  °C.

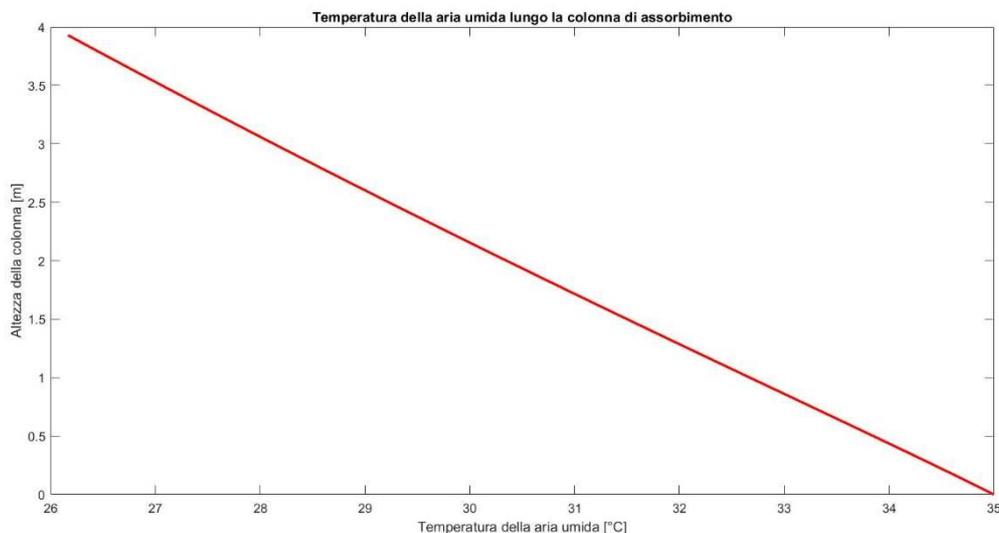


**Figura 6.1.** Profilo della frazione ponderale di TEG lungo la colonna di assorbimento



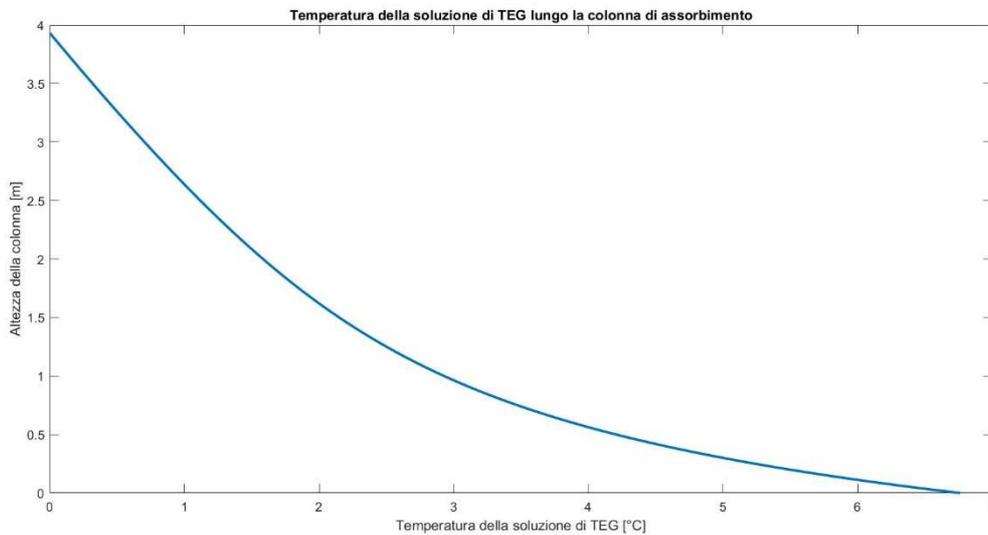
**Figura 6.2.** Profilo della frazione molare di umidità in aria lungo la colonna di assorbimento

Analizzando poi i profili di temperatura, si nota immediatamente che l'aria non ha un andamento isoterma ma si raffredda lungo la colonna con un andamento lineare fino a poco più di 26 °C per il contatto con la soluzione di glicole più fredda caratterizzata da una portata ponderale e un calore specifico più elevati.

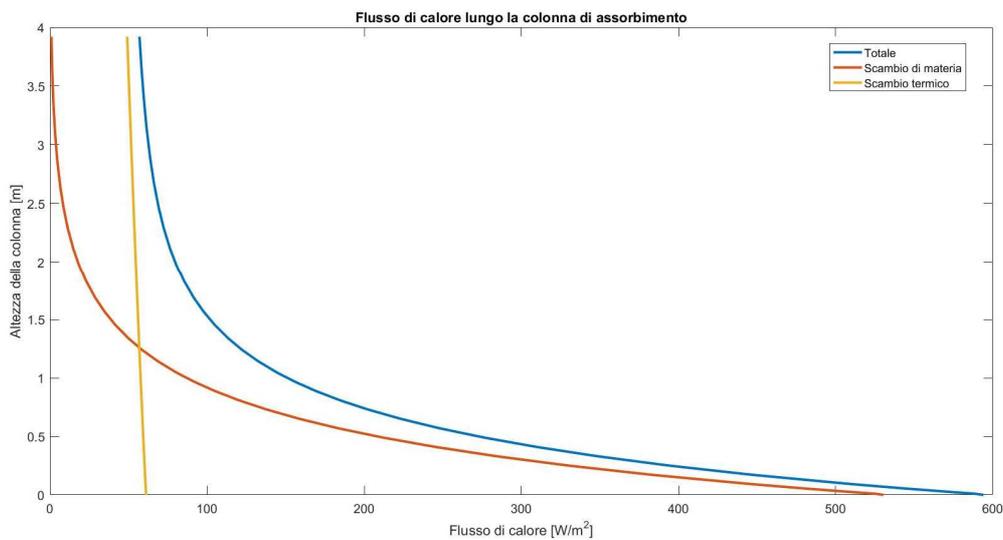


**Figura 6.3.** Profilo di temperatura dell'aria lungo la colonna di assorbimento

Considerando poi la temperatura della soluzione di glicole, riportata nella Figura 6.4, ci si accorge innanzitutto che in fondo alla colonna essa è pari circa a 6.8 °C, valore quindi più alto rispetto a quello calcolato con i bilanci macroscopici nel Capitolo 3. Il TEG, entrando in testa alla colonna, tende a riscaldarsi a causa sia del contatto con l'aria umida più calda, sia del calore latente che viene liberato per la condensazione dell'umidità presente in aria e tale fenomeno è ben visibile soprattutto verso il fondo dove la quantità di vapore acqueo è tale da provocare un riscaldamento di quasi 4 °C in un metro di riempimento. Nei restanti 3 metri infatti, dove questo contributo viene meno, è il calore dovuto allo scambio termico con l'aria più calda a provocare maggiormente l'aumento di temperatura del TEG, come ben si evince dalla Figura 6.5 in cui sono riportati i contributi al flusso di calore totale.



**Figura 6.4.** Profilo di temperatura della soluzione di TEG lungo la colonna di assorbimento

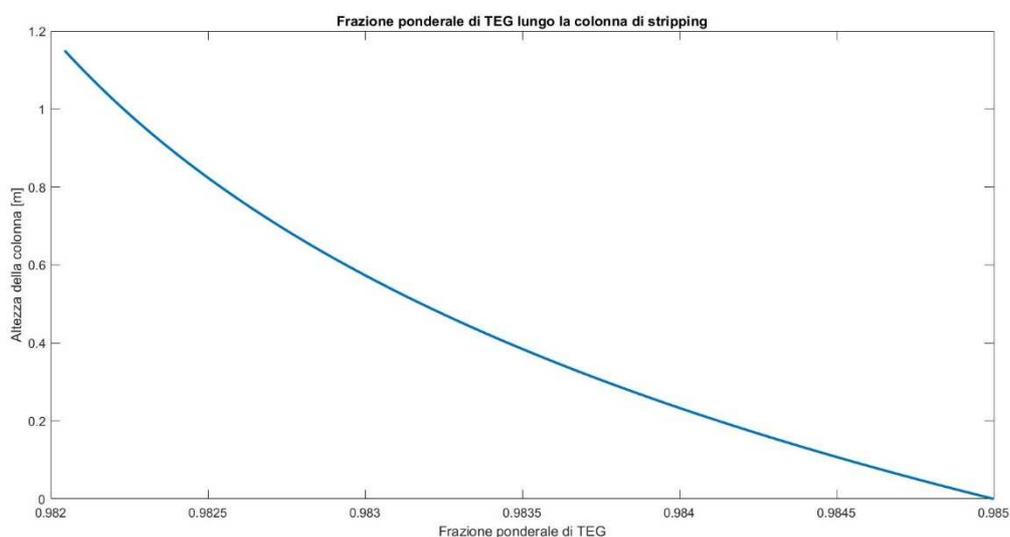


**Figura 6.5.** Andamento dei flussi di calore lungo la colonna di assorbimento

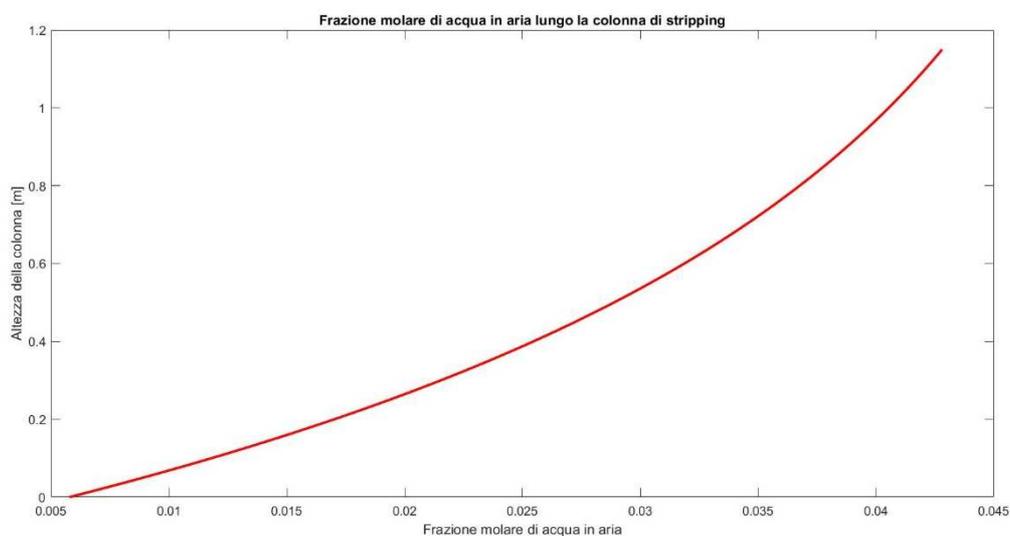
Anche per quanto riguarda lo stripper si nota subito che con il modello basato sui bilanci microscopici di energia, volendo ricavare le stesse composizioni ottenute in testa alla colonna con i bilanci di materia nel Capitolo 3 a parità di diametro e riempimento, l'altezza richiesta è inferiore di circa 7 cm rispetto quella precedentemente calcolata.

Ancora una volta il motivo è da ricercarsi nel fatto che il modello che non utilizza i bilanci microscopici di energia dimensiona la colonna basandosi sulla sezione maggiormente critica (quella in testa alla colonna in questo caso).

Le Figure 6.6 e 6.7 seguenti mostrano che la soluzione di glicole, entrante dall'alto della colonna, esce dallo stripper completamente rigenerata, visto che la sua frazione ponderale è pari a 0.985, dopo aver ceduto l'umidità precedentemente assorbita all'aria di stripping che aumenta così il suo contenuto molare in vapore acqueo di quasi un ordine di grandezza.

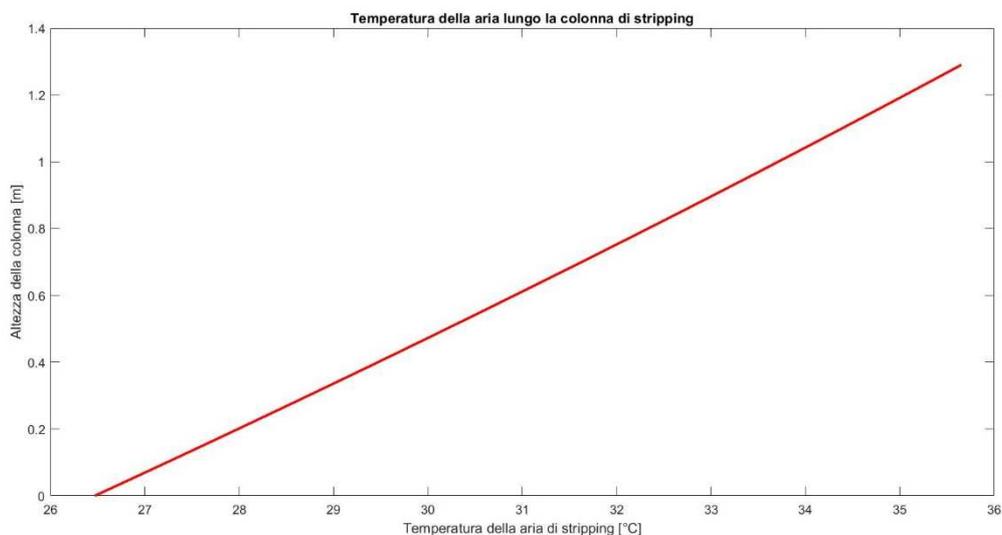


**Figura 6.6.** Profilo della frazione ponderale di TEG lungo la colonna di stripping

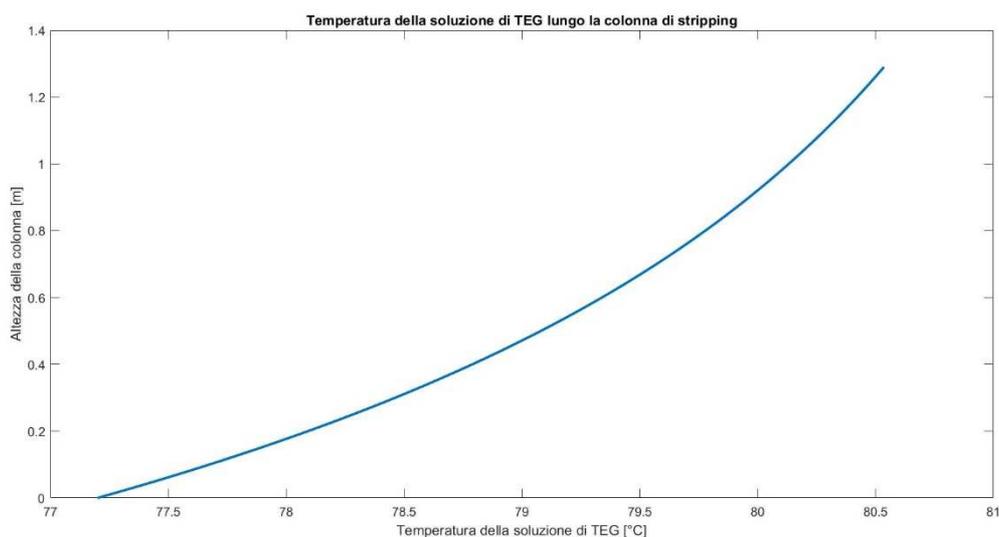


**Figura 6.7.** Profilo della frazione molare di umidità in aria lungo la colonna di stripping

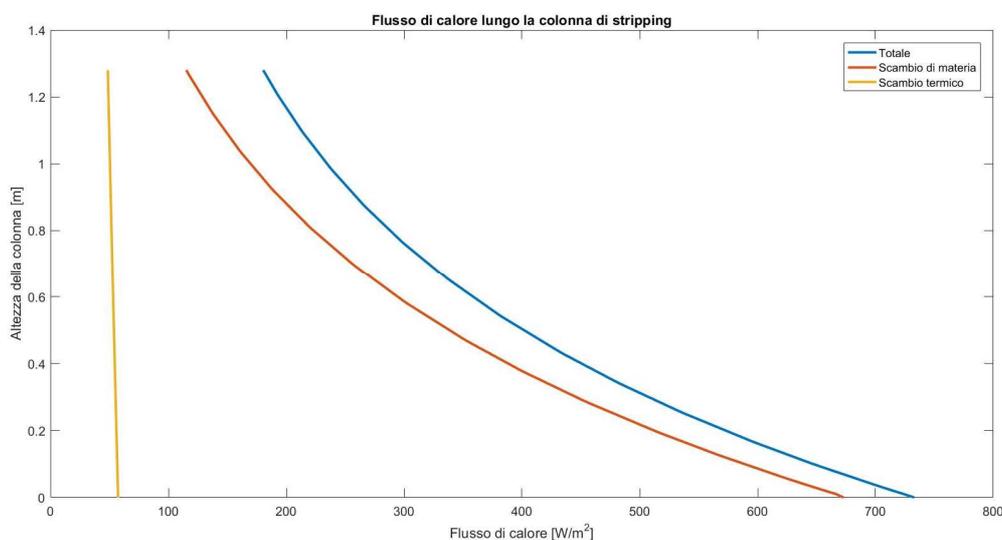
Dalle Figure 6.8 e 6.9, è evidente che anche in questo caso l'assunzione per la quale l'aria viene mantenuta isoterma lungo tutta la colonna non è corretta visto che subisce un riscaldamento di circa 9 °C per il contatto con il flusso di liquido più caldo. Esso, a sua volta, si raffredda di circa 3.5 °C quasi esclusivamente per fornire il calore latente di evaporazione necessario per lo scambio di materia, visto che tale contributo è predominante rispetto allo scambio di calore con l'aria come si nota dalla Figura 6.10.



**Figura 6.8.** Profilo di temperatura dell'aria lungo la colonna di stripping



**Figura 6.9.** Profilo di temperatura della soluzione di TEG lungo la colonna di stripping



**Figura 6.10.** Andamento dei flussi di calore lungo la colonna di stripping

Concludendo si può affermare quindi che il modello basato sui bilanci microscopici di energia appena presentato è utile per capire in maniera molto dettagliata, in base all'analisi degli andamenti delle composizioni e delle temperature delle due fasi, i fenomeni che avvengono all'interno di una colonna a riempimento. È chiaro che questa precisione dei risultati implica una maggiore complessità nell'analisi e quindi l'utilizzo di tale modello è consigliato specialmente se i due fluidi hanno temperature che si discostano parecchio tra loro, come in questo caso, rendendo quindi non più trascurabile il calore sensibile scambiato tra le due fasi (non dovuto all'evaporazione/condensazione).

Tuttavia se non si vuole approfondire lo studio così nel dettaglio ma ci si vuole limitare solamente al dimensionamento delle apparecchiature, il modello che non utilizza i bilanci microscopici di energia risulta soddisfacente anche se, specialmente per la fase gassosa, le temperature assunte non sono corrette.



# Conclusioni

Il presente elaborato di tesi è dedicato all'analisi di processo, al dimensionamento e alla progettazione di un impianto di deumidificazione di aria umida compressa calda che, trattando elevate portate, possa produrre aria secca con una temperatura di dew point in uscita per la fase gas pari a  $-30\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

L'analisi di processo, basata sui bilanci macroscopici di materia ed energia, ha dimostrato che, utilizzando una tecnologia basata sull'assorbimento del vapore acqueo con una soluzione igroscopica liquida di TEG e una successiva rigenerazione di quest'ultima mediante stripping con aria atmosferica, è possibile raggiungere il grado di deumidificazione desiderato con una spesa energetica limitata, attraverso un'adeguata configurazione delle apparecchiature che consente il recupero dell'energia termica disponibile. Anzi, la configurazione di impianto analizzata non necessita di alcuna fonte di calore esterna ma utilizza quello già disponibile dell'aria umida calda in entrata al processo. Inoltre, le condizioni operative selezionate consentono di limitare significativamente il make-up di TEG.

Dal dimensionamento delle apparecchiature e dalla progettazione dell'impianto, si è ottenuto un prodotto compatto (con altezza inferiore ai 2.4 metri, in modo da poter essere introdotto negli edifici), adatto alle esigenze richieste dal mercato del settore, in cui le colonne di assorbimento/stripping hanno diametri inferiori ai 50 cm e operano con perdite di carico limitate. Le prestazioni del prodotto progettato lo rendono potenzialmente competitivo nel mercato del settore.

Inoltre, per verificare l'accuratezza dei calcoli svolti nella progettazione dell'impianto, è stato dimensionato e progettato anche un impianto pilota, attualmente in fase di costruzione presso l'azienda; tale impianto pilota può essere utile per la validazione dei modelli matematici e delle assunzioni utilizzati in fase di dimensionamento delle apparecchiature.

Infine, sono state svolte simulazioni numeriche di un modello matematico accurato dei processi di assorbimento/stripping nelle colonne a riempimento basate sui bilanci microscopici di materia e di energia totale. Ciò ha consentito una verifica dettagliata delle assunzioni fatte in fase di dimensionamento delle apparecchiature (riguardo ai profili di temperatura delle due fasi) ed un'analisi accurata dei fenomeni di scambio di materia e di energia all'interno delle colonne a riempimento.



# Nomenclatura

$a$  = area specifica del riempimento [ $\text{m}^2/\text{m}^3$ ]

$A, B, C, D, E$  = parametri sperimentali e di fitting per il calcolo di alcune proprietà del TEG

$a_A$  = attività dell'acqua

$A_{colonna}$  = area della colonna di assorbimento/stripping [ $\text{m}^2$ ]

$a_{eff}$  = area specifica efficace [ $\text{m}^2/\text{m}^3$ ]

$A_h$  = area di ciascun foro del distributore di liquido [ $\text{m}^2$ ]

$a_i, m_i, n_i, t_i$  = parametri sperimentali per il calcolo del calore specifico del LiBr

$A(m), B(m), C(m)$  = parametri sperimentali per il calcolo della pressione di saturazione del LiBr

$a_w$  = superficie specifica del riempimento bagnata [ $\text{m}^2/\text{m}^3$ ]

$C_f$  = parametro del riempimento utilizzato [ $\text{m}^{-1}$ ]

$C_p'(T)$  = calore specifico dell'acqua pura in condizioni di saturazione alla temperatura  $T$  [ $\text{kJ}/\text{kmol}\cdot\text{K}$ ]

$C_{p,dry-air}(T)$  = calore specifico a pressione costante dell'aria secca alla temperatura  $T$  [ $\text{kJ}/\text{kg}\cdot^\circ\text{C}$ ]

$C_{p,LiBr}$  = calore specifico a pressione costante della soluzione di LiBr [ $\text{kJ}/\text{kmol}\cdot\text{K}$ ]

$C_{p,t}$  = calore specifico dell'acqua pura al punto triplo [ $\text{kJ}/\text{kmol}\cdot\text{K}$ ]

$C_{p,L}(T, w)$  = calore specifico a pressione costante della soluzione di TEG [ $\text{kJ}/\text{kg}\cdot^\circ\text{C}$ ]

$C_{p,w}^G(T)$  = calore specifico dell'acqua in fase gassosa alla temperatura  $T$  [ $\text{kJ}/\text{kg}\cdot^\circ\text{C}$ ]

$D_0$  = coefficiente di auto-diffusione dell'acqua [ $\text{m}^2/\text{s}$ ]

$D_{AB}^0$  = coefficiente a diluizione infinita del soluto A nel solvente B [ $\text{cm}^2/\text{s}$ ]

$D_{colonna}$  = diametro della colonna di assorbimento/stripping [m]

$D_G$  = coefficiente di diffusione dell'acqua in aria [ $\text{m}^2/\text{s}$ ]

$D_h$  = diametro dei fori del distributore di liquido [m]

$D_L$  = coefficiente di diffusione del TEG [ $\text{m}^2/\text{s}$ ]

$D_{LiBr}$  = coefficiente di diffusione della soluzione di bromuro di litio [ $\text{m}^2/\text{s}$ ]

$d_p$  = dimensionale nominale del riempimento [m]

$d_{p,eq}$  = diametro equivalente del riempimento [m]

$D_{pipe}$  = diametro dei tubi in cui circola il liquido nell'impianto pilota [m]

$F_G^{abs}$  = coefficiente di scambio della fase gassosa nell'assorbitore [kmoli/m<sup>2</sup>·s]

$F_G^{str}$  = coefficiente di scambio della fase gassosa nello stripper [kmoli/m<sup>2</sup>·s]

$F_L^{abs}$  = coefficiente di scambio della fase liquida nell'assorbitore [kmoli/m<sup>2</sup>·s]

$F_L^{str}$  = coefficiente di scambio della fase liquida nello stripper [kmoli/m<sup>2</sup>·s]

$F_{lg}$  = parametro di flusso adimensionale

$g$  = accelerazione di gravità [m/s<sup>2</sup>]

$\dot{G}$  = portata ponderale di aria [kg/min]

$\hat{G}$  = flusso ponderale di aria [kg/s·m<sup>2</sup>]

$\hat{G}$  = flusso ponderale specifico di aria [kg<sub>aria</sub>/m<sup>2</sup>·s]

$\hat{G}_f$  = flusso ponderale in condizioni di flooding [kg/min·m<sup>2</sup>]

$h_0$  = battente di liquido prima della pompa [m]

$H_G$  = entalpia specifica dell'aria umida [kJ/kg]

$H_G$  = altezza delle unità di scambio rispetto la fase gassosa [m]

$H_{G,in}^{abs}$  = portata entalpica dell'aria umida in ingresso all'assorbitore [kJ/min]

$H_{G,in}^{str}$  = portata entalpica dell'aria di stripping in ingresso allo stripper [kJ/min]

$H_{G,in}^{C2}$  = portata entalpica dell'aria umida in ingresso al cooler 2 [kJ/min]

$H_{G,out}^{abs}$  = portata entalpica dell'aria essiccata in uscita dall'assorbitore [kJ/min]

$H_{G,out}^{compr}$  = portata entalpica dell'aria umida in uscita dal compressore [kJ/min]

$H_{G,out}^{HX1}$  = portata entalpica dell'aria umida in uscita dallo scambiatore HX 1 [kJ/min]

$H_{G,out}^{str}$  = portata entalpica dell'aria di stripping in uscita dallo stripper [kJ/min]

$h_L$  = entalpia della soluzione igroscopica [kJ/kg]

$H_L$  = altezza delle unità di scambio rispetto la fase liquida [m]

$h_{L,in}^{abs}$  = portata entalpica della soluzione igroscopica in ingresso all'assorbitore [kJ/min]

$h_{L,out}^{abs}$  = portata entalpica della soluzione igroscopica in uscita dall'assorbitore [kJ/min]

$h_{L,in}^{C1}$  = portata entalpica della soluzione igroscopica in ingresso al cooler 1 [kJ/min]

$h_{L,in}^{HX1}$  = portata entalpica della soluzione in ingresso allo scambiatore HX 1 [kJ/min]

$h_{L,in}^{str}$  = portata entalpica della soluzione igroscopica in ingresso allo stripper [kJ/min]

$h_{L,out}^{str}$  = portata entalpica della soluzione igroscopica in uscita dallo stripper [kJ/min]

$h_{lo}$  = hold-up dinamico del riempimento [m]

$H_{riemp}$  = altezza del riempimento [m]

$I_A, S_A, S_B, A_B$  = coefficienti dell'equazione per il calcolo del coefficiente di diffusione del TEG

$k_G$  = coefficiente di scambio di materia della fase gassosa nelle colonne [m/s]

$k_L$  = coefficiente di scambio di materia della fase liquida nelle colonne [m/s]

$k$  = costante di Boltzmann [J/K]

$k_{aria}$  = conducibilità termica dell'aria [kW/m·°C]

$k, A_k$  = parametri sperimentali per il calcolo di alcune proprietà del LiBr

$K_{fl}$  = parametro di flooding

$K$  = parametro di flusso

$\dot{L}$  = portata ponderale di soluzione igroscopica [kg/min]

$\hat{L}$  = flusso ponderale della soluzione igroscopica [kg/m<sup>2</sup>·s]

$\hat{L}$  = flusso ponderale specifico di soluzione igroscopica [kg<sub>TEG</sub>/m<sup>2</sup>·s]

$m^{abs}$  = coefficiente angolare della retta di esercizio dell'assorbitore in termini di rapporti molari

$m^{str}$  = coefficiente angolare della retta di esercizio dello stripper in termini di rapporti molari

$\dot{m}_{dry-air,out}^{str}$  = portata ponderale di aria in uscita dallo stripper [kg/min]

$\dot{m}_{dry-air,in}^{str}$  = portata ponderale di aria secca di stripping [kg/min]

$\dot{m}_{dry-air,in,min}^{str}$  = minima portata ponderale di aria di stripping secca [kg/min]

$m_{eq}^{abs}$  = rapporto tra le frazioni molari di acqua in fase gassosa e liquida all'equilibrio nell'assorbitore

$m_{eq}^{str}$  = rapporto tra le frazioni molari di acqua in fase gassosa e liquida all'equilibrio nello stripper

$\dot{m}_{humid-air,in}^{abs}$  = portata ponderale di aria umida [kg/min]

$M_{H_2O}$  = massa di H<sub>2</sub>O [g]

$M_{LiBr}$  = massa di LiBr [g]

$\dot{m}_{L,in}^{abs}$  = portata ponderale di soluzione igroscopica in ingresso all'assorbitore [kg/min]

$\dot{m}_{L,in,min}^{abs}$  = portata ponderale minima di soluzione igroscopica in ingresso all'assorbitore [kg/min]

$\dot{m}_{L,out}^{abs}$  = portata ponderale di soluzione igroscopica in uscita dall'assorbitore [kg/min]

$\dot{m}_{TEG}^{make-up}$  = portata ponderale di make up necessaria [kg/giorno]

$\dot{m}_{w,abs}^{abs,G}$  = portata ponderale di acqua assorbita nell'assorbitore [kg/min]

$\dot{m}_{w,in}^{abs,G}$  = portata ponderale di acqua nell'aria umida in ingresso all'assorbitore [kg/min]

$\dot{m}_{w,out}^{abs,G}$  = portata ponderale di acqua nell'aria essiccata in uscita dall'assorbitore [kg/min]

$\dot{m}_{w,in}^{str,G}$  = portata ponderale di vapore acqueo nell'aria di stripping in ingresso allo stripper [kg/min]

$\dot{m}_{w,out}^{str,G}$  = portata ponderale di vapore acqueo nell'aria di stripping in uscita dallo stripper [kg/min]

$N$  = numero di Avogadro [K mole<sup>-1</sup>]

$\dot{n}_{dry-air,in}^{abs}$  = portata molare di aria secca in ingresso all'assorbitore [kmoli/min]

$\dot{n}_{dry-air,in}^{str}$  = portata molare di aria di stripping secca in ingresso allo stripper [kmoli/min]

$N_G^{abs}$  = numero di unità di scambio della fase gassosa dell'assorbitore

$\dot{n}_{humid-air,in}^{abs}$  = portata molare di aria da deumidificare in ingresso al processo [kmoli/min]

$n_h$  = numero dei fori del distributore di liquido

$N_L^{str}$  = numero di unità di scambio della fase liquida dello stripper

$n_{LiBr}$  = moli di LiBr [mole]

$NPSH_d$  = NPSH disponibile per la pompa [m]

$N_w$  = flusso molare di acqua all'interfaccia [kmoli/m<sup>2</sup>·s]

$P$  = pressione [atm]

$P^{abs}$  = pressione dell'aria umida nell'assorbitore [bar]

$P^{str}$  = pressione dello stripper [bar]

$P^{ref}$  = pressione alla quale sono state calcolate le frazioni molari di acqua presenti in aria

$PM_{dry-air}$  = peso molecolare dell'aria secca [kg/kmole]

$PM_{TEG}$  = peso molecolare del TEG [kg/kmole]

$PM_w$  = peso molecolare dell'acqua [kg/kmole]

$PM_{air,in}^{str}$  = peso molecolare dell'aria di stripping in ingresso allo stripper [kg/kmole]

$PM_{air,out}^{str}$  = peso molecolare dell'aria di stripping in uscita dallo stripper [kg/kmole]

$PM_{mix}$  = peso molecolare della soluzione di bromuro di litio [kg/kmole]

$PM_{L,in}^{abs}$  = peso molecolare della soluzione in ingresso all'assorbitore [kg/kmole]

$PM_{L,out}^{abs}$  = peso molecolare della soluzione in uscita dall'assorbitore [kg/kmole]

$PM_{LiBr}$  = peso molecolare di LiBr [g/mole]

$PM_{liq,in}^{str}$  = peso molecolare della soluzione igroscopica in ingresso allo stripper [kg/kmole]

$PM_{liq,out}^{abs}$  = peso molecolare della soluzione igroscopica in uscita dall'assorbitore [kg/kmole]

$PM_{humid-air}$  = peso molecolare dell'aria umida [kg/kmole]

$P_{LiBr}^{sat}$  = pressione di saturazione del LiBr [kPa]

$Pr_{aria}$  = numero di Prandtl dell'aria [adim]

$P_{TEG}^{sat}$  = pressione di saturazione della soluzione di TEG [mmHg]

$P_{TEG,in}^{sat, str}$  = pressione di saturazione del TEG puro in ingresso allo stripper [bar]

$P_{vasca}$  = prevalenza fornita dal battente di liquido nella vasca [Pa]

$P_w^{sat}(T)$  = pressione di saturazione dell'acqua alla temperatura  $T$  [bar]

$q$  = parametro per il calcolo delle perdite di carico attraverso il riempimento delle colonne

$q_{C1}$  = portata termica estratta dal sistema con il cooler 1 [kJ/min]

$q_G$  = flusso termico in fase gas [kW/m<sup>2</sup>]

$R$  = costante universale dei gas [ $\text{Pa}\cdot\text{m}^3/\text{K}\cdot\text{mole}$ ]

$T$  = temperatura [K]

$T_c$  = temperatura critica dell'acqua

$T^{abs,L}$  = temperatura nell'assorbitore di ciascuna  $x_w^{abs}$ , assunto un profilo lineare [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T^{str,L}$  = temperatura nello stripper di ciascuna  $x_w^{strip}$ , assunto un profilo lineare [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T_{crist}$  = temperatura di cristallizzazione del bromuro di litio [K];

$T_{w,dew,out}^{abs}$  = temperatura di rugiada dell'acqua richiesta in uscita dall'assorbitore [K]

$T_L, T_R$  = temperature dei punti di transizione del bromuro di litio

$T_{in}^{abs,G}$  = temperatura dell'aria umida in ingresso all'assorbitore [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T_{out}^{abs,G}$  = temperatura dell'aria essiccata in uscita dall'assorbitore [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T_{out}^{compr,G}$  = temperatura dell'aria umida in uscita dal compressore [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T_{in}^{C2,G}$  = temperatura dell'aria umida in ingresso al cooler 2 [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T_{in}^{HX2,G}$  = temperatura dell'aria di stripping in ingresso allo scambiatore HX 2 [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T_{out}^{HX1,G}$  = temperatura dell'aria umida in uscita dallo scambiatore HX 1 [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T_{in}^{str,G}$  = temperatura dell'aria di stripping in ingresso allo stripper [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T_{out}^{str,G}$  = temperatura dell'aria di stripping in uscita dalla colonna [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T_i$  = temperatura all'interfaccia liquido-vapore [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T_{in}^{abs,L}$  = temperatura della soluzione igroscopica in ingresso all'assorbitore [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T_{out}^{abs,L}$  = temperatura della soluzione igroscopica in uscita dall'assorbitore [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T_{in}^{C1,L}$  = temperatura della soluzione igroscopica in ingresso al cooler 1 [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T_{in}^{HX1,L}$  = temperatura della soluzione igroscopica in ingresso allo scambiatore HX 1 [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T_{in}^{str,L}$  = temperatura della soluzione igroscopica in ingresso allo stripper [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T_{out}^{str,L}$  = temperatura della soluzione igroscopica in uscita dallo stripper [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T_{in}^{hot}$  = temperatura prima dello scambio termico del fluido caldo [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T_{out}^{cold}$  = temperatura dopo lo scambio termico del fluido freddo [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T_{out}^{hot}$  = temperatura dopo lo scambio termico del fluido caldo [ $^{\circ}\text{C}$ ]

$T_{out}^{cold}$  = temperatura prima dello scambio termico del fluido freddo [°C]

$T_{ref}$  = temperatura di riferimento [°C]

$T_T$  = temperatura dell'acqua al punto triplo [K]

$UR$  = umidità relativa [%]

$V_A, V_B$  = volumi molari di A e B alla temperatura T [cm<sup>3</sup>/mol]

$\dot{V}_{dry-air,in}^{abs}$  = portata volumetrica di aria da deumidificare in ingresso al processo [m<sup>3</sup>/min]

$v_G$  = velocità superficiale del gas in colonna [m/s]

$v_L$  = velocità superficiale del liquido in colonna [m/s]

$v_L^{distr}$  = velocità di immissione del liquido attraverso i fori del distributore di liquido [m/s]

$v_L^{pipe}$  = velocità del liquido all'interno dei tubi dell'impianto pilota [m/s]

$\dot{V}_{L,in}^{abs}$  = portata volumetrica di TEG in ingresso all'assorbitore [m<sup>3</sup>/s]

$w_{LiBr}$  = frazione ponderale di LiBr in soluzione

$w_{TEG}$  = frazione ponderale di TEG in soluzione [%]

$w_{TEG}^{abs}$  = frazione ponderale di TEG nell'assorbitore

$w_{TEG}^{str}$  = frazione ponderale di TEG nello stripper

$w_{TEG,out}^{abs}$  = frazione ponderale di TEG in uscita dall'assorbitore

$w_{TEG,out}^{str}$  = frazione ponderale di TEG presente nell'aria di stripping in uscita dallo stripper

$W_w$  = rapporto ponderale di vapore acqueo in aria [kg<sub>acqua</sub>/kg<sub>aria</sub>]

$w_{w,in}^{abs}$  = frazione ponderale di acqua nella soluzione igroscopica in ingresso all'assorbitore

$w_{w,in}^{str,G}$  = frazione ponderale di vapore acqueo nell'aria di stripping

$w_{w,out}^{str,G}$  = frazione ponderale di vapore acqueo presente nell'aria di stripping

$w_{w,out,max}^{abs,L}$  = massima frazione ponderale di acqua nella soluzione igroscopica in uscita

$w_{w,out,max}^{str,G}$  = massima frazione ponderale di vapore acqueo nell'aria in uscita dallo stripper

$x_L, x_R$  = frazioni molari dei punti di transizione del bromuro di litio

$x_{LiBr}$  = frazione molare di LiBr in soluzione

$x_{TEG}$  = frazione molare di TEG in soluzione

$x_{TEG,in}^{str}$  = frazione molare di TEG presente nella soluzione igroscopica in ingresso allo stripper

$x_{w,i}^{str}$  = frazione molare di acqua nella soluzione igroscopica all'interfaccia liquido-gas

$x_{w,in}^{abs}$  = frazione molare di acqua nella soluzione igroscopica in ingresso all'assorbitore

$x_{w,in}^{str}$  = frazione molare di acqua nella soluzione igroscopica in ingresso allo stripper

$x_{w,out}^{str}$  = frazione molare di acqua nella soluzione igroscopica in uscita dallo stripper

$x_{w,out,max}^{abs}$  = massima frazione molare di acqua nella soluzione igroscopica in uscita dall'assorbitore

$y_{TEG,out}^{str}$  = frazione molare di TEG presente nell'aria di stripping in uscita dallo stripper

$y_w$  = frazione molare di vapore acqueo in aria

$y_{w,i}^{abs}$  = frazione molare di vapore acqueo in aria all'interfaccia liquido-gas

$y_{w,in}^{abs}$  = frazione molare di vapore acqueo in aria in ingresso all'assorbitore

$y_{w,out}^{abs}$  = frazione molare di vapore acqueo in aria in uscita dall'assorbitore

$y_{w,in}^{str}$  = frazione molare di vapore acqueo nell'aria in ingresso allo stripper

$y_{w,in}^{str}$  = frazione molare di acqua nell'aria di stripping in ingresso allo stripper

$y_{w,out}^{str}$  = frazione molare di acqua nell'aria di stripping in uscita dallo stripper

$y_{w,out,max}^{str}$  = massima frazione molare di vapore acqueo nell'aria in uscita dallo stripper

$Y_w$  = rapporto molare di acqua in aria [kmoli<sub>acqua</sub>/kmoli<sub>aria</sub>]

$Y_{w,i}$  = rapporto molare di acqua in aria all'interfaccia [kmoli<sub>acqua</sub>/kmoli<sub>aria</sub>]

$Y_{w,in}^{str}$  = rapporto molare del vapore acqueo in aria in ingresso allo stripper

$Y_{w,out}^{abs}$  = rapporto molare del vapore acqueo in aria in uscita dall'assorbitore

### Lettere greche

$\alpha$  = fattore termodinamico di correzione per il calcolo del coefficiente di diffusione del TEG

$\alpha_i, \beta_i, \gamma_i$  = parametri sperimentali per il calcolo del calore specifico del LiBr

$\alpha_G$  = coefficiente di scambio termico convettivo della fase gassosa [kW/m<sup>2</sup>·°C]

$\alpha'_G$  = coefficiente di scambio termico della fase gassosa [kW/m<sup>2</sup>·°C]

$\chi$  = parametro per determinare le condizioni di flooding nelle colonne

$\Delta H_{vasca}$  = battente di liquido nella vasca di laminazione [m]

$\Delta P/Z$  = perdite di carico del riempimento delle colonne [mmH<sub>2</sub>O/m]

$\Delta T_{ml}$  = delta T medio logaritmico [°C]

$\delta_1, \delta_2, \delta_3$  = parametri sperimentali per il calcolo del coefficiente di diffusione del LiBr

$\varepsilon$  = parametro del riempimento scelto

$\varepsilon_{L0}$  = spazio vuoto operativo nel riempimento [adim]

$\gamma_{TEG}$  = coefficiente di attività del TEG

$\gamma_{water}$  = coefficiente di attività dell'acqua

$\gamma_{TEG,in}^{str}(w_{TEG,out}^{abs,L}, T_{in}^{str,L})$  = coefficiente di attività del TEG in ingresso allo stripper

$\gamma_w^{abs}(w_{TEG}^{abs,L}, T^{abs})$  = coefficiente di attività dell'acqua nell'assorbitore

$\gamma_w^{str}(w_{TEG}^{str,L}, T^{str})$  = coefficiente di attività dell'acqua nello stripper

$\gamma_{w,in}^{abs}(w_{w,in}^{abs,L}, T_{in}^{abs,L})$  = coefficiente di attività dell'acqua in ingresso all'assorbitore

$\gamma_{w,in}^{str}(w_{w,in}^{str,L}, T_{in}^{str,L})$  = coefficiente di attività dell'acqua in ingresso allo stripper

$\gamma_{w,out}^{abs}(w_{w,out,max}^{abs,L}, T_{out}^{abs,L})$  = minimo coefficiente di attività dell'acqua in uscita dall'assorbitore

$\gamma_{w,out}^{str}(w_{w,out}^{str,L}, T_{out}^{str,L})$  = coefficiente di attività dell'acqua in uscita dallo stripper

$\lambda_{vap}(T_{ref})$  = calore latente di vaporizzazione dell'acqua alla temperatura di riferimento [kJ/kg]

$\mu$  = viscosità dinamica dell'acqua alla temperatura  $T$  [Pa·s]

$\mu_B$  = viscosità del solvente B per il calcolo del coefficiente di diffusione del TEG [cPoise]

$\mu_L$  = viscosità della soluzione igroscopica [cPoise]

$\mu_{TEG}$  = viscosità della soluzione di TEG [cPoise]

$\mu_w$  = viscosità dell'acqua [cPoise]

$v_{l,min}$  = flusso volumetrico di liquido minimo [m<sup>3</sup>/h·m<sup>2</sup>]

$v_m$  = volume molare dell'acqua alla temperatura  $T$  [m<sup>3</sup>/kmole]

$v_{m,in}^{abs}$  = volume molare dell'aria in ingresso all'assorbitore [m<sup>3</sup>/mole]

$v_{m,out}^{str}$  = volume molare dell'aria in uscita dallo stripper [ $m^3/mole$ ]

$\rho_G$  = densità dell'aria [ $kg/m^3$ ]

$\rho_L$  = densità della soluzione igroscopica [ $kg/m^3$ ]

$\rho_{TEG}$  = densità della soluzione di TEG [ $kg/m^3$ ]

$\rho_{TEG,out}^{abs}$  = densità del TEG in uscita dall'assorbitore [ $kg/m^3$ ]

$\rho_{TEG,in}^{str}$  = densità del TEG in ingresso allo stripper [ $kg/m^3$ ]

$\rho_{TEG,out}^{str}$  = densità della soluzione di TEG in uscita dallo stripper [ $kg/m^3$ ]

$\rho_{TEG,out}^{vasca}$  = densità del TEG in uscita dalla vasca [ $kg/m^3$ ]

$\rho_w$  = densità dell'acqua a 20 °C [ $kg/m^3$ ]

$\rho_{water}(60^\circ F)$  = densità dell'acqua pura a 60 °F [ $kg/m^3$ ]

$\sigma_{TEG}$  = tensione superficiale del TEG puro [dyne/cm]

$\sigma_c$  = tensione superficiale critica del materiale del riempimento [N/m]

$\sigma$  = tensione superficiale della soluzione di TEG [N/m]

$\tau$  = parametro dell'equazione per il calcolo dei coefficienti di attività del TEG e dell'acqua

# Riferimenti bibliografici

1. Harriman L., *The Dehumidification Handbook*, 2° edizione, Ed. Munster Corporation.
2. <https://www.alfa.com/it/content/msds/italian/13408.pdf>.
3. Patek, J. e J. Klomfar (2006). Solid-liquid phase equilibrium in the systems of LiBr-H<sub>2</sub>O and LiCl-H<sub>2</sub>O. *Fluid Phase Equilibria*, **250**, 138-149.
4. Pathil R., Tripathi A. et al (1990). Thermodynamic properties of aqueous electrolyte solutions. Vapor pressure of aqueous solutions of LiCl, LiBr and LiI. *Journal of Chemical Engineering Data*, **35**, 166-168.
5. Patek J., Klomfar J. (2006). A computationally effective formulation of the thermodynamic properties of LiBr-H<sub>2</sub>O solutions from 273 K to 500 K over full composition range. *International Journal of Refrigeration*, **29**, 566-578.
6. Bird R., Stewart W., Lightfoot. *Transport phenomena*, 2° edizione rivisitata, Ed. Wiley.
7. Conde M. R. (2004). Properties of aqueous solutions of lithium and calcium chlorides: formulations for use in air conditioning and equipment design. *International Journal of Thermal Sciences*, **43**, 367-382.
8. Patterson M. R., Perez Blanco H. (1988). Numerical fits of lithium bromide-water solutions. *Ashrae Transactions*, **94**, 2379-2388.
9. Dow Chemical Company. Triethylene glycol brochure. <http://www.dow.com/>
10. Sim W. D., Tassone V., Twu C. H., Watamasiri S. (2005). Advanced equation of state method for modelling TEG-water for glycol gas dehydration. *Fluid Phase Equilibria*, **228-229**, 213-221.
11. Poling B. E., Prausnitz J. M., O'Connell J. P. (1987). *The properties of Gases and Liquids*. Ed. Mc Graw-Hill.
12. Green Don W., Perry R. (2008) *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 8° edizione, Ed. Mc-Graw Hill.
13. Felder R., Rousseau R. (2005). *Elementary principles of chemical processes*, 3° edizione, Ed. John Wiley and Sons.
14. Treybal R. (1981). *Mass transfer operation*, 3° edizione, Ed. Mc Graw-Hill.
15. Marrero T. R., Mason E. A. (1972). *Gaseous diffusion coefficients*, J. Phys. Chem. Ref. Data, **1**, 3-118.
16. Guarise G. B. (2014). *Lezioni di Impianti Chimici. Distillazione, Assorbimento, Estrazione liquido-liquido*, 2° edizione, Ed. CLEUP.

17. Barolo M., Guarise G. B. (2008). *Esercizi di Impianti Chimici. Distillazione, Assorbimento, Estrazione liquido-liquido*, 3° edizione, Ed. CLEUP.
18. Lazzarin R.M., Gasparella A., Longo G.A. (1999). Chemical dehumidification by liquid desiccants: theory and experiment, *International Journal of Refrigeration*, **22**, 334-347.
19. Parker Hannifin Emea S.à.r.l. Brevetto dal titolo “*Impianto per l’essiccazione di gas compresso e relativo metodo*”. Inventore: Chiara Favero.
20. <https://www.vff.com/en/products/random-packings/ceramic>

# Ringraziamenti

È giunto il momento più bello ma forse anche il più complicato perché ringraziare tutti coloro che hanno reso possibile il raggiungimento di questo importante traguardo non è facile.

Primo fra tutti non posso che ringraziare il professor Matteo Strumendo per avermi proposto questo interessante progetto di tesi, ma soprattutto per avermi sempre aiutato, supportato e sopportato con disponibilità e cortesia in qualsiasi momento, settimana di Ferragosto compresa.

Un ringraziamento va poi alla Parker Hannifin Manufacturing per avermi permesso di svolgere uno stage in azienda e in particolare all'Ing. Amir Ibrahim, mio tutor sempre cordiale e disponibile per soddisfare tutte le mie richieste.

Indispensabili e fondamentali per il loro immenso sostegno economico e morale sono stati i miei genitori, Loris e Antonella, senza i quali questo traguardo sarebbe rimasto soltanto un lontano miraggio. Una menzione particolare va senza dubbio anche a mia sorella Elena per il suo costante appoggio morale e per avermi offerto un tetto nel suo appartamento durante il periodo di stage in azienda.

Non posso poi non ringraziare mia nonna Paolina, vero e autentico “sponsor” e immancabile supporto durante tutti questi anni.

Fondamentali nel mio percorso universitario sono stati senza dubbio Katia e Alberto, ben più di semplici compagni di corso, con i quali ho trascorso innumerevoli pomeriggi fino a tarda sera rinchiuso al polo per svolgere tutti i lavori di gruppo di questi ultimi due anni.

Non posso non ricordare, per avermi fatto sentire come a casa, anche i miei ex coinquilini Miriam, Sofia e soprattutto Mattia, per il consueto passaggio in macchina la domenica sera e per avermi sopportato 5 anni come compagno di stanza.

Infine è d'obbligo ringraziare tutti i miei amici semplicemente perché senza di loro la mia vita non sarebbe la stessa.

