

Modelación de la transferencia de calor y masa en el absorbedor de una máquina de refrigeración por absorción. Resultados para un banco de tubos.

C. A. Cisneros Ramírez.

Facultad de Ingeniería Mecánica.

Instituto Superior Politécnico *José A. Echeverría* (ISPJAE).

Calle 127 s/n, CUJAE, Marianao 15, Ciudad Habana, Cuba.

Teléfono: 53 7-260 2267, Fax: 53 7-267 7129.

E-mail: Cesar@mecanica.ispjae.edu.cu

(Recibido el 12 de Septiembre del 2001, aceptado el 15 de Diciembre del 2001).

Resumen.

En este artículo se presenta el comportamiento de la temperatura, la concentración y el coeficiente de traspaso de calor, tanto local como promedio, durante el proceso de absorción sobre un banco de tubos. Además se presenta la ecuación obtenida a partir del modelo presentado en artículos anteriores, que caracteriza el comportamiento del producto del coeficiente global de traspaso de calor (U) por el área de traspaso de calor (A) para el banco de tubos.

Palabras claves: Modelación, absorbedores, refrigeración por absorción, transferencia de calor y masa.

1. Introducción.

En los artículos [2] y [3], se plantearon las ecuaciones fundamentales que gobiernan los mecanismos de transporte (cantidad de movimiento, energía y masa) durante el movimiento de una película de líquido (solución) sobre un tubo horizontal y el resultado del modelo propuesto para el caso de un tubo horizontal único respectivamente.

Para el caso del banco de tubos hay que tener en cuenta el efecto o influencia de las condiciones de salida del tubo superior, las cuales son las condiciones de entrada para el tubo inferior. El comportamiento de las diferentes variables (temperatura, concentración, densidad de flujo y espesor de la película) experimenta una forma cualitativa similar a la de un tubo único.

En el presente artículo se presenta el resultado obtenido con la aplicación del modelo propuesto, a un banco de tubos horizontales, el cual es característico en las máquinas de refrigeración por absorción.

2. Desarrollo

En el caso del banco de tubos hay que tener en cuenta el proceso de absorción que ocurre en la película que desciende de un tubo a otro y que tiene altura H (ver artículo [2]) además de tener en cuenta el efecto o influencia de las condiciones de salida del tubo superior, las cuales son las condiciones de entrada para el tubo inferior. Esta zona se caracteriza por una absorción con el consiguiente calentamiento de la solución pero sin el efecto del medio de enfriamiento, o sea, que este calor producido no es evacuado de la solución, por lo que conlleva a que la temperatura de entrada de la misma al tubo inferior, sea ligeramente superior a la obtenida en la parte inferior del tubo superior. Por su parte, el proceso de absorción se hace más lento en esta zona.

La figura 1 muestra una comparación de los valores del coeficiente de traspaso de calor para un banco de tubos de diámetros de 19 y 25 milímetros y 15 filas, obtenido a partir del Modelo y por la ecuación propuesta en [4].

Los valores obtenidos por el Modelo son inferiores a los obtenidos por la ecuación en un 10%. Esta diferencia se acentúa a medida que aumenta el valor de Reynold y es motivada porque, la ecuación propuesta [4] es obtenida a partir de los resultados de la transferencia de calor en un banco de tubos con flujo pelicular de agua.

Aquí no se tiene en cuenta el efecto de la absorción, lo cual si está presente en el modelo propuesto. Esta absorción constituye una resistencia adicional a tener en cuenta en la obtención del coeficiente pelicular de traspaso de calor.

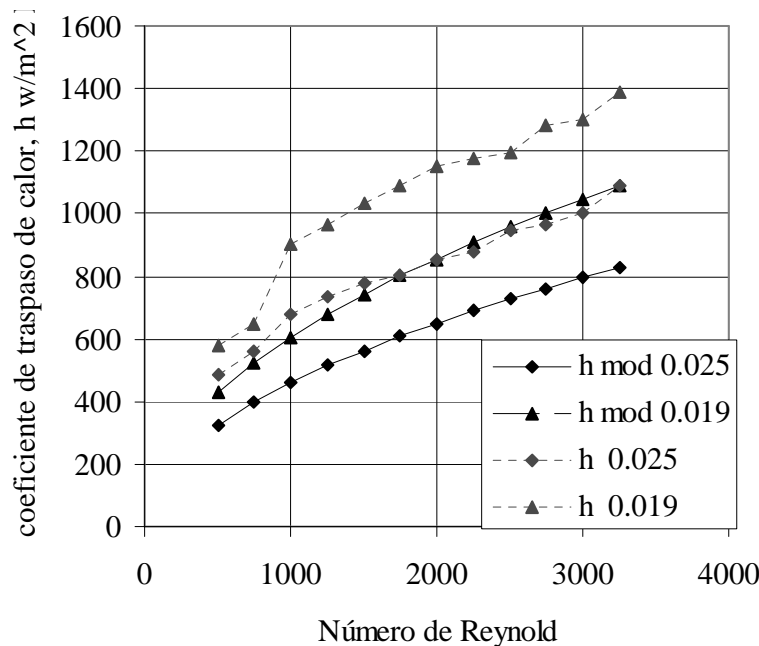


Figura 1: Valores del coeficiente de traspaso de calor según Modelo y [4]

Para lograr compacidad y buena distribución del líquido sobre los tubos (uniformidad) en estos equipos absorbedores, la separación de los tubos se hace de manera tal que el paso relativo oscila entre los valores de 1.1 a 1.5. De [8] y [10] se conoce que para valores de Reynold de hasta 6000, se puede obtener régimen laminar sobre el tubo horizontal utilizando agua. Valores menores de Reynold y valores pequeños del paso relativo (cerca de 1.1) facilitan la aparición de flujo laminar y laminar ondulatorio durante gran parte del recorrido de la solución por el banco. La influencia del paso relativo y el número de Reynold sobre el coeficiente global promedio, queda reflejada en la figura 2. Estos valores fueron obtenidos solo para el caso de tubos con diámetro exterior de 0.0254 m. Se observa de la figura un aumento no significativo del coeficiente U al aumentar el paso relativo. Con el aumento del número de Reynold si se observa un aumento significativo de dicho coeficiente. Este aumento se acentúa más hacia valores de paso relativo de 1.5. Este comportamiento está justificado porque para un valor del número de Reynold determinado, la variación de la velocidad incidente sobre el tubo al pasar de un paso relativo a

otro mayor, no es significativa; por lo que este efecto tampoco representará significativos cambios en el coeficiente de traspaso de calor.

La figura 3 muestra el comportamiento del coeficiente global de traspaso de calor, para cada fila de tubos contadas en la dirección vertical del banco. De la primera a la tercera fila se presentan valores altos de dicho coeficiente y el mismo disminuye para la cuarta y sexta filas. Para las filas siguientes su tendencia es a mantenerse constante. Esto está dado porque para las primeras filas, el espesor de película es mucho menor que para las filas siguientes; este espesor es decisivo en la resistencia al paso del calor desde la película hasta el medio de enfriamiento. En estas primeras filas también el proceso de absorción es más intenso en virtud de la mayor diferencia de presiones parciales de los componentes en ambas fases. Para las últimas filas el aumento del espesor de la película debido a la solución procedente de las filas superiores y además por el acercamiento al estado de saturación de la solución, conllevan a la disminución de la intensidad de los procesos de transporte. Los resultados que se muestran son obtenidos para el caso de circulación del medio de

enfriamiento en dirección “contraflujo - cruzado”. A pesar de no recogerse en el trabajo el resultado para la disposición de flujo “paralelo - cruzado”, es de suponer

que el coeficiente global por hilera será menor; aunque se experimente la misma tendencia.

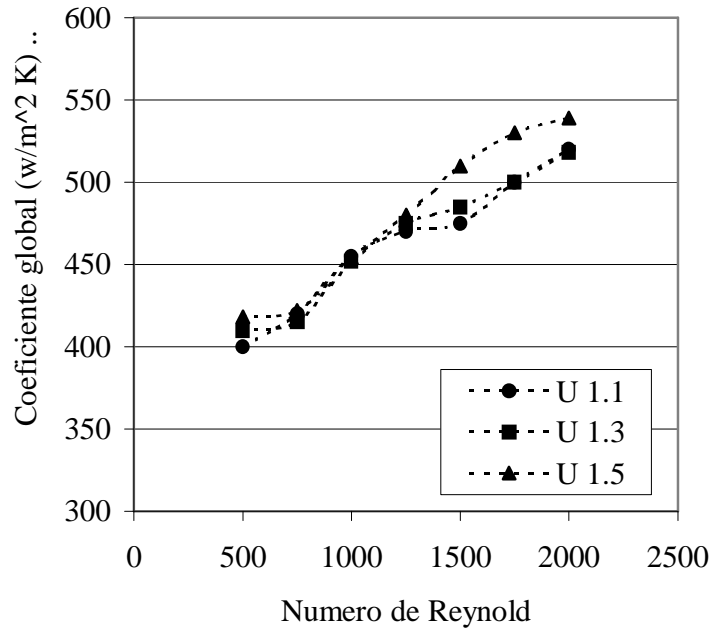


Figura 2: Coeficiente global del banco vs Reynold y el paso relativo.

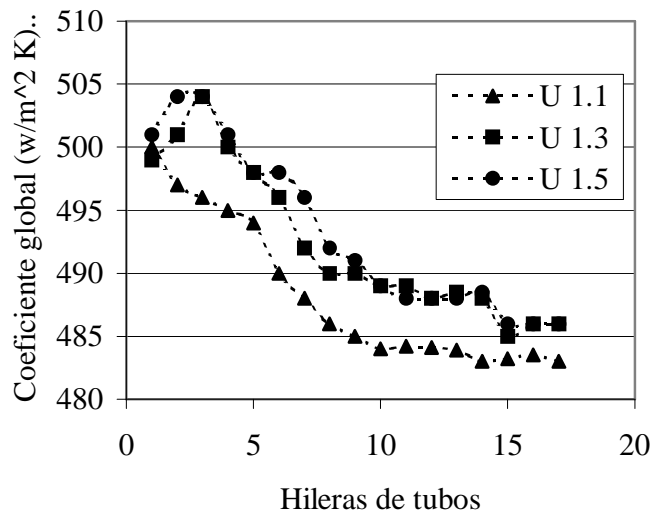


Figura 3: Coeficiente global de traspaso de calor vs número de filas y paso relativo.

La variación de la temperatura, concentración y relación de masa total /masa inicial para las diferentes hileras es la mostrada en las figuras 4 a, b y c respectivamente. Como no se tienen datos experimentales, se tomó como patrón el trabajo [9]. La línea de punto refleja los resultados de aquellos autores y la línea continua representa los resultados del modelo. En aquel modelo los autores consideran el caso de una pared horizontal y los resultados los traducen a hileras de tubos en la vertical. Por otro lado, su tendencia en cuanto a la variación de temperatura es a dar valores menores, ya que no tienen en cuenta el proceso que ocurre en la película entre tubo y tubo, lo cual si se refleja en los resultados del modelo de este trabajo.

Para la comparación de los modelos se escogieron los

mismos datos utilizados por aquellos autores:

- Concentración de entrada de la solución
 $C = 0.22$
- Temperatura del medio de enfriamiento
 $t_{me} = 32^{\circ}\text{C}$
- Densidad lineal de flujo de solución
 $\Gamma = 0.11\text{Kg/sm}$
- Concentración de equilibrio
 $C_e = 0.58$

Para garantizar una concentración de salida de 0.28, en el caso de aquel modelo patrón se necesitan 15 tubos y por el modelo propuesto en este trabajo se necesitan 16 tubos. En ambos casos los tubos son de 38 mm de diámetro exterior.

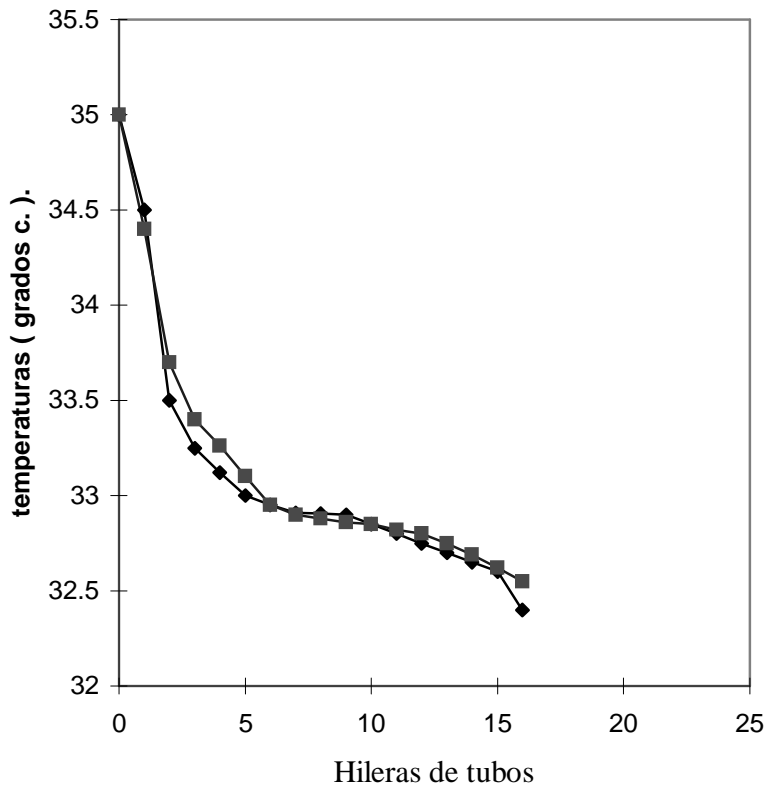


Figura 4 a: Perfil de temperatura a través del banco de tubos

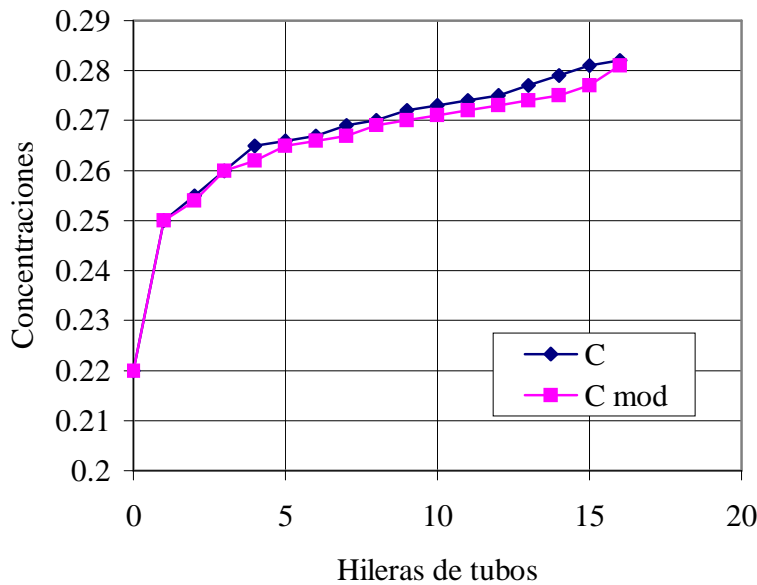


Figura 4 b: Perfil de concentraciones a través del banco de tubos.

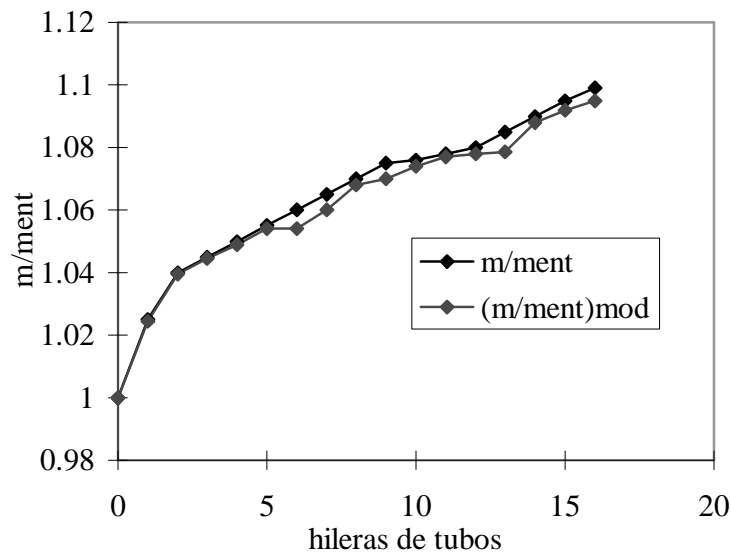


Figura 4 c: Relación masa total/masa de entrada a través del banco.

3. Relación obtenida.

Un parámetro útil en el diseño de equipos intercambiadores de calor es el formado por el producto del área y el coeficiente global de traspaso de calor (UA), el cual da una medida del tamaño del equipo. El empleo de este parámetro en los componentes de una instalación de absorción trabajando con amoníaco -

agua, presenta algunos inconvenientes, los cuales están dados porque la ecuación: $Q=UA\Delta t_{log}$, es estrictamente precisa solo cuando los fluidos que intervienen en el intercambio térmico tienen capacidad calorífica constante, o están a una temperatura fija como es el caso del cambio de fase. Estas condiciones no se cumplen en los sistemas de amoníaco - agua, debiéndose utilizar la anterior ecuación solo como una aproximación. El empleo de esta ecuación puede

conducir a significativos errores, fundamentalmente en los componentes que emplean mezcla con una sustancia predominante, o sea, en el condensador y el evaporador, debido a la no linealidad de la relación entre la entalpía y la temperatura. Esta dificultad se ve reducida en el caso del generador y el absorbedor [11]. Según [5] este parámetro en la generalidad de los casos se comporta conforme a la relación $UA = a m^b$, donde a y b son coeficientes constantes y m es el flujo de líquido que controla el proceso de traspaso de calor.

A partir de los datos obtenidos de los trabajos [7] y [11] y de los resultados del Modelo, para la variación de los parámetros establecida con anterioridad, resultó que esta relación se comporta según la forma $UA = a m + b$ (ecuación 1), donde a y b no son parámetros constantes, sino que dependen de la diferencia de temperatura entre la de entrada de la solución y la entrada del medio de enfriamiento. Esta expresión presenta un coeficiente de correlación de 0.89.

$$UA = (am + b)10^3 \quad (1)$$

Donde:

$$a = 0.1198\Delta t^2 - 2.7938\Delta t + 51.099 \quad (2)$$

$$b = 0.0086\Delta t^2 - 0.6322\Delta t + 9.9887 \quad (3)$$

Con la expresión del producto UA se puede predecir del comportamiento del absorbedor ante cambios de las condiciones de operación. La misma fue obtenida para diferentes condiciones de entrada de la solución, pero se mantuvieron fijas las condiciones de salida. Estas condiciones de salida se tomaron en función de las características del medio de enfriamiento (agua) en Cuba, o sea, una temperatura de este de 30°C [6] y presión en el absorbedor de 2 bar. Esta presión se fijó considerando que el vapor refrigerante tiene una concentración cuyo valor oscila entre 0.98 y 0.995, valor característico obtenido en la destilación de las máquinas de este tipo [1]. Con la presión y la temperatura fijadas y considerando condición de saturación, queda fijada la concentración de salida.

4. Conclusiones:

- Los resultados de este trabajo permiten concluir que el modelo presentado en el trabajo [1], cubre con buena aproximación el comportamiento que experimentan la temperatura, la concentración y el coeficiente global de traspaso de calor del banco de tubos, durante el proceso de absorción.
- Se observó que el efecto de la elevación de la temperatura de la película en el tramo entre tubo

y tubo, aunque pequeña, contribuye a un aumento promedio de la temperatura de la solución a través del banco, lo que conlleva a una menor absorción (traducido esto en la necesidad de una fila más de tubos en comparación con el modelo patrón).

- Por último, se obtuvo la dependencia del producto UA del flujo de solución y además de la diferencia de temperatura entre la de entrada de la solución y de entrada del medio de enfriamiento

5. Nomenclatura.

A: Área de traspaso de calor (m).

U: Coeficiente global de traspaso de calor (W/m²K).

C: Concentración.

Γ : Densidad lineal de flujo (kg/ms).

t: temperatura (°C).

6. Referencias.

1. Bogart, M.. Ammonia absorption refrigeration in industrial processes. Gulf Publishing Co. 1981
2. Cisneros Ramírez, C.). Modelación de la transferencia de calor y masa en el absorbedor de una máquina de refrigeración por absorción. Parte 1: Modelo para un tubo horizontal. Revista Energética, Nr 2. 1999.
3. Cisneros Ramírez, C. Modelación de la transferencia de calor y masa en el absorbedor de una máquina de refrigeración por absorción. Parte 2: Resultados para un tubo horizontal. Revista Energética, Nr 2. 1999.
4. Elaboración e investigación de las máquinas frigoríficas de absorción y compresión. Moscú, VNTI Tsentr. 1983
5. Ercan Ataer, O. y Gogus, Y. Comparative study of irreversibilities in aqua - ammonia absorption refrigeration systems. Int. Journal of Refrigeration. Vol. 14, marzo, p. 86 - 92. 1991
6. Fernández Conde, E. Comunicación personal. 1983
7. Kahn, C.; Hugo, H. y Alefeld, D. Results and perspectives of an ammonia water cycle with high temperature lift using reverse rectification. Ab Sorption Heat Pump Conference'96. Canada. Proceeding . Canada. Proceeding. 1996
8. Kocamustafaogullari, G. y Chen, I. Y.). Falling film heat transfer analysis on a bank of horizontal tube evaporator. AIChE Journal. Sept. Vol 34. Nr 9, p. 1539-1549. 1998
9. Mihaila, C. C.; Chiriac, F. N.; Sota, I. D. y Baltaretu, F. I. The modeling of a film absorber with ammonia-water solution. 19th Int. Congress of

- Refrigeration. Proceedings. Vol. 111 a. p. 154-160. 1995
10. Parken, W. H.; Fletcher, L. S. y Sernas, V.. Heat transfer through falling film evaporation and boiling on horizontal tubes. ASME Journal of Heat Transfer. Vol 112, agosto, p. 744-750. 1990
11. Zaltash, A. y Grossman, G. Simulation and performance analysis of Basic GAX and advanced GAX cycles with $\text{NH}_3\text{-H}_2\text{O}$ and $\text{NH}_3\text{-H}_2\text{O-Li Br}$ absorption fluids. Ab Sorption Heat Pump Conference'96. Canada. Proceeding . Canada. Proceeding. 1996

Heat and mass transference modeling in the absorbent of an absorbator cooling machine.(Results for a bank of tubes).

Abstract.

This article deals with the performance of temperature, concentration and heat and mass transfer coefficient (both, global and local) during the absorption process in a tube bank. Also, the equation for the value of the UA product in the absorber is given.

Key words: Model, absorber, absorption refrigeration, heat and mass transference.