

# MERCOFRIO 2000 - CONGRESSO DE AR CONDICIONADO, REFRIGERAÇÃO, AQUECIMENTO E VENTILAÇÃO DO MERCOSUL

## MODELO DE CALCULO Y ANALISIS DEL COMPORTAMIENTO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACION EMPACADA EN UN SISTEMA DE REFRIGERACIÓN POR ABSORCIÓN CON NH<sub>3</sub>-H<sub>2</sub>O

**José Fernández-Seara** – jseara@uvigo.es

**Jaime Sieres** – sieres@talgo.uvigo.es

**Manuel Vázquez** – mvazquez@uvigo.es

Universidad de Vigo, Area de Máquinas y Motores Térmicos, E.T.S.I. Industriales y Minas  
Lagoas-Marcosende Nº 9, 36200 Vigo, España

***Resumen.** En este artículo se muestra el estudio realizado y los resultados obtenidos del comportamiento de una columna de rectificación empacada y con condensación total, utilizada en un sistema de refrigeración por absorción con NH<sub>3</sub>-H<sub>2</sub>O. El estudio se ha llevado a cabo mediante un modelo matemático, cuyas ecuaciones diferenciales se resuelven mediante discretización, utilizando el método de diferencias finitas y diversos procesos iterativos. El modelo matemático se ha implementado en un programa utilizando Fortran 90. Se muestran los resultados obtenidos considerando una determinada columna y unas condiciones de funcionamiento características de un sistema de refrigeración por absorción y también los resultados más significativos del análisis paramétrico realizado en el que se ha analizado la influencia de la variación de los distintos parámetros de cálculo y distintos tipos de empaque en el comportamiento de la columna.*

***Palabras clave:** Rectificación, Amoníaco-agua, Refrigeración por absorción.*

### 1. INTRODUCCION

En los sistemas de refrigeración por absorción con NH<sub>3</sub>-H<sub>2</sub>O se requiere un proceso de enriquecimiento en amoníaco de los vapores que se producen en el generador, ya que dicho vapor contiene inevitablemente una cierta cantidad de agua, que aunque pueda parecer insignificante, tiene un importante efecto adverso en el comportamiento de estos sistemas (Bogart, 1982). Dicho proceso puede realizarse mediante condensación parcial o mediante una columna de destilación (Herold *et al.*, 1996).

En una columna de destilación el enriquecimiento del vapor tiene lugar mediante procesos de transmisión de calor y transferencia de masa simultáneos, que se originan al establecer en su interior un flujo en contracorriente entre una corriente de vapor ascendente y otra de líquido descendente. El líquido se obtiene en la parte superior de la columna mediante condensación parcial del vapor en un rectificador o por condensación total en un condensador, en cuyo caso se devuelve a la torre una parte del líquido condensado que se denomina reflujo.

Para aumentar el contacto entre ambas corrientes se sitúan en el interior de la columna platos o distintos tipos de empaques, lo que da lugar a las denominadas columnas de platos o empacadas, respectivamente. Las columnas empacadas se distinguen por el tipo de empaque utilizado, que puede ser aleatorio, cuando está formado por piezas que se disponen de forma

aleatoria en el interior de la columna, o estructurado cuando éstas se disponen de forma ordenada, como puede verse en Rousseau (1987) y Perry y Chilton (1984).

En las columnas de destilación se distinguen dos zonas, la zona de agotamiento que es la situada por debajo de la alimentación y la zona de rectificación que es la porción de columna situada por encima. Las condiciones de funcionamiento requeridas en los sistemas de refrigeración por absorción con amoníaco-agua y las propiedades de la mezcla hacen que la altura de empaque necesaria en la zona de agotamiento sea pequeña, como puede verse en Fernández-Seara *et al.* (1998), por lo que en las columnas utilizadas en estos sistemas suele usarse únicamente la zona de rectificación, denominándose columnas o torres de rectificación.

En una columna de rectificación de un sistema de absorción con  $\text{NH}_3\text{-H}_2\text{O}$ , cuyo esquema se muestra en la Fig. 1, el calor que se aporta en el generador causa la ebullición del líquido y genera una corriente de vapor que asciende por la columna. A medida que el vapor asciende se enfría al entrar en contacto con la corriente líquida fría de reflujo procedente del condensador por lo que parte del vapor se condensa. La porción de vapor que se condensa tiene un elevado contenido en agua, el componente menos volátil, además, la condensación de esa porción de vapor causa la cesión del calor latente de condensación a la corriente de reflujo, lo que a su vez origina un incremento de su temperatura y la evaporación de una porción de líquido con una concentración muy alta en amoníaco, el componente más volátil. Los procesos indicados anteriormente causan el enriquecimiento en amoníaco de la corriente de vapor y la variación de la temperatura, concentración y los caudales de ambas corrientes en las distintas secciones de la torre en las que coexisten en condiciones de saturación.

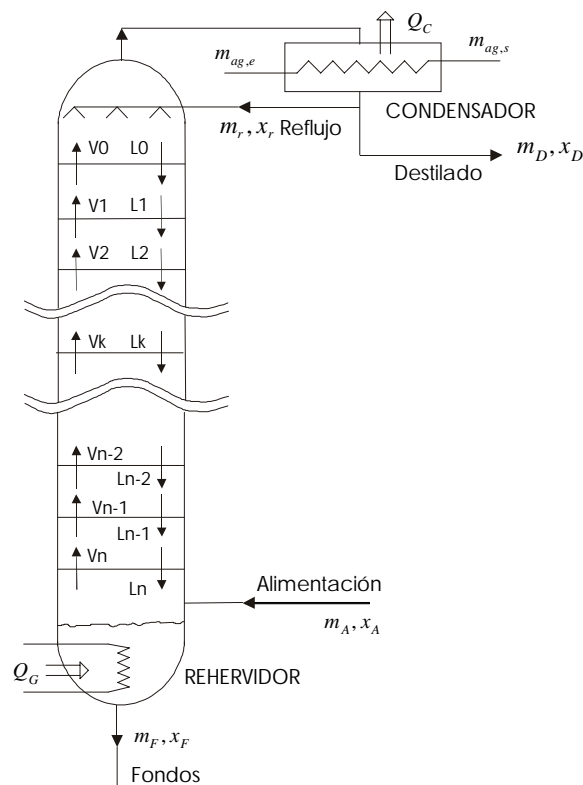


Figura 1. Esquema de una columna de rectificación empacada.

En este trabajo se considera el estudio de una columna de rectificación con empaque aleatorio y con condensación total, tal como se muestra en la Fig. 1, y su objetivo es el estudiar y analizar su comportamiento bajo diversas condiciones de funcionamiento.

## 2. MODELO MATEMATICO

El modelo matemático elaborado es un modelo genérico que se basa en los principios generales de conservación de la masa y energía en un elemento diferencial de la columna y en volúmenes de control que abarcan distintas zonas de la misma. En la elaboración del modelo se han considerado las siguientes hipótesis generales: que la presión en la columna es constante, que no existen variaciones en las energías cinética y de posición ni intercambio de calor con el ambiente, que es válida la teoría de Lewis y Whitman (1924) de resistencia nula a la transferencia de masa en la interfase líquido-vapor, que el vapor que entra en la columna se encuentra en condiciones de saturación y en equilibrio con el líquido de fondos y que el destilado que se retira del condensador es saturado a la temperatura de condensación.

Aplicando las ecuaciones de la conservación de la masa total, de la masa de amoníaco y de la energía al conjunto formado por el generador, columna de rectificación y condensador (Fig. 1), se obtienen las Eqs (1), (2) y (3), en las que  $m$  representa el caudal másico,  $x$  la concentración,  $h$  la entalpía y  $Q$  el flujo de calor, los subíndices  $A$ ,  $D$ ,  $F$ ,  $G$ , y  $C$ , hacen referencia a la alimentación, destilado, fondos, generador y condensador, respectivamente.

$$m_A = m_D + m_F \quad (1)$$

$$m_A \cdot x_A = m_D \cdot x_D + m_F \cdot x_F \quad (2)$$

$$m_A \cdot h_A + Q_G = m_D \cdot h_D + m_F \cdot h_F + Q_C \quad (3)$$

La aplicación de balances de masa total, de masa de amoníaco y de energía en un elemento diferencial genérico de la columna de altura  $dz$ , según Fig. 2, proporcionan las Eqs. (4), (5) y (6), en las que los subíndices  $l$  y  $v$  se refieren al líquido y vapor, respectivamente.

$$m_v + \frac{\partial m_v}{\partial z} \cdot dz - \left( m_\ell + \frac{\partial m_\ell}{\partial z} \cdot dz \right) = m_v - m_\ell \quad (4)$$

$$\left( m_v + \frac{\partial m_v}{\partial z} \cdot dz \right) \cdot \left( x_v + \frac{\partial x_v}{\partial z} \cdot dz \right) - \left( m_\ell + \frac{\partial m_\ell}{\partial z} \cdot dz \right) \cdot \left( x_\ell + \frac{\partial x_\ell}{\partial z} \cdot dz \right) = m_v \cdot x_v - m_\ell \cdot x_\ell \quad (5)$$

$$\left( m_v + \frac{\partial m_v}{\partial z} \cdot dz \right) \cdot \left( h_v + \frac{\partial h_v}{\partial z} \cdot dz \right) - \left( m_\ell + \frac{\partial m_\ell}{\partial z} \cdot dz \right) \cdot \left( h_\ell + \frac{\partial h_\ell}{\partial z} \cdot dz \right) = m_v \cdot h_v - m_\ell \cdot h_\ell \quad (6)$$

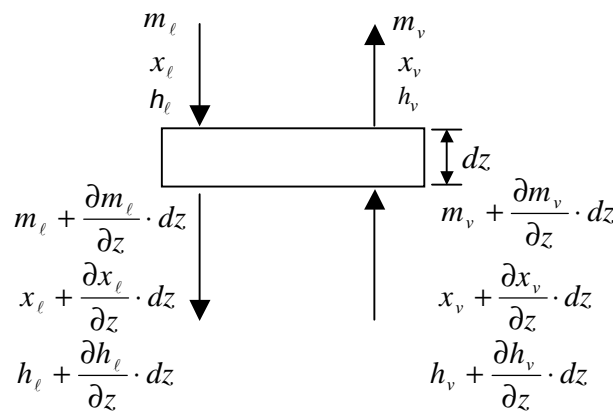


Figura 2. Elemento diferencial genérico de la columna de rectificación.

El flujo molar de amoníaco,  $N$ , transferido de la fase líquida a la fase vapor en el elemento diferencial considerado (Fig. 2), se obtiene mediante la Eq (7), en función de los coeficientes de transferencia de masa  $k_l$  y  $k_v$  en cada una de las fases y las diferencias de concentraciones de amoníaco entre las existentes en ambas fases y en la interfase líquido-vapor  $i$ , en la que se consideran condiciones de equilibrio, como se muestra en la Fig. 3. Los coeficientes de transferencia de masa en las fases líquida y vapor se obtiene mediante las correlaciones propuesta por Onda *et al.* (1968) para torres empacadas.

$$N_{NH_3} = k_l \cdot (x_l - x_{li}) = k_v \cdot (x_{vi} - x_v) \quad (7)$$

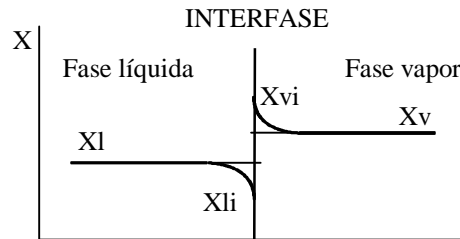


Figura 3. Distribuciones de las concentraciones de ambas fases entorno a la interfase.

El flujo másico de amoníaco transferido desde la fase líquida a la fase vapor (referida a la fase vapor) se obtiene mediante la Eq. (8), en la el área efectiva de transferencia de masa  $a_{ef}$ , se obtiene mediante Zarzycki y Chacuk (1993), siendo  $M$  el peso molar del amoníaco y  $D_t$  el diámetro de la columna. Resulta conveniente el expresar el flujo másico en función de las concentraciones de la fase vapor debido a que en la mezcla  $NH_3-H_2O$  la resistencia controlante del proceso de transferencia de masa reside en la fase vapor, ya que la resistencia de la fase líquida se sitúa entorno al 10 % de la resistencia total (McCabe 1993).

$$dm = k_v \cdot (x_{vi} - x_v) \cdot a_{ef} \cdot M_{NH_3} \cdot \frac{\pi \cdot D_t^2}{4} \cdot dz \quad (8)$$

Las condiciones de equilibrio y las propiedades termodinámicas de la mezcla  $NH_3-H_2O$  se han obtenido mediante las ecuaciones propuestas por Ziegler y Trepp (1984), la viscosidad de la fase vapor según el método de Herning y Zipperer (1936), la difusividad de la mezcla líquida mediante la ecuación de Wilke y Lee (1930) y la de la mezcla vapor utilizando las ecuaciones de Fuller *et al.* (1969) y Takahashi (1974), la viscosidad y la tensión superficial de la mezcla líquida se obtienen de datos experimentales aportados por el IIR (1994).

#### 4. DISCRETIZACIÓN

El sistema formado por las Eqs. (4), (5), (6) y (8), constituye el modelo matemático que describe el comportamiento de la columna. Para resolver dichas ecuaciones se recurre a su discretización utilizando el método de diferencias finitas. Las ecuaciones (9), (10), (11) y (12), constituyen el sistema de ecuaciones discretizadas que se ha expresado en función de una sección genérica  $k$  en las que se considera dividida la torre y que delimitan los elementos discretos de altura  $\Delta z$ , de acuerdo con la nomenclatura de la Fig. 1. Además, las Eqs. (9), (10), (11) y (12) se completan con una segunda igualdad que se obtiene mediante balances de masa y energía en el volumen de control comprendido entre la sección genérica considera de la torre y la parte superior de ésta, incluyendo el condensador.

$$m_{v,k} - m_{\ell,k} = m_{v,k-1} - m_{\ell,k-1} = m_D \quad (9)$$

$$m_{v,k} \cdot x_{v,k} - m_{\ell,k} \cdot x_{\ell,k} = m_{v,k-1} \cdot x_{v,k-1} - m_{\ell,k-1} \cdot x_{\ell,k-1} = m_D \cdot x_D \quad (10)$$

$$m_{v,k} \cdot h_{v,k} - m_{\ell,k} \cdot h_{\ell,k} = m_{v,k-1} \cdot h_{v,k-1} - m_{\ell,k-1} \cdot h_{\ell,k-1} = Q_C \quad (11)$$

$$\Delta m = k_v \cdot (x_{vi,k-1} - x_{v,k-1}) \cdot a_{ef} \cdot M_{NH_3} \cdot \frac{\pi \cdot D_t^2}{4} \cdot \Delta z = m_{v,k} \cdot x_{v,k} - m_{v,k-1} \cdot x_{v,k-1} \quad (12)$$

## 5. PROCESO DE CALCULO E IMPLEMENTACIÓN INFORMÁTICA

El problema se ha planteado considerado como datos iniciales la geometría de la columna (altura y diámetro), las características del relleno (material, área específica, factor de empaque y número de elementos por unidad de volumen) y las condiciones de funcionamiento (caudal, concentración y temperatura de la alimentación, caudal destilado, temperatura de condensación y calor de generación), y como parámetro de análisis el número de secciones de cálculo, lo que determina la altura de los elementos discretos.

### 5.1 Condiciones características del funcionamiento y caudal de destilado máximo

Existen dos condiciones bajo las cuales la columna funciona de forma característica y que marcan sus límites de funcionamiento, que son: con reflujo total y sin reflujo. Para evaluar la influencia de la cantidad de reflujo se utiliza la relación de reflujo, que se define como el cociente entre el caudal de reflujo y el caudal de destilado. Una relación de reflujo igual a 1 indica que la torre funciona en condiciones de reflujo total, a medida que disminuye la relación de reflujo, para unas condiciones de funcionamiento dadas, la concentración del destilado disminuye hasta alcanzar el caso extremo en el que la relación de reflujo y el reflujo son cero y el caudal, concentración y temperatura del destilado son iguales a las del vapor que se genera en el generador.

Al igual que ocurre con la concentración, el caudal de vapor que se obtiene en la torre también disminuye a medida que lo hace la relación de reflujo. El caudal de destilado que se puede extraer dadas unas condiciones de alimentación y calor de generación, varía entre cero para reflujo total y un valor máximo que se obtiene cuando no hay reflujo, por lo que resulta conveniente el determinar inicialmente el valor del caudal máximo que se puede destilar.

El caudal máximo de destilado, al que corresponde una concentración en amoníaco mínima, se obtiene mediante un proceso iterativo en el que se supone la concentración del destilado, se obtiene la presión existente en la columna y la temperatura y entalpía el vapor y del líquido que se producen en el generador. El caudal de destilado máximo y el caudal de fondos se obtienen mediante las Eqs. (1) y (3) y el valor de la concentración supuesto inicialmente se comprueba utilizando la Eq. (2).

### 5.2 Proceso de cálculo

Si el caudal máximo de destilado obtenido es menor o igual que el caudal de destilado requerido, entonces los resultados del proceso de cálculo del caudal, concentración y temperatura son iguales a los del vapor que se genera en el generador en todas las secciones. Por el contrario, si el caudal máximo de destilado es menor que el requerido, entonces puede obtenerse directamente el caudal de fondos, según la Eq. (1). Para determinar los parámetros restantes se utiliza un nuevo proceso iterativo en el que se supone la concentración del

destilado y se obtiene la presión existente en la torre y la temperatura y entalpía de las fases líquida y vapor en la cabeza de la columna. La concentración en amoníaco de los fondos se obtiene mediante la Eq. (2). Conocida la concentración de los fondos y la presión, se determina la temperatura y entalpía de la disolución de fondos, y mediante las ecuaciones de los balances de masa y energía en el condensador se determinan los caudales de vapor y líquido en la cabeza de la torre.

Una vez conocidas las condiciones y caudales de las fases líquida y vapor en la sección superior de la torre, sección 0, y considerando la torre dividida en un número  $N$  de secciones como puede verse en la Fig. 1, se obtiene el flujo másico de amoníaco transferido desde la fase líquida a la fase vapor en la porción de torre de altura  $\Delta z$ , según la Eq. (12). Para calcular la concentración en la interfase se realiza un proceso iterativo en el que se supone la temperatura en ésta, se calculan las concentraciones del vapor y del líquido y los coeficientes de transferencia de masa y se comprueba el vapor supuesto mediante la Eq. (7).

Si la masa transferida fuese superior a la diferencia en amoníaco entre la solución líquida y la solución líquida en equilibrio, que se comprueba mediante la Eq. (13), entonces entre la sección  $k-1$  y  $k$ , según la Fig. 1, se alcanza el equilibrio, con lo que las condiciones de ambas fases ya no variarán en las restantes secciones de la columna.

$$m_{\ell,k-1} \cdot x_{\ell,k-1} - m_{\ell,eq} \cdot x_{\ell,eq} \leq \Delta m \quad (13)$$

Si la masa de amoníaco transferida en el elemento  $k$  es inferior a la existente en condiciones de equilibrio, entonces se inicia un proceso iterativo con el caudal de vapor y se obtiene el caudal de la fase líquida mediante la Eq. (9), posteriormente se calculan las concentraciones mediante la Eq. (10), y la temperatura y entalpía de ambas fases, utilizándose la Eq. (11) para comprobar el caudal de vapor supuesto.

El proceso de cálculo indicado anteriormente se repite en cada sección de la torre hasta alcanzar el número total de secciones  $N$ . Por último, se comprueba si el valor supuesto inicialmente de la concentración del destilado es o no correcto, teniendo en cuenta que la temperatura de la fase vapor en la sección  $N$  ha de coincidir con la temperatura de generación.

Una vez resuelta la columna completa se comprueba mediante la corrección realizada por Eckert (1970) de la correlación de Sherwood (1938), que no se existe inundación en ninguna de las secciones de cálculo y se obtiene el factor de anegamiento en cada una de ellas.

### 5.3 Implementación informática

El proceso de cálculo indicado anteriormente se ha implementado en un programa informático utilizando Fortran 90.

## 6. RESULTADOS

El programa elaborado permite conocer el comportamiento de una determinada columna de rectificación dadas unas condiciones de funcionamiento y además ha permitido el realizar un análisis paramétrico. A continuación se muestran algunos de los resultados obtenidos.

### 6.1 Resultados directos

Los resultados directos que proporciona el programa son: la presión de funcionamiento, el caudal, concentración y temperatura de los fondos, el caudal y concentración de destilado, el caudal y la temperatura del vapor en la cabeza de la torre, así como el caudal de reflujo y la relación de reflujo. Además, se obtienen las distribuciones a lo largo de la torre de los

caudales, concentraciones y temperaturas de ambas fases, la temperatura y concentraciones en la interfase y los valores de los coeficientes y de las áreas efectiva y mojada de transferencia de masa. En la Tabla 3 se muestran los resultados obtenidos para una columna de rectificación de 1 m de altura y 10 cm de diámetro empacada con sillas Berl cerámicas de ½". En la Tabla 1, se muestran las condiciones de funcionamiento que se han considerado y en la Tab. 2 las características del relleno utilizado.

Tabla 1. Datos de la torre y condiciones de funcionamiento

|  |      |
|--|------|
| Altura (m)                                 | 1    |
| Diámetro (m)                               | 0.1  |
| Caudal de alimentación (kg./h)             | 120  |
| Concentración de la alimentación (kg./kg.) | 0.35 |
| Temperatura de la alimentación (°C)        | 80   |
| Caudal de destilado (kg./h)                | 15   |
| Calor de generación (kW)                   | 14   |
| Temperatura de condensación (°C)           | 30   |

Tabla 2. Datos del empaque Silla Berl cerámicas de ½"

|   |        |
|---|--------|
| Dimensión nominal (mm)  | 13     |
| Área específica (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )                 | 465    |
| Espacio vacío (%)   | 62     |
| Factor de empaque (m <sup>-1</sup> )                              | 790    |
| Nº de elementos por unidad de volumen (elementos/m <sup>3</sup> ) | 590000 |

Tabla 3. Resultados

|                                       |         |
|---------------------------------------|---------|
| Concentración del destilado (kg/kg)   | 0.98659 |
| Presión (bar)                         | 11.498  |
| Caudal de fondos (kg./h)              | 105     |
| Concentración de los fondos (kg./kg.) | 0.259   |
| Temperatura de los fondos (°C)        | 116.7   |
| Caudal de vapor de cabeza (kg./h)     | 22.76   |
| Caudal de reflujo (kg./h)             | 7.76    |
| Relación de reflujo                   | 0.341   |
| Temperatura del vapor de cabeza (°C)  | 72.66   |

Además de los resultados indicados en la Tab. 3, se muestran las distribuciones a lo largo de la columna de la temperatura de ambas fase y de equilibrio en la Fig. 5, de las concentraciones de ambas fases y las correspondientes de equilibrio en la Fig. 6 y los caudales másicos de ambas fases en la Fig. 7.

En la Figura 5 puede observarse como la temperatura del vapor disminuye a medida que asciende por la columna, desde la temperatura de generación existente en la parte inferior (generador) hasta la temperatura en la cabeza, mientras que la temperatura de la corriente descendente de líquido (reflujo) aumenta desde la temperatura de condensación en la sección superior hasta la sección inferior. También puede verse la variación de la temperatura de equilibrio o temperatura en la interfase así como su proximidad a los valores de la fase líquida lo que corrobora que la resistencia a la transferencia de masa se encuentra en la fase vapor.

En las Figuras 6 y 7 puede observarse como el caudal de vapor que asciende por la columna aumenta y se enriquece en amoníaco aumentando su concentración a expensas del caudal de líquido que disminuye, así como su concentración. En la Figura 6 también puede

observarse como las diferencias de concentraciones entre la fase vapor y la correspondiente en la interfase son muy superiores a las diferencias en la fase líquida, lo que de nuevo corrobora lo indicado anteriormente sobre la resistencia controlante en el proceso de transferencia de masa, y también como las concentraciones de ambas fases coinciden en la parte superior de la columna.

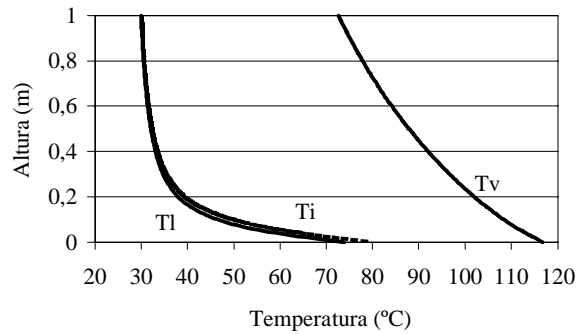


Figura 5. Distribuciones de las temperaturas de las fases vapor (Tv) y líquida (Tl) y de la temperatura en la interfase (Ti) a lo largo de la columna de rectificación.

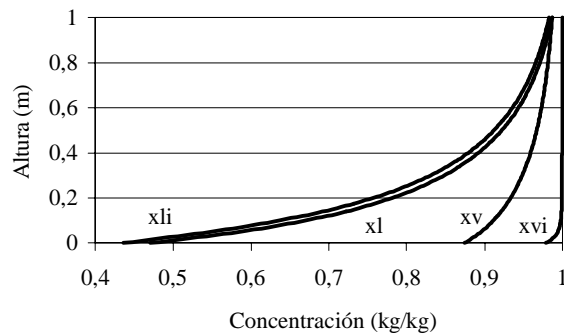


Figura 6. Distribuciones de las concentraciones de la fase vapor (xv), de la fase líquida (xl) y de las concentraciones en la interfase (xvi, xvl) a lo largo de la columna de rectificación.

En la Figura 7 puede observarse como el caudal de inundación es superior al caudal de vapor en todas las secciones de la torre y como la sección más desfavorable a la inundación es la sección superior, lo que justifica que en trabajos prácticos únicamente se compruebe posible existencia de inundación en dicha sección.

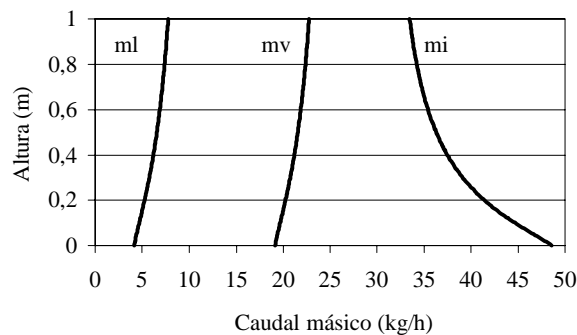


Figura 7. Distribuciones de los caudales máscicos de las fases vapor (mv) y líquida (ml) y el caudal máscico de inundación (mi) a lo largo de la columna de rectificación.



## 6.2 Análisis paramétrico

En el análisis paramétrico realizado se han variado uno por uno todos los parámetros geométricos y de funcionamiento que se consideran en el análisis, manteniendo los restantes constantes y con los valores indicados en Tab. 1 y considerando el empaque indicado en la Tab. 2. A continuación se muestran únicamente los resultados obtenidos de la influencia de la variación de los parámetros geométricos, es decir, de la altura de empaque y el diámetro, en la concentración del destilado y en el factor de anegamiento.

En la Figura 8 se muestra la concentración del destilado y del factor de anegamiento cuando se varía la altura del empaque hasta 3 m. Puede observarse como la concentración del destilado aumenta al aumentar la altura del empaque, dicho incremento resulta especialmente acusado para bajas concentraciones, mientras que para concentraciones de destilado elevadas la altura de empaque requerida se incrementa de forma importante. En cuanto al factor de anegamiento puede verse como aumenta ligeramente al aumentar la altura de la torre, sin embargo se mantiene en límites adecuados para su correcto funcionamiento (entre 60 y 80%).

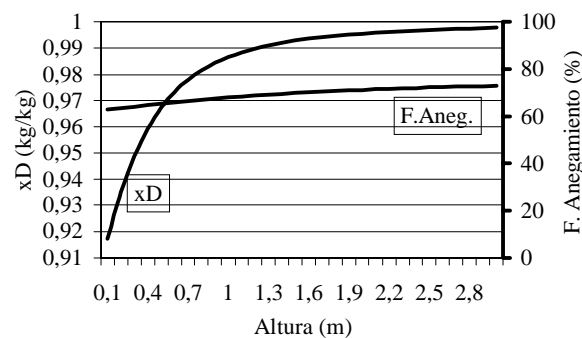


Figura 8. Influencia de la variación de la altura de empaque en la concentración del destilado ( $x_D$ ) y del factor de anegamiento.

En la Figura 9 se muestran los resultados obtenidos considerando la variación del diámetro. Puede observarse como al aumentar el diámetro aumenta la concentración del destilado debido fundamentalmente al incremento del área de transferencia de masa, si bien estos resultados, para diámetros elevados, han de tomarse con cierta reserva ya que suponen una distribución perfecta del reflujo y del vapor lo cual resulta más difícil para diámetros altos. En cuanto al factor de anegamiento puede observarse como disminuye al aumentar el diámetro, además los resultados mostrados permiten obtener el rango de los diámetros adecuados para el funcionamiento de la columna que son aquellos que proporcionan factores de anegamiento entre el 60 y el 80%.

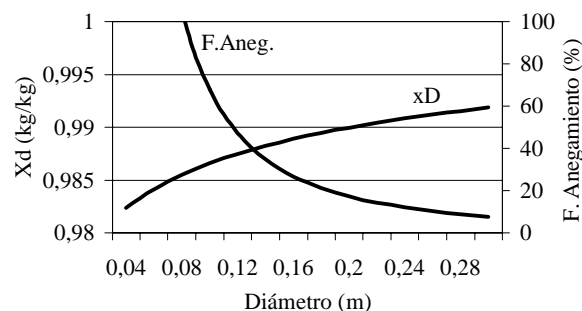


Figura 9. Influencia de la variación del diámetro de la columna en la concentración del destilado ( $x_D$ ) y del factor de anegamiento.

Por último, se muestran los resultados obtenidos considerando distintos tipos de empaque con un tamaño nominal de ½” en la columna y con las condiciones de funcionamiento que se indican en la Tab. 1. Las características de los distintos empaque se han tomado de Rousseau (1987) y Perry y Chilton (1984). Los resultados obtenidos de la concentración de destilado y de la relación de reflujo se muestran en la Tab. 4, es de destacar la reducida influencia que tiene el uso de distintos tipos de empaque en la concentración de destilado y en la relación de reflujo, si bien ha de tenerse en cuenta que se trata de empaque del mismo tamaño nominal.

Tabla 4. Concentración del destilado y relación de reflujo para distintos tipos de empaque.

| Tipo de empaque (tamaño nominal de ½”)            | Xd      | Rreflujo |
|---|---------|----------|
| Sillas Berl cerámicas                             | 0.98659 | 0.34089  |
| Sillas Intalox cerámicas                          | 0.98195 | 0.33613  |
| Anillos Raschig cerámicos                         | 0.98417 | 0.33822  |
| Anillos Raschig de acero (espesor de pared 1/16”) | 0.98537 | 0.33948  |
| Anillos Raschig de acero (espesor de pared 1/32”) | 0.98388 | 0.33744  |

## 7. CONCLUSIONES

El programa en el que se ha implementado el modelo y el proceso de cálculo que se describen en el artículo permite un análisis exhaustivo del funcionamiento de una columna de rectificación utilizada en un sistema de refrigeración por absorción con NH<sub>3</sub>-H<sub>2</sub>O. Además, constituye una herramienta adecuada para el estudio de la geometría, condiciones de funcionamiento y empaque óptimos para la utilización de este componente en una determinada instalación, así como para realizar una comparación detallada con otros métodos que podrían utilizarse para la realización del proceso de rectificación.

## 8. REFERENCIAS

- Bogart, M.J.P., 1982, Pitfalls in ammonia absorption refrigeration, *International Journal of Refrigeration*, vol. 5, N° 4, pp. 203-208.
- Eckert, J.S., 1970, *Chem. Eng. Prog.* 66.3, 39.
- Fernández-Seara, J., Castaño, C. y Vázquez, M., 1998, Columnas empacadas para la destilación de la mezcla de NH<sub>3</sub>-H<sub>2</sub>O, *Ingeniería Química*, N° 342, pp. 259-265.
- Fuller, E.N., Ensley, J.C. y Giddings, J.C., 1969, *J.Phys. Chem.* 73, pp. 3679.
- Herning, F. y Zipperer, L., 1936, *Gas Wasserfach*, 79.
- Herold, K.E., Radermacher, R. y Klein, S.A., 1996, *Absorption Chillers and Heat Pumps*, CRC Press, New York.
- IIR (International Institute of Refrigeration), 1994, *Thermodynamic and physical properties of NH<sub>3</sub>-H<sub>2</sub>O*, 177 Boulevard Malesherbes, París.
- Lewis, W.K. y Whitman, W.G., 1924, *Ind. Eng. Chem.*, 1, pp. 1215.
- McCabe, W.L., Smith, J.C. y Harriot, P., 1993, *Unit operations of chemical engineering*, McGraw-Hill, 5ª Edición.
- Onda, K., Takeuchi, H. y Okumoto, 1968, *Journal Chem. Eng. Japan*, 1, pp. 56.
- Perry, R.H., Chilton, C.H., 1984, *Manual del Ingeniero Químico*, Vol. II, McGraw-Hill.
- Rousseau R.W., 1987, *Handbook of separation process technology*, John Wiley & Sons.
- Takahashi, S.J., 1974, *Chem. Eng. Jap.*, 7, pp. 417.
- Wilke, C.R. y Lee, C.Y., 1930, *Ind. Eng. Chem.*, 22, pp. 1091.
- Ziegler, B. y Trep, Ch, 1984, Equation of state of Ammonia-Water mixtures, *International Journal of Refrigeration*, vol. 7, N° 2, pp. 101-106.