

Anexo I: Transferencia de calor en ebullición.....I.1

I.I. Ebullición en recintos cerrados (pool boiling).....	I.1
I.I.i. Correlaciones de ebullición de fluidos puros en recintos cerrados (pool boiling).....	I.2
I.I.ii. Correlaciones de ebullición de mezclas en recintos cerrados.....	I.5
I.II. Ebullición forzada.....	I.7
I.II.i. Correlaciones de ebullición forzada de fluidos puros.....	I.8
I.II.ii. Análisis de los factores de aumento de los coeficientes de ebullición convectiva.....	I.18
I.II.iii. Correlaciones de ebullición forzada de mezclas binarias.....	I.21
I.III. Correlaciones de ebullición en canales estrechos.....	I.27
I.III.i. Correlaciones generales para intercambiadores compactos.....	I.28
I.III.ii. Correlaciones de ebullición específicos de intercambiadores de placas....	I.29

I. Anexo I: Transferencia de calor en ebullición

En este anexo se muestran los modelos considerados en la revisión bibliográfica de datos experimentales de ebullición en recintos cerrados y de ebullición en el interior de tubos, tanto para los fluidos puros amoniaco y agua, como para la mezcla amoniaco/agua.

Los procesos de ebullición son muy frecuentes en la industria y han sido objeto de estudio en las últimas décadas. A causa de la complejidad de los procesos de ebullición tan solo modelos empíricos están disponibles en la bibliografía y los coeficientes que predicen pueden tener diferencias incluso del 100 %.

La ebullición es un proceso de cambio de fase en donde las burbujas se forman en la superficie de calentamiento y/o en una capa de líquido sobrecalentada cerca de la superficie de calentamiento. Se denomina ebullición en recintos cerrados, cuando los procesos de ebullición se encuentran referidos a ebullición en convección natural, estando el líquido cerrado en un recipiente y se denomina ebullición forzada el líquido fluye sobre la superficie de calentamiento por medio de una bomba o otro medio.

En ebullición forzada, se asume que existen dos fenómenos de ebullición: ebullición nucleada y ebullición convectiva. El primer proceso se tiende a calcular partir de correlaciones de ebullición en recintos cerrados, y la ebullición convectiva, tiende a calcularse a partir de correlaciones de simple fase multiplicadas por un factor de aumento.

La revisión de estudios de ebullición en intercambiadores de placas realizada, ha mostrado como el mundo de la investigación no se ha puesto de acuerdo en los fenómenos de ebullición predominantes en este tipo de intercambiadores. Algunos autores afirman que solo existen fenómenos de ebullición nucleada en estos intercambiadores (Pelletier y Palm (1997)), otros autores afirman que solo existen fenómenos de ebullición convectiva (Yan y Lin (1999)), y otros autores afirman que los dos fenómenos se encuentran presentes Thonon et al. (1997).

Debido a que el estudio bibliográfico reflejó diferentes tendencias a la hora de correlacionar los datos experimentales de ebullición en intercambiadores de placas, se ha propuesto hacer un estudio de correlaciones de ebullición en ebullición en recintos cerrados y ebullición forzada en tubos lisos para compararlos con datos experimentales bibliográficos de los fluidos puros agua y amoniaco y la mezcla amoniaco/agua.

I.1. Ebullición en recintos cerrados (pool boiling)

La Figura 1 muestra cualitativamente la curva de ebullición típica que se obtiene en ebullición en recintos cerrados representando el flujo de calor frente a la diferencia de temperaturas entre la pared y el líquido.

Cuando el flujo de calor aumenta, el primer modo de transferencia de calor que aparece en presencia de un campo gravitatorio es la convección natural. En un punto determinado de sobrecalentamiento de la pared (punto A), las burbujas de vapor aparecen en la superficie del líquido. Este punto se denomina el punto de inicio de la ebullición nucleada (onset of nucleate boiling ONB). Las burbujas se forman en las cavidades o en las fisuras de la superficie, que contienen núcleos de vapor. En líquidos que son capaces de mojar bien la superficie el punto de inicio de la ebullición nucleada se retrasa. En estos líquidos, la generación de burbujas causa una reducción de la temperatura superficial mientras que el flujo de calor se mantiene constante aunque este comportamiento no se observa cuando se reduce el flujo de calor mostrándose efectos de histéresis.

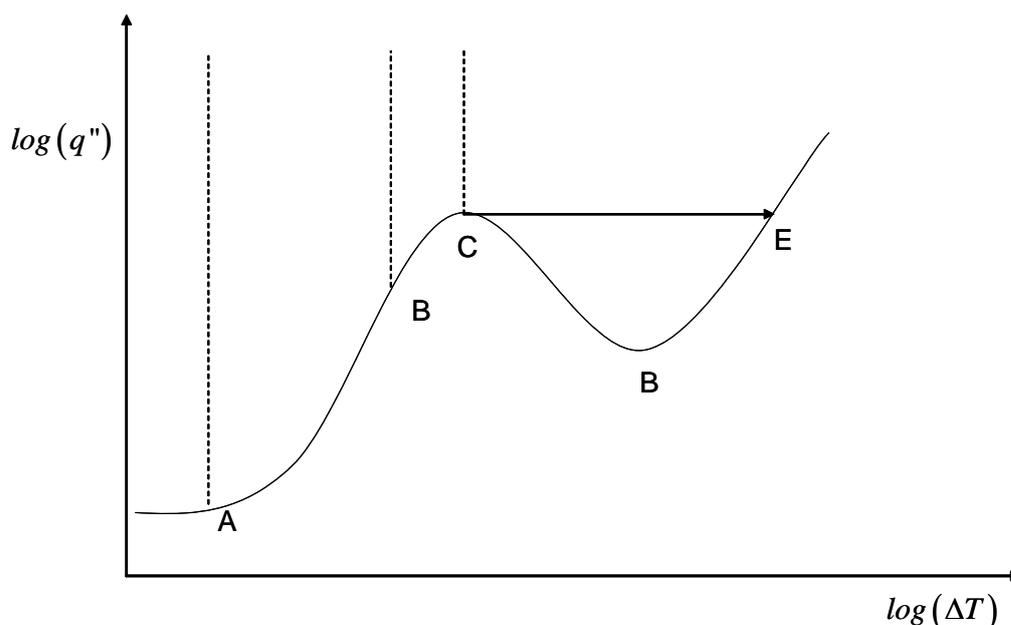


Figura 1 Curva de ebullición nucleada en recintos cerrados representando el flujo de calor frente a la temperatura.

Después de la primera generación de burbujas se encuentra un fuerte aumento de la pendiente de la curva de ebullición conforme el flujo de calor se eleva. En la ebullición nucleada parcial (Curva AB) se generan burbujas discretas en sitios de nucleación en la superficie de calentamiento. La transición de las burbujas aisladas al desarrollo total de la ebullición sucede cuando se produce la coalescencia de las mismas. En esta región el vapor tiende a dejar la superficie de calentamiento en la forma de chorros. A partir de esta región la pendiente de la curva de ebullición tiende a decrecer hasta la región de transición de la ebullición, cuando se alcanza el flujo de calor crítico. Después de alcanzar el flujo de calor crítico de ebullición, la superficie se cubre con vapor, y la superficie se cubre de vapor, de forma que la temperatura de la superficie aumenta rápidamente

I.1.i. Correlaciones de ebullición de fluidos puros en recintos cerrados (pool boiling)

Durante los últimos 70 años se han llevado a cabo muchos estudios del proceso de ebullición nucleada con componentes puros. Esto ha permitido ampliar el conocimiento de los procesos físicos que se producen en la generación de burbujas en ebullición, aunque todavía no se han podido establecer modelos teóricos que predigan los coeficientes con suficiente exactitud, debido principalmente a la cantidad de parámetros de influencia en este tipo de ebullición. Por ello la mayoría de trabajos presentan correlaciones que se basan en resultados experimentales. Estas correlaciones muestran que el coeficiente de transferencia de calor en ebullición depende del flujo de calor, la presión, las propiedades del fluido y de algunas características de la superficie de calentamiento (rugosidad, orientación, forma, propiedades termofísicas, etc.). La mayoría de estas correlaciones predicen muy bien los resultados experimentales correlacionados, aunque también es cierto que se encuentran diferencias importantes entre los resultados experimentales de diversas fuentes.

En la bibliografía se pueden encontrar multitud de correlaciones, que han sido propuestas para el cálculo de los coeficientes de ebullición nucleada en fluidos puros. Debido a la gran cantidad de modelos propuestos, la solución ha sido la de considerar los modelos más referenciados hasta ahora para el cálculo de coeficientes de transferencia de calor en ebullición nucleada,

estos son la correlación de Gorenflo (1997), la correlación de Cooper (1984), la correlación de Stephan y Abdelsalam (1980) y la correlación de Mostinski (1963). De todos estos modelos, destacan la correlación de Cooper y la correlación de Mostinski por su sencillez de aplicación, y porque para su cálculo se necesitan pocas variables termodinámicas. Por contra, la correlación de Gorenflo necesita establecer valores de referencia experimentales, y la correlación de Stephan y Abdelsalam, si bien ofrece según la literatura científica, valores buenos de los coeficientes de ebullición, depende de bastantes propiedades termofísicas, que pueden ser difíciles de obtener para algunos fluidos. Los modelos seleccionados se describen a continuación.

I.I.i.a. Correlación de Mostinski

Mostinski (1963) aplicó el principio de los estados correspondientes para correlacionar datos experimentales de ebullición nucleada y llegó a una correlación simple sin dependencia de las características de la superficie ni de las propiedades del fluido. La correlación de presión reducida adimensional se describe por Eq. (1).

$$\alpha_{pool} = 3.596 \times 10^{-5} P_C^{0.69} q^{*0.7} F_p \quad \text{Eq. (1)}$$

Donde la presión crítica se calcula en kPa. Los efectos de la presión en la ebullición nucleada son correlacionados utilizando el factor F_p , determinado mediante la ecuación Eq. (2)

$$F_p = 1.8(p_r)^{0.17} + 4(p_r)^{1.2} + 10(p_r)^{10} \quad \text{Eq. (2)}$$

Con: p_r presión reducida del fluido [P_{sat}/P_C]

I.I.i.b. Correlación de Cooper

Cooper (1984) presentó la siguiente correlación de presión reducida, que incorpora además la información de rugosidad de la superficie y el peso molecular del fluido. Cuando se desconoce la rugosidad de la superficie se aconseja utilizar un valor de 1 μm .

$$\alpha_{pool} = 55 \cdot (p_r)^{0.12 - 0.043 \ln(R_p)} (-\log p_r)^{-0.55} M^{-0.5} q^{*0.67} \quad \text{Eq. (3)}$$

Con: M masa molecular de la sustancia [kmol/kg]

I.I.i.c. Correlaciones de Stephan Abdelsalam

La correlación de Stephan y Abdelsalam (1980) es una de las correlaciones más referenciada en los trabajos de ebullición nucleada. Utilizando un método de regresión múltiple correlacionaron gran cantidad de datos experimentales, con características geométricas de la superficie de calentamiento similares, agrupando las propiedades termofísicas de los fluidos en

números adimensionales. Como resultado de la regresión obtuvieron correlaciones individuales para cuatro tipos de fluidos (agua, orgánicos, refrigerantes y criogénicos) que reproduzcan los datos experimentales con un error medio inferior al 15%. También presentaron una expresión general válida para todos los fluidos. En este caso el error medio era inferior al 25 %.

La correlación aplicable para el agua es:

$$\frac{\alpha_{pool} D_0}{\lambda_L} = 0.246 \cdot 10^7 \left(\frac{q'' D_0}{\lambda_l} \right)^{0.673} \left(\frac{\Delta h_{fg} D_0^2}{\kappa_l^2} \right)^{-1.58} \left(\frac{Cp_l T_{sat} D_0}{\kappa_l^2} \right)^{1.26} \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_l} \right)^{5.22} \quad \text{Eq. (4)}$$

Para el amoniaco se ha utilizado la correlación para refrigerantes.

$$\frac{\alpha_{pool} D_o}{\lambda_l} = 207 \left(\frac{q'' D_o}{\lambda_l T_{sat}} \right)^{0.745} \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right)^{0.581} \left(\frac{v_l}{\kappa_l} \right)^{0.533} \quad \text{Eq. (5)}$$

El diámetro de partida de las burbujas D_0 se calcula mediante la ecuación de Fritz (1935). Eq (6)

$$D_o = 0.0146 \cdot \beta \cdot \left[\frac{2\sigma}{g(\rho_l - \rho_v)} \right]^{1/2} \quad \text{Eq. (6)}$$

El ángulo de contacto β , es en el caso del agua de 45 ° y para los refrigerantes de 35°.

I.I.i.d. Correlaciones de Gorenflo

Gorenflo (1997) propuso una correlación dependiente de la presión reducida que utiliza un valor experimental del coeficiente de ebullición nucleada específico de cada fluido medido en una condiciones de referencia: una presión reducida de $p_{r0} = 0.1$, una rugosidad de $R_{a0} = 0.4 \mu\text{m}$ y un flujo de calor de $q_0 = 20.000 \text{ W/m}^2$. La expresión para calcular el coeficiente de ebullición nucleada en otras condiciones es:

$$\frac{\alpha_{pool}}{\alpha_0} = \left(\frac{q''}{q_0''} \right)^{n(p_r)} \cdot F(p_r) \cdot \left(\frac{R_a}{R_{a0}} \right)^{0.133} \quad \text{Eq. (7)}$$

Donde el factor de corrección de la presión sigue la misma expresión para todos los fluidos excepto para el agua. La expresión de los factores de corrección de la presión y los valores de los coeficientes de ebullición nucleada en las condiciones de referencia para el amoniaco y el agua se muestran en la siguiente tabla:

Para el propósito de este trabajo, las correlaciones de fluidos puros seleccionadas se han comparado con los datos experimentales obtenidos de la bibliografía. En el cálculo se ha considerado una rugosidad de la superficie de 0.4 μm para el cálculo de la correlación de Gorenflo.

Tabla 1. Obtención de los factores de Eq. (7) para los fluidos agua y amoniaco.

Fluido	$F(p_r)$	$n(p_r)$	$\alpha_o (W/m^2)$
Amoniaco	$F(p_r) = 1.2 \cdot p_r^{0.27} + \left(2.5 + \frac{1}{1-p_r}\right) \cdot p_r$	$n(p_r) = 0.9 - 0.3 \cdot p_r^{0.15}$	7000
Agua	$F(p_r) = 1.73 \cdot p_r^{0.27} + \left(6.1 + \frac{0.68}{1-p_r}\right) \cdot p_r^2$	$n(p_r) = 0.9 - 0.3 \cdot p_r^{0.3}$	5600

I.I.ii. Correlaciones de ebullición de mezclas en recintos cerrados

Cuando se obtiene la curva de ebullición nucleada de una mezcla binaria se observa que esta se ve considerablemente alterada con respecto a la de los respectivos compuestos puros. En primer lugar se observa que es necesario un mayor exceso de temperatura para que se inicie la ebullición. En segundo lugar los coeficientes de transferencia de calor en la zona de ebullición nucleada se ven fuertemente reducidos con respecto a los de los componentes puros. Esta reducción presenta un máximo en los puntos donde la diferencia de concentraciones molares entre la fase vapor y la fase líquida $|\tilde{y}_1 - \tilde{x}_1|$ también pasan por un máximo. Este máximo en la diferencia de concentraciones normalmente también coincide con un máximo en la diferencia entre la temperatura de rocío y la temperatura de burbuja. Por ello, la mayoría de correlaciones publicadas para el cálculo del coeficiente de ebullición nucleada de la mezcla incluyen un término de corrección que tiene en cuenta la diferencia de concentraciones o la diferencia de temperaturas.

Esta reducción del coeficiente de ebullición nucleada de la mezcla se atribuye en gran medida a un aumento en la concentración del componente pesado en la interfase de la burbuja. Este incremento en la concentración del componente pesado produce un aumento de la temperatura de burbuja y una reducción en la diferencia de temperatura disponible, llevando a una reducción de la velocidad de crecimiento de la burbuja y por lo tanto del coeficiente. El aumento de la concentración del componente pesado en la interfase de la burbuja esta controlado por los procesos de difusión de materia, por ello, algunas correlaciones actuales, incluyen el coeficiente de transferencia de materia o la difusividad en el cálculo del coeficiente de ebullición nucleada de la mezcla.

Estos dos términos de corrección se introducen en las correlaciones para el cálculo del coeficiente de ebullición nucleada de las mezclas de manera semiempírica como corrección de un coeficiente de ebullición nucleada de la mezcla ideal en ausencia de efectos de difusión de masa.

En la literatura se siguen dos aproximaciones para el cálculo de este coeficiente ideal. En la primera, un coeficiente de transferencia de calor ideal es definido en base a un promedio molar del exceso de temperatura

$$\Delta T_{id} = \tilde{x}_1 \Delta T_1 + \tilde{x}_2 \Delta T_2 \quad \text{Eq. (8)}$$

Lo cual lleva al cálculo del coeficiente ideal como promedio recíproco molar de los componentes puros a la misma presión o temperatura calculados con correlaciones de ebullición nucleada de fluidos puros. Eq.(9).

$$\frac{1}{\alpha_{id}} = \frac{\tilde{x}_1}{\alpha_1} \Big|_{P \text{ ó } T} + \frac{\tilde{x}_2}{\alpha_2} \Big|_{P \text{ ó } T} \quad \text{Eq. (9)}$$

Existe también la posibilidad de calcular el coeficiente de ebullición ideal calculado con las propiedades de la mezcla aunque esta aproximación es menos utilizada por la dificultad para determinar las propiedades termofísicas.

Si bien para el caso de ebullición en flujo forzado, existen grandes diferencias en los modelos propuestos, las correlaciones seleccionadas en la ebullición de mezclas, se pueden reducir todas a la forma de la ecuación Eq. (10) con la expresión de K presentada en la Tabla 1 para cada correlación:

$$\frac{\alpha_{pool,mix}}{\alpha_{pool,id}} = \frac{1}{1 + K} \quad \text{Eq. (10)}$$

Debido a los trabajos previos de Arima et al. (2003), Inoue et al. (2002a) y Inoue et al. (2002b), donde se manifiesta la imposibilidad de las correlaciones de predecir el comportamiento de la mezcla amoniaco/agua en ebullición nucleada en todos los rangos de concentraciones, se ha realizado una comparación de los datos de ebullición nucleada de la mezcla con las correlaciones probablemente más referenciadas actualmente. Las correlaciones que se han estudiado han sido las correlaciones de Schlünder, la modificación a la correlación de Schlünder (1982) llevada a cabo por parte de Thome y Shakir (1987), y la correlación de Fujita y Tsutsui en su última versión de 1997. Las razones de la utilización de cada una de ellas es la siguiente. La correlación de Schlünder es la primera correlación que ha obtenido buena reputación en la comunidad científica, por sus buenos resultados en la mayoría de mezclas, la modificación posterior propuesta por Thome y Shakir (1987) parece ser que se ajusta mejor que la correlación de Schlünder a los datos experimentales de mezclas acuosas (recordemos que la mezcla que se estudia en este trabajo es una mezcla con agua), y la correlación de Fujita y Tsutsui, se ha escogido por ser una correlación que no necesita el parámetro β_L . Todas estas correlaciones tienen la gran ventaja de que para su cálculo sólo se necesitan variables termodinámicas, relativamente fáciles de conseguir para mezclas.

Tabla 2. Factores K en Eq. (10)

Autores	Factor K	Comentarios
Schlünder (1982)	$\frac{\alpha_{pool,id}}{q''} \cdot (T_{sat,1} - T_{sat,2}) \cdot (\tilde{y}_1 - \tilde{x}_1) \times$ $\left[1 - \exp\left(\frac{B_0 \cdot q''}{\rho_L \cdot \Delta h_{fg} \cdot \beta_L} \right) \right]$	$B_0=1$ $\beta_L=2 \times 10^{-4} \text{ m/s}$
Thome y Shakir (1987)	$\frac{\alpha_{pool,id}}{q''} \Delta T_{bp} \left[1 - \exp\left(\frac{B_0 \cdot q''}{\rho_l \cdot \Delta h_{fg} \cdot \beta_L} \right) \right]$	$B_0=1$ $\beta_L=3 \times 10^{-4} \text{ m/s}$
Fujita y Tsutsui (1997)	$\frac{\alpha_{pool,id}}{q''} \Delta T_{bp} \cdot$ $\left\{ 1 - \exp\left[\frac{-60 \cdot q''}{\rho_l \cdot \Delta h_{fg}} \left(\frac{\rho_v}{\sigma \cdot g \cdot (\rho_l - \rho_v)} \right)^{1/4} \right] \right\}$	

I.II. Ebullición forzada

El proceso de transmisión de calor en ebullición forzada es un fenómeno complejo, en el que intervienen una serie de patrones de flujo, que caracterizan la transferencia de calor. Dado que los patrones de flujo se ven influenciados por la geometría de la superficie donde se produce la ebullición, se ha creado una simplificación que permite obtener resultados aceptables, y con continuas evoluciones se ha estado utilizando a lo largo de los últimos 40 años.

Esta simplificación consiste en considerar dos términos de ebullición, la ebullición nucleada y ebullición convectiva. A lo largo de los años se han propuesto diferentes formas de establecer la transición de uno a otro fenómeno, y éstos se pueden agrupar correlaciones de superposición (Chen (1963)), correlaciones de efectos separados (Shah (1982)) y correlaciones de tipo asintótico (Steiner y Taborek (1992)). Fuera de esta clasificación, se encontraría el modelo de Kandlikar (1990), que separa zonas de dominancia de los fenómenos, y en cada una de estas zonas considera la influencia de los efectos convectivos y de nucleación. Aparte del modelo de Kandlikar el resto de los modelos pueden ser generalizados por medio de la Eq.(11), donde el exponente se modifica en función del modelo. De esta forma, para $n=1$, tendríamos un modelo de superposición, para $n=\infty$ tendríamos un modelo de efectos separados, y para otros valores de n tendríamos un modelo de tipo asintótico, aunque generalmente se suele utilizar $n=3$.

$$\alpha_{TP} = \sqrt[n]{(\alpha_{nb})^n + (F\alpha_l)^n} \quad \text{Eq. (11)}$$

En Eq. (11) el factor F , se denomina el factor de aumento de la ebullición convectiva, el término α_l es el coeficiente de transferencia de calor del líquido. El término de ebullición

nucleada α_{nb} de Eq. (11) suele calcularse por medio de ecuaciones de ebullición en recintos cerrados, e incluso ser afectados por un término S , denominado factor de supresión de la ebullición nucleada, según Eq. (12).

$$\alpha_{nb} = S \cdot \alpha_{pool} \quad \text{Eq. (12)}$$

En la Figura 2 se muestra una representación típica de la transición de ebullición convectiva a nucleada donde se pueden apreciar las transiciones de estos tipos de modelos. Como se puede apreciar, para los modelos efectos separados $n = \infty$, la transición de la ebullición nucleada a convectiva es abrupta, frente al resto de modelos que muestran una transición más suavizada.

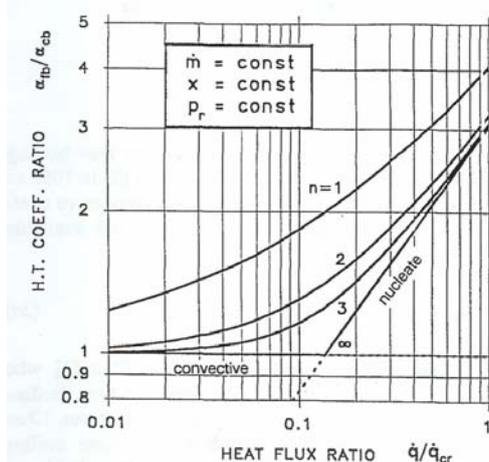


Figura 2. Gráfico explicativo de las transiciones de ebullición convectiva a ebullición nucleada. Condiciones de experimentación de flujo másico constante, título de vapor, y presión relativa constante. (Fuente: Steiner y Taborek (1992)).

En el caso de mezclas, los resultados experimentales muestran que fundamentalmente existe una reducción de los coeficientes experimentales en la zona de nucleación. De esta forma, la mayoría de los modelos corrigen el coeficiente de ebullición nucleada por medio de correlaciones de ebullición en recintos cerrados para mezclas. La Eq. (12) entonces tendría la forma de Eq. (13). Se han propuesto en la bibliografía correcciones al término de ebullición convectiva también, aunque lo más usual es sólo afectar el primer término.

$$\alpha_{TP} = \sqrt[n]{(S\alpha_{pool,mix})^n + (F\alpha_c)^n} \quad \text{Eq. (13)}$$

I.II.i. Correlaciones de ebullición forzada de fluidos puros

I.II.i.a. Correlación de Chen

La correlación de Chen (1963) puede ser considerada la correlación más referenciada en los estudios de ebullición. Esta correlación fue desarrollada a partir de 665 puntos experimentales, usando agua y algunos hidrocarburos, obteniendo errores en las predicciones de un 12 %

según los mismos autores. Posteriores estudios mostraron como para el caso de refrigerantes los errores en la predicción de los coeficientes aumenta.

En este modelo se postula que los fenómenos de transferencia de calor en ebullición, pueden ser entendidos como una superposición de dos fenómenos: transmisión de calor de tipo convectivo, y el fenómeno de transferencia de calor en ebullición nucleada. La expresión del modelo de superposición propuesto responde a Eq. (14).

$$q'' = q''_{conv} + q''_{nb} = S \cdot \alpha_{pool} \cdot (T_w - T_l) + F(Pr) \cdot \alpha_l \cdot (T_w - T_l) \quad \text{Eq. (14)}$$

En este modelo, el término S , se denomina factor de supresión de la ebullición nucleada tomando valores entre 0 y 1, y depende del flujo másico y del título de vapor. El coeficiente de ebullición nucleada se obtiene a partir de correlaciones de ebullición en recintos cerrados. Originalmente Chen utilizó la correlación de Forster y Zuber (1955). Eq. (15)

$$\alpha_{pool} = 0.00122 \cdot \frac{\lambda_l^{0.79} \cdot C_{p_l}^{0.45} \cdot \rho_l^{0.49} \cdot g^{0.25}}{\sigma^{0.5} \cdot \mu_l^{0.29} \cdot h_{fg}^{0.24} \cdot \rho_v^{0.24}} (\Delta T_s)^{0.24} \cdot (\Delta P_s)^{0.75} \quad \text{Eq. (15)}$$

En la ecuación Eq. (15), el término ΔT_s es la diferencia de temperaturas entre la pared y la temperatura de saturación del líquido.

$$\Delta T_s = T_w - T_{sat} \quad \text{Eq. (16)}$$

Y el término ΔP_s es la diferencia de presiones de saturación del fluido, considerando la temperatura de pared y la temperatura del líquido, respectivamente

$$\Delta P_s = P_{sat}|_{T=T_w} - P_{sat}|_{T=T_{sat}} \quad \text{Eq. (17)}$$

En esta ecuación el término de supresión de la ebullición nucleada, que en el caso de fluidos puros es una función del gasto másico y del título de vapor, Eq.(18).

$$S = \frac{1}{1 + 2.53 \cdot 10^{-6} Re_{ip}^{1.17}} \quad \text{Eq. (18)}$$

En el segundo término de la derecha de la ecuación Eq. (14) tiene en cuenta los términos "macroscópicos" de la transferencia de calor. El parámetro F es un término de aumento del coeficiente de transferencia de calor debido a la turbulencia, generada por la diferente densidad del vapor y el líquido. Inicialmente Chen propuso de manera gráfica este factor de aumento. La ecuación del cálculo del coeficiente de convección tiene la siguiente expresión. Eq. (19).

$$\alpha_{conv} = f(Pr_L) F \alpha_l \quad \text{Eq. (19)}$$

Para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor por convección, Chen recomienda el uso de la ecuación de Dittus Boelter Eq.(20). El argumento de la recomendación de la ecuación de Dittus Boelter, es la facilidad de uso. En esta ecuación el número de Reynolds se obtiene considerando que solo la fracción de líquido circula por el tubo, Eq. (21)

$$\alpha_l = 0.023 \frac{\lambda_l}{D_h} Re_l^{0.8} \cdot Pr_l^{0.4} \quad \text{Eq. (20)}$$

$$Re_l = \frac{G(1-x)D_h}{\mu_l} \quad \text{Eq. (21)}$$

Para ello, Chen afecta el coeficiente de simple fase por el factor F de aumento de la ebullición convectiva. Eq.(22).

$$F = 2.35 \left(0.213 + \frac{1}{\chi_u} \right)^{0.736} \quad \text{Eq. (22)}$$

Además, Chen, propone un nuevo parámetro, $f(Pr_l)$ dependiente del número de Prandtl, para tener en cuenta las características de los fluidos ensayados. Eq. (23).

$$f(Pr_l) = \left(\frac{Pr_l + 1}{2} \right)^{0.444} \quad \text{Eq. (23)}$$

I.II.i.b. Correlación de Shah

La correlación de Shah (1976), y Shah (1982) se propuso en primer lugar de forma gráfica y posteriormente propuso las fórmulas que permitían la obtención numérica de los coeficientes. Shah establece tres regiones de ebullición: una primera donde predomina la ebullición nucleada, la segunda, donde la generación de burbujas se ve suprimida y los efectos de ebullición convectiva comienzan a estar presentes, y la tercera donde predomina la ebullición convectiva.

Shah obtuvo la correlación a partir de 800 puntos experimentales de 18 experimentos independientes, obteniendo una desviación estándar de 14 %. Esta correlación puede ser aplicada tanto en orientación vertical y horizontal, y tanto en flujo circular como anular. Para obtener los datos experimentales, utilizó agua y los refrigerantes más comunes en la época, dentro de los cuales se encontraba el amoniaco. La principal ventaja de esta correlación es su sencillez de aplicación, que hace que aún hoy en día se utilice.

La expresión general de Shah tiene la forma siguiente. Eq. (24).

$$\Psi = \frac{\alpha_{TP}}{\alpha_{LO}} = f(Co, Bo, Fr_l) \quad \text{Eq. (24)}$$

En primer lugar, Shah utiliza el número de convección Co , para la modelización del aumento de los coeficientes de ebullición convectiva. Este número responde a la siguiente ecuación:

$$Co = \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right)^{0.5} \left(\frac{(1-x)}{x} \right)^{0.8} \quad \text{Eq. (25)}$$

A partir del número de convección define el parámetro N dependiente de la orientación del tubo

$$\text{Tubos verticales} \quad N = Co \quad \text{Eq. (26)}$$

$$\text{Tubos horizontales} \quad N = 0.38 \cdot Fr_l^{-0.3} \cdot Co \quad \text{Eq. (27)}$$

En cada uno de los casos el factor de aumento de la ebullición ψ , se calcula como el mayor de los dos coeficientes ψ_{nb} , y ψ_{cb} . El factor de aumento de la ebullición convectiva se obtiene por Eq.(28).

$$\psi_{cb} = \frac{1.8}{Co^{0.8}} \quad \text{Eq. (28)}$$

En función del parámetro N se definen tres zonas para el cálculo del término de ebullición nucleada ψ_{nb}

Si $N > 1$

$$\psi_{nb} = 230 \cdot Bo^{0.5} \quad \text{para } Bo > 0.3 \times 10^{-4} \quad \text{Eq. (29)}$$

$$\psi_{nb} = 1 + 46 \cdot Bo^{0.5} \quad \text{para } Bo \leq 0.3 \times 10^{-4} \quad \text{Eq. (30)}$$

Si $0,1 < N < 1,0$

$$\psi_{nb} = F \cdot Bo^{0.5} \exp(2.74 \cdot N^{-0.10}) \quad \text{Eq. (31)}$$

Si $N < 0,1$

$$\psi_{nb} = F \cdot Bo^{0.5} \exp(2.47 \cdot N^{-0.15}) \quad \text{Eq. (32)}$$

I.II.i.c. Correlación de Gungor y Winterton

La correlación de Gungor y Winterton (1986) es una modificación de la correlación de Chen. Para esta correlación utilizaron 3700 puntos experimentales de fluidos como agua refrigerantes y etilenglicol.

Con los datos experimentales de que disponían, se compararon los resultados de esta correlación con respecto a las correlaciones de Shah, Chen y la correlación de Bjorge et al. (1982). El ajuste de la correlación en comparación con las ecuaciones de Chen y la de Bjorge eran bastante malas, y no tanto así la correlación de Shah. La expresión general de la ecuación se calcula por medio de Eq.(33).

$$\alpha_{tp} = S\alpha_{pool} + E\alpha_l \quad \text{Eq. (33)}$$

Siendo calculado el coeficiente de simple fase solo como líquido. Donde E y S son parámetros que se determinan con las Eq.(34) y Eq. (35).

$$E = 1 + 24000 \cdot Bo^{1.16} + 1.23 \cdot \left(\frac{1}{X_{tt}} \right)^{0.86} \quad \text{Eq. (34)}$$

$$S = \frac{1}{1 + 1.15 \cdot 10^{-6} \cdot E^2 \cdot Re_l^{1.17}} \quad \text{Eq. (35)}$$

En el caso de que la disposición de los tubos es horizontal, y el número de Froude de líquido es inferior a 0,05, las expresiones de los términos E y S de las ecuaciones Eq (34) y Eq. (35) cambian por las ecuaciones Eq. (36) y Eq. (37)

$$E = \left(1 + 24000 \cdot Bo^{1.16} + 1.23 \cdot \left(\frac{1}{X_{tt}} \right)^{0.86} \right) \cdot Fr^{(0.1-2 \cdot Fr)} \quad \text{Eq. (36)}$$

$$S = \frac{\sqrt{Fr}}{1 + 0.00000115 \cdot E^2 \cdot Re_l^{1.17}} \quad \text{Eq. (37)}$$

La correlación recomendada para el cálculo del coeficiente de líquido fue la expresión de Dittus Boelter calculado para la fracción líquida, mientras que para el cálculo del coeficiente de ebullición en recintos cerrados, recomendaron la expresión de Cooper (1984). Descrita en el apartado

I.II.i.d. Correlación de Liu y Winterton

La correlación de Liu y Winterton (1991) permite obtener coeficientes de transferencia de calor en ebullición tanto para flujos en el interior de tubos como en espacios anulares.

Liu y Winterton utilizaron más de 4200 puntos para ebullición saturada y 990 puntos para ebullición subenfriada, de 30 fuentes diferentes. Los fluidos utilizados fueron agua,

refrigerantes y algunos hidrocarburos, y las ecuaciones predecían según los autores con desviaciones estándar del 20.5 %.

En la correlación de estos autores, se utiliza por primera vez una expresión diferente de las mencionadas anteriormente, proponiendo un método asintótico. Los métodos asintóticos, permiten que uno de los dos fenómenos de la convección predomine frente a los otros. Liu y Winterton proponen un exponente de 2, de forma que la expresión general se muestra de la manera siguiente Eq. (38)

$$\alpha_{tp} = \sqrt{(S \cdot \alpha_{pool})^2 + (F \cdot \alpha_l)^2} \quad \text{Eq. (38)}$$

Asimismo como la correlación propuesta por Gungor Winterton, se recomiendan las ecuaciones de Dittus Boelter, para el cálculo de coeficiente de transferencia de calor del líquido, y la expresión de Cooper para el cálculo de los coeficientes de ebullición en ebullición en piscina.

Para el cálculo de los parámetros E y S de la expresión Eq.(38). se obtienen a partir de las ecuaciones Eq. (39) y Eq. (40).

$$F = \left[1 + x \cdot Pr_l \cdot \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} - 1 \right) \right]^{0.35} \quad \text{Eq (39)}$$

$$S = \frac{1}{1 + 0.055 \cdot E^{0.1} \cdot Re_l^{0.16}} \quad \text{Eq (40)}$$

I.II.i.e. Correlación de Kandlikar

En la propuesta de este modelo, el autor partió de 5000 datos experimentales de coeficientes de ebullición forzada de distintos autores, fundamentalmente refrigerantes. Entre los fluidos se encuentran agua R-11 R-12 R-13B, R-22,R113, R-114 R152A, nitrógeno. La correlación de Kandlikar ha demostrado que obtiene muy buenos resultados en las predicciones de los coeficientes. La desviación estándar obtenida según el mismo autor es del 15,9 % y de un 18,8% para el caso de los refrigerantes, y los resultados son comparables a los resultados de Shah.

La obtención de los coeficientes se describe a continuación. Kandlikar divide las regiones de ebullición en dos, en función de que fenómeno se muestra presente, sea nucleada o convectiva. Entonces el coeficiente de ebullición será

$$\frac{\alpha_{TP}}{\alpha_{LO}} = \text{máximo de} \begin{cases} \left[\frac{\alpha_{TP}}{\alpha_{LO}} \right]_{NBD} \\ \left[\frac{\alpha_{TP}}{\alpha_{LO}} \right]_{CBD} \end{cases} \quad \text{Eq. (41)}$$

Las expresiones para el cálculo de los coeficientes de ebullición de las regiones de ebullición nucleada dominante (nucleate boiling dominant region), y ebullición convectiva dominante (convective boiling dominant region ó CBD), se calculan por medio de las expresiones siguientes.

$$\left[\frac{\alpha_{TP}}{\alpha_{LO}} \right]_{NBD} = 0.6683 \cdot Co^{-0.2} (1-x)^{0.8} + 1058.0 \cdot Bo^{0.7} (1-x)^{0.8} F_{fl} \quad \text{Eq. (42)}$$

$$\left[\frac{\alpha_{TP}}{\alpha_{LO}} \right]_{CBD} = 1.1360 Co^{-0.9} (1-x)^{0.8} + 667.2 Bo^{0.7} (1-x)^{0.8} F_{fl} \quad \text{Eq. (43)}$$

En las ecuaciones Eq. (42) y Eq. (43), aparece un término nuevo F_{fl} , que es un parámetro de asociación superficie fluido. Inicialmente Kandlikar estableció el valor de este parámetro para los fluidos estudiados por el mismo.

Tabla 3 Parámetro F_{fl} de la correlación de Kandlikar

Fluido	F_{fl}
Agua	1
R-11	1.3
R-12	1.5
R-13B1	1.31
R-22	2.20
R-113	1.3
R-114	1.24
R-124	1.9
R -134a	1.63
R-152a	1.13

Para el caso de tubos de acero inoxidable el factor de asociación fluido superficie tiene el valor de 1.

Para el caso de tubos horizontales, y para corregir los coeficientes de ebullición en el caso en el que se tenga flujo estratificado, Kandlikar recomienda utilizar un nuevo término dependiente del número de Froude, que multiplicaría el primer sumando de las expresiones de las ecuaciones Eq. (42) y Eq. (43).

$$e_F = (25 \cdot Fr)^{0.3} \quad \text{Eq. (44)}$$

I.II.i.f. Correlación de Steiner y Taborek

El modelo de Steiner y Taborek (1993), propuso la utilización de un modelo de tipo asintótico para el cálculo de los coeficientes de ebullición. Para la obtención de esta correlación utilizaron 13000 puntos experimentales con diferentes fluidos. Debe de ser mencionado, que entre los

fluidos que han sido estudiados se encuentra el amoniaco. En la comparación de los datos experimentales se ha visto el 88 % de los datos se encontraban en bandas de error de un 30 %.

En la primera aproximación al modelo se afirma que la ebullición nucleada sólo se muestra presente cuando el flujo de calor es suficientemente grande como para que la ebullición se muestre presente. La obtención del flujo necesario para la existencia de la ebullición nucleada se expresa en Eq. (45).

$$q_{ONB} = \frac{2 \cdot \sigma \cdot T_s \cdot \alpha_{LO}}{r_{cr} \cdot \tilde{\rho}_V \cdot \Delta \tilde{h}_V} \quad \text{Eq. (45)}$$

La segunda aproximación al modelo es que la transición desde ebullición nucleada a ebullición convectiva, se correlaciona por relaciones de tipo asintótico, con un exponente $n=3$. La implicación de este tipo de correlación es que uno de los dos fenómenos predomina frente al otro en cualesquiera que sea las condiciones de entrada.

De forma que la expresión del coeficiente de transferencia de calor tiene el valor de Eq.(46)

$$\alpha_{TP} = \sqrt[3]{(\alpha_{nb})^3 + (\alpha_{cb})^3} = \sqrt[3]{(\alpha_{pool} \cdot F_{nb})^3 + (\alpha_l \cdot F_{tp})^3} \quad \text{Eq. (46)}$$

El resumen del modelo es el siguiente:

si $q'' < q''_{ONB}$

$$F_{nb} = 0 \quad \text{Eq. (47)}$$

$$\alpha_{TP} = F_{TP} \alpha_{LO} \quad \text{Eq. (48)}$$

si $q'' > q''_{ONB}$

$$\alpha_{TP} = \sqrt[3]{(\alpha_{nb})^3 + (\alpha_{cb})^3} = \sqrt[3]{(\alpha_{pool} \cdot F_{nb})^3 + (\alpha_l \cdot F_{tp})^3}$$

Para el modelado de los coeficientes de ebullición de fluidos puros se utiliza la correlación de Gorenflo. Sin embargo, añade un nuevo término a este coeficiente, pues según Steiner, los coeficientes de ebullición nucleada se ven aumentados por el diámetro.

$$\frac{\alpha_{pool}}{\alpha_{pool,0}} = F_{nb} = F_{pf} \cdot \left(\frac{q''}{q''_0} \right)^{nf} \cdot \left(\frac{D}{D_0} \right)^{-0.4} \cdot \left(\frac{R_a}{R_{a,0}} \right)^{0.133} \cdot F(M) \quad \text{Eq. (49)}$$

Donde el coeficiente base $\alpha_{pool,0}$ se obtiene por tabla de condiciones de referencia, y en el caso que se desconozca recomiendan el uso del método de Stephan y Preusser (1979).

$$F_{pf} = 2.816 \cdot P_r^{0.45} + \left(3.4 + \frac{1.7}{1 - P_r^7} \right) \cdot P_r^{3.7} \quad \text{si} \quad P_r < 0.95 \quad \text{Eq. (50)}$$

$$nf = 0.8 - 0.1 \cdot \exp(1.75 \cdot P_r) \quad \text{Eq. (51)}$$

$$F(M) = 0.441 + 0.0000262M^2 + 0.0262 \cdot (\ln(M))^2 \quad \text{si} \quad 10 < M < 187 \quad \text{Eq. (52)}$$

Steiner apunta que para el caso del amoniaco, la función dependiente del peso molecular es $F(M) = 1.24$.

Para el cálculo de los coeficientes de convección, propone dos ecuaciones, la primera correlación Eq. (53) tiene un rango de aplicación limitada al 50 % de generación de título, y la siguiente expresión Eq. (54) tiene aplicación a todo el rango de ebullición del fluido.

$$F_{ip} = \left[(1-x)^{1.5} + 1.9 \cdot x^{0.6} \cdot \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right)^{0.35} \right]^{1.1} \quad \text{si} \quad 3.75 < \frac{\rho_l}{\rho_v} < 5000 \quad \text{Eq. (53)}$$

Sin embargo, para el caso en el que el título de vapor sea superior al 50 % Steiner propone otra ecuación que tiene como límite cuando los títulos de vapor tienden al 100 %, el coeficiente de la fase vapor. En cuanto al coeficiente de simple fase, los autores recomiendan la correlación de Petukhov, con las modificaciones de Gnielinski, aunque admiten que la correlación de Dittus Boelter ofrece razonablemente buenos resultados para flujos turbulentos.

$$F_{ip} = \left\{ \left[(1-x)^{1.5} + 1.9 \cdot x^{0.6} (1-x)^{0.01} \cdot \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right)^{0.35} \right]^{-2.2} + \left[\frac{\alpha_{GO}}{\alpha_{LO}} x^{0.01} \left(1 + 8 \left((1-x)^{0.7} \right) \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right)^{0.67} \right) \right]^{-2} \right\}^{-0.5} \quad \text{si} \quad 3.75 < \frac{\rho_l}{\rho_v} < 1017 \quad \text{Eq. (54)}$$

I.II.i.g. Correlación de Jung

El modelo propuesto por Jung et al. (1989) para el cálculo de coeficientes de ebullición en mezclas binarias, sirve como base para establecer el modelo de Jung para fluidos puros. El

modelo de Jung, propuesto inicialmente para mezclas puede considerarse como una mejora del modelo de Bennet y Chen de mezclas. Según apunta Jung, la correlación de Forster y Zuber (1955), utilizada por el modelo de Bennett y Chen (1980) ofrece distintas precisiones en las predicciones del coeficiente de ebullición dependiendo del fluido ensayado, y de esta manera justifican el cambio a las correlaciones propuestas. Los autores utilizaron un modelo de superposición para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor. Para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor en ebullición nucleada utilizaron la correlación de Stephan y Abdelsalam (1980). Para el caso de la ebullición convectiva, utilizaron sus propios datos para la obtención del parámetro F de aumento de la ebullición convectiva, como modificación al modelo propuesto inicialmente por Chen.

La correlación se muestra en Eq.(55)

$$\alpha_{TP} = N\alpha_{nb} + F_p\alpha_l \quad \text{Eq. (55)}$$

El factor de supresión de la ebullición nucleada se calcula por la siguiente expresión

$$N = 4048 \cdot \chi_{it}^{1.22} \cdot Bo^{1.13} \quad \text{aplicable para } \chi_{it} < 1 \quad \text{Eq. (56)}$$

Para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor en simple fase solo se considera la parte de líquido que fluye en el tubo. En el cálculo del coeficiente de simple fase, los autores recomiendan la ecuación de Dittus Boelter, y la razón argüida es su sencillez de aplicación. El factor de aumento del coeficiente de transferencia de calor en ebullición nucleada es el siguiente

$$F_p = 2.37 \cdot \left(0.29 + \frac{1}{X_{it}} \right)^{0.85} \quad \text{Eq. (57)}$$

I.II.i.h. Correlación de Wadekar

La correlación de Wadekar (1995) contrariamente a la mayoría de modelos, esta correlación está basada en la supresión de la transferencia de calor convectiva debido a la presencia de la ebullición nucleada. El flujo de calor en ebullición se calcula por medio de Eq.(58).

$$q = (1 - A_{nb})q_c'' + q_{nb}'' \quad \text{Eq. (58)}$$

Donde el término A_{nb} se calcula por medio de Eq. (59)

$$A_{nb} = 1 - e^{-\frac{177 \cdot C \cdot \Delta T^{2.5}}{Re_l \cdot F^{1.25}}} \quad \text{Eq. (59)}$$

La correlación utilizada para el cálculo de los coeficientes de ebullición, se obtiene por medio de Eq. (60), donde C , es una constante, que para el modelo de Cooper original era 55.

$$q''_{nb} = \left\{ \frac{C \cdot \Delta T \cdot p_r^{0.12}}{[-\log_{10}(p_r)]^{0.55} \cdot \sqrt{M}} \right\}^3 \quad \text{Eq. (60)}$$

El término de aumento de la ebullición convectiva se calcula por medio de Eq. (61).

$$F = 1 + \frac{1}{\chi_{tt}^{0.87}} \quad \text{Eq. (61)}$$

El flujo de calor en ebullición convectiva se calcula por medio de Eq. (62).

$$q''_c = F \cdot \alpha_{liq} \cdot \Delta T \quad \text{Eq. (62)}$$

I.II.ii. Análisis de los factores de aumento de los coeficientes de ebullición convectiva

Hoy en día, debido a la escasa repetitibilidad de los experimentos en la zona de aparente nucleación (Kenning y Cooper (1989)), es difícil establecer la correlación de ebullición nucleada adecuada en ebullición forzada. En cuanto a los factores de aumento de los coeficientes de transferencia de calor en ebullición, se han propuesto también diferentes factores de aumento de la ebullición convectiva. Para hacer una comparación, se ha considerado los factores F de diferentes correlaciones, que se muestran en la Tabla 4.

Tabla 4 Factores de aumento de la ebullición convectiva.

Autor	Factor F
Chen (1963) (Butterworth (1979))	$F = \begin{cases} 1 & \text{si } \frac{I}{\chi_{tt}} \leq 0.1 \\ 2.35 \left[\frac{1}{\chi_{tt}} + 0.213 \right]^{0.736} & \text{si } \frac{I}{\chi_{tt}} > 0.1 \end{cases}$
Kenning y Cooper (1989)	$F = 1 + 1.8 \left(\frac{1}{\chi_{tt}} \right)^{0.79}$
Shah (1982)	$F = \frac{1.8}{Co^{0.8}}$
Jung et al. (1989)	$F = 2.37 \cdot \left(0.29 + \frac{1}{X_{tt}} \right)^{0.85}$
Gungor y Winterton (1987)	$E = 1 + 24000 \cdot Bo^{1.16} + 1.23 \cdot \left(\frac{1}{X_{tt}} \right)^{0.86}$
Liu y Winterton (1991)	$E = \left[1 + x \cdot Pr_l \cdot \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} - 1 \right) \right]^{0.35}$
Steiner y Taborek (1992)	$F_{tp} = \left\{ \left[\left((1-x)^{1.5} + 1.9 \cdot x^{0.6} (1-x)^{0.01} \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right)^{0.35} \right)^{-2.2} + \left(\frac{\alpha_{GO}}{\alpha_{LO}} x^{0.01} \left(1 + 8 \left((1-x)^{0.7} \right) \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right)^{0.67} \right) \right)^{-2} \right]^{-0.5} \right\}$
Kandlikar (1990)	$F = 1.1360 Co^{-0.9} (1-x)^{0.8} + 667.2 Bo^{0.7} (1-x)^{0.8}$

A la hora de analizar estos factores de aumento se ha tenido en cuenta en que algunos autores, el coeficiente de aumento lo definen para todo el fluido considerado como líquido, y otros lo consideran considerando sólo la parte de líquido. Concretamente Steiner y Taborek (1992), Kandlikar (1990) y Liu y Winterton (1991). Para estas correlaciones el factor F se trató de la siguiente manera.

Considerando la ecuación de Dittus Boelter Eq. (63).

$$Nu = 0.023 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{0.33} \quad \text{Eq. (63)}$$

Si sólo se considera el coeficiente de líquido, el número de Reynolds se expresaría por Eq. (64)

$$Re_l = \frac{G \cdot (1-x) \cdot D_h}{\mu_l} \quad \text{Eq. (64)}$$

De forma que por medio de Eq. (63), y Eq. (64) se podría escribir Eq. (65).

$$F_{cb} = F \alpha_l = F \left(0.023 \cdot \frac{\lambda_l}{D_h} \cdot Re_{LO} \cdot (1-x)^{0.8} \cdot Pr^{1/3} \right) = F (1-x)^{0.8} \alpha_{LO} \quad \text{Eq. (65)}$$

Dentro de las correlaciones consideradas, existen dos correlaciones como son la correlación de Gungor y Winterton y Kandlikar que dependen del flujo de calor. Para estas ecuaciones se ha considerado que el flujo de calor sea igual a 0.

Para mostrar el comportamiento de estos factores de aumento, se han representado para agua, a una presión de 1 bar, donde es de esperar que la mayoría de las correlaciones predijesen un buen comportamiento. En la Figura 3 se muestran el resultado del cálculo del factor de aumento. Si bien para números de Martinelli pequeños, la tendencia de las curvas es muy dispar, para los casos donde el título de vapor es alto (Martinelli pequeño), existe una confluencia de las correlaciones consideradas. A pesar de esta confluencia para títulos de vapor altos, se debe apreciar que existe una gran dispersión entre las correlaciones consideradas. El límite superior lo encontraríamos con la correlación de Jung, y el límite inferior con la correlación de Chen gráfica y obtenida su expresión posteriormente por Butterworth (1979).

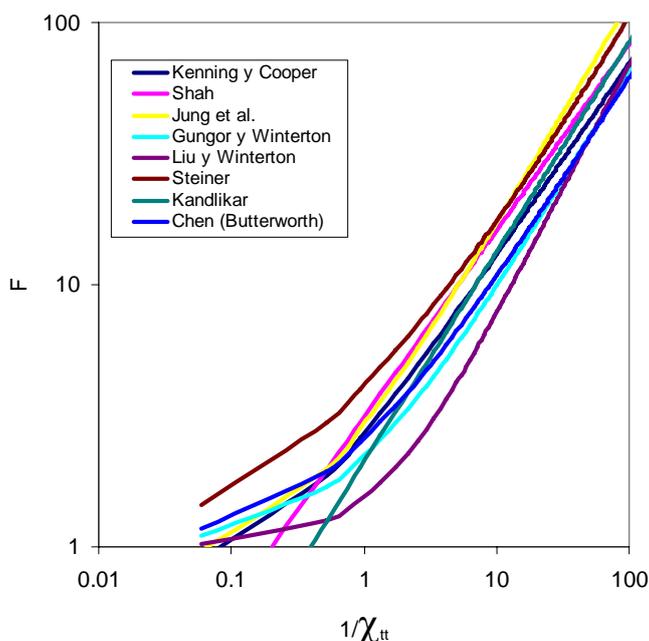


Figura 3 Factores de aumento de la ebullición convectiva para agua fluyendo a 1 bar.

I.II.iii. Correlaciones de ebullición forzada de mezclas binarias

En cuanto al estudio de ebullición nucleada de mezclas, los datos experimentales son escasos, y en la mayoría de ellos se trata de mezclas de refrigerantes con diferencias en la temperatura de ebullición pequeñas. Los resultados que predicen las correlaciones presentan considerables diferencias y estas diferencias se incrementan cuando se aplica la correlación a otro tipo de mezclas diferentes a la ensayada.

Donde coinciden los resultados experimentales de ebullición de mezclas es en constatar una reducción del coeficiente de ebullición nucleada con respecto al coeficiente de ebullición ideal, considerando la mezcla como un fluido puro. Algunas justificaciones de esta reducción se han argumentado por Fujita (1997): existe un incremento local de la temperatura del líquido próximo a la pared por una evaporación preferencial de componente volátil, una resistencia a la transferencia de materia del componente volátil hacia la interfase de la burbuja, una mayor energía necesaria para la formación de la burbuja, una reducción de los puntos de nucleación, una variación de las propiedades de la mezcla no lineal, etc. No hay ningún modelo teórico o empírico que incluya todos estos efectos de la mezcla y por ello el error de las predicciones puede ser elevado.

Es mucha la literatura concerniente a los modelos de ebullición forzada, y relativamente poca la cantidad de modelos propuestos para mezclas binarias. Los modelos de ebullición de mezclas que se han encontrado en la literatura, que se han aplicado para mezclas binarias son los modelos de Bennett y Chen (1980), el modelo de Jung et al. (1989), y el modelo de Mishra et al. (1981).

I.II.iii.a. Correlación de Bennet y Chen

El modelo de Bennett y Chen (1980), se propuso como extensión del modelo de Chen (1963), definido para fluidos puros. Para ello, a la ecuación original se le añadió un término de reducción del coeficiente de transferencia de calor, tanto en la parte convectiva como en la parte nucleada, para mostrar la fuerte reducción del coeficiente de ebullición, debido a los efectos de la mezcla. El modelo propuesto tiene la forma siguiente.

$$q'' = q''_{nb} + q''_{conv} = S_{mix} \alpha_{pool,id} (T_w - T_l) + \alpha_{conv,mix} F (T_w - T_l) \quad \text{Eq. (66)}$$

En esta ecuación el término de supresión de la ebullición nucleada, que en el caso de compuestos puros es una función del gasto másico y del título de vapor, para el caso de la mezcla, como ya se ha dicho, depende de la resistencia interfacial de la mezcla. Para la modelización de la mezcla, Bennet y Chen utilizaron la ecuación propuesta por Calus y Leonidopoulos (1974). Eq. (67)

$$S_{mix} = \frac{S}{1 - \frac{Cp_l \cdot (y - x)}{\Delta h_{fg}} \cdot \frac{dT_{sat}}{dx} \left(\frac{\kappa_{mix}}{D_{12}} \right)^{0.5}} \quad \text{Eq. (67)}$$

con el factor S , calculado por la ecuación original de Chen Eq.(68).

$$S = \frac{1}{1 + 2.53 \cdot 10^{-6} Re_{tp}^{1.17}} \quad \text{Eq. (68)}$$

El término de ebullición convectiva, según Bennett y Chen, se ve afectado por la transferencia de masa, de forma que para un fluido de dos componentes tendría la expresión Eq. (69).

$$q''_{conv} = F_{mix} \alpha_{conv,id} (T_W - T_L) \quad \text{Eq. (69)}$$

De esta manera el coeficiente de ebullición binario se corresponde con la ecuación siguiente

$$\alpha_{conv,mix} = F \cdot \alpha_l \left(\frac{\Delta T}{\Delta T_{sat}} \right)_{nb} \quad \text{Eq. (70)}$$

El nuevo término que aparece es el ratio de disminución de la fuerza de accionamiento térmico de la mezcla frente al fluido puro. Bennet y Chen obtuvieron la siguiente expresión para su cálculo

$$\left(\frac{\Delta T}{\Delta T_{sat}} \right)_{nb} = 1 - \frac{(1-y) \cdot q''}{\rho_{liq,mix} \cdot \Delta h_{fg} \cdot h_{masa} \cdot \Delta T_{sat}} \frac{dT_{sat}}{dx} \quad \text{Eq. (71)}$$

En esta ecuación el único término que no se conoce es el término h_{masa} . Bennett y Chen (1980) proponen una analogía de entre transferencia de masa y de energía y después de ajustar la constante que afecta a toda la ecuación, encontraron que la mejor constante era la inicialmente propuesta por Dittus.

$$h_{masa} = 0.023 \cdot \frac{D_{12}}{D} \cdot Re_{tp}^{0.8} \cdot Sc^{0.4} \quad \text{Eq. (72)}$$

En resumen, el término macroscópico, se calcularía según Bennet y Chen de la por medio de Eq. (73).

$$\alpha_{conv,mix} = \alpha_l \cdot F \cdot f(Pr_L) \cdot \left(\frac{\Delta T}{\Delta T_s} \right)_{nb} \quad \text{Eq. (73)}$$

$$f(Pr_L) = \left(\frac{Pr_L + 1}{2} \right)^{0.444} \quad \text{Eq. (74)}$$

El parámetro F se calcularía según la expresión Eq. (75), expresión debida a Butterworth (1979), para calcular el parámetro F que Chen (1963), propuso inicialmente de forma gráfica.

$$F = \begin{cases} 1 & \text{si } \frac{l}{\chi_{tt}} \leq 0,1 \\ 2.35 \left[\frac{1}{\chi_{tt}} + 0.213 \right]^{0.736} & \text{si } \frac{l}{\chi_{tt}} > 0,1 \end{cases} \quad \text{Eq. (75)}$$

En estas expresiones el término Re_{tp} tiene la siguiente expresión. Eq. (76)

$$Re_{tp} = Re_l \left[f(P_r) F \right]^{1.25} \quad \text{Eq. (76)}$$

I.II.III.b. Correlación de Jung para mezclas

A partir de la correlación de Bennet y Chen, la correlación de mezclas probablemente más referenciada es la correlación de Jung et al. (1989). Los autores utilizaron un modelo de superposición para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor. Para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor en ebullición nucleada utilizaron la correlación de Stephan y Abdelsalam (1980), y modelizaron los efectos de reducción del coeficiente de transferencia de calor de la mezcla con la correlación de Unal (1986). Para el caso de la ebullición convectiva, utilizaron sus propios datos para la obtención del parámetro F de aumento de la ebullición convectiva propuesto inicialmente por Chen.

Según apunta Jung, la correlación de Forster y Zuber (1955), utilizada por el modelo de Bennett y Chen (1980) ofrece distintas precisiones en las predicciones del coeficiente de ebullición dependiendo del fluido ensayado, y de esta manera justifican el cambio a las correlaciones propuestas. Para la modelización de la reducción del coeficiente de transferencia de calor en ebullición nucleada recomiendan la correlación de Stephan y Abdelsalam (1980), para fluidos puros, y para correlacionar el empeoramiento de los coeficientes de transferencia de calor en ebullición nucleada debidos a la resistencia a la transferencia de masa, recomiendan la correlación de Unal, aunque posteriormente Jung et al. (2004) afirman que la correlación de Schlünder (1982) ofrece buenos resultados.

La correlación se presenta como sigue

$$\alpha_{TP} = \alpha_{nb} + \alpha_{cb} = N\alpha_{Unal} + F_{mix}\alpha_l \quad \text{Eq. (77)}$$

En Eq. (77), el factor de aumento de la ebullición convectiva se calcula por medio de (78)

$$F_{mix} = F \cdot C_{mix} \quad \text{Eq. (78)}$$

Con F y C_{mix} calculados por Eq. (79) Eq. (80).

$$F = 2.37 \cdot \left(0.29 + \frac{1}{\chi_{tt}} \right)^{0.85} \quad \text{Eq. (79)}$$

$$C_{mix} = 1 - 0.35 \cdot (\tilde{y} - \tilde{x})^{1.56} \quad \text{Eq. (80)}$$

El coeficiente de transferencia de calor en ebullición nucleada tiene la siguiente expresión

$$\alpha_{nb} = N \alpha_{Unal} \quad (81)$$

Donde N se calcula en función de χ_{tt}

$$N = 4048 \cdot X_{tt}^{1.22} \cdot Bo^{1.13} \quad \text{si } \chi_{tt} < 1 \quad \text{Eq. (82)}$$

$$N = 2 - 0.1 \cdot \chi_{tt}^{0.28} Bo^{0.33} \quad \text{si } \chi_{tt} \geq 1 \quad \text{Eq. (83)}$$

El coeficiente de transferencia de calor en ebullición nucleada de mezclas propuesto por Unal se resume de la siguiente manera

$$\alpha_{Unal} = \frac{\alpha_{pool,id}}{C_{unal}} \quad \text{Eq. (84)}$$

El coeficiente C_{UNAL} , tiene en cuenta el ratio entre la diferencia de temperaturas entre la pared y el líquido, frente a esta misma diferencia de temperaturas considerando el fluido como puro.

$$\frac{\Delta T_{mix}}{\Delta T_{id}} = C_{Unal} \quad \text{Eq. (85)}$$

En la correlación de Unal, el parámetro C_{UNAL} , a pesar de que depende de muchos parámetros, sólo es necesario datos de equilibrio de la mezcla.

$$C_{UN} = [1 + (b_2 + b_3)(1 + b_4)](1 + b_5) \quad \text{Eq. (86)}$$

$$b_2 = (1 - x) \cdot \ln\left(\frac{1.01 - x}{1.01 - y}\right) + x \cdot \ln\left(\frac{x}{y}\right) + (y - x)^{1.5} \quad \text{Eq. (87)}$$

$$\begin{cases} b_3 = 0 & \text{si } x \geq 0.01 \\ b_3 = (y - x)^{0.1} - 1 & \text{si } x < 0.01 \end{cases} \quad \text{Eq. (88)}$$

$$b_4 = 152 \cdot \left(\frac{p}{p_{crit}}\right)^{3.9} \quad \text{Eq. (89)}$$

$$b_5 = 0.92 \cdot (y - x)^{0.001} \cdot \left(\frac{p}{p_{crit}} \right)^{0.6} \quad \text{Eq. (90)}$$

$$\text{Si } x = y = 0 \quad \frac{x}{y} = 1 \quad \text{Eq. (91)}$$

El coeficiente ideal de transferencia de calor en ebullición nucleada se calcula por la correlación de Stephan y Abdelsalam (1980). Eq. (92).

$$\alpha_{nb,id} = 207 \cdot \frac{\lambda_l}{D_0} \cdot \left(\frac{q'' D_0}{\lambda_l T_{sat}} \right)^{0.745} \cdot \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right)^{0.581} \cdot Pr^{0.533} \quad \text{Eq. (92)}$$

Con el diámetro hidráulico, el diámetro de salida de las burbujas, Eq. (93).

$$D_0 = 0.0146 \cdot \beta \cdot \left[\frac{2 \cdot \sigma}{g \cdot (\rho_l - \rho_v)} \right]^{0.5} \quad \text{Eq. (93)}$$

y el coeficiente de transferencia de calor en ebullición nucleada ideal se calcula como

$$\alpha_{nb,id} = \frac{\alpha_1 \alpha_2}{\alpha_1 x_1 + \alpha_2 x_2} \quad \text{Eq. (94)}$$

I.II.III.c. Correlación de Steiner

El modelo de Steiner (1993) corresponde a nuevas modificaciones al modelo anteriormente propuesto por Steiner y Taborek (1992), para adecuarse a la ebullición de la mezcla. Las modificaciones propuestas para este modelo frente al modelo de Steiner, ha sido el uso de la correlación de Schlünder (1982) (Eq.(95)), para correlacionar la reducción de los coeficientes de transferencia de calor, en la zona de ebullición nucleada. El resto de parámetros continúan siendo los mismos que el modelo de ebullición de fluidos puros.

$$\alpha_{nb,mix} = \frac{\alpha_{id}}{1 + \frac{\alpha_{pool,id}}{q''} \Delta T_{bp} \left(1 - \exp \left(- \frac{B_0}{\beta_L \rho_l} \frac{q''}{\Delta h_{fg}} \right) \right)} \quad \text{Eq. (95)}$$

$$\alpha_{TP} = \sqrt[3]{(\alpha_{nb,mix})^3 + (\alpha_l \cdot F)^3} \quad \text{Eq. (96)}$$

I.II.III.d. Correlación de Kandlikar para mezclas

El modelo de Kandlikar (1998), fue propuesto como modificación a su modelo de fluidos puros Kandlikar (1991), para tener en cuenta el fenómeno de resistencia a la transferencia de masa por el efecto de la mezcla.

Las expresiones para el cálculo de los coeficientes de ebullición de las regiones de ebullición nucleada dominante (nucleate boiling dominant region), y ebullición convectiva dominante (convective boiling dominant region ó CBD), se calculan por medio de las expresiones siguientes.

$$\left[\frac{\alpha_{TP}}{\alpha_{LO}} \right]_{NBD} = 0.6683 \cdot Co^{-0.2} \cdot (1-x)^{0.8} + 1058.0 \cdot Bo^{0.7} \cdot (1-x)^{0.8} \cdot F_{fl} \quad \text{Eq. (97)}$$

$$\left[\frac{\alpha_{TP}}{\alpha_{LO}} \right]_{CBD} = 1.1360 \cdot Co^{-0.9} (1-x)^{0.8} + 667.2 \cdot Bo^{0.7} (1-x)^{0.8} F_{fl} \quad \text{Eq. (98)}$$

El parámetro que para Kandlikar establece si los efectos de la mezcla deben de ser considerados o no, es la volatilidad, que corresponde a Eq. (99).

$$V_1 = \frac{Cp_l}{\Delta h_{fg}} \left(\frac{\kappa}{D_{12}} \right)^{0.5} \frac{dT}{dx_1} (y_1 - x_1) \quad \text{Eq. (99)}$$

En el artículo los autores definen x_1 , como la fracción másica del componente más volátil de la mezcla, lo que resulta en valores de la derivada dT/dx_1 negativos. Posteriormente, en Kandlikar y Bulut (2003), la forma de la ecuación cambia a Eq. (100).

$$V_1 = \frac{Cp_l}{\Delta h_{fg}} \left(\frac{\kappa}{D_{12}} \right)^{0.5} \frac{dT}{dx_1} (x_1 - y_1) \quad \text{Eq. (100)}$$

A partir de la volatilidad, se calcula el parámetro de la supresión de la ebullición de recintos cerrados que para el caso de volatilidades mayores de 0.005 toma la forma siguiente

$$F_D = 0.678 \left(\frac{1}{1 + \left(\frac{Cp_l}{\Delta h_{fg}} \right) \left(\frac{\kappa}{D_{12}} \right)^{1/2} (x_1 - y_1) \frac{dT}{dx_1}} \right) \quad \text{Eq. (101)}$$

Para el caso en el que la volatilidad se encuentre entre $0 \leq V_1 \leq 0,005$

$$F_D = 1 - 64 \cdot V_1 \quad \text{Eq. (102)}$$

A partir del término de volatilidad se definen tres regiones

Region I: cerca de la región azeotrópica $V_1 < 0.03$

En cuyo caso el coeficiente de transferencia de calor se calcula por medio de la siguiente expresión.

$$\frac{\alpha_{TP}}{\alpha_{LO}} = \text{máximo de} \left\{ \begin{array}{l} \left[\frac{\alpha_{TP}}{\alpha_{LO}} \right]_{NBD} \\ \left[\frac{\alpha_{TP}}{\alpha_{LO}} \right]_{CBD} \end{array} \right. \quad \text{Eq. (103)}$$

Donde las expresiones son iguales a los de un fluido puro, Eq. (97) Eq. (98).

Region II: supresión moderada de la ebullición nucleada $0.03 < V_1 < 0.2$ $Bo > 1E-4$

$$\left[\frac{\alpha_{TP}}{\alpha_{LO}} \right]_{CBD} = 1.1360 \cdot Co^{-0.9} (1-x)^{0.8} + 667.2 \cdot Bo^{0.7} (1-x)^{0.8} F_{fl} \quad \text{Eq. (104)}$$

Región III: Región de fuerte supresión de la ebullición nucleada para dos casos: a) $0.03 < V_1 < 0.2$ $Bo \leq 1E-4$ y b) $V_1 \geq 0.2$

$$\left[\frac{\alpha_{TP}}{\alpha_{LO}} \right]_{CBD} = 1.1360 \cdot Co^{-0.9} (1-x)^{0.8} + 667.2 \cdot Bo^{0.7} (1-x)^{0.8} F_{fl} \cdot F_D \quad \text{Eq. (105)}$$

Con F_D calculada por medio de Eq. (101)

I.III. Correlaciones de ebullición en canales estrechos

N_{conf} Los trabajos experimentales referentes a ebullición en canales estrechos está evolucionando a una gran velocidad. La necesidad de refrigeración de circuitos electrónicos ha llevado al mundo de la investigación a utilizar el proceso de transferencia de calor más eficiente que existe en la naturaleza como es la ebullición. Pese a la cantidad de datos experimentales que se están obteniendo, existe un gran desconocimiento de la influencia de los parámetros en los coeficientes de ebullición haciendo que el análisis de datos experimentales tienda a ser un análisis cualitativo más que cuantitativo. Según Watel (2003), el posible desarrollo de una correlación válida para intercambiadores compactos es difícil, considerando la gran dependencia del tamaño del canal para determinados regímenes de transferencia.

El intercambiador de placas en principio se puede interpretar como un intercambiador compacto, si como dice Tran (1999), para números adimensionales de N_{conf} superiores a 0.5 las burbujas tienden a fluir de manera confinada, por lo que es posible que los modelos de

ebullición en canales estrechos puedan ser utilizados (Claesson (2004)). Para intercambiadores compactos también existen pruebas de que las correlaciones de ebullición nucleada son capaces de predecir el comportamiento de los coeficientes de ebullición afectando el coeficiente por una constante que dependa del tipo de intercambiador en caso necesario (Pelletier y Palm (1997)). Sorprendentemente, y aún a pesar de que existen indicios de que los coeficientes de ebullición para canales inferiores a 10 mm las correlaciones de ebullición en tubos lisos tienen peores predicciones de los coeficientes, Hsieh y Lin (2003) propusieron el uso de la correlación de Gungor y Winterton (1987) para el cálculo de coeficientes en intercambiadores de placas.

Se ha hecho en los anteriores apartados una recopilación de modelos de ebullición tanto de ebullición nucleada como de ebullición convectiva. En este apartado se recopilarán los modelos propuestos tanto para ebullición en canales estrechos, como para ebullición en intercambiadores de placas.

I.III.i. Correlaciones generales para intercambiadores compactos

I.III.i.a. Correlación de Lazarek y Black

Lazarek y Black (1982) investigaron el proceso de ebullición con el refrigerante R113 en un tubo vertical con un diámetro interior de 3.1 mm, con longitudes de 12.3 y 24.6 cm. El flujo de calor fue variado desde 14 kW/m² hasta 380 kW/m², y con flujos máxicos de 125 a 725 kg/m²s. con presiones desde 130 a 410 kPa. Estos autores encontraron que para la zona de saturación, había una fuerte dependencia del flujo de calor, y poca influencia del título de vapor. En este caso, el coeficiente de transferencia de calor se encontraba relacionado con el gasto máxico (no el título de vapor, como se ha dicho), y el flujo de calor. La ecuación propuesta tiene una expresión de sencillo cálculo

$$Nu = 30 \cdot Re_{LO}^{0.875} \cdot Bo^{0.714} \quad \text{Eq.(106)}$$

Estos autores estimaron que el patrón de flujo predominante era flujo en tapones hasta calidades de vapor de 0.6 a 0.8. De esta forma concluyeron que las capas de líquido entre los tapones influenciaban en mayor medida la nucleación que las finas capas de líquido del flujo anular.

I.III.i.b. Correlación de Tran et al

Tran et al. (1996) plantearon un nuevo modelo de ebullición, donde incluían el número de Weber We_{liq} , con una expresión de la forma de Eq. (107).

$$\alpha_{TP} = 8.4 \times 10^5 \cdot (Bo^2 \cdot We_{LO})^{0.3} \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right)^{0.4} \quad \text{Eq. (107)}$$

Sin embargo, posteriormente Tran (1999) encontraron que este modelo no era capaz de predecir el coeficiente de transferencia de calor para el fluido R134a. Para eliminar este problema, proponen una nueva correlación basada en la propuesta de Kew y Cornwell (1995) que incluye el número de confinamiento N_{conf} , obtenido por medio de Eq. (108).

$$N_{conf} = \frac{\left[\frac{\sigma}{g(\rho_l - \rho_v)} \right]^{0.5}}{D_h} \quad \text{Eq. (108)}$$

A partir de esta definición, la correlación propuesta corresponde a Eq. (109).

$$Nu = 770 \cdot (Bo \cdot Re_l \cdot N_{conf})^{0.62} \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right)^{0.297} \quad \text{Eq. (109)}$$

I.III.ii. Correlaciones de ebullición específicos de intercambiadores de placas

I.III.ii.a. Correlación de Yan y Lin

Yan y Lin (1999) obtuvieron datos experimentales en un intercambiador de placas con 60 ° de corrugación medidos desde la vertical, con flujos de calor de 11 kW/m² y 15 kW/m², y con gastos máxicos de 55 y 70 kg/m²s.

La correlación propuesta para el cálculo de coeficientes de transferencia de calor se calcula por medio de Eq. (110)

$$Nu = 1.926 \cdot Pr_l^{1/3} \cdot Bo_{eq}^{0.3} \cdot Re_{LO}^{0.5} \left[(1 - x_{medio}) + x_{medio} \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right)^{0.5} \right] \quad \text{Eq. (110)}$$

I.III.ii.b. Correlación de Donowski y Kandlikar

Donowski y Kandlikar (2000) propusieron una modificación a la correlación propuesta anteriormente Kandlikar (1990), para adaptarse a los datos experimentales obtenidos por Yan y Lin (1999) con el refrigerante R134A en un intercambiador de placas.

$$\alpha_{TP} = \left[2.312 \cdot Co^{-0.3} \cdot E_{CB} + 667.3 \cdot Bo^{2.8} \cdot F_{fl} \cdot E_{NB} \right] \cdot (1 - x)^{0.003} \cdot \alpha_{LO} \quad \text{Eq. (111)}$$

Con

$$E_{CB} = 0.512$$

$$E_{NB} = 0.338$$

En Eq. (111), el coeficiente de líquido se calcula por medio de Eq. (112).

$$\alpha_l = 0.2875 \cdot \text{Re}_l^{0.78} \cdot \text{Pr}^{1/3} \cdot \frac{\lambda_l}{D_h} \quad \text{Eq. (112)}$$

I.III.ii.c. Correlación de Hsieh y Lin

Hsieh y Lin (2002) midieron experimentalmente coeficientes de transferencia de calor en un intercambiador de placas con diámetro hidráulico de 4 mm y con una corrugación de 30° frente a la horizontal. Los gastos máxicos ensayados variaron entre 50 y 125 kg/m²s. y flujos de calor entre 3,2 a 38,5 kW/m². Estos autores propusieron una sencilla correlación para el cálculo de coeficientes de transferencia de calor a partir del número adimensional de Boiling. Eq.(113)

$$\alpha_{ip} = \alpha_{LO} \cdot (88 \cdot \text{Bo}^{0.5}) \quad \text{Eq.(113)}$$

Donde el coeficiente de liquido α_l calculado por medio de Eq.(114)

$$\alpha_l = 0.2092 \left(\frac{\lambda_l}{D_h} \right) \cdot \text{Re}_{LO}^{0.78} \cdot \text{Pr}^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu_m}{\mu_{pared}} \right)^{0.14} \quad \text{Eq. (114)}$$

Posteriormente Hsieh y Lin (2003) mostraron como la correlación de Gungor y Winterton (1987), y utilizando la ecuación de dittus boelter para el cálculo del coeficiente de simple fase, se ajustaba a los datos experimentales de ebullición en intercambiadores de placas, mostrando que las diferencias entre los coeficientes de ebullición en tubos verticales e intercambiadores de placas no son tan grandes como en simple fase.

I.III.ii.d. Correlación de Ayub

La obtención del modelo de Ayub (2003) ha sido diferente a la que han seguido los autores referenciados en este apartado. Este autor ha recogido datos experimentales de evaporadores de R22 y amoniaco instalados como equipos de expansión directa y como evaporadores inundados. La ecuación propuesta es de sencillo cálculo y tiene la ventaja que ha sido validada con medidas de campo. Como inconveniente, se tiene que no es una ecuación adimensional. Una vez tomado como referencia el sistema internacional, la ecuación se convierte en

$$\alpha_{ip} = C \left(\frac{\lambda_l}{D_h} \right) \left(\frac{\text{Re}_l^2 \Delta h_{fg}}{L_p} \right)^{0.4124} \left(\frac{p}{p_{cr}} \right)^{0.12} \left(\frac{65}{\beta} \right)^{0.35} \left[W / m^2 \circ C \right] \quad \text{Eq. (115)'}$$

Con

$$C = 4.475 \quad \text{para evaporadores inundados o en termosifón}$$

$$C = 2.695 \quad \text{para evaporadores de expansión directa}$$

I.III.ii.e. Correlación de Han et al

El modelo de Han et al. (2003), nació como modificación al modelo de Hsieh y Lin (2002) para tener en cuenta el efecto del ángulo de las corrugaciones tipo Chevron de 45° 35° y 20° en el coeficiente de transferencia de calor. Los flujos máscicos de ensayo se encontraban entre 13-34 kg/m²s. y tres flujos de calor de 2.5, 5.5 y 8.5 kW/m².

De acuerdo con estos autores los errores en las predicciones se encuentran en el ± 20 % .

$$Nu = Ge_1 Re_{eq}^{Ge_2} Bo_{eq}^{0.3} Pr^{0.4} \quad \text{Eq.(116)}$$

$$Ge_1 = 2.81 \left(\frac{\Lambda}{D_h} \right)^{-0.041} \left(\frac{\pi}{2} - \beta \right)^{-2.83} \quad \text{Eq. (117)}$$

$$Ge_1 = 0.746 \left(\frac{\Lambda}{D_h} \right)^{-0.082} \left(\frac{\pi}{2} - \beta \right)^{0.61} \quad \text{Eq. (118)}$$

Los números equivalentes de Reynolds y Boiling se calculan por medio de las siguientes expresiones.

$$Re_{eq} = \left(\frac{G_{eq} D_h}{\mu_l} \right) \quad \text{Eq. (119)}$$

$$Bo_{eq} = \frac{q''}{G_{eq} \Delta h_{fg}} \quad (120)$$

$$G_{eq} = G \left[(1-x) + x \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right) \right] \quad (121)$$

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