

UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA
SANTIAGO - CHILE



**“MODELAMIENTO NUMÉRICO DE
EVAPORACIÓN PARA MEZCLAS
ZEOTRÓPICAS AL INTERIOR DE TUBOS”**

EDUARDO CAVIEDES AEDO

**MEMORIA DE TITULACIÓN PARA OPTAR AL TÍTULO DE:
INGENIERO CIVIL MECÁNICO MENCIÓN ENERGÍA**

PROFESOR GUÍA : PHD. RODRIGO BARRAZA
PROFESOR CORREFERENTE : DR. ING. ARTURO GONZÁLEZ

SEPTIEMBRE - 2016

*A mis amados hermanos Constanza y Javier,
a mi sobrina Catalina,
a mis viejos Maria y Leopoldo,
a mi familia.*

Agradecimientos

A mis hermanos Constanza y Javier, quienes actualmente son la parte más importante de mi vida. Nuestro lazo de hermandad es tan fuerte porque ha sido forjado en base a todo tipo de situaciones (buenas y malas), lo que sin duda creó un vínculo que nada podrá romper. Les agradezco por el apoyo incondicional que siempre ha existido entre nosotros. A Catalina, que en sus cortos años de vida solamente nos ha regalado felicidad y alegrías. Agradezco a mis padres Maria y Leopoldo, por el esfuerzo en el transcurso de los años para entregarnos siempre lo mejor en todos los ámbitos. Les agradezco que siempre hayan dejado seguir mis objetivos y sueños, enseñándome que con esfuerzo, dedicación y sacrificio todo se puede lograr. A mi tía Zoila Aedo, quien en algunos de los momentos más difíciles de mi vida me entrego su apoyo y una luz de esperanza para lograr los objetivos que en ese momento tenía y se veían complicados. A mi abuela Nelly que desde siempre ha estado conmigo, y a mis dos abuelos, quienes a pesar de que ya no estén, siempre me cuidan, Ernesto y Polo.

Agradezco a mi profesor guía de este trabajo el señor Rodrigo Barraza, que fue un apoyo importante para la realización de este estudio desde el comienzo a fin, con una disposición increíble. Como ingeniero, profesor e investigador, es un gran modelo a seguir, además de ser una excelente persona.

Le agradezco a todas las personas con las que compartí en esta etapa universitaria, creo que podría escribir otra memoria contando mis motivos de gratitud a cada ellas y ellos. A mis compañeros de la universidad, con los que compartí gran parte de la carrera y se convirtieron en grandes amigos, Benjamín, Matías, Nicolás, Diego, Mario, Fabián y Rodrigo. A todos los grandes amigos que hice gracias al futbol, principalmente, a los de la Selección de Fútbol y a los de Naranja Mecánica.

Agradezco a todas las personas que no aparecen en esta lista, con las que forje algún tipo de lazo, compartimos algo, porque de cada una de ellas aprendí algo nuevo.

Resumen

Las mezclas zeotrópicas, son aquellas que nunca tendrán la misma composición de líquido y vapor en el estado de equilibrio líquido-vapor. Otra característica importante es el hecho de que su punto burbuja y de rocío son distintos, esta diferencia es llamada temperatura de deslizamiento (T_{glide}). Estas características han permitido que el uso de este tipo de mezclas sean utilizadas en ciclos de Rankine orgánicos y también en ciclos de refrigeración criogénicos, principalmente del tipo Joule-Thomson (JT). En estos ciclos, se han obtenido mejoras en el rendimiento con el uso de estas mezclas aproximadamente en un orden de magnitud [1]. La optimización de estos ciclos ha ganado una importancia substancial basado en sus aplicaciones criogénicas, como por ejemplo, liquefacción de gases, pruebas de criocirugía, enfriamiento de sensores infrarrojos, criopreservación, y muestras biomédicas. El diseño de los intercambiadores de estos ciclos es un punto crítico en este tipo de estudios. El presente estudio plantea un modelo numérico completo que contempla los fenómenos relacionados con transferencia de calor y mecánica de fluidos al interior de tubos con en fin de analizar una metodología completa para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor locales convectivos en dos fases, basado en las teorías de Silver [2] - Bell y Ghaly [3], Little [4] y Granryd [5]. El modelo fue programado en EES (Engineering Equation Solver) [6] y los resultados fueron comparados con los datos medidos por Barraza et al. [7] con el objetivo de validar el modelo. Se observaron mejoras de un **4,22%** en la predicción de los coeficientes de transferencia de calor locales convectivos, en base a una diferencia de error porcentual promedio, en comparación con estudios previos.

Abstract

Zeotropic mixtures do not have the same liquid and vapor composition in the liquid-vapor equilibrium. Also the bubble and the dew point are different, this gap is called glide temperature (T_{glide}). Those characteristics have allowed to use this mixtures in organic Rankine cycles, and also in cryogenics refrigerations cycles, basically Joule-Thomson (JT) types. In those cycles, the performance have improved approximately in a order of magnitude [1] with the use of this kind of mixtures. The optimization of the cycles have earned substantial importance based in the cryogenics applications, e.g, gas liquefaction, cryosurgery probes, cooling of infrared sensors, cryopreservation and biomedical samples. The heat exchangers design in those cycles is a critical point in this kind of studies.

This work proposes a complete numerical model which include the heat transfer and fluid mechanics phenomena related, in order to analyze a complete methodology to calculate the two-phases local convective heat transfer coefficients, based on the Silver [2] - Bell y Ghaly [3], Little [4], and Granryd [5] theories. The numerical model has been programed in EES (Engineering Equation Solver) [6] and the results are compared with the experimental data provided by Barraza et al. [7], in order to validate the model. The results show a **4,22%** improvement in the prediction of the convective local heat transfer coefficient, based in the difference of porcentual mean error, in comparison with previous studies.

Índice

Resumen	iii
Abstract	iv
Lista de Figuras	xi
Lista de Tablas	xiii
Nomenclatura	xiv
Introducción	xviii
1 Estado del arte	1
1.1 Uso y estudio de las mezclas zeotrópicas	1
1.2 Caídas de presión de dos fases	5
1.3 Coeficientes de transferencia de calor en dos fases	7
1.4 Uso de mezclas zeotrópicas en criogenia	9
2 Metodología de cálculo	11
2.1 Esfuerzos de corte y caídas de presión en dos fases	12
2.2 Parámetros de discretización	14
2.3 Perfiles de velocidad	17
2.4 Balance de energía en los nodos	18
2.5 Números de Nusselt	24
2.6 Coeficientes de transferencia de calor en dos fases	25

3 Resultados y discusión	28
3.1 Fracciones de vacío	29
3.2 Caídas de presión en dos fases	29
3.3 Perfiles de velocidad y temperatura, números de Nusselt y coeficientes de transferencia de calor en dos fases, ...	31
3.3.1 Diámetro 0,506 [mm]	32
3.3.2 Diámetro 1,527 [mm]	37
3.3.3 Diámetro 2,871 [mm]	44
3.4 Correlación de los datos simulados con los datos experimentales .	49
3.4.1 Correlación de Granryd	50
3.4.2 Correlación de Silver-Bell y Ghaly	50
3.4.3 Comparativa con modelos actuales	52
Conclusiones y recomendaciones	54
A Tabla con detalles de las mezclas zeotrópicas	59
B Resultados de errores porcentuales coeficientes de transferencia de calor convectivos	60
B.1 Primera parte de la tabla de resultados usando caídas de presión de Müller-Steinhagen y Heck y Sun y Mishima	60
B.2 Segunda parte de la tabla de resultados usando caídas de presión de Cicchitti y Awad y Muzychka	61
C Resultados diámetro 0,506 [mm]	62
C.1 Primera parte de la tabla de resultados usando caídas de presión de Müller-Steinhagen y Heck y Sun y Mishima	62
C.2 Segunda parte de la tabla de resultados usando caídas de presión de Cicchitti y Awad y Muzychka	63
D Código principal EES	64

ÍNDICE

E	Macros EES	75
E.1	Macro de extracción de datos desde EES a Microsoft Excel	75
E.2	Macro para resolver todos los archivos de forma automatizada . .	77
F	Macros de Microsoft Excel	79
F.1	Sub rutina promediadora de tablas de HTC de archivos Excel . .	79
F.2	Sub rutina recopiladora de todos los promedios a un solo archivo Excel	81
	Bibliografía	88

Lista de Figuras

1	Diagrama temperatura-composición para una mezcla metano y etano, en fracción volumétrica a una presión de 788 [kPa]	xx
2	Esquemas de un ciclo de refrigeración convencional por compresión de vapor, y de un ciclo Joule-Thomson.	xxii
2.1	Balance de fuerza para determinar el esfuerzo de corte en la pared e interfase.	14
2.2	Distribución de los nodos a través del tubo, mostrando las distancias y_i y r_i	17
2.3	Volumen de control del nodo 1, que permite realizar un balance energético y determinar la variación de temperatura en la dirección horizontal.	19
2.4	Volumen de control del nodo i -ésimo de la parte líquida, que permite realizar un balance energético y determinar la variación de temperatura en la dirección horizontal.	20
2.5	Volumen de control del nodo M correspondiente a la interfase, a diferencia de los demás este nodo presenta un $\dot{q}_{evap}$	21
2.6	Esquema de la interfase, primer nodo de la parte vapor.	23
3.1	Evolución de la distribución del área ocupada por el líquido contra el vapor, mezcla 40% metano y 60% etano, en volumen.	30
3.2	Caídas de presión en dos fases para un perfil de velocidad de Van Driest, RUN 36.	30

LISTA DE FIGURAS

3.3	Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Van Driest y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 1.	33
3.4	Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Van Driest y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 1.	33
3.5	Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Von Kármán y una caída de presión de Awad y Muzychka, RUN 1.	35
3.6	Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Spalding y una caída de presión de Müller-Steinhagen y Heck, RUN 1	35
3.7	Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Prandtl-Taylor y una caída de presión de Cicchitti et al., RUN 1.	36
3.8	Desarrollo del perfil de temperatura en función del radio, para un perfil de velocidad de Von Kármán y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 1.	36
3.9	Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Van Driest y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 21.	37
3.10	Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Van Driest y una caída de presión de Sun y Mishima con acercamiento, RUN 21.	38
3.11	Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Von Kármán y una caída de presión de Awad y Muzychka, RUN 21 y 25.	40
3.12	Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Spalding y una caída de presión de Müller-Steinhagen y Heck, RUN 21 y 25.	40

3.13 Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Prandtl Taylor y una caída de presión de Cicchitti et al. RUN 21 y 25.	41
3.14 Desarrollo del perfil de temperatura en función del radio, para un perfil de velocidad de Von Kármán y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 8.	41
3.15 Evolución de los números de Nusselt para el líquido y el vapor en función de la distancia horizontal del tubo para tres calidades diferentes, RUN 8.	42
3.16 Coeficientes de transferencia de calor convectivos para un perfil de velocidad de Von Kármán y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 34.	43
3.17 Coeficientes de transferencia de calor convectivos para un perfil de velocidad de Von Kármán y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 15.	43
3.18 Coeficientes de transferencia de calor convectivos para un perfil de velocidad de Von Kármán y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 8.	44
3.19 Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Van Driest y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 36.	45
3.20 Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Van Driest y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 36.	45
3.21 Desarrollo del perfil de temperatura en función del radio, para un perfil de velocidad de Von Kármán y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 36.	47
3.22 Evolución de los números de Nusselt para el líquido y el vapor en función de la distancia horizontal del tubo para tres calidades diferentes, RUN 36.	47

LISTA DE FIGURAS

3.23 Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Von Kármán y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 27.	48
3.24 Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Von Kármán y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 13.	48
3.25 Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Von Kármán y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 36.	49
3.26 Correlación entre los datos simulados para la correlación de Granryd y los datos medidos.	50
3.27 Correlación entre los datos simulados para la correlación de Silver-Bell y Ghaly y los datos medidos.	51
3.28 Correlación entre los datos obtenidos con la correlación de Granryd sin modificaciones y los datos medidos.	53

Lista de Tablas

2.1	Recopilación de modelos de caídas de presión en dos fases.	15
2.2	Resumen de los perfiles de velocidad y sus difusividades de momentum.	18
2.3	Resumen de las correlaciones a analizar	27
3.1	Números de Reynolds para distintas calidades del Run 1, evaluados con un perfil de velocidad de Van Driest y una caída de presión de Sun y Mishima.	34
3.2	Números de Reynolds para distintas calidades del Run 21, evaluados con un perfil de velocidad de Van Driest y una caída de presión de Sun y Mishima.	39
3.3	Números de Reynolds para distintas calidades del Run 36, evaluados con un perfil de velocidad de Van Driest y una caída de presión de Sun y Mishima.	46
3.4	Porcentaje de valores que se encuentran dentro de ciertos rangos para la correlación de Granryd.	51
3.5	Porcentaje de valores que se encuentran dentro de ciertos rangos para la correlación de Silver-Bell y Ghaly.	52
3.6	Porcentaje de los valores que se encuentran dentro de ciertos rangos, para las correlaciones analizadas por Barraza et al. y las correlaciones con la nueva metodología de cálculo.	52
A.1	Composición detallada de las mezclas en porcentaje volumétrico. .	59

LISTA DE TABLAS

B.1	Errores porcentuales promedio para cálculo de coeficientes de transferencia de calor local convectivo en diámetros de 1,527 [mm] y 2,871 [mm], parte 1.	60
B.2	Errores porcentuales promedio para cálculo de coeficientes de transferencia de calor local convectivo en diámetros de 1,527 [mm] y 2,871 [mm], parte 2.	61
C.1	Errores porcentuales promedio para cálculo de coeficientes de transferencia de calor local convectivo en diámetro de 0,506 [mm], parte 1.	62
C.2	Errores porcentuales promedio para cálculo de coeficientes de transferencia de calor local convectivo en diámetro de 0,506 [mm], parte 2.	63

Nomenclatura

Mayúsculas

T	:	Temperatura [K]
C	:	Composición $[-]$
ODP	:	Del ingles: <i>Ozone depletion potencial</i> , potencial de agotamiento de ozono $[-]$
GWP	:	Del ingles: <i>Global Warning Potential</i> , potencial de calentamiento global $[-]$
COP	:	Del ingles: <i>Coefficient of performance</i> , coeficiente de rendimiento $[-]$
CRO	:	Ciclo rankine orgánico
JT	:	Joule-Thomson
G	:	Flujo másico [$kg/m^2 \cdot s$]
X_{tt}	:	Coeficiente de Lockhart-Martinelli $[-]$
A	:	Área [m^2]
D	:	Diámetro [m]

Nomenclatura

P	:	Presión [Pa]
L	:	Largo [m]
MF	:	Factor multiplicativo $[-]$
M	:	Número de nodos del líquido $[-]$
C	:	Coeficiente de Chisholm $[-]$
Re	:	Número de Reynolds $[-]$
X_{sm}	:	Factor de Sun y Mishima $[-]$
$Rug.Rel$	:	Rugosidad relativa [m]
N	:	Número total de nodos $[-]$
Pr	:	Número de Prandtl $[-]$
Nu	:	Número de Nusselt $[-]$
htc	:	Coeficiente de transferencia de calor local convectivo [$W/m^2 \cdot K$]
La	:	Número de Laplace $[-]$

Minúsculas

x	:	Calidad de vapor $[-]$
g	:	Aceleración de gravedad [m/s^2]
u^*	:	Velocidad de fricción [m/s]
y^+	:	Longitud adimensional relativa a la distancia de la pared $[-]$
y	:	Distancia de la pared del nodo [m]
r	:	Distancia radial del nodo [m]
n_{hor}	:	Número de divisiones horizontales $[-]$
k	:	Conductividad térmica [$W/m \cdot K$]
$\dot{q}$	:	Flujo de calor por unidad de área [W/m^2]

u	:	Velocidad de cada nodo [m/s]
c	:	Calor específico [$J/Kg \cdot K$]
$\dot{m}$	:	Flujo másico [kg/s]

Griegas

α	:	Fracción de vacío $[-]$
ρ	:	Densidad [kg/m^3]
σ	:	Tensión superficial [N/m]
ξ	:	Coeficiente utilizado por Shedd para combinar la fracción de vacío $[-]$
λ	:	Largo capilar $[-]$
ζ	:	Coeficiente utilizado por Shedd para combinar la fracción de vacío con influencia de capilaridad $[-]$
μ	:	Viscosidad dinámica [$Pa \cdot s$]
τ	:	Esfuerzo de corte [Pa]
ν	:	Viscosidad cinemática [m^2/s]
$\frac{\varepsilon}{\nu}$	:	Difusividad de momentum por remolinos turbulentos $[-]$
κ	:	Constante de Von Kármán $[-]$

Subíndices

$glide$	:	Deslizamiento
g	:	Relativo al gas
l	:	Relativo al líquido
tt	:	Turbulento - Turbulento

Nomenclatura

<i>2fases</i>	:	Relativo a dos fases
<i>w</i>	:	Relativo a la muralla
<i>iw</i>	:	Relativo a la interfase
<i>car, vs</i>	:	Característico de la sub-capa viscosa
<i>turb</i>	:	Turbulento
<i>eff</i>	:	Efectivo
<i>inter</i>	:	Interfase
<i>ent</i>	:	Entrada
<i>m</i>	:	Media
<i>s</i>	:	Superficie
<i>calc</i>	:	Valor calculado
<i>med</i>	:	Valor medido

Introducción

Antecedentes

En la industria de la refrigeración, se utilizan actualmente dos tipos de mezclas: azeotrópicas y zeotrópicas. El uso de sustancias refrigerantes puras (salvo el amoníaco), ha sido relegado en el tiempo, debido a su gran influencia en el cambio climático y el efecto invernadero, es por esto que la industria esta centrada actualmente en el uso de azeotropos.

El daño que producen los compuestos gaseosos al medio ambiente, son catalogados según dos índices, ODP, potencial de agotamiento de ozono (en inglés: ozone depletion potential), y GWP, potencial de calentamiento global (en inglés: global warming potential). El ODP, es definido para la sustancia R-11(tricoloromonofluorometano) como 1, debido a que en su estructura tiene tres átomos de cloro, lo que causa la destrucción de una molécula completa de ozono. El GWP, es una medida relativa de cálculo basado en cuánto calor puede ser atrapado por un determinado gas de efecto invernadero, en comparación con el CO_2 , por ejemplo, si una sustancia tiene un GWP de 1700 (R-22), liberar un kilogramo de R-22 (clorodifluorometano) es equivalente a liberar 1700 kilogramos de CO_2 .

El Protocolo de Montreal, de la Convención de Viena para la Protección de la Capa de Ozono, fue diseñado para proteger la capa de ozono reduciendo la producción y el consumo de sustancias que han estudiadas en relación a su capacidad reactiva con el ozono. Actualmente se cree que estas sustancias son las responsables del agotamiento de la capa de ozono.

Introducción

En nuestro país, la principal sustancia refrigerante consumida es el zeótropo R-22, el cuál tiene un índice ODP de 0,05 y GWP de 1700. En el año 2006, se aprobo en Chile, la Ley 20096, denominada Ley Ozono, la cuál reafirma la suscripción de Chile al protocolo de Montreal y reajusta los plazos de eliminación de las sustancias señaladas como perjudiciales, en dicho protocolo (eliminación total en el año 2030).

Es por esto que en el mundo, y en nuestro país, la industria de la refrigeración ha comenzado a desarrollar y utilizar nuevas sustancia refrigerantes con índices $ODP = 0$, como por ejemplo el R-404 y el R-507, las cuales no reaccionan con el ozono de la capa, sin embargo, estas sustancias tienen altos índices GWP (3300 ambas). Estos dos compuestos refrigerantes son mezclas de otros refrigerantes (R-404: 52% R-143a - 44% R-125 y 4% R-134a en fracción másica) (R-507: 50% R-125 50% R-143a en fracción másica), y ambos son catalogados como sustancias zeotrópicas.

Mezclas zeotrópicas

Las mezclas zeotrópicas, son aquellas que presentan un gradiente de temperatura durante el cambio de fase a presión constante y además nunca tendrán la misma composición de líquido y vapor en el estado de equilibrio líquido-vapor. En la figura 1 se muestra la temperatura en función de la composición molar del componente más volátil de un mezcla metano y etano. En este esquema se identifican tres zonas diferentes, la zona de líquido sub enfriado, la de dos fases y la de vapor sobre calentado.

En la figura 1 se observan 4 puntos de análisis, el primero de ellos el punto "0" esta ubicado en una zona de líquido sub enfriado, y por tanto su composición será completamente líquida (C_{l0}) de valor $C_0 = 0,50$. Posteriormente se aumenta la temperatura de la mezcla alcanzando el punto "1", el cuál esta situado en la línea de burbuja o de líquido saturado. En este se forman las primeras burbujas de vapor. En este punto se tendrá una composición de fase líquida $C_{l1} = C_0 = 0,50$ en equilibrio con una composición de vapor $C_{v1} = 0,03$. Continuando con el aumento

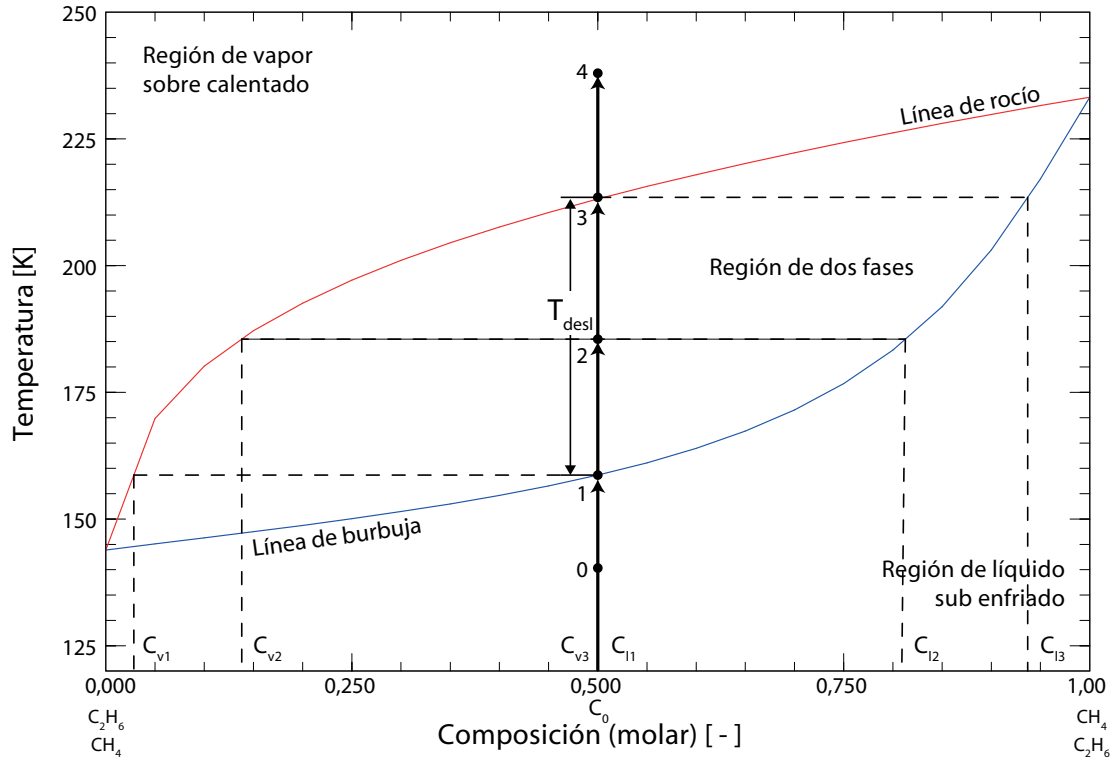


Figura 1: Diagrama temperatura-composición para una mezcla metano y etano, en fracción volumétrica a una presión de 788 [kPa]

de temperatura, se llega al punto número "2", el cuál esta situado en la zona de dos fases, donde se observa que la composición de líquido cambia a $C_{l2} = 0,86$ y la composición de vapor a $C_{v2} = 0,14$. Si se continua con el aumento de temperatura se alcanza el punto es "3", denominado punto de rocío, ya que si la mezcla fuese vapor sobre calentado y se enfriase, ahí comenzaría la formación de rocío. En este punto se observa que la composición de vapor $C_{v3} = C_0 = 0,5$ y la composición líquida es $C_{l3} = 0,93$. Continuando con el proceso de calentamiento se llega al punto "4", que se encuentra en una zona de vapor sobre calentado, y por tanto su composición será completamente vapor (C_{v4}) de valor $C_0 = 0,5$.

La diferencia de temperatura entre el punto de rocío y el punto burbuja, se denomina temperatura de deslizamiento. También se observa que las composiciones de líquido y vapor cambian a medida que el fluido aumenta su

Introducción

temperatura durante un proceso de cambio de fase a presión constante. Este diagrama es solamente reproducible para mezclas binarias, puesto a que como se observa en el eje de las abscisas del gráfico, solo pueden presentarse la combinación de dos componentes.

Ciertas mezclas zeotrópicas han sido utilizadas en ciclos de refrigeración Joule-Thomson, las cuales han mejorado la eficiencia con respecto a la utilización de sustancias puras como el nitrógeno. Little [4], Luo et al. [8] y Boiarski et al. [1], han demostrado que la eficiencia de estos ciclos ha mejorado, al menos en un orden de magnitud, cuando se utilizan estos tipos de mezcla como fluido de trabajo.

Los ciclos Joule-Thomson, se utilizan actualmente en muchas aplicaciones criogénicas como, pruebas de criocirugía, enfriamiento de sensores infrarojos, criopreservación, liquefacción y muestras biomédicas [7].

En los sistemas de refrigeración básicos, existen dos intercambiadores de calor (condensador y evaporador), ambos con la misma función principal; cambiar de fase el fluido de trabajo. Para obtener un buen dimensionamiento de estos intercambiadores, es necesario conocer los coeficientes de transferencia de calor convectivo local de la parte interior de los tubos.

En los ciclos Joule-Thomson existe un intercambiador de calor recuperador el cuál transfiere calor desde la línea de alta a la de baja presión. Conocer el coeficiente de transferencia de calor durante su cambio de fase también es fundamental para un calculo adecuado de esta parte de los sistemas.

Los ciclos mencionados anteriormente son presentados en la figura 2, con sus configuraciones más simples. Se observa que el ciclo Joule-Thomson no presenta un condensador, y el calor es rechazado en el after cooler.

Con respecto a los coeficientes de transferencia de calor de mezclas zeotrópicas, no existen abundantes datos e informaciones relacionadas al estudio de compuestos en dos fases, más limitado aún, es profundizar en el tema con mezclas zeotrópicas.

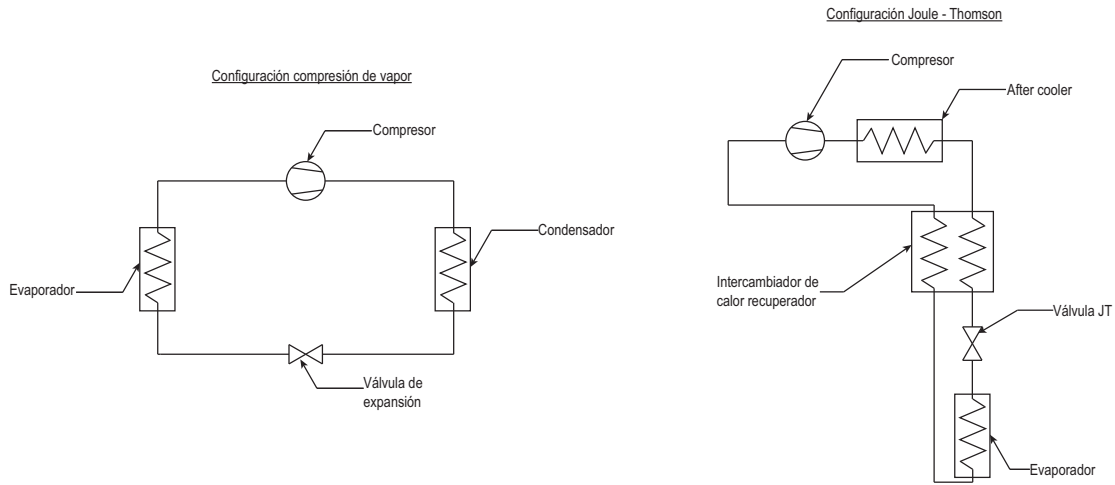


Figura 2: Esquemas de un ciclo de refrigeración convencional por compresión de vapor, y de un ciclo Joule-Thomson.

Objetivos

Objetivo general

- Desarrollar un modelo numérico para determinar los coeficientes de transferencia de calor locales convectivos al interior de tubos horizontales para mezclas zeotrópicas durante su evaporación.

Objetivos específicos

- Revisar el estado del arte relacionado con la determinación numérica de los coeficientes de transferencia de calor locales convectivos durante la evaporación de este tipo de mezclas.
- Analizar y comparar en forma crítica las correlaciones existentes para determinar dichos coeficientes.
- Desarrollar un modelo numérico adecuado que simule la evaporación de mezclas zeotrópicas durante régimen anular.

Introducción

- Validar el modelo numérico en base a la comparación con datos experimentales para mezclas zeotrópicas, obtenidos en minicanales.

Capítulo 1

Estado del arte

En un sistema de refrigeración convencional (compresión de vapor), existen dos intercambiadores de calor (condensador y evaporador), ambos con la misma función principal; cambiar de fase el fluido de trabajo. A pesar de ello, la diferencia de estos es entre que fases se está realizando el cambio, en el caso del condensador se espera que a la entrada exista vapor sobrecalentado y a la salida líquido saturado. Por el contrario, en la entrada del evaporador debería existir líquido saturado y a la salida vapor sobrecalentado. Para que dichos cambios de fase se produzcan, mediante procesos de transferencia de calor, el condensador debe perder calor y el evaporador ganar.

Muchas correlaciones han sido propuestas para calcular los coeficientes de transferencia de calor durante la evaporación de sustancias puras. El tener correlaciones que permitan predecir estos coeficientes con una exactitud adecuada, es fundamental para el diseño de intercambiadores de calor puesto a que así se pueden evitar diseños sobre o infra dimensionados.

1.1 Uso y estudio de las mezclas zeotrópicas

Mulroy y Didion [9] estudiaron el rendimiento de una bomba de calor, la cuál había sido diseñada para R22, con una mezcla azeotrópica de R-13B1 y R-152a , sus resultados concluyeron que la eficiencia de ese ciclo aumentaba en un 2% con respecto a la operación con R-22. Mulroy y Didion también estudiaron mezclas R-22/R-114 y R-22/R-12 en una bomba de calor, que enfriaba agua para aire

acondicionado, logrando mejorar la eficiencia de 32% para la primera mezcla y 16% para la segunda, también observaron una no linealidad en la entalpía como función de la temperatura en la región de dos fases.

Jung et al. [10] midieron coeficientes de transferencia de calor convectivos locales en una mezcla zeotrópica R-22/R-114 en tubos horizontales y analizaron el proceso de evaporación de la mezcla. Anteriormente, datos de coeficientes de transferencia de calor convectivos habían sido reportados en la literatura, sin embargo, la mayoría de estos datos fueron obtenidos en tubos verticales. Usualmente los tubos que componen los evaporadores y condensadores están montados horizontalmente, es por esto que el estudio de Jung et al. es un aporte importante a este tema ya que sus coeficientes son medidos en tubos horizontales. En [10], se obtienen más de 1200 datos de coeficientes de transferencia de calor convectivo locales, y además, se observa que existe una supresión de la ebullición por nucleación en calidades de transición. La mayor cantidad de datos reportados se encuentran en la región de evaporación convectiva (zona central de calidad).

Pannock y Didion [11] estudiaron mezclas zeotrópicas con el fin de reemplazar el R-22, el cual en base al tratado de Montreal, se comenzaba a erradicar. Este estudio analiza 50 distintas mezclas zeotrópicas, de R-23, R-32, R-125, R-134a, R-143a y R-152a. Estos refrigerantes, no degradan la capa de ozono. Las mezclas fueron simuladas en condiciones típicas de bomba de calor, en un programa llamado "CYCLE11" del Instituto de Estandares y Tecnologías de los Estados Unidos. Pannock y Didion, concluyeron que dos mezclas zeotrópicas R-32/R-152a y R-32/R-134a pueden ser consideradas como remplazo al R-22 si se selecciona una composición adecuada. Estas mezclas operan en rangos de temperatura y presión dentro de los límites aceptables con relación a la forma constructiva del ciclo y a los parámetros de operación requeridos, también, el GWP se reduce en un 25% en base a R-22 puro, pero, el problema es que los reemplazos a los cuales se recurre, pudiesen ser inflamables.

Shiflett et al. [12] también estudiaron la mezcla R-32/R-134a, pero en aires acondicionados. Concluyeron que una mezcla 32% R-32 / 68% R-134a, puede reemplazar al R-22, obteniendo rendimientos similares. Las pruebas además

1. Estado del arte

señalan que no se deben hacer cambios al sistema para el reemplazo de fluido de trabajo. El aire acondicionado de su estudio operaba con refrigerantes inmiscibles al aceite, y observaron que después de 1000 [h] de funcionamiento no existe cambios en el rendimiento global del ciclo, sin embargo, se señala que en el largo plazo se debe utilizar lubricación adicional en algunos componentes.

Kim et al. [13] estudiaron el rendimiento de mezclas de R-134a con propano, e isobutano en bombas de calor. Una mezcla 45% propano / 55% R-134a en porcentaje másico es comparada con R-22 y con propano, ambos en estado puro, concluyendo que se obtiene una mayor capacidad frigorífica o de calentamiento, pero, un coeficiente de desempeño (COP) menor. En el caso de una mezcla 80% R-134a / 20% isobutano en fracción másica, es comparada con R-12 y R-134a en estado puro, concluyendo que esta mezcla presenta mayores capacidades frigoríficas o de calentamiento y también un mayor coeficiente de desempeño (COP).

Otros estudios similares son planteados por Uchida et al. [14], Smit y Meyer [15], por Chang et al. [16], Chen y Yu [17].

Estudios más recientes han relacionado las mezclas zeotrópicas con ciclos de potencia Rankine . Wang y Zhao [18], analizaron tres mezclas de R-245fa / R-152a en distintas proporciones, para un ciclo solar Rankine de baja temperatura (Temperatura de sumidero, 25 ° C y temperatura de evaporación, 85 ° C). Sus resultados concluyeron que estas mezclas podían ampliar el espectro de fluidos de trabajo en estos ciclos, sin embargo, estas mezclas no mejoraban la eficiencia integral del ciclo.

Chen et al. [19] plantearon la utilización de una mezcla 70% R134a / 30% R32, en fracción másica, en un ciclo Rankine super crítico y comparan los valores con un ciclo Rankine que utiliza fluidos orgánicos (de ahora en adelante referidos como CRO), concluyendo que se puede mejorar la eficiencia térmica de estos ciclos desde un 10% a un 13% en una temperatura de operación de 453 K a la entrada de la turbina.

Chys et al. [20] analizaron el potencial uso de mezclas zeotrópicas de hidrocarburos en CRO. Analizando diversos tipos de muestra binarias, Chys et

al. lograron obtener un 15% de eficiencia térmica del ciclo, y 12 % de incremento en la electricidad generada, con el ciclo funcionando a 423 K, lo que es consistente a lo planteado por Chen et al. [19]. Además, lograron obtener un aumento de 6% en la eficiencia térmica y 5% de incremento en electricidad generada, con el ciclo operando a una temperatura de 523 K. También sostienen que agregar un tercer componente a la mezcla, no afecta significativamente los resultados. En este estudio se utiliza una herramienta de optimización que selecciona las presiones óptimas de funcionamiento, flujos másicos y temperaturas medias, sin embargo, la herramienta no toma en cuenta los diseños internos de la bomba o de los intercambiadores de calor, por lo que, los autores sostienen que la eficiencia podría ser mejorada al optimizar estos componentes.

Ahahosseini y Dincer [21] realizan un análisis energético y exergético comparativo en CRO, con fluidos puros (R123, R245fa, R600a, R134a) y con mezclas zeotrópicas (R407c, R404a), modelando el sistema en Engineering Equation Solver (de ahora en adelante EES) [6]. En su modelo ellos varían la presión y temperatura a la entrada del dispositivo de expansión. Ellos concluyeron que al aumentar la presión de entrada la eficiencia energética aumenta y, más aun, si los fluidos tienen una alta temperatura de ebullición. Por otra parte, la eficiencia exergética disminuye, lo que significa un aumento de irreversibilidades en el ciclo.

Liu et al. [22] establecieron un algoritmo para seleccionar la presión de condensación con mezclas zeotrópicas en CRO, y además realizan un análisis detallado de la influencia que tiene la relación entre la temperatura de deslizamiento de condensación de la mezcla y la temperatura de sumidero de calor en el condensador, en la salida neta de energía y la eficiencia del ciclo. Las fuentes de calor son utilizadas en base a energía geotérmica y biomasa. Su algoritmo concluyó que cuando la temperatura de deslizamiento de condensación es menor que la variación de temperatura de enfriamiento del agua, la presión se determina en base al punto de rocío de la mezcla y la eficiencia aumentará conforme aumente la temperatura de deslizamiento de la mezcla. Cuando la temperatura de deslizamiento de condensación es mayor a la diferencia de temperatura del agua de enfriamiento, la presión de condensación se determina basándose en el punto de

1. Estado del arte

burbuja de la mezcla y la eficiencia disminuirá conforme aumente la temperatura de deslizamiento de condensación.

Goble et al. [23] describen en su patente como liquefaccionar gases con un ciclo de refrigeración por compresión en etapas, para alcanzar temperaturas criogénicas. Existen muchas patentes en Estados Unidos, relativas al uso de mezclas zeotrópicas en ciclos de refrigeración de etapas para liquefaccionar gases.

1.2 Caídas de presión de dos fases

Los intercambiadores de calor en sistemas de refrigeración (condensador o evaporador) usualmente opera con fluidos en dos fases por lo tanto el análisis de la caída de presión durante el cambio de fase también ha sido motivo de estudio por diversos autores. La base de estos estudios en la actualidad es lo propuesto por Lockhart y Martinelli [24], en el cuál estudian las variables que influyen en la caída de presión en dos fases, describiendo un factor que relaciona la caída de presión del líquido y del vapor como si fluyeran por sí solas en el interior de tubos. En este estudio se señalan los parámetros que tendrán influencia en dicho parámetro, como la viscosidad y las condiciones de flujo de ambas fases. Se establecen cuatro tipo de flujos distintos, los que se basan en el régimen que tienen cada uno de los flujos en las fases, estableciendo combinaciones laminar-turbulento entre ellos. Para cada uno de estos tipos de flujo, se establece una forma de cálculo para la caída de presión de dos fases.

Dukler et al. [25] realizaron un análisis estadístico de más de dos mil datos experimentales, de la caída de presión de dos fases, y los contrastaron con cinco correlaciones distintas. Su conclusión establece que la correlación de Lockhart y Martinelli, presenta una predicción aceptable de sus datos experimentales.

Chisholm [26] realizó un análisis teórico completo, para establecer una correlación que permita el cálculo del factor que fue propuesto por Lockhart y Martinelli, pero que hasta entonces debía calcularse de forma gráfica. Su trabajo tiene por objetivo obtener una correlación que pueda ser fácilmente usada por otros ingenieros.

Beattie y Whalley [27] propusieron un modelo homogéneo considerando las dos fases como un todo similar a lo que hizo Cicchitti et al. [28], en el cuál calculan varios parámetros para dos fases, no utilizando la combinación de la caída de presión del líquido o del vapor como en los modelos no homogéneos.

Müller-Steinhagen y Heck [29] realizaron un análisis de catorce modelos diferentes, añadiendo uno propuesto por ellos. Las correlaciones son comparadas con datos medidos, y sus resultados establecen que el modelo con mejores resultados es el de Bandel [30], el cual detallan en un apéndice de su investigación y, además, establecen que su modelo propuesto también estima de buena forma la caída de presión en dos fases.

Didi et al. [31], establecieron una comparación de siete correlaciones diferentes con datos experimentales obtenidos por Katan [32]. Separando los datos en dos rangos de presión, mayor a 0,5 [kPa] y mayor a 1 [kPa], ellos establecieron que el modelo de Müller-Steinhagen y Heck es el que provee los mejores resultados para un flujo anular.

Greco y Vanoli [33] analizaron nueve correlaciones diferentes para caídas de presión en dos fases, en tubos de 6 [mm] de diámetro interno y 6 [m] de largo, en zeotropos y azeotropos. Su análisis determina que la correlación de Chawla [34], es la que mejor se ajusta a los datos, en base a un análisis estadístico de desviación estandar.

Awad y Muzychka [35] presentan cuatro nuevas definiciones para la viscosidad de dos fases, este modelo es de tipo homogéneo, lo que permite calcular una caída de presión en dos fases de manera directa, al igual que Cicchitti y Beattie y Whalley. Este modelo es validado con datos publicados para distintas temperaturas de saturación y distintos diámetros.

Sun y Mishima [36] plantean un nuevo modelo basado en lo que había propuesto Chisholm, encontrando una nueva forma de calcular el parámetro de Chisholm. Para esto utilizaron aproximadamente 2000 datos tomados de 18 publicaciones, ellos concluyen que el nuevo modelo es el que mejor se ajusta a los datos, sin embargo, el modelo de Müller-Steinhagen y Heck también provee una buena aproximación. Además, establecen que esta última correlación funciona

1. Estado del arte

mejor en la región turbulenta que en la zona laminar.

Barraza et al. [7] realizaron un análisis en base a datos medidos para evaporación de mezclas zeotrópicas con temperaturas de deslizamiento altas. Sus datos son recolectados en tubos de 0,5 [mm] y 1,5 [mm]. Dentro de su estudio, ellos analizaron algunos de los modelos de caída de presión mencionados anteriormente tanto los homogéneos como de análisis de flujos separados. Su conclusión final es que el modelo de Awad y Muzychka es el que mejor se ajusta a los datos medidos, sin embargo, el modelo de Sun y Mishima es presentando como la segunda mejor correlación. También, los modelos de Müller-Steinhagen y Heck y Mishima y Hibiki [37], presentan resultados razonables en los datos medidos en tubos de 1,5 [mm].

1.3 Coeficientes de transferencia de calor en dos fases

Al momento de diseñar un intercambiador de calor, es necesario conocer todos los fenómenos de transferencia de calor involucrados con el fin de determinar un coeficiente de transferencia de calor global, para determinar las condiciones a las que esta sometido el diseño como también sus dimensiones. Por tanto, una parte crítica en este diseño es analizar el intercambio de calor que ocurre desde el fluido de trabajo con la pared del intercambiador mediante convección. Para esto es necesario entender la fenomenología que controla la transferencia de calor y desde el punto de vista ingenieril de diseño, tener una correlación que permita estimar de manera adecuada el coeficiente de transferencia de calor convectivo.

El primer estudio a analizar es el de Dittus y Boelter [38], en el cual realizaron un análisis de los radiadores de autos de tipo tubular. Ellos analizan la influencia que tiene el film de aire en el coeficiente de transferencia de calor global en los tubos de un radiador. El radiador es un tipo de intercambiador de calor que rechaza calor, similar a lo que se encuentra en un condensador, pero su aplicación es para fluidos, líquido o vapor en una fase en convección.

Chen [39] planteó una correlación, la cuál comparó con datos medidos para agua y fluidos orgánicos. En este estudio se analiza la influencia de los mecanismos microconvectivo (ebullición por nucleación) y macroconvectivos (influencia convectiva) en la transferencia de calor durante el cambio de fase. Dentro de todas las correlaciones iniciales, esta fue catalogada como general por Shah [40] quién además propone un modelo de cálculo, el cuál es validado comparando con datos de agua, R-11, R-12 y R-22.

Gungor y Winterton [41] plantean su propio modelo basado en una modificación de lo planteado por Chen. Se menciona también que esta correlación mejora los resultados de Shah.

Kandiklar [42], establece una nueva correlación para mezclas la cuál divide en tres zonas, basandose en un parámetro de volatilidad del compuesto y, además, del número de ebullición ($Bo = \dot{q}/(G \cdot \Delta H_{vap})$). Estas tres zonas son, la región cercana a azeotrópica, donde la volatilidad debe ser baja, otra región denominada de supresión moderada de difusión inducida, donde los efectos de nucleación son relegados debido a la resistencia de difusividad de masa, y por tanto, los efectos de la transferencia de calor convectiva se hacen dominantes y otra región de supresión severa de difusividad inducida, en la cual es completamente dominante el efecto de transferencia de calor convectiva, ya que, la influencia nucleativa es ampliamente reducida por la diferencia de composición entre las fases.

Otras correlaciones de transferencia para mezclas evaporando han sido desarrolladas considerando un flujo anular, en el que se observa un flujo central de gas, que es rodeado por un manto de líquido. Uno de estos modelos es establecido por Silver [2] - Bell y Ghaly [3] en el que se calcula un coeficiente de transferencia de calor local convectivo para el líquido, otro para el vapor y luego los combinan para obtener un coeficiente de transferencia de calor convectivo de dos fases. Granryd [5] y Little [43], plantean modelos similares al de Silver-Bell y Ghaly, planteando combinaciones diferentes en el cálculo final del coeficiente de transferencia de calor de dos fases. Barraza et al. [7] analiza estos modelos, los compara con datos experimentales, concluyendo que la correlación de Granryd es la que mejor se ajusta a sus datos.

1.4 Uso de mezclas zeotrópicas en criogenia

El uso de mezclas zeotrópicas en criogenia no es ampliamente discutido en la literatura, la mayor cantidad de información que existe son diversas patentes acerca de procesos que utilicen temperaturas criogénicas, la mayoría de ellos para aplicación en liquefacción de gases.

He et al. [44], establecen un nuevo ciclo basado en un JT, que mejora el rendimiento para lograr temperaturas más bajas que un ciclo de absorción convencional.

Un importante uso de las mezclas zeotrópicas se ha dado con los ciclos de refrigeración JT, Yu [45] realizó una simulación teórica de un ciclo JT modificado, añadiendo un segundo recuperador y un eyector ubicado entre los dos recuperadores por los lados calientes de los intercambiadores de calor, este eyector se ubica entre las líneas de alta y baja presión. Su modelo computacional concluye que se puede mejorar la eficiencia entre un 45% y un 15% de un ciclo JT normal utilizando la nueva configuración bajo ciertas condiciones.

Ardhapurkar et al. [46] analizaron las correlaciones para fluidos puros y también para mezclas. Las correlaciones se comparan con datos experimentales de Nellis et al. [47], y concluyen que las correlaciones para fluidos puros no se pueden utilizar para predecir los coeficientes de transferencia de calor convectivos de las mezclas, y también que las correlaciones de Silver-Bell y Ghaly junto con la de Granryd (modificada por ellos), son las que mejores resultados proveen considerando un análisis basado en la desviación absoluta promedio. Esta investigación también tiene relación con el uso de mezclas zeotrópicas en criogenia considerando que el diseño del recuperador de un ciclo JT es una parte crucial en el análisis de estos ciclos, sobre todo si estos ciclos ocuparán mezclas zeotrópicas, más aún, cuando existe evidencia que estas mezclas proveen una mejor eficiencia de estos ciclos [1, 48–50].

Damle et al. [51] realizaron un modelo numérico analizando el recuperador de calor de un ciclo JT operando con mezclas zeotrópicas hidrógeno - hidrocarburos. Su modelo es validado con datos provistos por Ardhapurkar y obtienen resultados

razonables con diferencias porcentuales menores al 10%.

La aplicación de mezclas zeotrópica en ciclos de refrigeración criogenicos tiene una parte importante de su uso en la liquefacción de gases, ya que cuando un gas es licuado se disminuye su volumen y facilitando su transporte. Moein et al. [52] utiliza un algoritmo genético (basado en la teoría de la inteligencia artificial), para minimizar la cantidad de trabajo variando la composición de las mezclas (nitrogeno - hidrocarburos). Su optimización se compara con un ciclo simulado en HYSYS Aspen [53], considerando una temperatura de entrada a la caja fría de 32 [°C] (ver configuración utilizada en [52]) y concluyendo que el trabajo total utilizado puede ser disminuido en un 14%.

Cao et al. [54] analiza una optimización de la composición de las mezclas y de la presión de trabajo en un análisis de ajuste de las diferencias en el intercambiador de calor recuperativo, de tal forma que las perdidas exergéticas del sistema sean reducidas. Este análisis se realiza en un ciclo JT con intercambiador de calor regenerativo, por tanto existirán tres regiones de temperaturas diferentes. Su conclusión es que si la composición de la mezcla de gas refrigerante logra que las diferencias de temperatura en las tres regiones se mantenga en equilibrio, el sistema tendrá una eficiencia exergética relativamente alta y por lo tanto se reducirán las irreversibilidades.

Metodología de cálculo

Este estudio propone analizar el proceso de evaporación de mezclas zeotrópicas en los denominados minicanales horizontales en [55], asumiendo que el flujo tiene un comportamiento anular durante todo el proceso de evaporación. Los perfiles de velocidad de la película líquida que fluye entre la pared del tubo y la parte central ocupada por el vapor, y para el mismo vapor son determinados utilizando los perfiles de velocidad de Prandtl-Taylor, Spalding, Von Kármán y Van Driest, todos ellos recopilados por Nellis y Klein [56]. Se asume que la velocidad en la pared es cero y que en la interfase líquido-vapor, tanto el líquido como el vapor tienen la misma velocidad. El balance de momento de las dos fases es presentado en la figura 2.1. Para el cálculo de la caída de presión en dos fases se utilizan las correlaciones para las caídas de presión propuestas por Müller-Steinhagen y Heck [29], Sun y Mishima [36], Awad y Muzychka [35] y Cicchitti et al. [28]. Barraza et al. [57] concluyeron que estos cuatro modelos predicen razonablemente la caída de presión en mezclas zeotrópicas evaporadas en minicanales. Todo lo anterior asume, que se tiene un flujo turbulento completamente desarrollado.

En la superficie del tubo se aplica un flujo de calor por unidad de area constante y se realiza un balance de energía en forma radial y axial (10 diámetros internos) hasta que se obtiene una condición completamente desarrollada desde el punto de vista térmico (número de Nusselt constante, respecto a la posición axial)

En el análisis del coeficiente de transferencia de calor convectivo, se han de revisar las correlaciones de Little [43], Granryd [5] y Silver [2] - Bell y Ghaly [3] combinandolas con el cálculo numérico de los coeficientes de transferencia de calor

para las fases líquida y vapor.

2.1 Esfuerzos de corte y caídas de presión en dos fases

Las secciones ocupadas por las fases vapor y líquido son determinadas utilizando la fracción de vacío propuesta por Rouhani y Axelsson [58], en la ecuación 2.1.

$$\alpha_{rouhanni} = \frac{x_g}{\rho_g} \left[(1 + 0.12(1 - x_g)) \left(\frac{x_g}{\rho_g} + \frac{1 - x_g}{\rho_l} \right) + \frac{1.18(1 - x_g)[g\sigma(\rho_l - \rho_g)]^{0.25}}{G \cdot \rho_l^{0.5}} \right] \quad (2.1)$$

Alternativamente se revisa lo planteado por Shedd [59], el cuál plantea dos modelos para estimar las secciones ocupadas por las fases, el primero de ellos combina el modelo homogéneo con la correlación de Rouhani y Axelsson mediante un factor que depende del número de Lockhart y Martinelli [24]. Uno de los nuevos modelos planteados por Shedd, se presenta en la ecuación 2.2

$$\alpha_{minicanales} = \xi \cdot \alpha_{homogenea} + (1 - \xi) \cdot \alpha_{rouhanni} \quad (2.2)$$

Donde $\alpha_{homogenea}$ se muestra en la ecuación 2.3

$$\alpha_{homogenea} = \frac{1}{\left(1 + \frac{1-x}{x}\right) \frac{\rho_g}{\rho_l}} \quad (2.3)$$

Y ξ en la ecuación 2.4

$$\xi = \begin{cases} 1 & si \quad X_{tt} > 1 \\ (1 - X_{tt}) & si \quad X_{tt} \leq 1 \end{cases} \quad (2.4)$$

Shedd, además plantea que este modelo no refleja adecuadamente el principio de la transición entre el modelo homogéneo y el de Rouhani y Axelsson de forma correcta con respecto al efecto de las fuerzas capilares en diámetros pequeños. Por esto, plantea otro modelo, donde incorpora una relación con el largo capilar (λ), de tal manera, que se incluya el impacto de la tensión superficial en la transición

2. Metodología de cálculo

a flujo anular. Se redefine ξ en la ecuación 2.5

$$\xi = \begin{cases} 1 & \text{si } \zeta > 1 \\ (1 - \zeta) & \text{si } \zeta \leq 1 \end{cases} \quad (2.5)$$

Donde ζ se muestra en la ecuación 2.6

$$\zeta = X_{tt} \cdot \left(\frac{\lambda}{D} \right) \quad (2.6)$$

Y λ en la ecuación 2.7

$$\lambda = \sqrt{\frac{\sigma}{\rho_l \cdot g}} \quad (2.7)$$

Para ambos modelos el factor X_{tt} , es conocido como el factor de Lockhart-Martinelli turbulento-turbulento, el cuál es calculado acorde a lo presentado por Gungor y Winterton [41], en la ecuación 2.8

$$X_{tt} = \left(\frac{1 - x_g}{x_g} \right)^{0,9} \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{\mu_l}{\mu_g} \right)^{0,1} \quad (2.8)$$

La idea del modelo propuesto por Shed, es que el cálculo de la fracción de vacío seguirá el modelo homogéneo hasta que X_{tt} se cercano a uno para ambos modelos, además, según Taitel y Dukler [60] se establece que la transición desde un flujo de tipo oscilante a un flujo anular se produce a un $X_{tt} = 1,6$ constante.

Una vez determinada la sección ocupada por la fracción líquida y vapor se realiza un balance de fuerza en ambas fases, lo que es presentado en la figura 2.1 de manera esquemática, para de determinar los esfuerzos de corte en ellas. El balance del líquido se resume a la ecuación 2.10 y el del vapor en la ecuación 2.9

$$\tau_{iw} = \left(\frac{dP}{dx} \right)_{2fases} \cdot \frac{D_i}{4} \quad (2.9)$$

$$\tau_w = \tau_{iw} \cdot \frac{D_i}{D} + 0,25 \cdot \left(\frac{dP}{dx} \right)_{2fases} \cdot \frac{D^2 - D_i^2}{D} \quad (2.10)$$

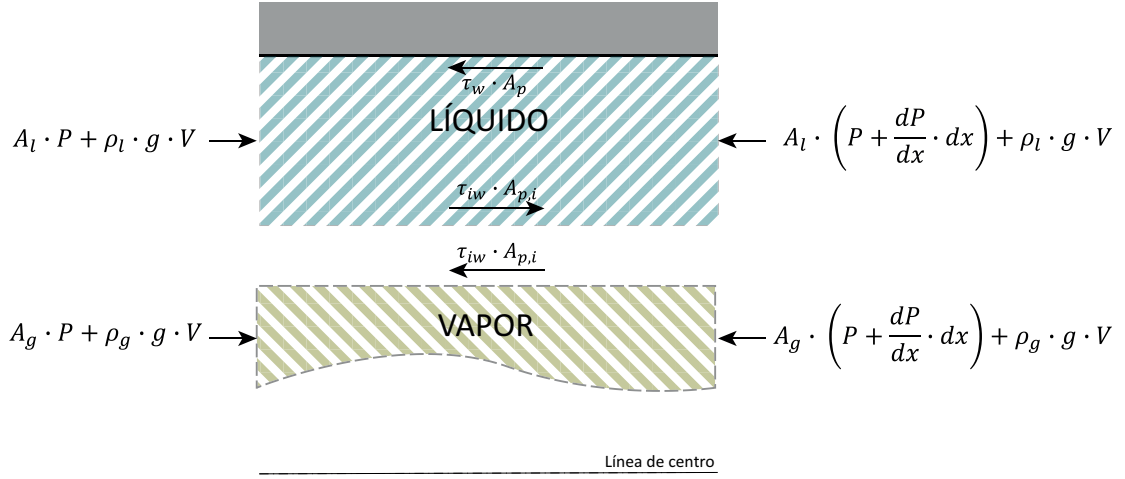


Figura 2.1: Balance de fuerza para determinar el esfuerzo de corte en la pared e interfase.

La caída de presión en dos fases, se estima utilizando varios modelos incluyendo modelos homogéneos y no - homogéneos. Los modelos no homogéneos, analizan la parte líquida y gaseosa por separados, y los homogéneos, consideran la mezcla como un todo. Los modelos no homogéneos usados son, Muller-Steinhagen y Heck en [29] y Sun y Mishima en [36] y los modelos homogéneos son Cicchitti et al. [28] y Awad y Muzychka en [35]. Barraza et al. [57] concluyo que estos 4 modelos predicen razonablemente la caída de presión en mezclas zeotrópicas durante evaporación en minicanales. Todos estos modelos son presentados y resumidos en la tabla 2.1.

2.2 Parámetros de discretización

Los perfiles de velocidad de ambas fases presentan mayores variaciones en las cercanías de las interfases respectivas (líquido-vapor y líquido-muralla) debido a la influencia de los esfuerzos de corte. En este contexto, se define la velocidad de fricción, que es una representación de los esfuerzos de corte en unidades de velocidad, según la ecuación 2.11.

2. Metodología de cálculo

Tabla 2.1: Recopilación de modelos de caídas de presión en dos fases.

Modelo	Caída de presión
No homogéneo	
Müller Steinhagen y Heck [29]	$\left(\frac{dP}{dx}\right)_{2fases} = \frac{f_{2fases} G^2}{2 \cdot D \cdot \rho}$ $\left(\frac{dP}{dx}\right)_{2fases} = \lambda \cdot (1 - x_g)^{\frac{1}{3}} + \left(\frac{dP}{dx}\right)_{liq} \cdot x_g^3$ $\lambda = \left(\frac{dP}{dx}\right)_{liq} + 2 \cdot \left(\left(\frac{dP}{dx}\right)_{liq} - \left(\frac{dP}{dx}\right)_{gas}\right) \cdot x_g$
Sun y Mishima [36]	$\left(\frac{dP}{dx}\right)_{2fases} = f_l \frac{(G(1-x_g))^2}{2 \cdot D \cdot \rho_{mezcla}} \cdot \phi_l^2$ $\phi_l^2 = 1 + \frac{C}{X} + \frac{1}{X_{sm}^2} \text{ para } Re < 1187$ $\phi_l^2 = 1 + \frac{C}{X_{sm}^{1.19}} + \frac{1}{X_{sm}^2} \text{ para } Re > 3000$ $C = 26 \cdot (1 + Re_l/1000) \cdot (1 - \exp(-\frac{0.153}{0.27 \cdot La + 0.8})) \text{ para } Re < 1187$ $C = 1,79 \cdot (Re_v/Re_l)^{0.4} \cdot \left(\frac{1-x_g}{x_g}\right)^{0.5} \text{ para } Re > 3000$ $X_{sm} = \left(\sqrt{\frac{dP}{dz} \frac{l}{l} / \frac{dP}{dz} \frac{g}{g}}\right) \text{ según Lockhart y Martinelli [24]}$
Homogéneo	
Cicchitti et al. [28]	$\left(\frac{dP}{dx}\right)_{2fases} = f_{2fases} \frac{G^2}{2 \cdot D \cdot \rho_{mezcla}}$ $\frac{1}{\rho_{mezcla}} = \frac{(1-x_g)}{\rho_l} + \frac{x_g}{\rho_g}$ $\mu_{2f} = (1 - x_g) \cdot \mu_l + x_g \cdot \mu_g$
Awad Muzychka [35]	$\left(\frac{dP}{dx}\right)_{2fases} = f_{2fases} \frac{G^2}{2 \cdot D \cdot \rho_{mezcla}}$ $\frac{1}{\rho_{mezcla}} = \frac{(1-x_g)}{\rho_l} + \frac{x_g}{\rho_g}$ $\mu_{2f} = \mu_l^{\frac{2 \cdot \mu_l + \mu_g - 2(\mu_l - \mu_g) \cdot x_g}{2 \cdot \mu_l + \mu_g + (\mu_l - \mu_g) \cdot x_g}}$
Factores de fricción para todos los modelos	
$f = \frac{64}{Re} \text{ sí } Re < 1187$ $f = \left(-2 \cdot \log\left(\frac{Rug.Rel}{3.7} - \frac{5.02}{Re} \cdot \log\left(\frac{Rug.Rel}{3.7} + \frac{13}{Re}\right)\right)\right)^{-2} \text{ sí } Re > 3000$ En la zona de transición laminar-turbulenta se realiza una interpolación lineal.	

$$u^* = \sqrt{\frac{\tau}{\rho}} \quad (2.11)$$

Para caracterizar de buena manera la sub capa viscosa, se define su longitud característica $L_{car,vs}$ según la ecuación 2.12.

$$L_{car,vs} = \frac{\nu}{u^*} \quad (2.12)$$

Estas dimensiones han de ser calculadas para el líquido y el vapor. Luego se discretizan ambas fases, en base a la dimensión característica y una función potencial, para garantizar una mayor densidad de nodos en la zona de la sub capa viscosa (ecuaciones 2.13 y 2.14).

$$MF_{liq} = \left(\frac{D - D_i}{2 \cdot L_{car,vs,liq}} \right)^{\frac{1}{M-1}} \quad (2.13)$$

$$MF_{gas} = \left(\frac{D_i}{2 \cdot L_{car,vs,gas}} \right)^{\frac{1}{N-M-1}} \quad (2.14)$$

Donde M representa el número de nodos del líquido y N el total de nodos. Esto permite definir un número característico adimensional relacionado a la distancia entre el nodo y la pared para el caso del líquido y el nodo y la interfase en el vapor. Este número se define según la ecuación 2.15.

$$y_i^+ = \begin{cases} MF_{liq}^{i-1} & \text{sí } i < M \\ MF_{gas}^{i-(M+1)} & \text{sí } M+1 < i < N \end{cases} \quad \text{para } i = 1..N \quad (2.15)$$

La distancia radial desde la muralla, se obtiene combinando y^+ con L_{car} según la ecuación 2.16 donde δ representa el ancho de la película de líquido.

$$y_i = \begin{cases} y^+ \cdot L_{car,liq,vs} & \text{sí } i < M \\ y^+ \cdot L_{car,gas,vs} + \delta & \text{sí } M+1 < i < N \end{cases} \quad \text{para } i = 1..N \quad (2.16)$$

Con esto se puede definir la distancia radial desde el centro r_i según la ecuación 2.17

$$r_i = \frac{D}{2} - y_i \quad (2.17)$$

2. Metodología de cálculo

También, es necesario considerar una discretización en la dirección horizontal, en la cual los intervalos de división se considerarán según la ecuación 2.18 donde n_{hor} , representa el número de divisiones horizontales.

$$\Delta x_{tabla} = \frac{L}{n_{hor}} \quad (2.18)$$

Todos los parámetros anteriormente señalados, están esquematizados en la figura 2.2.

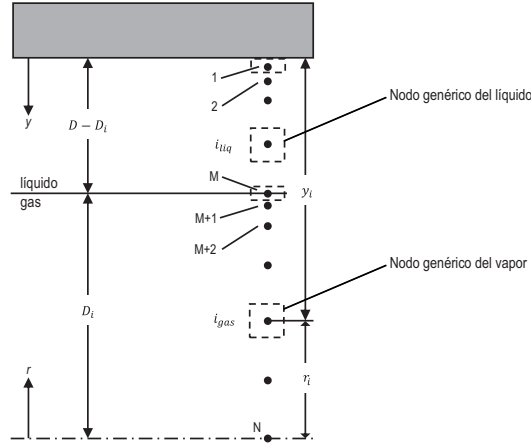


Figura 2.2: Distribución de los nodos a través del tubo, mostrando las distancias y_i y r_i .

2.3 Perfiles de velocidad

Los perfiles de velocidad (u_i^+) de Prandtl-Taylor, Spalding, Von Kármán y Van Driest, todos ellos son recopilados por Nellis y Klein [56]. Estos están en función de la distancia adimensional y^+ , y cada uno de ellos lleva consigo un modelo de difusividad de momentum respectiva ($\frac{\epsilon_M}{\nu}$). Esta difusividad se debe a los remolinos turbulentos que se producen en el flujo y se utiliza en el transporte o transferencia de energía entre cada nodo. Los modelos son definidos y mostrados en la tabla 2.2.

Tabla 2.2: Resumen de los perfiles de velocidad y sus difusividades de momentum.

Modelo	Expresión
Prandtl - Taylor	$u_i^+ = \begin{cases} y_i^+ & \text{sí } y^+ < 11.5 \\ 2.44 \log(y_i^+) + 5.5 & \text{sí } y^+ > 11.5 \end{cases} \quad \text{para } i = 1..N$ $\left(\frac{\varepsilon_M}{v}\right) = \begin{cases} 0 & \text{sí } y^+ < 11.5 \\ 0.41(y_i^+) - 1 & \text{sí } y^+ > 11.5 \end{cases} \quad \text{para } i = 1..N$
Von Kármán	$u_i^+ = \begin{cases} y_i^+ & \text{sí } 0 < y^+ < 5.0 \\ 5 \log(y_i^+) - 3.05 & \text{sí } 5.0 < y^+ < 30 \\ 2.5 \log(y_i^+) + 5.5 & \text{sí } 30 < y^+ \end{cases} \quad \text{para } i = 1..N$ $\left(\frac{\varepsilon_M}{v}\right) = \begin{cases} 0 & \text{sí } y^+ < 5 \\ \frac{y^+}{5} - 1 & \text{sí } 5 < y^+ < 30 \\ 0.41 \cdot y^+ - 1 & \text{sí } y^+ > 30 \end{cases} \quad \text{para } i = 1..N$
Spalding	$y^+ = u^+ \cdot 0.11408 \left[\exp(\kappa u^+) - 1 - \kappa u^+ - \frac{(\kappa u^+)^2}{2} - \frac{(\kappa u^+)^3}{6} - \frac{(\kappa u^+)^4}{24} \right]$ $\left(\frac{\varepsilon_M}{v}\right) = 0,00526 \left[\exp(0,41u^+) - 1 - 0,41u^+ - \frac{(0,41u^+)^2}{2} - \frac{(0,41u^+)^3}{6} \right]$
Van Driest	$\frac{du^+}{dy^+} = \frac{2}{1 + \sqrt{1 + 4 \cdot (\kappa y^+)^2 \left[1 - \exp\left(-\frac{y^+}{26}\right) \right]^2}}$ $\left(\frac{\varepsilon_M}{v}\right) = \left[\kappa \cdot y^+ \left[1 - \exp\left(-\frac{y^+}{24.7}\right) \right] \right]^2 \cdot \left \frac{du^+}{dy^+} \right $

2.4 Balance de energía en los nodos

Para cada nodo, se calcula la conductividad térmica k_{eff} (ecuación 2.19), la cuál combina el transporte de energía por difusión molecular reflejado en k y la energía transportada por remolinos turbulentos, representado por k_{turb} , el que se muestra en la ecuación 2.20.

$$k_{eff,i} = k + k_{turb,i} \quad \text{para } i = 1..N \quad (2.19)$$

2. Metodología de cálculo

$$k_{turb,i} = \frac{v \rho c}{Pr_{turb}} \left(\frac{\varepsilon_M}{v} \right)_i \text{ para } i = 1..N \quad (2.20)$$

El número de Prandtl turbulento de la ecuación 2.20, se define como 0,9 [-].

El primer nodo a analizar esta pegado a la pared, como se observa en la figura 2.3. El balance de energía se presenta en la ecuación 2.21.

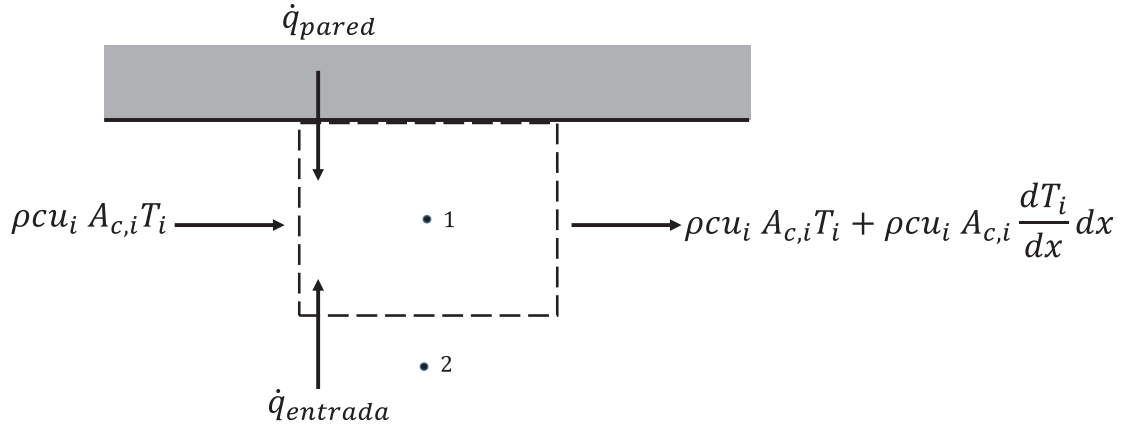


Figura 2.3: Volumen de control del nodo 1, que permite realizar un balance energético y determinar la variación de temperatura en la dirección horizontal.

$$\rho_l c_l u_1 A_{c,1} T_1 + \dot{q}_{entrada} + \dot{q}_{pared} = \rho_l c_l u_1 A_{c,1} T_1 + \rho_l c_l u_1 A_{c,1} \frac{dT_1}{dx} dx \quad (2.21)$$

La transferencia de calor por conducción ocurre desde las 4 direcciones desde la pared, el nodo radial contiguo y los dos nodos axiales.

El calor transferido desde la pared, en la ecuación 2.22, considera la diferencia de temperatura entre la pared y el nodo 1. sobre la distancia entre la pared y el mismo nodo.

$$\dot{q}_{pared} = k_{eff,1} \cdot \pi \cdot D \cdot dx \frac{T_s - T_1}{\left(\frac{D}{2} - r_1\right)} \quad (2.22)$$

La ecuación 2.23, expresa la transferencia de calor entre el nodo 1 y el nodo vecino en la dirección radial. Esta expresión la cuál representará el calor de

entrada (o salida) se aplica en forma general para todos los nodos radiales.

$$\dot{q}_{entrada} = \frac{(k_{eff,1} + k_{eff,2})}{2} \cdot 2\pi \frac{(r_1 + r_2)}{2} dx \frac{(T_2 - T_1)}{(r_1 - r_2)} \quad (2.23)$$

La conductividad térmica efectiva es la promedio de ambos nodos, el área en que ocurre la transferencia de calor se ubica a medio camino entre ambos nodos.

Reemplazando las ecuaciones 2.22 y 2.23 en la ecuación 2.21 y despejando $\frac{dT}{dx}$ se obtiene la ecuación 2.24.

$$\left(\frac{dT}{dx}\right)_1 = \frac{1}{A_{c,1} \cdot \rho_l \cdot c_l \cdot u_1} \left[\frac{(k_{eff,1} + k_{eff,2})}{2} \cdot 2\pi \frac{(r_1 + r_2)}{2} \frac{(T_2 - T_1)}{(r_1 - r_2)} + k_{eff,1} \cdot \pi \cdot D \frac{(T_s - T_1)}{\left(\frac{D}{2} - r_1\right)} \right] \quad (2.24)$$

El siguiente punto a analizar, es un nodo genérico del líquido, según la figura 2.4

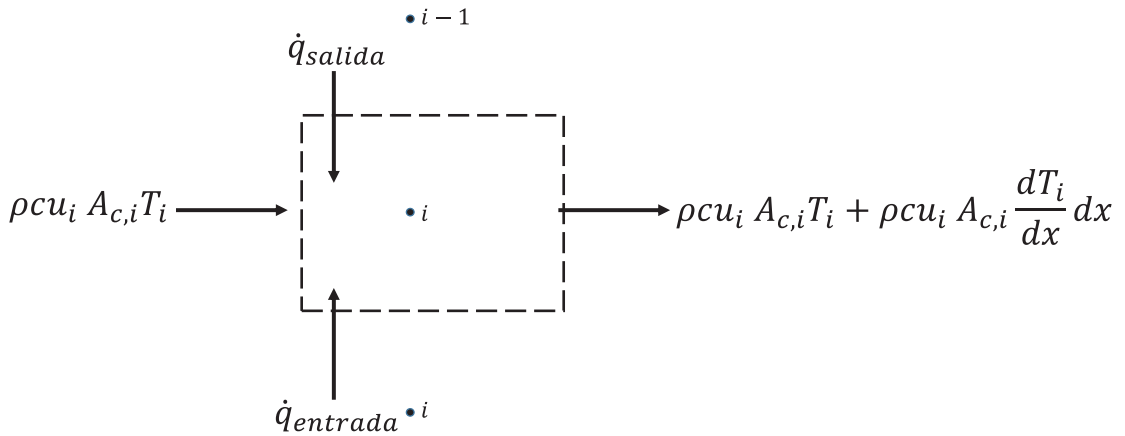


Figura 2.4: Volumen de control del nodo i-ésimo de la parte líquida, que permite realizar un balance energético y determinar la variación de temperatura en la dirección horizontal.

Los calores de entrada y salida ya fueron descritos en la ecuación 2.23. El balance de energía de un nodo genérico de la fase líquida se presenta en la ecuación

2. Metodología de cálculo

2.25.

$$\left(\frac{dT}{dx}\right)_i = \frac{1}{A_{c,i} \cdot \rho_l \cdot c_l \cdot u_i} \left[\frac{(k_{eff,i} + k_{eff,i+1})}{2} \cdot 2\pi \frac{(r_i + r_{i+1})}{2} \frac{(T_{i+1} - T_i)}{(r_i - r_{i+1})} + \frac{(k_{eff,i} + k_{eff,i-1})}{2} \cdot 2\pi \frac{(r_i + r_{i-1})}{2} \frac{(T_{i-1} - T_i)}{(r_{i-1} - r_i)} \right]; \text{ para } i = 2 \dots (M-1) \quad (2.25)$$

La interfase líquido-vapor, también es de interés. El nodo M , esta ubicado en frontera según la figura 2.5.

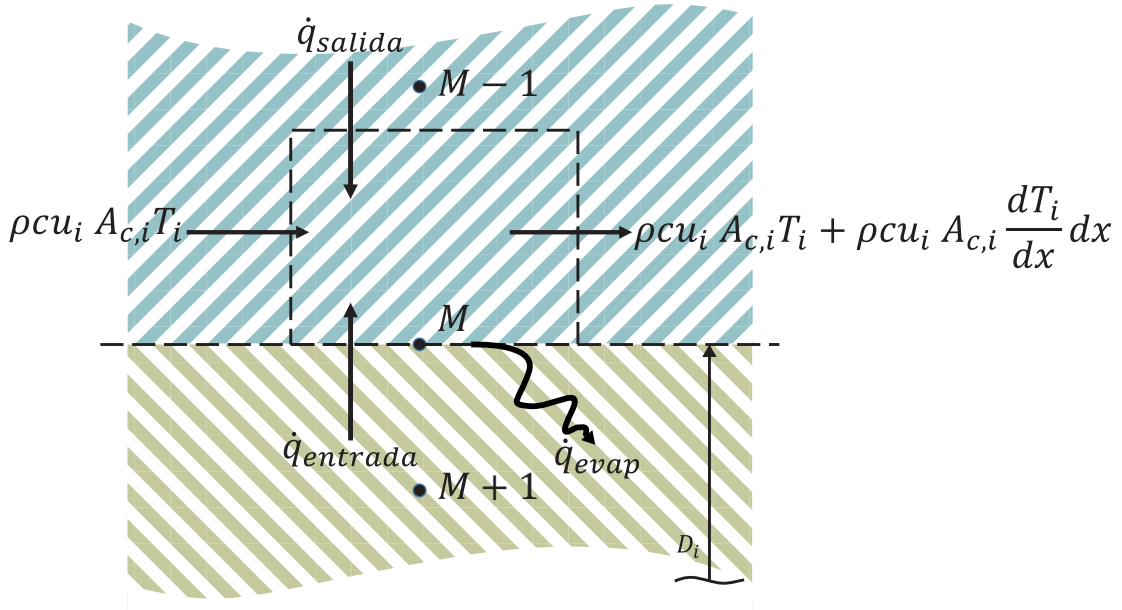


Figura 2.5: Volumen de control del nodo M correspondiente a la interfase, a diferencia de los demás este nodo presenta un $\dot{q}_{evap}$.

Su balance de energía se muestra en la ecuación 2.26.

$$\rho_l c_l u_M A_{c,M} T_M + \dot{q}_{entrada} + \dot{q}_{salida} - \dot{q}_{evap} = \rho_l c_l u_M A_{c,M} T_M + \rho_l c_l u_M A_{c,M} \frac{dT_M}{dx} dx \quad (2.26)$$

El calor de salida se calcula según la ecuación 2.23. Para el calor de entrada, se considerará la interfase como una pared que transfiere calor al líquido, por tanto, su ecuación será similar a la 2.22, con la diferencia que el k en este caso esta representado por el coeficiente de la parte gaseosa y el $k_{turb,i}$ utiliza los parámetros

del gas. En este caso la conductividad térmica efectiva esta dada por la ecuación 2.27.

$$k_{eff,inter} = k_g + \frac{\nu_g \cdot \rho_g \cdot c_g}{Pr_{turb}} \cdot \left(\frac{\varepsilon_M}{\nu} \right)_M \quad (2.27)$$

El calor de entrada se calcula a partir de la ecuación 2.28.

$$\dot{q}_{entrada} = k_{eff,inter} \cdot \pi \cdot D_i \cdot \left(\frac{T_{M+1} - T_M}{\frac{D_i}{2} - r_{M+1}} \right) \quad (2.28)$$

En la interfase se produce además la evaporación, que se representa como una generación de calor negativa. Este valor se calcula como el calor total aportado menos los calores sensibles del líquido y vapor, evaluados en base a una variación de temperatura en la dirección horizontal. Esto se expresa en la ecuación 2.29.

$$\dot{q}_{evap} = q_s'' \cdot \pi \cdot D \cdot \Delta x_{tabla} - \dot{m} \cdot c \cdot (1 - x_g) \cdot \left(\frac{dT}{dx} \right)_M \cdot \Delta x_{tabla} - \dot{m} \cdot c_g \cdot x_g \cdot \left(\frac{dT}{dx} \right)_{M+1} \cdot \Delta x_{tabla} \quad (2.29)$$

Donde el flujo de calor por unidad transferido en la pared (q_s'') es expresado en la ecuación 2.30.

$$q_s'' = k_{eff,1} \cdot \left(\frac{T_s - T_1}{\frac{D}{2} - r_1} \right) \quad (2.30)$$

Reemplazando las ecuaciones en 2.26 y despejando el balance de energía de la interfase (ecuación 2.31).

$$\begin{aligned} \left(\frac{dT}{dx} \right)_M = \frac{1}{A_{c,M} \cdot \rho_l \cdot c_l \cdot u_M} & \left[\frac{(k_{eff,M-1} + k_{eff,M})}{2} \cdot 2\pi \frac{(r_M + r_{M-1})}{2} \left(\frac{T_{M-1} - T_M}{r_{M-1} - r_M} \right) \right. \\ & \left. + k_{eff,inter} \cdot \pi \cdot D_i \cdot \left(\frac{T_{M+1} - T_M}{\frac{D_i}{2} - r_{M+1}} \right) - q_{evap,inter} \right] \end{aligned} \quad (2.31)$$

El primer nodo de la parte gaseosa colinda con la interfase, esquematizado en la figura 2.6. El balance de energía del primer nodo gaseoso se presenta en la ecuación 2.32, el calor de entrada se calcula como en la ecuación 2.23 y el calor de salida de manera análoga al de la ecuación 2.22, considerando la temperatura de superficie como la temperatura del nodo M .

2. Metodología de cálculo

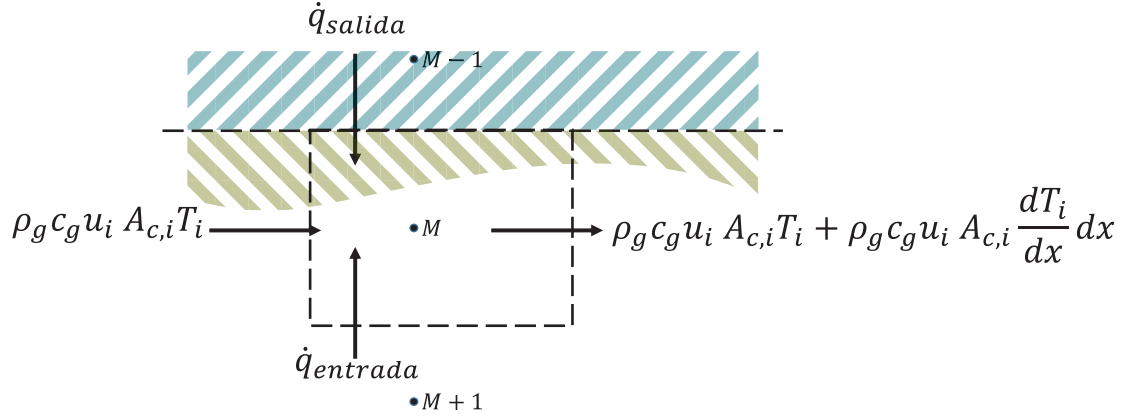


Figura 2.6: Esquema de la interfase, primer nodo de la parte vapor.

$$\left(\frac{dT}{dx}\right)_{M+1} = \frac{1}{A_{c,M+1} \cdot \rho_g \cdot c_g \cdot u_{M+1}} \left[\frac{(k_{eff,M+1} + k_{eff,M+2})}{2} \cdot 2\pi \frac{(r_{M+1} + r_{M+2})}{2} \left(\frac{T_{M+2} - T_{M+1}}{r_{M+1} - r_{M+2}} \right) + k_{eff,M+1} \cdot \pi \cdot D_i \cdot \left(\frac{T_M - T_{M+1}}{\frac{D_i}{2} - r_{M+1}} \right) \right] \quad (2.32)$$

El nodo genérico del vapor es similar al del líquido (ecuación 2.25), pero con propiedades del vapor.

El último nodo a analizar es el central, este nodo solamente transfiere calor desde el nodo radial anterior puesto a que en el centro debido a su condición de simetría (frontera adiabática), no hay transferencia de calor. Su balance de energía se presenta en la ecuación 2.33.

$$\left(\frac{dT}{dx}\right)_N = \frac{1}{A_{c,N} \cdot \rho_g \cdot c_g \cdot u_N} \left[\frac{(k_{eff,N} + k_{eff,N-1})}{2} \cdot 2\pi \frac{(r_N + r_{N-1})}{2} \frac{(T_{N-1} - T_N)}{(r_{N-1} - r_N)} \right] \quad (2.33)$$

2.5 Números de Nusselt

Para determinar las velocidades medias, es necesario primero calcular las áreas transversales, y así poder aplicar la ecuación de caudal en cada fase. El primer nodo es el que esta cerca a la pared, y su área se calcula según la ecuación 2.34.

$$A_{c,1} = \pi \left[\left(\frac{D}{2} \right)^2 - \left(\frac{r_1 + r_2}{2} \right)^2 \right] \quad (2.34)$$

Esta ecuación también es válida para el nodo en el cual se fija la interfase líquido gas, sin embargo, es necesario cambiar el valor del diámetro, por D_i , que corresponde al diámetro de la fracción gaseosa.

El resto de los nodos se calculan según la ecuación 2.35.

$$A_{c,i} = \pi \left[\left(\frac{r_i + r_{i-1}}{2} \right)^2 - \left(\frac{r_i + r_i + 1}{2} \right)^2 \right] \text{ para } i = 2..(N - 1) \quad (2.35)$$

Y para el nodo N, se utiliza la ecuación 2.36.

$$A_{c,N} = \pi \left(\frac{r_{N-1}}{2} \right)^2 \quad (2.36)$$

La temperatura de cada nodo en la dirección axial, se calcula integrando la variación de temperatura en función de x , para todo el largo del tubo y para todos los nodos. Esto se realiza según la ecuación 2.37.

$$T_i = T_{ent} + \int_0^L \left(\frac{dT}{dx} \right)_i dx \quad (2.37)$$

La estimación de la temperatura media del líquido (definida en la ecuación 2.38) y del gas (definida en la ecuación 2.39), se realiza sumando (integrando) las energías de los nodos correspondientes y dividiendo por el área multiplicada por la velocidad media de la respectiva fase.

2. Metodología de cálculo

$$T_{m,l} = \frac{\sum_{i=1}^M u_i \cdot A_{c,i} \cdot T_i}{\sum_{i=1}^M u_i \cdot A_{c,i}} \quad (2.38)$$

$$T_{m,g} = \frac{\sum_{i=M+1}^N u_i \cdot A_{c,i} \cdot T_i}{\sum_{i=M+1}^N u_i \cdot A_{c,i}} \quad (2.39)$$

Para el cálculo de los número de Nusselt, se analizarán los flujos de líquido y vapor de forma separada. El primero es definido para la parte líquida considerando el flujo de calor transferido en la pared, la conductividad del líquido considerado como un homogéneo y la diferencia de temperaturas entre la superficie y la promedio de la fase líquida. Esto es expresado en la ecuación 2.40.

$$Nu_l = \frac{q_s'' \cdot D}{k_l \cdot (T_s - T_{m,l})} \quad (2.40)$$

El número de Nusselt para la parte gaseosa, se calcula de forma similar, pero considerando la interfase como la superficie que aporta calor (desde el líquido al gas). Por lo tanto, el calculo del calor transferido en la interfase, se realiza de manera análoga al calor de salida del nodo $M + 1$, según lo expresado en la ecuación 2.41.

$$q_{s,2}'' = k_{eff,M+1} \cdot \left(\frac{T_M - T_{M+1}}{\frac{D_i}{2} - r_{M+1}} \right) \quad (2.41)$$

El número de Nusselt para la parte gaseosa se presenta en la ecuación 2.42.

$$Nu_g = \frac{q_{s,2}'' \cdot D_i}{k_g \cdot (T_M - T_{m,g})} \quad (2.42)$$

2.6 Coeficientes de transferencia de calor en dos fases

Las correlaciones propuestas por Little [43], Granryd [5] y por Silver [2] - Bell y Ghaly en [3] se revisarán y modificarán. Estas correlaciones calculan coeficientes

de transferencia de calor para las fases líquido y vapor y luego son combinadas. Las correlaciones originales de Little y Granryd serán analizadas, y también se recalcula los coeficientes de transferencia de calor de la película líquida y del núcleo de vapor utilizando las ecuaciones 2.43 y 2.44. La correlación de Silver - Bell y Ghaly será analizada solamente con los valores calculados en este estudio. Las correlaciones son resumidas en la tabla 2.3. El factor X_{tt} , es el proporcionado por Gungor y Winterton de la ecuación 2.8.

$$htc_{l,calc} = \frac{Nu_l \cdot k_l}{D} \quad (2.43)$$

$$htc_{g,calc} = \frac{Nu_g \cdot k_g}{D_i} \quad (2.44)$$

2. Metodología de cálculo

Tabla 2.3: Resumen de las correlaciones a analizar

Correlaciones originales	
Modelo	Expresión
Little en [43]	$htc_{l,little} = 0,023 \cdot \left(\frac{Re_l}{1+\sqrt{\alpha}} \right)^{0,8} \cdot Pr_l^{0,4} \cdot \frac{k_{2f}}{D \cdot (1-\sqrt{\alpha})}$ $htc_{g,little} = 0,023 \cdot \left(\frac{Re_g}{\sqrt{\alpha}} \right)^{0,8} \cdot Pr_g^{0,4} \cdot \frac{k_{2f}}{D \cdot (\sqrt{\alpha})}$ $k_{2f} = (1 - x_g) \cdot k_l + x_g \cdot k_g$ $c_{2f} = c_l \cdot (1 - x_g) + c_g \cdot x_g$ $\frac{1}{htc_{2f,little}} = \frac{1}{htc_{l,little}} + \frac{x_g^2 \cdot c_g^2}{htc_{g,little} \cdot \frac{dh}{dT} \cdot c_{2f}}$
Granryd en [5]	$htc_{l,granryd} = 0,023 \cdot Re_l^{0,8} \cdot Pr_l^{0,4} \cdot \frac{k_{2f}}{D}$ $htc_{g,granryd} = 0,023 \cdot Re_g^{0,8} \cdot Pr_g^{0,4} \cdot \frac{k_{2f}}{D}$ $F(X_{tt}) = 2.37 \cdot \left(0,29 + \frac{1}{X_{tt}} \right)^{0.85}$ $X_{tt} = \left(\frac{1-x_g}{x_g} \right)^{0,9} \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{\mu_l}{\mu_g} \right)^{0,41}$ $C_{lv} = 2$ $\frac{1}{htc_{2f,granryd}} = \frac{1}{htc_{l,granryd} \cdot F(X_{tt})} + \frac{x_g \cdot c_g}{htc_{g,granryd} \cdot \frac{dh}{dT}} \cdot \frac{x}{C_{lv}}$
Silver en [2] - Bell et al. en [3]	$\frac{1}{htc_{2f,SBG}} = \frac{1}{htc_l} + \frac{x_g \cdot c_g}{htc_g \cdot \frac{dh}{dT}}$
Correlaciones modificadas y propuestas	
Little modificada	$\frac{1}{htc_{2f,little}} = \frac{1}{htc_{l,little}} + \frac{x_g^2 \cdot c_g^2}{htc_{g,little} \cdot \frac{dh}{dT} \cdot c_{2f}}$
Granryd modificada	$\frac{1}{htc_{2f,granryd}} = \frac{1}{htc_{l,granryd}} + \frac{x^2 \cdot c_g}{htc_{g,granryd} \cdot \frac{dh}{dT}}$
Propuesta	$htc_{2f,propuesto} = \frac{q_s''}{T_s - T[M]}$

Resultados y discusión

Para verificar la validez del modelo numérico propuesto se utilizan los datos experimentales para mezclas zeotrópicas reportadas por Barraza et al. [7], se realizan simulaciones para 37 mezclas zeotrópicas, cuyas composiciones son detalladas en la tabla A.1. El análisis incluye combinaciones de los perfiles de velocidad mostrados en la tabla 2.2 y las caídas de presión mostradas en la tabla 2.1.

El modelo numérico principal es desarrollado en el software Engineering Equation Solver (EES) y es utilizado para todos los archivos es detallado en el anexo D. Se utilizan 32 nodos para el líquido y 32 nodos para el vapor, la cantidad de divisiones horizontales será de 2500.

Las propiedades de las mezclas fueron obtenidas de REFPROP [61], considerando condiciones constantes a la temperatura promedio de la mezcla para todos los nodos del líquido y para todos los nodos del vapor.

Los resultados fueron obtenidos de manera automatizada con macros, creadas en EES, cuyos códigos de fuente están en el anexo E, y las macros de Microsoft Excel utilizadas para recopilar los datos y ordenarlos, son mostradas en el anexo F.

Además, para el análisis se define el error porcentual en base a la ecuación 3.1.

$$Error_{porcentual} = \frac{|Valor_{medido} - Valor_{calculado}|}{Valor_{medido}} \cdot 100 \quad (3.1)$$

Y también se define el error porcentual promedio según la ecuación 3.2, donde

3. Resultados y discusión

N , representa el número de muestras.

$$Error_{porcentual,promedio} = \frac{1}{N} \sum_i^N Error_{porcentual} \quad (3.2)$$

3.1 Fracciones de vacío

El modelo numérico requiere conocer la distribución de las secciones ocupadas por el líquido y el vapor, por tanto la fracción de vacío es un punto importante a analizar. El modelo de Rouhani y Axelsson [58] separa el problema del cálculo de fracción de vacío en una estimación de cuanta cantidad de líquido saturado y vapor saturado hay en cualquier posición para luego determinar la fracción que cada una de las fases ocupa. Esto se realiza mediante un balance de energía y de masa en cada una de las fases en las direcciones axial y transversal lo que permite determinar las secciones ocupadas por cada una de las fases. Por otra parte el modelo homogéneo, se determina considerando las áreas que ocupa cada fase de manera simple, considerando volúmenes y densidades constantes.

Los modelos de fracción de vacío recopilados por Shedd son graficados y presentados en la figura 3.1, para esto se utilizó una muestra binaria 40% metano y 60% etano en volúmenes y en un diámetro 2,871 [mm].

Se observa que las correlaciones planteadas por Shedd se comportan de manera similar comenzando sus cálculos como si fuese un modelo homogéneo para posteriormente seguir gradualmente el modelo de Rouhani y Axelsson. Estos resultados son presentados puesto que para el análisis sólo se considera la fracción de vacío de Rouhani y Axelsson debido a que presenta mejores resultados.

3.2 Caídas de presión en dos fases

Las correlaciones presentadas en la tabla 2.1 son graficadas y mostradas en la figura 3.2.

En esta figura se observa que las caídas de presión de Awad y Muzychka y

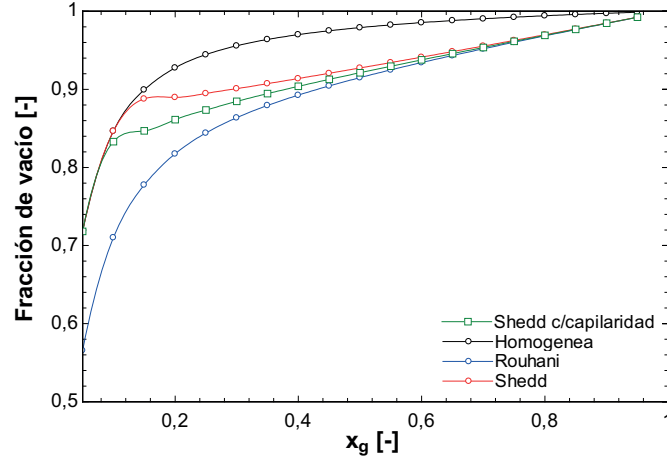


Figura 3.1: Evolución de la distribución del área ocupada por el líquido contra el vapor, mezcla 40% metano y 60% etano, en volumen.

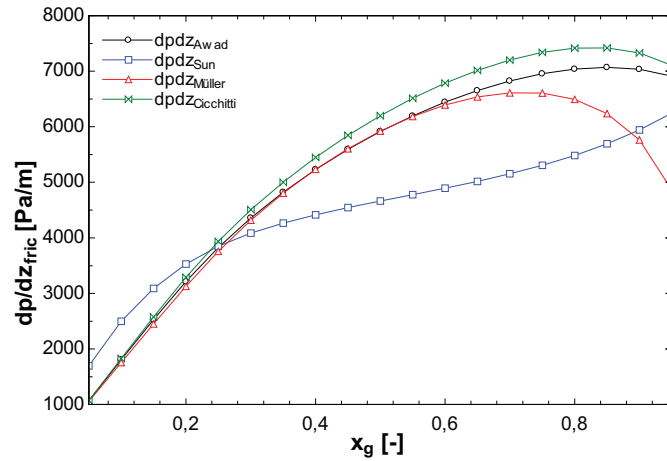


Figura 3.2: Caídas de presión en dos fases para un perfil de velocidad de Van Driest, RUN 36.

Cicchitti et al. se comportan de manera similar puesto a que ambos son modelos homogéneos, los cuales difieren solamente en el cálculo de la viscosidad de dos fases.

Por otra parte, el modelo de Müller-Steinhagen y Heck, el cuál se elabora en base a una combinación de las perdidas de fricción del líquido y del vapor, presenta un perfil similar a los modelos homogéneos, hasta una calidad de 0,7 [-].

3. Resultados y discusión

En la ecuación de Müller-Steinhagen y Heck de la tabla 2.1, se observa que en la caída de presión de dos fases, el primer término depende de $(1 - x_g)$, por tanto a medida que este valor crece la influencia del gas será cada vez menor. El segundo término también disminuye, puesto a que a medida que la calidad aumenta, la fase de líquido disminuirá.

La caída de presión de Sun y Mishima, posee un comportamiento distinto a las otras correlaciones. Este modelo no homogéneo, no presenta singularidades en el cálculo de la caída de presión en cada una de las fases, sin embargo, cuando se combinan estas dos expresiones, la expresión se vuelve mucho más compleja utilizando el multiplicador ϕ^2 , el cuál depende del parámetro de Chisholm y a su vez, este depende del factor de Lockhart y Martinelli. Estas caídas de presión han sido validadas para mezclas zeotrópicas evaporando en microcanales para dos fases por Barraza et al. [57] en base a comparación con datos experimentales.

3.3 Perfiles de velocidad y temperatura, números de Nusselt y coeficientes de transferencia de calor en dos fases,

Los resultados para perfiles de velocidad serán clasificados según diámetro y según tipo de mezcla. Debido a que existen 16 combinaciones posible entre perfiles de velocidad y caídas de presión, los datos serán presentados de la siguiente manera:

- Van Driest con Sun y Mishima
- Von Kármán con Awad y Muzychka
- Spalding con Müller-Steinhagen y Heck
- Prandtl-Taylor con Cicchitti et al.

Las combinaciones indicadas no han sido seleccionadas de manera específica, lo que se busca mostrar es el comportamiento del perfil de velocidad en un diámetro establecido para un tipo de muestra previamente caracterizada.

Para los coeficientes de transferencia de calor convectivos locales, los resultados también se separan por diámetro y se muestran, el resultado con menor error, el que tiene un error cercano al promedio, y el resultado con mayor error.

Los gráficos presentan los coeficientes de transferencia de calor calculados por las correlaciones originales de Little y Granryd, y también los coeficientes calculados en este estudio para la película líquida y el centro de vapor y reemplazados en las correlaciones de Little, Granryd, Silver-Bell y Ghaly y una correlación propuesta presentada en la tabla 2.3.

Los promedios de los errores porcentuales son presentados de forma completa, para todas las correlaciones y combinaciones (perfil de velocidad - caída de presión), en las tablas B.1 y B.2. La comparación con los datos experimentales presentados por Barraza et al [7] comprende calidades entre 10 y 90%. La celda rellena con color verde, identifica el valor mínimo obtenido para una correlación. El error porcentual promedio mínimo corresponde a el perfil de velocidad de Von Kármán mezclado con una caída de presión de Sun y Mishima y una fracción de vacío de Rouhanni y Axelsson. Van Driest también proporciona resultados similares. Con respecto a la fracción de vacío, también se observa que la variación, evaluada en los mismos modelos de velocidad y caída de presión, no difiere al considerar el modelo de Rouhanni y Axelsson comparada con el modelo homogéneo que incluye la influencia de la capilaridad de Shedd.

3.3.1 Diámetro 0,506 [mm]

Perfil de velocidad Para este diámetro la mezcla elegida será la del "Run 1", con su composición detallada en la tabla A.1. El perfil de velocidad de Van Driest mezclado con una caída de presión de Sun y Mishima, se observa en la figura 3.3

En este gráfico se puede ver que la parte gaseosa tiene un comportamiento ajustado a un perfil turbulento, un gráfico que presenta una caída brusca en la zona cercana a la interfase. Por otra parte, en la parte líquida se observa como si el perfil tuviese un comportamiento lineal. En el gráfico 3.4 se observa el perfil de velocidad con un ajuste de escala de tal forma que se pueda observar el comportamiento del perfil.

3. Resultados y discusión

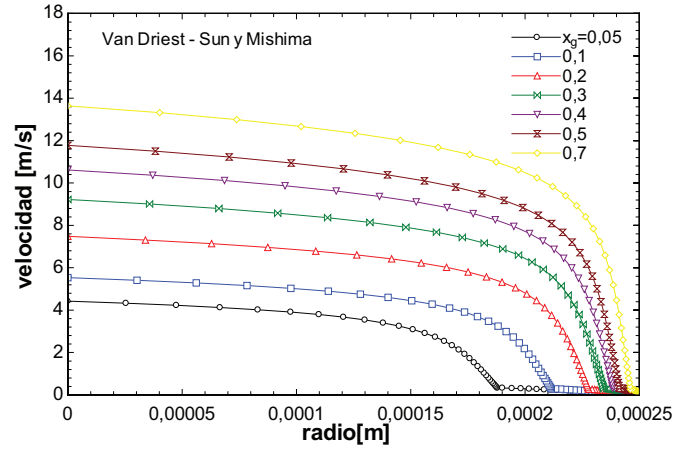


Figura 3.3: Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Van Driest y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 1.

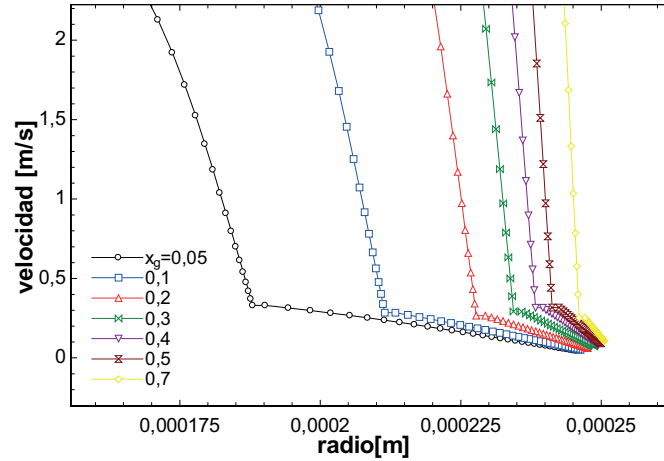


Figura 3.4: Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Van Driest y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 1.

La velocidad cumple con la condición de continuidad en la interfase. Los números de Reynolds para este perfil son detallados en la tabla 3.1.

Si fuera posible analizar cada fase por separado, esta tabla señala, en base a los números de Reynolds, que la parte gaseosa tendría un comportamiento turbulento, y la parte líquida un comportamiento laminar.

Para los perfiles laminares una buena aproximación, sería determinar un perfil

3.3. Perfiles de velocidad y temperatura, números de Nusselt y coeficientes de transferencia de calor en dos fases,

Tabla 3.1: Números de Reynolds para distintas calidades del Run 1, evaluados con un perfil de velocidad de Van Driest y una caída de presión de Sun y Mishima.

$x_g[-]$	$Re_g[-]$	$Re_l[-]$
0,05	8614	414,4
0,1	9460	400,7
0,15	9633	393,3
0,2	9543	396,1
0,25	9362	409,7
0,3	9203	427,8
0,35	9097	444,3
0,4	9028	457,9
0,45	8980	469
0,5	8945	477,9
0,55	8920	485,3
0,6	8901	491,7
0,65	8888	497,2
0,7	8881	502,5
0,75	8878	507,6
0,8	8880	512,5
0,85	8887	517,2
0,9	8898	521,7
0,95	8913	526

cuadrático en base a las condiciones de borde. Sin embargo, una de las posibles causas del mal desarrollo del perfil es la dimensión del tubo, puesto a que al ser minicanales, la subcapa viscosa puede que no se caracterice de buena forma por los perfiles de velocidad utilizados, y por tanto, las distancias y^+ , de las cuales depende el perfil de velocidad directamente pueden no ser representativas o aplicables a este diámetro.

Los perfiles de Von Kármán combinado con una caída de presión de Awad y Muzychka son presentados en la figura 3.5, Spalding con Müller-Steinhagen y Heck en la figura 3.6, y Prandtl-Taylor con Cicchitti et al. en la figura 3.7

En todos los gráficos se observa un comportamiento relativamente similar, con lo que respecta al perfil turbulento de la parte gaseosa. Los casos de Von Kármán y Prandtl-Taylor, se observan que la curva deja de ser suave en un punto, y esto

3. Resultados y discusión

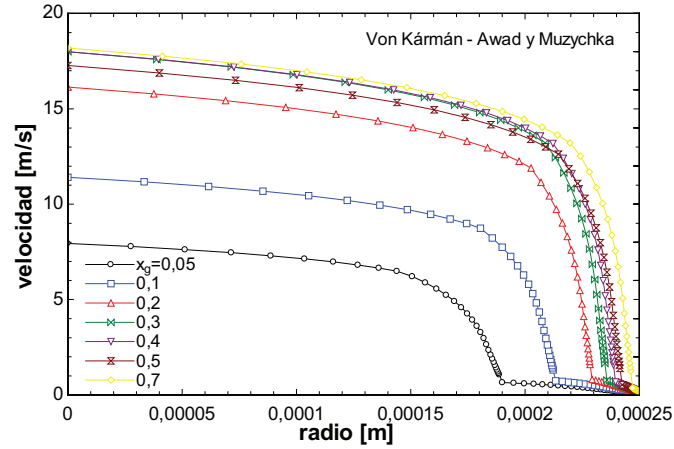


Figura 3.5: Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Von Kármán y una caída de presión de Awad y Muzychka, RUN 1.

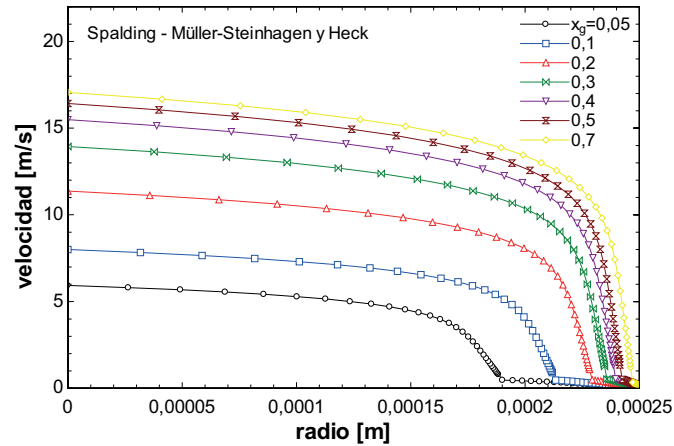


Figura 3.6: Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Spalding y una caída de presión de Müller-Steinhagen y Heck, RUN 1

se explica en base a la forma en que están definidos estos perfiles. Estos gráficos también presentan un comportamiento lineal en la zona líquida.

Perfil de temperatura La distribución de temperatura en función del radio del tubo, es presentada en la figura 3.8. De esta figura se observa que los perfiles de

3.3. Perfiles de velocidad y temperatura, números de Nusselt y coeficientes de transferencia de calor en dos fases,

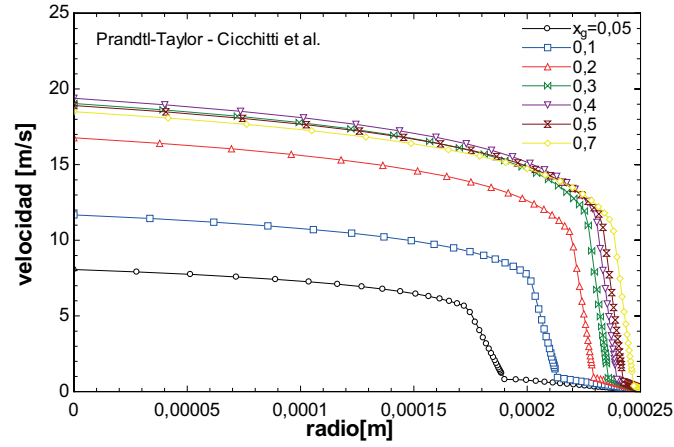


Figura 3.7: Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Prandtl-Taylor y una caída de presión de Cicchitti et al., RUN 1.

temperatura no funcionan, ya que el aporte de calor se ubica en la pared del tubo, por tanto a medida que disminuye el radio la temperatura debería ser menor.

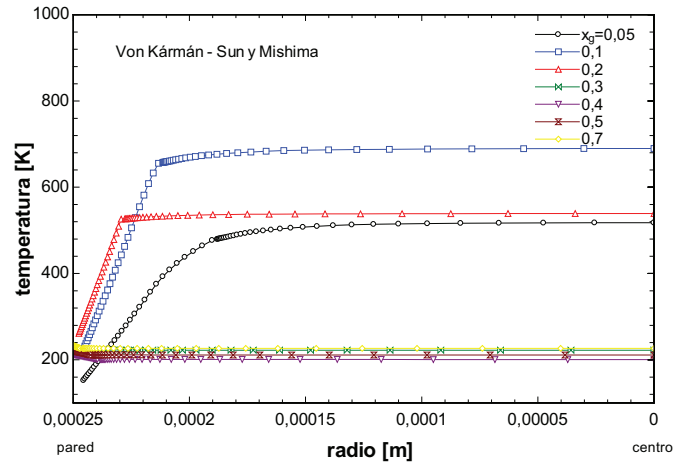


Figura 3.8: Desarrollo del perfil de temperatura en función del radio, para un perfil de velocidad de Von Kármán y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 1.

El incorrecto desarrollo del perfil de velocidad, implicará una disfunción en las ecuaciones de transferencia de calor, por tanto, todas las temperaturas tendrán resultados erróneos.

3. Resultados y discusión

3.3.2 Diámetro 1,527 [mm]

Perfil de velocidad Se presentan los perfiles para la mezcla zeotrópica correspondiente a las "Run 21" y "Run 25", esta última busca mostrar el comportamiento en de las mezclas con diluciones (ver composiciones en tabla A.1).

El perfil de velocidad de Van Driest combinado con una caída de presión de Sun y Mishima para el "Run 21", en la figura 3.9

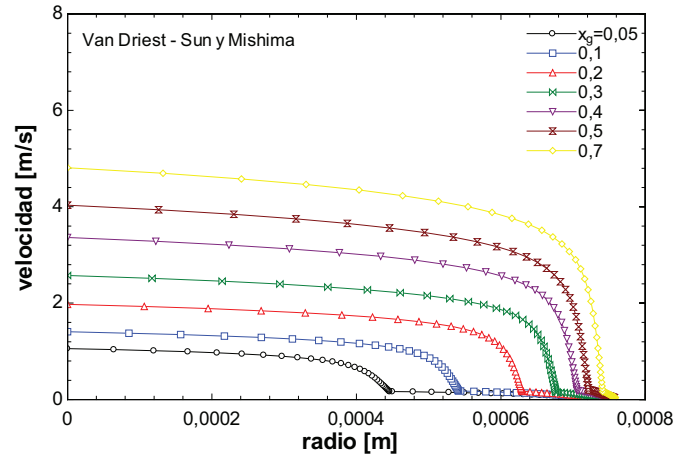


Figura 3.9: Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Van Driest y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 21.

Para este diámetro el perfil de velocidad funciona en forma adecuada tanto para la parte líquida como gaseosa. En este caso la parte líquida no presenta problemas de desarrollo de perfil, puesto a que si se observa en el acercamiento mostrado en la figura 3.10, el perfil se comporta en forma, muy similar a un perfil cuadrático.

La tabla 3.2, muestras los números de Reynolds, correspondientes a cada fase por separado. La fase líquida es laminar y la fase gaseosa es turbulenta, en todas las calidades.

Para el "Run 25", y para todas las diluciones, no existen datos en los perfiles de velocidad que son mezclados con la caída de presión de Sun y Mishima.

3.3. Perfiles de velocidad y temperatura, números de Nusselt y coeficientes de transferencia de calor en dos fases,

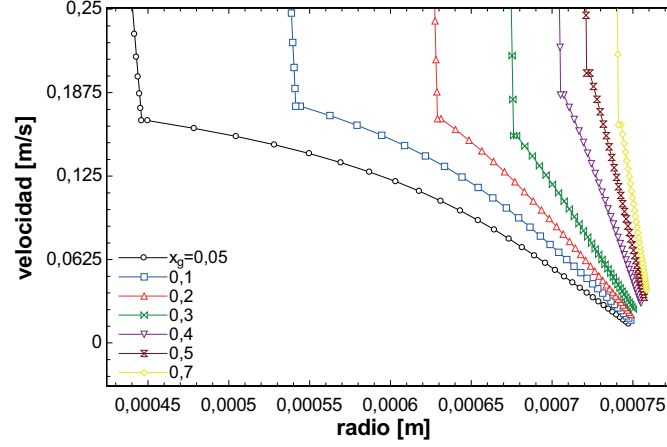


Figura 3.10: Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Van Driest y una caída de presión de Sun y Mishima con acercamiento, RUN 21.

Este problema, se debe a que para calcular la caída de presión, el coeficiente de Chisholm depende del número de Laplace, definido en la ecuación 3.3, donde L , es el largo característico.

$$La = \frac{\sigma \rho L}{\mu^2} \quad (3.3)$$

Para esta mezcla los valores obtenidos de REFPROP, de la tensión superficial, no convergen para calidades bajas, por tanto EES, se detiene al encontrar un error. Sin embargo, los otros modelos no presentan mayor problema, debido a que no depende de este valor.

Los perfiles de Von Kármán combinado con una caída de presión de Awad y Muzychka son presentados en la figura 3.11, Spalding con Müller-Steinhagen y Heck en la figura 3.12, y Prandtl-Taylor con Cicchitti et al. en la figura 3.13, para ambas muestras.

En la figura 3.10, se observa que la distancia final del radio no termina en el mismo punto. Esto se debe a que, si se observa la figura 2.2, el nodo 1 no empieza justo en la pared, y la distancia radial calculada con la ecuación 2.17, depende de y_i , que es la distancia del nodo a la pared. Por tanto, el nodo número 1, no

3. Resultados y discusión

Tabla 3.2: Números de Reynolds para distintas calidades del Run 21, evaluados con un perfil de velocidad de Van Driest y una caída de presión de Sun y Mishima.

$x_g[-]$	$Re_g[-]$	$Re_l[-]$
0,05	10795	651,2
0,1	13090	593,1
0,15	14418	521,4
0,2	15298	466
0,25	15801	438
0,3	15894	445,5
0,35	15526	517,3
0,4	15184	610,8
0,45	15073	683,8
0,5	15092	738,7
0,55	15171	781,3
0,6	15289	815,4
0,65	15426	843,2
0,7	15574	866,7
0,75	15723	886,7
0,8	15866	904
0,85	16010	919,2
0,9	16158	932,7
0,95	16294	944,8

estará ubicado siempre a la misma posición con respecto a la pared. Además, considerando condiciones de no deslizamiento en este problema, la velocidad en la distancia $r_i = \frac{D}{2}$ es 0.

Perfil de temperatura La distribución de temperatura en función del radio, se presentada en la figura 3.14. Se observa que este perfil de temperatura tiene un comportamiento adecuado, ya que la temperatura del centro debiese ser menor que en la pared. Las temperaturas de pared son distintas para cada una de las calidades puesto a que el flujo de calor se mantiene constante, y las mezclas zeotrópicas incrementan su teperatura a medida que aumentan su calidad (evaporación a presión constante).

3.3. Perfiles de velocidad y temperatura, números de Nusselt y coeficientes de transferencia de calor en dos fases,

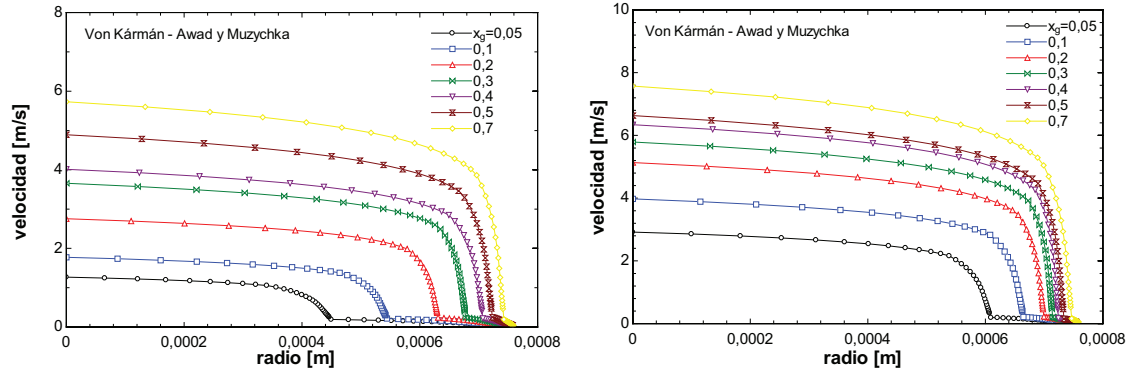


Figura 3.11: Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Von Kármán y una caída de presión de Awad y Muzychka, RUN 21 y 25.

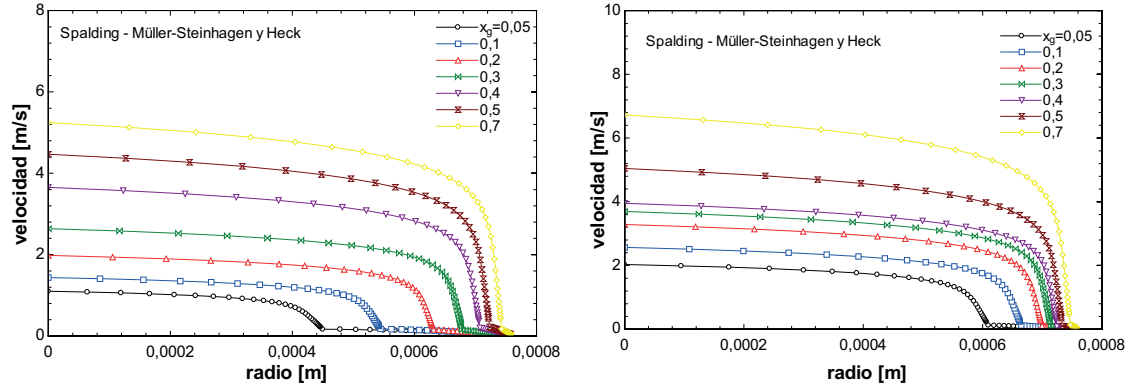


Figura 3.12: Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Spalding y una caída de presión de Müller-Steinhagen y Heck, RUN 21 y 25.

Números de Nusselt Estos resultados son presentados en la figura 3.15, para el líquido y el vapor en 3 distintas calidades (0,15 - 0,50 y 0,75 [-]). Se observa que el flujo logra alcanzar un desarrollo térmico en todas las calidades. También, los números de Nusselt del líquido son menores que los del vapor para las dos calidades menores. Observando las ecuaciones que describen los números de Nusselt (ecuaciones 2.41 y 2.42) la cantidad de calor que se transfiere al líquido será

3. Resultados y discusión

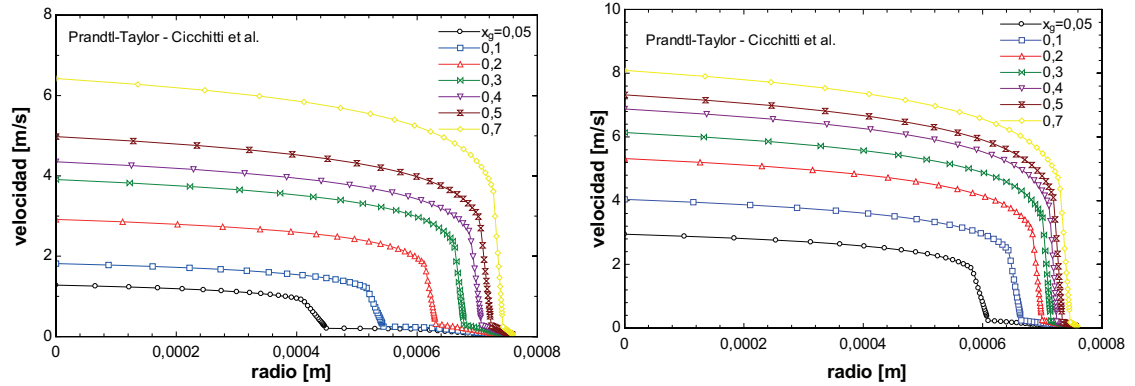


Figura 3.13: Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Prandtl Taylor y una caída de presión de Cicchitti et al. RUN 21 y 25.

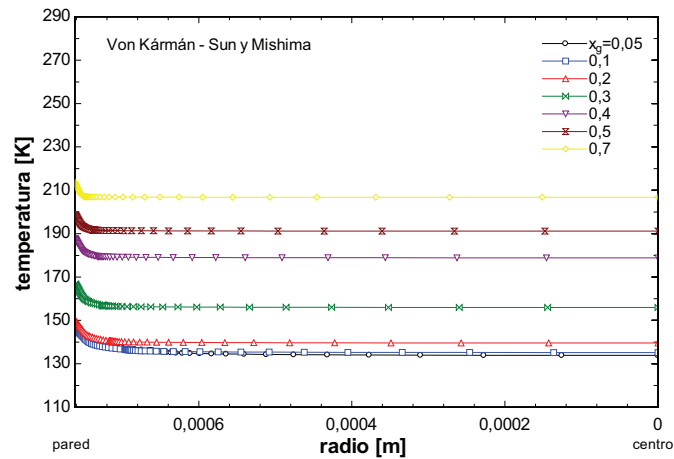


Figura 3.14: Desarrollo del perfil de temperatura en función del radio, para un perfil de velocidad de Von Kármán y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 8.

siempre mayor a la cantidad transferida en la interfase, por tanto, la variable que tendrá influencia significativa será la diferencia de temperaturas que refieren a la diferencias entre las interfases (muralla-líquido y líquido-vapor) y las temperaturas medias de cada fase. Por lo que, si se observan los números de Nusselt de la figura 3.15, se observa que cuando la calidad aumenta los números de Nusselt del

3.3. Perfiles de velocidad y temperatura, números de Nusselt y coeficientes de transferencia de calor en dos fases,

líquido y del gas tienden a valores similares, ya que esa diferencia mencionada es cada vez menor, y por tanto se obtiene un número de Nusselt mayor. Por otra parte, ambos valores son similares entre ellos, puesto a que para calidades altas el diámetro del centro de vapor (D_i) es cada vez más similar al diámetro total (D), y las temperaturas serán todas similares, ya que cada vez se estará más cerca del equilibrio térmico.

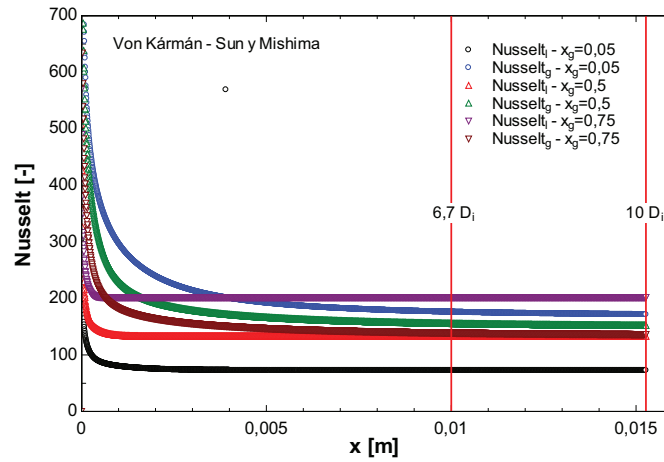


Figura 3.15: Evolución de los números de Nusselt para el líquido y el vapor en función de la distancia horizontal del tubo para tres calidades diferentes, RUN 8.

Coeficientes de transferencia de calor convectivos Para este diámetro el peor resultado se obtiene con el Run 34, cuyo detalle se puede observar en el anexo A.1, el error porcentual promedio es de 25,37 % con la correlación de Silver-Bell y Ghaly y una caída de presión de Sun y Mishima, los resultados se muestran en la figura 3.16

Un resultado cercano al promedio se obtiene con el Run 15, cuyo error porcentual es un 16,41 % con la misma combinatoria de perfil de velocidad y caída de presión anterior. Los coeficientes de transferencia de calor convectivos locales son presentados en la figura 3.17

Se observa que las correlaciones evaluadas con los coeficientes para ambas fases calculadas en este estudio muestran una forma característica similar a los datos

3. Resultados y discusión

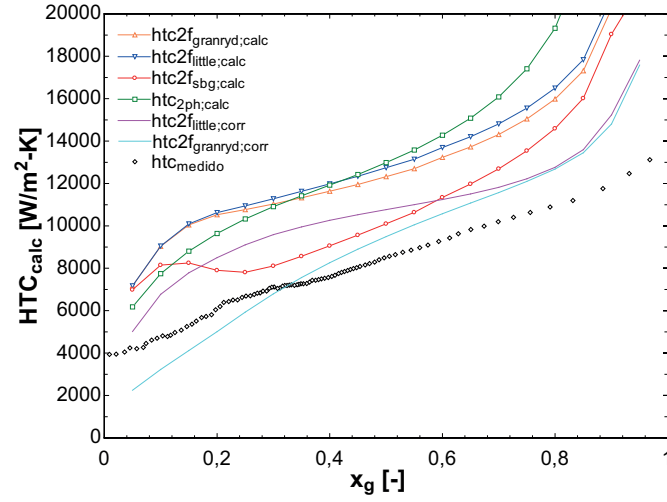


Figura 3.16: Coeficientes de transferencia de calor convectivos para un perfil de velocidad de Von Kármán y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 34.

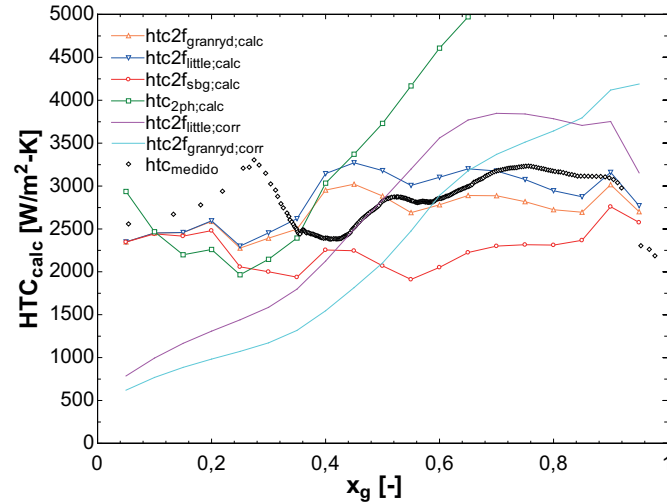


Figura 3.17: Coeficientes de transferencia de calor convectivos para un perfil de velocidad de Von Kármán y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 15.

medidos, funcionando mucho mejor que las correlaciones originales.

El mejor resultado es para el Run 8, con un error porcentual promedio de 7,65%, con la misma combinatoria de perfil de velocidad y caída de presión anterior. Los resultados son presentados en la figura 3.18

3.3. Perfiles de velocidad y temperatura, números de Nusselt y coeficientes de transferencia de calor en dos fases,

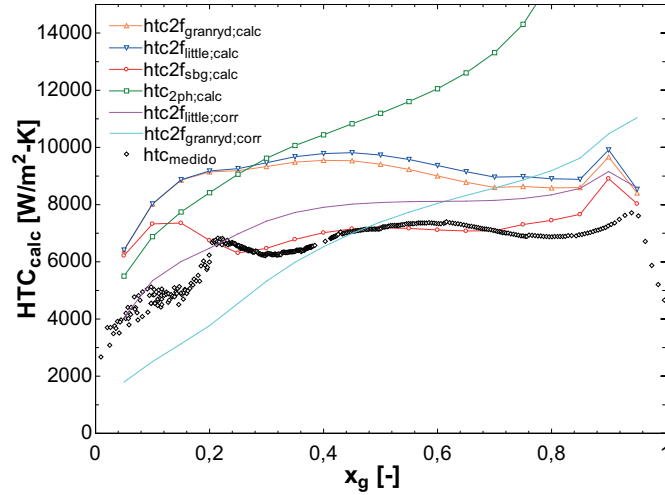


Figura 3.18: Coeficientes de transferencia de calor convectivos para un perfil de velocidad de Von Kármán y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 8.

Se observa que la correlación de Silver-Bell y Ghaly funciona muy bien en un intervalo de calidad de 0,2 - 0,8 [-]. En calidades bajas, no presenta una muy buena predicción debido a que probablemente no exista un flujo anular en esta zona, pese a ello la correlación pareciera tener un buen comportamiento.

3.3.3 Diámetro 2,871 [mm]

Perfil de velocidad Para el diámetro 2,871 [mm] se muestra la mezcla 45% metano, 55% etano y 20% propano (en volumen) "Run 36". El perfil de velocidad de Van Driest mezclado con la caída de presión de Sun y Mishima, se muestra en la figura 3.19. De acuerdo a lo presentado en la tabla 3.3, al analizar por separado las fases la zona gaseosa presenta un perfil turbulento, así como también la fase líquida. En el gráfico 3.20, en un acercamiento al perfil de velocidad del líquido, se puede observar de manera más clara un perfil representativo de un flujo turbulento.

Perfil de temperatura La distribución de temperatura en función del radio, se presentada en la figura 3.21. Para las dos calidades más bajas, se observa la

3. Resultados y discusión

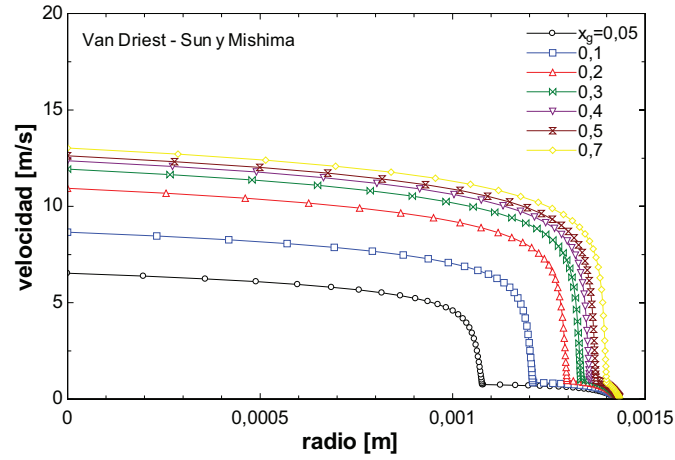


Figura 3.19: Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Van Driest y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 36.

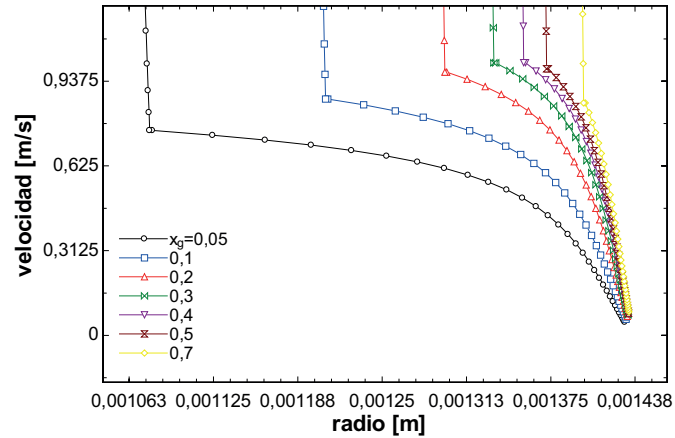


Figura 3.20: Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Van Driest y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 36.

clara diferencia entre las concavidades de las curvas, sin embargo, a medida que la calidad va aumentando, no se observa diferencia en las concavidades de curvas de la temperatura de líquido y vapor.

Números de Nusselt Estos resultados son presentados en la figura 3.22, para el líquido y el vapor en 3 distintas calidades (0,15 - 0,50 y 0,75 [-]). Se observa que

3.3. Perfiles de velocidad y temperatura, números de Nusselt y coeficientes de transferencia de calor en dos fases,

Tabla 3.3: Números de Reynolds para distintas calidades del Run 36, evaluados con un perfil de velocidad de Van Driest y una caída de presión de Sun y Mishima.

x_g	Re_g	Re_l
0,05	49211	3054
0,1	54089	3026
0,15	55371	3038
0,2	55518	3095
0,25	55354	3186
0,3	55199	3286
0,35	55131	3381
0,4	55140	3466
0,45	55202	3540
0,5	55296	3603
0,55	55411	3658
0,6	55543	3706
0,65	55682	3750
0,7	55827	3787
0,75	55981	3822
0,8	56134	3853
0,85	56295	3881
0,9	56460	3907
0,95	56622	3930

para todas las calidades, el flujo presenta un desarrollo térmico, con anterioridad a una longitud equivalente a los 10 diámetros, considerada en el análisis, lo cuál se determina cuando los números de Nusselt se vuelven constantes.

Coefficientes de transferencia de calor convectivos Para este diámetro la peor predicción de los coeficientes de transferencia de calor se obtiene en el Run 27, con un error promedio de 31,39 % para la correlación de Silver-Bell y Ghaly. Los coeficientes de transferencia de calor en función de la calidad, son mostrados en la figura 3.23, se observa que el coeficiente calculado según Granryd, presenta mejores resultados, obteniendo un 28,82 % de error, sin embargo, el perfil de Silver-Bell and Ghaly presenta una forma similar a los datos medidos.

La condición "Run 13" muestra resultados cercanos a la media, con un error

3. Resultados y discusión

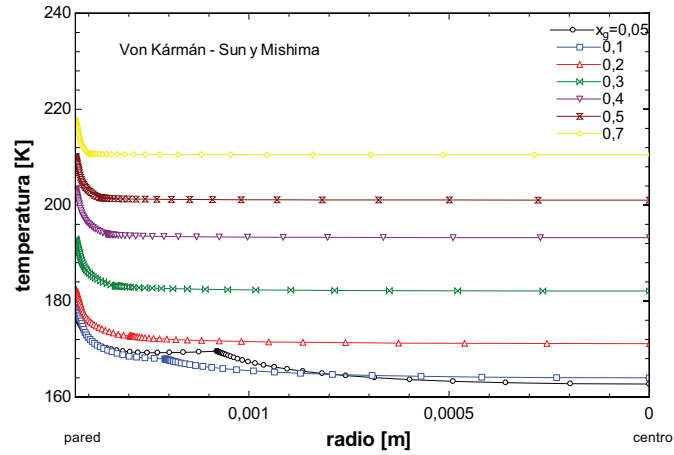


Figura 3.21: Desarrollo del perfil de temperatura en función del radio, para un perfil de velocidad de Von Kármán y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 36.

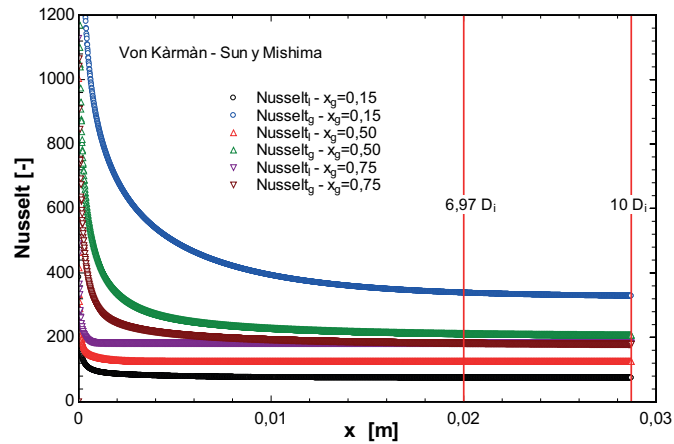


Figura 3.22: Evolución de los números de Nusselt para el líquido y el vapor en función de la distancia horizontal del tubo para tres calidades diferentes, RUN 36.

porcentual de 14,07% para la correlación de Silver-Bell y Ghaly. Los coeficientes son mostrados en la figura 3.24. En este perfil se observa que la correlación que funciona mejor es la de Granryd, con un error porcentual de 6,36 %. También se muestra que el intervalo de mejor predicción es de 0,2 - 0,8 [-] en calidad de vapor.

El Run 36, para la correlación de Silver-Bell y Ghaly muestra el mejor resultado

3.3. Perfiles de velocidad y temperatura, números de Nusselt y coeficientes de transferencia de calor en dos fases,

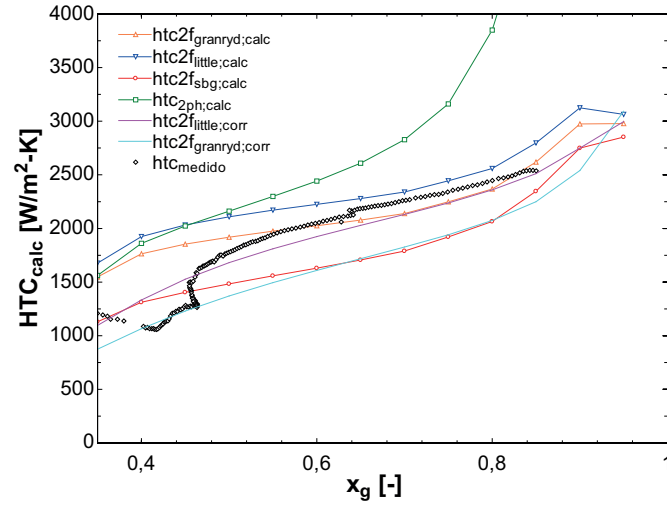


Figura 3.23: Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Von Kármán y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 27.

con un error menor a 6,4%. Los resultados se muestran en la figura 3.25, se observa que en el intervalo de trabajo, el perfil de Silver-Bell y Ghaly es el que mejor funciona, siempre en base a la combinación Von Kármán - Sun y Mishima.

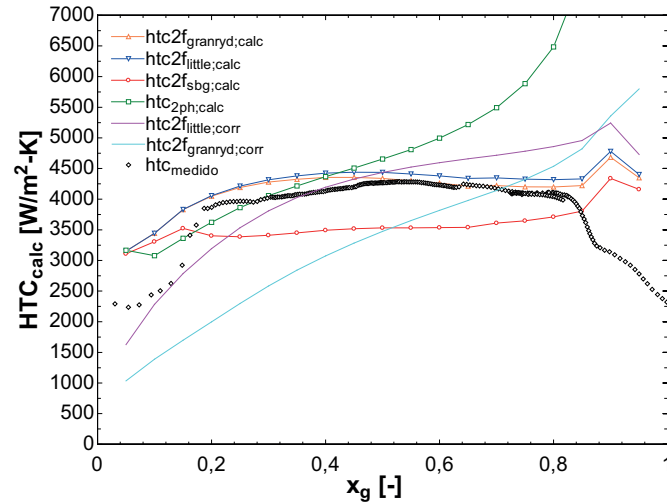


Figura 3.24: Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Von Kármán y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 13.

3. Resultados y discusión

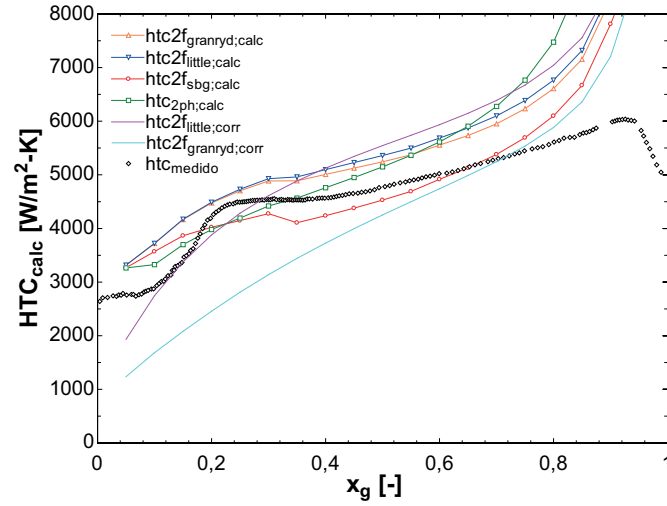


Figura 3.25: Desarrollo del perfil de velocidad en función del radio, para un perfil de velocidad de Von Kármán y una caída de presión de Sun y Mishima, RUN 36.

3.4 Correlación de los datos simulados con los datos experimentales

Con el fin de analizar si los datos simulados muestran correlación con los datos medidos, ambos se presentan en un gráfico (log - log) medido versus simulado. Una predicción perfecta equivaldría a una correlación lineal $y = x$. Además, se indica el rango de $\pm 20\%$ para visualizar los datos con correlación adecuada.

Los resultados corresponden a las correlaciones de Silver - Bell y Ghaly y la de Granryd, con un perfil de velocidad de Von Kármán, una caída de presión de Sun y Mishima y una fracción de vacío de Rouhanni y Axelsson, ya que estas combinaciones fueron las que presentaron mejores resultados. Los resultados de las otras correlaciones y modelos son presentados de forma completa en las tablas B.1 y B.2.

3.4.1 Correlación de Granryd

Los datos experimentales con los simulados, son presentados en la figura 3.26. En total existen 364 datos, de los cuales 240 corresponden al diámetro 1,527 [mm] y 124 a 2,871 [mm]. Para el diámetro 1,527 [mm] 147 datos superan el rango superior y 2 datos por la parte inferior, la suma de ambos corresponde a un 62,08% de los datos fuera de rango, lo que implica un **37,92 %** de los datos están dentro del rango establecido. En el diámetro 2,871 [mm] 22 datos superan el rango superior y 2 datos el inferior, lo que corresponde a un 20,16 % de los datos, lo que implica que un **79,84%** de los datos esta dentro del rango establecido.

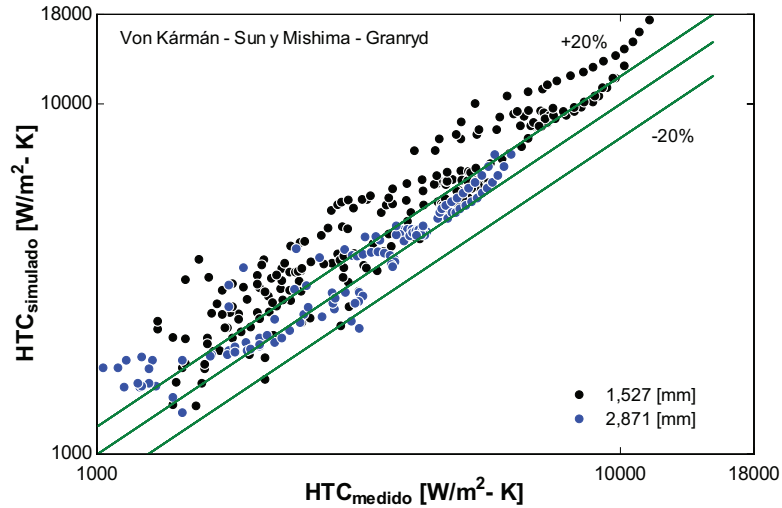


Figura 3.26: Correlación entre los datos simulados para la correlación de Granryd y los datos medidos.

Considerando ambos diámetros, un **52,20 %** de los datos predice los datos experimentales con un error menor al 20%..

Otros rangos de correlación se encuentran detallados en la tabla 3.4, en la cuál se detallan la cantidad de valores que se encuentran dentro de cada uno de ellos.

3.4.2 Correlación de Silver-Bell y Ghaly

Los datos experimentales versus los simulados, son presentados en la figura 3.27

3. Resultados y discusión

Tabla 3.4: Porcentaje de valores que se encuentran dentro de ciertos rangos para la correlación de Granryd.

Diámetro [mm]	Rangos de análisis			
	$\pm 10\%$	$\pm 20\%$	$\pm 25\%$	$\pm 50\%$
1,527	15,42%	37,92%	50,42%	80,00%
2,871	57,26%	79,84%	83,87%	94,35%
TOTAL	29,67%	52,20%	61,81%	84,89%

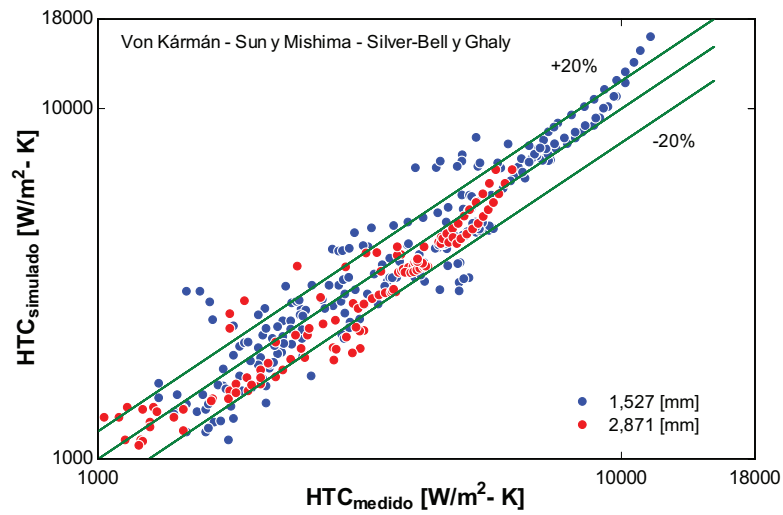


Figura 3.27: Correlación entre los datos simulados para la correlación de Silver-Bell y Ghaly y los datos medidos.

La cantidad de datos se mantiene constante para ambos diámetros al igual que la distribución entre las dos medidas. Para el diámetro 1,527 [mm], un **74,58%** de los datos están dentro del rango establecido (menor al 20% de error).

En el diámetro 2,871 [mm] el **83,87%** de los datos se encuentran dentro del rango establecido. Considerando ambos diámetros, un **77,75%** de los datos se encuentran dentro del rango establecido.

En base a la cantidad de datos que se encuentran fuera de rango, ya sea por la parte superior o inferior, se observa que esta correlación está más centrada con respecto a la recta $y = x$ que la correlación de Granryd. En la tabla 3.5, se encuentra la cantidad de datos que están dentro de distintos rangos.

3.4. Correlación de los datos simulados con los datos experimentales

Tabla 3.5: Porcentaje de valores que se encuentran dentro de ciertos rangos para la correlación de Silver-Bell y Ghaly.

Diámetro [mm]	Rangos de análisis			
	$\pm 10\%$	$\pm 20\%$	$\pm 25\%$	$\pm 50\%$
1,527	40,83%	74,58%	81,25%	97,08%
2,871	33,06%	83,87%	88,71%	100,00%
TOTAL	38,19%	77,75%	83,79%	98,08%

Tabla 3.6: Porcentaje de los valores que se encuentran dentro de ciertos rangos, para las correlaciones analizadas por Barraza et al. y las correlaciones con la nueva metodología de cálculo.

Diámetro [mm]	Rangos de análisis			
	$\pm 10\%$	$\pm 20\%$	$\pm 25\%$	$\pm 50\%$
Granryd calculado	29,67%	52,20%	61,81%	84,89%
SBG calculado	38,19%	77,75%	83,79%	98,08%
Granryd correlación	37,57%	63,24%	70,54%	89,19%
Little correlación	32,43%	58,11%	69,19%	90,81%

3.4.3 Comparativa con modelos actuales

Barraza et al. [7] concluyó que la mejor correlación para el calculo del coeficiente de transferencia de calor convectivo para las condiciones analizadas, era la de Granryd. Se realiza el mismo análisis comparativo de rangos con el total de los datos obtenidos solamente con la correlación y se compara con los datos obtenidos con la metodología descrita en este trabajo, se resume y presenta en la tabla 3.6.

En la tabla el mayor valor obtenido, es destacado con una celda verde y el segundo mejor valor se destaca con una celda amarilla. Se observa que la correlación de Silver-Bell y Ghaly con la metodología de cálculo propuesta ajusta mejor los datos en comparación con los datos medidos, ya que en todos los casos, existe una mayor cantidad relativa de puntos en cada uno de los intervalos. Por otra parte, la correlación de Granryd con la metodología propuesta en este trabajo, no presenta mejores resultados, que la correlación original del mismo autor. En el rango $\pm 10\%$ no observa una diferencia significativa en cuantos datos están dentro

3. Resultados y discusión

del intervalo, sin embargo, esta diferencia comienza a ser significativa para rangos mayores a $\pm 20\%$. El gráfico de los datos correlacionados de Granryd se observa en la figura 3.28.

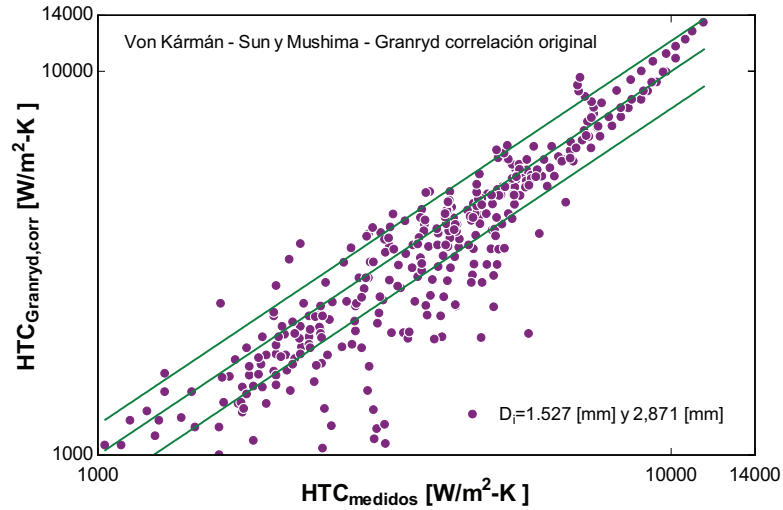


Figura 3.28: Correlación entre los datos obtenidos con la correlación de Granryd sin modificaciones y los datos medidos.

En este gráfico se observa que los datos están mucho más dispersos con respecto a la correlación de Silver-Bell y Ghaly anteriormente analizada. Pese a que el análisis de rango arroja resultados similares, esta medida no es un análisis del grado de dispersión que tienen los datos con respecto a los valores medidos.

Conclusiones y recomendaciones

Conclusiones

En el presente trabajo, se han presentado los resultados para el cálculo de coeficientes de transferencia de calor locales convectivos de mezclas zeotrópicas en mini canales, con las correlaciones de Little, Granryd y Silver-Bell y Ghaly, con variantes en las fracciones de vacío, perfiles de velocidad y caídas de presión.

Se realizaron 1776 simulaciones, las cuales se estructuraron basadas en las combinatorias de 37 mezclas zeotrópicas, 3 modelos de fracción de vacío recopilados por Shedd, 4 perfiles de velocidad recopilados por Nellis y Klein, 4 caídas de presión recopiladas por Barraza. Para la recopilación de todos los datos se recurrió al uso de Macros tanto en EES como en Excel.

Analizando inicialmente el promedio de los errores porcentuales de las simulaciones con respecto a los datos experimentales obtenidos por Barraza, se decidió utilizar la combinación Rouhanni y Axelson - Von Kármán - Sun y Mishima para el análisis de los cada uno de los datos con respecto al valor experimental.

Correlación para el coeficiente de transferencia de calor convectivo local

Basado en el análisis de correlación realizado, se concluye que la correlación que predice los coeficientes de mejor forma es la de **Silver - Bell y Ghaly** en combinación con un perfil de velocidad de **Von Kármán**, una caída de presión de **Sun y Mishima** y una fracción de vacío de **Rouhani y Axelsson**. Esta combinación permite disminuir el promedio de los errores porcentuales en un

3. Resultados y discusión

4,22 % y se recomienda para el cálculo de coeficientes de transferencia de calor en evaporación de mezclas zeotrópicas al interior de tubos horizontales.

Estos resultados también fueron comparados con la correlación de Granryd recomendada por Barraza et al. [7], y se observa que en la evaluación de rangos las cifras son similares, pero cuando se observa la dispersión de los datos en la figura 3.28, se concluye que la correlación recomendada en este trabajo logra una mejor predicción para los resultados.

Perfiles de velocidad Al observar los números de Reynolds presentados en las tablas 3.2 y 3.3, correspondientes a los diámetros 1,527 [mm] y 2,871 [mm], es necesario notar que existen casos tanto laminares como turbulentos. En estos dos diámetros, los resultados para los coeficientes de transferencia de calor locales convectivos, son acordes con los datos medidos por Barraza et al. [7], y basados en la metodología de cálculo, en la cual los coeficientes de transferencia de calor locales convectivos dependen directamente de los números de Nusselt, los que dependen de la temperatura, la que depende directamente de la velocidad, se concluye que los perfiles de velocidad funcionan correctamente en minicanales [55]. También se observa que los perfiles de velocidad no hacen una diferencia significativa en el cálculo de coeficientes de transferencia de calor convectivo locales, ya que si se realiza un análisis de todas las combinaciones posibles (perfil de velocidad con un respectiva caída de presión), las diferencias porcentuales no sobrepasan el 5%.

Diámetro 0,506 [mm] Se concluye que las simulaciones para este diámetro no han funcionado, debido a que el promedio de los errores porcentuales presentaba diferencia de un orden de magnitud, con respecto a los datos medidos. En el análisis se esboza una teoría que relaciona la proporción del largo característico con el ancho de la capa de líquido, sin embargo, el alcance de este estudio no permite generar una conclusión concreta acerca de esto, debido a que no se realizaron pruebas considerando otra proporción entre esas variables. Los perfiles de velocidad funcionan de manera adecuada para los otros diámetros en los que están

presentes las dos condiciones de flujo, por lo tanto, se concluye que no existe una relación entre la condición laminar que presenta el líquido en estos diámetros con el mal funcionamiento del perfil de velocidad.

Caídas de presión Las caídas de presión no generaron una diferencia significativa en el cálculo de coeficientes de transferencia de calor convectivos. Observando el promedio de los errores porcentuales, entre ellas no existe una diferencia mayor al 5%. La caída de presión que mejor resultado presento fue la de Sun y Mishima, la segunda mejor fue Müller-Steinhagen y Heck. Estas dos caídas de presión son catalogadas como no homogéneas, ya que consideran las fases líquido y vapor separadas. Si observamos la metodología del modelo propuesto en este estudio, también se podría catalogar como no homogéneo ya que todos los cálculos y toda la discretización realizada, considera las fases en líquido y vapor separadas, por tanto, para modelos que consideren líquido y vapor separados se debería considerar una caída de presión no homogénea. Barraza et al. [57] recomiendan la caída de presión de Awad y Muzychka (homogénea), basándose en datos experimentales y en mediciones, las cuales se realizan de forma global, midiendo las condiciones para el flujo completo.

Comportamiento con respecto a su composición de la mezcla Analizando el error porcentual promedio de cada una de las simulaciones, la correlación recomendada en este trabajo funciona mejor para las mezclas de tipo sintéticas, puesto a que mejora el cálculo de los resultado para el 75% de las muestras comparado a los resultados obtenidos por las correlaciones originales. El segundo mejor funcionamiento, se obtiene para las mezclas de hidrocarburos, en la cuál logra mejorar el 45,45% de los resultados, y el peor funcionamiento se obtiene en las mezclas binarias, mejorando solamente un 16,66% del total de muestras de este tipo.

Metodología de cálculo Es validada considerando los datos medidos por Barraza et al. [7], y observando que todos los errores promedios obtenidos, el

3. Resultados y discusión

mejor es un 14,17 % para la mejor correlación

Recomendaciones para trabajos futuros

Perfiles de velocidad En base a lo concluido anteriormente, se recomienda analizar la dependencia que existe entre la relación de el largo característico y el ancho de la capa de líquido. En caso de no encontrar una solución bajo este análisis, se recomienda realizar un análisis exhaustivo desde el punto de vista de la mecánica de fluidos, resolviendo las ecuaciones gobernantes con las condiciones de borde adecuadas para obtener un perfil de velocidad que funcione en los diámetros 0,506 [mm].

Mejorar el análisis de transferencia de calor y masa en la interfase En este estudio, se realizó un modelo de transferencia de calor simple, y no se incorporó un modelo de transferencia de masa en la interfase líquido vapor. En la realidad cierta cantidad de masa del líquido se evaporará para convertirse en vapor, y por tanto existirá una transferencia de masa entre el líquido y el vapor, lo que a su vez modificará la fracción de vacío. Es importante realizar el balance si estos cambios, generarían cambios significativos en la variación del error porcentual.

Propiedades de los fluido de trabajo dinámicas Este trabajo considera todas las propiedades del fluido a condiciones constantes. A medidas que la simulación va evolucionando, la temperatura en cada uno de los nodos irá cambiando y por tanto las condiciones también lo harán, también es importante realizar el balance considerando si el cambio produciría un impacto significativo al momento de obtener resultados.

Considerar el cambio de lenguaje de programación Si bien EES es una excelente herramienta, que tiene muchas ventajas con respecto a otros programas computacionales del mismo tipo, actualmente el departamento de ingeniería mecánica de la universidad, solamente cuenta con la licencia académica comercial

disponible para los estudiantes, la cual tiene un límite de variables. Los archivos utilizados hasta esta fase del estudio, ya superaban el límite de variables, y considerando las recomendaciones anteriores, es una posibilidad, que el modelo supere la cantidad de variables incluso de la versión profesional.

Anexo A

Tabla con detalles de las mezclas zeotrópicas

Tabla A.1: Composición detallada de las mezclas en porcentaje volumétrico.

MEZCLAS DE HIDROCARBONOS														
RUNS	Composición (vol/vol %)													
Run 1	Metano	45%	± 2%	Etano	35%	± 1%	Propano	20%	± 1%					
Run 2	Metano	45%	± 2%	Etano	35%	± 1%	Propano	20%	± 1%					
Run 3	Metano	36%	± 1%	Etano	28%	± 1%	Propano	16%	± 1%	Nitrógeno	20%	± 1%		
Run 4	Metano	27%	± 1%	Etano	21%	± 1%	Propano	12%	± 0%	Nitrógeno	40%	± 2%		
Run 5	Metano	45%	± 2%	Etano	35%	± 1%	Propano	20%	± 1%					
Run 6	Metano	45%	± 2%	Etano	35%	± 1%	Propano	20%	± 1%					
Run 7	Metano	45%	± 2%	Etano	35%	± 1%	Propano	20%	± 1%					
Run 8	Metano	45%	± 2%	Etano	35%	± 1%	Propano	20%	± 1%					
Run 9	Metano	45%	± 2%	Etano	35%	± 1%	Propano	20%	± 1%					
Run 10	Metano	36%	± 1%	Etano	28%	± 1%	Propano	16%	± 1%	Nitrógeno	20%	± 1%		
Run 11	Metano	27%	± 1%	Etano	21%	± 1%	Propano	12%	± 0%	Nitrógeno	40%	± 2%		
Run 12	Metano	45%	± 2%	Etano	35%	± 1%	Propano	20%	± 1%					
Run 13	Metano	45%	± 2%	Etano	35%	± 1%	Propano	20%	± 1%					
Run 14	Metano	36%	± 1%	Etano	28%	± 1%	Propano	16%	± 1%	Nitrógeno	20%	± 1%		
Run 15	Metano	27%	± 1%	Etano	21%	± 1%	Propano	12%	± 0%	Nitrógeno	40%	± 2%		
MEZCLAS SINTÉTICAS														
RUNS	Composición (vol/vol %)													
Run 16	R-14	35%	± 1%	R-23	15%	± 1%	R-32	15%	± 1%	R134a	35%	± 1%		
Run 17	R-14	35%	± 1%	R-23	15%	± 1%	R-32	15%	± 1%	R134a	35%	± 1%		
Run 18	R-14	28%	± 1%	R-23	12%	± 0%	R-32	12%	± 0%	R134a	28%	± 1%	Argon	20% ± 1%
Run 19	R-14	21%	± 1%	R-23	9%	± 0%	R-32	9%	± 0%	R134a	21%	± 1%	Argon	40% ± 2%
Run 20	R-14	35%	± 1%	R-23	15%	± 1%	R-32	15%	± 1%	R134a	35%	± 1%		
Run 21	R-14	35%	± 1%	R-23	15%	± 1%	R-32	15%	± 1%	R134a	35%	± 1%		
Run 22	R-14	35%	± 1%	R-23	15%	± 1%	R-32	15%	± 1%	R134a	35%	± 1%		
Run 23	R-14	35%	± 1%	R-23	15%	± 1%	R-32	15%	± 1%	R134a	35%	± 1%		
Run 24	R-14	28%	± 1%	R-23	12%	± 0%	R-32	12%	± 0%	R134a	28%	± 1%	Argon	20% ± 1%
Run 25	R-14	21%	± 1%	R-23	9%	± 0%	R-32	9%	± 0%	R134a	21%	± 1%	Argon	40% ± 2%
Run 26	R-14	35%	± 1%	R-23	15%	± 1%	R-32	15%	± 1%	R134a	35%	± 1%		
Run 27	R-14	35%	± 1%	R-23	15%	± 1%	R-32	15%	± 1%	R134a	35%	± 1%		
Run 28	R-14	28%	± 1%	R-23	12%	± 0%	R-32	12%	± 0%	R134a	28%	± 1%	Argon	20% ± 1%
Run 29	R-14	21%	± 1%	R-23	9%	± 0%	R-32	9%	± 0%	R134a	21%	± 1%	Argon	40% ± 2%
MEZCLAS BINARIAS														
RUNS	Composición (vol/vol %)													
Run 30	Metano	40%	± 2%	Etano	60%	± 2%								
Run 31	Metano	40%	± 2%	Etano	60%	± 2%								
Run 32	Metano	40%	± 2%	Etano	60%	± 2%								
Run 33	Metano	40%	± 2%	Etano	60%	± 2%								
Run 34	Metano	40%	± 2%	Etano	60%	± 2%								
Run 35	Metano	40%	± 2%	Etano	60%	± 2%								
Run 36	Metano	40%	± 2%	Etano	60%	± 2%								
Run 37	Metano	40%	± 2%	Etano	60%	± 2%								

Anexo B

Resultados de errores porcentuales coeficientes de transferencia de calor convectivos

B.1 Primera parte de la tabla de resultados usando caídas de presión de Müller-Steinhagen y Heck y Sun y Mishima

Tabla B.1: Errores porcentuales promedio para cálculo de coeficientes de transferencia de calor local convectivo en diámetros de 1,527 [mm] y 2,871 [mm], parte 1.

Modelos	Perfil de von Karman											
	Müller-Steinhagen y Heck						Sun y Mishima					
	Correlaciones		Calculados				Correlaciones		Calculados			
	Granryd	Little	Granryd	Little	S.B.G	Directo	Granryd	Little	Granryd	Little	S.B.G	Directo
Rouhanni	21,24%	21,65%	33,24%	41,13%	16,25%	73,85%	18,39%	19,39%	22,94%	28,90%	14,17%	73,85%
Mezclado Homogeneo	21,24%	35,40%	44,83%	54,79%	19,01%	119,64%	18,39%	31,86%	33,12%	40,67%	16,20%	119,64%
Mezclado Homogeneo Capilaridad	21,24%	30,95%	37,71%	46,16%	16,95%	78,43%	18,39%	28,69%	27,48%	34,01%	14,90%	78,43%
Perfil de Spalding												
Rouhanni	21,24%	21,65%	36,78%	44,79%	17,89%	75,17%	18,39%	19,39%	25,77%	31,89%	14,36%	75,17%
Mezclado Homogeneo	21,24%	35,40%	48,55%	58,60%	20,80%	120,95%	18,39%	31,86%	36,15%	43,85%	16,62%	120,95%
Mezclado Homogeneo Capilaridad	21,24%	30,95%	41,26%	49,83%	18,52%	79,49%	18,39%	28,69%	30,34%	37,03%	15,10%	79,49%
Perfil de Prandtl-Taylor												
Rouhanni	21,24%	21,65%	25,09%	31,20%	16,83%	58,28%	18,39%	19,39%	17,88%	22,18%	16,16%	58,28%
Mezclado Homogeneo	21,24%	35,40%	36,05%	44,56%	17,82%	102,44%	18,39%	31,86%	27,26%	33,30%	16,32%	102,44%
Mezclado Homogeneo Capilaridad	21,24%	30,95%	30,13%	36,74%	17,68%	62,43%	18,39%	28,69%	22,91%	27,74%	16,82%	62,43%
Perfil de van Driest												
Rouhanni	21,24%	21,65%	34,67%	43,11%	16,14%	80,88%	18,39%	19,39%	24,40%	30,79%	14,20%	80,88%
Mezclado Homogeneo	21,24%	35,40%	46,21%	56,63%	18,95%	127,75%	18,39%	31,86%	34,63%	42,60%	16,45%	127,75%
Mezclado Homogeneo Capilaridad	21,24%	30,95%	39,19%	48,21%	16,75%	85,73%	18,39%	28,69%	29,01%	35,98%	14,93%	85,73%

B. Resultados de errores porcentuales coeficientes de transferencia de calor convectivos

B.2 Segunda parte de la tabla de resultados usando caídas de presión de Cicchitti y Awad y Muzychka

Tabla B.2: Errores porcentuales promedio para cálculo de coeficientes de transferencia de calor local convectivo en diámetros de 1,527 [mm] y 2,871 [mm], parte 2.

Modelos	Perfil de von Karman											
	Cicchitti et al.						Awad y Muzychka					
	Correlaciones		Calculados				Correlaciones		Calculados			
	Granryd	Little	Granryd	Little	S.B.G	Directo	Granryd	Little	Granryd	Little	S.B.G	Directo
Rouhani	21,24%	21,65%	43,30%	51,51%	20,03%	81,07%	21,24%	21,65%	38,76%	46,87%	17,74%	77,32%
Mezclado Homogeneo	21,24%	35,40%	56,37%	66,42%	25,44%	94,92%	21,24%	35,40%	51,99%	61,96%	22,84%	91,45%
Mezclado Homogeneo Capilaridad	21,24%	30,95%	47,80%	56,53%	21,30%	85,54%	21,24%	30,95%	43,28%	51,91%	18,91%	81,85%
Perfil de Spalding												
Rouhani	21,24%	21,65%	47,43%	55,64%	23,45%	82,78%	21,24%	21,65%	42,68%	50,83%	20,39%	78,95%
Mezclado Homogeneo	21,24%	35,40%	60,64%	70,72%	29,00%	96,63%	21,24%	35,40%	56,05%	66,10%	25,69%	93,08%
Mezclado Homogeneo Capilaridad	21,24%	30,95%	51,95%	60,68%	24,64%	87,02%	21,24%	30,95%	47,24%	55,93%	21,49%	83,27%
Perfil de Prandtl-Taylor												
Rouhani	21,24%	21,65%	30,12%	36,51%	17,91%	59,08%	21,24%	21,65%	27,73%	33,93%	17,16%	58,28%
Mezclado Homogeneo	21,24%	35,40%	43,33%	52,02%	22,09%	71,78%	21,24%	35,40%	40,84%	49,42%	20,75%	71,28%
Mezclado Homogeneo Capilaridad	21,24%	30,95%	35,05%	41,99%	18,97%	62,81%	21,24%	30,95%	32,78%	39,51%	18,18%	62,42%
Perfil de van Driest												
Rouhani	21,24%	21,65%	45,69%	54,55%	20,47%	89,74%	21,24%	21,65%	40,97%	49,68%	17,98%	85,62%
Rouhani Mezclado Homogeneo	21,24%	35,40%	58,55%	69,33%	25,57%	104,72%	21,24%	35,40%	53,95%	64,58%	22,88%	100,79%
Rouhani Mezclado Homogeneo Capilaridad	21,24%	30,95%	50,28%	59,66%	21,65%	94,64%	21,24%	30,95%	45,60%	54,84%	19,09%	90,58%

Anexo C

Resultados diámetro 0,506 [mm]

C.1 Primera parte de la tabla de resultados usando caídas de presión de Müller-Steinhagen y Heck y Sun y Mishima

Tabla C.1: Errores porcentuales promedio para cálculo de coeficientes de transferencia de calor local convectivo en diámetro de 0,506 [mm], parte 1.

Perfil de von Karman												
Modelos	Müller and Steinhagen						Sun And Mushima					
	Correlaciones		Calculados				Correlaciones		Calculados			
	Granryd	Little	Granryd	Little	S.B.G	Directo	Granryd	Little	Granryd	Little	S.B.G	Directo
Rouhani	33,69%	43,55%	128,91%	154,70%	71,82%	1734,94%	16,26%	27,56%	97,50%	116,91%	44,45%	1734,94%
Mezclado Homogeneo	39,57%	68,84%	173,44%	204,18%	102,15%	2584,68%	16,26%	48,18%	132,17%	156,14%	60,28%	2584,68%
Mezclado Homogeneo Capilaridad	47,26%	93,98%	163,42%	193,18%	99,81%	3065,94%	16,27%	81,50%	157,60%	180,88%	74,22%	3065,94%
Perfil de Spalding												
Rouhani	21,36%	33,84%	149,14%	176,00%	78,83%	1757,38%	16,26%	27,56%	104,18%	123,81%	49,24%	1757,38%
Mezclado Homogeneo	21,37%	57,48%	200,25%	232,23%	107,58%	2613,36%	16,26%	48,18%	139,41%	163,63%	65,48%	2613,36%
Mezclado Homogeneo Capilaridad	21,58%	85,10%	197,91%	229,61%	97,32%	3113,72%	16,27%	81,50%	164,75%	188,35%	79,81%	3113,72%
Perfil de Prandtl-Taylor												
Rouhani	21,79%	29,82%	133,28%	159,73%	69,96%	1732,91%	16,68%	23,54%	90,07%	109,20%	45,00%	1732,91%
Mezclado Homogeneo	21,37%	57,48%	197,53%	229,58%	104,91%	2611,48%	16,26%	48,18%	136,76%	160,86%	64,02%	2611,48%
Mezclado Homogeneo Capilaridad	21,58%	85,10%	194,69%	226,42%	94,44%	3111,08%	16,27%	81,50%	162,38%	185,85%	77,94%	3111,08%
Perfil de van Driest												
Rouhani	21,79%	29,82%	128,40%	154,80%	63,88%	1946,05%	16,68%	23,54%	85,44%	104,56%	39,63%	1946,05%
Mezclado Homogeneo	21,37%	57,48%	184,60%	216,61%	93,94%	2927,43%	16,26%	48,18%	127,49%	151,50%	55,95%	2927,43%
Mezclado Homogeneo Capilaridad	21,58%	85,10%	181,69%	213,22%	82,48%	3354,83%	16,27%	81,50%	150,47%	174,32%	66,04%	3354,83%

C. Resultados diámetro 0,506 [mm]

C.2 Segunda parte de la tabla de resultados usando caídas de presión de Cicchitti y Awad y Muzychka

Tabla C.2: Errores porcentuales promedio para cálculo de coeficientes de transferencia de calor local convectivo en diámetro de 0,506 [mm], parte 2.

Modelos	Perfil de von Karman											
	Müller-Steinhagen y Heck						Sun And Mishima					
	Correlaciones		Calculados				Correlaciones		Calculados			
	Granryd	Little	Granryd	Little	S.B.G	Directo	Granryd	Little	Granryd	Little	S.B.G	Directo
Rouhanni	21,36%	33,84%	181,40%	209,82%	105,95%	1537,52%	21,36%	33,84%	168,80%	196,75%	94,89%	1627,51%
Mezclado Homogeneo	22,21%	57,82%	214,18%	250,42%	109,33%	1272,85%	21,37%	57,48%	211,27%	246,62%	109,25%	1789,33%
Mezclado Homogeneo Capilaridad	21,37%	87,78%	235,89%	275,18%	121,11%	1755,54%	21,37%	87,78%	220,93%	259,16%	109,07%	1830,01%
Perfil de Spalding												
Rouhanni	21,36%	33,84%	190,08%	218,85%	113,30%	1540,59%	21,36%	33,84%	177,47%	205,77%	101,85%	1630,23%
Mezclado Homogeneo	22,21%	57,82%	224,95%	261,42%	118,87%	1276,21%	21,37%	57,48%	221,72%	257,34%	117,72%	1792,19%
Mezclado Homogeneo Capilaridad	21,37%	87,78%	246,96%	286,68%	130,15%	1757,27%	21,37%	87,78%	231,66%	270,35%	117,78%	1831,52%
Perfil de Prandtl-Taylor												
Rouhanni	21,79%	29,82%	170,02%	198,20%	99,45%	1510,34%	21,79%	29,82%	158,22%	185,93%	89,05%	1601,60%
Mezclado Homogeneo	22,21%	57,82%	220,39%	256,79%	114,90%	1272,57%	21,37%	57,48%	217,49%	253,02%	114,08%	1789,25%
Mezclado Homogeneo Capilaridad	21,37%	87,78%	240,05%	279,65%	124,33%	1752,69%	21,37%	87,78%	225,58%	264,14%	112,64%	1827,67%
Perfil de van Driest												
Rouhanni	21,79%	29,82%	168,83%	197,49%	94,67%	1804,22%	21,79%	29,82%	156,35%	184,42%	84,41%	1860,56%
Rouhanni Mezclado Homogeneo	21,37%	57,48%	219,85%	256,21%	114,11%	2007,92%	21,37%	57,48%	207,00%	242,56%	104,48%	2022,04%
Rouhanni Mezclado Homogeneo Capilaridad	21,37%	87,78%	229,68%	269,13%	114,51%	2022,87%	21,37%	87,78%	214,84%	253,16%	102,84%	2066,70%

Anexo D

Código principal EES

```
$UnitSystem SI MASS RAD PA K J
$Tabstops 0,2 0,4 0,6 3,5 in

"PARAMETROS MEZCLA"
{x_g=0,5}
Run_numero=36

"CONDICIONES DEL LÍQUIDO"
rho=Interpolate3('Propiedades_de_la_mezcla','rho_l','Calidad','Calidad'=x_g) "Densidad del líquido"
mu=Interpolate3('Propiedades_de_la_mezcla','mu_l','Calidad','Calidad'=x_g) "Viscosidad del líquido"
k=Interpolate3('Propiedades_de_la_mezcla','k_l','Calidad','Calidad'=x_g) "Coeficiente de transferencia de calor conductivo del líquido"
c=Interpolate3('Propiedades_de_la_mezcla','c_l','Calidad','Calidad'=x_g) "Calor específico del líquido"
sigma=Interpolate3('Propiedades_de_la_mezcla','sigma_l','Calidad','Calidad'=x_g) "Tensión superficial"
nu=mu/rho "Viscosidad cinemática del líquido"
alpha=k/(rho*c) "Difusividad térmica del líquido"
Pr=nu/alpha "Número de Prandtl del líquido"

"CONDICIONES DEL GAS"
rho_g=Interpolate3('Propiedades_de_la_mezcla','rho_g','Calidad','Calidad'=x_g) "Densidad del gas"
mu_g=Interpolate3('Propiedades_de_la_mezcla','mu_g','Calidad','Calidad'=x_g) "Viscosidad del gas"
k_g=Interpolate3('Propiedades_de_la_mezcla','k_g','Calidad','Calidad'=x_g) "Coeficiente de transferencia de calor conductivo del gas"
c_g=Interpolate3('Propiedades_de_la_mezcla','c_g','Calidad','Calidad'=x_g) "Calor específicos del líquido"
nu_g=mu_g/rho_g "Viscosidad cinemática del gas"
alpha_g=k_g/(rho_g*c_g) "Difusividad térmica del líquido"
Pr_g=nu_g/alpha_g "Número de Prandtl del líquido"

"CONDICIONES GENERALES"
T_in=Interpolate3('Datos_de_la_muestra','T_in','Quality_avg','Quality_avg'=x_g)
+Interpolate3('Datos_de_la_muestra','T_in2','Quality_avg','Quality_avg'=x_g))/2
"Temperatura de entrada"
T_s=Interpolate3('Datos_de_la_muestra','T_wall','Quality_avg','Quality_avg'=x_g) "Temperatura de pared"

"CORRELACIONES DE TRANSFERENCIA DE CALOR"
x_tt=((1-x_g)/x_g)^0,9*(rho_g/rho)^0,5*(mu/mu_g)^0,1
f_xtt=2,37*(0,29+1/x_tt)^0,85
dhdt=Interpolate3('Propiedades_de_la_mezcla','dhdt','Calidad','Calidad'=x_g)
c_lv=2

"CONDICIONES DE SIMULACIÓN"

D=Interpolate3('Datos_de_los_tubos','D','Run','Run'=Run_numero) * convert(mm;m) "Diametro"
L=10*D "Largo de la superficie caliente"
G=Interpolate3('Datos_de_los_tubos','G','Run','Run'=Run_numero) "Flujo másico"
Rug=Interpolate3('Datos_de_los_tubos','Rug','Run','Run'=Run_numero) * convert(micrometer;m) "Rugosidad"

"CÁLCULOS DIMENSIONALES"

A=pi*D^2/4 "Área de entrada"
G=m_dot/A "Flujo másico por unidad de área"

"VOID FRACTIONS"

CP$='Rouhanni'
$IF CP$='Rouhanni'
```

D. Código principal EES

```
void = x_g/rho_g * ((1 + 0,12 * (1 - x_g)) * (x_g/rho_g + (1 - x_g)/rho)
+ (1,18 * (1 - x_g) * (g# * sigma * (rho - rho_g))^0,25)/(G * rho^0,5))^(-1)
$ENDIF
$IF CP$='Homogenea'
void=1/((1+((1-x_g)/x_g)*(rho_g/rho)))
$ENDIF
$IF CP$='MezcladasCap'
void2 = x_g/rho_g * ((1 + 0,12 * (1 - x_g)) * (x_g/rho_g + (1 - x_g)/rho)
+ (1,18 * (1 - x_g) * (g# * sigma * (rho - rho_g))^0,25)/(G * rho^0,5))^(-1)
void3 = 1/((1+((1-x_g)/x_g)*(rho_g/rho)))
xi=if(zeta;1;zeta;zeta;1)
void=xi*void3+(1-xi)*void2
zeta=x_tt*(lambdacap/D)
lambdacap=sqrt(sigma/(rho*g#))
$ENDIF

m_dot_l=u_m*A_l*rho "Flujo másico de líquido"
m_dot_l=(1-x_g)*m_dot "Flujo másico de líquido"
A_l=(1-void)*A "Área que ocupa el líquido"
A_l=pi#*(D^2-D_i^2)/4 "Área que ocupa el líquido"
m_dot_v=u_v*A_v*rho_g "Flujo másico de vapor"
m_dot_v=x_g*m_dot "Flujo másico de vapor"
A_v=void*A "Área del vapor"
delta=(D-D_i)/2 "Ancho del film de líquido"

"ESFUERZOS DE CORTE"
tau_iw= dpdz_fric * D_i/4 "Esfuerzo de corte en la interfaz por Wallis"
tau_w = tau_iw * D_i/D + 0,25 * dpdz_fric * (D^2 - D_i^2)/D "Esfuerzo de corte en la pared"

"VALORES DE DISCRETIZACIÓN"
u_star=sqrt(abs(tau_w/rho)) "Velocidad de fricción"
u_star2=sqrt(abs(tau_iw/rho_g)) "Velocidad de fricción del gas"
L_char_vs=nu/u_star "Largo característico de la subcapa viscosa líquida"
L_char_vs2=nu_g/u_star2 "Largo característico de la subcapa viscosa gaseosa"
M=32 "Número de nodos de líquido"
N=64 [-] "Número de nodos distribuidos a lo largo del tubo"
MF=((D-D_i)/(2*L_char_vs))^(1/(M-1)) "Factor multiplicativo del líquido"
MF2=((D_i)/(2*L_char_vs2))^(1/(N-M-1)) "Factor multiplicativo del gas"

duplicate i=1;M
y_plus[i]=MF^(i-1) "Posición interna de cada nodo en la parte líquida"
end
duplicate i=(M+1);N
y_plus[i]=MF2^(i-(M+1)) "Posición interna de cada nodo en la parte gaseosa"
end
duplicate i=1;N
y[i]=y_plus[i]*L_char_vs "Distancia desde la pared (Parte líquida)"
y2[i]=y_plus[i]*L_char_vs2+delta "Distancia desde la interfaz (Parte gaseosa)"
end

"DISTRIBUCIÓN DE VELOCIDAD"

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
"PERDIDA DE PRESIÓN MULLER-STEINHAGEN AND HECK"
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

$IF PARAMETRICTABLE='Perfil_Prandtl_Taylor_Perdida_Muller'

"PERDIDA DE CARGA EN DOS FASES SEGÚN MÜLLER-STEINHAGEN AND HECK"
Re_l=G*D/mu "Número de Reynolds líquido"
Re_g=G*D_i/mu_g "Número de Reynolds gas"
rug_rel=Rug/D
f_1187=64/1187
f_3000=(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/3000*log10(rug_rel/3,7+13/3000)))^(-2)
f_l=if(Re_l;1187;64/Re_l;64/Re_l;if(Re_l;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_l);
(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_l*log10(rug_rel/3,7+13/Re_l)))^(-2)))
f_g=if(Re_g;1187;64/Re_g;64/Re_g;if(Re_g;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_g);
(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_g*log10(rug_rel/3,7+13/Re_g)))^(-2)))
dpdz_lo=f_l*0,5*G^2/(D*rho) "Caída de presión líquido"
dpdz_go=f_g*0,5*G^2/(D*rho_g) "Caída de presión del gas"

Lambda=dpdz_lo+2*(dpdz_go-dpdz_lo)*x_g "Lambda utilizado para la caída de presión en dos fases"
dpdz_fric=Lambda*(1-x_g)^(1/3)+dpdz_lo*x_g^3 "Caída de presión de fricción en dos fases"
```

```

"VELOCIDAD PRANDTL-TAYLOR"
duplicate i=1;N
u_plus[i]=if(y_plus[i];11,5;y_plus[i];y_plus[i];2,44*ln(y_plus[i])+5,5) "Distribución de velocidad universal de Prandtl-Taylor"
epsilonMovernu[i]=if(y_plus[i];11,5;0;0;0,41*y_plus[i]-1) "Difusividad de momentum
por remolinos basada en un modelo de Prandtl-Taylor"
end
$ENDIF

$IF PARAMETRICTABLE='Perfil_Spalding_Perdida_Muller'

"PERDIDA DE CARGA EN DOS FASES SEGÚN MÜLLER-STEINHAGEN AND HECK"
Re_l=G*D/mu "Número de Reynolds líquido"
Re_g=G*D_i/mu_g "Número de Reynolds gas"
rug_rel=Rug/D
f_1187=64/1187
f_3000=(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/3000*log10(rug_rel/3,7+13/3000)))^(-2)
f_l=if(Re_l;1187;64/Re_l;64/Re_l;if(Re_l;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_l*log10(rug_rel/3,7+13/Re_l)))^(-2)))
f_g=if(Re_g;1187;64/Re_g;64/Re_g;if(Re_g;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_g*log10(rug_rel/3,7+13/Re_g)))^(-2)))
dpdz_lo=f_l*0,5*G^2/(D*rho) "Caída de presión líquido"
dpdz_go=f_g*0,5*G^2/(D*rho_g) "Caída de presión del gas"
Lambda=dpdz_lo+2*(dpdz_go-dpdz_lo)*x_g "Lambda utilizado para la caída de presión en dos fases"
dpdz_fric=Lambda*(1-x_g)^(1/3)+dpdz_lo*x_g^3 "Caída de presión de fricción en dos fases"

"VELOCIDAD SPALDING"
duplicate i=1;N
y_plus[i]=u_plus[i]+0,11408*((exp(0,41*u_plus[i])-1-0,41*u_plus[i]-
(0,41*u_plus[i])^2/2-(0,41*u_plus[i])^3/6-(0,41*u_plus[i])^4/24)) "Distribución de
velocidad universal de Spalding"
epsilonMovernu[i]=0,0526*((exp(0,41*u_plus[i])-1-0,41*u_plus[i]-
(0,41*u_plus[i])^2/2-(0,41*u_plus[i])^3/6)) "Difusividad de momentum por remolinos
basada en un modelo de Spalding"
end
$ENDIF

$IF PARAMETRICTABLE='Perfil_von_Karman_Perdida_Muller'

"PERDIDA DE CARGA EN DOS FASES SEGÚN MÜLLER-STEINHAGEN AND HECK"
Re_l=G*D/mu "Número de Reynolds líquido"
Re_g=G*D_i/mu_g "Número de Reynolds gas"
rug_rel=Rug/D
f_1187=64/1187
f_3000=(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/3000*log10(rug_rel/3,7+13/3000)))^(-2)
f_l=if(Re_l;1187;64/Re_l;64/Re_l;if(Re_l;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_l*log10(rug_rel/3,7+13/Re_l)))^(-2)))
f_g=if(Re_g;1187;64/Re_g;64/Re_g;if(Re_g;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_g*log10(rug_rel/3,7+13/Re_g)))^(-2)))
dpdz_lo=f_l*0,5*G^2/(D*rho) "Caída de presión líquido"
dpdz_go=f_g*0,5*G^2/(D*rho_g) "Caída de presión del gas"
Lambda=dpdz_lo+2*(dpdz_go-dpdz_lo)*x_g "Lambda utilizado para la caída de presión en dos fases"
dpdz_fric=Lambda*(1-x_g)^(1/3)+dpdz_lo*x_g^3 "Caída de presión de fricción en dos fases"

"VELOCIDAD VON KARMAN"
duplicate i=1;N
u_plus[i]=if(y_plus[i];5;y_plus[i];y_plus[i];if(y_plus[i];
30;5*ln(y_plus[i])-3,05;5*ln(y_plus[i])-3,05;2,5*ln(y_plus[i])+5,5)) "Distribución de
velocidad de von Kármán"
epsilonMovernu[i]=if(y_plus[i];5;0;0;if(y_plus[i];30;y_plus[i]/5-1;y_plus[i]/
5-1;0,41*y_plus[i]-1)) "Difusividad de momentum por remolinos basada en un
modelo de von Kármán"
end
$ENDIF

$IF PARAMETRICTABLE='Perfil_van_Driest_Perdida_Muller'

"PERDIDA DE CARGA EN DOS FASES SEGÚN MÜLLER-STEINHAGEN AND HECK"
Re_l=G*D/mu "Número de Reynolds líquido"
Re_g=G*D_i/mu_g "Número de Reynolds gas"
Lambda=dpdz_lo+2*(dpdz_go-dpdz_lo)*x_g "Lambda utilizado para la caída de presión en dos fases"
dpdz_fric=Lambda*(1-x_g)^(1/3)+dpdz_lo*x_g^3 "Caída de presión de fricción en dos fases"
rug_rel=Rug/D
f_1187=64/1187
f_3000=(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/3000*log10(rug_rel/3,7+13/3000)))^(-2)

```

D. Código principal EES

```
f_l=if(Re_l;1187;64/Re_l;64/Re_l;if(Re_l;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_l*log10(rug_rel/3,7+13/Re_l)))^(-2)))
f_g=if(Re_g;1187;64/Re_g;64/Re_g;if(Re_g;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_g*log10(rug_rel/3,7+13/Re_g)))^(-2)))
dpdz_lo=f_l*0,5*G^2/(D*rho) "Caída de presión líquido"
dpdz_go=f_g*0,5*G^2/(D*rho_g) "Caída de presión del gas"

"VELOCIDAD VAN DRIEST"
y_plus[0]=0
u_plus[0]=0
epsilonMovernu[0]=0
duplicate i=1;M
(u_plus[i]-u_plus[i-1])/(y_plus[i]-y_plus[i-1])=2/(1+sqrt(1+4*(0,41*((y_plus[i]
+y_plus[i-1])/2))^2*(1-exp(-(y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)/26))^2))
epsilonMovernu[i]=(0,41*((y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)*(1-exp(-(y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)/
24,7)))^2*(abs(2/(1+sqrt(1+4*(0,41*((y_plus[i]+y_plus[i-1])/2))^2*(1-exp(-(y_plus[i]
+y_plus[i-1])/2)/26))^2))))
end
u_plus[M+1]=0
epsilonMovernu[M+1]=(0,41*((y_plus[M+1]+y_plus[M])/2)*(1-exp(-(y_plus[M]
+1+y_plus[M])/2)/24,7)))^2*(abs(2/(1+sqrt(1+4*(0,41*((y_plus[M+1]+y_plus[M])/2))^2*(1-
exp(-(y_plus[M+1]+y_plus[M])/2)/26))^2))))
duplicate i=M+2;N
(u_plus[i]-u_plus[i-1])/(y_plus[i]-y_plus[i-1])=2/(1+sqrt(1+4*(0,41*((y_plus[i]
+y_plus[i-1])/2))^2*(1-exp(-(y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)/26))^2))
epsilonMovernu[i]=(0,41*((y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)*(1-exp(-(y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)/
24,7)))^2*(abs(2/(1+sqrt(1+4*(0,41*((y_plus[i]+y_plus[i-1])/2))^2*(1-exp(-(y_plus[i]
+y_plus[i-1])/2)/26))^2))))
end
$ENDIF

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
"PERDIDA DE PRESIÓN CICCHITTI"
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

$IF PARAMETRICTABLE='Perfil_Prandtl_Taylor_Perdida_Cicchitti'

"PERDIDA DE CARGA EN DOS FASES SEGÚN CICCHITTI"
Re_l=G*D/mu "Número de Reynolds líquido"
Re_g=G*D_i/mu_g "Número de Reynolds gas"
mu_2ph=(1-x_g)*mu+x_g*mu_g
Re_2ph=G*D/mu_2ph
rug_rel=Rug/D
1/rho_2ph=(1-x_g)/rho+x_g/rho_g
f_1187=64/1187
f_3000=(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/3000*log10(rug_rel/3,7+13/3000)))^(-2)
f_2ph=if(Re_2ph;1187;64/Re_2ph;64/Re_2ph;if(Re_2ph;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_2ph*log10(rug_rel/3,7+13/Re_2ph)))^(-2)))
dpdz_fric=f_2ph*G^2/(2*D*rho_2ph)

"VELOCIDAD PRANDTL-TAYLOR"
duplicate i=1;N
u_plus[i]=if(y_plus[i];11,5;y_plus[i];y_plus[i];2,44*ln(y_plus[i])+5,5) "Distribución de velocidad universal de Prandtl-Taylor"
epsilonMovernu[i]=if(y_plus[i];11,5;0;0,41*y_plus[i]-1) "Difusividad de momentum por remolinos basada en un modelo
de Prandtl-Taylor"
end
$ENDIF

$IF PARAMETRICTABLE='Perfil_Spalding_Perdida_Cicchitti'

"PERDIDA DE CARGA EN DOS FASES SEGÚN CICCHITTI"
Re_l=G*D/mu "Número de Reynolds líquido"
Re_g=G*D_i/mu_g "Número de Reynolds gas"
mu_2ph=(1-x_g)*mu+x_g*mu_g
Re_2ph=G*D/mu_2ph
rug_rel=Rug/D
1/rho_2ph=(1-x_g)/rho+x_g/rho_g
f_1187=64/1187
f_3000=(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/3000*log10(rug_rel/3,7+13/3000)))^(-2)
f_2ph=if(Re_2ph;1187;64/Re_2ph;64/Re_2ph;if(Re_2ph;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_2ph*log10(rug_rel/3,7+13/Re_2ph)))^(-2)))
```

```

dpdz_fric=f_2ph*G^2/(2*D*rho_2ph)

"VELOCIDAD SPALDING"
duplicate i=1;N
y_plus[i]=u_plus[i]+0,11408*((exp(0,41*u_plus[i])-1-0,41*u_plus[i]-(0,41*u_plus[i])^2/2-
(0,41*u_plus[i])^3/6-(0,41*u_plus[i])^4/24)) "Distribución de velocidad universal de Spalding"
epsilonMovernu[i]=0,0526*((exp(0,41*u_plus[i])-1-0,41*u_plus[i]-(0,41*u_plus[i])^2/2-
(0,41*u_plus[i])^3/6)) "Difusividad de momentum por remolinos basada en un modelo de Spalding"
end
$ENDIF

$IF PARAMETRICTABLE='Perfil_vonKarman_Perdida_Cicchitti'

"PERDIDA DE CARGA EN DOS FASES SEGÚN CICCHITTI"
Re_l=G*D/mu "Número de Reynolds líquido"
Re_g=G*D_i/mu_g "Número de Reynolds gas"
mu_2ph=(1-x_g)*mu+x_g*mu_g
Re_2ph=G*D/mu_2ph
rug_rel=Rug/D
1/rho_2ph=(1-x_g)/rho+x_g/rho_g
f_1187=64/1187
f_3000=(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/3000*log10(rug_rel/3,7+13/3000)))^(-2)
f_2ph=if(Re_2ph;1187;64/Re_2ph;64/Re_2ph;if(Re_2ph;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_2ph);(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_2ph*log10(rug_rel/3,7+13/Re_2ph)))^(-2)))
dpdz_fric=f_2ph*G^2/(2*D*rho_2ph)

"VELOCIDAD VON KARMAN"
duplicate i=1;N
u_plus[i]=if(y_plus[i];5;y_plus[i];y_plus[i];if(y_plus[i];30;5*ln(y_plus[i])-3,05;5*ln(y_plus[i])-3,05;2,5*ln(y_plus[i])+5,5))
"Distribución de velocidad de von Kármán"
epsilonMovernu[i]=if(y_plus[i];5;0;0;if(y_plus[i];30;y_plus[i]/5-1;y_plus[i]/5-1;0,41*y_plus[i]-1))
"Difusividad de momentum por remolinos basada en un modelo de von Kármán"
end
$ENDIF

$IF PARAMETRICTABLE='Perfil_vanDriest_Perdida_Cicchitti'

"PERDIDA DE CARGA EN DOS FASES SEGÚN CICCHITTI"
Re_l=G*D/mu "Número de Reynolds líquido"
Re_g=G*D_i/mu_g "Número de Reynolds gas"
mu_2ph=(1-x_g)*mu+x_g*mu_g
Re_2ph=G*D/mu_2ph
rug_rel=Rug/D
1/rho_2ph=(1-x_g)/rho+x_g/rho_g
f_1187=64/1187
f_3000=(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/3000*log10(rug_rel/3,7+13/3000)))^(-2)
f_2ph=if(Re_2ph;1187;64/Re_2ph;64/Re_2ph;if(Re_2ph;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_2ph);(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_2ph*log10(rug_rel/3,7+13/Re_2ph)))^(-2)))
dpdz_fric=f_2ph*G^2/(2*D*rho_2ph)

"VELOCIDAD VAN DRIEST"
y_plus[0]=0
u_plus[0]=0
epsilonMovernu[0]=0
duplicate i=1;M
(u_plus[i]-u_plus[i-1])/(y_plus[i]-y_plus[i-1])=
2/(1+sqrt(1+4*(0,41*((y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)^2*(1-exp(-(y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)/26))^2))
epsilonMovernu[i]=(0,41*((y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)*(1-exp(-(y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)/24,7)))^2*
(abs(2/(1+sqrt(1+4*(0,41*((y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)^2*(1-exp(-(y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)/26))^2))))

end
u_plus[M+1]=0
epsilonMovernu[M+1]=(0,41*((y_plus[M+1]+y_plus[M])/2)*(1-exp(-(y_plus[M+1]+y_plus[M])/2)/24,7)))^2*
(abs(2/(1+sqrt(1+4*(0,41*((y_plus[M+1]+y_plus[M])/2)^2*(1-exp(-(y_plus[M+1]+y_plus[M])/2)/26))^2))))

duplicate i=M+2;N
(u_plus[i]-u_plus[i-1])/(y_plus[i]-y_plus[i-1])=
2/(1+sqrt(1+4*(0,41*((y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)^2*(1-exp(-(y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)/26))^2))
epsilonMovernu[i]=(0,41*((y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)*(1-exp(-(y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)/24,7)))^2*
(abs(2/(1+sqrt(1+4*(0,41*((y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)^2*(1-exp(-(y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)/26))^2))))

end
$ENDIF

"%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%"
"PERDIDA DE PRESIÓN AWAD AND MUZYCHKA"
"%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%"

$IF PARAMETRICTABLE='Perfil_Prandtl_Taylor_Perdida_Awad'

```

D. Código principal EES

```
"PERDIDA DE CARGA EN DOS FASES SEGÚN AWAD AND MUZYCHKA"
Re_l=G*D/mu "Número de Reynolds líquido"
Re_g=G*D_i/mu_g "Número de Reynolds gas"
mu_2ph=mu*(2*mu+mu_g-2*(mu-mu_g)*x_g)/(2*mu+mu_g+(mu-mu_g)*x_g)
Re_2ph=G*D/mu_2ph
rug_rel=Rug/D
1/rho_2ph=(1-x_g)/rho+x_g/rho_g
f_1187=64/1187
f_3000=(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/3000*log10(rug_rel/3,7+13/3000)))^(-2)
f_2ph=if(Re_2ph;1187;64/Re_2ph;64/Re_2ph;if(Re_2ph;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_2ph);(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_2ph*log10(rug_rel/3,7+13/Re_2ph)))^(-2)))
dpdz_fric=f_2ph*G^2/(2*D*rho_2ph)

"VELOCIDAD PRANDTL-TAYLOR"
duplicate i=1;N
u_plus[i]=if(y_plus[i];11,5;y_plus[i];y_plus[i];2,44*ln(y_plus[i])+5,5) "Distribución de velocidad universal de Prandtl-Taylor"
epsilonMovernu[i]=if(y_plus[i];11,5;0;0;0,41*y_plus[i]-1) "Difusividad de momentum
por remolinos basada en un modelo de Prandtl-Taylor"
end
$ENDIF

$IF PARAMETRICKTABLE='Perfil_Spalding_Perdida_Awad'

"PERDIDA DE CARGA EN DOS FASES SEGÚN AWAD AND MUZYCHKA"
Re_l=G*D/mu "Número de Reynolds líquido"
Re_g=G*D_i/mu_g "Número de Reynolds gas"
mu_2ph=mu*(2*mu+mu_g-2*(mu-mu_g)*x_g)/(2*mu+mu_g+(mu-mu_g)*x_g)
Re_2ph=G*D/mu_2ph
rug_rel=Rug/D
1/rho_2ph=(1-x_g)/rho+x_g/rho_g
f_1187=64/1187
f_3000=(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/3000*log10(rug_rel/3,7+13/3000)))^(-2)
f_2ph=if(Re_2ph;1187;64/Re_2ph;64/Re_2ph;if(Re_2ph;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_2ph);(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_2ph*log10(rug_rel/3,7+13/Re_2ph)))^(-2)))
dpdz_fric=f_2ph*G^2/(2*D*rho_2ph)

"VELOCIDAD SPALDING"
duplicate i=1;N
y_plus[i]=u_plus[i]+0,11408*((exp(0,41*u_plus[i])-1-0,41*u_plus[i]-(0,41*u_plus[i])^2/2-
(0,41*u_plus[i])^3/6-(0,41*u_plus[i])^4/24)) "Distribución de velocidad universal de Spalding"
epsilonMovernu[i]=0,0526*((exp(0,41*u_plus[i])-1-0,41*u_plus[i]-(0,41*u_plus[i])^2/2-
(0,41*u_plus[i])^3/6)) "Difusividad de momentum por remolinos basada en un modelo de Spalding"
end
$ENDIF

$IF PARAMETRICKTABLE='Perfil_von_Karman_Perdida_Awad'

"PERDIDA DE CARGA EN DOS FASES SEGÚN AWAD AND MUZYCHKA"
Re_l=G*D/mu "Número de Reynolds líquido"
Re_g=G*D_i/mu_g "Número de Reynolds gas"
mu_2ph=mu*(2*mu+mu_g-2*(mu-mu_g)*x_g)/(2*mu+mu_g+(mu-mu_g)*x_g)
Re_2ph=G*D/mu_2ph
rug_rel=Rug/D
1/rho_2ph=(1-x_g)/rho+x_g/rho_g
f_1187=64/1187
f_3000=(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/3000*log10(rug_rel/3,7+13/3000)))^(-2)
f_2ph=if(Re_2ph;1187;64/Re_2ph;64/Re_2ph;if(Re_2ph;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_2ph);(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_2ph*log10(rug_rel/3,7+13/Re_2ph)))^(-2)))
dpdz_fric=f_2ph*G^2/(2*D*rho_2ph)

"VELOCIDAD VON KARMAN"
duplicate i=1;N
u_plus[i]=if(y_plus[i];5;y_plus[i];y_plus[i];if(y_plus[i];30;5*ln(y_plus[i])-3,05;5*ln(y_plus[i])-3,05;2,5*ln(y_plus[i])+5,5))
"Distribución de velocidad de von Kármán"
epsilonMovernu[i]=if(y_plus[i];5;0;0;if(y_plus[i];30;y_plus[i]/5-1;y_plus[i]/5-1;0,41*y_plus[i]-1))
"Difusividad de momentum por remolinos basada en un modelo de von Kármán"
end
$ENDIF

$IF PARAMETRICKTABLE='Perfil_van_Driest_Perdida_Awad'

"PERDIDA DE CARGA EN DOS FASES SEGÚN AWAD AND MUZYCHKA"
Re_l=G*D/mu "Número de Reynolds líquido"
Re_g=G*D_i/mu_g "Número de Reynolds gas"
mu_2ph=mu*(2*mu+mu_g-2*(mu-mu_g)*x_g)/(2*mu+mu_g+(mu-mu_g)*x_g)
Re_2ph=G*D/mu_2ph
rug_rel=Rug/D
1/rho_2ph=(1-x_g)/rho+x_g/rho_g
```

```

f_1187=64/1187
f_3000=(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/3000*log10(rug_rel/3,7+13/3000)))^(-2)
f_2ph=if(Re_2ph;1187;64/Re_2ph;64/Re_2ph;if(Re_2ph;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-1187);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_2ph);(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_2ph*log10(rug_rel/3,7+13/Re_2ph)))^(-2)))
dpdz_fric=f_2ph*G^2/(2*D*rho_2ph)

"VELOCIDAD VAN DRIEST"
y_plus[0]=0
u_plus[0]=0
epsilonMovernu[0]=0
duplicate i=1;M
(u_plus[i]-u_plus[i-1])/(y_plus[i]-y_plus[i-1])=
2/(1+sqrt(1+4*(0,41*((y_plus[i]+y_plus[i-1])/2))^2*(1-exp(-(y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)/26))^2))
epsilonMovernu[i]=(0,41*((y_plus[i]+y_plus[i-1])/2))*(1-exp(-(y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)/24,7)))^2*
(abs(2/(1+sqrt(1+4*(0,41*((y_plus[i]+y_plus[i-1])/2))^2*(1-exp(-(y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)/26))^2))))

end
u_plus[M+1]=0
epsilonMovernu[M+1]=(0,41*((y_plus[M+1]+y_plus[M])/2))*(1-exp(-(y_plus[M+1]+y_plus[M])/2)/24,7)))^2*
(abs(2/(1+sqrt(1+4*(0,41*((y_plus[M+1]+y_plus[M])/2))^2*(1-exp(-(y_plus[M+1]+y_plus[M])/2)/26))^2))))

duplicate i=M+2;N
(u_plus[i]-u_plus[i-1])/(y_plus[i]-y_plus[i-1])=
2/(1+sqrt(1+4*(0,41*((y_plus[i]+y_plus[i-1])/2))^2*(1-exp(-(y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)/26))^2))
epsilonMovernu[i]=(0,41*((y_plus[i]+y_plus[i-1])/2))*(1-exp(-(y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)/24,7)))^2*
(abs(2/(1+sqrt(1+4*(0,41*((y_plus[i]+y_plus[i-1])/2))^2*(1-exp(-(y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)/26))^2))))

end
$ENDIF

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
"PERDIDA DE PRESIÓN SUN AND MUSHIMA"
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

$IF PARAMETRICTABLE='Perfil_Prandtl_Taylor_Perdida_Sun'

"PERDIDA DE CARGA EN DOS FASES SEGÚN SUN AND MUSHIMA"
Re_l=G*D/mu "Número de Reynolds líquido"
Re_g=G*D_i/mu_g "Número de Reynolds gas"
rug_rel=Rug/D
f_1187=64/1187
f_3000=(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/3000*log10(rug_rel/3,7+13/3000)))^(-2)
f_l=if(Re_l;1187;64/Re_l;64/Re_l;if(Re_l;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_l);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_l);(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_l*log10(rug_rel/3,7+13/Re_l)))^(-2)))
f_g=if(Re_g;1187;64/Re_g;64/Re_g;if(Re_g;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_g);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_g);(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_g*log10(rug_rel/3,7+13/Re_g)))^(-2)))
dpdz_lo=f_l*2*(G*(1-x_g))^2/(D*rho) "Caída de presión líquido"
dpdz_go=f_g*2*(G*x_g)^2/(D*rho_g) "Caída de presión del gas"
x_sm=sqrt(dpdz_lo/dpdz_go)
La^(-2)=D^2*g*(rho-rho_g)/sigma
c_sm=if(Re_l;1187;26*(1+Re_l/1000)*(1-exp((-0,153)/(0,27*La+0,8))))+26*(1+Re_l/1000)*(1-exp((-0,153)/(0,27*La+0,8))))+1,79*
(Re_g/Re_l)^(0,4)*((1-x_g)/x_g)^(0,5))
{c_sm=1,79*(Re_g/Re_l)^(0,4)*((1-x_g)/x_g)^(0,5)}
phi_sqr=if(Re_l;1187;1+c_sm/x_sm+1/x_sm^2;1+c_sm/x_sm+1/x_sm^2;1+c_sm/x_sm^(1,19)+1/x_sm^2)
{phi_sqr=1+c_sm/x_sm^(1,19)+1/x_sm^2}
dpdz_fric=f_l*(G*(1-x_g))^2/(2*D*rho)*phi_sqr

"VELOCIDAD PRANDTL-TAYLOR"
duplicate i=1;N
u_plus[i]=if(y_plus[i];11,5;y_plus[i];y_plus[i];2,44*ln(y_plus[i])+5,5) "Distribución de velocidad universal de Prandtl-Taylor"
epsilonMovernu[i]=if(y_plus[i];11,5;0;0;0,41*y_plus[i]-1)
"Difusividad de momentum por remolinos basada en un modelo de Prandtl-Taylor"
end
$ENDIF

$IF PARAMETRICTABLE='Perfil_Spalding_Perdida_Sun'

"PERDIDA DE CARGA EN DOS FASES SEGÚN SUN AND MUSHIMA"
Re_l=G*D/mu "Número de Reynolds líquido"
Re_g=G*D_i/mu_g "Número de Reynolds gas"
rug_rel=Rug/D
f_1187=64/1187
f_3000=(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/3000*log10(rug_rel/3,7+13/3000)))^(-2)
f_l=if(Re_l;1187;64/Re_l;64/Re_l;if(Re_l;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_l);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_l);(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_l*log10(rug_rel/3,7+13/Re_l)))^(-2)))
f_g=if(Re_g;1187;64/Re_g;64/Re_g;if(Re_g;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_g);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_g);(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_g*log10(rug_rel/3,7+13/Re_g)))^(-2)))
dpdz_lo=f_l*2*(G*(1-x_g))^2/(D*rho) "Caída de presión líquido"

```

D. Código principal EES

```
dpdz_go=f_g*2*(G*x_g)^2/(D*rho_g) "Caída de presión del gas"
x_sm=sqrt(dpdz_lo/dpdz_go)
La^(-2)=D^2*g#*(rho-rho_g)/sigma
c_sm=if(Re_l;1187;26*(1+Re_l/1000)*(1-exp((-0,153)/(0,27*La+0,8))));26*(1+Re_l/1000)*(1-exp((-0,153)/(0,27*La+0,8))));1,79*
(Re_g/Re_l)^(0,4)*((1-x_g)/x_g)^(0,5))
{c_sm=1,79*(Re_g/Re_l)^(0,4)*((1-x_g)/x_g)^(0,5)}
phi_sqr=if(Re_l;1187;1+c_sm/x_sm+1/x_sm^2;1+c_sm/x_sm+1/x_sm^2;1+c_sm/x_sm^(1,19)+1/x_sm^2)
{phi_sqr=1+c_sm/x_sm^(1,19)+1/x_sm^2}
dpdz_fric=f_l*(G*(1-x_g))^2/(2*D*rho)*phi_sqr

"VELOCIDAD SPALDING"
duplicate i=1:N
y_plus[i]=u_plus[i]+0,11408*((exp(0,41*u_plus[i])-1-0,41*u_plus[i]-(0,41*u_plus[i])^2/2-
(0,41*u_plus[i])^3/6-(0,41*u_plus[i])^4/24)) "Distribución de velocidad universal de Spalding"
epsilonMovernu[i]=0,0526*((exp(0,41*u_plus[i])-1-0,41*u_plus[i]-(0,41*u_plus[i])^2/2-
(0,41*u_plus[i])^3/6)) "Difusividad de momentum por remolinos basada en un modelo de Spalding"
end

$ENDIF

$IF PARAMETRICTABLE='Perfil_von_Karman_Perdida_Sun'

"PERDIDA DE CARGA EN DOS FASES SEGÚN SUN AND MUSHIMA"
Re_l=G*D/mu "Número de Reynolds líquido"
Re_g=G*D_i/mu_g "Número de Reynolds gas"
rug_rel=Rug/D
f_1187=64/1187
f_3000=(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/3000*log10(rug_rel/3,7+13/3000)))^(-2)
f_l=if(Re_l;1187;64/Re_l;64/Re_l;if(Re_l;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_l);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_l);(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_l*log10(rug_rel/3,7+13/Re_l)))^(-2)))
f_g=if(Re_g;1187;64/Re_g;64/Re_g;if(Re_g;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_g);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_g);(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_g*log10(rug_rel/3,7+13/Re_g)))^(-2)))
dpdz_lo=f_l*2*(G*(1-x_g))^2/(D*rho) "Caída de presión líquido"
dpdz_go=f_g*2*(G*x_g)^2/(D*rho_g) "Caída de presión del gas"
x_sm=sqrt(dpdz_lo/dpdz_go)
La^(-2)=D^2*g#*(rho-rho_g)/sigma
c_sm=if(Re_l;1187;26*(1+Re_l/1000)*(1-exp((-0,153)/(0,27*La+0,8))));26*(1+Re_l/1000)*(1-exp((-0,153)/(0,27*La+0,8))));1,79*
(Re_g/Re_l)^(0,4)*((1-x_g)/x_g)^(0,5))
{c_sm=1,79*(Re_g/Re_l)^(0,4)*((1-x_g)/x_g)^(0,5)}
phi_sqr=if(Re_l;1187;1+c_sm/x_sm+1/x_sm^2;1+c_sm/x_sm+1/x_sm^2;1+c_sm/x_sm^(1,19)+1/x_sm^2)
{phi_sqr=1+c_sm/x_sm^(1,19)+1/x_sm^2}
dpdz_fric=f_l*(G*(1-x_g))^2/(2*D*rho)*phi_sqr

"VELOCIDAD VON KARMAN"
duplicate i=1:N
u_plus[i]=if(y_plus[i];5;y_plus[i];y_plus[i];if(y_plus[i];30;5*ln(y_plus[i])-3,05;5*ln(y_plus[i])-3,05;2,5*ln(y_plus[i])+5,5))
"Distribución de velocidad de von Kármán"
epsilonMovernu[i]=if(y_plus[i];5;0;0;if(y_plus[i];30;y_plus[i]/5-1;y_plus[i]/5-1;0,41*y_plus[i]-1))
"Difusividad de momentum por remolinos basada en un modelo de von Kármán"
end
$ENDIF

$IF PARAMETRICTABLE='Perfil_van_Driest_Perdida_Sun'

"PERDIDA DE CARGA EN DOS FASES SEGÚN SUN AND MUSHIMA"
Re_l=G*D/mu "Número de Reynolds líquido"
Re_g=G*D_i/mu_g "Número de Reynolds gas"
rug_rel=Rug/D
f_1187=64/1187
f_3000=(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/3000*log10(rug_rel/3,7+13/3000)))^(-2)
f_l=if(Re_l;1187;64/Re_l;64/Re_l;if(Re_l;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_l);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_l);(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_l*log10(rug_rel/3,7+13/Re_l)))^(-2)))
f_g=if(Re_g;1187;64/Re_g;64/Re_g;if(Re_g;3000;f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_g);
f_3000-(f_3000-f_1187)/(3000-1187)*(3000-Re_g);(-2*log10(rug_rel/3,7-5,02/Re_g*log10(rug_rel/3,7+13/Re_g)))^(-2)))
dpdz_lo=f_l*2*(G*(1-x_g))^2/(D*rho) "Caída de presión líquido"
dpdz_go=f_g*2*(G*x_g)^2/(D*rho_g) "Caída de presión del gas"
x_sm=sqrt(dpdz_lo/dpdz_go)
La^(-2)=D^2*g#*(rho-rho_g)/sigma
c_sm=if(Re_l;1187;26*(1+Re_l/1000)*(1-exp((-0,153)/(0,27*La+0,8))));26*(1+Re_l/1000)*(1-exp((-0,153)/(0,27*La+0,8))));1,79*
(Re_g/Re_l)^(0,4)*((1-x_g)/x_g)^(0,5))
{c_sm=1,79*(Re_g/Re_l)^(0,4)*((1-x_g)/x_g)^(0,5)}
phi_sqr=if(Re_l;1187;1+c_sm/x_sm+1/x_sm^2;1+c_sm/x_sm+1/x_sm^2;1+c_sm/x_sm^(1,19)+1/x_sm^2)
{phi_sqr=1+c_sm/x_sm^(1,19)+1/x_sm^2}
dpdz_fric=f_l*(G*(1-x_g))^2/(2*D*rho)*phi_sqr

"VELOCIDAD VAN DRIEST"
y_plus[0]=0
u_plus[0]=0
epsilonMovernu[0]=0
```

```

duplicate i=1;M
(u_plus[i]-u_plus[i-1])/(y_plus[i]-y_plus[i-1])=
2/(1+sqrt(1+4*(0,41*((y_plus[i]+y_plus[i-1])/2))^2*(1-exp(-(y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)/26))^2))
epsilonMovernu[i]=(0,41*((y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)*(1-exp(-(y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)/24,7)))^2*
(abs(2/(1+sqrt(1+4*(0,41*((y_plus[i]+y_plus[i-1])/2))^2*(1-exp(-(y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)/26))^2))))

end
u_plus[M+1]=0
epsilonMovernu[M+1]=(0,41*((y_plus[M+1]+y_plus[M])/2)*(1-exp(-(y_plus[M+1]+y_plus[M])/2)/24,7)))^2*
(abs(2/(1+sqrt(1+4*(0,41*((y_plus[M+1]+y_plus[M])/2))^2*(1-exp(-(y_plus[M+1]+y_plus[M])/2)/26))^2))))

duplicate i=M+2;N
(u_plus[i]-u_plus[i-1])/(y_plus[i]-y_plus[i-1])=
2/(1+sqrt(1+4*(0,41*((y_plus[i]+y_plus[i-1])/2))^2*(1-exp(-(y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)/26))^2))
epsilonMovernu[i]=(0,41*((y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)*(1-exp(-(y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)/24,7)))^2*
(abs(2/(1+sqrt(1+4*(0,41*((y_plus[i]+y_plus[i-1])/2))^2*(1-exp(-(y_plus[i]+y_plus[i-1])/2)/26))^2))))

end
$ENDIF

duplicate i=1;M
u[i]=u_plus[i]*u_star
r[i]=(D/2)-y[i]
epsilonMovernu2[i]=epsilonMovernu[i]
end

duplicate i=(M+1);N
u[i]=u_plus[i]*u_star2+u[M]
epsilonMovernu2[i]=epsilonMovernu[M]+epsilonMovernu[i]
r[i]=(D/2)-y2[i]
end

"CÁLCULOS DE ÁREA"
A_c[1]=pi*((D/2)^2-((r[1]+r[2])/2)^2) "Área de sección en corte para el nodo 1"

duplicate i=2;(M-1)
A_c[i]=pi*(((r[i]+r[i-1])/2)^2-((r[i]+r[i+1])/2)^2) "Área de sección en corte para los nodos N"
end
A_c[N]=pi*(((r[N]+r[N-1])/2)^2-(r[N])^2) "Área de sección en corte para el último nodo N"

duplicate i=1;N
uA[i]=u[i]*A_c[i] "Flujo volumétrico atreves de cada volumen de control"
end

u_m_c=sum(uA[i];i=1;M)/A_1 "Velocidad media calculada líquido"
u_m_cg=sum(uA[i];i=M+1;N)/A_v "Velocidad media calculada gas"
Pr_turb=0,9 [-] "Número de Prandtl turbulento"
duplicate i=1;M
k_eff[i]=k+nu*rho*c*epsilonMovernu2[i]/Pr_turb
end

duplicate i=M+1;N
k_eff[i]=k_g+nu_g*rho_g*c*epsilonMovernu2[i]/Pr_turb
end
k_effinter=k_g+nu_g*rho_g*c*epsilonMovernu2[M]/Pr_turb

"ECUACIONES DE ESTADO PARA LOS NODOS"

dTdx[1]=(((k_eff[1]+k_eff[2])/2)*2*pi*((r[1]+r[2])/2)*(T[2]-T[1])/(r[1]-r[2])+(k_eff[1])*pi*D*(T_s-
T[1])/(D/2-r[1]))/(A_c[1]*rho*c*u[1]) "Para el nodo de la pared"

duplicate i=2;M-1
dTdx[i]=(((k_eff[i]+k_eff[i+1])/2)*2*pi*((r[i]+r[i+1])/2)*(T[i+1]-T[i])/(r[i]-r[i+1])+(k_eff[i]
+k_eff[i-1])/2)*2*pi*((r[i-1]+r[i])/2)*(T[i-1]-T[i])/(r[i-1]-r[i]))/(A_c[i]*rho*c*u[i]) "Para nodos internos líquido"
end

dTdx[M]=(((k_eff[M]+k_eff[M-1])/2)*2*pi*((r[M]+r[M-1])/2)*(T[M-1]-T[M])/(r[M-1]-r[M])+(
(k_effinter)*pi*D_i*(T[M+1]-T[M])/(D_i/2-r[M+1]))-q_evap_inter)/(A_c[M]*rho*c*u[M]) "Para nodo de interfaz"

dTdx[M+1]=(((k_eff[M+1]+k_eff[M+2])/2)*2*pi*((r[M+1]+r[M+2])/2)*(T[M+2]-T[M+1])/(r[M+1]-r[M+2])+(
k_eff[M+1])*pi*D_i*(T[M+1]-T[M+1])/(D_i/2-r[M+1]))/(A_c[M+1]*rho_g*c_g*u[M+1]) "Para primer nodo gas"

duplicate i=(M+2);(N-1)
dTdx[i]=(((k_eff[i]+k_eff[i+1])/2)*2*pi*((r[i]+r[i+1])/2)*(T[i+1]-T[i])/(r[i]-r[i+1])+(k_eff[i]
+k_eff[i-1])/2)*2*pi*((r[i-1]+r[i])/2)*(T[i-1]-T[i])/(r[i-1]-r[i]))/(A_c[i]*rho_g*c_g*u[i]) "Para nodos internos gas"
end

```

D. Código principal EES

```
dTdx[N]=(((k_eff[N]+k_eff[N-1])/2)*2*pi*((r[N]+r[N-1])/2)*(T[N-1]-T[N])/(r[N-1]-r[N]))/(A_c[N]*rho_g*c_g*u[N])
"Ecuación de estado para el nodo central"

duplicate i=1;N
  T[i]=T_in+Integral(dTdx[i];x;0;L;0) "Ecuación de temperatura en los nodos"
end

DELTax_table=L/2500 "Intervalo de almacenamiento de resultados"
DELTax=L/2500

duplicate i=1;N
  uAT[i]=u[i]*A_c[i]*T[i] "Energía transportada por el flujo"
end

k_new=k*(1-x_g)+k_g*x_g "Cálculo k en dos fases"
c_new=c*(1-x_g)+c_g*x_g "Cálculo c en dos fases"
T_ml=sum(uAT[i];i=1;M)/(A_l*u_m_c) "Temperatura media líquido"
T_mg=sum(uAT[i];i=1;M)/(A_v*u_m_cg) "Temperatura media gas"
T_mtt=(sum(uAT[i];i=1;M)/(u_m_c)+sum(uAT[i];i=(M+1);N)/(u_m_cg))/A "Temperatura media total"
T_media = ((1-x_g) * c * T_ml + x_g * c_g * T_mg)/((1-x_g) * c + x_g * c_g) "Temperatura media calculada a dos fases"
q''_s=k_eff[1]*(T_s-T[1])/(D/2-r[1]) "Flujo de calor de superficie a líquido"
{q''_s2=k_eff[M+2]*(T[M+1]-T[M+2])/(r[M+1]-r[M+2]) "Flujo de calor de líquido a gas"}
q''_s2=k_eff[M+1]*(T[M]-T[M+1])/(D_i/2-r[M+1]) "Flujo de calor de líquido a gas"

"PERDIDA DE CALOR EN LA INTERFASE"
dTdx_ml=sum(dtdx[i]*A_c[i]*DELTax_table;i=1;M)/(A_l*DELTax_table)
dTdx_mg=sum(dtdx[i]*A_c[i]*DELTax_table;i=M+1;N)/(A_v*DELTax_table)
q_evap=q''_s*pi*D*DELTax_table-m_dot*c*(1-x_g)*dTdx[M]*DELTax_table-m_dot*c_g*(x_g)*dTdx[M+1]*DELTax_table

q_evap2=q''_s*pi*D*DELTax_table-m_dot*c*(1-x_g)*dTdx_ml*DELTax_table-m_dot*c_g*(x_g)*dTdx_mg*DELTax_table

q_evap_inter=q_evap/DELTax_table
q_total=q''_s*pi*D*DELTax_table

"CÁLCULO DE NÚMEROS DE NUSSELT Y HTC"

Nusselt=q''_s*D/(k*(0,001 [K]+T_s-T_ml)) "Cálculo de Nusselt líquido"
htc_l=Nusselt*k/D "Cálculo htc directo líquido"
htc_ll=0,023*(Re_l/(1+sqrt(void)))^0,8*(Pr_turb^0,4)*k_new/(D*(1+sqrt(void))) "Cálculo htc con correlación de Little"
htc_lll=0,023*(Re_l)^0,8*(Pr_turb^0,4)*k_new/(D) "Cálculo htc con correlación de Granryd"
Nusselt2=abs(q''_s2*D_i/(k_g*(0,001 [K]+T[M]-T_mg))) "Cálculo de Nusselt gaseoso"
htc_g=Nusselt2*k_g/D_i "Cálculo de htc directo gas"
htc_gg=0,023*(Re_g/sqrt(void))^0,8*(Pr_g^0,4)*k_new/(D*sqrt(void)) "Cálculo de htc con correlación de Little"
htc_ggg=0,023*(Re_g)^0,8*(Pr_g^0,4)*k_new/(D) "Cálculo htc con correlación de Granryd"

"CÁLCULO DE HTC EN DOS FASES"
htc2f_sbg_calc=1/temp "Correlación de Silver, Bell and Ghaly con HTC CALCULADOS"
htc2f_little_corr=1/temp2 "Correlación de Little con HTC DE CORRELACIÓN"
htc2f_little_calc=1/temp3 "Correlación de Little con HTC CALCULADOS"
htc2f_granryd_corr=1/temp4 "Correlación de Granryd con HTC DE CORRELACIÓN 1"
{htc2f_granryd2=1/temp4} "Correlación de Granryd con HTC CALCULADOS"
htc2f_granryd_calc=1/temp5 "Correlación de Granryd con HTC CALCULADOS 2"
htc_2ph_calc = q''_s/((0,001 [K]+T_s-T[M])) "HTC CALCULADO DIRECTAMENTE"
htc_2ph_medido=Interpolate3('Datos_de_la_muestra';'htc_corr';'Quality_avg';'Quality_avg'=x_g) "HTC 2 FASES MEDIDO"

"VARIABLES TEMPORALES"

tempp=1/htc_l+((x_g*c_g)/(htc_g*dhdt))
temp2=1/htc_ll+(x_g^2*c_g^2)/(htc_gg*dhdt*c_new)
{temp3=1/htc_l+(x_g^2*c_g^2)/(htc_g*dhdt*c_new)}
temp3=1/htc_l+(x_g^2*c_g^2)/(htc_g*dhdt*c_new)
temp=1/(htc_lll*f_xtt)+((x_g^2*c_g)/(2*htc_ggg*dhdt))
{temp4=1/(htc_l*f_xtt)+((x_g^2*c_g)/(2*htc_g*dhdt))}
temp5=1/(htc_l)+((x_g^2*c_g)/(htc_g*dhdt))

"CÁLCULO DE ERRORES"
Error_abs_sbg_calc=abs(htc2f_sbg_calc-Interpolate3('Datos_de_la_muestra';'htc_corr';'Quality_avg';'Quality_avg'=x_g))
Error_abs_little_corr=abs(htc2f_little_corr-Interpolate3('Datos_de_la_muestra';'htc_corr';'Quality_avg';'Quality_avg'=x_g))
Error_abs_little_calc=abs(htc2f_little_calc-Interpolate3('Datos_de_la_muestra';'htc_corr';'Quality_avg';'Quality_avg'=x_g))
Error_abs_granryd_corr=abs(htc2f_granryd_corr-Interpolate3('Datos_de_la_muestra';'htc_corr';'Quality_avg';'Quality_avg'=x_g))
Error_abs_granryd_calc=abs(htc2f_granryd_calc-Interpolate3('Datos_de_la_muestra';'htc_corr';'Quality_avg';'Quality_avg'=x_g))
Error_min_calc=min(Error_abs_sbg_calc;Error_abs_little_calc;Error_abs_granryd_calc)
Error_min_corr=min(Error_abs_little_corr;Error_abs_granryd_corr)

"CÁLCULO DE ERRORES PORCENTUALES"
Error_por_sbg_calc=abs(htc2f_sbg_calc-Interpolate3('Datos_de_la_muestra';'htc_corr';'Quality_avg';'Quality_avg'=x_g))/
Interpolate3('Datos_de_la_muestra';'htc_corr';'Quality_avg';'Quality_avg'=x_g)
```

```

Error_por_little_corr=abs(htc2f_little_corr-Interpolate3('Datos_de_la_muestra';'htc_corr';'Quality_avg';'Quality_avg'=x_g))/
Interpolate3('Datos_de_la_muestra';'htc_corr';'Quality_avg';'Quality_avg'=x_g)
Error_por_little_calc=abs(htc2f_little_calc-Interpolate3('Datos_de_la_muestra';'htc_corr';'Quality_avg';'Quality_avg'=x_g))/
Interpolate3('Datos_de_la_muestra';'htc_corr';'Quality_avg';'Quality_avg'=x_g)
Error_por_granryd_corr=abs(htc2f_granryd_corr-Interpolate3('Datos_de_la_muestra';'htc_corr';'Quality_avg';'Quality_avg'=x_g))/
Interpolate3('Datos_de_la_muestra';'htc_corr';'Quality_avg';'Quality_avg'=x_g)
Error_por_granryd_calc=abs(htc2f_granryd_calc-Interpolate3('Datos_de_la_muestra';'htc_corr';'Quality_avg';'Quality_avg'=x_g))/
Interpolate3('Datos_de_la_muestra';'htc_corr';'Quality_avg';'Quality_avg'=x_g)
Error_min_por_calc=min(Error_por_sbg_calc;Error_por_little_calc;Error_por_granryd_calc)
Error_min_por_corr=min(Error_por_little_corr;Error_por_granryd_corr)
Error_abs_2ph_calc=abs(htc_2ph_calc-Interpolate3('Datos_de_la_muestra';'htc_corr';'Quality_avg';'Quality_avg'=x_g))
Error_por_2ph_calc=abs(htc_2ph_calc-Interpolate3('Datos_de_la_muestra';'htc_corr';'Quality_avg';'Quality_avg'=x_g))/
Interpolate3('Datos_de_la_muestra';'htc_corr';'Quality_avg';'Quality_avg'=x_g)

$IntegralTable x:DELTax_table;T[1..N];T_m;Nusselt;Nusselt2;T_s

```

Anexo E

Macros EES

E.1 Macro de extracción de datos desde EES a Microsoft Excel

```
run_inicial=1
run_final=37
Repeat
run_n$=String$(run_inicial;'FO')
RunN$=Concat$('Run_';run_n$)
Directorio$=Concat$('C:\ArchivosEESMemoriaECA\DifusividadCorregida\ArchivosEES\';RunN$)
SetDirectory(Directorio$)

Extension$='.EES'
EES$=Concat$(RunN$;Extension$)
File$=Concat$('C:\ArchivosEESMemoriaECA\DifusividadCorregida\ArchivosExcel\';RunN$)
Filext$=Concat$(File$;'.xlsx')

Tabla1$='Perfil von Karman Perdida Muller'
Tabla2$='Perfil von Karman Perdida Sun'
Tabla3$='Perfil von Karman Perdida Cicchitti'
Tabla4$='Perfil von Karman Perdida Awad'

Tabla5$='Perfil Spalding Perdida Muller'
Tabla6$='Perfil Spalding Perdida Sun'
Tabla7$='Perfil Spalding Perdida Cicchitti'
Tabla8$='Perfil Spalding Perdida Awad'

Tabla9$='Perfil Prandtl Taylor Perdida Muller'
Tabla10$='Perfil Prandtl Taylor Perdida Sun'
Tabla11$='Perfil Prandtl Taylor Perdida Cicchitti'
Tabla12$='Perfil Prandtl Taylor Perdida Awad'

Tabla13$='Perfil van Driest Perdida Muller'
Tabla14$='Perfil van Driest Perdida Sun'
Tabla15$='Perfil van Driest Perdida Cicchitti'
Tabla16$='Perfil van Driest Perdida Awad'

Excel.FileNew
Excel.Show
Copy /H ParametricTable Tabla1$ R3 C1 R17 C24
```

E.1. Macro de extracción de datos desde EES a Microsoft Excel

```
Excel.Cell('A1','RUN')
Excel.Cell('B1';RunN$)
Excel.Cell('A2';Tabla1$)
Excel.Range('A3:A3')
Excel.Paste

Copy /H ParametricTable Tabla2$ R3 C1 R17 C24
Excel.Cell('A26';Tabla2$)
Excel.Range('A27:A27')
Excel.Paste

Copy /H ParametricTable Tabla3$ R3 C1 R17 C24
Excel.Cell('A50';Tabla3$)
Excel.Range('A51:A51')
Excel.Paste

Copy /H ParametricTable Tabla4$ R3 C1 R17 C24
Excel.Cell('A74';Tabla4$)
Excel.Range('A75:A75')
Excel.Paste

Copy /H ParametricTable Tabla5$ R3 C1 R17 C24
Excel.Cell('A98';Tabla5$)
Excel.Range('A99:A99')
Excel.Paste

Copy /H ParametricTable Tabla6$ R3 C1 R17 C24
Excel.Cell('A122';Tabla6$)
Excel.Range('A123:A123')
Excel.Paste

Copy /H ParametricTable Tabla7$ R3 C1 R17 C24
Excel.Cell('A146';Tabla7$)
Excel.Range('A147:A147')
Excel.Paste

Copy /H ParametricTable Tabla8$ R3 C1 R17 C24
Excel.Cell('A170';Tabla8$)
Excel.Range('A171:A171')
Excel.Paste

Copy /H ParametricTable Tabla9$ R3 C1 R17 C24
Excel.Cell('A194';Tabla9$)
Excel.Range('A195:A195')
Excel.Paste

Copy /H ParametricTable Tabla10$ R3 C1 R17 C24
Excel.Cell('A218';Tabla10$)
Excel.Range('A219:A219')
Excel.Paste

Copy /H ParametricTable Tabla11$ R3 C1 R17 C24
Excel.Cell('A242';Tabla11$)
Excel.Range('A243:A243')
Excel.Paste

Copy /H ParametricTable Tabla12$ R3 C1 R17 C24
Excel.Cell('A266';Tabla12$)
```

E. Macros EES

```
Excel.Range('A267:A267')
Excel.Paste

Copy /H ParametricTable Tabla13$ R3 C1 R17 C24
Excel.Cell('A290';Tabla13$)
Excel.Range('A291:A291')
Excel.Paste

Copy /H ParametricTable Tabla14$ R3 C1 R17 C24
Excel.Cell('A314';Tabla14$)
Excel.Range('A315:A315')
Excel.Paste

Copy /H ParametricTable Tabla15$ R3 C1 R17 C24
Excel.Cell('A338';Tabla15$)
Excel.Range('A339:A339')
Excel.Paste

Copy /H ParametricTable Tabla16$ R3 C1 R17 C24
Excel.Cell('A362';Tabla16$)
Excel.Range('A363:A363')
Excel.Paste

Excel.FileSaveAs(Filetxt$)
Excel.Quit
save
quit

run_inicial=run_inicial+1
Until(run_inicial>run_final)
```

E.2 Macro para resolver todos los archivos de forma automatizada

```
run_inicial=1
run_final=37

Table1$='Perfil von Karman Perdida Muller'
Table2$='Perfil Spalding Perdida Muller'
Table3$='Perfil Prandtl Taylor Perdida Muller'
Table4$='Perfil van Driest Perdida Muller'
Table5$='Perfil von Karman Perdida Sun'
Table6$='Perfil Spalding Perdida Sun'
Table7$='Perfil Prandtl Taylor Perdida Sun'
Table8$='Perfil van Driest Perdida Sun'
Table9$='Perfil von Karman Perdida Cicchitti'
Table10$='Perfil Spalding Perdida Cicchitti'
Table11$='Perfil Prandtl Taylor Perdida Cicchitti'
Table12$='Perfil van Driest Perdida Cicchitti'
Table13$='Perfil von Karman Perdida Awad'
Table14$='Perfil Spalding Perdida Awad'
Table15$='Perfil Prandtl Taylor Perdida Awad'
Table16$='Perfil van Driest Perdida Awad'
```

E.2. Macro para resolver todos los archivos de forma automatizada

Repeat

```
RunN$=String$(run_inicial;'F0')
Directory2$=Concat$('C:\ArchivosEESMemoriaECA\DifusividadCorregida\ArchivosEES\Run_';RunN$)
SetDirectory(Directory2$)
EES$ = Concat$('Run_';RunN$)
```

```
Extension$='.EES'
EES3$=Concat$(EES$;Extension$)
```

Open EES3\$

```
SolveTable /U Table1$ Rows=1..19
SolveTable /U Table2$ Rows=1..19
SolveTable /U Table3$ Rows=1..19
SolveTable /U Table4$ Rows=1..19
SolveTable /U Table5$ Rows=1..19
SolveTable /U Table6$ Rows=1..19
SolveTable /U Table7$ Rows=1..19
SolveTable /U Table8$ Rows=1..19
SolveTable /U Table9$ Rows=1..19
SolveTable /U Table10$ Rows=1..19
SolveTable /U Table11$ Rows=1..19
SolveTable /U Table12$ Rows=1..19
SolveTable /U Table13$ Rows=1..19
SolveTable /U Table14$ Rows=1..19
SolveTable /U Table15$ Rows=1..19
SolveTable /U Table16$ Rows=1..19
```

```
save
quit
```

```
run_inicial=run_inicial+1
Until(run_inicial>run_final)
```

Anexo F

Macros de Microsoft Excel

F.1 Sub rutina promediadora de tablas de HTC de archivos Excel

```
Sub Promediadora()  
  
'%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%'  
'Iniciación de variables'  
'%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%'  
Application.ScreenUpdating = False  
  
ruta = "C:\ArchivosEESMemoriaECA\DifusividadCorregidaRouhanni\ArchivosExcel\  
run_n = 1  
run_final = 37  
  
Do  
run_number = "Run_" & run_n & ".xlsx"  
ruta_comp = ruta & run_number  
Workbooks.Open Filename:=ruta_comp  
index = 0  
celdavaro = 2  
celdavard = 2  
avgi = 5  
avgf = 23  
columna = 16  
Fila1 = 5  
Fila2 = 23  
prom1 = 24  
  
'%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%'  
'Declaración de variables y nombre de hojas'  
'%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%'  
  
Dim ws As Worksheet  
Dim found As Boolean  
Dim str1 As String  
ActiveSheet.Name = "Resultados"  
found = False  
For Each ws In ThisWorkbook.Sheets  
If ws.Name = "Resumen" Then
```

```
        found = True
        Exit For
    End If
Next
If Not found Then
    Sheets.Add.Name = "Resumen"
    found2 = True
End If

For Each ws In ThisWorkbook.Sheets
    If ws.Name = "Resultados" Then
        found2 = True
        Exit For
    End If
Next
If Not found2 Then
    ActiveSheet.Name = "Resultados"
End If

Do
    '%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%'
    'Creación de nombres para resumen'
    '%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%'
    ActiveCell.CurrentRegion.Select
    Sheets("Resultados").Select
    Range("A" & celdavaro).Select
    Selection.Copy
    If ((celdavard - 1) Mod 5 = 0) Then
        celdavard = celdavard + 1
    End If
    Sheets("Resumen").Select
    Range("A" & celdavard).Select
    ActiveSheet.Paste
    Sheets("Resultados").Select

    '%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%'
    'Cálculo de promedios'
    '%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%'

    Sheets("Resultados").Select
    Formula_min_por_calc = "=SI.ERROR(ABS(PROMEDIO(Resultados!Q" & Fila1 & ":Q" & Fila2 & "));0)"
    Formula_min_por_corr = "=SI.ERROR(ABS(PROMEDIO(Resultados!R" & Fila1 & ":R" & Fila2 & "));0)"
    Formula_por_granryd_calc = "=SI.ERROR(ABS(PROMEDIO(Resultados!S" & Fila1 & ":S" & Fila2 & "));0)"
    Formula_por_granryd_corr = "=SI.ERROR(ABS(PROMEDIO(Resultados!T" & Fila1 & ":T" & Fila2 & "));0)"
    Formula_por_little_calc = "=SI.ERROR(ABS(PROMEDIO(Resultados!U" & Fila1 & ":U" & Fila2 & "));0)"
    Formula_por_little_corr = "=SI.ERROR(ABS(PROMEDIO(Resultados!V" & Fila1 & ":V" & Fila2 & "));0)"
    Formula_por_sbg_calc = "=SI.ERROR(ABS(PROMEDIO(Resultados!W" & Fila1 & ":W" & Fila2 & "));0)"
    Formula_por_2ph_calc = "=SI.ERROR(ABS(PROMEDIO(Resultados!X" & Fila1 & ":X" & Fila2 & "));0)"

    Range("Q" & prom1).FormulaLocal = Formula_min_por_calc
    Range("R" & prom1).FormulaLocal = Formula_min_por_corr
    Range("S" & prom1).FormulaLocal = Formula_por_granryd_calc
    Range("T" & prom1).FormulaLocal = Formula_por_granryd_corr
    Range("U" & prom1).FormulaLocal = Formula_por_little_calc
    Range("V" & prom1).FormulaLocal = Formula_por_little_corr
    Range("W" & prom1).FormulaLocal = Formula_por_sbg_calc
    Range("X" & prom1).FormulaLocal = Formula_por_sbg_calc
```

F. Macros de Microsoft Excel

```
Sheets("Resumen").Select
Range("B1").FormulaLocal = "=Resultados!Q3"
Range("C1").FormulaLocal = "=Resultados!R3"
Range("D1").FormulaLocal = "=Resultados!S3"
Range("E1").FormulaLocal = "=Resultados!T3"
Range("F1").FormulaLocal = "=Resultados!U3"
Range("G1").FormulaLocal = "=Resultados!V3"
Range("H1").FormulaLocal = "=Resultados!W3"
Range("I1").FormulaLocal = "=Resultados!X3"

Range("B" & celdavard).FormulaLocal = Formula_min_por_calc & "*100"
Range("C" & celdavard).FormulaLocal = Formula_min_por_corr & "*100"
Range("D" & celdavard).FormulaLocal = Formula_por_granryd_calc & "*100"
Range("E" & celdavard).FormulaLocal = Formula_por_granryd_corr & "*100"
Range("F" & celdavard).FormulaLocal = Formula_por_little_calc & "*100"
Range("G" & celdavard).FormulaLocal = Formula_por_little_corr & "*100"
Range("H" & celdavard).FormulaLocal = Formula_por_sbg_calc & "*100"
Range("I" & celdavard).FormulaLocal = Formula_por_2ph_calc & "*100"

avgi = avgi + 24
avgf = avgf + 24
Fila1 = Fila1 + 24
Fila2 = Fila2 + 24
celdavaro = celdavaro + 24
celdavard = celdavard + 1
index = index + 1
prom1 = prom1 + 24

Loop Until index > 15

run_n = run_n + 1
Workbooks(run_number).Close SaveChanges:=True

Loop Until run_n > run_final

End Sub
```

F.2 Sub rutina recopiladora de todos los promedios a un solo archivo Excel

```
Sub RecopilarDatos()

'%%%%%%%%%%%%%%'
'RECOPIACION DE DATOS DE OTRA PLANILLA'
'%%%%%%%%%%%%%%'
Application.ScreenUpdating = False
For i = 36 To 37
variable = i

Dim ws As Worksheet
hoja1str = "Perfil de Velocidad von Karman"
hoja2str = "Perfil de Velocidad Spalding"
hoja3str = "Perfil de Velocidad Prandtl"
hoja4str = "Perfil de Velocidad van Driest"
```

F.2. Sub rutina recopiladora de todos los promedios a un solo archivo Excel

```
inicialmuller = 2
inicialsun = 3
inicialcicchitti = 4
inicialawad = 5
Worksheets(hoja1str).Activate
'%%%%%%%%%'
'MULLER AND STEINHAGEN'
'%%%%%%%%%'
For Each ws In ActiveWorkbook.Worksheets

ultimafila = Range("B" & Rows.Count).End(xlUp).Row
ultimafila = ultimafila + 1
Cells(ultimafila, 1).Select
ActiveCell.Value = "Run " & variable
columnass = 2
ruta = "C:\ArchivosEESMemoriaECA\DifusividadCorregida\ArchivosExcel\Run_" & variable

run_n = "Run_" & variable
Workbooks.Open Filename:=ruta

Worksheets("Resumen").Activate
Range("E" & inicialmuller).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnass).Select
columnass = columnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues

Workbooks(run_n).Activate
Worksheets("Resumen").Activate
Range("G" & inicialmuller).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnass).Select
columnass = columnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues

Workbooks(run_n).Activate
Worksheets("Resumen").Activate
Range("D" & inicialmuller).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnass).Select
columnass = columnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues

Workbooks(run_n).Activate
Worksheets("Resumen").Activate
Range("F" & inicialmuller).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnass).Select
columnass = columnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues

Workbooks(run_n).Activate
```

F. Macros de Microsoft Excel

```
Worksheets("Resumen").Activate
Range("H" & inicialmuller).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnnass).Select
columnnass = columnnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues

Workbooks(run_n).Activate
Worksheets("Resumen").Activate
Range("I" & inicialmuller).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnnass).Select
columnnass = columnnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues

'COLOR'
temp = Application.WorksheetFunction.Min(Range("B" & ultimafila & ":C" & ultimafila))
For Each cell In Range("B" & ultimafila & ":C" & ultimafila)
If cell.Value = temp Then
cell.Interior.Color = 15773696
End If
Next cell

For Each cell2 In Range("D" & ultimafila & ":G" & ultimafila)
If cell2.Value < temp Then
cell2.Interior.Color = 5296274
End If
Next cell2

'%%%%%%%%%'
'SUN AND MUSHIMA'
'%%%%%%%%%'

Workbooks(run_n).Activate
Worksheets("Resumen").Activate
Range("E" & inicialsun).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnnass).Select
columnnass = columnnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues

Workbooks(run_n).Activate
Worksheets("Resumen").Activate
Range("G" & inicialsun).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnnass).Select
columnnass = columnnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues

Workbooks(run_n).Activate
Worksheets("Resumen").Activate
Range("D" & inicialsun).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
```

F.2. Sub rutina recopiladora de todos los promedios a un solo archivo Excel

```
Cells(ultimafila, columnass).Select
columnass = columnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues

Workbooks(run_n).Activate
Worksheets("Resumen").Activate
Range("F" & initialsun).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnass).Select
columnass = columnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues

Workbooks(run_n).Activate
Worksheets("Resumen").Activate
Range("H" & initialsun).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnass).Select
columnass = columnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues

Workbooks(run_n).Activate
Worksheets("Resumen").Activate
Range("I" & inicialmuller).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnass).Select
columnass = columnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues

'COLOR'
temp = Application.WorksheetFunction.Min(Range("H" & ultimafila & ":I" & ultimafila))
For Each cell In Range("H" & ultimafila & ":I" & ultimafila)
If cell.Value = temp Then
cell.Interior.Color = 15773696
End If
Next cell

For Each cell2 In Range("J" & ultimafila & ":M" & ultimafila)
If cell2.Value < temp Then
cell2.Interior.Color = 5296274
End If
Next cell2

'////////////////////////'
'CICCHITTI'
'////////////////////////'

Workbooks(run_n).Activate
Worksheets("Resumen").Activate
Range("E" & inicialcicchitti).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnass).Select
columnass = columnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues
```

F. Macros de Microsoft Excel

```
Workbooks(run_n).Activate
Worksheets("Resumen").Activate
Range("G" & inicialcicchitti).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnnass).Select
columnnass = columnnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues
```

```
Workbooks(run_n).Activate
Worksheets("Resumen").Activate
Range("D" & inicialcicchitti).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnnass).Select
columnnass = columnnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues
```

```
Workbooks(run_n).Activate
Worksheets("Resumen").Activate
Range("F" & inicialcicchitti).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnnass).Select
columnnass = columnnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues
```

```
Workbooks(run_n).Activate
Worksheets("Resumen").Activate
Range("H" & inicialcicchitti).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnnass).Select
columnnass = columnnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues
```

```
Workbooks(run_n).Activate
Worksheets("Resumen").Activate
Range("I" & inicialcicchitti).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnnass).Select
columnnass = columnnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues
```

```
'COLOR'
temp = Application.WorksheetFunction.Min(Range("N" & ultimafila & ":O" & ultimafila))
For Each cell In Range("N" & ultimafila & ":O" & ultimafila)
If cell.Value = temp Then
cell.Interior.Color = 15773696
End If
Next cell

For Each cell2 In Range("P" & ultimafila & ":S" & ultimafila)
If cell2.Value < temp Then
cell2.Interior.Color = 5296274
End If
```

F.2. Sub rutina recopiladora de todos los promedios a un solo archivo Excel

```
Next cell2
'%%%%%%%%%'
'AWAD AND MUZYCHKA'
'%%%%%%%%%'

Workbooks(run_n).Activate
Worksheets("Resumen").Activate
Range("E" & inicialawad).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnnass).Select
columnnass = columnnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues

Workbooks(run_n).Activate
Worksheets("Resumen").Activate
Range("G" & inicialawad).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnnass).Select
columnnass = columnnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues

Workbooks(run_n).Activate
Worksheets("Resumen").Activate
Range("D" & inicialawad).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnnass).Select
columnnass = columnnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues

Workbooks(run_n).Activate
Worksheets("Resumen").Activate
Range("F" & inicialawad).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnnass).Select
columnnass = columnnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues

Workbooks(run_n).Activate
Worksheets("Resumen").Activate
Range("H" & inicialawad).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnnass).Select
columnnass = columnnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues

Workbooks(run_n).Activate
Worksheets("Resumen").Activate
Range("I" & inicialawad).Select
Selection.Copy
Workbooks("Libro1").Activate
Cells(ultimafila, columnnass).Select
columnnass = columnnass + 1
Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues
```

F. Macros de Microsoft Excel

```
'COLOR'
temp = Application.WorksheetFunction.Min(Range("T" & ultimafila & ":U" & ultimafila))
For Each cell In Range("T" & ultimafila & ":U" & ultimafila)
If cell.Value = temp Then
cell.Interior.Color = 15773696
End If
Next cell

For Each cell2 In Range("V" & ultimafila & ":Y" & ultimafila)
If cell2.Value < temp Then
cell2.Interior.Color = 5296274
End If
Next cell2

If ActiveSheet.Name = hoja1str Then
Worksheets(hoja2str).Activate
inicialmuller = inicialmuller + 5
inicialsun = inicialsun + 5
inicialcicchitti = inicialcicchitti + 5
inicialawad = inicialawad + 5
ElseIf ActiveSheet.Name = hoja2str Then
inicialmuller = inicialmuller + 5
inicialsun = inicialsun + 5
inicialcicchitti = inicialcicchitti + 5
inicialawad = inicialawad + 5
Worksheets(hoja3str).Activate
ElseIf ActiveSheet.Name = hoja3str Then
inicialmuller = inicialmuller + 5
inicialsun = inicialsun + 5
inicialcicchitti = inicialcicchitti + 5
inicialawad = inicialawad + 5
Worksheets(hoja4str).Activate
ElseIf ActiveSheet.Name = hoja4str Then
Worksheets(hoja1str).Activate
End If

Next
Workbooks(run_n & ".xlsx").Close SaveChanges:=False

Next
End Sub
```

Referencias

- [1] M Boiarski, A Khatri, and V Kovalenko. Design optimization of the throttle-cycle cooler with mixed refrigerant. In *Cryocoolers 10*, pages 457–465. Springer, 2002.
- [2] L Silver. Gas cooling with aqueous condensation. *Trans. Inst. Chem. Eng*, 25(3), 1947.
- [3] KJ Bell and MA Ghaly. An approximate generalized design method for multicomponent/partial condenser. In *AIChE Symp. Ser*, volume 69, pages 72–79, 1973.
- [4] WA Little. Recent developments in joule–thomson cooling: Gases, coolers, and compressors. In *Proc. 5th Int. Cryocooler Conf*, pages 3–11, 1988.
- [5] E Granryd. Heat transfer in flow evaporation of non-azeotropic refrigerant mixtures—a theoretical approach. In *Proc. 18th Int. Congress Refrig., Canada*, pages 1330–1334, 1991.
- [6] SA Klein and FL Alvarado. Engineering equation solver. *F-Chart Software, Madison, WI*, 1, 2002.
- [7] Rodrigo Barraza, Gregory Nellis, Sanford Klein, and Douglas Reindl. Measured and predicted heat transfer coefficients for boiling zeotropic mixed refrigerants in horizontal tubes. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 97:683–695, 2016.

REFERENCIAS

- [8] EC Luo, MQ Gong, Y Zhou, JT Liang, and L Zhang. The research and development of cryogenic mixed-refrigerant joule-thomson cryocoolers in cl/cas. *Advances in cryogenic engineering*, 45:299–306, 2000.
- [9] William Mulroy and David Didion. Performance of a conventional residential-sized heat pump operating with a nonazeotropic binary refrigerant mixture. Technical report, National Bureau of Standards, Washington, DC (USA). Building Equipment Div., 1986.
- [10] DS Jung, M McLinden, R Rademacher, and D Didion. Horizontal flow boiling heat transfer experiments with a mixture of r22/r114. *International journal of heat and mass transfer*, 32(1):131–145, 1989.
- [11] Jürgen Pannock and David A Didion. Performance of chlorine-free binary zeotropic refrigerant mixtures in a heat pump. Technical report, National Inst. of Standards and Technology (BFR), Gaithersburg, MD (United States), 1991.
- [12] MB Shiflett, A Yokozeki, and DB Bivens. Refrigerant mixtures as hfc-22 alternatives. 1992.
- [13] MS Kim, WJ Mulroy, and DA Didion. Performance evaluation of two azeotropic refrigerant mixtures of hfc-134a with r-290 (propane) and r-600a (isobutane). *Journal of energy resources technology*, 116(2):148–154, 1994.
- [14] M Uchida, M Itoh, N Shikazono, and M Kudoh. Experimental study on the heat transfer performance of a zeotropic refrigerant mixture in horizontal tubes. 1996.
- [15] Floris J Smit and Josua P Meyer. Investigation of the potential effect of zeotropic refrigerant mixture on performance of a hot water heat pump. *ASHRAE Transactions*, 104:387, 1998.
- [16] YS Chang, MS Kim, and ST Ro. Performance and heat transfer characteristics of hydrocarbon refrigerants in a heat pump system. *International journal of refrigeration*, 23(3):232–242, 2000.

- [17] Jianyong Chen and Jianlin Yu. Performance of a new refrigeration cycle using refrigerant mixture r32/r134a for residential air-conditioner applications. *Energy and Buildings*, 40(11):2022–2027, 2008.
 - [18] XD Wang and L Zhao. Analysis of zeotropic mixtures used in low-temperature solar rankine cycles for power generation. *Solar Energy*, 83(5):605–613, 2009.
 - [19] Huijuan Chen, D Yogi Goswami, Muhammad M Rahman, and Elias K Stefanakos. A supercritical rankine cycle using zeotropic mixture working fluids for the conversion of low-grade heat into power. *Energy*, 36(1):549–555, 2011.
 - [20] Michael Chys, Martijn van den Broek, Bruno Vanslambrouck, and Michel De Paepe. Potential of zeotropic mixtures as working fluids in organic rankine cycles. *Energy*, 44(1):623–632, 2012.
 - [21] S Aghahosseini and I Dincer. Comparative performance analysis of low-temperature organic rankine cycle (orc) using pure and zeotropic working fluids. *Applied Thermal Engineering*, 54(1):35–42, 2013.
 - [22] Qiang Liu, Yuanyuan Duan, and Zhen Yang. Effect of condensation temperature glide on the performance of organic rankine cycles with zeotropic mixture working fluids. *Applied Energy*, 115:394–404, 2014.
 - [23] Vance Goble Jr, Arun Acharya, and Bayram Arman. Cryogenic industrial gas liquefaction with azeotropic fluid forecooling, March 19 2002. US Patent 6,357,257.
 - [24] RW Lockhart and RC Martinelli. Proposed correlation of data for isothermal two-phase, two-component flow in pipes. *Chem. Eng. Prog*, 45(1):39–48, 1949.
 - [25] AE Dukler, Moya Wicks, and RG Cleveland. Frictional pressure drop in two-phase flow: A. a comparison of existing correlations for pressure loss and holdup. *AIChE Journal*, 10(1):38–43, 1964.
-

REFERENCIAS

- [26] Duncan Chisholm. A theoretical basis for the lockhart-martinelli correlation for two-phase flow. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 10(12):1767–1778, 1967.
- [27] DRH Beattie and PB Whalley. A simple two-phase frictional pressure drop calculation method. *International Journal of Multiphase Flow*, 8(1):83–87, 1982.
- [28] A Cicchitti, C Lombardi, M Silvestri, G Soldaini, and R Zavattarelli. Two-phase cooling experiments: pressure drop, heat transfer and burnout measurements. Technical report, Centro Informazioni Studi Esperienze, Milan, 1959.
- [29] H Müller-Steinhagen and K Heck. A simple friction pressure drop correlation for two-phase flow in pipes. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 20(6):297–308, 1986.
- [30] J. Bandel and E. U. Schlünder. Druckverlust und wärmeübergang bei der verdampfung siedender kältemittel im durchströmten rohr. *Chemie Ingenieur Technik*, 45(6):345–350, 3 1973.
- [31] MB Ould Didi, N Kattan, and JR Thome. Prediction of two-phase pressure gradients of refrigerants in horizontal tubes. *International Journal of refrigeration*, 25(7):935–947, 2002.
- [32] Nakhlé Kattan. Contribution to the heat transfer analysis of substitute refrigerants in evaporator tubes with smooth or enhanced tube surfaces. 1996.
- [33] A Greco and GP Vanoli. Experimental two-phase pressure gradients during evaporation of pure and mixed refrigerants in a smooth horizontal tube. comparison with correlations. *Heat and mass transfer*, 42(8):709–725, 2006.
- [34] Jogindar Mohan Chawla. *Wärmeübergang und Druckabfall in waagerechten Rohren bei der Strömung von verdampfenden Kältemitteln: Mitteilung*

- d. Forschungsgruppe f. Thermodynamik, Wärme-u. Stofftransport im Max-Planck-Inst. f. Strömungsforschung, Göttingen.* VDI-Verlag, 1967.
- [35] MM Awad and YS Muzychka. Effective property models for homogeneous two-phase flows. *Experimental Thermal and Fluid Science*, 33(1):106–113, 2008.
 - [36] Licheng Sun and Kaichiro Mishima. Evaluation analysis of prediction methods for two-phase flow pressure drop in mini-channels. *International Journal of Multiphase Flow*, 35(1):47–54, 2009.
 - [37] K Mishima and T Hibiki. Some characteristics of air-water two-phase flow in small diameter vertical tubes. *International Journal of Multiphase Flow*, 22(4):703–712, 1996.
 - [38] F.W. Dittus and L.M.K. Boelter. *Heat Transfer in Automobile Radiators of the Tubular Type*. University of California publications in engineering. University of California Press, 1930.
 - [39] John C Chen. Correlation for boiling heat transfer to saturated fluids in convective flow. *Industrial & engineering chemistry process design and development*, 5(3):322–329, 1966.
 - [40] Mirza M Shah. *A new correlation for heat transfer during boiling flow through pipes*. 1976.
 - [41] Kernal Ersin Gungor and RHS Winterton. A general correlation for flow boiling in tubes and annuli. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 29(3):351–358, 1986.
 - [42] SG Kandlikar. Boiling heat transfer with binary mixtures: Part ii—flow boiling in plain tubes. *Journal of heat transfer*, 120(2):388–394, 1998.
 - [43] WA Little. Heat transfer efficiency of kleemenko cycle heat exchangers. In *ADVANCES IN CRYOGENIC ENGINEERING: Transactions of the*

REFERENCIAS

- Cryogenic Engineering Conference-CEC, Vol. 53*, volume 985, pages 606–613. AIP Publishing, 2008.
- [44] Yijian He, Ronghua Hong, and Guangming Chen. Heat driven refrigeration cycle at low temperatures. *Chinese Science Bulletin*, 50(5):485–489, 2005.
- [45] Jianlin Yu. Improving the performance of small joule–thomson cryocooler. *Cryogenics*, 48(9):426–431, 2008.
- [46] PM Ardhapurkar, Arunkumar Sridharan, and MD Atrey. Flow boiling heat transfer coefficients at cryogenic temperatures for multi-component refrigerant mixtures of nitrogen–hydrocarbons. *Cryogenics*, 59:84–92, 2014.
- [47] Gregory Nellis, Cory Hughes, and John Pfotenhauer. Heat transfer coefficient measurements for mixed gas working fluids at cryogenic temperatures. *Cryogenics*, 45(8):546–556, 2005.
- [48] RC Longworth, MJ Boiarski, and LA Klusmier. 80 k closed-cycle throttle refrigerator. In *Cryocoolers 8*, pages 537–541. Springer, 1995.
- [49] MQ Gong, EC Luo, Y Zhou, JT Liang, and L Zhang. Optimum composition calculation for multicomponent cryogenic mixture used in joule–thomson refrigerators. *Advances in cryogenic engineering*, 45:283–290, 2000.
- [50] NS Walimbe, KG Narayankhedkar, and MD Atrey. Experimental investigation on mixed refrigerant joule–thomson cryocooler with flammable and non-flammable refrigerant mixtures. *Cryogenics*, 50(10):653–659, 2010.
- [51] RM Damle, PM Ardhapurkar, and MD Atrey. Numerical analysis of the two-phase heat transfer in the heat exchanger of a mixed refrigerant joule–thomson cryocooler. *Cryogenics*, 72:103–110, 2015.
- [52] Peyman Moein, Mehran Sarmad, Hadi Ebrahimi, Marziyeh Zare, Saeed Pakseresht, and Shahrokh Zandieh Vakili. Apci-lng single mixed refrigerant process for natural gas liquefaction cycle: analysis and optimization. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 26:470–479, 2015.

- [53] ASPEN Hysys and Aspen HYSYS Customization Guide. Aspen technology inc. *Cambridge, MA*, 2006.
- [54] Le Cao, Jinping Liu, and Xiongwen Xu. Robustness analysis of the mixed refrigerant composition employed in the single mixed refrigerant (smr) liquefied natural gas (lng) process. *Applied Thermal Engineering*, 93:1155–1163, 2016.
- [55] Satish G Kandlikar. Fundamental issues related to flow boiling in minichannels and microchannels. *Experimental Thermal and Fluid Science*, 26(2):389–407, 2002.
- [56] G. Nellis and S. Klein. *Heat Transfer*. Cambridge University Press, 2009.
- [57] Rodrigo Barraza, Gregory Nellis, Sanford Klein, and Douglas Reindl. Measured and predicted frictional pressure drop for boiling zeotropic mixed refrigerants in horizontal tubes. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 98:285–298, 2016.
- [58] S Zia Rouhani and Eva Axelsson. Calculation of void volume fraction in the subcooled and quality boiling regions. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 13(2):383–393, 1970.
- [59] TA Shedd. Void fraction and pressure drop measurements for refrigerant r410a flows in small diameter tubes. *Final AHRTI Report*, (20110-01), 2012.
- [60] Yemada Taitel and AE Dukler. A model for predicting flow regime transitions in horizontal and near horizontal gas-liquid flow. *AIChE Journal*, 22(1):47–55, 1976.
- [61] EW Lemmon, ML Huber, and MO McLinden. Nist reference database 23: reference fluid thermodynamic and transport properties-refprop, version 9.1. *Standard Reference Data Program*, 2013.