

5. Resultados experimentales.....	5.1
5.1. Resultados de intercambio de calor agua/agua.....	5.1
5.2. Resultados del intercambio de calor en ebullición con la mezcla.....	5.3
5.2.1. Efecto del flujo másico en la transferencia de calor.....	5.3
5.2.2. Efecto del flujo de calor en la transferencia de calor.....	5.5
5.2.3. Efecto de la presión en la transferencia de calor.....	5.7
5.2.4. Efecto de la concentración de la mezcla en el coeficiente de transferencia de calor.....	5.9
5.3. Análisis de errores.....	5.11
5.3.1. Error experimental en los ensayos de ebullición.....	5.12
5.4. Comparación de los datos experimentales de la mezcla en el intercambiador de placas con las correlaciones propuestas en la bibliografía.....	5.13
5.4.1. Correlaciones de ebullición nucleada.....	5.14
5.4.2. Correlaciones de ebullición forzada en tubos.....	5.18
5.4.3. Correlaciones de ebullición de intercambiadores de placas.....	5.20
5.5. Aplicación de modelos de correlaciones de ebullición a los datos experimentales de la mezcla en el intercambiador de placas.....	5.21
5.5.1. Análisis de correlaciones de tipo convectivo.....	5.22
5.5.2. Análisis de correlaciones de tipo Kandlikar.....	5.23
5.5.3. Análisis de correlaciones de tipo asintótico.....	5.24
5.6. Propuesta de correlación para el intercambiador de placas.....	5.25
5.7. Conclusiones.....	5.30

5. Resultados experimentales

En este capítulo se muestran los resultados experimentales obtenidos en el dispositivo experimental mostrado en el capítulo anterior. La revisión bibliográfica ha mostrado que los coeficientes de transferencia de calor en ebullición se caracterizan por diferentes parámetros que influyen en el proceso de ebullición, como es la geometría del intercambiador, el flujo másico, la presión relativa del sistema, el flujo de calor, e incluso para ebullición de mezclas la concentración de la misma. La experimentación planteada ha intentado estudiar la influencia de todos estos parámetros dejando constantes las variables geométricas y de superficie del intercambiador.

Debido al método de obtención de datos experimentales propuesto, ha sido necesaria la obtención del coeficiente de transferencia de calor del lado de calentamiento. Este coeficiente se ha calculado a partir de resultados experimentales de intercambio de calor en simple fase. De los modelos de simple fase considerados, se ha seleccionado la correlación que mejor se ajustaba a los datos experimentales, lo que ha servido también para realizar la validación de los equipos de medida.

El interés de este trabajo se centró en obtener una correlación válida para el diseño de generadores de equipos de absorción. Considerando el rango de concentraciones típicas de un equipo de absorción, se seleccionó un rango de concentraciones desde 33 % hasta 65 %. En un generador de un equipo de absorción la generación de título de vapor influye en el rendimiento de la máquina de absorción, debido a que la generación de títulos de vapor altos requiere una mayor rectificación de los vapores, y sin embargo, si se generan títulos de vapor pequeños no se obtiene suficiente refrigerante en el evaporador. El rendimiento máximo de un ciclo de absorción de simple etapa, en una simulación tiende a encontrarse con una generación de título cercana al 10 %. El rango de títulos seleccionado en este estudio se ha obtenido para una generación máxima de vapor de un 30%, que se cree se encuentra cerca de la aplicación real de un equipo de absorción. En cuanto al estudio de presiones se ha restringido a presiones desde 7 hasta 15 bar, con flujos de calor entre 20 kW/m² hasta 70 kW/m². Los flujos másicos fueron elegidos en función de las precisiones de los equipos y se seleccionó un rango de flujos másicos desde 50 a 170 kg/m²s.

5.1. Resultados de intercambio de calor agua/agua

En el capítulo anterior se ha manifestado la necesidad del conocimiento previo del coeficiente de transferencia de calor del lado del calentamiento. Para ello se han establecido una serie de experimentos con el objetivo de correlacionar los datos experimentales.

Según la mayoría de las correlaciones propuestas en la bibliografía, se admite que el régimen laminar en un intercambiador con un ángulo de 30 grados con respecto a la horizontal (como el que se ha instalado), existe para números de Reynolds entre 50 y 160, que se encuentran muy lejos de las condiciones experimentales ensayadas en este trabajo. Muley y Manglik (1997) consideran que sólo para Reynolds superiores a 1000 el flujo puede considerarse turbulento. En la experimentación se ha encontrado también una transición en el coeficiente de transferencia de calor para Reynolds inferiores a 1000, lo que implicaría la definición de una nueva ecuación para Reynolds bajos.

La precisión de los coeficientes de ebullición experimentales en el dispositivo depende en gran medida de los coeficientes de simple fase del lado de calentamiento en el intercambiador de placas. La resistencia térmica global del intercambiador en la medida en que se encuentre dominada por la resistencia térmica del lado del calentamiento tiende a dar precisiones del coeficiente de transferencia de calor peores. Para evitar esto, el caudal del agua debiera de ser

lo más alto posible sin que la diferencia de temperaturas entre la entrada y la salida del agua caliente introduzca grandes errores experimentales en la obtención del calor del calentamiento. Con esta premisa, los experimentos realizados con números de Reynolds inferiores a 1000 se han eliminado del análisis de las correlaciones.

En la Figura 5.1 se muestran los resultados experimentales de los ensayos de transferencia de calor de simple fase frente a las correlaciones seleccionadas para la predicción de los coeficientes de transferencia de calor en simple fase. Las bandas de error en el coeficiente de transferencia de calor son del 10 %. Como se puede apreciar, las correlaciones generalistas de Wanniarachchi et al. (1995) y de Muley y Manglik (1999), ofrecen valores calculados inferiores al experimental. De las correlaciones más sencillas en su cálculo, la correlación de Thonon (1995) predice coeficientes ligeramente superiores, y la correlación de Okada et al. (1972) que predice coeficientes semejantes a los de Wanniarachchi et al. (1995) y de Muley y Manglik (1999). De entre todas estas correlaciones, la correlación de Kumar (1984) se muestra como la mejor correlación para nuestro intercambiador, y esta es la correlación utilizada en el cálculo del coeficiente de simple fase del lado del calentamiento en los ensayos ebullición. Esta comparación no debe de tomarse como una regla general por cuanto el coeficiente de transferencia de calor obtenido en este trabajo sólo incluye un intercambiador, y el rango de Reynolds estudiado es limitado. En cualquier caso, en las condiciones ensayadas, cualquiera de las correlaciones considerada puede considerarse como válida.

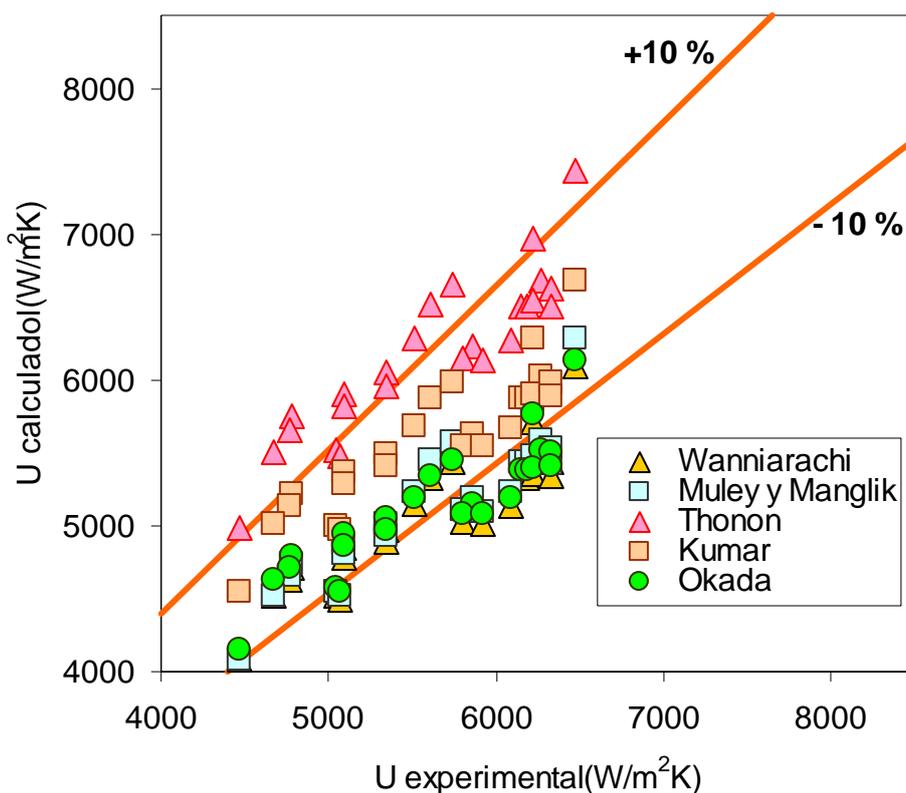


Figura 5.1 Coeficiente global de transferencia de calor en simple fase frente al coeficiente de transferencia de calor global calculado con las correlaciones consideradas.

5.2. Resultados del intercambio de calor en ebullición con la mezcla

En la revisión bibliográfica realizada se han recopilado las variables de posible influencia en los coeficientes de ebullición de amoniaco/agua en el intercambiador de placas. A partir de este estudio se han hecho una serie de experimentos para mostrar la evolución de la curva de ebullición en función del título medio en el intercambiador, con el resto de las condiciones constantes.

En el procedimiento experimental se han obtenido datos experimentales considerando diferentes títulos de vapor de entrada al intercambiador. El primer dato experimental se obtiene para condiciones de un cierto subenfriamiento a la entrada del intercambiador, de forma que los sucesivos datos experimentales se obtienen con subenfriamiento inferior, o con un cierto título de entrada al intercambiador. A la hora de representar los datos experimentales se han subdividido en cuatro subapartados, mostrando el efecto de las variables que podían mostrar influencia en los coeficientes de ebullición en el intercambiador: flujo másico, flujo de calor, presión y concentración de la mezcla.

5.2.1. Efecto del flujo másico en la transferencia de calor

La experimentación ha mostrado como el flujo másico es la variable que muestra más influencia en el valor experimental de los coeficientes de ebullición para las condiciones experimentales consideradas. En la Figura 5.2 se muestran los coeficientes experimentales en función del título de vapor en el intercambiador de placas ensayado, mostrando el efecto del flujo másico en los coeficientes de ebullición. Cada una de las gráficas mostradas muestran los coeficientes de ebullición para un flujo de calor constante. Como se puede apreciar en las gráficas mostradas, conforme se eleva el título medio de vapor en el intercambiador, se pueden diferenciar tres regiones de comportamiento del coeficiente de ebullición. En primer lugar se puede apreciar un aumento rápido del coeficiente de ebullición hasta títulos de vapor cercanos al 5 % hasta una estabilización para títulos cercanos al 10 %. A partir de la estabilización del coeficiente de transferencia de calor, el valor de los coeficientes tiende a descender ligeramente, conforme se avanza en la curva de ebullición para los flujos másicos de 70 y 50 kg/m²s, mientras que para los flujos másicos de 100 y 140 kg/m²s a partir de un punto este coeficiente tiende a aumentar conforme aumenta el título de vapor. Se puede apreciar también que la pendiente de este crecimiento depende del flujo másico considerado.

El rápido incremento de los coeficientes de ebullición para títulos de vapor más bajos se ha justificado debido a que es posible que el fluido entrase en condiciones de subenfriamiento en el intercambiador. El cálculo del título de subenfriamiento, se calcula por medio de Eq.(5.1).

$$título_{sub} = -\frac{Cp\Delta T}{h_{v,sat} - h_{l,sat}} \quad \text{Eq.(5.1)}$$

En la Figura 5.3 se muestran los mismos resultados de la Figura 5.2, pero esta vez se representan los coeficientes de ebullición en función del título de vapor de entrada al intercambiador. Como se puede apreciar el máximo local del coeficiente de ebullición para títulos de vapor bajos se produce cuando el fluido entra a la temperatura cercana de saturación.

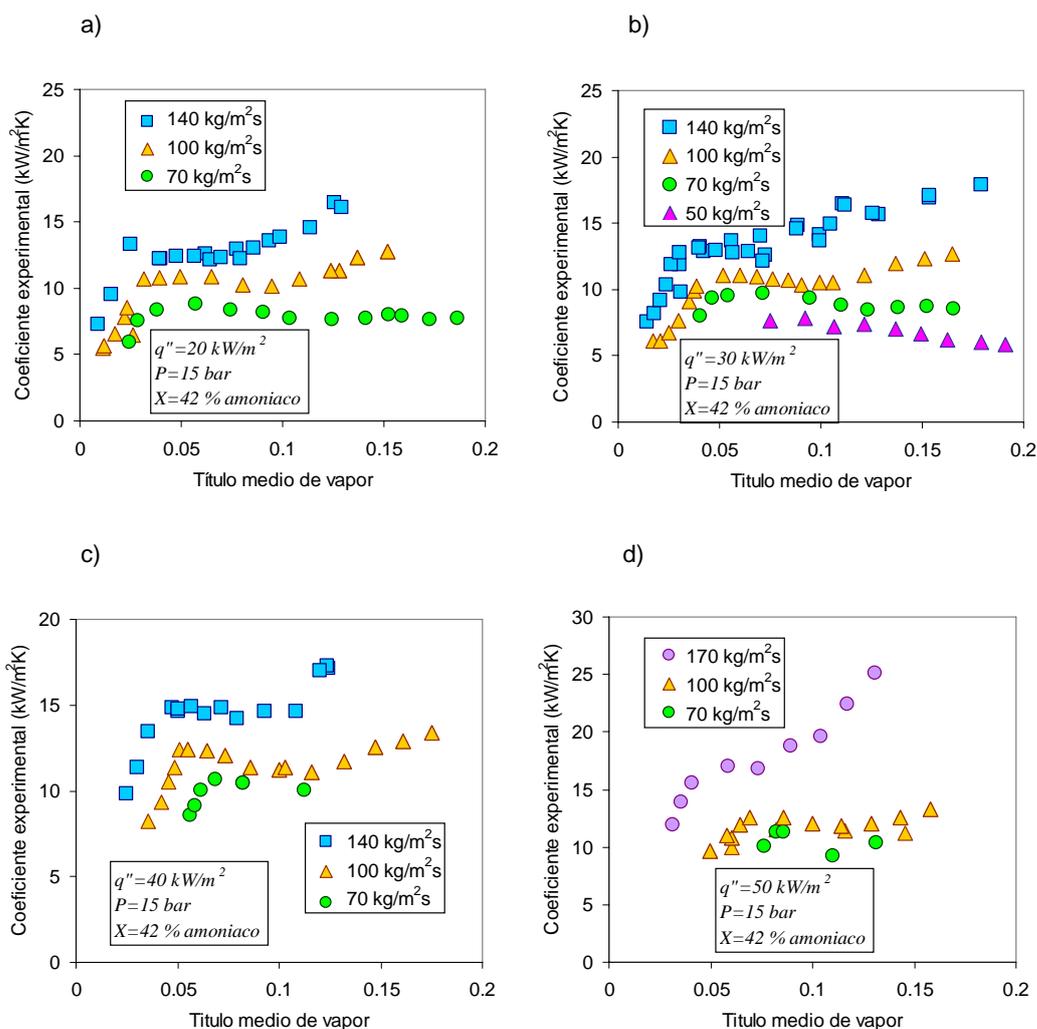


Figura 5.2. Evolución del coeficiente de transferencia de calor en función del título de vapor para una concentración constante de 42 %. Presión 15 bar. a) Flujo de calor de 20 kW/m². b) Flujo de calor de 30 kW/m² c) Flujo de calor de 40 kW/m² d) Flujo de calor de 50 kW/m².

A partir de este máximo local en los coeficientes de ebullición, cuando la temperatura de entrada al intercambiador se iguala a la temperatura de saturación, los coeficientes de ebullición tienden a disminuir ligeramente conforme el título de vapor aumenta en el intercambiador. Este descenso en los coeficientes de ebullición es más pequeño conforme el flujo másico aumenta, siendo ya imperceptible este descenso para flujos másicos de 140 kg/m²s, Figura 5.3. Esta disminución del coeficiente de ebullición en la zona de estabilización de los coeficientes de ebullición en principio se atribuyó a una mejora en la transferencia de masa en la interfase líquido/vapor, debido a que la composición del líquido en el intercambiador se modifica conforme aumenta el título de vapor. Sin embargo, conforme el líquido remanente se enriquece en agua, la predicción de la correlación de Schlünder-Thome de ebullición nucleada de mezclas propuesta en este trabajo tiende a dar valores superiores, y por tanto los efectos de mezcla no justifican este comportamiento.

También se aprecia, en la zona de aparente nucleación, que el coeficiente de transferencia de calor se ve incrementado por el flujo másico, lo que implicaría una cierta superposición de los efectos convectivos y de nucleación que también apreciaron Hsieh y Lin (2003) en ebullición de R410A en intercambiadores de placas.

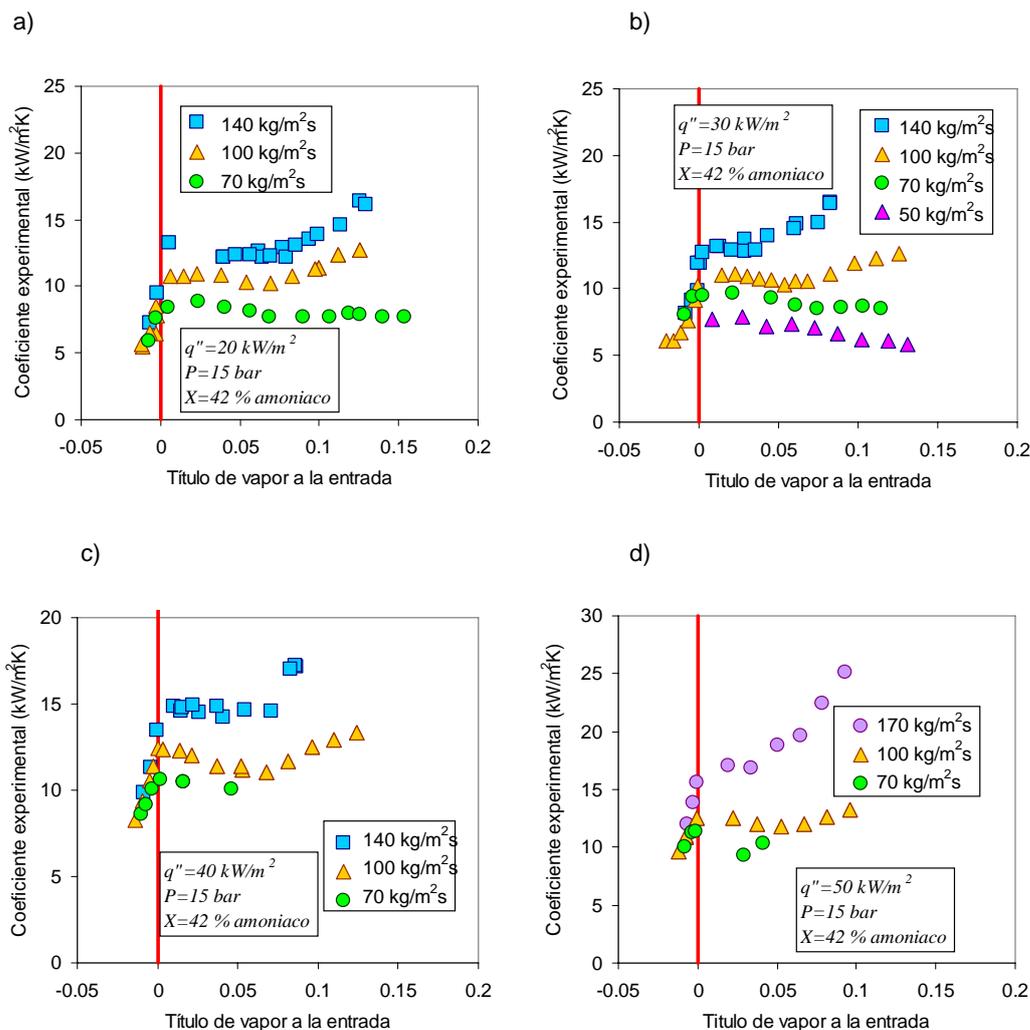


Figura 5.3 Evolución del coeficiente de transferencia de calor en función del título de vapor a la entrada del intercambiador para una concentración constante de 42 %. Presión 15 bar. a) Flujo de calor de 20 kW/m². b) Flujo de calor de 30 kW/m².

5.2.2. Efecto del flujo de calor en la transferencia de calor

En la revisión bibliográfica realizada de transferencia de calor en ebullición forzada en intercambiadores de placas, y por extensión en intercambiadores compactos, se ha visto que dependiendo de la fuente consultada, se afirma que los coeficientes de ebullición se ven influenciados por el flujo de calor o por el título de vapor. Cada uno de estos comportamientos representa los fenómenos de transferencia de calor de ebullición nucleada y convectiva.

En el análisis de datos experimentales realizado en el apartado anterior, se mostraba que la estabilización de los coeficientes de transferencia de calor con el título de vapor se producía para títulos de vapor bajos y el tamaño de la zona de aparente nucleación se reducía conforme el flujo másico aumentaba. Esta zona se había identificado como una zona de ebullición nucleada, la forma de confirmar efectos de ebullición nucleada sería mostrar la dependencia del coeficiente de ebullición con el flujo de calor.

En la Figura 5.4 se muestra el efecto del flujo de calor en el coeficiente de ebullición para una concentración del 42 % de amoníaco a una presión de 15 bar. En este caso, el coeficiente de ebullición se obtuvo para flujos másicos de 70 y 100 kg/m²s. En estas gráficas se muestran que los coeficientes de ebullición en la zona de aparente nucleación se encuentran afectados por el flujo de calor. En primer lugar se aprecia que la influencia del flujo de calor es apreciable pero

no tan grande como la influencia del flujo másico. En los datos experimentales obtenidos para un flujo másico de $70 \text{ kg/m}^2\text{s}$, se aprecia que la zona de aparente nucleación se extiende hasta títulos de vapor de entrada cercanos al 20 % sin apreciarse en ningún momento la transición a la ebullición convectiva. Los datos experimentales de ebullición obtenidos para un flujo másico de $100 \text{ kg/m}^2\text{s}$ sin embargo, muestran que esta transición se produce a partir del 10 % de generación de título de vapor. A partir de este título de vapor, los datos se agrupan en la misma pendiente y el flujo de calor no muestra ninguna influencia en los coeficientes de ebullición, típico comportamiento la ebullición convectiva en ebullición en tubos lisos.

En la Figura 5.5 se muestran los datos experimentales para diferentes flujos de calor y con un flujo másico de $140 \text{ kg/m}^2\text{s}$. En este caso, la dispersión de los datos es mayor, justo donde el coeficiente de transferencia de calor tiene mayor error. Se aprecia en primer lugar que la zona de aparente nucleación se acorta, en comparación con los datos obtenidos a $100 \text{ kg/m}^2\text{s}$ de la Figura 5.4 b), y se muestra otra vez que la transición de la ebullición nucleada a convectiva es una transición abrupta, donde una vez que el flujo se vuelve convectivo, el flujo de calor no influye en los coeficientes de transferencia de calor.

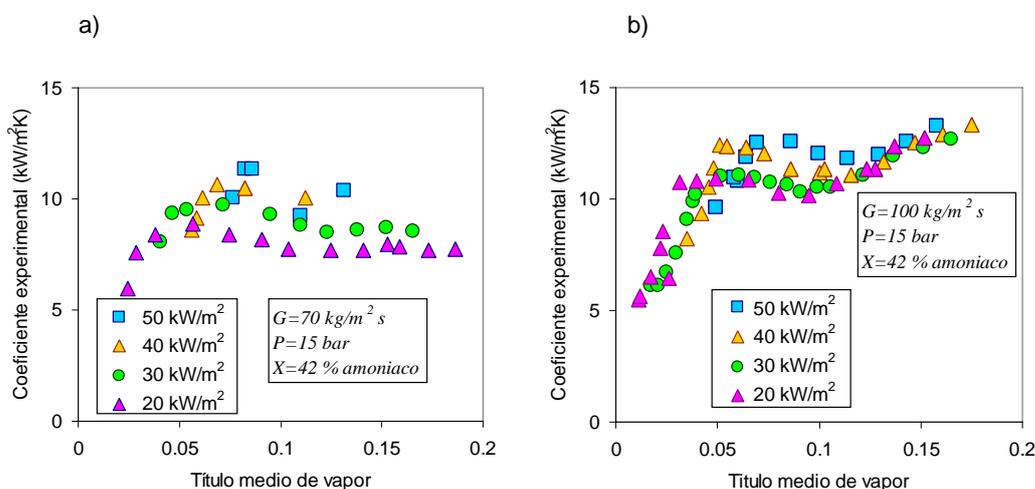


Figura 5.4. Efecto del flujo de calor en el coeficiente de ebullición para diferentes flujos másicos a una presión de 15 bar y concentración 42 %. Flujos másicos de 70 100 $\text{kg/m}^2\text{s}$.

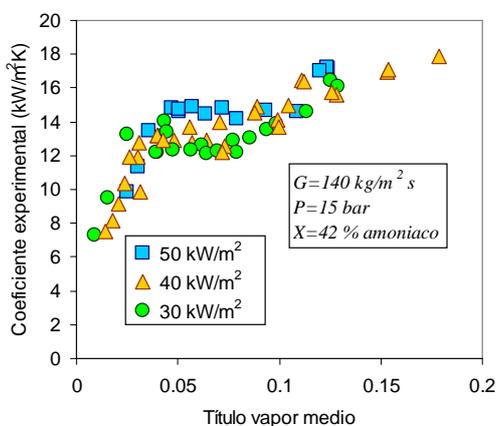


Figura 5.5. Efecto del flujo de calor en el coeficiente de ebullición para diferentes flujos másicos a una presión de 15 bar y concentración 42 %. Flujo másico de $140 \text{ kg/m}^2\text{s}$.

5.2.3. Efecto de la presión en la transferencia de calor

Se sabe que la presión ejerce influencia en el coeficiente de transferencia de calor en ebullición. Además se sabe que este efecto es más acusado en la ebullición nucleada que en la ebullición convectiva, de hecho, la mayoría de correlaciones de ebullición nucleada utilizan la presión relativa del sistema para el cálculo de coeficientes de transferencia de calor en condiciones de ebullición en recintos cerrados. El aumento de la presión en un fluido hace que la entalpía de vaporización disminuya, provocando que la generación de burbujas sea más intensa a igualdad de otras propiedades. Para el caso de una mezcla, la entalpía de vaporización no disminuye en la misma medida.

Como ejemplo de lo citado anteriormente, en la Figura 5.6 se muestra la influencia de la presión en los coeficientes de ebullición nucleada. Los resultados de esta Figura se han calculado para mismo flujo de calor de 30 kW/m^2 con amoniaco puro, y se han comparado con las predicciones del modelo de ebullición nucleada de mezclas propuesto en esta tesis para un rango de presiones relativas (del fluido puro y de la mezcla respectivamente) desde 0.2 a 0.5. Como se puede apreciar las predicciones del modelo de mezclas considerado, considera la presión relativa como una variable de escasa influencia en el coeficiente de ebullición nucleada.

Los intercambiadores de placas con placas termosoldadas, tienen limitada la presión máxima de trabajo de unos 20 bares, con una temperatura máxima de trabajo de $225 \text{ }^\circ\text{C}$. En el estudio los coeficientes de ebullición, además de estar impuesta presión máxima de trabajo, la presión mínima vino determinada por las temperaturas mínimas de condensación. De esta forma las presiones de ensayo de este trabajo se han seleccionado entre 7 y 15 bares. El estudio de la influencia de la presión en los coeficientes de ebullición corresponde a un rango relativamente pequeño de presiones reducidas, aunque teniendo en cuenta las condiciones de operación de la mezcla amoniaco/agua en sistemas de absorción, podría considerarse un rango amplio de presiones.

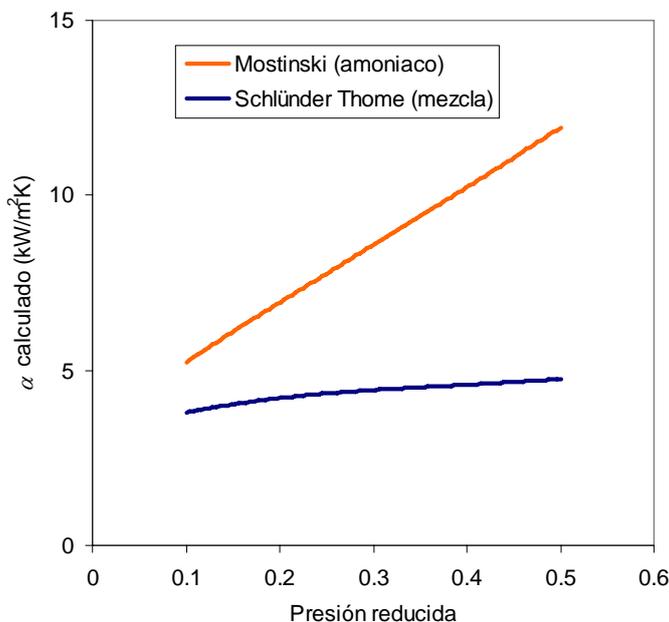


Figura 5.6 Comparación de la obtención de los coeficientes de ebullición del fluido puro amoniaco y la mezcla amoniaco/agua con un flujo de calor de 30 kW/m^2 . En el caso de la mezcla, se ha considerado una concentración del 30% en peso.

En los datos experimentales obtenidos se han observado discrepancias en el comportamiento de los datos experimentales que se han atribuido a errores en la experimentación, o a que como los experimentos han sido realizados en diferentes momentos, es posible que las condiciones experimentales hubiesen cambiado a lo largo de la experimentación. De todas formas, las diferencias en los coeficientes experimentales son pequeñas.

En la Figura 5.7 se muestran los coeficientes de ebullición experimentales para un flujo másico de $100 \text{ kg/m}^2\text{s}$, para una concentración del 42 % de amoníaco. Como se puede apreciar comparando los datos experimentales de la Figura 5.7 a) a 30 kW/m^2 con los datos de la Figura 5.7 b) para un flujo de calor de 20 kW/m^2 , a las presiones de 7 y 15 bar, se muestra un desplazamiento del inicio de la ebullición convectiva, un comportamiento que no se había observado anteriormente. También se aprecia como la zona de ebullición de aparente nucleación se acorta, lo que podría significar una reducción de los coeficientes de ebullición nucleada

Para comprobar este comportamiento, se han obtenido datos experimentales con flujos másicos inferiores, de $70 \text{ kg/m}^2\text{s}$. Figura 5.8. Se puede apreciar en las dos figuras que los valores experimentales del coeficiente de ebullición tienen poca desviación entre ellos, por lo que se concluye que si es que existe algún efecto de la presión en los coeficientes, ésta es escasa.

Se han obtenido datos con flujos másicos superiores de $140 \text{ kg/m}^2\text{s}$, pero en este caso sólo se han obtenido para las presiones de 10 y 15 bar. Figura 5.9. Donde se puede apreciar como escasa la influencia de la presión en los coeficientes.

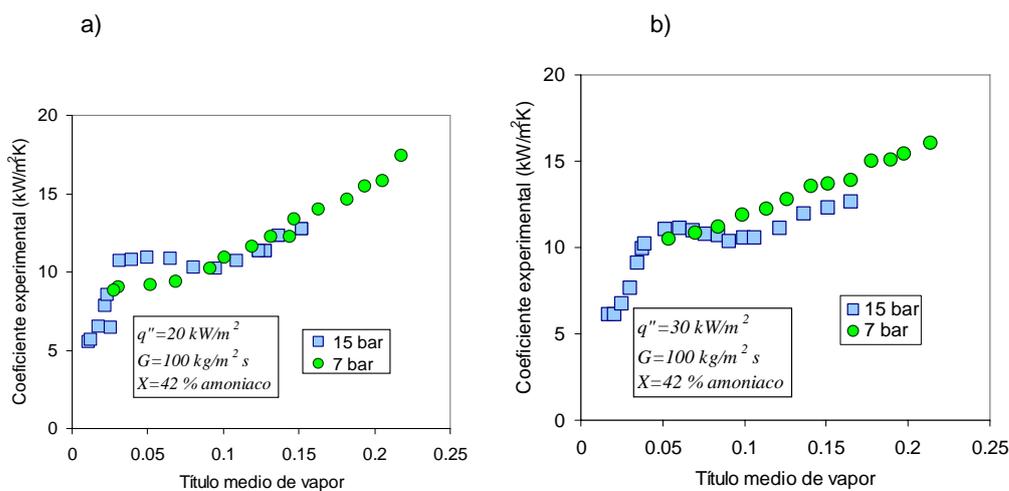


Figura 5.7 Efecto de la presión en el coeficiente de transferencia de calor de la mezcla a lo largo del título de vapor. Flujo másico en las dos gráficas de $100 \text{ kg/m}^2\text{s}$. a) flujo de calor 30 kW/m^2 b) flujo de calor 20 kW/m^2 .

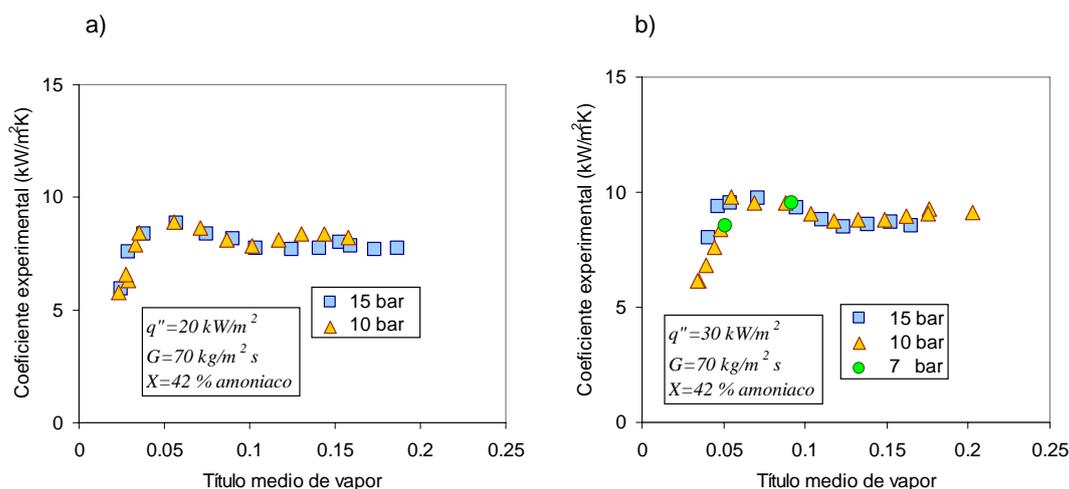


Figura 5.8 Efecto de la presión en el coeficiente de transferencia de calor de la mezcla a lo largo del título de vapor. Flujo de calor en las dos gráficas de $70 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$. a) flujo calor 20 kW/m^2 b) flujo calor 30 kW/m^2 .

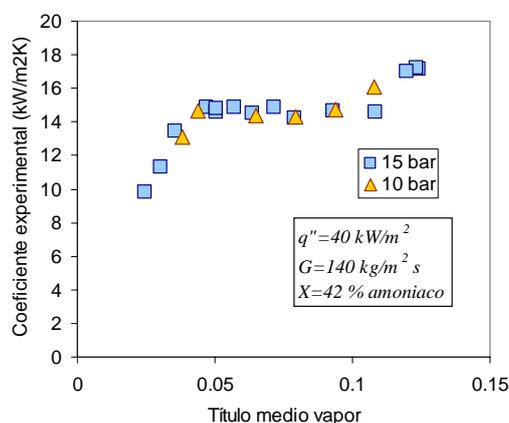


Figura 5.9 Efecto de la presión en el coeficiente de transferencia de calor de la mezcla a lo largo del título de vapor. Flujo de calor 40 kW/m^2 . flujo másico $140 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$.

5.2.4. Efecto de la concentración de la mezcla en el coeficiente de transferencia de calor

En ebullición forzada se considera que el efecto de la concentración en los coeficientes de ebullición se produce principalmente en los coeficientes de nucleación. Las concentraciones consideradas en este trabajo fueron seleccionadas considerando las concentraciones típicas de un generador de un equipo de absorción de amoníaco/agua. La concentración del fluido que entra en el generador se encuentra determinada en gran medida por la temperatura del fluido de refrigeración del absorbedor y el condensador, con concentraciones de amoníaco entre el 35% hasta un 60% en peso. Los ensayos realizados en el dispositivo experimental han oscilado entre un 33% y un 62% de concentración, que se puede considerar que incluye el rango de posible funcionamiento de una máquina de absorción de amoníaco/agua.

Para mostrar el efecto de estas concentraciones en los coeficientes de ebullición nucleada, en la Figura 5.10 se muestra el resultado del cálculo de coeficientes por medio de la correlación propuesta en este trabajo, mostrándose el efecto de la concentración en los coeficientes de ebullición para concentraciones de amoníaco entre un 20% a un 60%. Se puede apreciar que el mínimo de estos coeficientes se encuentra a concentraciones del 45%, mientras que el

máximo de estos coeficientes se encuentra a la concentración mínima considerada. La máxima variación de estos coeficientes se cuantifica en un 26 %.

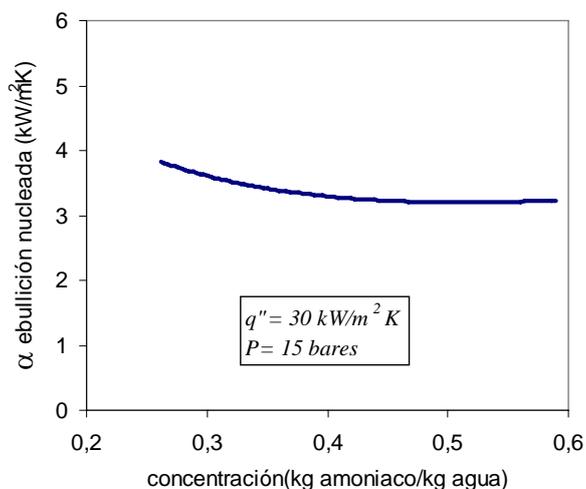


Figura 5.10. Resultados de las correlaciones propuestas para el cálculo de coeficientes de ebullición de la mezcla amoníaco/agua en condiciones de ebullición en recintos cerrados y ebullición en flujo forzado.

Considerando esta vez los datos experimentales obtenidos en el intercambiador de placas, en la Figura 5.11 se muestran los datos experimentales obtenidos para las concentraciones de 62, 53 y 42 %, a una presión de 15 bar, flujo de calor de 30 kW/m^2 y flujos máxicos de 70 y $140 \text{ kg/m}^2\text{s}$. Como se puede apreciar, las diferencias obtenidas para el coeficiente de transferencia de calor son pequeñas entre si. Se puede apreciar también que la dispersión de los datos de ebullición obtenidos con una concentración del 62 % es grande, y es difícil sacar conclusiones de los valores experimentales.

En la Figura 5.12 se muestran datos experimentales de ebullición a una presión de 10 bares con un flujo de calor de 50 kW/m^2 y con un flujo máxico de $140 \text{ kg/m}^2\text{s}$, donde se tienen datos de ebullición con concentración de 34 %. Se puede apreciar una cierta diferencia en la zona de aparente nucleación a pesar de los pocos datos experimentales considerados.

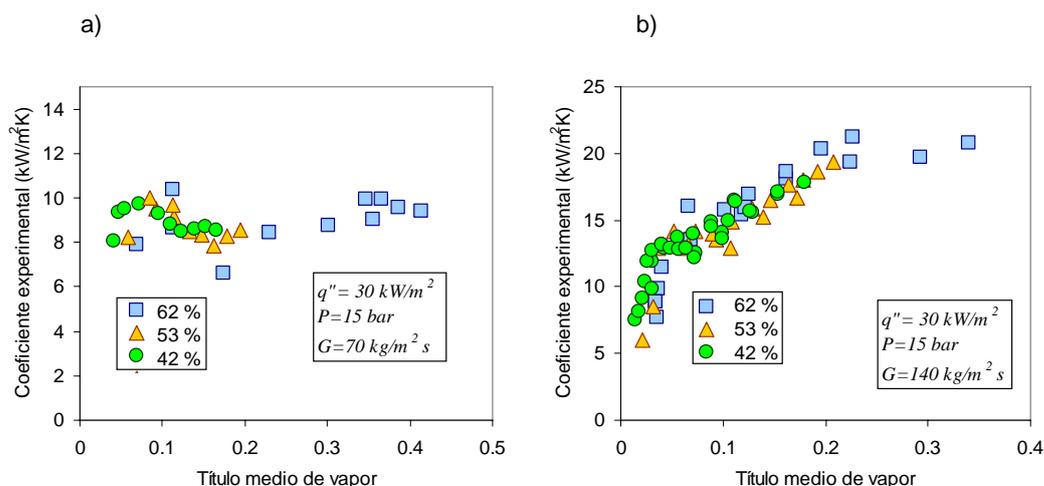


Figura 5.11. Flujo de calor en las dos gráficas de 30 kW/m^2 , Presión 15 bar. a) Flujo máxico $70 \text{ kg/m}^2\text{s}$. b) Flujo máxico $140 \text{ kg/m}^2\text{s}$.

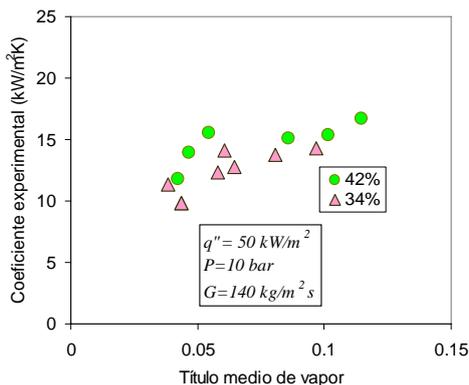


Figura 5.12. Curvas de ebullición obtenidas para el coeficiente de transferencia de calor en ebullición. Flujo de calor en las dos gráficas de 50 kW/m², Presión de 10 bar. Flujo másico 140 kg/m²s.

5.3. Análisis de errores

En este apartado se muestran los resultados del análisis de errores realizado con parte de los datos experimentales. Para hacer el análisis de errores se ha utilizado el software EES que lleva implementado el método descrito en la nota técnica del NIST 1297(Taylor B.N. and Kuyatt, C.E., Guidelines for Evaluating and Expressing the Uncertainty of NIST Measurement Results, National Institute of Standards and Technology Technical Note 1297, 1994), en donde se asume que si las variables medidas no son correlacionadas y son aleatorias, el error asociado a la variable se expresa a partir de Eq.(5.2).

$$Error_y = \sqrt{\sum_{i=1}^n \left(\frac{\partial y}{\partial x_i} \right)_i^2 Error_{x_i}^2} \quad \text{Eq.(5.2)}$$

En el primer apartado de este capítulo se ha visto como el coeficiente de transferencia de calor en simple fase se puede predecir con un 10 % de error experimental, lo que limita la precisión en la obtención de los coeficientes de ebullición. En las medidas tanto de transferencia de calor en ebullición como en el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor en simple fase se han utilizado caudalímetros de diferente precisión. El caudalímetro del lado de calentamiento tiene un error asociado de ± 3.6 kg/s. En el caso del caudalímetro del lado de solución el error experimental era de ± 1.6 kg/s. Los sensores de presión tanto a la entrada como a la salida del intercambiador tenía una precisión de ± 0.016 bar. Las sondas de temperatura utilizadas son unas Pt100 tanto en la entrada como en la salida del intercambiador. Estas sondas Pt100 después de la calibración ofrecen 0.1 °C de precisión en la medida de la temperatura. En cuanto a las propiedades del agua, se han supuesto un error del ± 2 %. Considerando que el fluido es agua puede parecer excesivo, pero se ha tenido en cuenta una posible contaminación del agua por impurezas en los circuitos. En cuanto a la mezcla, debe conocerse la concentración para poder establecer el título de vapor a la salida del intercambiador. La concentración en los ensayos se obtiene a través del equilibrio en el tanque de solución, y se ha visto que el error experimental es de ± 1 % en la concentración. Se ha considerado que el error asociado a la concentración, lleva implícito el error en la determinación de las propiedades de amoníaco para el cálculo del título de vapor.

5.3.1. Error experimental en los ensayos de ebullición

En las subsiguientes gráficas se muestran los resultados obtenidos del análisis de errores en los ensayos de ebullición. En primer lugar, en cuanto al título de vapor se observa que cuanto mayor es éste, mayor es la incertidumbre en la determinación del mismo. Para títulos de vapor pequeños el error experimental se reduce, y esto se debe a que si la mezcla entra en condiciones de subenfriamiento, los gradientes de temperatura son mayores, permitiendo una menor indeterminación en el título de vapor. En cuanto al coeficiente de transferencia de calor, se aprecia que los errores experimentales se elevan conforme se elevan los coeficientes de ebullición. La mayoría de los experimentos realizados se han hecho con un coeficiente de calentamiento de entre 20 y 23 kW/m²K. En cuanto al coeficiente de transferencia de calor del lado de solución se acerca al valor del coeficiente del lado de calentamiento, el coeficiente global se ve influenciado por los dos coeficientes.

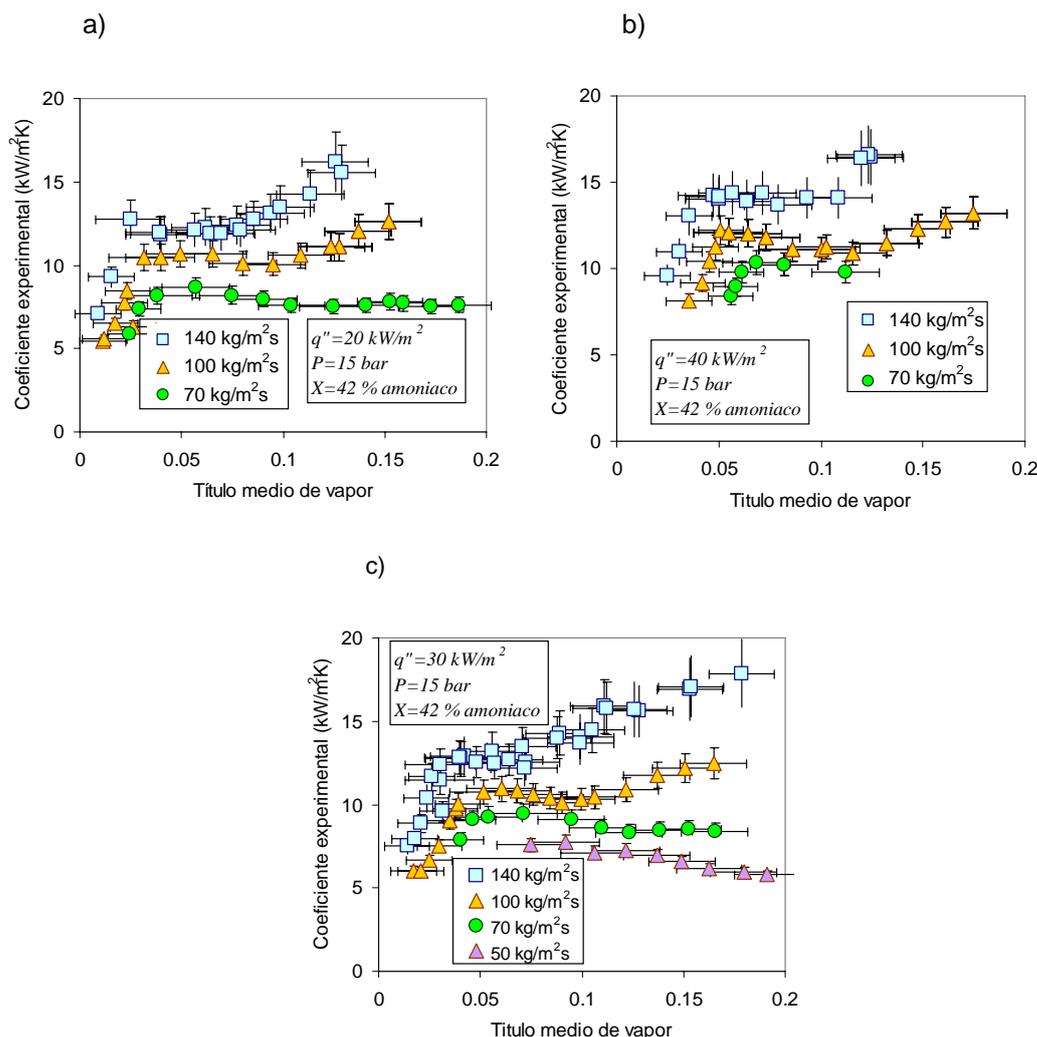


Figura 5.13 Análisis de errores para los datos experimentales considerados. a) Flujo de calor 20 kW/m². b) Flujo de calor 30 kW/m². c) Flujo de calor 40 kW/m².

Para ilustrar las fuentes de errores experimentales del proceso de ebullición en el intercambiador, se muestran en la Tabla 5.1 el cálculo de errores experimentales para una experiencia con un título de salida del intercambiador de 0.33, obtenido experimentalmente para el flujo másico de 140 kg/m²s y con un flujo de calor de 30 kW/m²s. Esta experiencia lleva asociado un 14 % de error. Como se puede apreciar el mayor error en la determinación del coeficiente se encuentra en la estimación del coeficiente de transferencia de calor del lado de calentamiento, seguido por la temperatura de salida del agua del intercambiador. La temperatura de salida del agua en el intercambiador tiene influencia en el cálculo del calor de calentamiento, y también en el cálculo de la diferencia de temperaturas media logarítmica.

Tabla 5.1 Valor obtenido de las derivadas parciales de las variables experimentales del intercambiador

$\frac{\partial \alpha_{sol}}{\partial Variable}$	Valor de las derivadas parciales	Porcentaje de influencia en el error
m_{cal}	0.111	1.54
Cp_w	13.05	2.9
$T_{w,ent,int}$	4.7464	2.17
$T_{sol,ent,int}$	7.7659	5.81
$T_{w,sal,int}$	-19.3604	36.12
$T_{sol,sal,int}$	6.8481	4.52
A_{int}	-548,4202	0.03
K_{pared}	-7.7863	0.14
α_{cal}	1.1209	46.77

5.4. Comparación de los datos experimentales de la mezcla en el intercambiador de placas con las correlaciones propuestas en la bibliografía

Atendiendo a las orientaciones encontradas en la bibliografía, para hacer el estudio de correlaciones a aplicar para el cálculo del coeficiente de ebullición de la mezcla amoniaco/agua, es posible considerar por una parte la aplicación de correlaciones de ebullición de mezclas en recintos cerrados, se pueden plantear también correlaciones de ebullición en tubos verticales, e incluso correlaciones de ebullición definidos para ebullición de fluidos puros en canales estrechos o, en su defecto, utilizar correlaciones específicas de intercambiadores de placas. Para cada una de estas orientaciones, se han propuesto en la bibliografía diferentes correlaciones, de las cuales en este estudio se han considerado las referenciadas en la Tabla 5.2.

Tabla 5.2 Correlaciones consideradas en este estudio

Ebullición nucleada	Ebullición forzada mezclas (tubo lisos)	Específicos placas
Mezclas	Bennett y Chen (1980)	Yan y Lin (1999)
Propuesta (esta Tesis)	Kandlikar (1998)	Donowski y Kandlikar (2000)
Canales estrechos	Jung et al. (1989)	Hsieh y Lin (2002)
Lazarek y Black (1982)	Steiner (1993)	Han et al. (2003)
Tran (1999)		Ayub (2003),(Ayub (2004))

5.4.1. Correlaciones de ebullición nucleada

En el análisis de los datos experimentales realizado, se ha visto que fundamentalmente es el flujo másico quien influencia en mayor medida el coeficiente de ebullición, seguido por el flujo de calor en el intercambiador. Sin embargo, Claesson (2004) encontró que de entre todas las correlaciones consideradas las correlaciones fundamentalmente dependientes del flujo de calor eran las que más se adecuaban a los datos experimentales en el intercambiador. En principio, esto se contradice con los datos experimentales de esta tesis, pero habría que tener en cuenta que flujos másicos de refrigerante ensayados por este autor son inferiores a lo del presente trabajo. Este autor recomendó la correlación de Cooper como la correlación adecuada para correlacionar los datos experimentales de ebullición en placas afectando los coeficientes por una constante que tomaba el valor de 1.5.

Como en este estudio se ha trabajado con una mezcla, en vez de la correlación de Cooper, se ha considerado la correlación de ebullición nucleada que se ha propuesto en el capítulo 3, dado que esta correlación reproduce con suficiente fidelidad los datos experimentales de ebullición nucleada de la mezcla amoniaco/agua.

Para cuantificar los efectos de la ebullición nucleada en los coeficientes de ebullición, se ha considerado el criterio de Thonon et al. (1997) descrito en el segundo capítulo de esta tesis. En la Figura 5.14 se muestran los resultados del criterio. Como se puede apreciar, si bien existe una tendencia de los datos experimentales a disminuir conforme aumentan los parámetros de Boiling y Martinelli en el intercambiador, los valores finales de los coeficientes de transferencia de calor en ebullición nucleada a partir de $Bo \chi_{tt} > 5 \cdot 10^{-3}$ no sólo dependen del coeficiente de ebullición nucleada, lo que podría dar a entender un cierto efecto del flujo másico en los

coeficientes de transferencia de calor para estas condiciones. Se puede apreciar también en esta gráfica, que el coeficiente de ebullición reducida tiene como valor mínimo 2, lo que reafirma la hipótesis de que los datos experimentales se han obtenido en condiciones de transición de ebullición nucleada a convectiva.

Sin embargo, Wettermann y Steiner (2000) manifiestan en su trabajo, que en ebullición forzada de mezclas en tubos lisos, los coeficientes de ebullición nucleada pueden verse mejorados al haber una cierta renovación de la capa límite de las burbujas, mejorando los coeficientes de transferencia de masa. La cuantificación de estos coeficientes no ha sido comprobada para intercambiadores de placas lo que provocaría ir a “ciegas” en los modelos predictivos.

Para establecer la validez del postulado de Wettermann y Steiner (2000), el coeficiente reducido calculado se obtuvo a partir el valor del coeficiente de transferencia de calor en ebullición ideal, sin considerar los efectos de la mezcla. En la Figura 5.15 se muestran los resultados del criterio de Thonon considerando la mezcla como ideal. Se puede apreciar que a partir de $Bo\chi_{tt} > 5 \cdot 10^{-3}$ los valores del coeficiente reducido de ebullición no tienen todavía una región de convergencia, lo que muestra que, para encontrar una región de ebullición nucleada pura, sería necesario realizar experiencias con flujos máscicos inferiores o flujos de calor más altos. También se puede apreciar como el límite del coeficiente de transferencia de calor reducido se encuentra en valores inferiores a la unidad, lo que implica que no se puede descartar que suceda de alguna manera el fenómeno manifestado por estos autores.

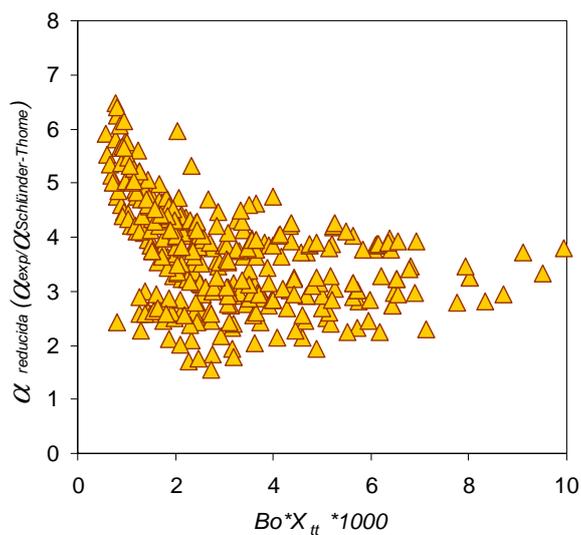


Figura 5.14. Resultados al criterio de Thonon de coeficientes de transferencia de calor, calculando el coeficiente de ebullición nucleada por medio de la correlación propuesta en el capítulo 3.

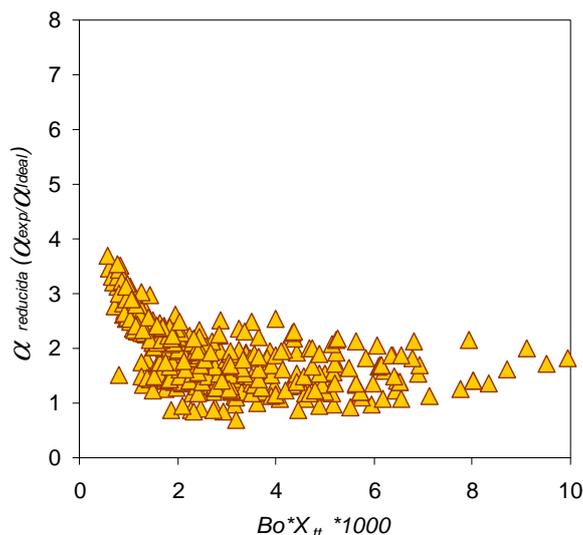


Figura 5.15. Resultados al criterio de Thonon de coeficientes de transferencia de calor calculados con el coeficiente de ebullición nucleada ideal.

5.4.1.1. Correlaciones de ebullición en canales estrechos

En el estudio de los coeficientes de ebullición nucleada se ha visto que éstos no son capaces de predecir el comportamiento en la zona de aparente nucleación. Se había planteado la posibilidad de que los coeficientes de transferencia de calor en ebullición nucleada se viesen aumentados por el flujo másico de solución, al mejorarse la transferencia de materia en la interfase líquido-vapor. Para ello se había planteado el criterio de Thonon et al. (1997) considerando la mezcla como un fluido ideal, y se había observado que no existía una zona de convergencia de los coeficientes de ebullición reducidos conforme el título de vapor se elevaba en el intercambiador.

También es posible que los coeficientes de ebullición nucleada se vean mejorados por un confinamiento de las burbujas en el intercambiador. Si la ebullición se produce en canales de dimensiones reducidas se sabe que las burbujas tienden a fluir de manera confinada. Este confinamiento de las burbujas tiende a mejorar los coeficientes de ebullición. Para analizar esta posibilidad se han considerado las correlaciones de Tran et al. (1996) y Lazarek y Black (1982).

El modelo propuesto por Tran, considera que, para números de confinamiento superiores a 0.5, las burbujas tienden a fluir de manera confinada. El resultado de este número adimensional en los ensayos realizados en el intercambiador de placas se encuentra entre 0.53 y 0.58, lo que justificaría en cierta medida el uso de esta correlación.

En el siguiente análisis se evalúa otra vez con el criterio de Thonon et al. (1997), los resultados de considerar el coeficiente de ebullición reducido con las correlaciones de canales estrechos consideradas. Como estos modelos no se plantearon para mezclas, se ha utilizado un factor de corrección de la ebullición nucleada F_D , calculado como cociente entre la correlación de ebullición nucleada que se ha propuesto en esta tesis en el capítulo 3, frente al coeficiente de transferencia de ebullición nucleada considerando la mezcla como ideal.

En la Figura 5.16 se muestran los resultados obtenidos cuando se obtiene el coeficiente de ebullición reducido por medio de la correlación de Lazarek y Black (1982). Como se puede apreciar, los datos experimentales no tienden a converger conforme $Bo\chi_{tt}$ aumenta.

En la Figura 5.17 se muestran los resultados de la correlación de Tran et al. (1996) frente al resultado del criterio de Thonon et al. (1997). Como se puede apreciar, el comportamiento de la correlación de Tran mejora en una cierta medida los coeficientes de ebullición nucleada, tendiendo a agruparse estos datos conforme aumenta el producto $Bo\chi_{tt}$. De todas formas, sigue habiendo dispersión en los datos considerados, con valores del coeficiente experimental entre 1.5 y 3 veces el coeficiente de ebullición nucleada.

Este análisis muestra que, aparentemente, no existen datos experimentales suficientes como para manifestar que se ha alcanzado la zona de ebullición nucleada pura.

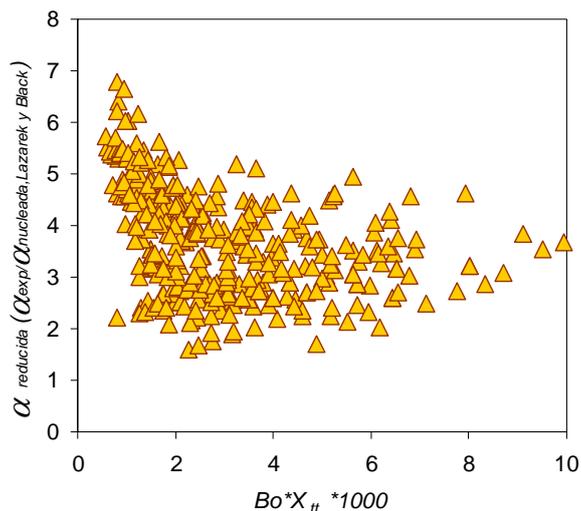


Figura 5.16 Resultados del criterio de Thonon et al. (1997) aplicado a los experimentos realizados con la mezcla considerando válida la correlación de Lazarek y Black (1982).

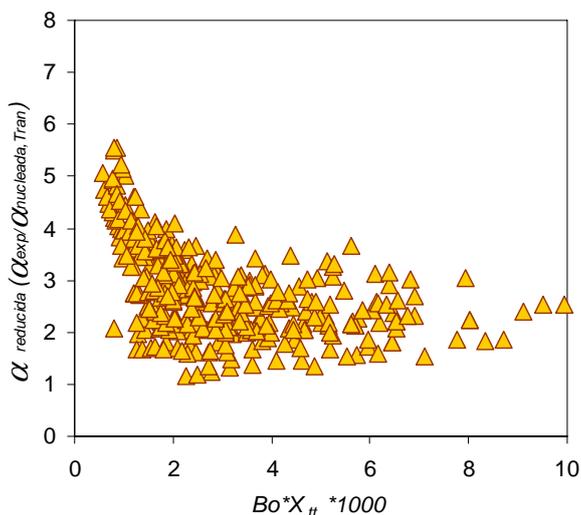


Figura 5.17 Resultados del criterio de Thonon et al. (1997) aplicado a los experimentos realizados con la mezcla considerando válida la correlación de Tran et al. (1996).

5.4.2. Correlaciones de ebullición forzada en tubos

De todas las variables analizadas en este trabajo, se ha visto que el flujo másico influencia en mayor medida el coeficiente de ebullición, seguido por el título de vapor, lo que hacía entrever que los fenómenos convectivos se mostraban presentes en los experimentos realizados. Considerando este comportamiento en los coeficientes de ebullición obtenidos en este trabajo, sería posible que el coeficiente de transferencia de calor fuese relativamente bien representado por el término convectivo de las correlaciones de ebullición forzada en tubos.

Los factores de aumento de la ebullición convectiva de mezclas en tubos son en general iguales a los de fluidos puros. Si se considera como acertado el razonamiento de Hsieh y Lin (2003), es posible que los modelos de ebullición forzada en tubos lisos sean válidos para establecer los coeficientes de ebullición en los intercambiadores de placas. Hsieh y Lin (2003) plantearon que la correlación de Gungor y Winterton (1986), calculando el coeficiente de líquido con la correlación de Dittus Boelter para tubos lisos, era capaz de ajustarse a los datos experimentales de ebullición de su intercambiador de placas.

En la Figura 5.18 se han representado los factores de aumento de la ebullición convectiva típicos de tubos frente a los datos experimentales de ebullición reducidos por el coeficiente de líquido calculado por medio de una ecuación de Dittus Boelter para tubos. En la Figura 5.18 se muestran los resultados de esta comparación, donde se puede apreciar que los coeficientes de ebullición tienden a dar valores superiores a los de tubos, lo que muestra que no sería válido aplicar correlaciones de simple fase de tubos lisos, si no es por medio de una corrección de los factores de aumento.

Por otro lado, si se aplica la correlación de simple fase de placas de Kumar (1984), las predicciones de las correlaciones tienden a ser superiores a los datos experimentales. En la Figura 5.19, se muestran los resultados de una correlación de simple fase de placas, el resultado de las predicciones de las correlaciones de ebullición forzada de mezclas de Bennett y Chen (1980), Kandlikar (1998), Steiner (1993), y Jung et al. (1989). Como se puede apreciar los factores de aumento obtenidos con estas correlaciones tienden a dar valores superiores del coeficiente de ebullición conforme el título de vapor se eleva, justificando una obligada corrección de los factores de aumento de la ebullición convectiva.

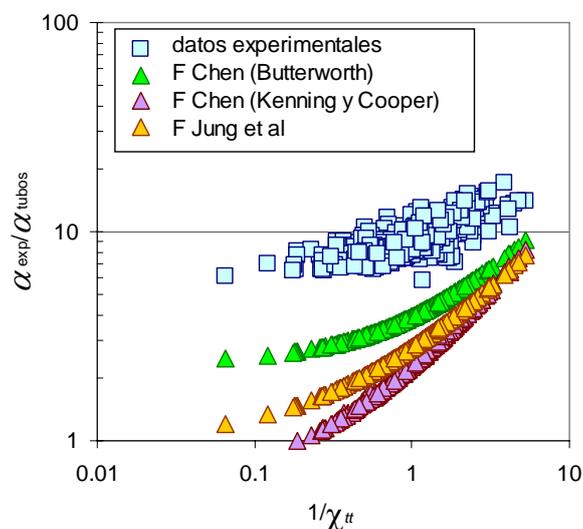


Figura 5.18 Comparación de los factores F de aumento de ebullición convectiva propuestas para tubos, en comparación con los datos experimentales.

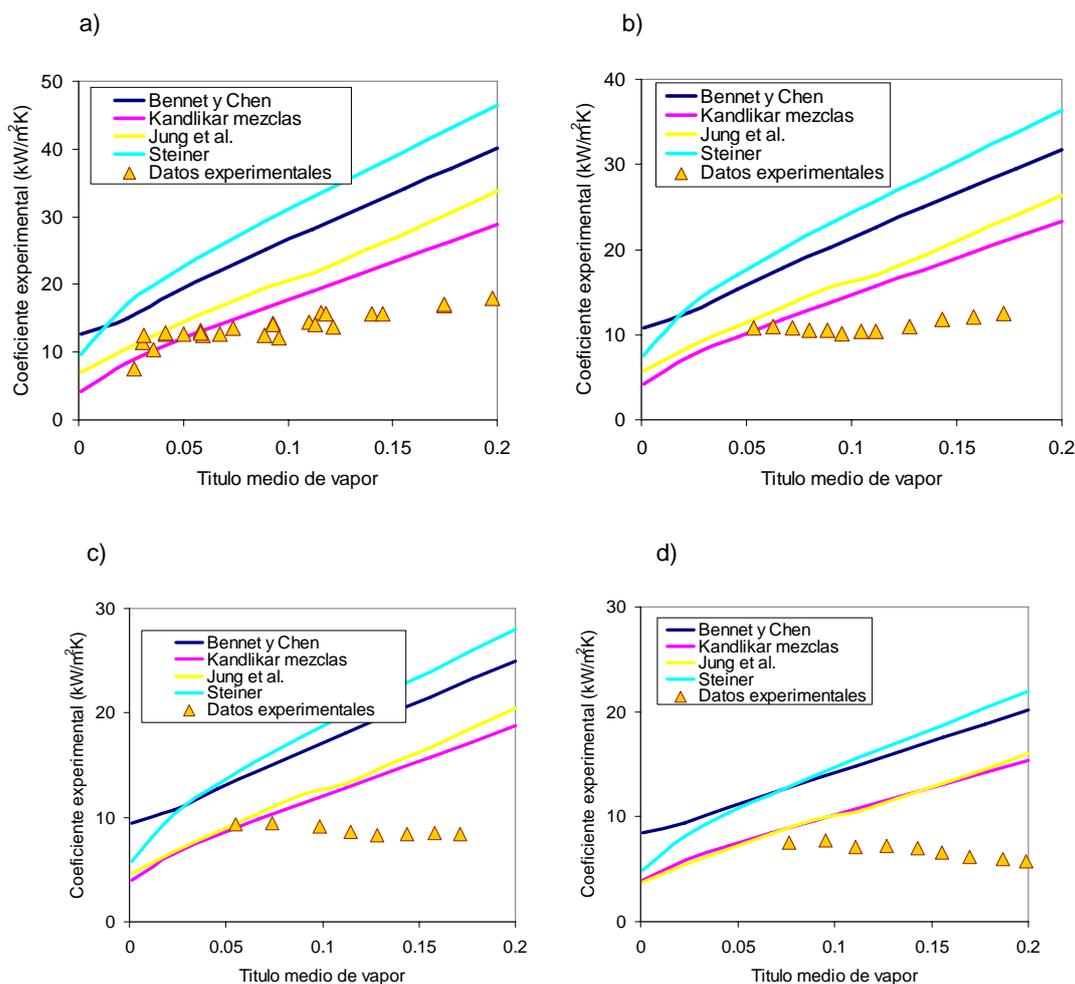


Figura 5.19. Datos experimentales frente a las correlaciones consideradas de mezclas para una presión de 15 bar, concentración 42 %, flujo calor 30 kW/m². a) Flujo másico 140 kg/m²s. b) Flujo másico 100 kg/m²s.

En la Figura 5.20 se muestra el resultado de comparar todos los datos experimentales frente a típicas expresiones de factores de aumento de la ebullición convectiva calculando el coeficiente de líquido por medio de la expresión de Kumar (1984). Como se puede apreciar, todas las predicciones de los factores de aumento dan valores superiores a los datos experimentales conforme el título de vapor aumenta en el intercambiador, lo que refleja que en intercambiadores de placas los factores de aumento de tubos tienden a dar valores superiores a los experimentales. Esto ya fue apreciado por Donowski y Kandlikar (2000), que ajustaron el exponente del número convectivo a -0.3 en placas, mientras que el modelo original de Kandlikar (1990), se encontraba en -0.9.

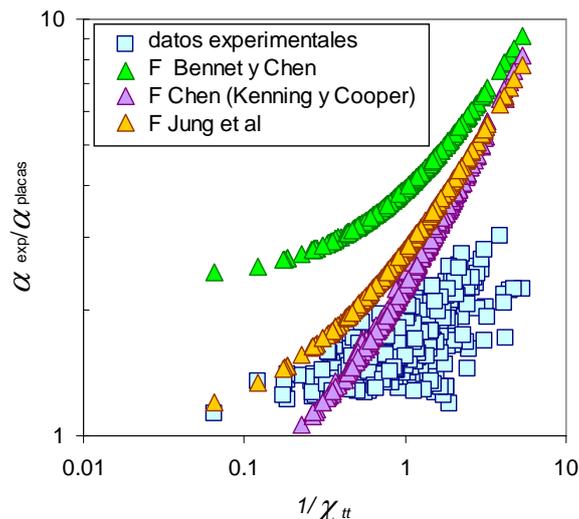


Figura 5.20 Comparación de los factores F de aumento de ebullición convectiva propuestas para tubos, en comparación con los datos experimentales.

5.4.3. Correlaciones de ebullición en intercambiadores de placas

Los modelos de ebullición que se pueden encontrar en la bibliografía, muestran un predominio de la ebullición nucleada o convectiva dependiendo de lo que hayan mostrado los datos experimentales, lo que hace difícil la aplicabilidad de todas estas correlaciones para todas las condiciones ensayadas por los distintos autores. Los modelos específicos de intercambiadores de placas considerados son los modelos de Yan y Lin (1999), Donowski y Kandlikar (2000), Han et al. (2003) y el modelo de Ayub (2003). En todos estos modelos, por simplicidad se han evaluado los resultados considerando la mezcla amoníaco/agua como un fluido ideal con las propiedades de la mezcla

La correlación de Gungor y Winterton (1986), propuesta por Hsieh y Lin (2003) no se ha escogido, porque en cierta medida este tipo de modelos se han discutido en el análisis de correlaciones de ebullición en tubos lisos realizado anteriormente. En su lugar se considera la correlación de Hsieh y Lin (2002), de sencillo cálculo, la cual ofrece algunos resultados interesantes.

Para comparar el comportamiento de los modelos de ebullición de intercambiadores de placas se han considerado los datos experimentales obtenidos para un mismo flujo de calor de 30 kW/m², y diferentes flujos máscicos de 50, 70, 100 y 140 kg/m²s. Los resultados de estos modelos en comparación con los datos experimentales se muestran en Figura 5.21. Para estas condiciones se puede apreciar en primer lugar que la correlación propuesta por Donowski y Kandlikar (2000) es la única correlación que predice el aumento del coeficiente de ebullición, reflejando que el exponente de los factores de aumento de la ebullición convectiva se ajustan bastante bien con este modelo. Se había apreciado también en los experimentos que para flujos máscicos pequeños los experimentos mostraban una independencia del título de vapor, hecho que el modelo de Donowski y Kandlikar (2000) no es capaz de reproducir. El exponente del número de Boiling de este modelo es muy grande y por tanto, tampoco este modelo es capaz de reproducir el comportamiento de la ebullición nucleada en esta región.

El resto de las correlaciones tienen un comportamiento horizontal o casi horizontal conforme se eleva el título de vapor, lo que provoca que no sean capaces de reproducir la zona convectiva de los experimentos. Sin embargo se puede apreciar que la correlación de Hsieh et al. (2002) se ajusta bastante bien al comportamiento de los datos experimentales de la zona de aparente

nucleación para todos los flujos máscos. En cuanto al flujo de calor, se ha visto que el exponente del número de Boiling de 0.5 propuesto por estos autores, resulta excesivo para cuantificar el efecto del flujo de calor.

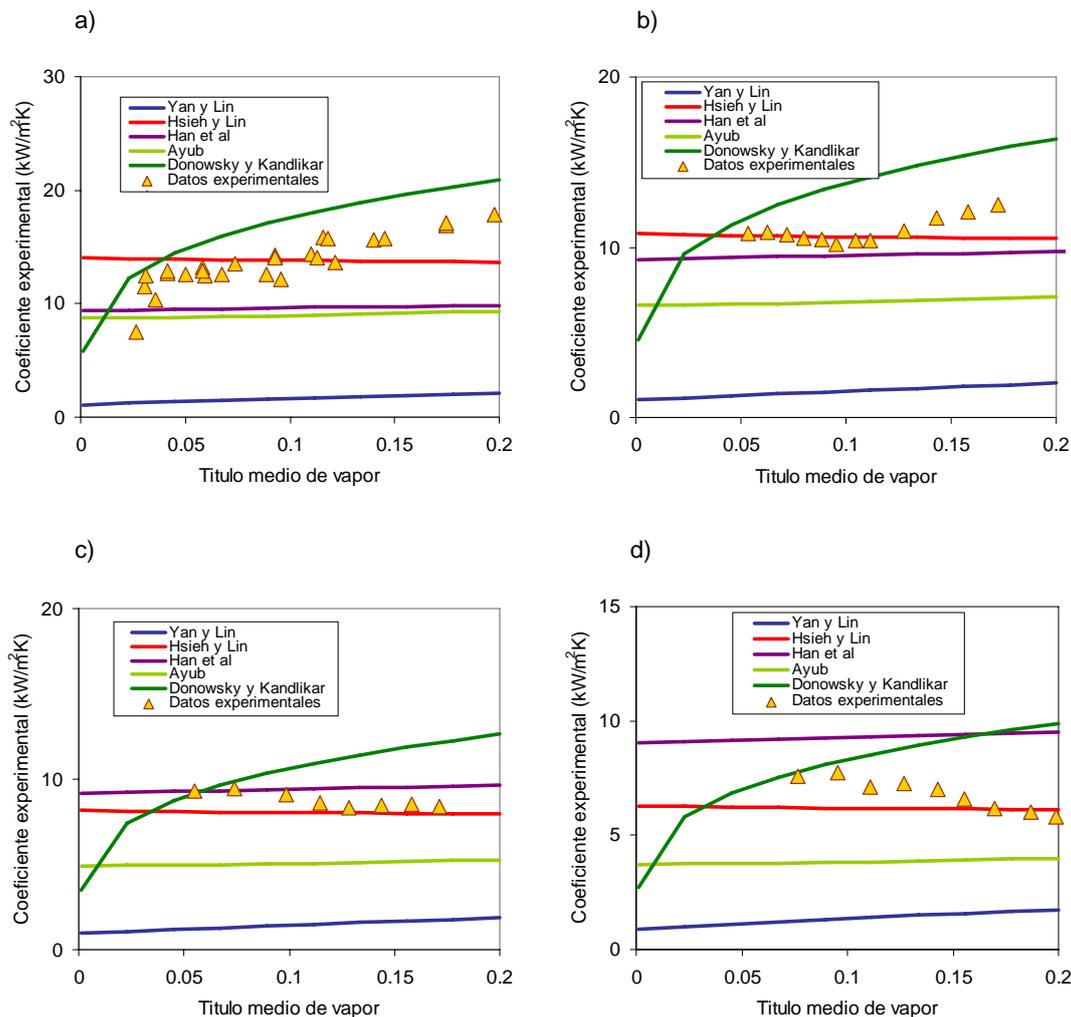


Figura 5.21 Comparación de los factores F de aumento de ebullición convectiva propuestas para intercambiadores de placas, en comparación con los datos experimentales. a) Flujo máscico 140 kg/m²s. b) Flujo máscico 100 kg/m²s. c) Flujo máscico 70 kg/m²s. d) Flujo máscico 50 kg/m²s.

5.5. Aplicación de modelos de correlaciones de ebullición a los datos experimentales de la mezcla en el intercambiador de placas

De la revisión de las correlaciones de ebullición se ha visto en primer lugar que los factores de aumento de ebullición convectiva deben de ser corregidos para adecuarse a la geometría del intercambiador de placas. De las correlaciones planteadas en la bibliografía, la correlación de Donowski y Kandlikar (2000) es la que mejor se ajusta a los datos experimentales, aunque tiende a dar valores superiores.

En cuanto al término de ebullición nucleada se ha visto que la correlación propuesta de ebullición nucleada planteada en esta tesis no es capaz de reproducir los datos experimentales en el intercambiador, y sin embargo un esquema tipo $\alpha_{TP} = a \cdot \alpha_{líquido} Bo^b$, planteado por Hsieh et al. (2002), es posible que reproduzca los coeficientes de ebullición en esta zona aunque debieran de ser corregidas estas constantes.

Para analizar los modelos de ebullición se han considerado tres posibilidades de cálculo de coeficientes:

- Corregir los factores de aumento de los coeficientes de ebullición de las correlaciones de ebullición convectiva con una expresión tipo Eq.(5.3). Esta propuesta de cálculo se ha propuesto debido a la escasa influencia de los efectos de flujo de calor. Kenning y Cooper (1989) consideran que en la mayoría de los casos, y fundamentalmente para flujos de calor pequeños la influencia de los fenómenos de nucleación en los coeficientes de ebullición es pequeña, y por tanto puede no considerarse el término de ebullición nucleada.

$$F = \left(1 + \frac{b}{\chi_{tt}}\right)^c \Rightarrow \alpha_{TP,placas} = F \alpha_{líquido,placas} = \left(1 + \frac{b}{\chi_{tt}}\right)^c \alpha_{líquido,placas} \quad \text{Eq.(5.3)}$$

- Como se ha visto que los coeficientes de ebullición de placas eran bastante bien correlacionados con la ecuación de Donowski y Kandlikar (2000), se propone una modificación del modelo original de Kandlikar (1991), para mejorar su comportamiento.

$$\alpha_{TP,placas} = \alpha_{LO} \left[1.1360 \cdot Co^{-0.9} (1-x)^{0.8} E_{CB} + 667.2Bo^{0.7} (1-x)^{0.8} F_{fl} E_{NB} \right] \quad \text{Eq.(5.4)}$$

- Se propone también un modelo de correlación de tipo asintótico, a partir de una ecuación de aumento de ebullición convectiva propuesta anteriormente en Eq.(5.3). En este caso, la supresión de la ebullición nucleada se encuentra implícita, por lo que no es necesario plantear ninguna modificación al término de ebullición nucleada.

$$\alpha_{TP,placas} = \sqrt[3]{\left(\alpha_{pool}\right)^3 + \left(F \alpha_{líquido}\right)^3} \quad \text{Eq.(5.5)}$$

5.5.1. Análisis de correlaciones de tipo convectivo

Para la primera propuesta, los coeficientes b y c de Eq.(5.3) se ajustaron por mínimos cuadrados a partir de los datos experimentales. El resultado de este ajuste se muestra en Eq.(5.6), y la representación de los errores de las predicciones se muestra en la Figura 5.22. Como se puede apreciar, el ajuste de mínimos cuadrados es bueno para los datos experimentales con la mayoría de los datos en la franja de error de un $\pm 20\%$. En la zona de ebullición nucleada, sin embargo, las dispersiones de esta correlación son superiores. Se puede apreciar que fundamentalmente el exponente del factor de aumento se modifica sustancialmente frente a las correlaciones de tubos.

$$\alpha_{TP} = F \alpha_{líquido} = \left(1 + \frac{4.27}{\chi_{tt}}\right)^{0.31} \quad \text{Eq.(5.6)}$$

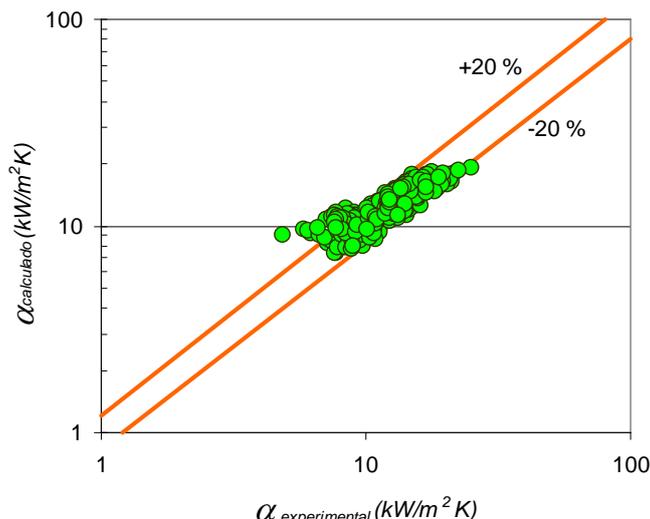


Figura 5.22 Resultado del ajuste de los datos experimentales de ebullición en el intercambiador de placas con una correlación de tipo convectivo.

5.5.2. Análisis de correlaciones tipo Kandlikar

El ajuste del modelo de Kandlikar requiere una cierta discusión. Donowski y Kandlikar (2000) propusieron el siguiente esquema para el cálculo de coeficientes de ebullición.

$$\alpha_{TP} = [y_1 Co^{y_2} E_{CB} + y_3 Bo^{y_4} F_{fl} E_{NB}] (1-x)^{y_5} \alpha_{LO} \quad \text{Eq.(5.7)}$$

El problema ha surgido en la constante y_5 de Eq.(5.7). Originalmente en el modelo de ebullición en tubos, esta constante tomaba el valor de 0.8. Si en ebullición forzada en tubos se considera la correlación de Dittus Boelter de tubos lisos para el cálculo del coeficiente de líquido, el producto de $(1-x)^{0.8} \alpha_{LO}$ se convierte en el coeficiente de líquido según Eq.(5.8). Esta suposición se acerca más al comportamiento de las correlaciones en ebullición de otros autores, que evalúan sólo el coeficiente de líquido, y no el coeficiente de todo-líquido.

$$(1-x)^{0.8} \cdot \alpha_{LO} = (1-x)^{0.8} \cdot 0.023 \cdot Re_{LO}^{0.8} \cdot Pr_{líquido}^{0.33} = 0.023 \cdot Re_{líquido}^{0.8} \cdot Pr_{líquido}^{0.33} \quad \text{Eq.(5.8)}$$

De forma que la ecuación de ajuste de coeficientes utilizando el razonamiento de Eq.(5.8), y agrupando las constantes $y_1 E_{CB}$ y las constantes $y_3 E_{NB}$ toman la forma de Eq.(5.9).

$$\alpha_{TP} = [a \cdot Co^{y_2} + b \cdot Bo^{y_4} \cdot F_{fl}] \cdot \alpha_{líquido} \quad \text{Eq.(5.9)}$$

Ajustando por mínimos cuadrados, y calculando el coeficiente de líquido con la correlación de simple fase de placas planteada por Kumar (1984), los resultados de este ajuste se resumen en Eq.(5.10).

$$\alpha_{TP} = [1.477 \cdot Co^{-0.267} + 523 \cdot Bo^{2.669} \cdot F_{fl}] \cdot \alpha_{líquido} \quad \text{Eq.(5.10)}$$

La constante de aumento de la ebullición convectiva $a = 1.477$ de Eq.(5.11), es superior a la constante original de Kandlikar $a = 1.1360$ planteada para tubos. En cuanto al término de ebullición nucleada, tiene una escasa influencia en el cálculo de los coeficientes para las condiciones consideradas. Como el modelo de Donowski y Kandlikar (2000), se obtuvo a partir de los datos experimentales de Yan y Lin (1999), y el exponente del número convectivo tiene un valor de -0.3 , se ha planteado el análisis considerando este exponente y ajustando la constante del término convectivo. El resultado de este ajuste se muestra en la Eq.(5.12).

$$\alpha_{TP} = [1.44 \cdot Co^{-0.3} + 523 \cdot Bo^{2.669} \cdot F_{fl}] \cdot \alpha_{liquido} \quad \text{Eq.(5.12)}$$

Los resultados del ajuste del modelo representados por la Eq.(5.12) se muestran en la Figura 5.23. Como se puede apreciar, el comportamiento de esta correlación es casi idéntico a la correlación propuesta en el apartado anterior.

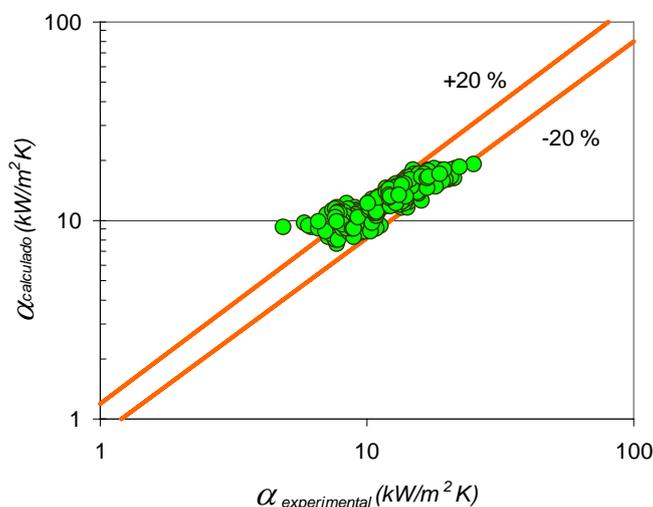


Figura 5.23 Resultados del ajuste de los datos experimentales de ebullición de la mezcla amoniaco/agua con el modelo de Kandlikar (1991) modificado al intercambiador de placas utilizado. Eq.(5.12).

5.5.3. Análisis de correlaciones de tipo asintótico

Los modelos de tipo asintóticos quizás sean el tipo de modelos apto para mostrar el comportamiento de los coeficientes de ebullición experimentales, pues modifican la pendiente de la curva de ebullición en función de la importancia relativa de los términos de ebullición nucleada y convectiva. Del análisis de ebullición forzada en tubos lisos con los fluidos puros agua y amoniaco se apreció que el modelo de Steiner y Taborek (1992), se ajustaba aceptablemente bien a los datos experimentales. El factor de aumento de los coeficientes de ebullición propuesto por Steiner y Taborek resulta complicado, por tener excesivos parámetros de dependencia. En vez de esto se plantea una ecuación típica de factor de aumento de ebullición convectiva del modelo de Chen (1963), considerando el coeficiente de nucleada como el obtenido por la correlación propuesta en el capítulo 3. Una vez ajustadas las constantes, la ecuación tiene la siguiente expresión.

La dependencia en el modelo de los coeficientes de ebullición del término de nucleada es escasa. En cuanto al exponente de la parte convectiva de este ajuste, se acerca mucho al exponente del resto de correlaciones planteadas.

$$\alpha_{TP} = \sqrt[3]{\left(\alpha_{Schlinder-Thome}\right)^3 + \left(\left(1 + \frac{3.96}{\chi_{tt}}\right)^{0.31} \alpha_{liquido,placas}\right)^3} \quad \text{Eq.(5.13)}$$

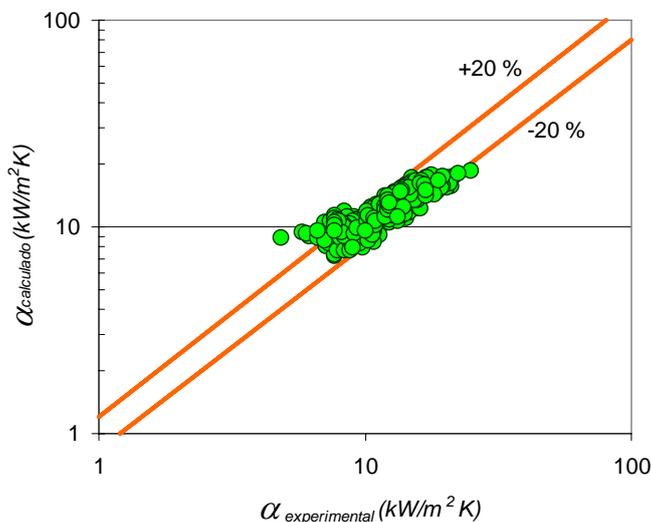


Figura 5.24 Resultados del ajuste de los datos experimentales de ebullición de la mezcla amoniaco/agua con un modelo de superposición modificado al intercambiador de placas utilizado. Según Eq.(5.13).

5.6. Propuesta de correlación para el intercambiador de placas

En el estudio de las correlaciones de ebullición convectiva, la correlación de ebullición de Kandlikar y la correlación de tipo asintótico ha mostrado que debido a la escasa influencia del flujo de calor en los coeficientes de ebullición, estas correlaciones tendían a considerar nula la influencia del flujo de calor en los coeficientes. La correlación de fuese capaz de predecir el comportamiento de la mezcla en condiciones de ebullición, debiera de modificar la pendiente de la zona convectiva conforme el flujo másico disminuye y además, dado que se ha apreciado en los experimentos, debiera de incluir efectos convectivos en la zona de influencia del flujo de calor.

De todos los modelos de correlaciones considerados, el único modelo que modifica su pendiente conforme disminuye el flujo másico, es el modelo de correlación de tipo asintótico. El comportamiento de los modelos asintóticos se suele representar en gráficos como los de la Figura 5.25, donde se representa en el eje de ordenadas el cociente del coeficiente de ebullición frente al término de ebullición convectiva, y en el eje de abscisas, el cociente del flujo de calor entre un flujo de calor de referencia (en la Figura 5.25, es el flujo de calor crítico). En esta gráfica, se aprecia que la transición de la ebullición nucleada a la ebullición convectiva se produce para estos modelos de una manera más gradual conforme disminuye el exponente, convirtiéndose en un modelo de efectos separados para exponentes $n = \infty$, hasta modelos de superposición para exponentes $n = 1$.

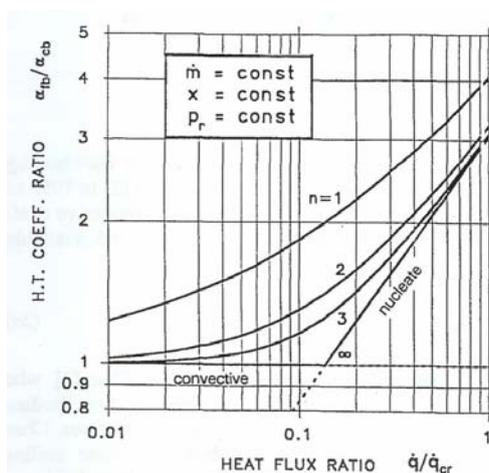


Figura 5.25. Gráfico explicativo de los modelos de tipo asintótico. Condiciones de experimentación de flujo másico constante, título de vapor, y presión relativa constante. (Fuente: Steiner y Taborek (1992)).

Se ha visto que en la zona de aparente nucleación, los coeficientes dependen también del coeficiente de líquido en el intercambiador, reflejando que los datos experimentales se encuentran en una zona de transición de ebullición nucleada a convectiva.

Si se considera un modelo sólo de tipo convectivo, debido a este cambio de pendiente de la curva de ebullición, el mejor ajuste se encuentra cuando las correlaciones tienden a dar valores superiores que los coeficientes experimentales en la zona de ebullición nucleada.

En el caso del la correlación de superposición propuesta por Kandlikar, el ajuste mejor se encuentra cuando la influencia del término de ebullición nucleada es nulo, reflejando que es muy difícil adecuar esta correlación a los datos experimentales obtenidos.

Dada la escasa dependencia del título de vapor y el flujo de calor en los coeficientes de ebullición, resulta difícil establecer los exponentes de un modelo asintótico. Se plantea como alternativa considerar un modelo de efectos separados, que consiste en establecer independientemente los efectos de nucleación y efectos convectivos, aún a riesgo de perder precisión en la tendencia de los coeficientes. Para correlacionar los datos de ebullición nucleada, se ha utilizado la correlación de Hsieh y Lin (2002) que fue propuesta para intercambiadores de placas, Eq.(5.14), que se había apreciado que reproducía bastante bien el comportamiento de los datos experimentales en la zona de aparente nucleación. En este tipo de ecuación, estos autores encontraron que el exponente del número de boiling era 0.5, y no 0.7 como sería normal en ebullición nucleada, reflejando en cierta medida que las experiencias realizadas por estos autores se encontraban en zona de transición.

$$\alpha_{TP} = a \cdot \alpha_{LO} Bo^b \quad \text{Eq.(5.14)}$$

El ajuste de los parámetros responde a Eq.(5.15), presentándose las curvas obtenidas por esta ecuación para algunos datos experimentales en la Figura 5.26.

$$\alpha_{TP} = 5 \cdot \alpha_{LO} \cdot Bo^{0.15} \quad \text{Eq.(5.15)}$$

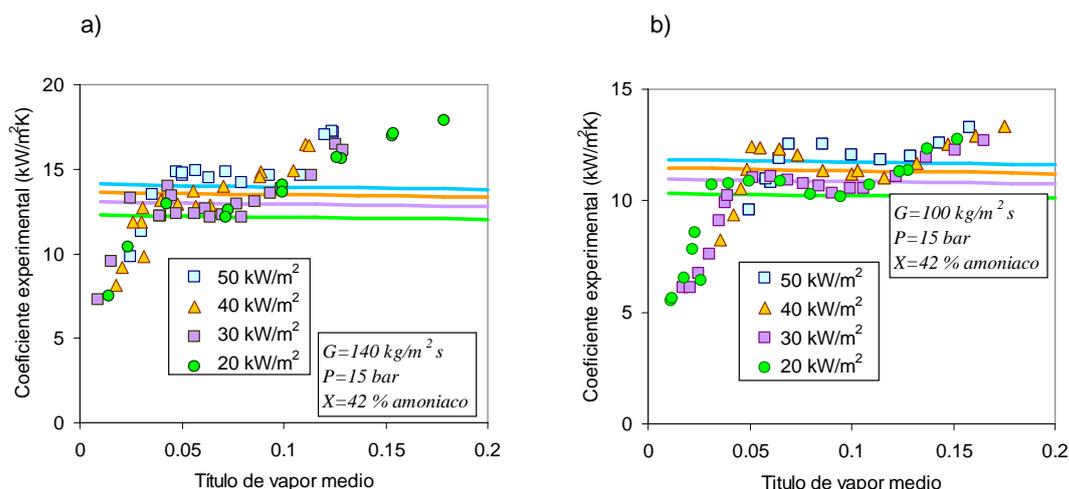


Figura 5.26. Resultados del ajuste de los datos experimentales de ebullición de la mezcla amoniaco/agua en la zona de aparente nucleación con un modelo tipo Hsieh y Lin (2002).

El exponente del número de Boiling de 0.15 encontrado para esta ecuación, dista mucho del vapor 0.5 encontrado por Hsieh y Lin (2002) con R410A en intercambiadores de placas, aunque sin embargo este exponente corresponde también al valor del exponente encontrado por Rivera y Best (1999) de ebullición forzada de la mezcla amoniaco/agua en tubos lisos, que se había analizado en el capítulo de revisión bibliográfica de datos experimentales. Este exponente reflejaría que, al menos para la mezcla amoniaco/agua, la dependencia del flujo de calor en intercambiadores de placas y ebullición en tubos lisos es la misma, en contradicción con las experiencias de Hsieh y Lin (2002) con R410A en intercambiadores de placas, que encontraron una reducción del exponente del número de Boiling en comparación con tubos lisos.

La ecuación Eq.(5.15) incorpora efectos convectivos en los coeficientes de ebullición nucleada y por tanto no tiene sentido plantear un modelo de tipo asintótico pues no sería capaz de encontrar la transición de ebullición nucleada a convectiva. Es por tanto necesario plantear un criterio de modelos separados, para que los datos experimentales se puedan adecuar al comportamiento de la mezcla en el intercambiador de placas. Tanto Shah (1982), como Kandlikar (1990), para tubos lisos, plantearon un modelo de fenómenos separados de ebullición nucleada y convectiva. En estos modelos se calculan las expresiones de ebullición nucleada dominante y las expresiones de ebullición convectiva dominante y se escoge el que ofrezca el mayor de los dos. Este tipo de correlaciones sería capaz de explicar el comportamiento de los datos experimentales para flujos másicos de mezcla superiores a $100 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$. Sin embargo, para el caso de flujos másicos de $70 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$, el modelo encontraría la transición a ebullición convectiva, que no se ha apreciado.

Para evitar este tipo de problemas, se propone un criterio por conveniencia, dependiente de las velocidades de líquido y de vapor. La correlación propuesta se calcula por medio de Eq.(5.16) y Eq.(5.17). En la Figura 5.27 se representan las velocidades del líquido y del vapor de todas las experiencias realizadas. En esta figura, se representa también con una línea a trazos, la recta que ha permitido establecer el criterio. El resultado de las predicciones de la correlación propuesta, frente a los datos experimentales se muestra en la Figura 5.28.

$$\text{Si } V_{\text{vapor}} < -111.88 \cdot V_{\text{liq}} + 11.848 \left[\frac{m}{s} \right] \quad \alpha_{TP} = \alpha_{nb} = 5Bo^{0.15} \alpha_{\text{liquido}} \quad \text{Eq.(5.16)}$$

$$\text{Si } V_{\text{vapor}} > -111.88 \cdot V_{\text{liq}} + 11.848 \left[\frac{m}{s} \right] \quad \alpha_{TP} \text{ el mayor de } \begin{cases} \alpha_{nb} = 5 \cdot Bo^{0.15} \cdot \alpha_{\text{liquido}} \\ \alpha_{cb} = \left(1 + \frac{0.8}{\chi_{tt}} \right)^{0.79} \alpha_{\text{liquido}} \end{cases} \quad \text{Eq.(5.17)}$$

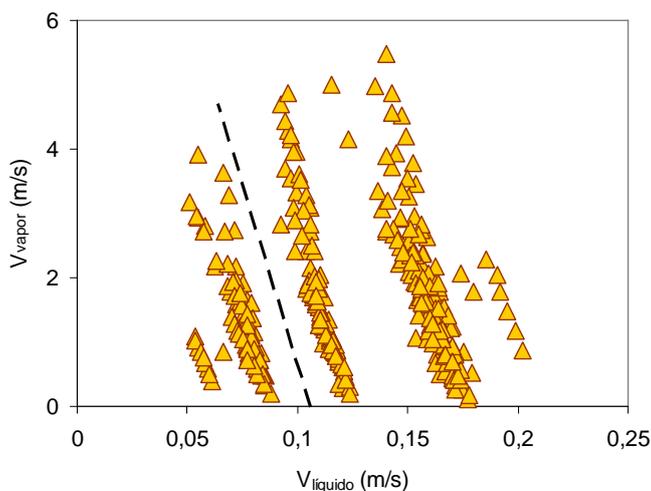


Figura 5.27. Representación de los datos experimentales obtenidos, y representación del criterio de transición de ebullición nucleada a convectiva.

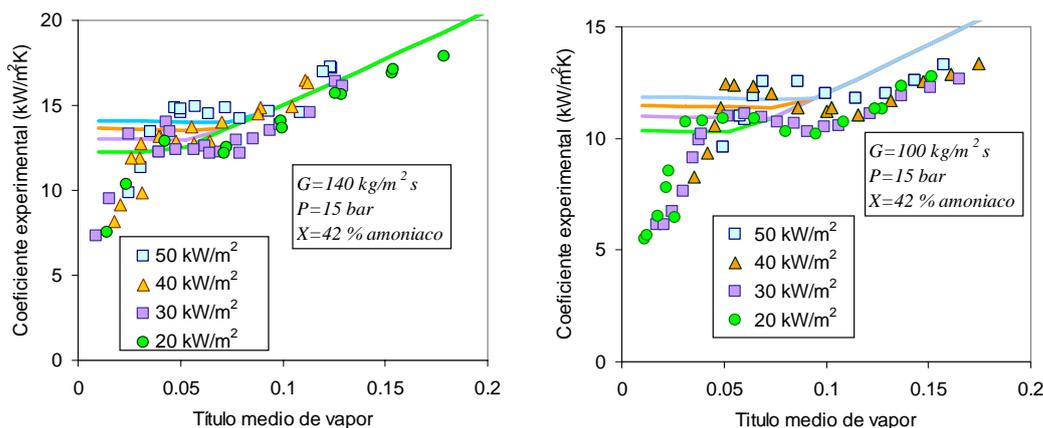
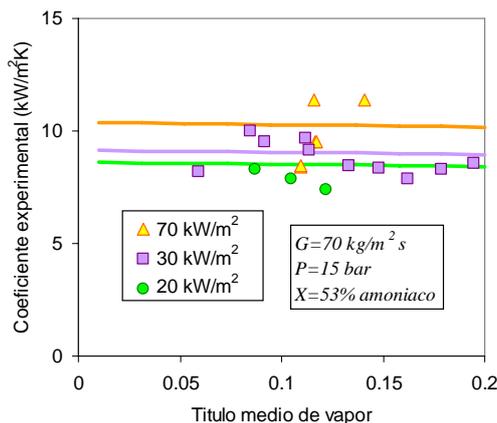


Figura 5.28. Representación del modelo propuesto para diferentes datos experimentales de ebullición en el intercambiador de placas. **(Continúa en la página siguiente)**



(Continuación) Figura 5.28. Representación del modelo propuesto para diferentes datos experimentales de ebullición en el intercambiador de placas.

El modelo propuesto se ha basado en las observaciones del comportamiento de los coeficientes de ebullición en el intercambiador de placas, que tiene relativa validez por cuanto la geometría sólo se encuentra implícita en el coeficiente de líquido, y además el título de vapor alcanzado es limitado.

El exponente del número de Boiling ajustado con los experimentos coincide con el encontrado en las experiencias de Rivera y Best (1999), lo que sugiere que al menos para generadores de equipos de absorción tenga aplicabilidad.

Se ha escogido un criterio para establecer cuando debe de considerarse una correlación de ebullición nucleada y cuando debe considerarse una correlación mixta de ebullición convectiva y nucleada, que se ajustase al comportamiento del intercambiador en ebullición. El comportamiento de los datos experimentales se acerca más a una competición entre tendencias de ebullición en el intercambiador, disminuyendo la pendiente de la curva de ebullición conforme el flujo másico de solución disminuye, siendo abrupta esta transición en el modelo propuesto.

En la Figura 5.29 se muestra el resultado del ajuste de la correlación propuesta. El porcentaje de datos experimentales que se encuentran dentro de la banda de error del 20 % es del 94.85%.

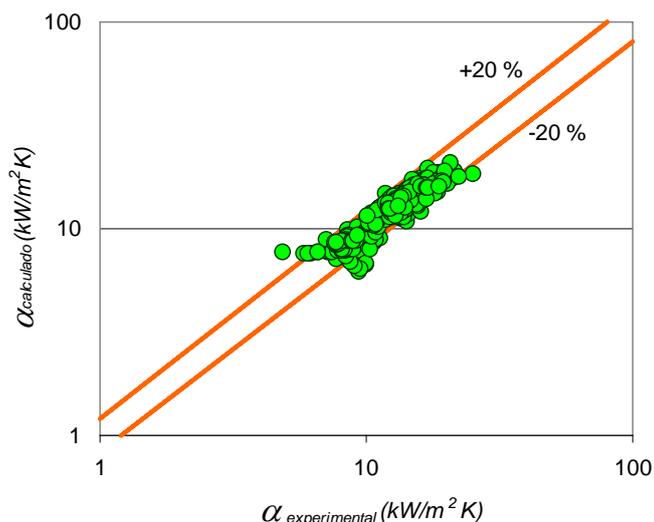


Figura 5.29. Resultados de la correlación propuesta en esta tesis en ebullición de intercambiadores de placas.

5.7. Conclusiones

En este capítulo se han mostrado los resultados experimentales de los ensayos de simple fase con agua en los dos circuitos del intercambiador y los resultados de ebullición de la mezcla amoniaco/agua en condiciones de ebullición.

El dispositivo experimental considerado es capaz de obtener datos experimentales de ebullición de la mezcla amoniaco/agua.

Los datos experimentales se han considerado satisfactorios considerando la precisión de los equipos.

En los ensayos experimentales de ebullición de la mezcla amoniaco/agua se muestra como la variable de mayor influencia es el flujo másico. Sin embargo, se han encontrado indicios de que la ebullición nucleada se encuentra presente. Tanto la presión como la concentración de la mezcla han mostrado una influencia pequeña en los coeficientes de ebullición.

Se han comparado los datos experimentales con tres propuestas de cálculo de coeficientes. Estas propuestas fallan en la predicción de los coeficientes en la zona de aparente nucleación. Aunque no es capaz de reproducir la zona de ebullición convectiva, se ha apreciado que la correlación de Hsieh y Lin (2002) para intercambiadores de placas se ajusta a los datos experimentales en la zona de aparente nucleación, lo que abre la posibilidad de plantear un modelo de efectos separados.

Finalmente se ha propuesto una correlación de efectos de ebullición separados. La correlación diferencia dos zonas de ebullición dependiendo de la velocidad de líquido y de vapor. Se distingue una primera zona donde existe una competición entre efectos convectivos y efectos de nucleación, y una segunda zona de supresión de ebullición convectiva, donde sólo es posible que existan fenómenos de nucleación.

En la correlación propuesta, el porcentaje de datos experimentales que se encuentran dentro de la banda de error del 20 % es del 94.85%.

El criterio de velocidades de líquido y de vapor para establecer donde la ebullición convectiva se suprime, es un criterio que se ha escogido por conveniencia de los datos experimentales, y

debieran considerarse más estudios de ebullición en intercambiadores de placas para considerar este planteamiento como válido.

UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI
ESTUDIO DEL PROCESO DE EBULLICIÓN FORZADA DE LA MEZCLA AMONIACO/AGUA EN INTERCAMBIADORES DE PLACAS PARA EQUIPOS DE
REFRIGERACIÓN POR ABSORCIÓN.
Francisco Táboas Touceda
ISBN: 978-84-690-7588-3 / DL: T.1587-2007