



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA

CENTRO DE INVESTIGACIÓN EN ENERGÍA

**DISEÑO DE ABSORBEDORES DE PELÍCULA
DESCENDENTE EN TUBOS VERTICALES
PARA LA MEZCLA DE
AMONIACO-NITRATO DE LITIO**

T E S I S

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERÍA

ENERGÍA - SOLAR FOTOTÉRMICA

P R E S E N T A :

I. Q. Sergio Ulises Llamas Guillén



TUTOR:
Dr. Roberto Best y Brown

2007



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Sergio Cuevas García

Secretario: Dr. Roberto Best y Brown

Vocal: Dr. Octavio García Valladares

1^{er} Suplente: Dr. Rosenberg Javier Romero Domínguez

2^{do} Suplente: Dr. Rubén José Dorantes Rodríguez

Lugar donde se realizó la tesis:

Centro de Investigación en Energía, CIE-UNAM

TUTOR DE TESIS:

Dr. Roberto Best y Brown

FIRMA

Dedicatoria

Quiero dedicar esta tesis a mi familia por todo el apoyo incondicional que siempre he tenido. A mi padre Sergio Llamas y a mi madre Ma. Dolores Guilln, por la educacin que me dieron y los valores que me enseñaron. A mis hermanas Beatriz A. y Mara de la Luz, por su apoyo y se que siempre puedo contar con ellas. Y a mi abuelita Arcadia, por todo el cario y cuidados que siempre ha tenido para mi.

Agradecimientos

Agradezco al dr. Roberto Best, dr. Octavio García, dr. Sergio Cuevas, dr. Rosenberg Romero y dr. Rubén Dorantes, por su apoyo, el tiempo que me brindaron y sus acertados comentarios en este trabajo.

Quiero agradecer al dr. Best y Rosenberg quienes siempre me apoyan y motivan para continuar.

Al Centro de Investigación en Energía (CIE) de la Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM), por brindarme las puertas de sus instalaciones para realizar mis estudios de maestría y tesis.

Agradezco a mis amigos por su apoyo y por siempre estar ahí cuando los necesitaba. Por los buenos y malos momentos que vivimos. Por su participación directa o indirecta que tuvieron en este trabajo, por aguantarme y comprenderme.

Le doy las gracias a la coordinación de refrigeración y bombas de calor, especialmente a Víctor Gómez, quien me apoyo en cuestiones técnicas de diseño del equipo.

Le doy las gracias también a la unidad de cómputo por el apoyo brindado, especialmente a Héctor Cortés por la instalación de Linux y programas que ocupe para realizar mi tesis, así como, el apoyo en cuestiones de cómputo.

Agradesco al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) por la beca otorgada para la realización de este trabajo.

Agradesco a la coordinación de docencia del CIE y coordinación de posgrado, por su ayuda en la realización de trámites administrativos, a Lourde Araujo, dr. Edgar Santoyo y dr. Wilfrido Rivera.

Agradesco también al proyecto CONACYT U44764-Y, titulado: Desarrollo de nuevas alternativas para la producción de fro, por el apoyo brindado en este trabajo.

Contenido

1. Introducción	1
1.1. Antecedentes	1
1.1.1. Historia	1
1.1.2. Situación energética	1
1.1.3. Situación ambiental	2
1.2. Refrigeración por absorción	3
1.2.1. Ciclo de refrigeración por absorción	3
1.2.2. Mezclas de trabajo en sistemas de absorción	4
1.3. Planteamiento del problema	7
1.4. Objetivo	7
1.5. Justificación	7
1.6. Descripción del equipo	8
1.7. Propiedades de la Mezcla $NH_3 - LiNO_3$	8
1.8. Condiciones de diseño del equipo de refrigeración	10
1.9. Características del Absorbedor	10
2. Descripción del Sistema	14
2.1. Descripción del proceso de absorción química	14
2.2. Ecuaciones de balance	15
2.3. Simplificaciones	16
2.4. Condiciones de frontera	17
2.5. Espesor de película	18
2.6. Solución Analítica	19
2.6.1. Solución para la temperatura	19
2.6.2. Solución para la concentración	20
2.7. Comportamiento del fenómeno	21
3. Desarrollo numérico	28
3.1. Procedimiento	28
3.2. Discretización de las ecuaciones	29
3.3. Método de solución	32

3.4. Comparación	36
3.5. Error relativo	39
3.6. Comparación de resultados numéricos	39
4. Resultados	44
4.1. Resultados con las características de diseño.	44
4.2. Pruebas realizadas	51
4.2.1. Efectos por la variación del número de tubos	51
4.2.2. Efectos por la variación de la viscosidad	54
4.2.3. Efectos por la variación del flujo de masa de solución	56
4.2.4. Efectos por la variación del largo del tubo	59
4.3. Comparación del flujo de amoniaco absorbido	60
5. Conclusiones y trabajo futuro	62
A. Gráficas de propiedades de la mezcla	64
A.1. Gráficas de propiedades de la mezcla	64
A.2. Número de Reynolds, difusión másica y difusión térmica	68
B. Otros calculos	71
B.1. Ecuaciones adimensionales	71
B.1.1. Ecuación de energía adimensional	71
B.1.2. Ecuación de balance de una especie química adimensional	72
B.2. Modelo de diferencias centrales	73
B.3. Coeficiente convectivo del vapor de amoniaco	75
Referencias	76

Lista de Figuras

1.1. Ciclo de absorción.	4
1.2. Dimensiones del absorbedor, vistas laterales	12
1.3. Dimensiones del absorbedor, vista superior	13
2.1. Diagrama esquemático del proceso de absorción en película descendente.	15
2.2. Perfil de temperatura, $\delta = 0.0003m$, $v = 0.3m/s$	22
2.3. Perfil de concentración, $\delta = 0.0003m$, $v = 0.3m/s$	23
2.4. Temperatura a lo largo del tubo, $\delta = 0.0003m$, $v = 0.3m/s$	23
2.5. Concentración a lo largo del tubo, $\delta = 0.0003m$, $v = 0.3m/s$	24
2.6. Temperatura a lo largo del tubo con espesor fijo, $\delta = 0.0003m$	25
2.7. Concentración a lo largo del tubo con espesor fijo, $\delta = 0.0003m$	25
2.8. Temperatura a lo largo del tubo con velocidad fija, $v = 0.3m/s$	26
2.9. Concentración a lo largo del tubo con velocidad fija, $v = 0.3m/s$	26
2.10. Temperatura en diferentes valores de espesor y velocidad	27
2.11. Concentración en diferentes valores de espesor y velocidad	27
3.1. Volumen de control en dos dimensiones.	29
3.2. Diagrama de flujo de la solución numérica	35
3.3. Comparación numérico-analítica de la temperatura a lo largo del tubo.	36
3.4. Comparación numérico-analítica de la concentración a lo largo del tubo.	37
3.5. Comparación numérico-analítica de la temperatura en el espesor de película.	37
3.6. Comparación numérico-analítica de la concentración en el espesor de película.	38
3.7. Comparación numérico-analítica de la velocidad, $\delta = 0.0003 m$	38
3.8. Concentración a lo largo del tubo comparando propiedades constantes y variando propiedades con el método iterativo.	40
3.9. Temperatura a lo largo del tubo comparando propiedades constantes y variando propiedades con el método iterativo.	40
3.10. Comparación del espesor a lo largo del tubo, calculado con fórmula analítica y numéricamente.	41
3.11. Concentración a lo largo del tubo, efecto del calor latente.	42
3.12. Temperatura a lo largo del tubo, efecto del calor latente.	42
3.13. Temperatura en el espesor de película, efecto del calor latente.	43

4.1. Perfil de concentración con las características de diseño.	45
4.2. Perfil de temperatura con las características de diseño.	45
4.3. Concentración a lo largo del tubo con las características de diseño.	46
4.4. Concentración en el espesor con las características de diseño.	46
4.5. Temperatura a lo largo del tubo con las características de diseño.	47
4.6. Temperatura en el espesor con las características de diseño.	47
4.7. Flujo de solución promedio a lo largo del tubo con las características de diseño.	48
4.8. Flujo de amoníaco absorbido a lo largo del tubo con las características de diseño.	48
4.9. Coeficiente convectivo de amoníaco a lo largo del tubo con las características de diseño.	49
4.10. Espesor de película a lo largo del tubo con las características de diseño.	49
4.11. Velocidad a lo largo del tubo con las características de diseño.	50
4.12. Velocidad como función de la coordenada normal a la pared con las carac- terísticas de diseño.	50
4.13. Flujo de solución a lo largo del eje z variando el número de tubos.	52
4.14. Velocidad a lo largo del eje z variando el número de tubos.	52
4.15. Espesor a lo largo del eje z variando el número de tubos.	53
4.16. Concentración a lo largo del eje z variando el número de tubos.	53
4.17. Temperatura a lo largo del eje z variando el número de tubos.	54
4.18. Velocidad a lo largo del tubo variando la viscosidad	55
4.19. Espesor a lo largo del tubo variando la viscosidad	55
4.20. Concentración a lo largo del tubo variando la viscosidad	56
4.21. Temperatura a lo largo del tubo variando la viscosidad	56
4.22. Flujo de solución a lo largo del tubo	57
4.23. Velocidad a lo largo del tubo variando el flujo de solución	57
4.24. Espesor a lo largo del tubo variando el flujo de solución	58
4.25. Concentración a lo largo del tubo variando el flujo de solución	58
4.26. Temperatura a lo largo del tubo variando el flujo de solución	59
4.27. Concentración a lo largo del eje z variando el largo del tubo	60
4.28. Concentración a lo largo del eje z variando el largo del tubo	61
A.1. Conductividad térmica como función de la concentración.	65
A.2. Viscosidad como función de la concentración.	65
A.3. Densidad como función de la concentración.	66
A.4. Calor específico como función de la concentración.	66
A.5. Entalpía como función de la concentración.	67
A.6. Difusión como función de la concentración a una viscosidad fija de 0.001 $Pa \cdot s$	67
A.7. Difusión como función de la concentración a una temperatura fija de 40 °C.	68
A.8. Reynolds de película a lo largo del tubo.	69
A.9. Difusión másica promedio a lo largo del tubo.	69
A.10. Difusión térmica promedio a lo largo del tubo.	70

Lista de Tablas

1.1. Datos ideales del equipo	10
1.2. Diseño del absorbedor	11
2.1. Propiedades de la mezcla en el Absorbedor	21
3.1. Error relativo entre la solución analítica y numérica	39
B.1. Propiedades físicas del vapor de amoníaco a 0 °C.	75

Nomenclatura y simbología

a_1, a_2	Constantes de integración
A	Área, m^2
C	Concentración, $\frac{kg_{NH_3}}{kg_{sol}}$
COP	Coefficiente de operación, adimensional
$(COP)_C$	Coefficiente de operación teórico de Carnot, adimensional
c_P	Calor específico, $J/kg \cdot K$
d	Diámetro, m
e	Espesor del tubo, m
g	Aceleración de la gravedad, $9.81m/s$
h	Coefficiente de transferencia de calor por convección, $W/m^2 \cdot K$
i	Entalpia, J/kg
\bar{i}	Entalpia específica, J/m^3
k	Coefficiente de transferencia de calor por conducción, $W/m \cdot K$
L	Calor latente, W
\dot{m}	Flujo másico, kg/s
P	Presión, kPa
Q	Flujo de calor, kW
\dot{q}_V	Flujo de calor por unidad de volumen, W/m^3
R_c	Reacción química, $[kg_{NH_3}/kg_{sol}]/s$
T	Temperatura, $^{\circ}C$
\vec{u}	Vector velocidad, u_x, u_y y $u_z, m/s$
u_{max}	Velocidad máxima, m/s
\bar{v}	Velocidad promedio, m/s
t	Tiempo, s
x, y, z	Coordenadas cartesianas

Símbolos griegos

ρ	Densidad, kg/m^3
μ	Viscosidad, $Pa \cdot seg$
α	Difusividad térmica, m^2/s
η	Eficiencia, adimensional
δ	Espesor de película, m
λ	Velocidad de flujo másico a lo largo del perímetro, $kg/m \cdot s$
γ	Coefficiente de transferencia de masa, $kg/m \cdot s$
Γ	Difusividad másica, m^2/s

Subíndice

<i>EV</i>	Evaporador
<i>AB</i>	Absorbedor
<i>GE</i>	Generador
<i>CO</i>	Condensador
<i>R</i>	Refrigerante
<i>NH₃</i>	Amoniaco
<i>0</i>	Inicial, entrada
<i>if</i>	Interfase
<i>T</i>	Tubo
<i>W</i>	Pared
<i>x, y, z</i>	Coordenadas cartesianas
<i>in</i>	Interior
<i>i</i>	i-ésimo valor
<i>pf</i>	Perpendicular al flujo
<i>a</i>	adimensional

Resumen

En este trabajo se presenta el estudio de un absorbedor de película descendente sobre tubos verticales trabajando con la mezcla de amoníaco-nitrato de litio, basado en un equipo de refrigeración que se encuentra en el Centro de Investigación en Energía. Se presentan las ecuaciones de balance y mediante varias simplificaciones se resuelven de manera analítica. Esta solución permite el estudio del proceso de absorción en película descendente. También se desarrolla una solución numérica para las ecuaciones de balance, lo que permite utilizar condiciones de frontera más generales que para el caso analítico. Se presenta los resultados numéricos utilizando datos de entrada de un diseño que se realizó en un trabajo previo. En el programa numérico se pueden variar un gran número de parámetros, por lo que se realizaron una serie de pruebas para analizar el efecto que tiene estos parámetros en el proceso de absorción. Con estas pruebas se puede optimizar el equipo de refrigeración y generar nuevos equipos con diseños más eficientes.

Capítulo 1

Introducción

En este capítulo se presenta los antecedentes de los sistemas de refrigeración por absorción, así como, la problemática y los objetivos de este trabajo. Se muestra también datos de las propiedades de la mezcla amoniaco-nitrato de litio y parámetros de diseño de un trabajo previo.

1.1. Antecedentes

1.1.1. Historia

Cuando el hombre avanzó en la agricultura y logró una abundante producción de alimentos se vió en la necesidad de encontrar una forma de conservarlos, dicha necesidad dio origen a la refrigeración y por eso muchos científicos del mundo dedicaron sus esfuerzos a encontrar métodos de producción de frío.

Uno de los grandes problemas en la actualidad es la conservación de productos perecederos, donde la refrigeración resulta ser el método más económico para resolverlo, por ejemplo en comparación con el enlatado de alimentos. La refrigeración retrasa o disminuye la actividad metabólica de los microorganismos (no los destruye), lo que permite prolongar la vida útil de los alimentos así como muchas de sus propiedades [1].

La refrigeración también juega un papel importante en la climatización de ambientes, siendo algo común e imprescindible en muchos casos para lograr condiciones térmicas confortables y calidad de aire aceptable que permiten mejorar la productividad.

1.1.2. Situación energética

A la vista de la actual situación energética, del creciente aumento de la población mundial con su correspondiente demanda de recursos, incluyendo los energéticos, la única solución

razonable para cubrir las necesidades de las economías modernas pasa por una racionalización en el consumo y por un aprovechamiento integral de todos los recursos posibles.

Las necesidades crecientes de energía conducen a un mayor impacto sobre el medio ambiente, por lo que la utilización de las energías renovables para satisfacer la demanda de electricidad empieza a ser la opción viable, minimizando en forma importante los impactos adversos al entorno.

Además, todo indica que México se encuentra en el umbral de un colapso petrolero. Cifras de Petróleos Mexicanos (PEMEX) vaticinan 30 años de reservas petroleras en el mejor de los casos (y 11 años en el peor) al actual ritmo de consumo y crecimiento de la población mexicana con sus correspondientes necesidades, por lo que es ya el tiempo de pensar e idear las soluciones al problema de cómo abastecer las necesidades de energía del país en otra forma[2].

1.1.3. Situación ambiental

En décadas pasadas los refrigerantes más utilizados fueron los hidrocarburos halogenados ó clorofluorocarbonos (CFC). Actualmente los refrigerantes más usados son los hidroclo-rofluorocarbonos (HCFC) y los hidrofluorocarbonos (HFC), como el R-22 y el R-134a, respectivamente. De los refrigerantes antiguos sólo el amoníaco, R-717, se sigue utilizando debido a sus excelentes propiedades térmicas y actualmente se ha comenzado a utilizar nuevamente al bióxido de carbono, R-744, como refrigerante, especialmente donde la toxicidad e inflamabilidad del amoníaco y los hidrocarburos puede ser un problema [3]. Los refrigerantes del tipo CFC, y también los HCFC, en menor medida, han sido hallados como los responsables del deterioro que ha sufrido en los últimos años la capa de ozono. Estos refrigerantes han sido objeto de restricciones en su uso a partir de la firma del protocolo de Montreal, en septiembre de 1987, debido a evidencias de que destruyen la capa de ozono estratosférico.

En cuanto a sustancias que tienen un potencial de reducción de ozono (ODP) menor como es el caso de los HCFCs, se estableció una reducción de la producción al 65 % de la del año base para el 1 de enero de 2004. Además fija un calendario de restricciones crecientes hasta llegar a su prohibición para el año 2030.

El Protocolo de Montreal fija limitaciones únicamente por el daño que las sustancias provocan a la capa de ozono, y no tiene en cuenta la contribución de cada una al efecto invernadero, por lo tanto los HFCs, por no causar ningún daño al ozono no tienen ninguna limitación, a pesar de si colaborar al efecto invernadero.

Por lo que se mencionó en los párrafos anteriores, se ha promovido el uso de refrigerantes naturales como agua, bióxido de carbono, hidrocarburos, aire y amoníaco, buscando un desarrollo económico sustentable y protección ambiental.

Los sistemas de compresión son muy eficientes, pero se requiere de un suministro de energía mecánica relativamente grande. Los sistemas de refrigeración por absorción ofrecen una alternativa viable para los ciclos de refrigeración por compresión de vapor; en estos ciclos la energía necesaria para mantener el proceso se suministra en forma de energía térmica, dando la oportunidad de utilizar energía solar o fuentes de energía no convencionales.

1.2. Refrigeración por absorción

El proceso de refrigeración consiste en reducir y mantener la temperatura de un espacio o material por abajo de la temperatura ambiente. Para lograr lo anterior, es necesario extraer un flujo calor Q_R , del medio que se quiere refrigerar, a una temperatura T_R y transferirlo a otro medio que se encuentre a una temperatura menor. Para que el proceso de refrigeración se lleve a cabo, se necesita, por lo menos, dos niveles de presión. Esto permite extraer un flujo de calor por debajo de la temperatura ambiente (presión baja), y liberarlo por encima de ésta (presión alta).

El término absorción se utiliza para clasificar a los ciclos de refrigeración, que tienen relación con procesos físicos y químicos que ocurren al entrar en contacto gases y líquidos o gases y sólidos.

En el sistema de refrigeración por absorción se trabaja con dos sustancias; éstas son el refrigerante y el absorbente. Un refrigerante es una sustancia que absorbe calor del medio pasando del estado líquido al gaseoso, y después aumentando la presión se condensa cediendo calor y regresando nuevamente al estado líquido para absorber nuevamente calor. El absorbente es la sustancia que va a absorber al refrigerante; esto se lleva a cabo en una reacción exotérmica a la cual se le tiene que retirar calor para mejorar la eficiencia en la absorción, esta reacción es reversible, con un suministro de calor se separan los componentes sin afectar su estructura.

Para mezclas continuas, el absorbente puede ser un líquido o un sólido que bajo cierto rango de concentración se mantenga líquido. En el proceso de absorción se cuenta con dos niveles de concentración en el absorbente: una solución de alta concentración a la cual llamaremos solución fuerte que se produce después de llevarse a cabo la absorción, y una solución débil que se da cuando se separa parte del refrigerante (desorción) de la mezcla.

1.2.1. Ciclo de refrigeración por absorción

Los componentes del ciclo de refrigeración por absorción son: evaporador, condensador, válvula de expansión (circuito primario) y un arreglo de componentes (circuito secundario) que hacen la función del compresor utilizado en el ciclo de refrigeración por compresión. Estos son: el absorbedor, generador, bomba y válvula de expansión. Es en la sustitución del compresor donde los sistemas de absorción presentan su mayor ventaja ante los sistemas de compresión ya que en estos últimos el compresor demanda una gran cantidad de energía eléctrica, en cambio el sistema de absorción requiere poca energía para la bomba y la energía suministrada en el generador se puede obtener de energías alternas como son solar, geotérmica, calor de desecho de algún proceso, etc.

Un esquema del ciclo puede observarse en la figura 1.1. El funcionamiento del sistema de refrigeración por absorción es el siguiente: en el evaporador el refrigerante absorbe calor del medio Q_{EV} a la temperatura T_{EV} y presión P_{EV} y pasa al absorbedor en donde se encuentra el absorbente, que es un líquido capaz de absorber el refrigerante; esta absorción es exotérmica, lo que lleva a un aumento de temperatura con lo cual la absorción decrece; por lo que hay que retirar calor Q_{AB} a la temperatura T_{AB} . La presión en el absorbedor es igual a la del evaporador; la mezcla es bombeada al generador donde se tiene que agregar

calor Q_{GE} a la temperatura T_{GE} para que la mezcla se separe, el líquido absorbente se recircula al absorbedor por una válvula de expansión y el refrigerante pasa al condensador donde cede calor Q_{CO} a la temperatura T_{CO} y presión P_{CO} al ambiente, siendo la presión en el generador igual a la del condensador; después el refrigerante pasa por la válvula de expansión al evaporador y completa el ciclo. En el sistema de refrigeración por absorción existen dos niveles de presión, $P_{CO} = P_{GE}$ $P_{EV} = P_{AB}$, y tres o cuatro niveles térmicos, $T_{GE} > T_{CO} \geq T_{AB} > T_{EV}$, dependiendo si el condensador y el absorbedor operan a la misma temperatura o no.

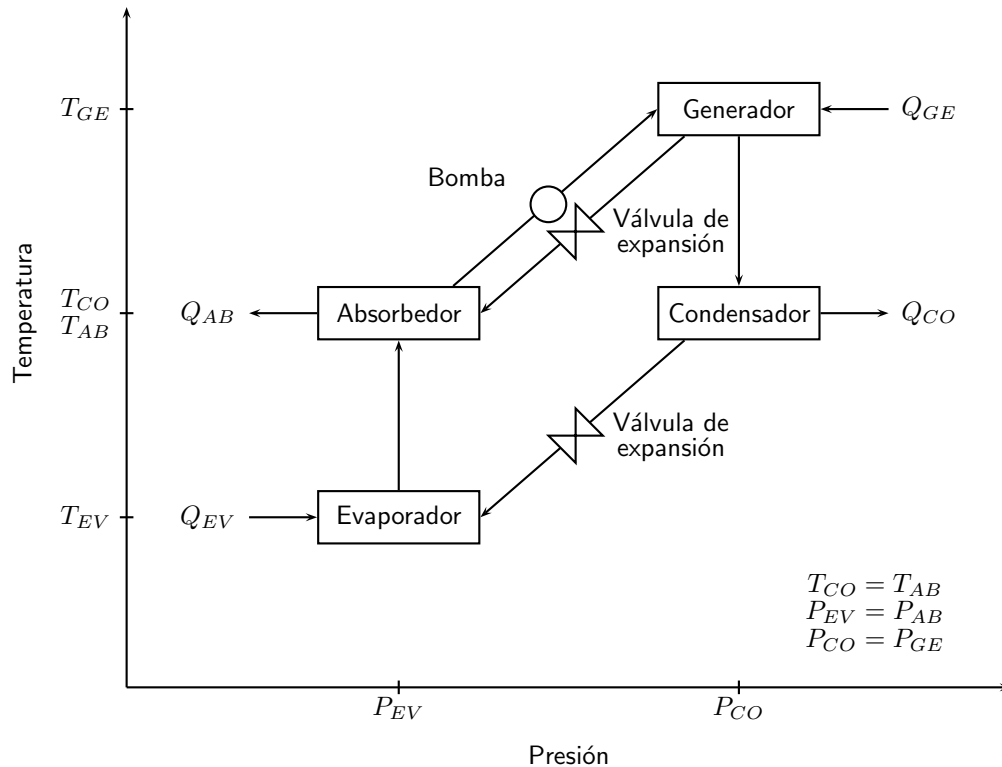


Figura 1.1: Ciclo de absorción.

1.2.2. Mezclas de trabajo en sistemas de absorción

Para seleccionar adecuadamente los fluidos de trabajo de un sistema de refrigeración por absorción, se tienen ciertos criterios que debe satisfacer la combinación refrigerante-absorbente, por lo menos en cierto grado. El absorbente debe tener una fuerte afinidad por el vapor refrigerante; los dos deben ser solubles en el rango deseado de condiciones de operación; los dos fluidos deben ser seguros, estables y no corrosivos. La volatilidad del absorbente deberá ser muy baja, de tal manera que el vapor refrigerante contenga poco o nada de absorbente al salir del generador; las presiones de trabajo deberán ser relativamente bajas (cerca de la presión atmosférica) para minimizar el peso del equipo y las fugas.

El refrigerante deberá tener un calor latente de vaporización alto, de modo que el flujo de refrigerante sea mínimo. Las mezclas deben presentar desviación negativa de la ley de Raoult.¹ La importancia de esta desviación radica en el hecho de que se requiere menos solución que circular en el circuito secundario para un flujo dado de refrigerante.

Las mezclas de trabajo que se usan son[1].

- Amoniaco-agua. Es el par más conocido, donde el amoniaco es el refrigerante y el agua es el absorbente. Tiene gran variedad de aplicaciones desde refrigeradores comerciales hasta sistemas de aire acondicionado. La gran ventaja del amoniaco es su calor latente de vaporización alto y valores de entalpía por unidad de volumen grandes, lo que permite hacer equipos compactos. Aunque el amoniaco es tóxico, inflamable y explosivo bajo ciertas condiciones, sus propiedades térmicas lo hacen insustituible.
- Agua-Bromuro de Litio. Tiene la tecnología más avanzada. El refrigerante es el agua y el absorbente el bromuro de litio, el agua tiene el calor latente de vaporización más alto de todos los líquidos y una temperatura crítica alta, pero la desventaja de una presión de vapor relativamente baja por lo que se necesitan equipos voluminosos, además de que no es posible operar a bajo de 0 °C, además el bromuro de litio es corrosivo para el acero inoxidable y se deben agregar inhibidores de corrosión.
- Agua-Sales inorgánicas. Se han propuesto una serie de absorbentes sustitutos del bromuro de litio debido a su alta corrosividad, poca disponibilidad y alto costo. Algunas sales consideradas son el cloruro de calcio, cloruro de litio y el nitrato de litio. Las sales son excelentes debido a que esencialmente no tienen presión de vapor, sin embargo sólo son miscibles con agua sobre un rango limitado de concentraciones.
- Alcohol-Agua. Tiene la ventaja sobre el agua-bromuro de litio que puede operar por debajo de los 0 °C. Sin embargo, el metanol es tóxico, inflamable y corrosivo y presenta problemas de corrosión a altas temperaturas.
- Amoniaco-sales, Aminas-sales. Algunas sales que se utilizan con el amoniaco son el tiocianato de sodio, tiocianato de litio, nitrato de litio y cloruro de calcio. Las aminas se han investigado como sustitutas del amoniaco, las aminas consideradas son la metilamina, etilamina y dimetilamina.
- Fluorocarbonos-líquidos orgánicos. Los fluorocarbonos utilizados en sistemas por compresión mecánica de vapor son excelentes refrigerantes y se les ha estudiado para utilizarse en sistemas de absorción.

Los pares más conocidos en sistemas de absorción son amoniaco-agua y agua-bromuro de litio.

¹La ley de Raoult determina que, la presión parcial de vapor de un componente en una mezcla es igual a la fracción molar de ese componente por la presión de vapor del componente puro. Sí en una mezcla homogénea de dos sustancias A y B, las moléculas de diferente tipo se atraen con mayor fuerza que entre las del mismo tipo, la presión de vapor de la solución es menor a la suma de las presiones parciales.

El amoníaco es el refrigerante de uso más común en los sistemas de refrigeración por absorción y el agua tiene la capacidad de absorber al vapor de amoníaco con tanta rapidez que resulta tan efectiva como un compresor mecánico para mantener una baja presión en el evaporador.

Agua-bromuro de litio, y amoníaco-agua, son consideradas las mezclas de trabajo más comunes y ambas tienen un extenso uso comercial. Sin embargo, estas mezclas de trabajo tienen desventajas. La más grande desventaja con la mezcla de agua-bromuro de litio es la posibilidad de formación de sólido. Ya que el agua se congela a $0\text{ }^{\circ}\text{C}$, esta mezcla no puede ser usada para bajas temperaturas de refrigeración y la cristalización ocurre con una alta concentración de bromuro de litio. Otras desventajas son la baja presión de trabajo y su alta viscosidad, además el bromuro de litio tiene una alta corrosividad, poca disponibilidad y alto costo.

El mayor problema con la mezcla de amoníaco-agua es el bajo ratio de volatilidad entre el refrigerante y el absorbente. Este ratio bajo de volatilidad quiere decir que el vapor a la salida del generador está contaminado con vapor de agua. Este problema se resuelve usando un rectificador combinado con un equipo de destilación fraccionada, lo cual incrementa la inversión inicial en este buen sistema. Como también el amoníaco es tóxico su uso es restringido por seguridad y generalmente es utilizado para sistemas industriales.

Las mezclas de agua con sales inorgánicas se han propuesto como sustitutas del bromuro de litio y muchas de estas sales también se pueden combinar con amoníaco. Generalmente se usan sales metálicas (halogenuros de metales alcalinos y alcalino-térreos; principalmente), que en estado anhidro pueden absorber grandes cantidades de ciertos gases. La mayoría de los sistemas de absorción sólido-gas son intermitentes, sin embargo se pueden lograr ciclos continuos, algunas mezclas sólido-gas bajo ciertas condiciones de presión y temperatura, se mantienen líquidas en un intervalo de concentración, como en el caso del amoníaco-nitrato de litio.

La refrigeración por absorción amoníaco-nitrato de litio según Ayala[4] ofrece grandes ventajas comparada tanto, con la refrigeración por compresión mecánica con amoníaco, como la refrigeración por absorción amoníaco-agua. Este sistema es más sencillo que el sistema de amoníaco-agua. Con calores de generación de 100 a $140\text{ }^{\circ}\text{C}$ (vapor de baja presión), se permite la generación de frío a temperaturas bajas de -20 a $-10\text{ }^{\circ}\text{C}$. El sistema tiene menos componentes y es mucho más barato que un equipo de amoníaco-agua y con un precio similar a sistemas por compresión mecánica de amoníaco. El costo de operación depende directamente del costo de la fuente de calor. En caso de usar calor residual el costo es únicamente el de mantenimiento. Por estas razones se utiliza la mezcla amoníaco-nitrato de litio.

Ayala[5] realizó un estudio experimental de la velocidad de corrosión de metales por la solución de amoníaco-nitrato de litio, evaluó tres materiales: acero inoxidable 304, acero inoxidable 316 y acero al carbón A 37. De los valores calculados en la experimentación se pudo considerar que los materiales analizados son buenos para su uso en la refrigeración por absorción.

1.3. Planteamiento del problema

La refrigeración tiene numerosas aplicaciones como lo son: la conservación de productos perecederos; climatización de ambientes y sistemas de cogeneración, que es la producción conjunta de electricidad o energía mecánica y energía térmica útil. Para los sistemas de absorción más comunes, agua-bromuro de litio y amoníaco-agua ($H_2O - LiBr$ y $NH_3 - H_2O$), se han propuesto nuevas mezclas que permitan mejorar el desempeño de los equipos de refrigeración, entre ellas destaca el amoníaco-nitrato de litio[6]. Para la mezcla amoníaco-nitrato de litio no se cuenta con equipos comerciales, existen equipos demostrativos[4, 7, 8, 9, 10, 11] y los mecanismos que usan para la absorción son variados como absorción en spray, absorción por burbujeo, absorción en platos, etc. Por lo tanto, es necesario ampliar el conocimiento en sistemas de absorción en película descendente trabajando con la mezcla de amoníaco-nitrato de litio.

En este trabajo se lleva a cabo el estudio del Absorbedor, uno de los componentes más críticos del ciclo, utilizando como base un equipo que se desarrolló en el Centro de Investigación en Energía (CIE-UNAM), así como datos del trabajo DESARROLLO DE UN SISTEMA DE REFRIGERACIÓN POR ABSORCIÓN UTILIZANDO ENERGÍA ALTERNA[12]; el equipo se diseñó con base en condiciones de equilibrio de temperatura y concentración. En este trabajo se realiza un estudio profundo sobre el comportamiento del fenómeno de absorción en ciclos de refrigeración.

1.4. Objetivo

Realizar el estudio del proceso de absorción en un sistema de película descendente sobre tubos verticales de la mezcla de amoníaco-nitrato de litio, con el fin de integrar el conocimiento obtenido en el diseño de absorbedores.

Estudiar la transferencia de masa y energía en un sistema de película descendente, con el fin de obtener una descripción del fenómeno de absorción, así como el desarrollo de un programa numérico que sirva como herramienta de diseño para futuros equipos.

1.5. Justificación

La creciente demanda energética del país, así como la situación actual a nivel mundial de los recursos energéticos más comunes como el petróleo, obligan a pensar en alternativas para proporcionar la calidad de vida derivada de la utilización de dichos recursos. La refrigeración es uno de los rubros que tiene una demanda energética creciente debido a su extensa utilidad que va desde la conservación de productos perecederos como alimentos y medicinas hasta la climatización.

El estudio del comportamiento de los fluidos involucrados nos ayuda a entender cómo funciona el proceso de absorción.

El programa de computo desarrollado en este trabajo, basado en los datos y características del equipo que se tiene en el Centro de Investigación en Energía, sirve como herramienta

predictiva que ayuda en el control del equipo una vez que esta en funcionamiento, por esta razón el modelo se desarrolla de modo dimensional.

En el programa de computo se pueden hacer variaciones en una gran cantidad de parámetros por lo que se pueden obtener condiciones óptimas para nuevos diseños o cambios futuros en el equipo.

1.6. Descripción del equipo

En el Centro de Investigación en Energía se cuenta con los componentes de un sistema de refrigeración por absorción, sólo hace falta el armado del equipo. Los componentes principales son:

- Absorbedor de tubos verticales, está compuesto de 29 tubos aletados, un distribuidor de solución débil (baja concentración) y un recipiente de almacenamiento de solución fuerte (alta concentración), así como dos motores con sus respectivas aspas y un variador de frecuencia.
- Generador de tubos horizontales, compuesto de 12 tubos (4 filas y 3 columnas) así como un distribuidor de solución fuerte desarrollado en el CIE y un recipiente de almacenamiento de solución débil.
- Condensador y Evaporador de tubos aletados, acoplados a un ventilador para remover calor del Condensador y ceder calor al Evaporador (sólo como demostrativo en una primera etapa).
- Tubería e instrumentación como son válvulas, sensores de temperatura, etc., así como un Economizador (intercambiador de calor entre las líneas del Absorbedor y Generador) para aumentar la eficiencia del sistema.
- Un tanque de almacenamiento de aceite térmico acoplado a una resistencia, para controlar la temperatura de éste.
- Un banco de 21 metros cuadrados de colectores solares del tipo tubo evacuado.

1.7. Propiedades de la Mezcla $NH_3 - LiNO_3$

Las ecuaciones de Infante Ferreira[13] describen las propiedades de la mezcla de nitrato de litio-amoniaco, para el rango de concentración de 0.20 a 0.55 para sistemas de absorción. Las ecuaciones de estas propiedades dependen de la temperatura, T en $^{\circ}C$, y la concentración, C en kg_{NH_3}/kg_{sol} . Las ecuaciones son las siguientes:

- Presión de equilibrio (kPa)

$$P = \exp \left[16.29 + 3.859(1 - C)^3 + (-2802 - 4192(1 - C)^3) \left(\frac{1}{T + 273.15} \right) \right]. \quad (1.1)$$

En una comparación entre los datos experimentales y esta ecuación, la exactitud es menor para concentraciones por arriba de 0.55. Normalmente, tal concentración no es encontrada en los ciclos de refrigeración por absorción. Para el amoníaco puro:

$$P_{NH_3} = \exp \left[15.26075 - 2234.09497 \left(\frac{1}{T + 273.15} \right) - 76156.125 \left(\frac{1}{(T + 273.15)^2} \right) \right]. \quad (1.2)$$

- Densidad (kg/m^3)

$$\rho = -1409.653C^{1/2} + 2046.222 - 1.3463T - 0.0039T^2. \quad (1.3)$$

- Viscosidad ($Pa \cdot seg$)

$$\mu = \left[(-5.1835T + 992.337)(1 - C)^{(0.08333T+6.8333)} + \exp(-0.01147T - 1.744) \right] \times 0.001. \quad (1.4)$$

- Conductividad térmica ($W/m \cdot K$)

$$k = \left[2.093 + 0.47 \times 10^{-8}T - (1.5478 + 76.12 \times 10^{-5}T + 15.353 \times 10^{-6}T^2)C \right]. \quad (1.5)$$

- Calor específico ($J/kg \cdot K$)

$$c_p = \left[1.15125 + 3.382678C + (0.002198 + 0.004793C)T \right. \quad (1.6)$$

$$\left. + 0.000118CT^2 \right] \times 1000. \quad (1.7)$$

- Entalpía Líquida (kJ/kg)

$$C < 0.54 \quad i = 1570(0.54 - C)^2 - 215 + \int_0^T c_p dT, \quad (1.8)$$

$$C > 0.54 \quad i = 689(C - 0.54)^{3/2} - 215 + \int_0^T c_p dT. \quad (1.9)$$

- Difusividad másica[9] (m^2/s)

$$\Gamma = (7.4 \times 10^{-12}) \times \left(\frac{(T + 273.15)}{(\mu \times 1000)^{0.8}(25.8)^{0.6}} \right) \times (2.6 (17.0304C + 68.9439(1 - C)))^{1/2}. \quad (1.10)$$

En el apéndice A se muestran las gráficas de estas ecuaciones.

1.8. Condiciones de diseño del equipo de refrigeración

Con las propiedades de la mezcla, utilizando las ecuaciones de Infante-Ferreira[13, 9], y condiciones que se deseaban obtener, se diseñó el equipo de refrigeración por absorción en un trabajo prebio[12], suponiendo que la mezcla alcanzaría las condiciones de equilibrio, en la tabla 1.1 se presenta el resultado que se obtuvo en todo el equipo. Con estos datos se caracterizó al absorbedor. Se utilizan estos datos por no contar aún con resultados experimentales.

Tabla 1.1: Datos ideales del equipo

Condiciones de diseño	Resultados	
$T_{EV} = 0 \text{ } ^\circ C$	$Q_{AB} = 17.174 \text{ kW}$	$\dot{m}_R = 0.0093545 \text{ kg/s}$
$T_{AB} = 40 \text{ } ^\circ C$	$Q_{GE} = 18.915 \text{ kW}$	$\dot{m}_{AB} = 0.04588 \text{ kg/s}$
$T_{CO} = 40 \text{ } ^\circ C$	$Q_{CO} = 11.740 \text{ kW}$	$\dot{m}_{GE} = 0.03653 \text{ kg/s}$
$T_{GE} = 120 \text{ } ^\circ C$	$COP = 0.529$	$P_{CO} = 1556 \text{ kPa}$
$\eta_{EC} = 0.8$	$(COP)_C = 1.390$	$P_{EV} = 429 \text{ kPa}$
$Q_{EV} = 10 \text{ kW}$	$C_{AB} = 0.488 \text{ kg}_{NH_3}/\text{kg}_{sol}$	$C_{GE} = 0.356 \text{ kg}_{NH_3}/\text{kg}_{sol}$

1.9. Características del Absorbedor

En la tabla 1.2 se muestran algunos datos de diseño del absorbedor[12]. Este equipo está enfriado por aire. Las figuras 1.3 y 1.2 muestran las dimensiones del absorbedor. El absorbedor (Ab) se puede dividir en tres secciones: un cabezal donde se encuentra el distribuidor de solución débil que proviene del generador (Ge) y que corresponde a la parte superior; la parte central del absorbedor donde se encuentran los tubos en donde se lleva a cabo la absorción; y un tanque de almacenamiento en la parte inferior donde se almacena la solución fuerte y se encuentra el distribuidor de vapor de amoníaco.

Tabla 1.2: Diseño del absorbedor

Presión	4.29 bar
Número de tubos	29
Largo de cada tubo	1 m
Diámetro externo del tubo	19.05 mm
Diámetro interno del tubo	16.75 mm
Material del tubo	Acero al carbón
Temperatura de la solución a la entrada	58 °C
Flujo másico de solución a la entrada	0.03653 kg/s
Concentración a la entrada	0.356 kg_{NH_3}/kg_{sol}

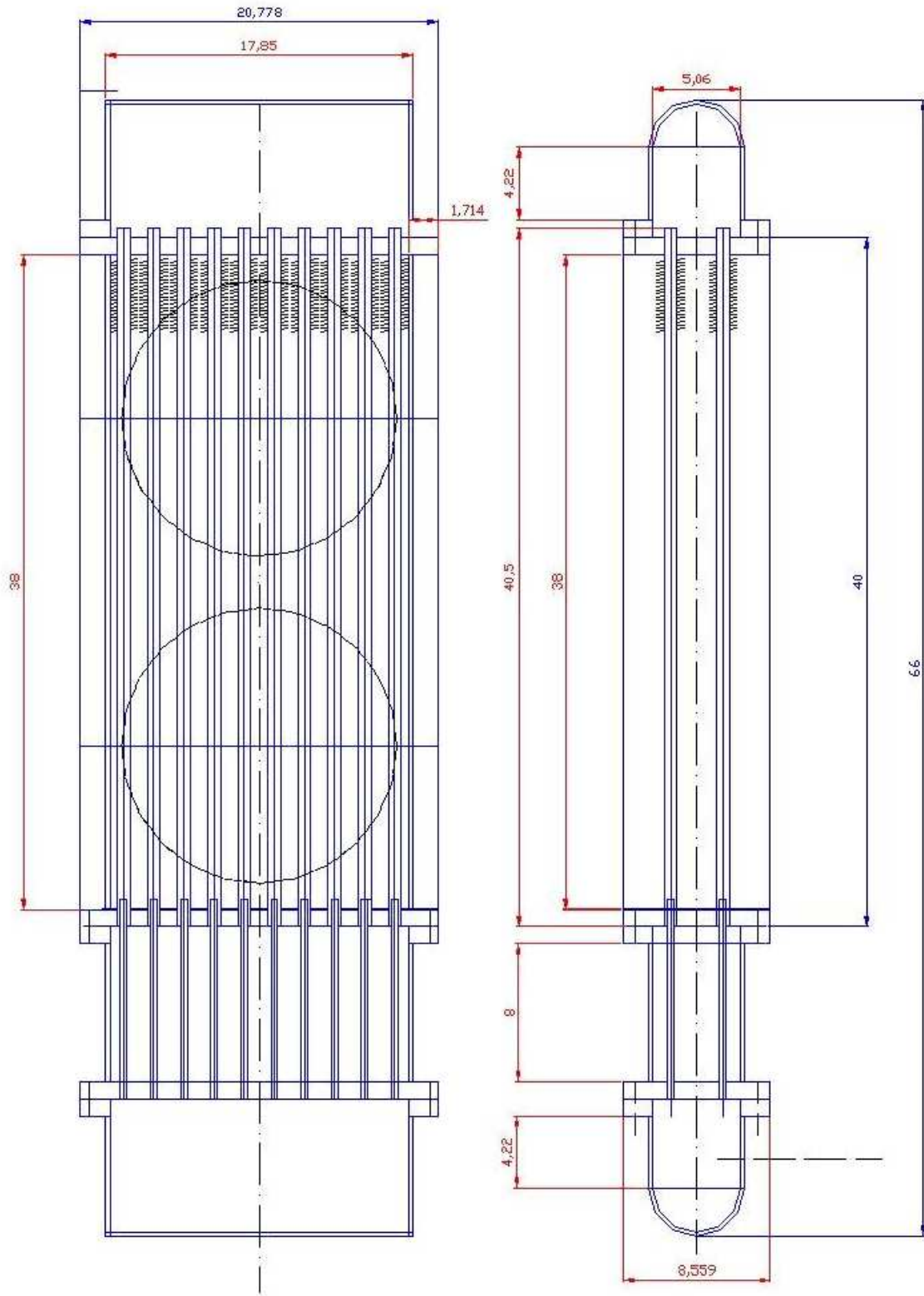


Figura 1.2: Dimensiones del absorbador, vistas laterales

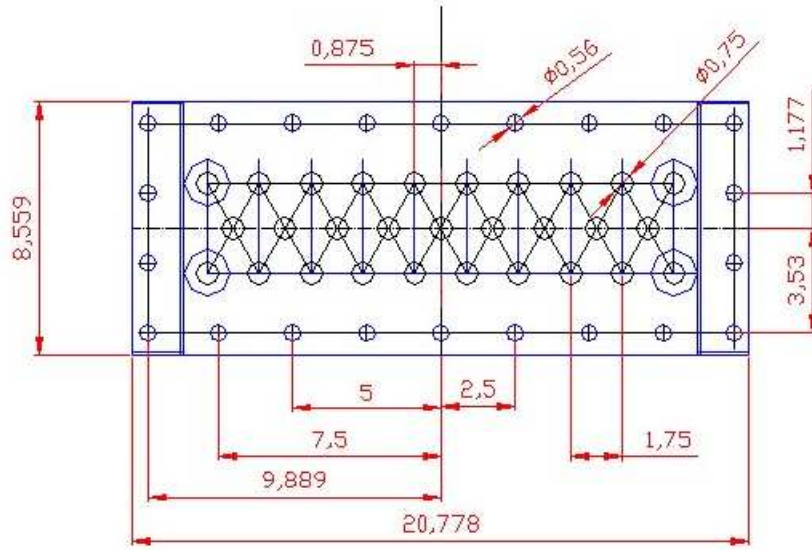


Figura 1.3: Dimensiones del absorbedor, vista superior

Capítulo 2

Descripción del Sistema

2.1. Descripción del proceso de absorción química

El distribuidor de solución reparte la solución débil en el cabezal que se llena hasta cierto nivel con el fin de uniformizar el desbordamiento por los tubos (un factor importante en el absorbedor experimental es el nivelado del equipo); esta solución se encuentra a una concentración uniforme C_0 , en la parte superior. El líquido desciende por la pared interna del tubo vertical en forma de una película delgada en flujo laminar[14], mientras es expuesto a vapor de amoníaco que se disuelve en él. En la interfase del líquido expuesto al vapor, la concentración del vapor disuelto es C_{if} , en equilibrio con la presión en la fase gaseosa. Puesto que $C_{if} > C_0$, el vapor se disuelve en el líquido. El espesor de la película que se genera en este fenómeno es mucho menor que el diámetro del tubo $\delta \ll d_T$, por lo que se puede despreciar la curvatura de dicha película y trabajar en coordenadas cartesianas en lugar de cilíndricas. Un diagrama del proceso se observa en la figura 2.1. La película desciende por efecto de la gravedad y el número de Reynolds que se tiene es relativamente bajo, por lo que el flujo es laminar. El número de Reynolds de película se define como:

$$Re_f = \frac{4 \cdot \lambda}{\mu}, \quad (2.1)$$

donde $\lambda = \dot{m}/\pi d_{in}$, es el flujo de masa que pasa a lo largo del perímetro del tubo, \dot{m} es el flujo de solución y d_{in} es el diámetro interior del tubo.

El fenómeno absorción en película descendente es muy complejo. Las propiedades físicas del fluido dependen de la temperatura y la concentración. Debido a esto, las ecuaciones de balance están acopladas. Se producen ondas en la interfase. Existe un enfriamiento convectivo y un aumento de calor debido a el cambio de fase del amoníaco por la absorción. Como una primera simplificación se considera un flujo incompresible.

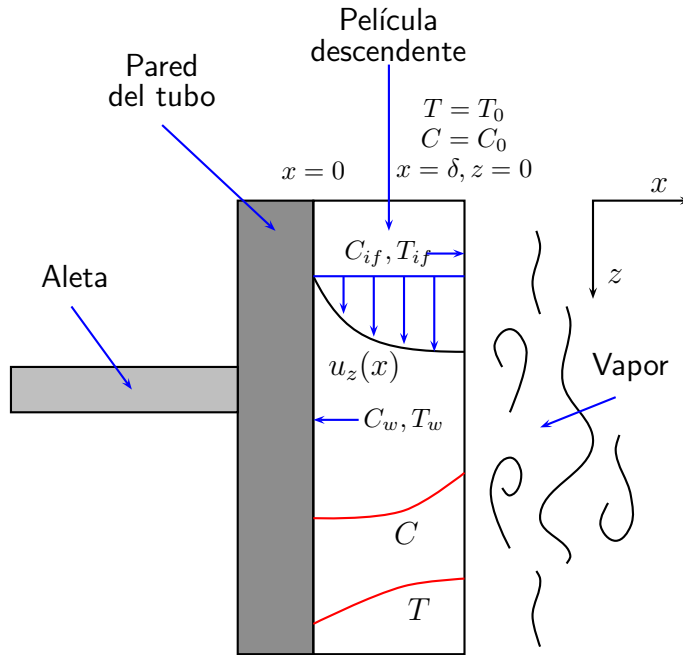


Figura 2.1: Diagrama esquemático del proceso de absorción en película descendente.

2.2. Ecuaciones de balance

Las ecuaciones para el proceso son[15]:

- La ecuación de balance de masa para un flujo incompresible,

$$\nabla \cdot \vec{u} = 0, \quad (2.2)$$

donde \vec{u} es la velocidad.

- La ecuación de balance de cantidad de movimiento para un flujo Newtoniano, conocida como la ecuación de Navier-Stokes,

$$\rho \left(\frac{\partial \vec{u}}{\partial t} + (\vec{u} \cdot \nabla) \vec{u} \right) = -\nabla P + \nabla \cdot (\mu \nabla \vec{u}) + \rho g, \quad (2.3)$$

donde ρ es la densidad, P es la presión, μ es la viscosidad y g es la aceleración de la gravedad.

- La ecuación de balance de una especie química en presencia de un campo de velocidades \vec{u} ,

$$\frac{\partial C}{\partial t} + \nabla \cdot (\vec{u}C) = \nabla \cdot (\Gamma \nabla C) + \frac{R_C}{\rho}, \quad (2.4)$$

donde C es concentración, Γ es la difusividad másica y R_C representa el incremento de concentración debido a reacción química.

- La ecuación de balance de energía,

$$\rho \left(\frac{\partial c_P T}{\partial t} + \nabla \cdot (\vec{u} c_P T) \right) = \nabla \cdot (k \nabla T) + \dot{q}_V, \quad (2.5)$$

donde T es la temperatura, c_P es el calor específico a presión constante y \dot{q}_V representa el calor generado por unidad de volumen atribuible a la difusión del amoníaco en la película.

2.3. Simplificaciones

La solución de este conjunto de ecuaciones diferenciales parciales sólo es posible cuando se consideraron varias simplificaciones[14, 16]:

1. No hay reacción química, $R_C = 0$.
2. Las condiciones no cambian en la dirección y , es decir, Todas las derivadas con respecto a y son cero. Los únicos cambios se dan en la dirección x (correspondiente al radio) y la dirección z (correspondiente a la altura). Por lo que el problema es bidimensional.
3. Prevalecen las condiciones de estado estacionario, $\partial/\partial t = 0$.
4. Sólo se tiene velocidad en la dirección z y ésta sólo depende de la posición en x , es decir: $u_x = u_y = 0$ y $u_z = f(x)$. Esto implica que consideremos un flujo completamente desarrollado, alejado de los bordes.
5. La difusión del gas y el flujo conductivo de calor en la dirección z es despreciable en comparación con el transporte difusivo y convectivo en dirección normal a la pared, por lo tanto: $\partial^2/\partial z^2 = 0$.
6. Las propiedades físicas ($\Gamma, k, \rho, \mu, c_P$) son constantes.
7. No se ejercen fuerzas de corte en la interfase del líquido por efecto del vapor.
8. El flujo es laminar y no se forman ondas en la superficie libre.
9. El flujo de solución se reparte de manera uniforme en todos los tubos.
10. La solución moja por completo la superficie interna de cada tubo.
11. Para cambios moderados de temperatura, $\dot{q}_V = 0^1$.

¹Este término puede ser no despreciado, sin embargo, su contribución es pequeña, ver apéndice B

Con estas simplificaciones las ecuaciones (2.3), (2.4) y (2.5) se reducen a la forma parabólica:

$$\mu \frac{d^2 u_z}{dx^2} + \rho g = 0 \quad (2.6)$$

$$u_z \frac{\partial C}{\partial z} = \Gamma \frac{\partial^2 C}{\partial x^2}, \quad (2.7)$$

$$u_z \frac{\partial T}{\partial z} = \alpha \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} \quad (2.8)$$

donde $\alpha = k/(\rho \cdot c_P)$, llamado coeficiente de difusión térmica.

2.4. Condiciones de frontera

En la entrada de los tubos del absorbedor se tiene un perfil uniforme de temperatura y concentración. Esta solución es la que proviene del generador después de pasar por el economizador. Entonces

$$C = C_0 \quad \text{en} \quad z = 0, \quad (2.9)$$

$$T = T_0 \quad \text{en} \quad z = 0, \quad (2.10)$$

La pared del tubo es impermeable y se supone en esta tesis como isotérmica, de modo que

$$\frac{\partial C}{\partial x} = 0 \quad \text{en} \quad x = 0, \quad (2.11)$$

$$T = T_W \quad \text{en} \quad x = 0, \quad (2.12)$$

En la interfase la concentración del gas disuelto está en equilibrio con la fase gaseosa, y la temperatura del gas es menor a la temperatura de la película. Per esta razón, se tiene un enfriamiento convectivo, además de un incremento de temperaturas debido al cambio de fase del amoniaco (vapor a líquido) a causa de la absorción. De esta forma se tiene

$$C = C_{if} \quad \text{en} \quad x = \delta, \quad (2.13)$$

$$-k \frac{\partial T}{\partial x} = h_{NH_3} (T_{if} - T_{NH_3}) + \frac{\dot{m}_{NH_3} L_{NH_3}}{A_{if}} \quad \text{en} \quad x = \delta, \quad (2.14)$$

donde δ es el espesor de película.

Para la velocidad, que sólo depende de la coordenada x se tienen las siguientes condiciones

$$u_z = 0 \quad \text{en} \quad x = 0, \quad (2.15)$$

$$\frac{\partial u_z}{\partial x} = 0 \quad \text{en} \quad x = \delta, \quad (2.16)$$

Con estas condiciones es fácil obtener la solución de la ecuación (2.6),

$$u_z = \frac{\rho g \delta x}{\mu} \left[1 - \frac{x}{2\delta} \right], \quad (2.17)$$

donde la velocidad máxima está dada por:

$$u_{max} = \frac{\rho g \delta^2}{2\mu} \quad \text{en} \quad x = \delta, \quad (2.18)$$

y la velocidad promedio por:

$$\bar{v} = \frac{2}{3} u_{max} = \frac{\rho g \delta^2}{3\mu}, \quad (2.19)$$

2.5. Espesor de película

La cantidad de masa que desciende por unidad de tiempo a través de la película a lo largo del tubo se define como:

$$\dot{m} = \rho \bar{v} A_{pf}, \quad (2.20)$$

donde el área perpendicular al flujo, A_{pf} , depende del diámetro interior del tubo, d_{in} , y del espesor de película que se forma en el mismo, es decir

$$A_{pf} = \frac{\pi}{4} [d_{in}^2 - (d_{in} - 2\delta)^2], \quad (2.21)$$

Por lo tanto el flujo másico de la película es:

$$\begin{aligned} \dot{m} &= \rho \left(\frac{\rho g \delta^2}{3\mu} \right) \left(\frac{\pi}{4} [d_{in}^2 - (d_{in} - 2\delta)^2] \right) \\ &= \frac{\rho^2 g \delta^2 \pi}{3\mu} \frac{\pi}{4} (d_{in}^2 - d_{in}^2 + 4\delta d_{in} - 4\delta^2) \\ &= \frac{\rho^2 g \pi \delta^2}{3\mu} (\delta d_{in} - \delta^2) \\ &= \frac{\rho^2 g \pi d_{in} \delta^3}{3\mu} \left(1 - \frac{\delta}{d_{in}} \right), \end{aligned} \quad (2.22)$$

de la ecuación (2.22) se puede calcular el espesor de la película

$$\delta^3 \left(1 - \frac{\delta}{d_{in}} \right) = \frac{\dot{m}}{\pi d_{in}} \frac{3\mu}{\rho^2 g} = \frac{\lambda 3\mu}{\rho^2 g}, \quad (2.23)$$

Para el caso en que el espesor es mucho menor al diámetro, $\delta \ll d_{in}$, se tiene

$$\delta = \left(\frac{3\mu\lambda}{\rho^2 g} \right)^{1/3}, \quad (2.24)$$

En otro caso, mediante un método iterativo, se puede obtener un resultado más preciso. Entonces, se tiene

$$\delta = \left(\frac{3\mu\lambda}{f(\delta)\rho^2g} \right)^{1/3}, \quad (2.25)$$

donde, $f(\delta)$, es un término que depende del espesor de la película y del diametro del tubo, y está dado por

$$f(\delta) = \left(1 - \frac{\delta}{d_{in}} \right). \quad (2.26)$$

Para resolver la ecuación (2.25) se da un valor inicial a $f(\delta)$. Se define $f(\delta) = 1$ y se calcula un espesor con la ecuación (2.25), después se sustituye en la ecuación (2.26), obteniendo un nuevo valor para $f(\delta)$, esto continúa hasta que el espesor ya no cambia.

Varios autores han propuesto fórmulas para calcular el espesor en película descendente. Este espesor depende del flujo másico y de las propiedades del fluido. En general se obtiene la ecuación (2.24) o una ecuación similar[17, 18].

2.6. Solución Analítica

Con el fin de obtener una solución analítica de las ecuaciones (2.7) y (2.8) que pueda utilizarse para validar la solución numérica, se realizaron algunas simplificaciones adicionales, como el suponer un flujo tapón, es decir, una velocidad constante en la película. Para la temperatura en la interfase se propone,

$$\frac{\partial T}{\partial x} = 0 \quad \text{en} \quad x = \delta, \quad (2.27)$$

Esta suposición se basa en que el coeficiente de transferencia de calor por convección del vapor de amoniaco es muy pequeño (despreciable) y que el proceso de cambio de fase debido a la absorción en la interfase es adiabático.

2.6.1. Solución para la temperatura

Las condiciones de frontera no son homogéneas por lo que se hace un cambio de variable

$$\theta = T - T_W, \quad (2.28)$$

de modo que las condiciones cambian a la forma:

$$\theta = 0 \quad \text{en} \quad x = 0, \quad (2.29)$$

$$\frac{\partial \theta}{\partial x} = 0 \quad \text{en} \quad x = \delta, \quad (2.30)$$

$$\theta = \theta_0 \quad \text{en} \quad z = 0, \quad (2.31)$$

y la ecuación (2.8) queda de la siguiente manera:

$$u_z \frac{\partial \theta}{\partial z} = \alpha \frac{\partial^2 \theta}{\partial x^2}, \quad (2.32)$$

y se procede a resolver por separación de variables dando la siguiente solución:

$$\theta = [a_1 \operatorname{sen} \beta x + a_2 \operatorname{cos} \beta x] \exp \left(-\frac{\beta^2 \alpha z}{u_z} \right), \quad (2.33)$$

Al aplicar las condiciones de frontera (2.29), (2.30) y (2.31) se obtiene,

$$\theta = \sum_{n=1}^{\infty} \left[\frac{2\theta_0}{\beta_n \delta} \operatorname{sen} \beta_n x \right] \exp \left(-\frac{\beta_n^2 \alpha z}{u_z} \right), \quad (2.34)$$

es decir,

$$T = T_W + \sum_{n=1}^{\infty} \left[\frac{2(T_0 - T_W)}{\beta_n \delta} \operatorname{sen} \beta_n x \right] \exp \left(-\frac{\beta_n^2 \alpha z}{u_z} \right), \quad (2.35)$$

donde $\beta_n = \frac{2n - 1}{2} \frac{\pi}{\delta}$

2.6.2. Solución para la concentración

Al igual que en el caso anterior se realiza un cambio de variable para homogenizar las condiciones de frontera

$$\phi = C - C_{if}, \quad (2.36)$$

así, las condiciones cambian a la forma:

$$\frac{\partial \phi}{\partial x} = 0 \quad \text{en} \quad x = 0, \quad (2.37)$$

$$\phi = 0 \quad \text{en} \quad x = \delta, \quad (2.38)$$

$$\phi = \phi_0 \quad \text{en} \quad z = 0, \quad (2.39)$$

y la ecuación (2.7) queda de la siguiente manera:

$$u_z \frac{\partial \phi}{\partial z} = \Gamma \frac{\partial^2 \phi}{\partial x^2}, \quad (2.40)$$

Se procede a resolver por separación de variables dando la siguiente solución:

$$\phi = [a_1 \operatorname{sen} \beta x + a_2 \operatorname{cos} \beta x] \exp \left(-\frac{\beta^2 \Gamma z}{u_z} \right), \quad (2.41)$$

que al aplicar las condiciones de frontera (2.37), (2.38) y (2.39) se obtiene,

$$\phi = \sum_{n=1}^{\infty} \left[\frac{2\phi_0}{\beta_n \delta} (-1)^{n+1} \operatorname{cos} \beta_n x \right] \exp \left(-\frac{\beta_n^2 \Gamma z}{u_z} \right), \quad (2.42)$$

y realizando el cambio dcorrespondiente se tiene

$$C = C_{if} + \sum_{n=1}^{\infty} \left[\frac{2(C_0 - C_{if})}{\beta_n \delta} (-1)^{n+1} \operatorname{cos} \beta_n x \right] \exp \left(-\frac{\beta_n^2 \Gamma z}{u_z} \right), \quad (2.43)$$

donde $\beta_n = \frac{2n - 1}{2} \frac{\pi}{\delta}$.

2.7. Comportamiento del fenómeno

Con las propiedades que se presentan en la tabla 2.1, obtenidas a partir de las correlaciones de Infante Ferreira a una temperatura y concentración constantes, se muestran a continuación algunos resultados del comportamiento del proceso de absorción en película descendente con base en las ecuaciones (2.35) y (2.43). Para su aplicación se tomaron diferentes valores de velocidad y espesor basados en el trabajo de Philipp y Ulrich[19] con dimetil sulfóxido. Ellos estudiaron la hidrodinámica del movimiento en película descendente. Realizaron diversas pruebas y los valores que presentan para la velocidad están por debajo de 1 m/s, y para el espesor por debajo de 1 mm. Las propiedades del dimetil sulfóxido y la mezcla amoníaco-nitrato de litio son diferentes, sin embargo, los valores de espesor y velocidad deben ser similares. En este trabajo se realizan diversas pruebas de espesor y velocidad por debajo de 1 mm y 1 m/s, respectivamente, para la mezcla amoníaco-nitrato de litio y se presentan a continuación.

Tabla 2.1: Propiedades de la mezcla en el Absorbedor

$$\begin{array}{l}
 (T = 40^{\circ}C, C = 0.488 \%p) \\
 \hline
 k = 1.3113 \quad W/(m \cdot K) \\
 \mu = 0.000985 \quad Pa \cdot seg \\
 \rho = 1001.71 \quad kg/m^3 \\
 c_P = 3074.42 \quad J/(kg \cdot K) \\
 \Gamma = 3.552 \times 10^{-9} \quad m^2/s \\
 \hline
 \end{array}$$

En la figura 2.2 se puede observar el comportamiento de la temperatura como función del largo del tubo y el espesor de la película. De acuerdo a estos resultados, la película es tan delgada que disipa el calor, alcanzando la temperatura de pared (40 °C) en menos de 20 cm de longitud del tubo. Como se podrá ver más adelante, en algunas pruebas el calor transmitido en el proceso tiene repercusión para valores más grandes de espesor y velocidad.

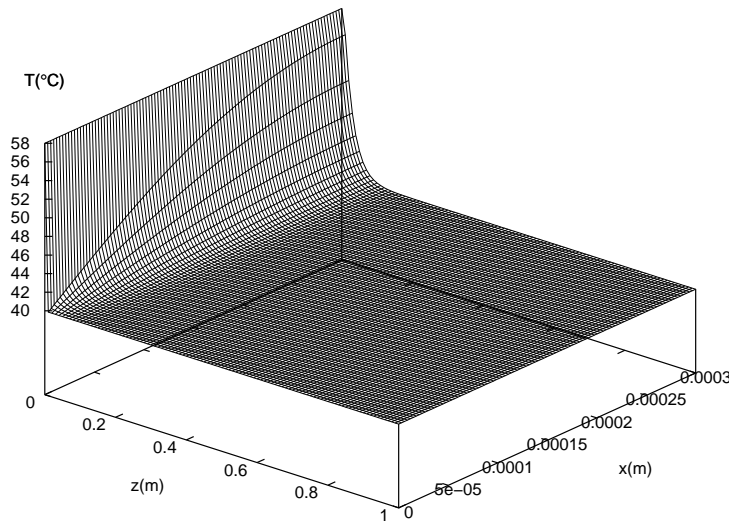


Figura 2.2: Perfil de temperatura, $\delta = 0.0003m$, $v = 0.3m/s$

En la figura 2.3 se muestra el fenómeno de absorción en película descendente. El amoníaco se absorbe en la interfase y se difunde a lo largo de la película. La concentración de amoníaco se incrementa conforme la película desciende a lo largo del tubo y disminuye al acercarse a la pared.

El coeficiente de difusión nos indica qué tan rápido se difunde una sustancia en otra y está relacionado con la temperatura y concentración. Como se muestra en la figura 2.2, la temperatura rápidamente alcanza la condición de frontera, por lo que el coeficiente difusivo depende principalmente de la concentración.

Entre mayor es la concentración se tiene un coeficiente difusivo mayor, por lo que la difusión será también mayor. Por esta razón, entre más delgada sea la película será mejor, ya que se favorece por la concentración de la interfase, que es alta (0.488).

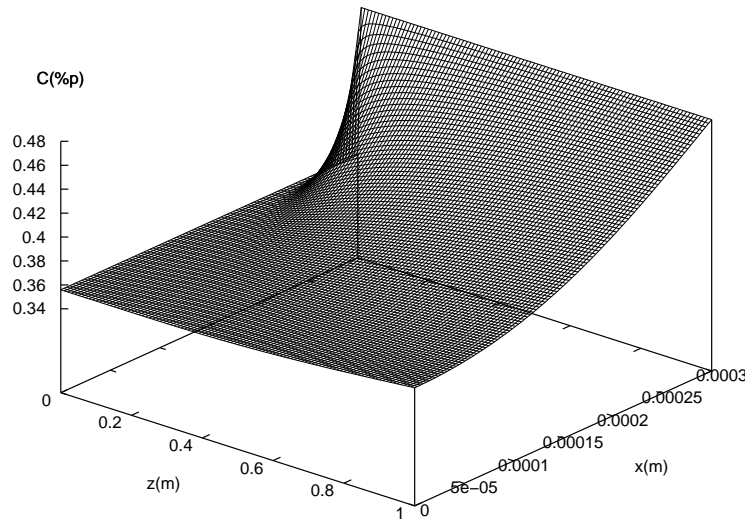


Figura 2.3: Perfil de concentración, $\delta = 0.0003m$, $v = 0.3m/s$

En la figura 2.4 se muestran los cambios de temperatura a lo largo del tubo para tres diferentes puntos del espesor de la película: cerca de la pared del tubo, 10%; a la mitad del espesor, 50% y cerca de la interfase, 90%. La temperatura de pared es alcanzada rápidamente en todo el espesor, por lo que la transferencia de calor en el absorbedor no representa problema para valores pequeños de espesor y velocidad de la película.

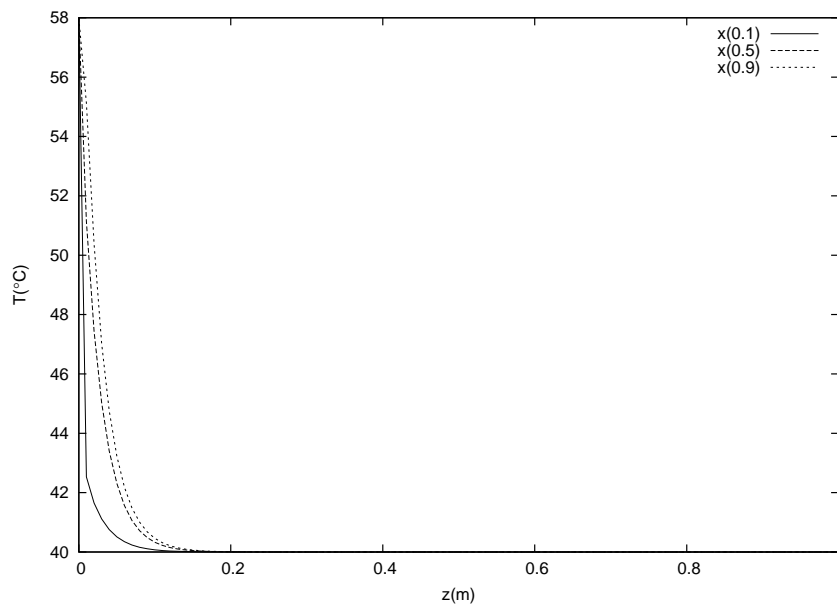


Figura 2.4: Temperatura a lo largo del tubo, $\delta = 0.0003m$, $v = 0.3m/s$

En la figura 2.5 se puede observar cómo cambia la concentración a lo largo del tubo, para los mismos puntos del espesor que en la figura 2.4. Se puede ver en la curva correspondiente

a 90 % del espesor (la más cercana a la interfase) que la mayor absorción se da al principio del tubo (alrededor de 20 cm), después continua la absorción en menor escala. La absorción es menor al alejarse de la interfase. Para valores por debajo de $0.3mm$ y $0.3m/s$ del espesor y velocidad, respectivamente, la concentración es mucho mayor.

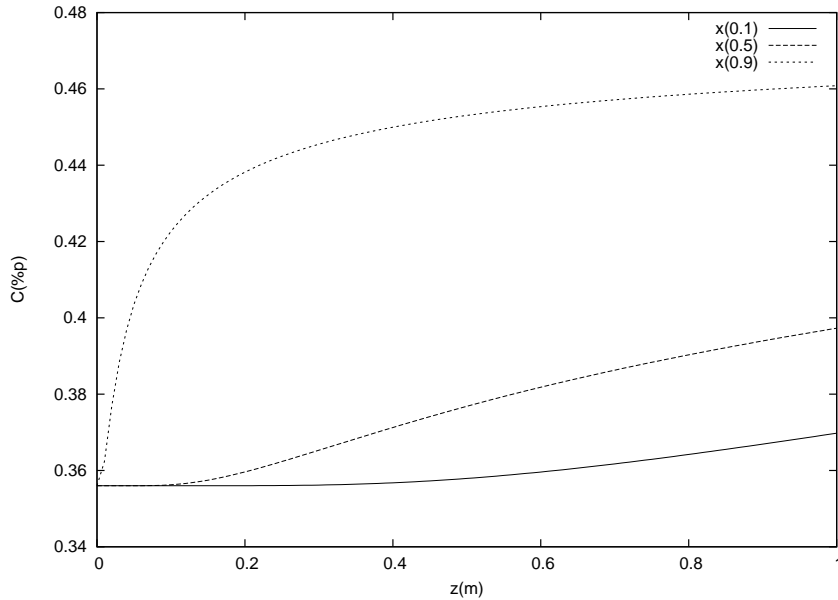


Figura 2.5: Concentración a lo largo del tubo, $\delta = 0.0003m$, $v = 0.3m/s$

En la figura 2.6 se puede observar una prueba realizada fijando el espesor de la película y variando la velocidad de descenso de la misma; se puede apreciar que para este valor de espesor, el incremento de la velocidad genera algunas pequeñas variaciones en las curvas de temperatura debido al arrastre, las curvas que se comparan en la figura corresponden a 50 % del espesor.

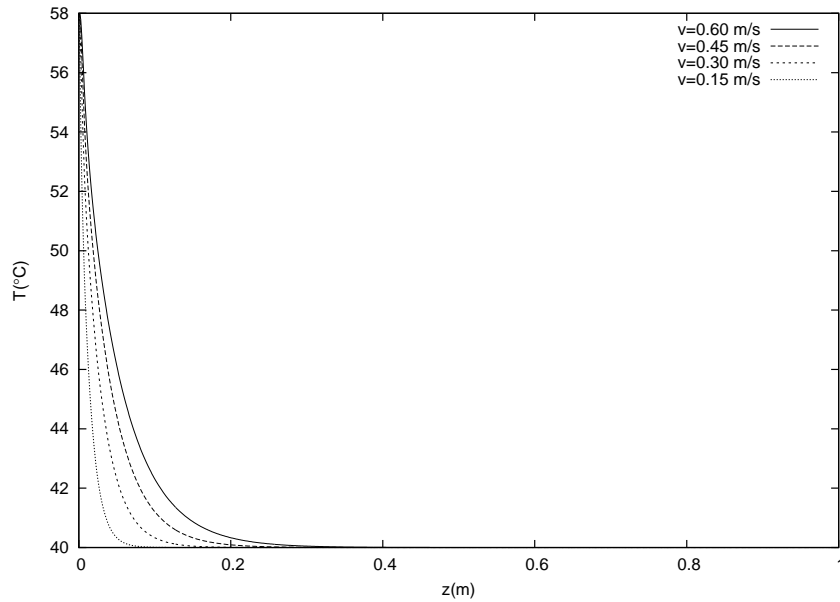


Figura 2.6: Temperatura a lo largo del tubo con espesor fijo, $\delta = 0.0003m$

En la figura 2.7, donde se grafica la concentración la concentración como función del largo del tubo, se puede ver como afecta a la absorción la velocidad en una película de espesor fijo de 0.3 mm. Se comparan las curvas a 50% del espesor. Se puede ver que velocidades pequeñas permiten una mayor difusión del amoniaco en la película, aumentando la concentración a lo largo del tubo.

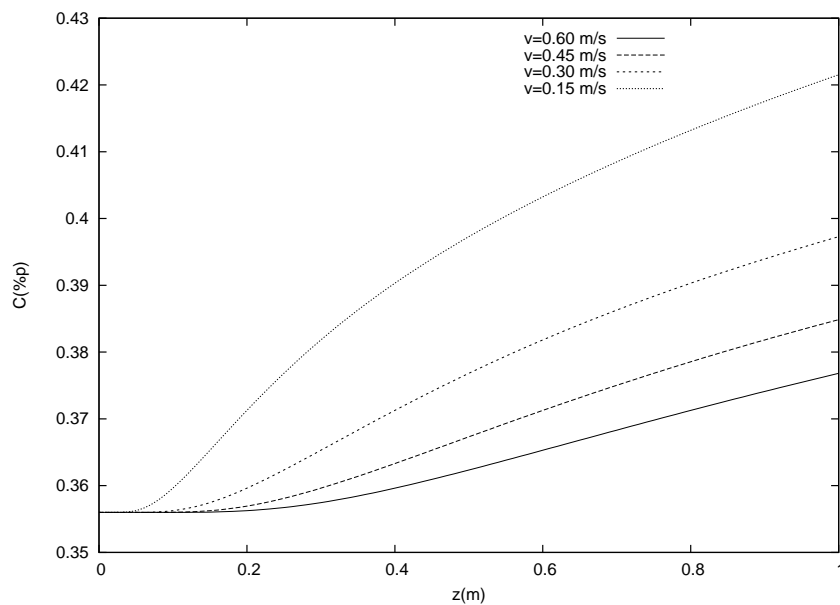


Figura 2.7: Concentración a lo largo del tubo con espesor fijo, $\delta = 0.0003m$

En la figura 2.8 se muestra la temperatura a lo largo del tubo manteniendo fija la

velocidad y variando el espesor de película. Para espesores grandes la temperatura alcanza la condición de frontera en una longitud del tubo mayor que para espesores pequeños.

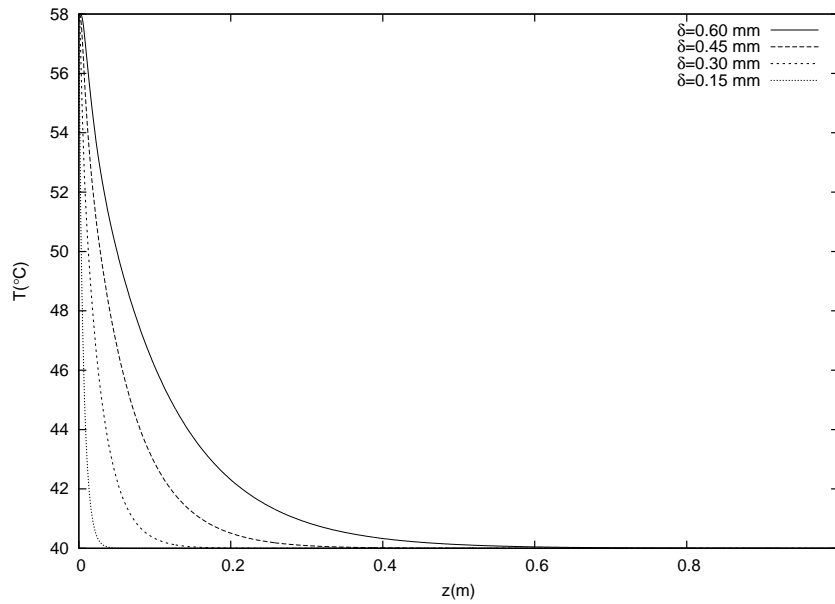


Figura 2.8: Temperatura a lo largo del tubo con velocidad fija, $v = 0.3m/s$

En la figura 2.9, donde se grafica la concentración a lo largo del tubo, se observa que a espesores de película pequeños se favorece la absorción. En la figura se comparan las curvas a 50 % del espesor.

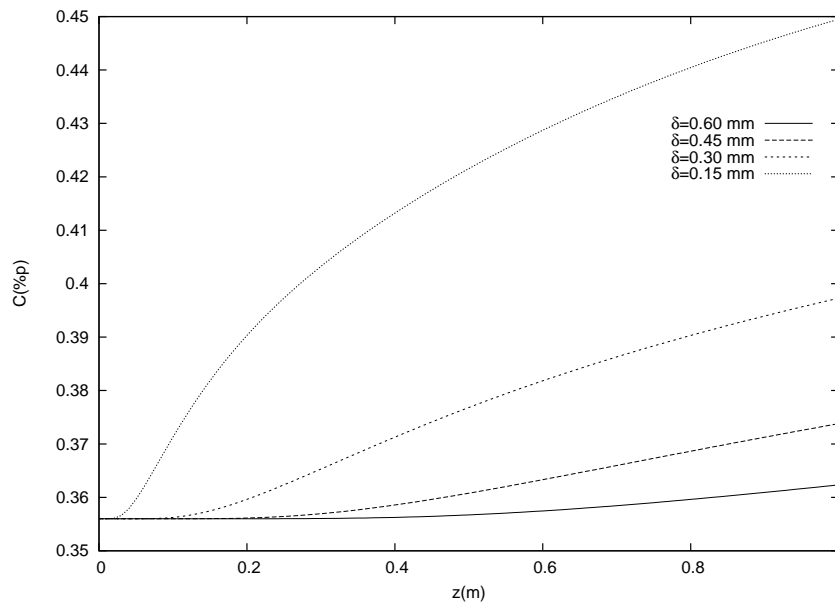


Figura 2.9: Concentración a lo largo del tubo con velocidad fija, $v = 0.3m/s$

En las figuras 2.10 y 2.11, se muestran la temperatura y concentración a lo largo del

tubo y se comparan diferentes pruebas de espesor y velocidad en 50 % del espesor. En estas figuras se puede observar como favorecen a la temperatura y concentración valores pequeños de velocidad y espesor. En el caso de temperatura, para el valor del espesor de 0.1 mm y velocidad de 0.1 m/s, el espesor es tan delgado que el calor se transfiere en una distancia extremadamente pequeña.

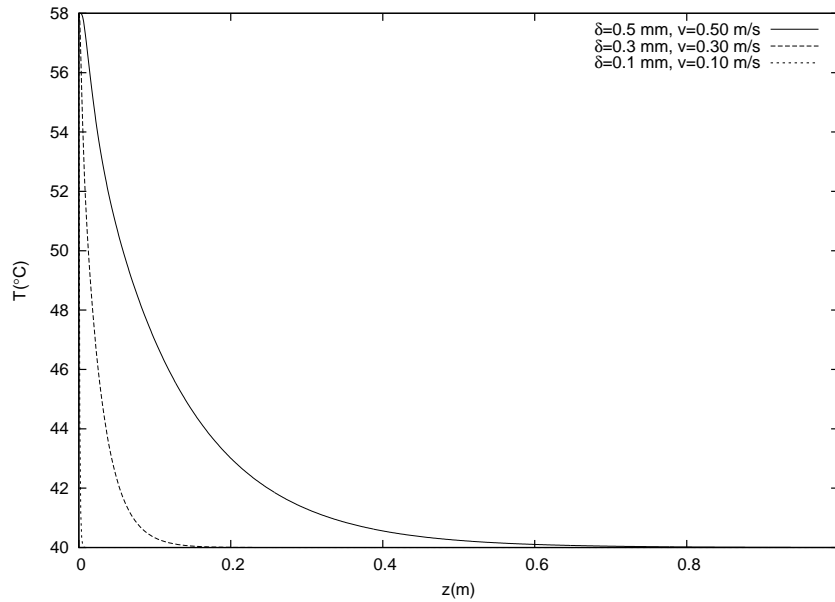


Figura 2.10: Temperatura en diferentes valores de espesor y velocidad

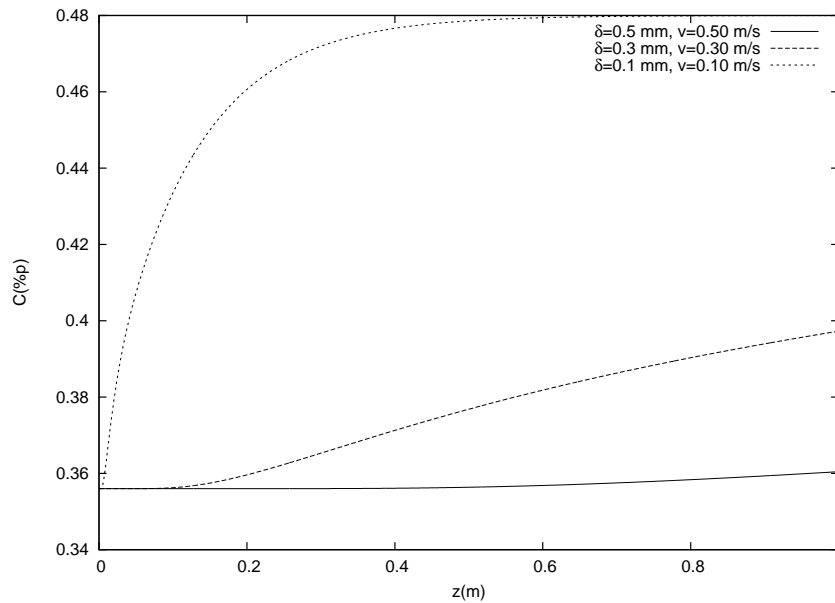


Figura 2.11: Concentración en diferentes valores de espesor y velocidad

Capítulo 3

Desarrollo numérico

En este capítulo se realiza el desarrollo numérico de las ecuaciones (2.7) y (2.8) y se describe el método de solución. Después se comparan los resultados de este modelo con la solución analítica encontrada en el capítulo anterior para validar parcialmente el modelo.

3.1. Procedimiento

Parte importante de este trabajo consiste en obtener una buena aproximación del proceso de absorción. Para lograr esto, se elaboro un programa numérico donde es posible utilizar condiciones de frontera más complejas (sección 2.4), que las utilizadas para soluciones analíticas, lo que ofrece una mayor generalidad y permite estudiar casos más realistas.

De forma general se realiza lo siguiente: Se define un perfil de temperatura y concentración inicial, con el cual, se calculan las propiedades físicas de la mezcla. Para este perfil inicial se supone una temperatura y concentración uniforme en toda la película. Con las propiedades físicas, el flujo de masa de la solución y utilizando la ecuación (2.24), se calcula el espesor de la película a lo largo del tubo. Con estos datos y utilizando la ecuación (2.17) se obtiene el perfil de velocidad para la película. Este perfil se utiliza para resolver las ecuaciones (2.7) y (2.8) de forma numérica.

Otra aproximación, que se hace para mejorar el programa, es la siguiente: Se utilizan los perfiles de temperatura y concentración obtenidos para recalculan las propiedades físicas del fluido. Al utilizar estos perfiles las propiedades físicas varían en toda la película. Se vuelven a calcular el espesor y la velocidad. Con estos se obtienen nuevamente los perfiles de temperatura y concentración, repitiéndose el proceso. Este método iterativo continúa hasta que los perfiles de temperatura y concentración ya no cambian. El espesor y el perfil de velocidad dependen de las propiedades del fluido. Con este método iterativo las propiedades a lo largo de la película cambian. Por esta razón se tiene un espesor diferente a lo largo del tubo y un perfil de velocidad diferente para cada valor del espesor.

Al utilizar el método iterativo, el perfil de velocidad que se obtiene con la ecuación (2.17)

se deforma, debido a que las propiedades cambian a lo largo y ancho de la película. Por esta razón fue necesario utilizar un método numérico para resolver la ecuación (2.6), en lugar de su solución analítica.

3.2. Discretización de las ecuaciones

Para la discretización de las ecuaciones (2.7) y (2.8), se utiliza el modelo aguas arriba (*upwind*)[15]¹. En la figura 3.1, se muestra el volumen de control para dos dimensiones que se tomó en la película. El fluido desciende en la dirección de sur, S, a norte, N y la difusión ocurre de este, E, a oeste, W. El modelo aguas arriba considera sólo al término convectivo, el término difusivo se considera de forma lineal.

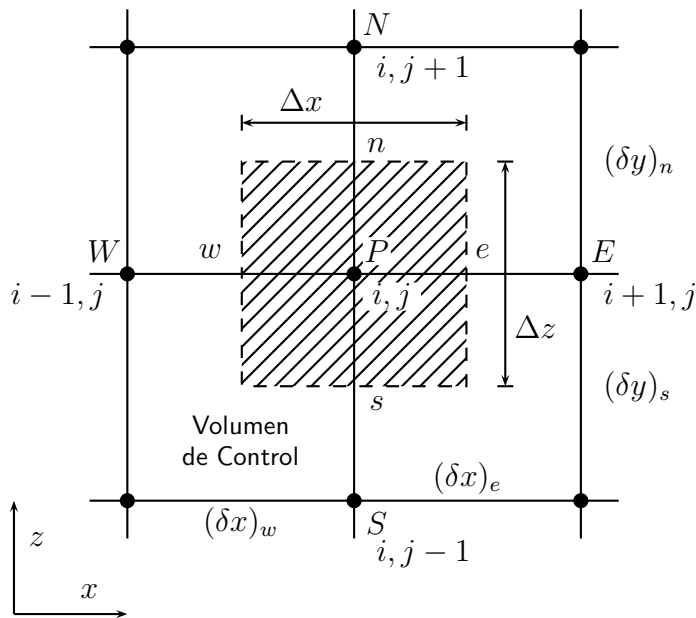


Figura 3.1: Volumen de control en dos dimensiones.

Para el caso de la temperatura se tiene,

$$\frac{\partial(c_P \rho u_z T)}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left(k \frac{\partial T}{\partial x} \right), \quad (3.1)$$

$$\int_w^e \int_s^n \frac{\partial(c_P \rho u_z T)}{\partial z} dz dx = \int_s^n \int_w^e \left[\frac{\partial}{\partial x} \left(k \frac{\partial T}{\partial x} \right) \right] dx dz, \quad (3.2)$$

$$((c_P \rho u_z)_n T_N - (c_P \rho u_z)_s T_S) \Delta x = \frac{k_e (T_E - T_P) \Delta z}{(\delta x)_e} - \frac{k_w (T_P - T_W) \Delta z}{(\delta x)_w}. \quad (3.3)$$

¹Se puede utilizar el modelo de diferencias centrales, ver apéndice B. Sin embargo este modelo tiene limitaciones

Para la parte convectiva, el valor de T en la cara del volumen de control es igual al valor de T en el punto de la malla, de acuerdo a la siguiente consideración,

$$T_N = T_P \quad \text{si} \quad F_n > 0, \quad (3.4)$$

$$T_S = T_P \quad \text{si} \quad F_s < 0, \quad (3.5)$$

donde $F = c_P \rho u_z$, representa la fuerza de la convección.

Las consideraciones anteriores se pueden reescribir definiendo un nuevo operador. El cual se define como: $[[A, B]]$, y sirve para seleccionar el mayor valor entre A y B .

La ecuación discretizada es,

$$a_{PT}T_P = a_{ET}T_E + a_{WT}T_W + a_{NT}T_N + a_{ST}T_S, \quad (3.6)$$

donde

$$a_{NT} = [[-F_{nT}, 0]], \quad (3.7)$$

$$a_{ST} = [[F_{sT}, 0]], \quad (3.8)$$

$$a_{ET} = D_{eT}, \quad (3.9)$$

$$a_{WT} = D_{wT}, \quad (3.10)$$

$$\begin{aligned} a_{PT} &= ([[F_{sT}, 0]] + [[-F_{nT}, 0]] + D_{eT} + D_{wT}), \\ &= a_{ST} + a_{NT} + a_{ET} + a_{WT}, \end{aligned} \quad (3.11)$$

$$D_{eT} = \frac{k_e \Delta z}{(\delta x)_e}, \quad (3.12)$$

$$D_{wT} = \frac{k_w \Delta z}{(\delta x)_w}, \quad (3.13)$$

$$F_{nC} = c_P \rho u \Delta x, \quad (3.14)$$

$$F_{sC} = c_P \rho u \Delta x. \quad (3.15)$$

$$(3.16)$$

De forma análoga, para la concentración se tiene:

$$\frac{\partial(\rho u_z C)}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left(\Gamma \frac{\partial C}{\partial x} \right), \quad (3.17)$$

$$\int_w^e \int_s^n \frac{\partial(\rho u_z C)}{\partial z} dz dx = \int_s^n \int_w^e \left[\frac{\partial}{\partial x} \left(\Gamma \frac{\partial C}{\partial x} \right) \right] dx dz, \quad (3.18)$$

$$((\rho u_z)_n C_N - (\rho u_z)_s C_S) \Delta x = \frac{\Gamma_e (C_E - C_P) \Delta z}{(\delta x)_e} - \frac{\Gamma_w (C_P - C_W) \Delta z}{(\delta x)_w}, \quad (3.19)$$

y bajo la misma consideración que se hizo para la parte convectiva en la temperatura, la ecuación discretizada queda de la siguiente forma,

$$a_{PC}C_P = a_{EC}C_E + a_{WC}C_W + a_{NC}C_N + a_{SC}C_S, \quad (3.20)$$

donde

$$a_{NC} = [[-F_{nC}, 0]], \quad (3.21)$$

$$a_{SC} = [[F_{sC}, 0]], \quad (3.22)$$

$$a_{EC} = D_{eC}, \quad (3.23)$$

$$a_{WC} = D_{wC}, \quad (3.24)$$

$$\begin{aligned} a_{PC} &= ([[F_{sC}, 0]] + [[-F_{nC}, 0]] + D_{eC} + D_{wC}), \\ &= a_{SC} + a_{NC} + a_{EC} + a_{WC}, \end{aligned} \quad (3.25)$$

$$D_{eC} = \frac{\Gamma_e \Delta z}{(\delta x)_e}, \quad (3.26)$$

$$D_{wC} = \frac{\Gamma_w \Delta z}{(\delta x)_w}, \quad (3.27)$$

$$F_{nC} = u \Delta x, \quad (3.28)$$

$$F_{sC} = u \Delta x. \quad (3.29)$$

$$(3.30)$$

Analizando las ecuaciones discretizadas se observa que los términos a_N , tanto de concentración como de temperatura, ecuaciones (3.7) y (3.21), son siempre cero. Esto se debe a que la velocidad es cero en la pared del tubo y aumenta conforme se acerca a la interfase, es decir, la velocidad es siempre positiva. Por lo que se pueden reducir las ecuaciones del modelo aguas arriba.

Para el caso de la temperatura se tiene:

$$a_{PT}T_P = a_{ET}T_E + a_{WT}T_W + a_{ST}T_S, \quad (3.31)$$

$$a_{ET} = \frac{k_e \Delta z}{(\delta x)_e},$$

$$a_{WT} = \frac{k_w \Delta z}{(\delta x)_w},$$

$$a_{ST} = c_P \rho u_z \Delta x,$$

$$a_{PT} = a_{ET} + a_{WT} + a_{ST}.$$

Y para la concentración se tiene:

$$a_{PC}C_P = a_{EC}C_E + a_{WC}C_W + a_{SC}C_S, \quad (3.32)$$

$$a_{EC} = \frac{\Gamma_e \Delta z}{(\delta x)_e},$$

$$a_{WC} = \frac{\Gamma_w \Delta z}{(\delta x)_w},$$

$$a_{SC} = u \Delta x,$$

$$a_{PC} = a_{EC} + a_{WC} + a_{SC}.$$

3.3. Método de solución

Para resolver las ecuaciones (3.31) y (3.32) se utiliza el método de TDMA (*TriDiagonal-Matrix Algorithm*)[15]. Este método consiste en resolver una matriz tridiagonal. La solución del método TDMA es para el caso de una dimensión. Las ecuaciones que se resuelven en este trabajo se desarrollan en dos dimensiones. Para resolver éstas, con el método TDMA, se fija una de las coordenadas y se resuelve en la otra. Esto se puede mostrar como sigue, tomando la variable ξ como un caso general.

$$a_i \xi_{i,j} = b_i \xi_{i+1,j} + c_i \xi_{i-1,j} + d_i, \quad (3.33)$$

donde, $i = 0, 1, 2, 3, \dots, m_x$ y $j = 0, 1, 2, 3, \dots, m_z$, los términos m_x y m_z , representan el número de volúmenes de control en la dirección x y z , respectivamente. En este caso se fija j , correspondiente a la dirección de descenso de la película. Los demás términos se relacionan, de acuerdo a la figura 3.1, como

$$\begin{aligned} a_i \xi_{i,j} &= a_P \xi_P, \\ b_i \xi_{i+1,j} &= a_E \xi_E, \\ c_i \xi_{i-1,j} &= a_W \xi_W, \\ d_i &= d'_i \xi_{i,j-1} = a_S \xi_S. \end{aligned}$$

La variable $\xi_{i,j}$ está relacionada con los volúmenes de control vecinos $\xi_{i+1,j}$, $\xi_{i-1,j}$ y $\xi_{i,j-1}$. En las fronteras de la ecuación (3.33), $\xi_{0,j}$, $\xi_{m_x,j}$, se fija

$$c_0 = 0 \quad \text{y} \quad b_n = 0. \quad (3.34)$$

La ecuación (3.33) se puede reescribir como sigue,

$$\xi_{i,j} = P_i \xi_{i+1,j} + Q_i, \quad (3.35)$$

para un valor anterior, tenemos

$$\xi_{i-1,j} = P_{i-1} \xi_{i,j} + Q_{i-1}, \quad (3.36)$$

sustituyendo en la ecuación (3.33) se obtiene:

$$a_i \xi_{i,j} = b_i \xi_{i+1,j} + c_i (P_{i-1} \xi_i + Q_{i-1}) + d_i, \quad (3.37)$$

la cual se puede reordenar para que se vea como la ecuación (3.35), en otras palabras, los coeficientes P_i y Q_i están dados por

$$P_i = \frac{b_i}{a_i - c_i P_{i-1}}, \quad (3.38)$$

$$Q_i = \frac{d_i + c_i Q_{i-1}}{a_i - c_i P_{i-1}}. \quad (3.39)$$

Éstas son relaciones de recurrencia, se obtienen P_i y Q_i en términos de P_{i-1} y Q_{i-1} . La ecuación (3.33) también se puede acomodar como la ecuación (3.35) en las fronteras, con lo cual se obtienen los valores iniciales de la serie. Los valores de P_0 y Q_0 son:

$$P_0 = \frac{b_0}{a_0}, \quad (3.40)$$

y

$$Q_0 = \frac{d_0}{a_0}. \quad (3.41)$$

Para el caso de la concentración, las ecuaciones son las siguientes

$$a_0 C_{0,j} = b_0 C_{1,j} + d_0, \quad (3.42)$$

$$a_1 C_{1,j} = b_1 C_{2,j} + c_1 C_{0,j} + d_1, \quad (3.43)$$

$$\vdots \quad \vdots \quad \vdots$$

$$a_i C_{i,j} = b_i C_{i+1,j} + c_i C_{i-1,j} + d_i, \quad (3.44)$$

$$\vdots \quad \vdots \quad \vdots$$

$$a_{m_x-1} C_{m_x-1,j} = b_{m_x-1} C_{m_x,j} + c_{m_x-1} C_{m_x-2,j} + d_{m_x-1}, \quad (3.45)$$

$$C_{m_x,j} = C_{if}. \quad (3.46)$$

Estas ecuaciones se reacomodan como la ecuación (3.35),

$$C_{i,j} = P_i C_{i+1,j} + Q_i. \quad (3.47)$$

El procedimiento es el siguiente: Se calcula P_0 y Q_0 . Con estos valores y utilizando las relaciones de recurrencia (3.38) y (3.39), se calculan P_i y Q_i para $i = 1, 2, 3, \dots, m_x-1$. Usando la ecuación (3.47) con $i = m_x-1, m_x-2, \dots, 0$, se obtiene $C_{m_x-1,j}, C_{m_x-2,j}, \dots, C_{0,j}$.

Una vez que se resuelve en la dirección i , se pasa al siguiente valor de j . Este procedimiento continua hasta obtener el perfil de la concentración en toda la película.

En la dirección de descenso de la película se comienza a resolver a partir de $j = 1$, los valores de $j = 0$ corresponde a la condición de frontera en $z = 0$. Es decir, se obtiene $C_{i,1}$ a partir de $C_{i,0}$, después, con $C_{i,1}$ se obtiene $C_{i,2}$, y así sucesivamente hasta terminar el tubo.

Para el caso de la temperatura, $T_{i,j}$, se resuelve de forma similar. Las ecuaciones para la temperatura son:

$$T_{0,j} = T_W, \quad (3.48)$$

$$a_1 T_{1,j} = b_1 T_{2,j} + c_1 T_{0,j} + d_1, \quad (3.49)$$

$$\vdots \quad \vdots \quad \vdots$$

$$a_i T_{i,j} = b_i T_{i+1,j} + c_i T_{i-1,j} + d_i, \quad (3.50)$$

$$\vdots \quad \vdots \quad \vdots$$

$$a_{m_x-1} T_{m_x-1,j} = b_{m_x-1} T_{m_x,j} + c_{m_x-1} T_{m_x-2,j} + d_{m_x-1}, \quad (3.51)$$

$$a_{m_x} T_{m_x,j} = c_{m_x} T_{m_x-1,j} + d_{m_x}. \quad (3.52)$$

En el parámetro d_i se incluye el valor de $T_{i,j-1}$. Estas ecuaciones se acomodan de forma similar a la ecuación (3.35), con algunos cambios, y quedan de la siguiente forma,

$$T_{i,j} = P_i T_{i-1,j} + Q_i. \quad (3.53)$$

Las relaciones de recurrencia, P_i y Q_i , se obtienen en términos de P_{i+1} y Q_{i+1} ,

$$P_i = \frac{b_i}{a_i - c_i P_{i+1}}, \quad (3.54)$$

$$Q_i = \frac{d_i + c_i Q_{i+1}}{a_i - c_i P_{i+1}}. \quad (3.55)$$

La serie inicia ahora en P_{m_x} y Q_{m_x} , y se definen como:

$$P_{m_x} = \frac{c_{m_x}}{a_{m_x}}, \quad (3.56)$$

y

$$Q_{m_x} = \frac{d_{m_x}}{a_{m_x}}. \quad (3.57)$$

El procedimiento es el siguiente: Se calcula P_{m_x} y Q_{m_x} . Con estos valores y utilizando las relaciones de recurrencia (3.54) y (3.55), se calculan P_i y Q_i para $i = m_x - 1, m_x - 2, m_x - 3, \dots, 1$. Usando la ecuación (3.53) con $i = 1, 2, 3, \dots, m_x$, se obtiene $T_{1,j}, T_{2,j}, T_{3,j} \dots, T_{m_x,j}$. Después se sigue con el procedimiento descrito anteriormente para la concentración, hasta obtener el perfil de la temperatura en toda la película.

Con el procedimiento que se ha descrito hasta el momento, se resuelven las ecuaciones (2.7) y (2.8) de forma numérica, utilizando las simplificaciones de la sección 2.3. El método de solución se puede ver en forma general en la figura 3.2.

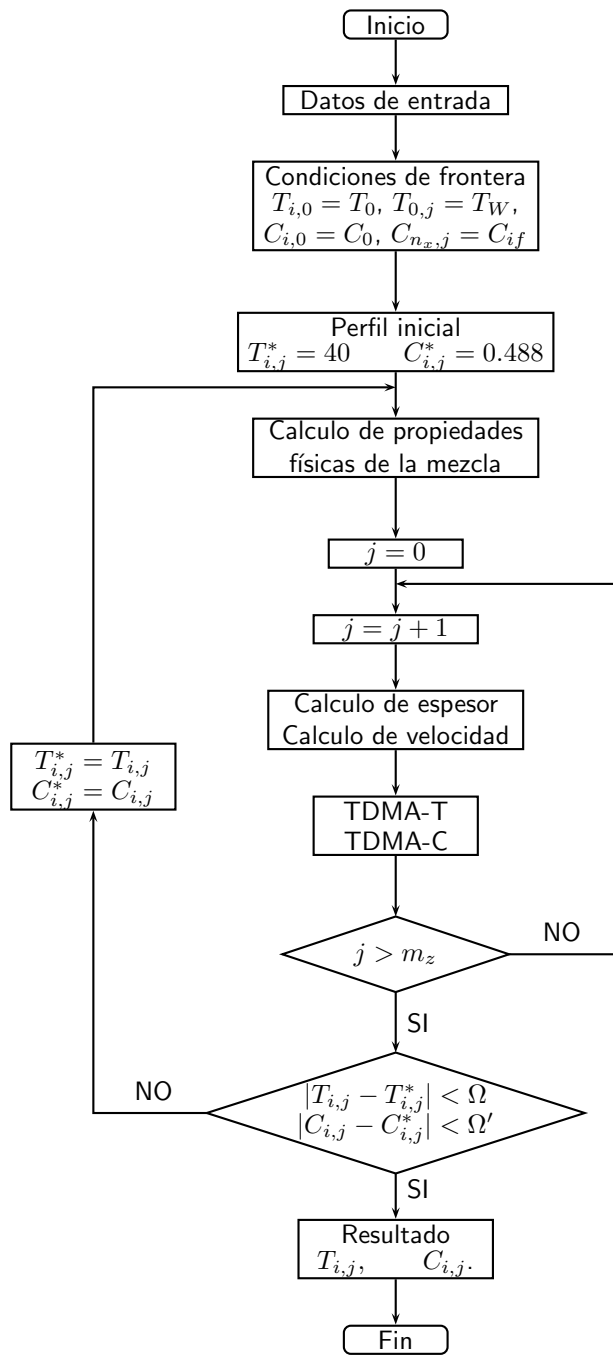


Figura 3.2: Diagrama de flujo de la solución numérica

3.4. Comparación

En esta sección se presenta la comparación entre la solución analítica y la numérica. Para realizarla se toman las condiciones y simplificaciones que se tomaron para el caso analítico.

En la figura 3.3 se muestra la comparación numérico-analítica de la temperatura a lo largo del tubo en diferentes pruebas, graficándose a la mitad del espesor. Se puede ver que el mayor error se presenta en las curvas con los valores de espesor de película y velocidad más reducidos.

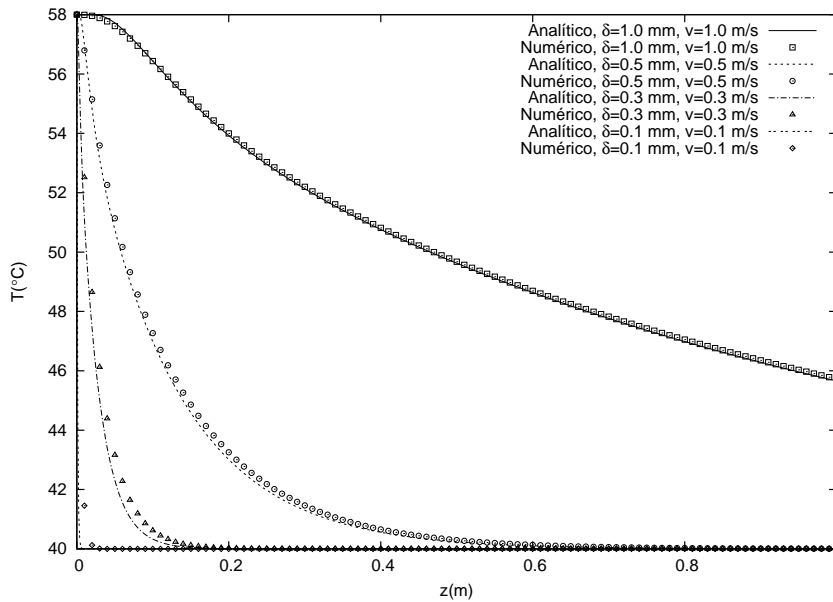


Figura 3.3: Comparación numérico-analítica de la temperatura a lo largo del tubo.

En la figura 3.4 se muestra la comparación numérica-analítica de la concentración. Al igual que en el caso de la temperatura, los errores más grandes se presenta en curvas con espesor y velocidad de menor valor. Para todos los demás casos, el modelo numérico se aproxima muy bien a la solución analítica.

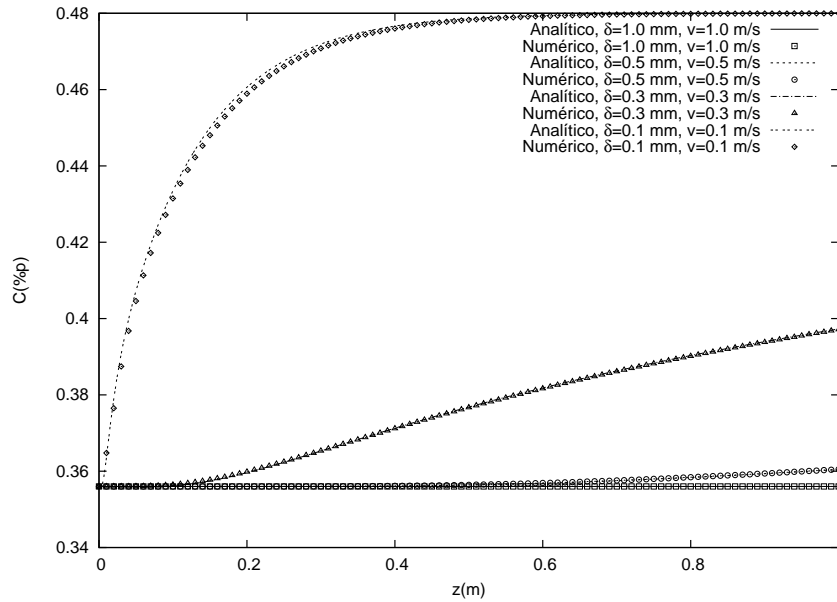


Figura 3.4: Comparación numérico-analítica de la concentración a lo largo del tubo.

En la figura 3.5, se observa la comparación numérica-analítica de la temperatura a lo largo del espesor en 10 % de la longitud del tubo. Se usa este valor, ya que, a la entrada del tubo es donde se observan las temperaturas más altas. También se observa como disminuye la exactitud conforme disminuye el espesor y velocidad.

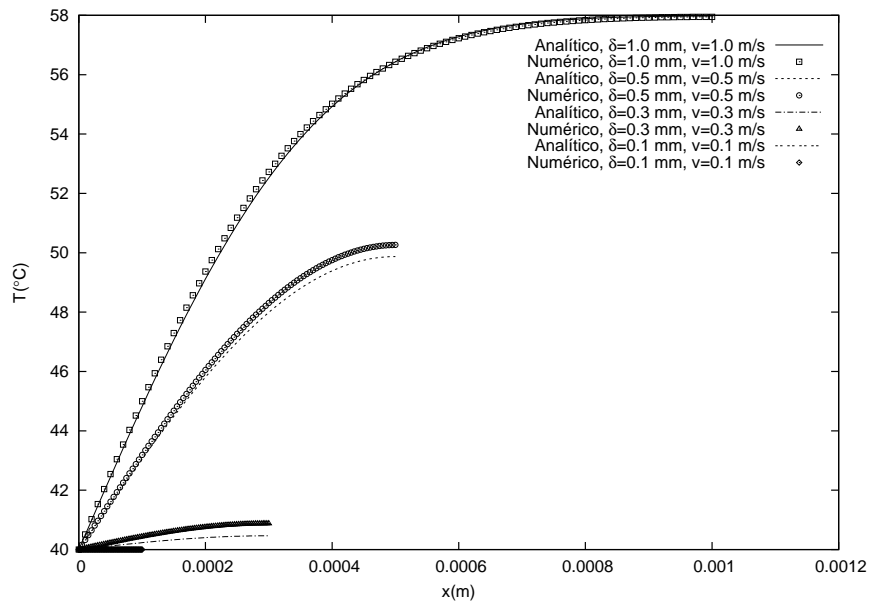


Figura 3.5: Comparación numérico-analítica de la temperatura en el espesor de película.

La figura 3.6 muestra la comparación de la concentración en el espesor a 50 % del largo del tubo. Para este caso el valor numérico se aproxima mucho al valor analítico. También se puede apreciar que, para valores pequeños de espesor y velocidad, se mejora la absorción.

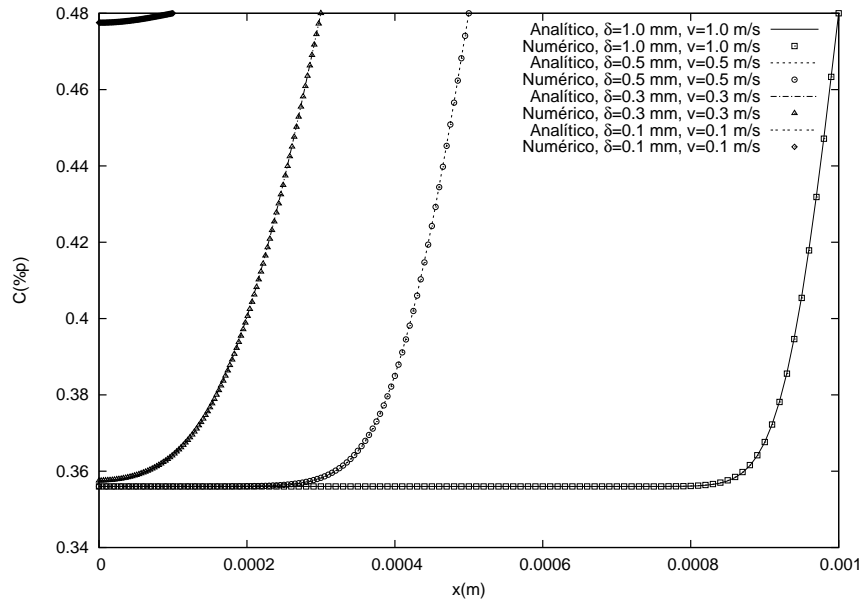


Figura 3.6: Comparación numérico-analítica de la concentración en el espesor de película.

También se desarrolló un programa numérico para la velocidad y su comparación con la ecuación (2.6) se muestra en la figura 3.7. Se mantienen todas las propiedades constantes y se define un espesor de 0.3 mm, con lo que se obtiene el perfil de velocidad.

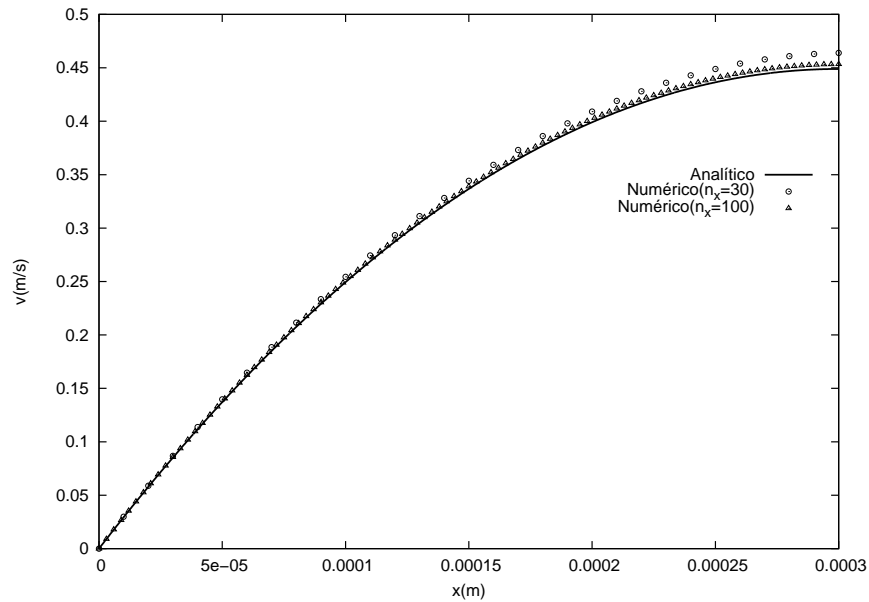


Figura 3.7: Comparación numérico-analítica de la velocidad, $\delta = 0.0003$ m.

3.5. Error relativo

Se calculó el error relativo entre la solución analítica y numérica para la prueba con un espesor y velocidad de 0.3 mm y 0.3 m/s, respectivamente, como se muestra en la tabla 3.1. La variable n_x en la tabla se refiere al número de volúmenes de control en el espesor de la película y n_z se refiere al número volúmenes de control en el largo del tubo. Si se utilizan valores bajos de espesor y velocidad, se hace un poco difícil obtener el error para temperatura. En la temperatura es donde se observó el mayor error, especialmente en la interfase. Para obtener el error relativo se grafica temperatura contra el espesor de película en 10% del largo del tubo (10 cm del largo del tubo), donde se aprecia el gradiente de mayor cambio.

$$\%Er = \frac{|T_{\text{analítica}} - T_{\text{numérica}}|}{T_{\text{analítica}}} \times 100 \quad (3.58)$$

Tabla 3.1: Error relativo entre la solución analítica y numérica

n_z	n_x	$\%Er$
100	100	1.00
100	400	0.72
400	100	0.34
200	400	0.40
400	200	0.25
1000	200	0.11
3000	200	0.05

Puede concluirse que la concordancia entre la solución analítica y la numérica es bastante aceptable, por lo que el programa numérico se ha validado parcialmente. Esto permite tener una mayor confianza en los resultados numéricos obtenidos para condiciones más realistas que se presenta a continuación.

3.6. Comparación de resultados numéricos

En las figuras 3.8 y 3.9 se muestran los perfiles de concentración y temperatura como función de la coordenada longitudinal. Se comparan algunos resultados numéricos manteniendo las propiedades constantes y usando el método iterativo, donde se recalculan las propiedades. En las gráficas se comparan la temperatura y la concentración a lo largo del tubo en 50% del espesor de película. El cambio más sobresaliente se da en la concentración. El utilizar el método iterativo, donde varían las propiedades, muestra una concentración menor

que al haber usado propiedades constantes. También hay cambios pequeños en las curvas de temperatura que indican una mejor transferencia de calor en la película al utilizar el método iterativo. En la figura 3.8 las curvas correspondientes a 0.3 mm y 0.3 m/s, con propiedades variables, se enciman con la curva 0.5 mm y 0.5 m/s, con propiedades constantes.

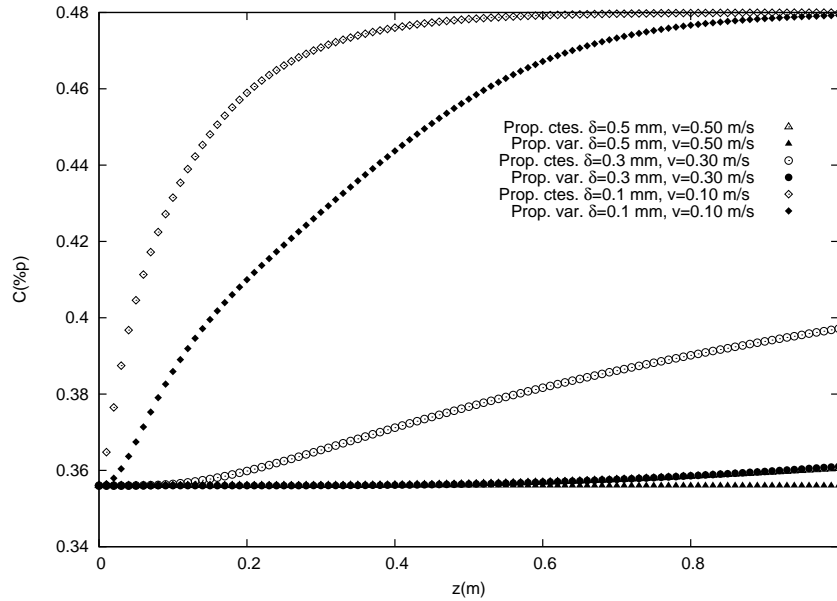


Figura 3.8: Concentración a lo largo del tubo comparando propiedades constantes y variando propiedades con el método iterativo.

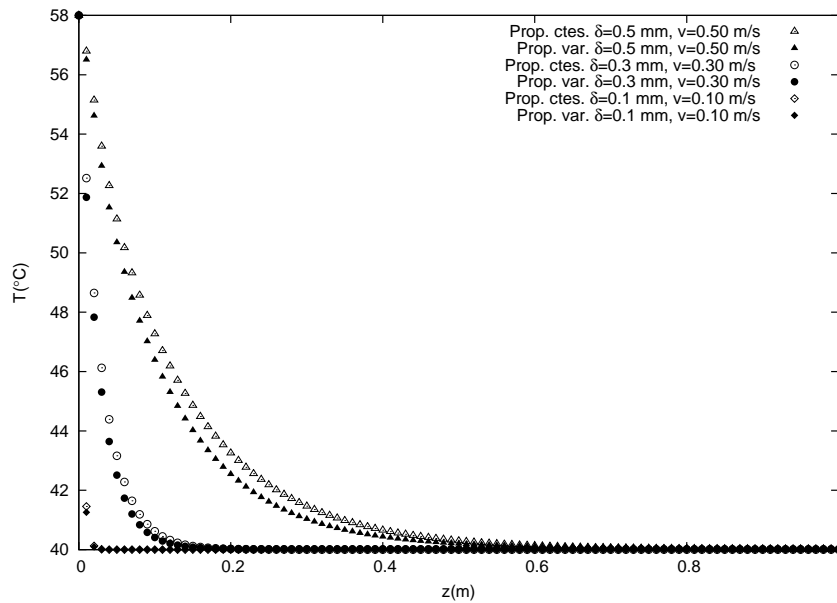


Figura 3.9: Temperatura a lo largo del tubo comparando propiedades constantes y variando propiedades con el método iterativo.

En la figura 3.10 se observa el espesor a lo largo del tubo, comparandose las ecuaciones (2.24) y (2.25), esta última se resuelve mediante iteración numérica. Se tiene poca variación entre las curvas. Se utilizará en adelante el espesor calculado numéricamente, ya que, de acuerdo con la ecuación (2.25), tiene mayor precisión.

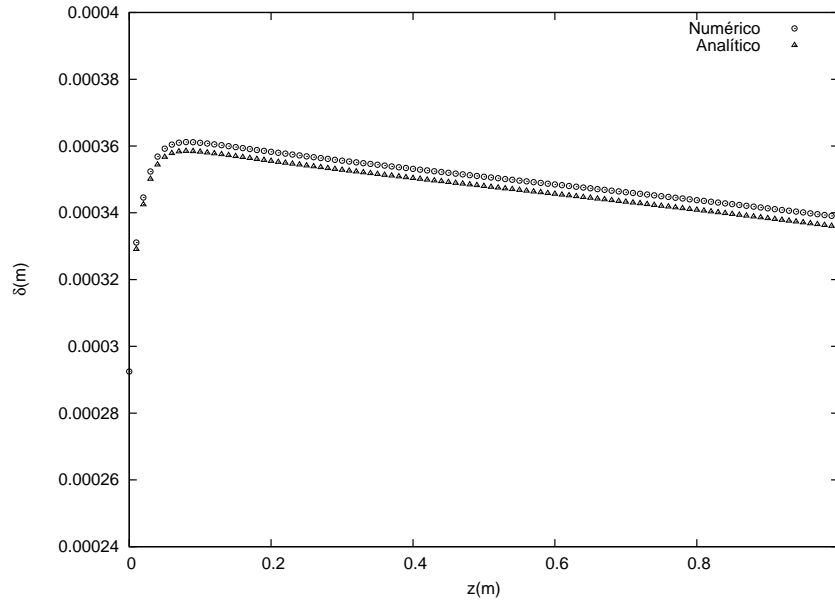


Figura 3.10: Comparación del espesor a lo largo del tubo, calculado con fórmula analítica y numéricamente.

En la figura 3.11 se muestra la concentración a lo largo del tubo, en un punto a 50% del espesor. Se comparan las condiciones de frontera utilizadas para obtener soluciones analíticas y las condiciones más generales que se describieron para el fenómeno a analizar. Es decir, utilizando calor latente de cambio de fase y coeficiente convectivo del vapor de amoníaco y sin utilizarlos. Se aprecia en la gráfica que, no existe un cambio significativo en la concentración entre los datos sin calor latente y los datos donde si se considera, que corresponde al programa final.

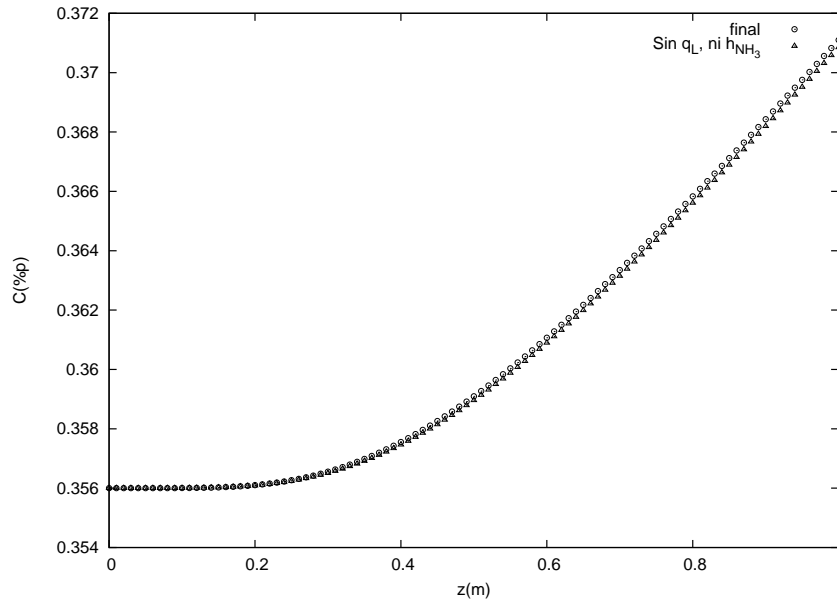


Figura 3.11: Concentración a lo largo del tubo, efecto del calor latente.

En la figura 3.12 se comparan los resultados numéricos para la temperatura a lo largo del tubo, utilizando calor latente de cambio de fase y coeficiente convectivo de amoniaco en la interfase y sin utilizarlos. La mayor diferencia se presenta en la parte inicial del tubo (cuando comienza el descenso) y después la influencia del calor latente disminuye.

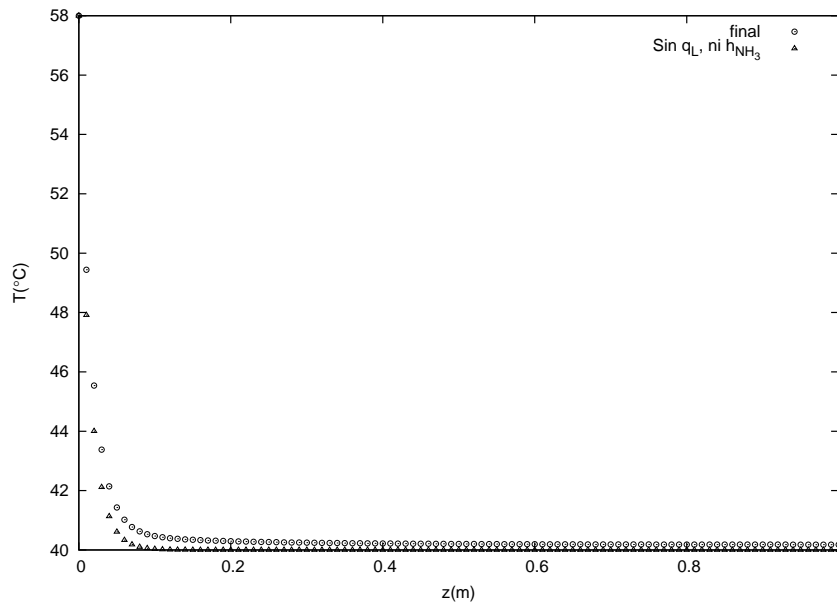


Figura 3.12: Temperatura a lo largo del tubo, efecto del calor latente.

En la figura 3.13 se muestra una comparación de la temperatura en la dirección del espesor, utilizando calor latente de cambio de fase y coeficiente convectivo de amoniaco

en la interfase y sin utilizarlos. Se gráfica en valores de z muy cercanos a la entrada del tubo. Se aprecia que, existe una contribución en el flujo de calor, sin embargo, la película es suficientemente delgada para disipar el calor en una distancia del tubo relativamente corta, como se puede apreciar en la figura 3.12.

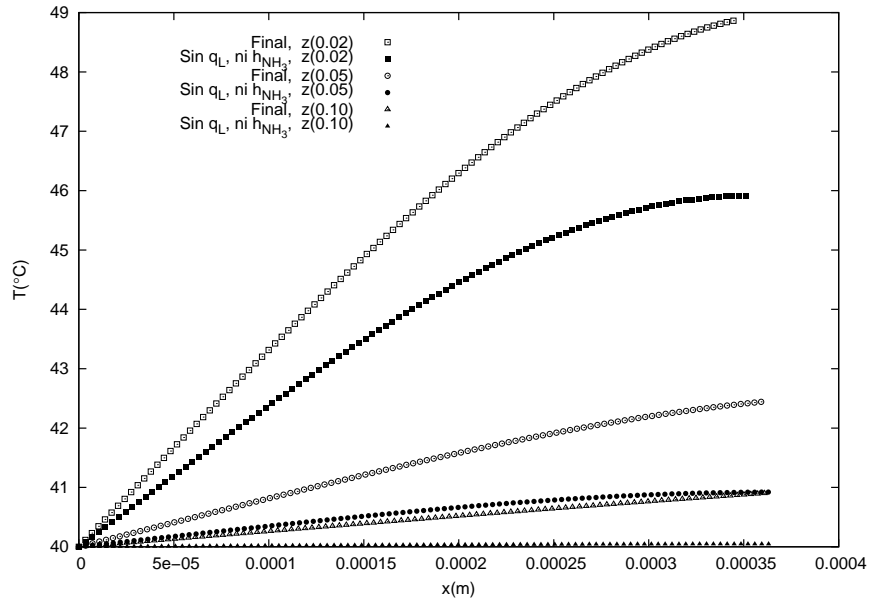


Figura 3.13: Temperatura en el espesor de película, efecto del calor latente.

En otras pruebas realizadas, donde se utilizó sólo el calor latente de cambio de fase y se omitió el coeficiente convectivo de amoníaco, se encontro estas gráficas eran idénticas a las figuras 3.11, 3.12 y 3.13. Es decir, no se apreció un cambio significativo debido al coeficiente convectivo del vapor de amoníaco. La diferencia entre las curvas de las figuras 3.11, 3.12 y 3.13 se deben principalmente al calor latente de cambio de fase, el coeficiente convectivo es despreciable.

Capítulo 4

Resultados

En este capítulo se presentan los resultados que se obtubieron del programa numérico final, utilizando las características de diseño que se mostraron en la tabla 1.2. También se presentan algunas de las pruebas que se realizaron con el programa, modificando los datos de entrada.

4.1. Resultados con las características de diseño.

Los resultados que se presentan a continuación se realizaron con los datos de la tabla 1.2. Se muestran los perfiles de temperatura y concentración, así como otras gráficas que describen el proceso de absorción trabajando con la mezcla de amoniaco-nitrato de litio.

La figura 4.1 muestra el resultado que se obtuvo para la concentración, en esta gráfica se aprecia el incremento en la concentración en la interfase a lo largo del tubo y como disminuye al acercarse a la pared, también se observa los cambios en el espesor.

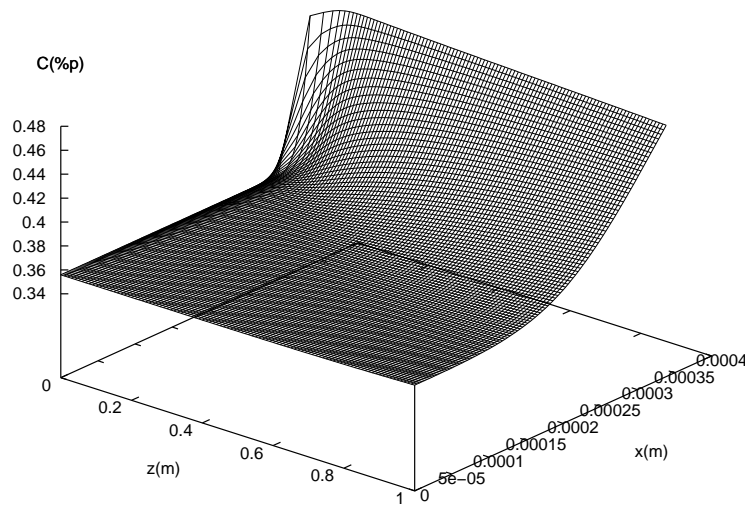


Figura 4.1: Perfil de concentración con las características de diseño.

En la figura 4.2 se ven los resultados del perfil de temperaturas, como se vió también en los resultados con propiedades constantes. Por contar con un espesor alrededor de 0.35 mm , la temperatura de pared se alcanza en aproximadamente unos 20 cm del largo del tubo.

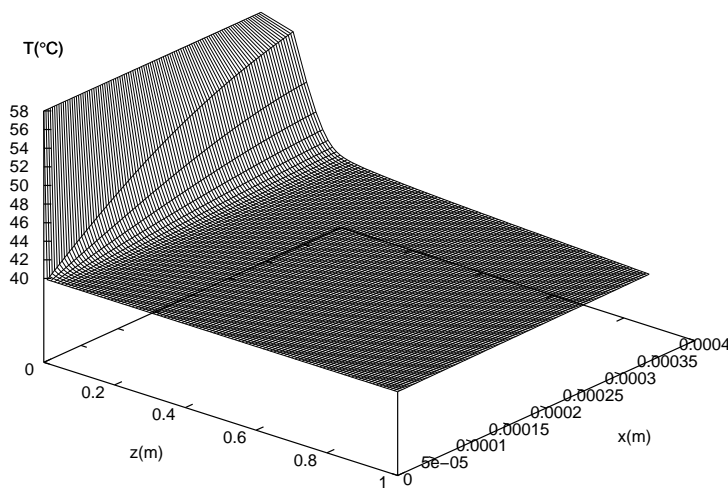


Figura 4.2: Perfil de temperatura con las características de diseño.

En la figura 4.3 se observan algunas curvas de concentración para valores locales en el espesor en 10 %, 50 % y 99 %. Como se tiene un espesor de alrededor de 0.35 mm , la difusión del amoniaco en la película no es muy buena. Por esta razón la única curva con valores altos de concentración es la de 90 %, la más cercana a la interfase.

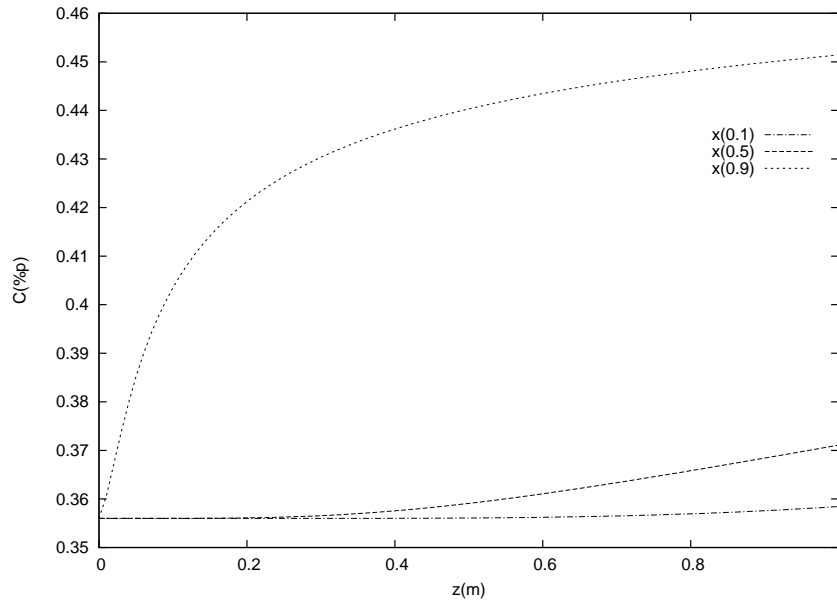


Figura 4.3: Concentración a lo largo del tubo con las características de diseño.

En la figura 4.4 se aprecia la concentración del amoniaco en la película como función del espesor. Se grafica en tres diferentes puntos a lo largo del tubo, 10 %, 50 % y 90 %. Se observa que la curva al final del tubo, 90 %, es la que mayor concentración tiene. También se observa que la mayor concentración se tiene cerca de la interfase de la película.

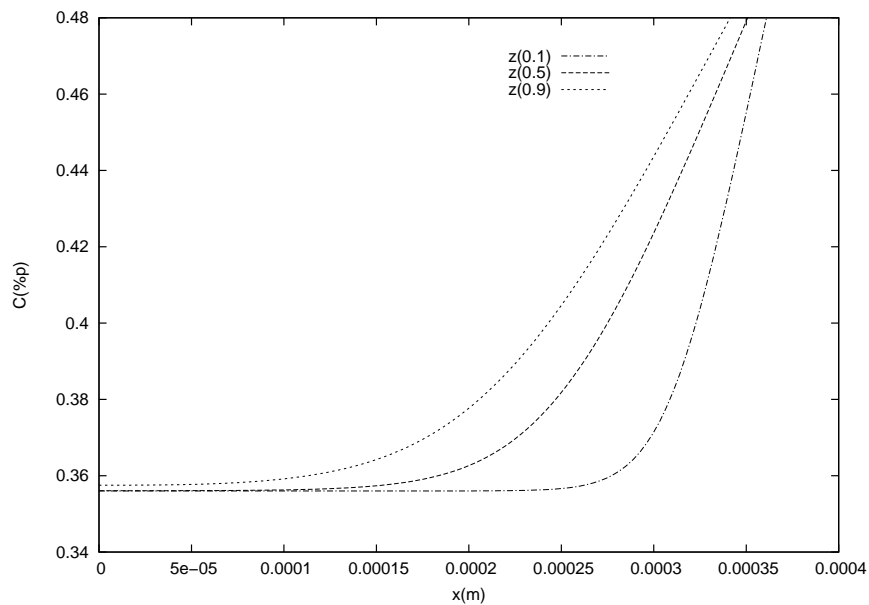


Figura 4.4: Concentración en el espesor con las características de diseño.

En la figura 4.5 se aprecian las curvas de la temperatura a lo largo del tubo. En esta gráfica se puede ver que la temperatura de la película desciende rápidamente después de

entrar al tubo. En la figura 4.6 se observa las curvas de temperatura en dirección del espesor de la película.

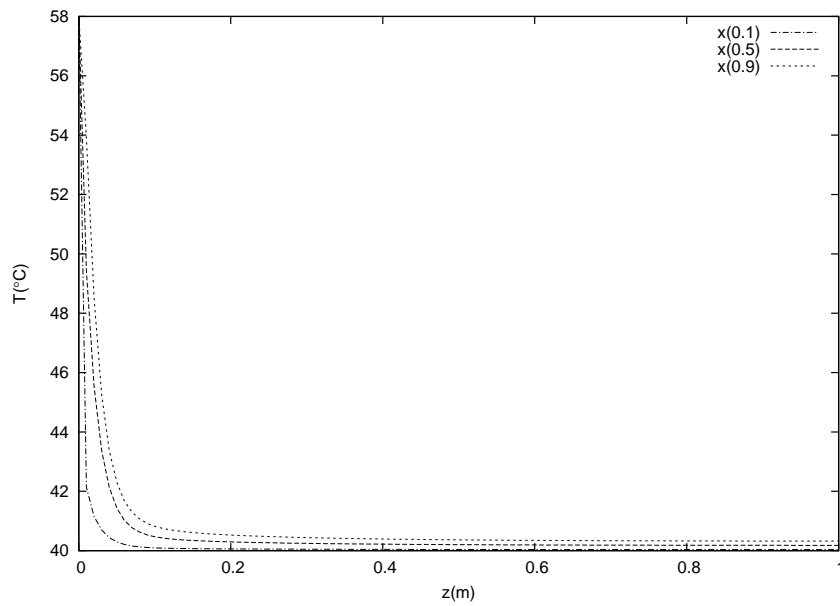


Figura 4.5: Temperatura a lo largo del tubo con las características de diseño.

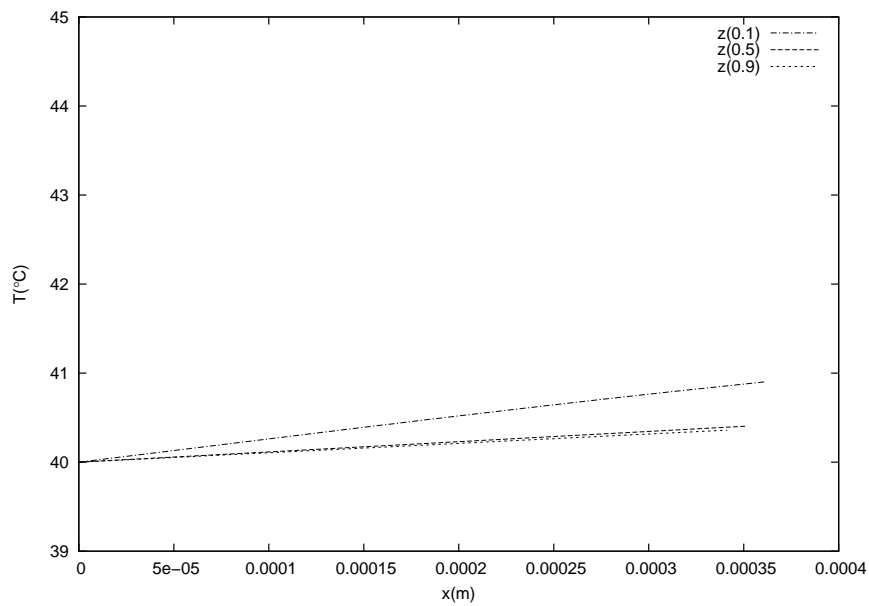


Figura 4.6: Temperatura en el espesor con las características de diseño.

En las figuras 4.7 y 4.8 se muestran los resultados para el flujo de masa de solución y el flujo de amoníaco absorbido a lo largo del tubo. Estos resultados dependen directamente de la concentración.

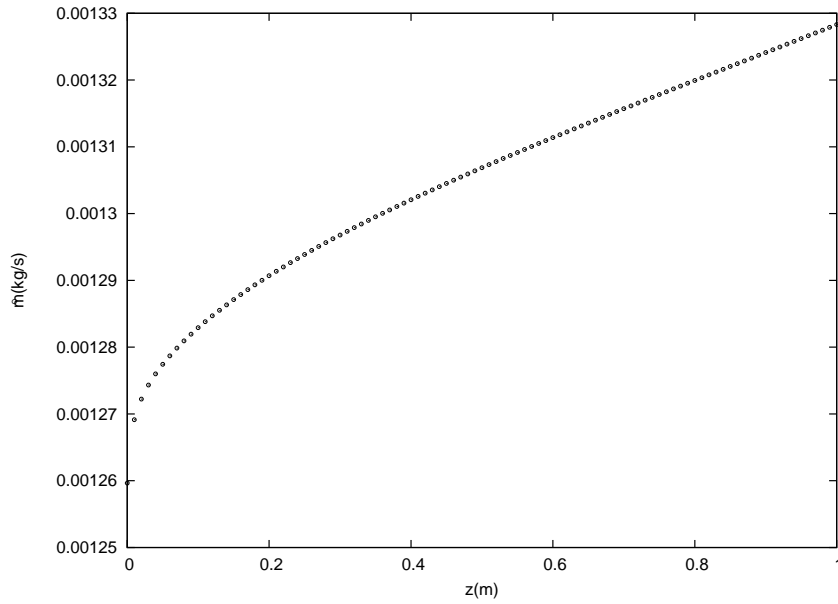


Figura 4.7: Flujo de solución promedio a lo largo del tubo con las características de diseño.

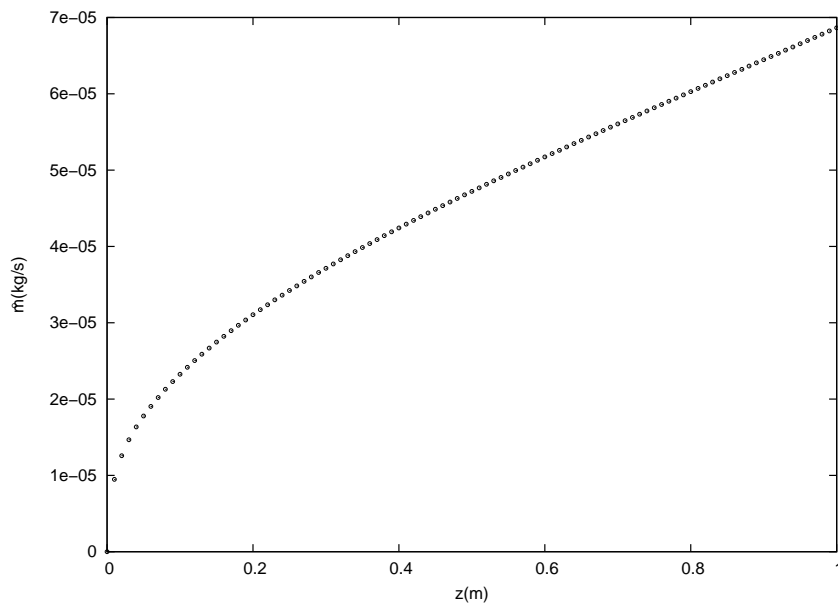


Figura 4.8: Flujo de amoníaco absorbido a lo largo del tubo con las características de diseño.

La figura 4.9 muestra el coeficiente convectivo del vapor de amoníaco a lo largo del tubo. Se utiliza la ecuación de Dittus-Boelter para calcular el coeficiente convectivo del vapor de amoníaco. El valor de este coeficiente está en el rango de $6.4 \text{ W/m}^2\text{K}$, para la entrada del tubo (donde hay más vapor), hasta $5.2 \text{ W/m}^2\text{K}$, en la parte superior del tubo.

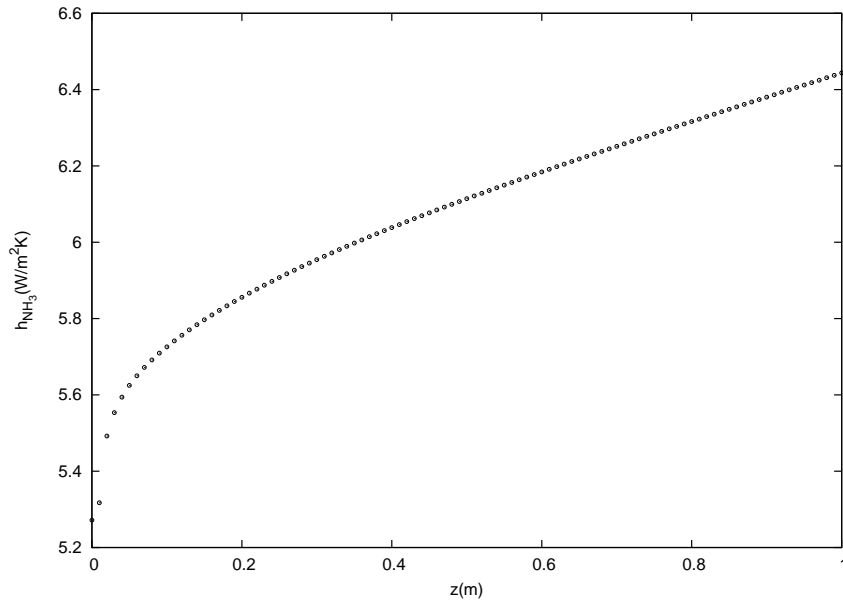


Figura 4.9: Coeficiente convectivo de amoníaco a lo largo del tubo con las características de diseño.

La figura 4.10 presenta el comportamiento del espesor como función de la coordenada longitudinal. Se observa un incremento del espesor a la entrada del tubo. Ésto se debe principalmente al descenso de la temperatura, con lo cual la viscosidad aumenta y con esto su espesor. Cuando la temperatura se estabiliza, la concentración sigue aumentando. El aumento en la concentración disminuye la viscosidad y con esto su espesor. Por estas razones la grafica de espesor tiene este comportamiento.

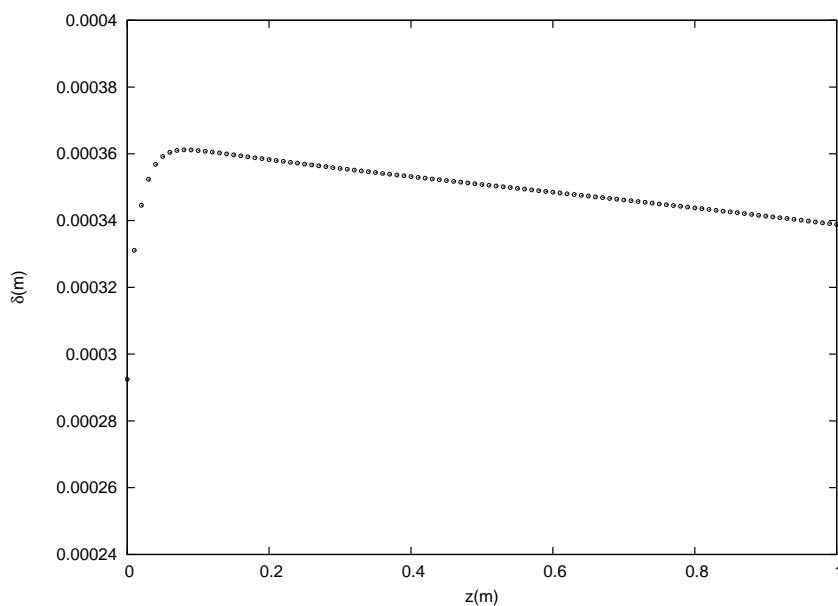


Figura 4.10: Espesor de película a lo largo del tubo con las características de diseño.

La figura 4.11 muestra diferentes velocidades locales a lo largo del tubo y en la figura 4.12 se puede ver el perfil de la velocidad como función de la coordenada x , normal a la pared. Se observa un efecto inverso al del espesor. Cuando la temperatura disminuye, la viscosidad aumenta y por lo tanto el flujo se mueve con mayor dificultad. Cuando se estabiliza la temperatura, la viscosidad disminuye por el aumento de la concentración y con esto la velocidad aumenta.

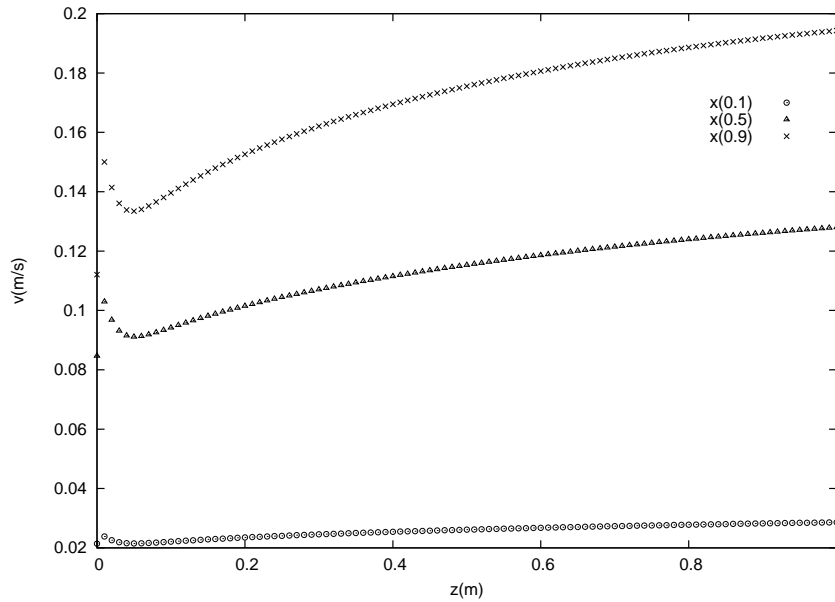


Figura 4.11: Velocidad a lo largo del tubo con las características de diseño.

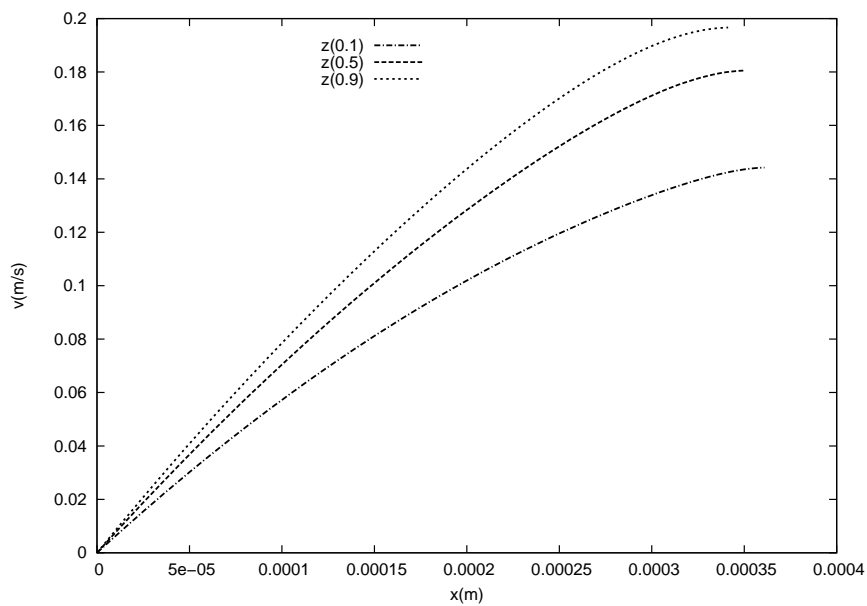


Figura 4.12: Velocidad como función de la coordenada normal a la pared con las características de diseño.

Todos estos resultados corresponden a una película descendente en flujo laminar. En el apéndice ?? se muestra el número de Reynolds, así como, los coeficientes de difusión térmica y másica.

4.2. Pruebas realizadas

A continuación se modifican algunos parametros de diseño para analizar el efecto que tienen sobre la temperatura y concentración. Estas pruebas tienen el fin de mejorar el desempeño del equipo y se pueden utilizar para el diseño de nuevos equipos que trabajaen en el sistema de película descendente.

4.2.1. Efectos por la variación del número de tubos

En esta sección se varía el número de tubos por los que se distribuye la solución y se analiza el efecto que tiene sobre la temperatura y concentración.

En esta prueba se encontro que, el tener más tubos implica que la solución de entrada se reparte más, por lo que se tiene un flujo menor en cada tubo, como se ve en la figura 4.13. Con un flujo menor se tienen velocidades menores y espesores de película menores como se ve en las figuras 4.14 y 4.15. Velocidades bajas y espesores de película pequeños favorecen a la absorción. Por esta razón se tiene una mayor concentración conforme aumenta el numero de tubos. La figura 4.16 muestra curvas locales en un punto a 50% del espesor, comparando la concentración como función de la coordenada longitudinal en una prueba donde se varió el número de tubos. Claramente se observa un aumento en la concentración al aumentar el número de tubos. En la figura 4.17 se muestra la temperatura como función de la coordenada longitudinal. Se aprecia que la temperatura practicamente no se modifica con el número de tubos, por lo que en transferencia de calor no obtienen efectos notables al aumentar el número de tubos.

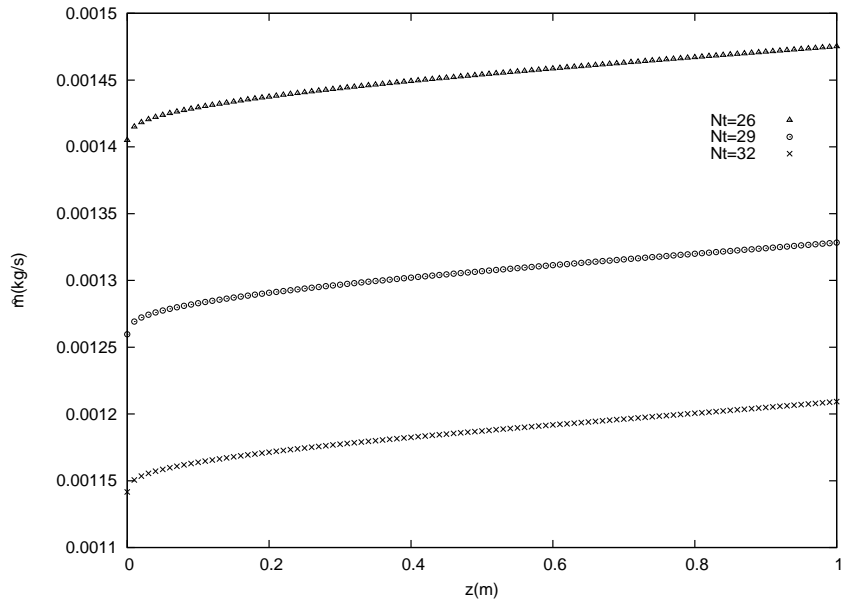


Figura 4.13: Flujo de solución a lo largo del eje z variando el número de tubos.

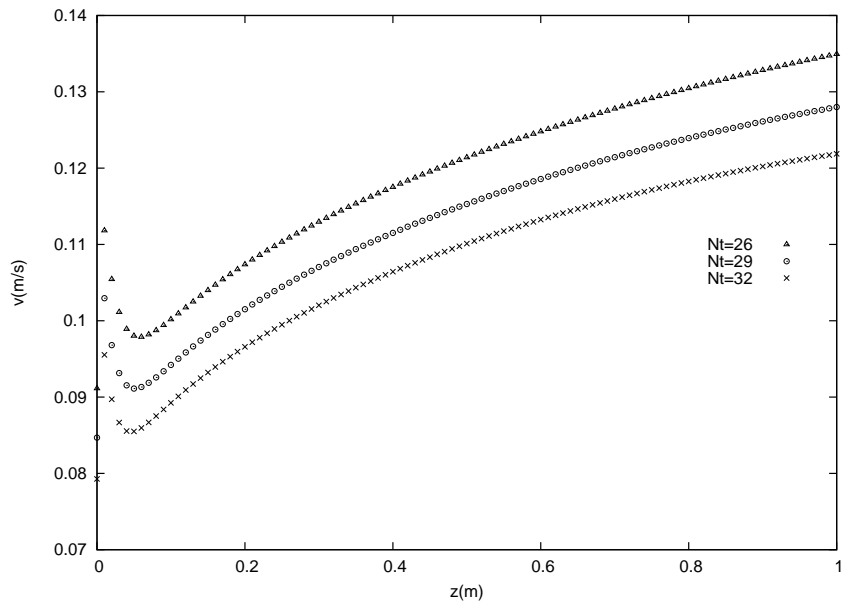


Figura 4.14: Velocidad a lo largo del eje z variando el número de tubos.

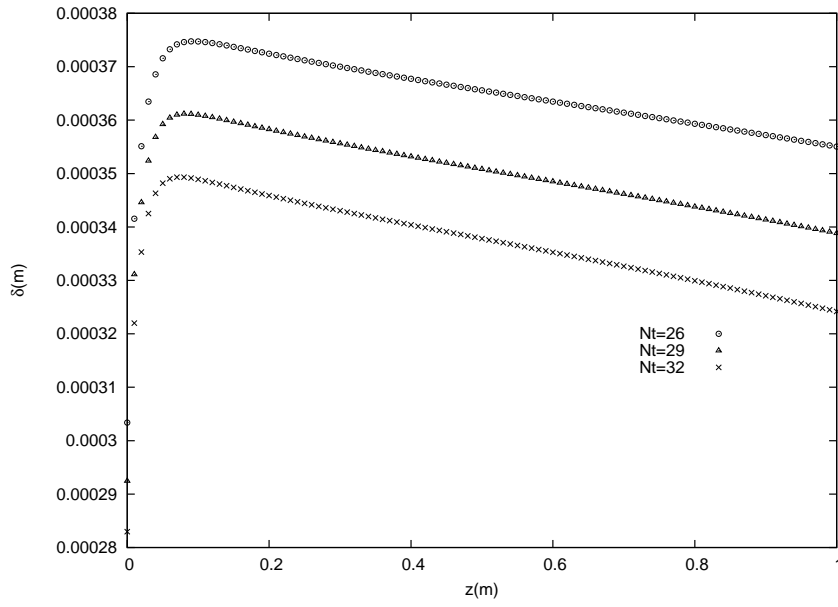


Figura 4.15: Espesor a lo largo del eje z variando el número de tubos.

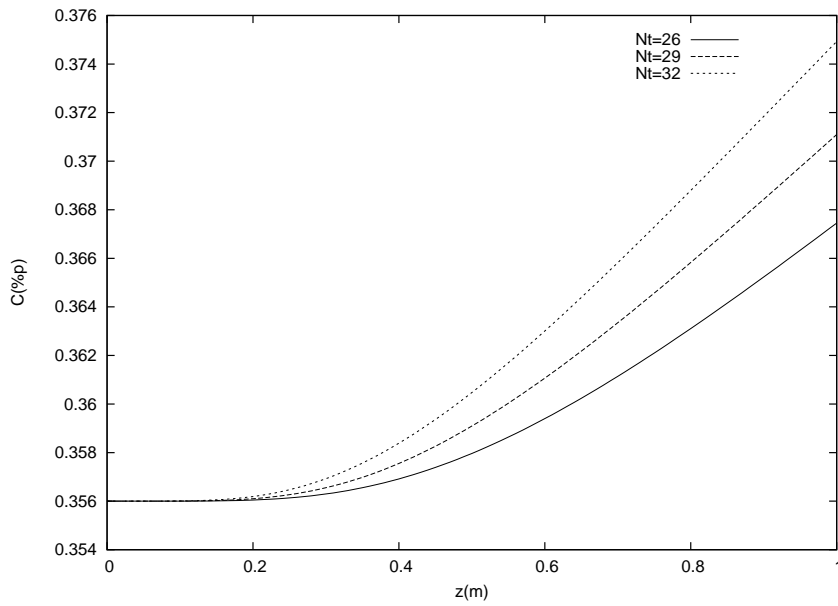


Figura 4.16: Concentración a lo largo del eje z variando el número de tubos.

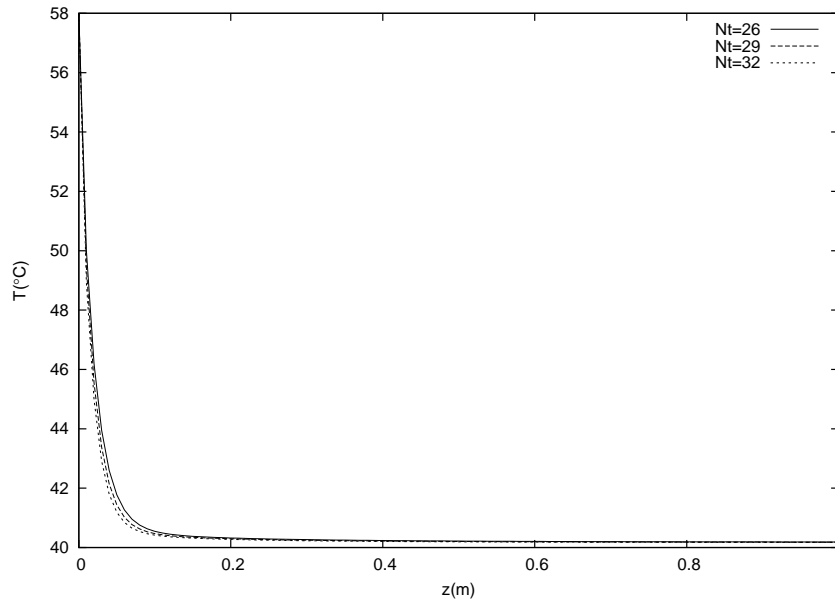


Figura 4.17: Temperatura a lo largo del eje z variando el número de tubos.

4.2.2. Efectos por la variación de la viscosidad

La viscosidad es una propiedad física del fluido relacionada con las fuerzas de superficie e influye directamente en la forma en cómo se mueve el líquido. Una baja viscosidad implicaría una menor resistencia del fluido a moverse, por lo tanto, tendríamos una mayor velocidad, ver figura 4.18. Cuando el fluido se mueve con mayor velocidad disminuye el espesor de la película, es decir, con viscosidades bajas se tienen espesores de película delgados como se ve en la figura 4.19. Por lo tanto una viscosidad baja favorece a la absorción. En la figura 4.20 se muestra la concentración como función de la coordenada longitudinal para distintos valores de la viscosidad dinámica. Se observa que para viscosidades menores la concentración alcanza un valor más alto. Por otro lado, en la figura 4.21 se muestra la temperatura como función de la coordenada z para los diferentes valores de viscosidad. Se observa que la temperatura es insensible a la variación de la viscosidad, por lo que se concluye que la transferencia de calor no se ve afectada por ella.

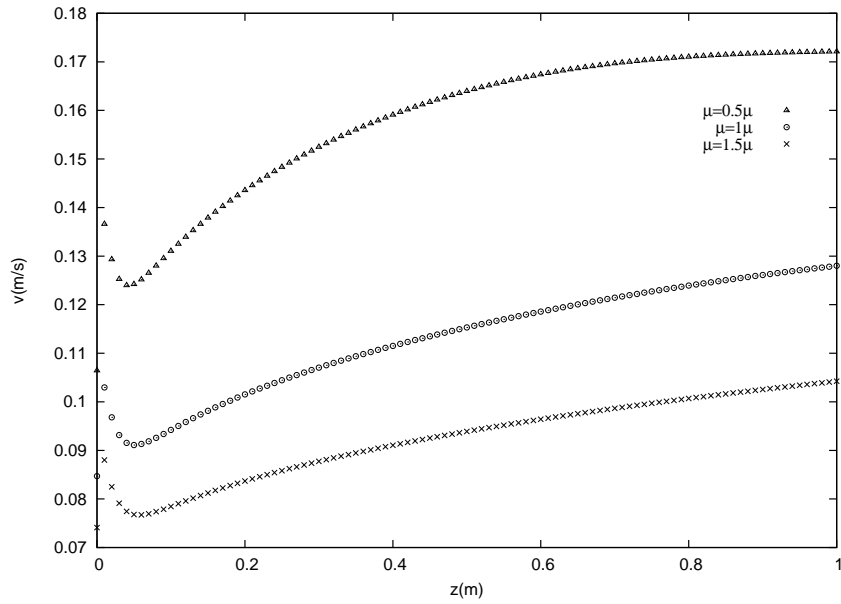


Figura 4.18: Velocidad a lo largo del tubo variando la viscosidad

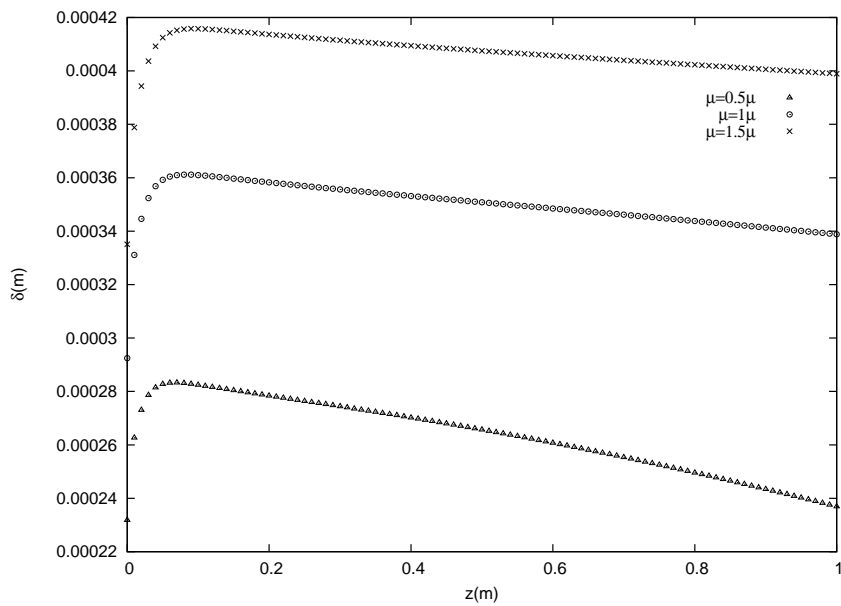


Figura 4.19: Espesor a lo largo del tubo variando la viscosidad

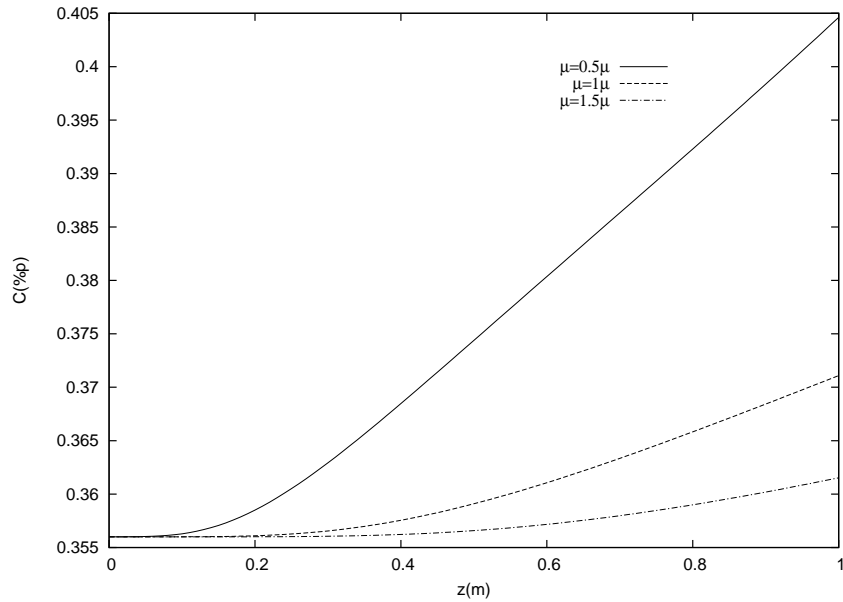


Figura 4.20: Concentración a lo largo del tubo variando la viscosidad

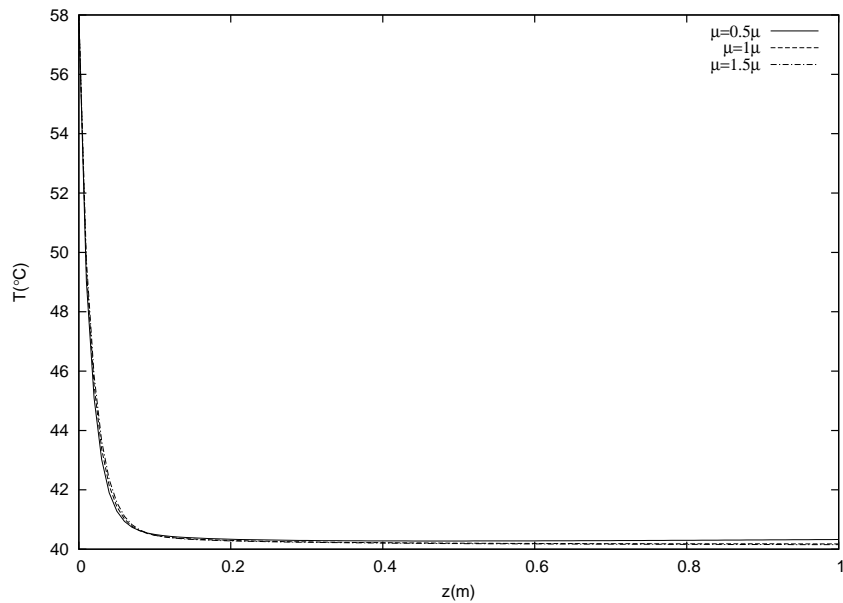


Figura 4.21: Temperatura a lo largo del tubo variando la viscosidad

4.2.3. Efectos por la variación del flujo de masa de solución

El variar el flujo de solución de masa a la entrada del absorbedor genera resultados similares a las pruebas donde se varió el número de tubos. En el caso de disminuir el flujo de la solución implica repartir menos flujo por tubo, como se ve en la figura 4.22. Ésto genera a su vez una disminución en la velocidad y el espesor, como se observa en las figuras 4.23 y 4.24. En la figura 4.25 se muestra la concentración a lo largo del tubo, graficándose en

un punto a 50% del espesor. Se observa que con un flujo de masa menor al considerado en las características de diseño se aumenta considerablemente la concentración. En la figura 4.26 se grafica la temperatura en función de la coordenada longitudinal. En esta figura no se observa algún cambio significativo en la temperatura. La película descendente es lo suficientemente delgada para difundir todo el calor hacia la pared del tubo.

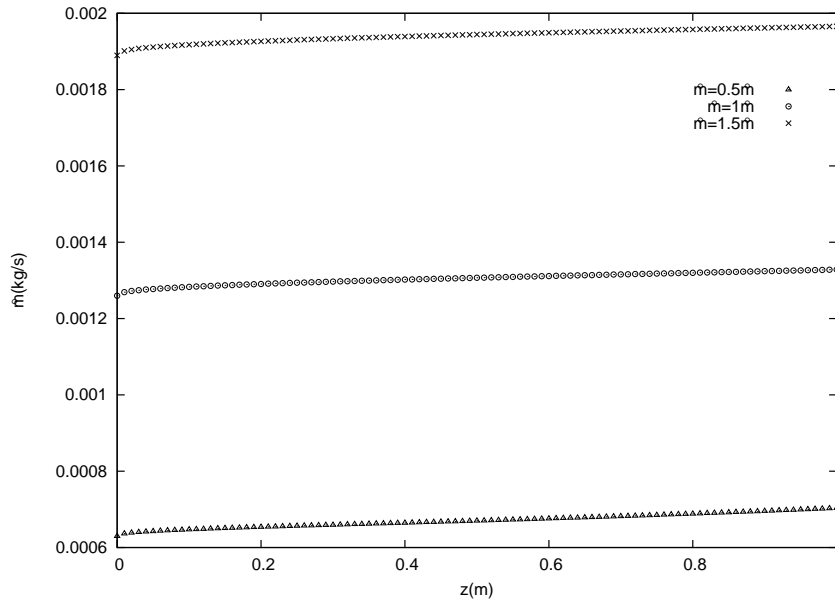


Figura 4.22: Flujo de solución a lo largo del tubo

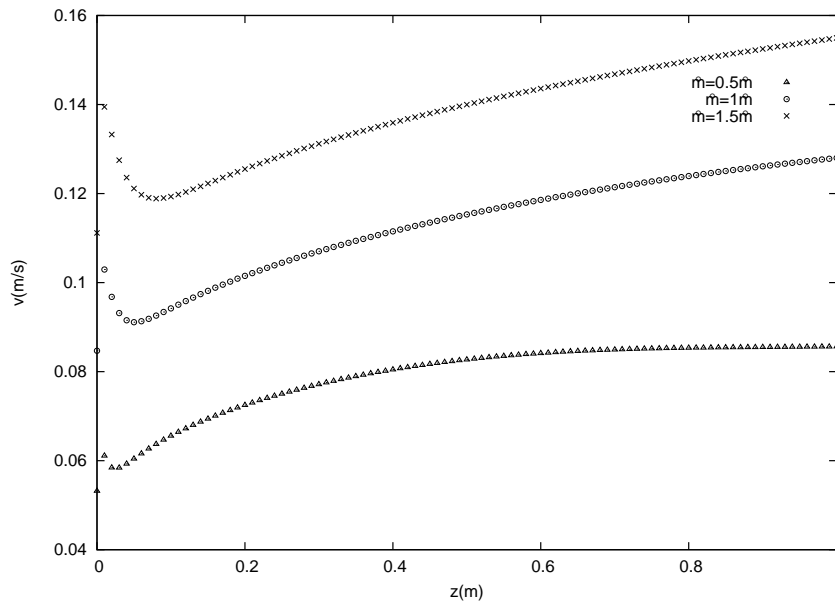


Figura 4.23: Velocidad a lo largo del tubo variando el flujo de solución

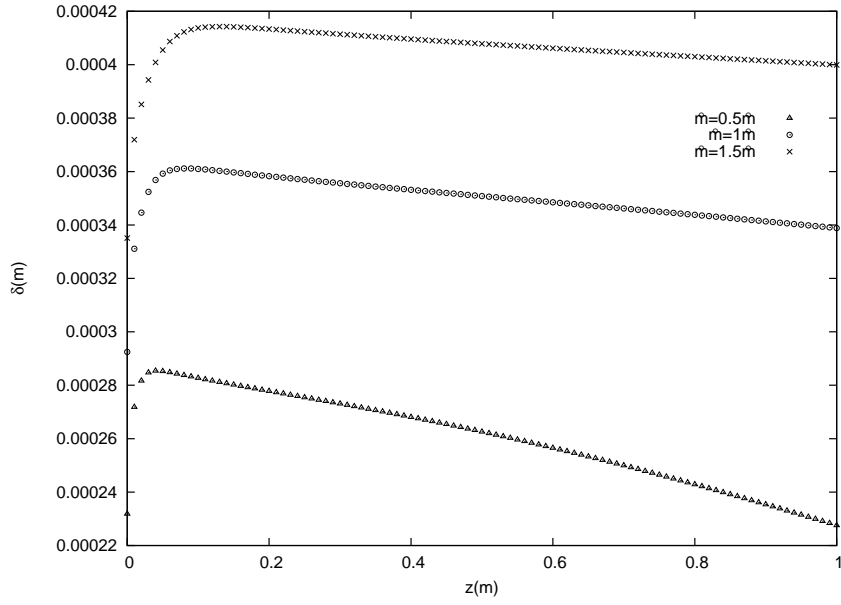


Figura 4.24: Espesor a lo largo del tubo variando el flujo de solución

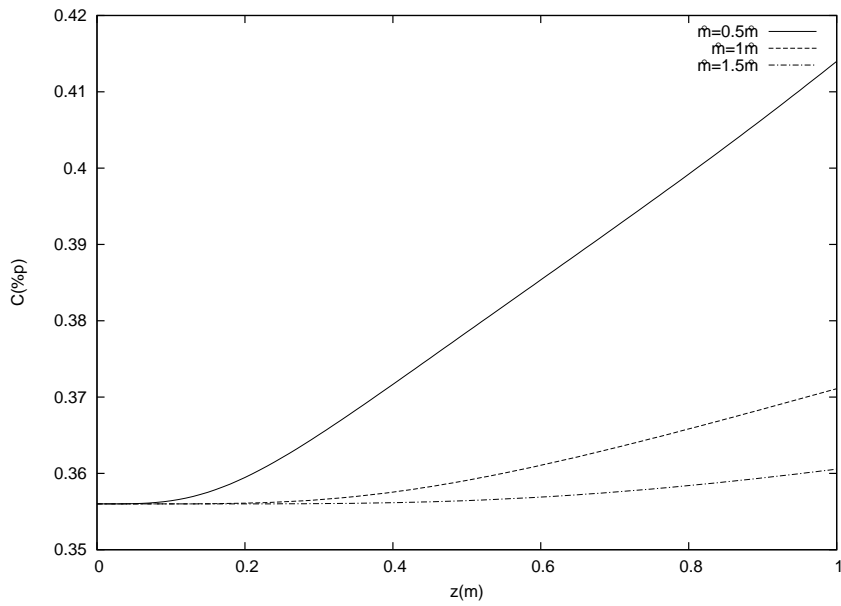


Figura 4.25: Concentración a lo largo del tubo variando el flujo de solución

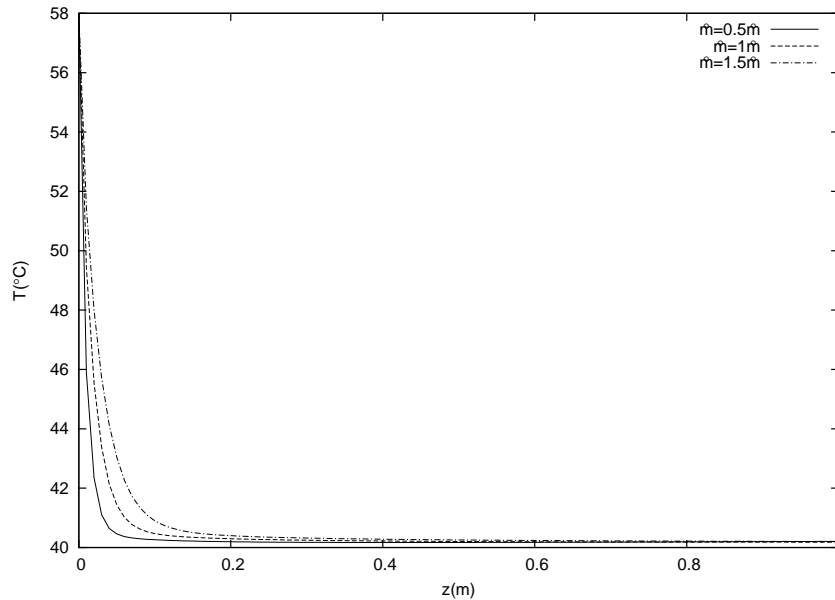


Figura 4.26: Temperatura a lo largo del tubo variando el flujo de solución

4.2.4. Efectos por la variación del largo del tubo

En esta prueba se usan tres diferentes longitudes de tubo, 0.5 m, 1.0 m y 1.5 m. El proceso de absorción ocurre a lo largo del tubo, tener un tubo más largo implica una mayor absorción. En la figura 4.27 se grafica la concentración en función de la coordenada longitudinal, en un punto a 50% del espesor. Las distintas curvas de la concentración terminan en diferentes longitudes, correspondientes a cada valor de longitud del tubo. Se observa una mayor concentración conforme aumenta la distancia en el tubo. Para el caso de la temperatura y los demás parámetros no se aprecian cambios significativos, las curvas mantienen la misma tendencia y terminan en su longitud correspondiente.

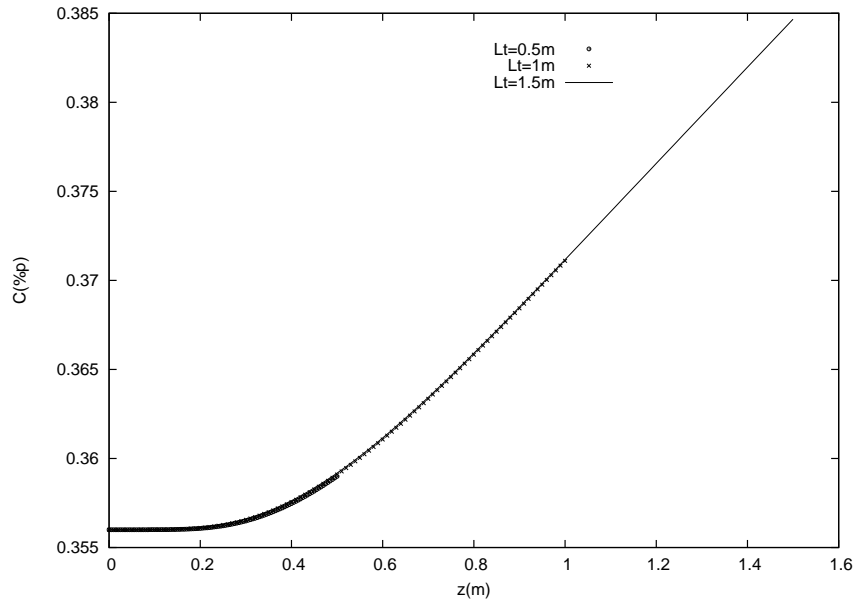


Figura 4.27: Concentración a lo largo del eje z variando el largo del tubo

4.3. Comparación del flujo de amoníaco absorbido

En esta sección se realiza una comparación entre las diferentes pruebas mostradas en las secciones anteriores. Se toma como parámetro de análisis el amoníaco absorbido por la película a lo largo del tubo. En la figura 4.28 se observa este flujo de amoníaco absorbido a lo largo de la coordenada longitudinal. Las curvas que se comparan corresponden a las pruebas donde se varió el número de tubos, la viscosidad, el flujo de masa de solución y el largo del tubo; junto con la que se obtiene de las características de diseño. Donde se observan los mejores resultados para la absorción de amoníaco es al variar la viscosidad, por lo que, se tienen que buscar compuestos que disminuyan la viscosidad, un ejemplo de esto es el agua. Otra curva que muestra resultados favorables es el incrementar el largo de los tubos, sin embargo, una longitud mayor puede ocasionar problemas de mojado de la película en el tubo, es decir, la distribución de la película puede no ser uniforme; la nivelación del equipo es crítica. Para la curva en donde se varía el número de tubos se tiene una absorción similar a la curva con las características de diseño, sin embargo, el contar con más tubos implica que hay una mayor absorción de amoníaco total. La curva correspondiente a la disminución de flujo de solución sirve para indicar los flujos de operación del equipo de refrigeración que se encuentra en el CIE, ya que con el flujo de solución utilizado, correspondiente a las características de diseño, no se logra absorber el flujo de amoníaco en su totalidad. También se puede apreciar que la disminución del flujo de amoníaco presenta una absorción mayor de éste, en comparación a la obtenida con las características de diseño, esto se puede deber a que al reducir el flujo de solución disminuye la velocidad y su espesor, y por lo tanto se mejora la absorción.

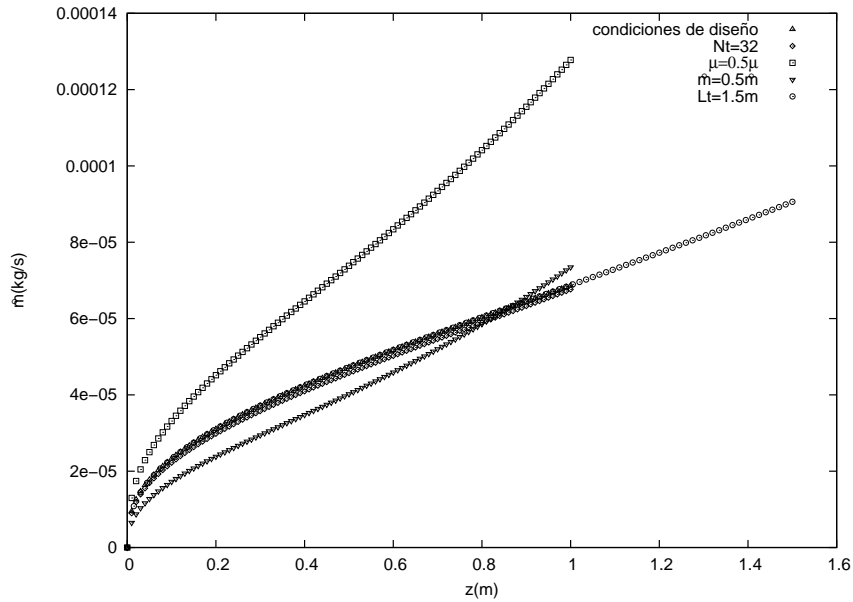


Figura 4.28: Concentración a lo largo del eje z variando el largo del tubo

Las características de diseño corresponde a un flujo de amoníaco de 0.00935 kg/s y un flujo de solución de 0.04588 kg/s. El flujo de amoníaco total que logra absorber es ligeramente menor de 0.0025 k/s, se recomienda este valor para tener un pequeño exceso de amoníaco. Para absorber esta cantida de amoníaco se requiere una masa de solución en el absorbedor de 0.010 kg/s. Con este flujo de amoníaco sólo se logra obtener una capacidad de 2.48 kW, en el evaporador, es decir, una cuarta parte del valor esperado.

Capítulo 5

Conclusiones y trabajo futuro

En este trabajo se analizó el proceso de absorción en película descendente en tubos verticales, que es el proceso principal del ciclo de refrigeración. A continuación se presentan las conclusiones obtenidas en este trabajo.

Se desarrolló un modelo numérico que permitió el estudio del proceso de absorción en película descendente. El modelo permite analizar el efecto en el proceso de absorción de un gran número de parámetros que se requieren para diseñar estos equipos, tales como la concentración de salida, temperatura y masa total de amoníaco absorbido.

Se obtuvieron los perfiles de temperatura y concentración para la mezcla de trabajo, así como, una serie de datos sobre el proceso de absorción en película descendente que aportan información valiosa para entender la operación de este componente y mejorar a la operación del sistema de refrigeración por absorción que se construye en CIE-UNAM.

Se encontró que el calor latente de cambio de fase tiene una pequeña contribución en la parte inicial del tubo (cuando comienza el descenso de la película), sin embargo, la película es suficientemente delgada para disipar el calor en una distancia del tubo relativamente corta. También se encontró que el enfriamiento convectivo sobre la película debido al vapor de amoníaco es despreciable en el análisis, ya que no tiene una contribución significativa.

Como resultados principales del estudio realizado, se concluye que, para mejorar el proceso de absorción se debe trabajar con un flujo de solución más bajo del que se utilizó en las pruebas previas para el diseño del absorbedor. Los flujos recomendados son 0.0025 k/s de amoníaco y 0.010 kg/s de la mezcla. Con esto se logra obtener una capacidad de 2.48 kW, en el evaporador.

También se concluye que un incremento en el número de tubos resulta en una mayor concentración final de la solución, esto se debe a un menor espesor de película que favorece la absorción.

La alta viscosidad de la solución limita el proceso de absorción, por lo que se deben buscar aditivos que disminuyan la viscosidad de la mezcla. Un ejemplo de lo anterior es el agua. Se deben realizar estudios de la mezcla ternaria agua-amoníaco-nitrato de litio, esta mezcla podría dar mejores resultados en el proceso de absorción, sin embargo, en el CIE no

se cuenta con el equipo necesario para realizar este estudio.

Con el modelo obtenido es posible analizar el proceso de absorción para otras mezclas de trabajo y equipos.

Se pueden realizar nuevos diseño tomando en cuenta a uno o varios de los parámetros, sólo falta realizar un análisis de costo-beneficio.

Es importante la validación experimental de la simulación numérica. El problema radica en que la película es muy delgada por lo que se dificulta la medición de temperatura y concentración en el espesor. En los equipos existentes sólo se puede medir en entrada y salida del componente, es necesario encontrar una forma de análisis experimental.

El modelo que se presenta en este trabajo tiene muchas simplificaciones. Se puede mejorar el modelo agregando algunos factores más realistas, como tener ondas en la superficie libre de la película; esto implica tener otra componente de velocidad, así como difusión y convección en ambos sentidos. También existe un tiempo de residencia de la mezcla en el absorbedor, por lo que será interesante analizar el comportamiento temporal. El flujo de calor por unidad de volumen, (\dot{q}_V) , se despreció en este trabajo, sin embargo, el proceso de absorción es exotérmico y este término puede contribuir en el flujo de calor de la película. No se encontró en la literatura algún valor para este parámetro, pero quizás se pueda obtener algún valor una vez que el equipo esté en funcionamiento para incluirlo en la simulación numérica.

Dentro del absorbedor hay otras cavidades que no se tomaron en cuenta para el análisis, tales como el distribuidor de solución y el tanque de almacenamiento; aunque su contribución es poca en comparación con los tubos de película se pretende analizarlos en un futuro cercano y acoplarlos a la simulación numérica.

Apéndice A

Gráficas de propiedades de la mezcla

En este apéndice se muestran algunas gráficas de las propiedades físicas de la mezcla amoníaco-nitrato de litio. En la primer sección se utilizan las correlaciones que se vieron en la sección 1.7. En la última sección se observan datos del número de Reynolds, entre otros, y corresponden a resultados de la sección 4.1.

A.1. Gráficas de propiedades de la mezcla

En esta sección se utilizan las correlaciones obtenidas por Infante Ferreira[9, 13] para graficar las propiedades físicas de la mezcla, amoníaco-nitrato de litio, con el fin de analizar el comportamiento de dichas propiedades. Las propiedades se grafican como función de la concentración, fijando valores para la temperatura. Los valores de concentración y temperatura que se usan para graficar están en el rango de trabajo del absorbedor, la temperatura es de 40 a 60 °C y la concentración es de 0.30 a 0.50 kg_{NH_3}/kg_{sol} .

En la figura A.1, se muestra el comportamiento del coeficiente de transferencia de calor por conducción, k , contra la concentración. En esta comparación el comportamiento es lineal.

Conforme aumenta la temperatura, en las diferentes curvas, el coeficiente de transferencia de calor disminuye. El mayor efecto se puede apreciar en la concentración, al aumentar ésta, el coeficiente disminuye.

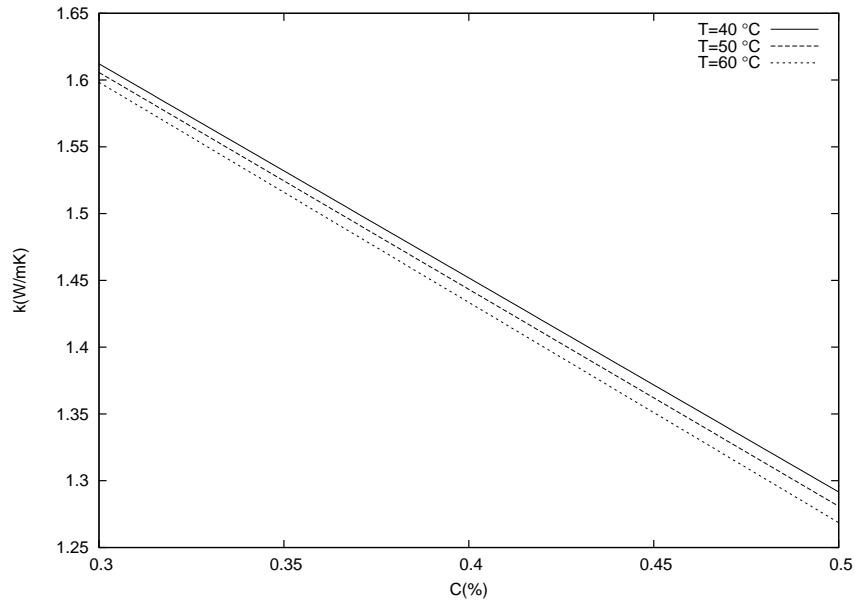


Figura A.1: Conductividad térmica como función de la concentración.

En la figura A.2, se grafica la viscosidad, μ , contra la concentración. Cuando la concentración aumenta la viscosidad disminuye. Su comportamiento no es lineal. La temperatura tiene un papel importante para concentraciones bajas.

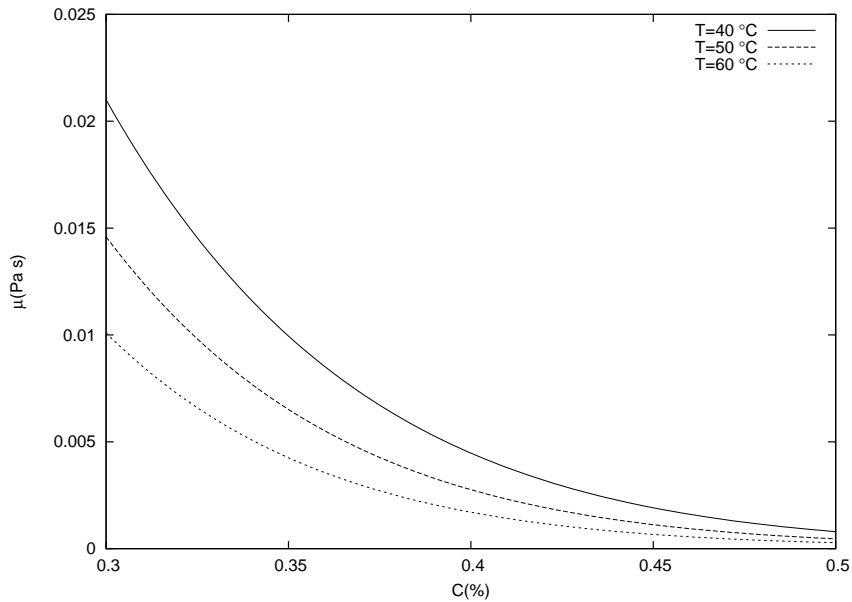


Figura A.2: Viscosidad como función de la concentración.

En la figura A.3, se aprecia el comportamiento lineal de la densidad, ρ , en función de la concentración. Cuando aumenta la temperatura su densidad disminuye. Cuando aumenta la concentración también disminuye la densidad.

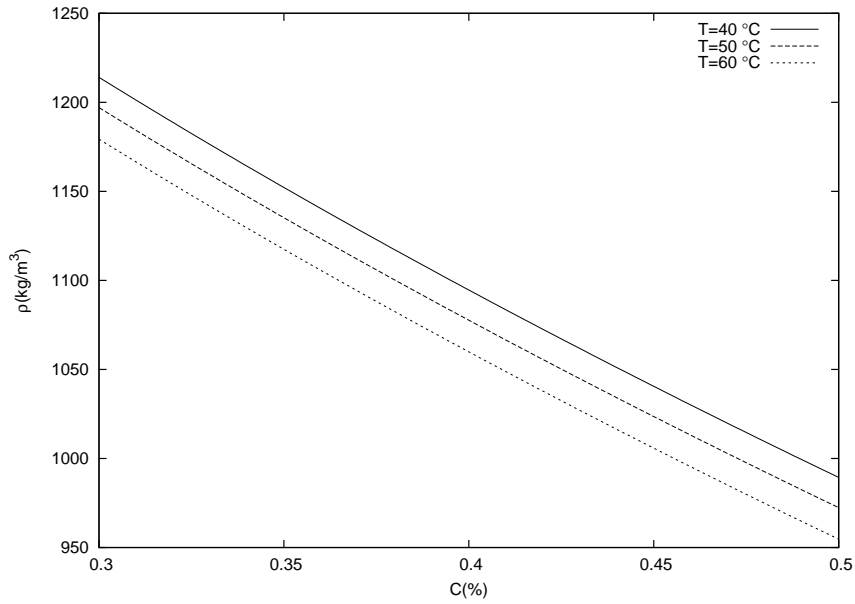


Figura A.3: Densidad como función de la concentración.

La figura A.4, nos muestra la comparación entre el calor específico, c_P , contra la concentración. El calor específico aumenta con el aumento de la concentración y la temperatura.

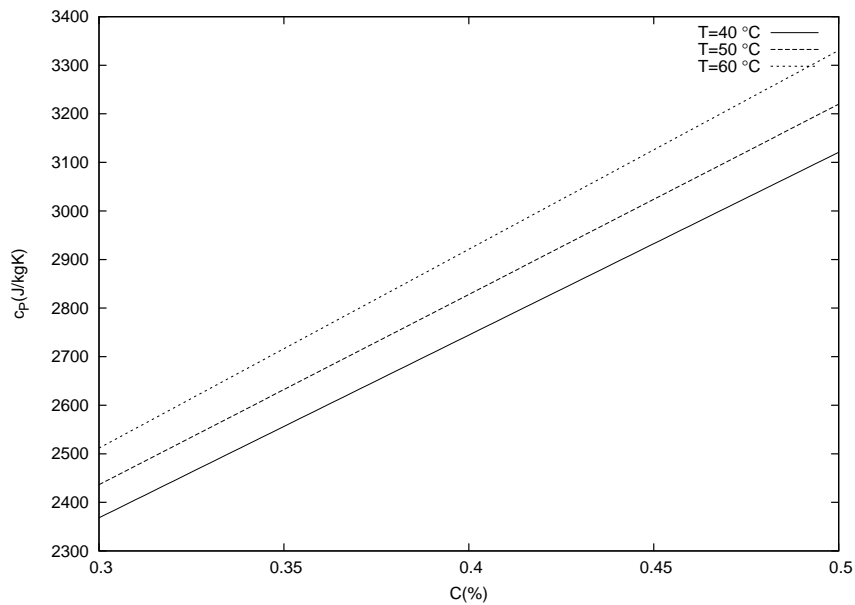


Figura A.4: Calor específico como función de la concentración.

En la figura A.5, se compara la entalpía de la mezcla contra la concentración, para diferentes temperaturas. Cuando la temperatura aumenta la entalpía aumenta y cuando la concentración aumenta la entalpía disminuye.

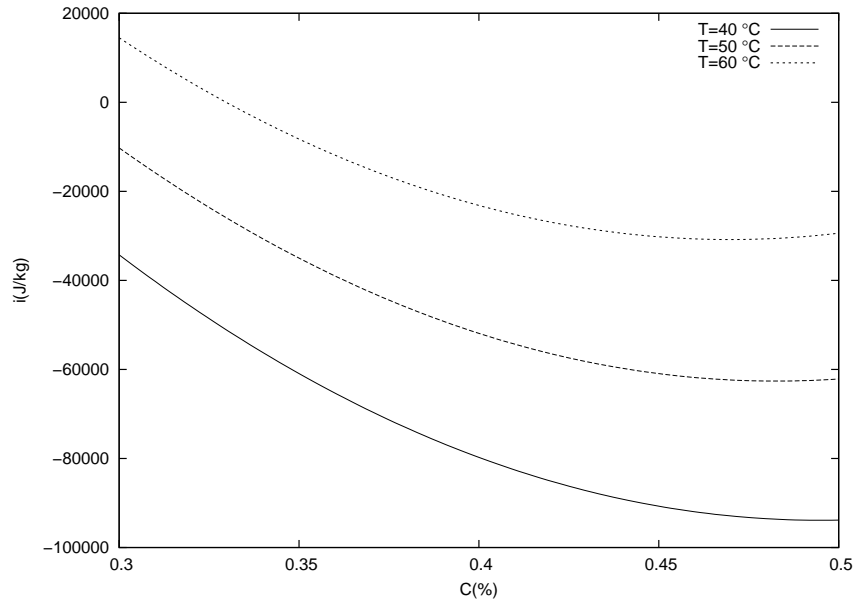


Figura A.5: Entalpia como función de la concentración.

En la figura A.6, se puede ver la comparación del coeficiente difusivo, Γ , contra concentración. En esta grafica se mantiene un valor fijo de viscosidad. Este coeficiente difusivo aumenta su valor con la temperatura y disminuye con la concentración. El aumento de la concetración disminuye la viscosidad en la mezcla y en esta gráfica no se aprecia este efecto.

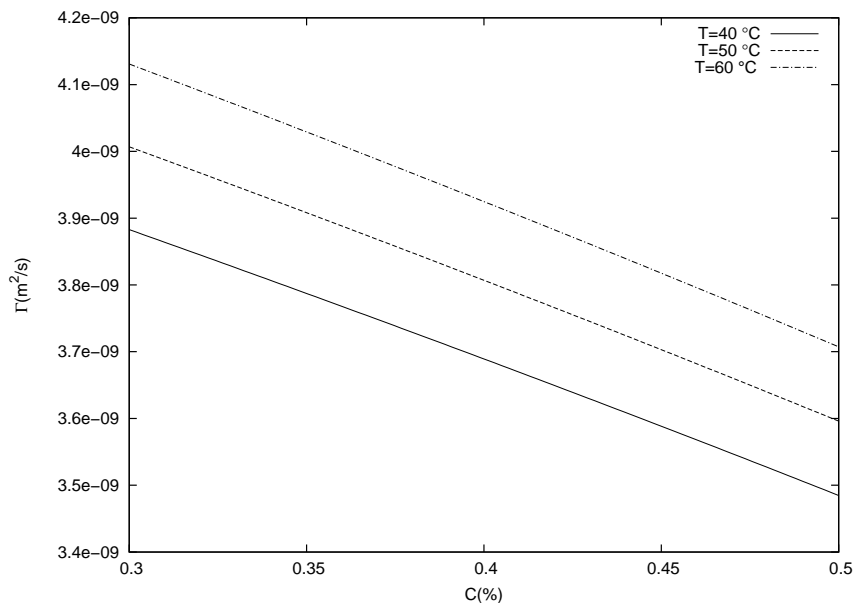


Figura A.6: Difusión como función de la concentración a una viscosidad fija de $0.001\text{ Pa}\cdot\text{s}$.

En la figura A.7 se puede ver el comportamiento del coeficiente difusivo a una temperatura fija con tres curvas a diferentes viscosidades. La viscosidad no varía linealmente con

la concentración, por lo que tiene un efecto mayor en el coeficiente difusivo, mayor que la concentración.

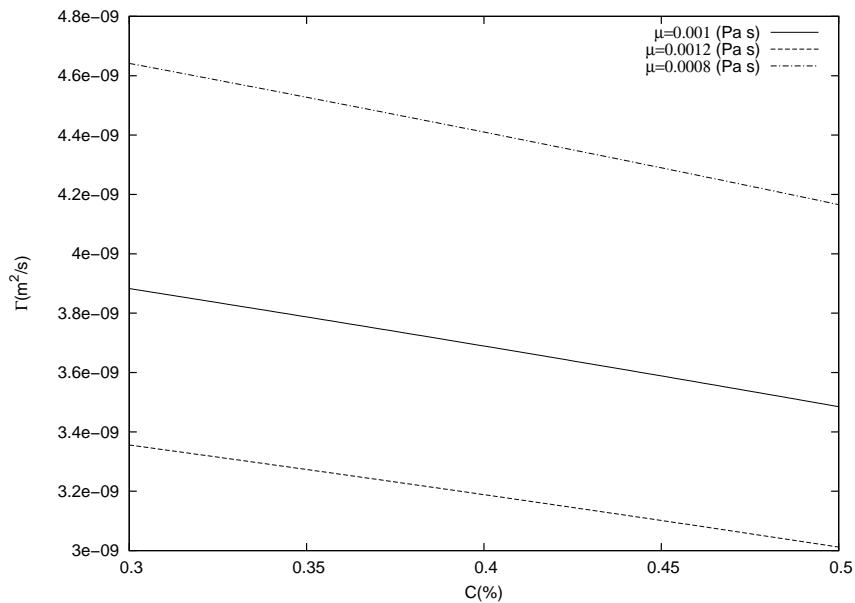


Figura A.7: Difusión como función de la concentración a una temperatura fija de 40 °C.

A.2. Número de Reynolds, difusión másica y difusión térmica

En esta sección se muestran el número de Reynolds, la difusión másica y la difusión térmica, correspondientes a los resultados de la simulación numérica. Se obtienen con las condiciones de diseño del absorbedor que se pueden ver en tabla 1.2, junto con las condiciones de frontera que aparecen en la sección 2.4, y se describen a continuación.

En la figura A.8, se muestra el número de Reynolds a lo largo del tubo. Este valor está en un rango de 12 a 19, por lo que la película descendente se desarrolla en flujo laminar.

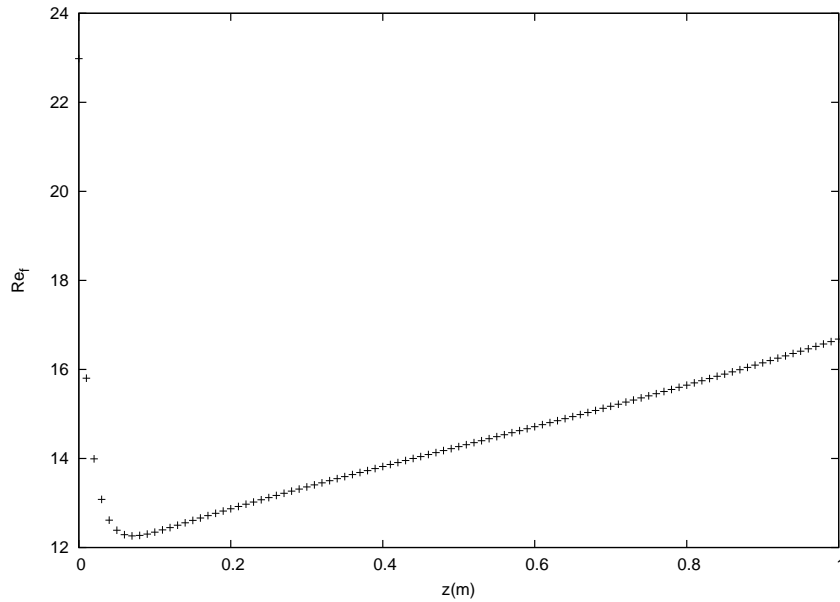


Figura A.8: Reynolds de película a lo largo del tubo.

En la figura A.9, se muestra el coeficiente de difusión a lo largo del tubo, promediado en el espesor. Conforme disminuye la temperatura la viscosidad aumenta y el coeficiente difusivo disminuye, hasta un valor en el que la temperatura ya no cambia. En este punto el comportamiento del coeficiente difusivo se debe sólo a la concentración. Conforme aumenta la concentración a lo largo del tubo también aumenta la difusión. El aumento en la concentración disminuye la viscosidad de la solución y esto favorece al aumento del coeficiente difusivo.

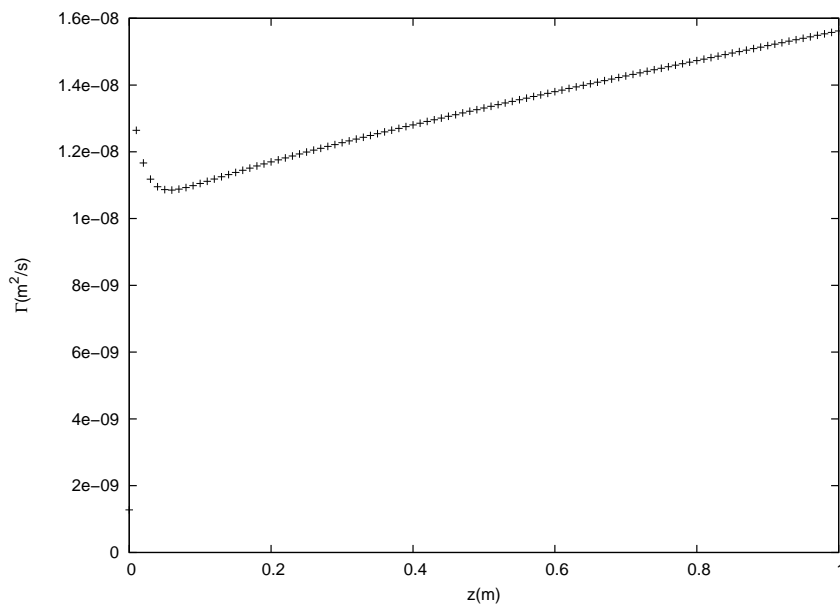


Figura A.9: Difusión másica promedio a lo largo del tubo.

En la figura A.10, se puede ver el coeficiente de difusión térmica a lo largo del tubo, promediado en el espesor. Se puede apreciar un efecto inverso que en el coeficiente de difusión masica. Cuando la temperatura disminuye la viscosidad aumenta, y un fluido mas viscoso trasfiere mejor el calor por que sus moléculas estan mas cerca (como los solidos). Después de que la temperatura ya no cambia, el comportamiento depende solo de la concentración, y con el aumento de ésta la viscosidad disminuye y por esta razón el coeficiente de difusión térmica disminuye.

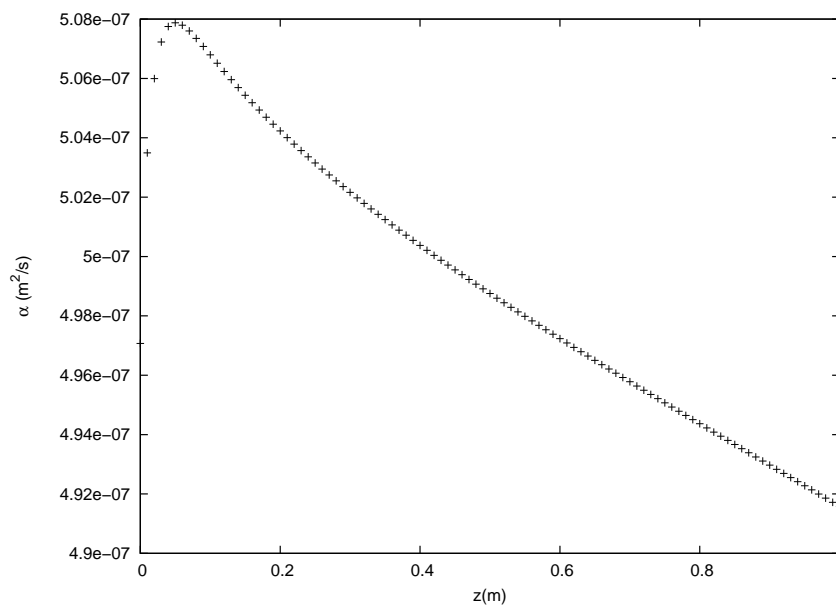


Figura A.10: Difusión térmica promedio a lo largo del tubo.

Apéndice B

Otros calculos

En este apéndice se muestra en la primer sección las ecuaciones (2.7) y (2.8) de forma adimensional; en la siguiente sección se desarrolla el modelo de diferencias centrales y en la última sección se muestra como se calculo el coeficiente convectivo del vapor de amoniaco.

B.1. Ecuaciones adimensionales

En esta sección se adimensionalizan las ecuaciones (2.7) y (2.8), en esta última, la ecuación de energía, se considere el flujo de calor por unidad de volumen, \dot{q}_V . Se considera un flujo tapón, es decir, un flujo constante en la película, sólo para simplificar el análisis. Los valores de cada parámetro se puede ver en la tabla 2.1 y se considera a $L = 1$ m, $\delta = 0.0003$ m y $u_z = 0.3$ m/s. Tenemos lo siguiente:

B.1.1. Ecuación de energía adimensional

Para el caso de temperatura se analiza la ecuación:

$$u_z \rho c_P \frac{\partial T}{\partial z} = k \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \dot{q}_V, \quad (\text{B.1})$$

donde se adimensionaliza de la siguiente forma:

$$\eta = \frac{x}{\delta} \quad (\text{B.2})$$

$$\xi = \frac{z}{L} \quad (\text{B.3})$$

$$\theta = \frac{T_0 - T}{T_0 - T_W} \quad (\text{B.4})$$

la ecuación queda como sigue:

$$u_z \rho_{CP} \frac{(T_0 - T_W)}{L} \frac{\partial \theta}{\partial \xi} = k \frac{(T_0 - T_W)}{\delta^2} \frac{\partial^2 \theta}{\partial \eta^2} + \dot{q}_V, \quad (\text{B.5})$$

y se reacomoda como,

$$\frac{\partial \theta}{\partial \xi} = \frac{kL}{\delta^2 u_z \rho_{CP}} \frac{\partial^2 \theta}{\partial \eta^2} + \frac{L}{\rho_{CP} u_z (T_0 - T_W)} \cdot \dot{q}_V, \quad (\text{B.6})$$

al sustituir valores se tiene:

$$\frac{\partial \theta}{\partial \xi} = 15.77 \frac{\partial^2 \theta}{\partial \eta^2} + 6 \times 10^{-8} \cdot \dot{q}_V, \quad (\text{B.7})$$

Se puede ver en esta ecuación que, el valor que tiene mayor influencia es el de difusión. Debido a que este término es grande, la difusión térmica domina el fenómeno. El término \dot{q}_V , aunque no se tiene información de éste, su contribución es pequeña en comparación a los otros términos.

B.1.2. Ecuación de balance de una especie química adimensional

Para el caos de concentración tenemos la siguiente ecuación:

$$u_z \rho \frac{\partial C}{\partial z} = \gamma \frac{\partial^2 C}{\partial x^2}, \quad (\text{B.8})$$

Que se adimensionaliza de la siguiente forma:

$$\eta = \frac{x}{\delta} \quad (\text{B.9})$$

$$\xi = \frac{z}{L} \quad (\text{B.10})$$

$$\phi = \frac{C - C_0}{C_{if} - C_0} \quad (\text{B.11})$$

$$(\text{B.12})$$

la ecuación queda como sigue:

$$u_z \frac{(C_{if} - C_0)}{L} \frac{\partial \phi}{\partial \xi} = \Gamma \frac{(C_{if} - C_0)}{\delta^2} \frac{\partial^2 \phi}{\partial \eta^2}, \quad (\text{B.13})$$

esta ecuación se reacomoda de la siguiente forma,

$$\frac{\partial \phi}{\partial \xi} = \frac{\Gamma L}{u_z \delta^2} \frac{\partial^2 \phi}{\partial \eta^2}, \quad (\text{B.14})$$

y al dar valores tenemos:

$$\frac{\partial \phi}{\partial \xi} = 0.132 \frac{\partial^2 \phi}{\partial \eta^2}, \quad (\text{B.15})$$

En esta ecuación podemos ver que el término difusivo es pequeño. Es decir, la convección domina el fenómeno. Si el espesor disminuye, el término difusivo será mayor, teniendo una mayor concentración en la película.

B.2. Modelo de diferencias centrales

En esta sección se presenta el modelo de diferencias centrales para las ecuaciones (2.7) y (2.8). Integrando sobre el volumen de control, que se muestra en la figura 3.1. Para el caso de la temperatura tenemos:

$$\frac{\partial(c_P \rho u_z T)}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left(k \frac{\partial T}{\partial x} \right), \quad (\text{B.16})$$

$$\int_w^e \int_s^n \frac{\partial(c_P \rho u_z T)}{\partial z} dz dx = \int_s^n \int_w^e \left[\frac{\partial}{\partial x} \left(k \frac{\partial T}{\partial x} \right) \right] dx dz, \quad (\text{B.17})$$

$$((c_P \rho u_z)_n T_N - (c_P \rho u_z)_s T_S) \Delta x = \frac{k_e (T_E - T_P) \Delta z}{(\delta x)_e} - \frac{k_w (T_P - T_W) \Delta z}{(\delta x)_w}, \quad (\text{B.18})$$

$$T_N = \frac{1}{2}(T_N + T_P) \quad T_S = \frac{1}{2}(T_P + T_S) \quad (\text{B.19})$$

$$\begin{aligned} & \left(\frac{1}{2}(c_P \rho u_z)_n (T_N + T_P) - \frac{1}{2}(c_P \rho u_z)_s (T_P + T_S) \right) \Delta x \\ & = \frac{k_e (T_E - T_P) \Delta z}{(\delta x)_e} - \frac{k_w (T_P - T_W) \Delta z}{(\delta x)_w}, \end{aligned} \quad (\text{B.20})$$

$$F_n = (c_P \rho u_z)_n \Delta x \quad F_s = (c_P \rho u_z)_s \Delta x \quad (\text{B.21})$$

$$D_e = \frac{k_e \Delta z}{(\delta x)_e} \quad D_w = \frac{k_w \Delta z}{(\delta x)_e} \quad (\text{B.22})$$

$$\left(\frac{F_n}{2} - \frac{F_s}{2} + D_e + D_w \right) T_P = \frac{F_s}{2} T_S - \frac{F_n}{2} T_N + D_e T_E + D_w T_W \quad (\text{B.23})$$

que se puede reacomodar como:

$$a_{PT} T_P = a_{ET} T_E + a_{WT} T_W + a_{ST} T_S - a_{NT} T_N, \quad (\text{B.24})$$

donde

$$a_{ET} = D_{eT} = \frac{k_e \Delta z}{(\delta x)_e},$$

$$a_{WT} = D_{wT} = \frac{k_w \Delta z}{(\delta x)_w},$$

$$a_{NT} = \frac{F_{nT}}{2} = \frac{1}{2}(c_P \rho u_z)_n \Delta x,$$

$$a_{ST} = \frac{F_{sT}}{2} = \frac{1}{2}(c_P \rho u_z)_s \Delta x,$$

$$a_{PT} = a_{NT} - a_{ST} + a_{ET} + a_{WT} = \left(\frac{F_n}{2} - \frac{F_s}{2} + D_e + D_w \right).$$

Para la concentración:

$$\frac{\partial(\rho u_z C)}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left(\Gamma \frac{\partial C}{\partial x} \right), \quad (\text{B.25})$$

$$\int_w^e \int_s^n \frac{\partial(\rho u_z C)}{\partial z} dz dx = \int_s^n \int_w^e \left[\frac{\partial}{\partial x} \left(\Gamma \frac{\partial C}{\partial x} \right) \right] dx dz, \quad (\text{B.26})$$

$$((\rho u_z)_n C_N - (\rho u_z)_s C_S) \Delta x = \frac{\Gamma_e (C_E - C_P) \Delta z}{(\delta x)_e} - \frac{\Gamma_w (C_P - C_W) \Delta z}{(\delta x)_w}, \quad (\text{B.27})$$

$$C_N = \frac{1}{2}(C_N + C_P) \quad C_S = \frac{1}{2}(C_P + C_S) \quad (\text{B.28})$$

$$\begin{aligned} & \left(\frac{1}{2}(\rho u_z)_n (C_N + C_P) - \frac{1}{2}(\rho u_z)_s (C_P + C_S) \right) \Delta x \\ &= \frac{\Gamma_e (C_E - C_P) \Delta z}{(\delta x)_e} - \frac{\Gamma_w (C_P - C_W) \Delta z}{(\delta x)_w}, \end{aligned} \quad (\text{B.29})$$

$$F_n = (\rho u_z)_n \Delta x \quad F_s = (\rho u_z)_s \Delta x \quad (\text{B.30})$$

$$D_e = \frac{\Gamma_e \Delta z}{(\delta x)_e} \quad D_w = \frac{\Gamma_w \Delta z}{(\delta x)_e} \quad (\text{B.31})$$

$$\left(\frac{F_n}{2} - \frac{F_s}{2} + D_e + D_w \right) C_P = \frac{F_s}{2} C_S - \frac{F_n}{2} C_N + D_e C_E + D_w C_W \quad (\text{B.32})$$

que se puede reacomodar como:

$$a_{PC} C_P = a_{EC} C_E + a_{WC} C_W + a_{SC} C_S - a_{NC} C_N, \quad (\text{B.33})$$

donde

$$a_{EC} = D_e C = \frac{\Gamma_e \Delta z}{(\delta x)_e},$$

$$a_{WC} = D_w C = \frac{\Gamma_w \Delta z}{(\delta x)_w},$$

$$a_{NC} = \frac{F_n C}{2} = \frac{1}{2}(\rho u_z)_n \Delta x,$$

$$a_{SC} = \frac{F_s C}{2} = \frac{1}{2}(\rho u_z)_s \Delta x,$$

$$a_{PC} = a_{NC} - a_{SC} + a_{EC} + a_{WC} = \left(\frac{F_n}{2} - \frac{F_s}{2} + D_e + D_w \right),$$

Patankar[15], describe cuatro reglas basicas que se deben de cumplir las ecuaciones discretizadas:

1. **Consistencia en las caras del volumen de control.** Cuando una cara es común a los volúmenes de control adyacentes, el flujo a través de él debe ser representado por la misma expresión en las ecuaciones discretizadas para los dos volúmenes de control.

2. **Coefficientes positivos.** Todos los coeficientes a deben ser siempre positivos.
3. **Linearización de la pendiente negativa del término fuente.** Cuando existe un término fuente con pendiente negativa puede ocasionar que no se cumpla la regla anterior.
4. **Suma de los coeficientes vecinos.** Se debe cumplir $a_P = \sum a_V$, donde a_V son los coeficientes vecinos (a_E, a_W, a_N, a_S).

Con este modelo se pueden tener problemas de convergencia.

B.3. Coeficiente convectivo del vapor de amoniaco

En la figura 4.9 se mostró el coeficiente convectivo del vapor de amoniaco, el procedimiento para obtenerlo es el siguiente: En el programa se supone un coeficiente convectivo inicial, con el que se desarrolla el programa numérico. Cuando se obtienen los perfiles de temperatura y concentración se puede obtener la cantidad de amoniaco absorbido a lo largo del tubo. Este dato se utiliza para calcular el coeficiente convectivo como función de la coordenada longitudinal. Las propiedades que se utilizaron para el vapor de amoniaco se muestran en la tabla B.1, a una temperatura de 0 °C. Esta es la temperatura a la cual sale el vapor de amoniaco del evaporador.

Tabla B.1: Propiedades físicas del vapor de amoniaco a 0 °C.

Densidad (ρ_{NH_3})	3.4567 kg/m ³
Viscosidad (μ_{NH_3})	0.0000090558 kg/m s
Calor específico (c_{P-NH_3})	2680 J/kg K
Conductividad térmica (k_{NH_3})	0.023365 W/m K
Calor latente de cambio de fase (q_{L-NH_3})	1374239 W

El coeficiente convectivo se calcula con la conocida ecuación de Dittus-Boelter para el número de Nusselt, Nu , que se define como:

$$Nu = 0.023Re^{0.8}Pr^{0.4}, \quad (B.34)$$

donde, $Pr = \mu_{NH_3}c_{P-NH_3}/k_{NH_3}$, es el número de Prandtl y el número de Reynolds para vapor de amoniaco a través del tubo es:

$$Re_{NH_3} = \rho_{NH_3}\bar{v}_{NH_3}(d_{in} - 2 * \delta)/\mu_{NH_3}. \quad (B.35)$$

También se utilizó la ecuación de Gnielinski, sin embargo los resultados no difieren mucho entre sí, se utilizó Dittus-Boelter por ser más sencilla. El coeficiente convectivo, h , está dado por:

$$h = \frac{Nuk}{(d_{in} - 2\delta)}. \quad (B.36)$$

Referencias

- [1] I. Pilatowsky, editor. *Métodos de producción de frío*. UNAM, 1993.
- [2] <http://www.tuobra.unam.mx/publicadas/050711102241.html>.
- [3] R.Z. Wang and Y. Li. Perspectives for natural working fluids in china. *International Journal of Refrigeration*, 30:568–581, 2007.
- [4] R. Ayala. *An experimental study of heat driven absorption cooling systems*. Tesis doctoral, University of Salford, England, 1995.
- [5] R. Ayala, C. L. Heard, and J. Pardubicki. Refrigeración industrial por absorción de alta eficiencia. Reporte técnico, Instituto de Investigaciones Electricas.
- [6] Da-Wen Sun. Comparison of the performances of $NH_3 - H_2O$, $NH_3 - LiNO_3$ and $NH_3 - NaSCN$ absorption refrigeration systems. *Energy Conversion and Management*, 39(5/6):357–368, 1998.
- [7] C.O. Rivera. *Simulación, diseño y evaluación de un refrigerador solar intermitente usando un CPC como generador-absorbedor*. Tesis doctoral, Centro de Investigación en Energía, Universidad Nacional Autónoma de México, 2006.
- [8] C.O. Rivera and W. Rivera. Modeling of an intermittent solar absorption refrigeration system operating with ammonia-lithium nitrate mixture. *Solar Energy Materials and Solar Cells*, 76(3):417–427, 2003.
- [9] C. A. Infante Ferreira. *Vertical tubular absorbers for ammonia-salt absorption refrigeration*. Tesis doctoral, Technische Hogeschool Delft, Universidad de Delft de Tecnología, 1985.
- [10] M. Venegas, D. Arzoz, P. Rodríguez, and M. Izquierdo. Heat and mass transfer in $LiNO_3 - NH_3$ spray absorption system. *International Communications in Heat and Mass Transfer*, 30(6):805–815, 2003.

- [11] M. Venegas, M. Izquierdo, P. Rodríguez, and A. Lecuona. Heat and mass transfer during absorption of ammonia vapour by $LiNO_3-NH_3$ solution droplets. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 47:2653–2667, 2004.
- [12] S. U. Llamas. *Desarrollo de un sistema de refrigeración por absorción utilizando energía alterna*. Tesis de licenciatura, Universidad Autónoma del Estado de Morelos (FCQel), 2004.
- [13] C. A. Infante Ferreira. Thermodynamic and physical property data equation for ammonia-lithium nitrate and ammonia-sodium thiocyanate solutions. *Solar Energy*, 32(2):231–236, 1984.
- [14] R. E. Treybal. *Operaciones de Transferencia de Masa*. McGraw-Hill, 1985.
- [15] S. V. Patankar. *Numerical Heat Transfer and Fluid Flow*. Taylor & Francis, 1980.
- [16] E. D. Rogdakis, V. D. Papaefthimiou, and D. C. Karampinos. A realistic approach to model $LiBr-H_2O$ smooth falling film absorption a vertical tube. *Applied Thermal Engineering*, 23:2269–2283, 2003.
- [17] M. Bourouis, M. Vallés, M. Medrano, and A. Coronas. Absorption of water vapour in the falling film of water- $(LiBr + LiI + LiNO_3 + LiCl)$ in a vertical tube at air-cooling thermal conditions. *International Journal of Thermal Sciences*, 44:491–498, 2005.
- [18] J. P. Holman. *Transferencia de Calor*. McGraw-Hill, 1986.
- [19] P. Adomeit and U. Renz. Hydrodynamics of three-dimensional waves in laminar falling film. *International Journal of Multiphase Flow*, 26:1183–1208, 2000.