



UNIVERSIDAD DE CARABOBO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
TRABAJO ESPECIAL DE GRADO



**DESARROLLO DE UN MÓDULO DE CÁLCULO PARA LA SIMULACIÓN DE
LA TORRE DE ENFRIAMIENTO DEL LABORATORIO
DE INGENIERÍA QUÍMICA**

Tutor académico: Prof. Sergio Pérez
Co – Tutora: Prof. María Eugenia León

Realizado por:
IWANOWSKI Z., Janusz G.
SOLOMONOFF N., Boris A.

Bárbula, Marzo de 2007



SUMARIO

El presente trabajo especial de grado se realizó con el objetivo primordial de desarrollar un módulo de cálculo para la simulación de la torre de enfriamiento con fines didácticos para afianzar los conocimientos en el estudio de transferencia de momento, masa y energía.

Para cumplir con los objetivos planteados fue necesario identificar las variables y modelos matemáticos involucrados en el proceso mediante revisiones bibliográficas, la codificación del programa de cálculos en Pascal y la codificación de la interfaz gráfica en Visual Basic 6.0, también fue necesaria la recolección de datos para el desarrollo de modelos matemáticos empíricos que correlacionen el coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa y el coeficiente convectivo en la fase líquida y el análisis comparativo con otros modelos, por último se validó el simulador con datos experimentales calculando la desviación de los valores obtenidos con el simulador con respecto a los valores obtenidos experimentalmente.

Entre los resultados más resaltantes de esta investigación se tiene que los valores experimentales del coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa obtenidos para el empaque de láminas de PVC oscilaron entre $(14,71 - 32,51 \pm 0,07)$ $\text{kg/m}^3\cdot\text{s}$ y entre $(4,26 - 12,00 \pm 0,07)$ $\text{kg/m}^3\cdot\text{s}$ para el empaque ordenado de PVC. Por otra parte los valores experimentales del coeficiente convectivo en la fase líquida obtenidos para el empaque de láminas de PVC oscilaron entre $(33 - 113 \pm 5)$ $\text{kW/m}^3\cdot\text{K}$ y entre $(83 - 322 \pm 5)$ $\text{kW/m}^3\cdot\text{K}$ para el empaque ordenado de PVC. También se obtuvo que para el empaque de láminas de PVC los resultados obtenidos por el simulador de la torre de enfriamiento utilizando las correlaciones empíricas desarrolladas en el presente trabajo para estimar el coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa y el coeficiente convectivo en la fase líquida generaron porcentajes de desviación con respecto a los valores experimentales entre $(0,41 - 3,65 \pm 0,01)$ % para la temperatura de salida del agua, $(0,23 - 3,14 \pm 0,01)$ % para la temperatura de bulbo húmedo de salida del aire y $(0,33 - 3,47 \pm 0,01)$ % para la temperatura de bulbo seco del aire de salida, y para el empaque de malla ordenada de PVC los resultados obtenidos generaron porcentajes de desviación con respecto a los valores experimentales entre $(0,32 - 3,88 \pm 0,01)$ % para la temperatura de salida del agua, $(0,31 - 2,08 \pm 0,01)$ % para la temperatura de bulbo húmedo de salida del aire y $(1,03 - 3,50 \pm 0,01)$ % para la temperatura de bulbo seco del aire de salida.

Entre las conclusiones más importantes se tiene que los modelos empíricos bibliográficos estudiados presentan alta desviación en la predicción del coeficiente global de transferencia de masa en la torre de enfriamiento en estudio. El modelo empírico bibliográfico



estudiado presenta una alta desviación en la predicción del coeficiente convectivo en la fase líquida en la torre de enfriamiento en estudio. Las correlaciones empíricas para el empaque láminas de PVC obtenidas en esta investigación generan valores de temperaturas más confiables que las correlaciones empíricas obtenidas anteriormente para dicha torre con ese empaque.

Por último se recomienda instalar los equipos necesarios para conocer el perfil de temperaturas del agua a lo largo de la torre y compararlo con el calculable teóricamente mediante las ecuaciones diferenciales correspondientes a cada fase, con la finalidad de conocer el comportamiento del coeficiente convectivo en la fase líquida y del coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa, y así conocer más la influencia de las variables de entrada sobre la zona interfacial, también realizar pruebas de validación experimentales manteniendo constante la temperatura de entrada del agua y variando el caudal de agua con la finalidad de conocer mejor la influencia de esta última variable en los coeficientes anteriormente mencionados.



ÍNDICE GENERAL

	Pág.
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	3
1.1. Planteamiento del problema.....	3
1.1.1. Descripción del problema.....	3
1.2. Formulación del problema.....	4
1.2.1. Situación actual.....	5
1.2.1. Situación deseada.....	5
1.3. Objetivos	6
1.3.1. Objetivo general.....	6
1.3.2. Objetivos específicos	6
1.4. Justificación.....	7
1.5. Limitaciones	7
CAPÍTULO II. Marco Teórico Referencial	8
2.1. Antecedentes	8
2.2. Fundamentos Teóricos.....	9
2.2.1. Simulación de procesos	9
2.2.1.1. Aplicaciones de la simulación de procesos.....	11
2.2.1.2. Ventajas de la simulación de procesos.....	11
2.2.1.3. Metodología empleada para realizar una simulación.....	12
2.2.1.3.1. Definición del problema y conocimiento del proceso.....	12
2.2.1.3.2. Desarrollo del caso base y análisis de sensibilidad.....	12
2.2.1.3.3. Análisis de recursos.....	13
2.2.1.3.4. Preparación de las unidades de cálculo	13
2.2.1.3.5. Validación del modelo de simulación.....	14
2.2.1.3.6. Aplicación del modelo de simulación, interpretación de resultados..	14
2.2.1.4. Importancia de la simulación de procesos	14
2.2.1.5. Enfoque Modular de una simulación.....	15
2.2.2. Generalidades de torres de enfriamiento	15



2.2.2.1. Conceptos básicos involucrados en el proceso de enfriamiento.....	15
2.2.2.2. Operaciones de contacto Gas – Líquido.....	17
2.2.2.3. Enfriamiento de agua con aire	18
2.2.2.4. Torres de enfriamiento.....	20
2.2.2.4.1. Nociones Fundamentales	20
2.2.2.4.2. Funcionamiento de las torre del enfriamiento	21
2.2.2.4.3. Clasificación de las torres de enfriamiento	22
2.2.2.4.4. Estructura y componentes de una torre de enfriamiento	24
2.2.3. Principios de operación de torres de enfriamiento	25
2.2.3.1. Descripción del proceso de enfriamiento del agua	26
2.2.3.2. Integral de Merckel	27
2.2.3.3. Parámetros característicos de una torre de enfriamiento	33
2.2.3.4. Método de Mickley	37
2.2.3.4.1. Procedimiento de cálculo.....	38
2.2.3.5. Fundamentos térmicos de una torre de enfriamiento.....	39
CAPÍTULO III. Marco Metodológico.....	43
CAPÍTULO IV. Resultados, análisis y validación del simulador.....	55
4.1. Coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa.....	55
4.1.1. Tendencia del coeficiente Global de transferencia de masa en la fase gaseosa experimental para ambos empaques.	58
4.1.2. Correlaciones empíricas del Coeficiente Global de transferencia de masa en la fase gaseosa obtenidas para ambos empaques de la torre de enfriamiento.....	62
4.1.3. Desviaciones del Coeficiente Global de transferencia de masa en la fase gaseosa calculados por las correlaciones empíricas bibliográficas 2.13 y 2.16 con respecto a los valores experimentales obtenidos para ambos empaques... ..	66
4.1.4. Desviaciones del Coeficiente Global de transferencia de masa en la fase gaseosa calculados por las correlaciones empíricas anteriormente obtenidas en la torre de enfriamiento con respecto a los valores experimentales para el empaque de láminas de PVC.....	68



4.2. Coeficiente convectivo en la fase líquida	69
4.2.1. Algoritmo de cálculo para la obtención del coeficiente convectivo de la fase líquida experimental.....	71
4.2.2. Tendencia del Coeficiente convectivo de la fase líquida experimental para ambos empaques.....	72
4.2.3. Correlaciones empíricas del Coeficiente convectivo de la fase líquida obtenidos para ambos empaques de la torre de enfriamiento.....	74
4.2.4. Desviaciones del Coeficiente convectivo en la fase líquida calculado por la correlación empírica bibliográfica 2.17 con respecto a los valores experimentales obtenidos para ambos empaques.....	79
4.2.5. Desviaciones del Coeficiente convectivo de la fase líquida calculados por las correlaciones empíricas anteriormente obtenidas en la torre de enfriamiento con respecto a los valores experimentales para el empaque de láminas de PVC.....	79
4.3. Validación del Simulador de la Torre de Enfriamiento del Laboratorio de Ingeniería Química.....	80
4.3.1. Validación del Simulador de la torre de enfriamiento utilizando las correlaciones anteriormente obtenidas para la misma para el empaque de láminas de PVC.....	83
4.3.2. Validación del Simulador de la torre de enfriamiento utilizando las correlaciones obtenidas en la actual investigación para ambos empaques...83	
<hr/>	
Conclusiones.....	88
Recomendaciones.....	91
Bibliografía	92
APÉNDICES.....	94
<hr/>	
Apéndice A. Diagramas de flujo del módulo de cálculo.....	95
Apéndice B. Guía de uso del simulador de la Torre de enfriamiento del LIQ.....	107
Apéndice C. Tablas de datos experimentales	115
Apéndice D. Tablas y figuras bibliográficas.....	129



ÍNDICE DE TABLAS

	Pág.
<hr/> Capítulo IV <hr/>	
4.1. Coeficientes globales de transferencia de masa en la fase gaseosa y coeficientes convectivos en la fase líquida calculados experimentalmente utilizando el empaque de láminas de PVC en la torre de enfriamiento	55
4.2. Coeficientes globales de transferencia de masa en la fase gaseosa calculados empíricamente, bibliográficamente y con correlaciones anteriores utilizando el empaque de láminas de PVC en la torre de enfriamiento	56
4.3. Desviación entre el coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa calculado experimentalmente y los calculados empíricamente, teóricamente y con correlaciones anteriores utilizando el empaque de láminas de PVC en la torre de enfriamiento	56
4.4. Coeficientes globales de transferencia de masa en la fase gaseosa y coeficientes convectivos en la fase líquida calculados experimentalmente utilizando el empaque de malla de PVC ordenado en la torre de enfriamiento	57
4.5. Valores de coeficientes globales de transferencia de masa en la fase gaseosa calculados empíricamente y teóricamente utilizando el empaque de malla de PVC ordenado en la torre de enfriamiento	57
4.6. Desviación entre el coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa calculado experimentalmente y los calculados teóricamente y empíricamente utilizando el empaque de malla de PVC ordenado en la torre de enfriamiento	58
4.7. Coeficientes de la correlación empírica del coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa utilizando el relleno de láminas de PVC en la torre de enfriamiento	62
4.8. Coeficientes de la correlación empírica del coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa utilizando el relleno de láminas de PVC en la torre de enfriamiento	65
4.9. Desviación del coeficiente convectivo en la fase líquida experimental con respecto a valores empíricos y teóricos utilizando el empaque de láminas de PVC en la torre de enfriamiento	69



4.10.	Desviación del coeficiente convectivo en la fase líquida experimental con respecto a valores empíricos y teóricos utilizando el empaque de malla de PVC ordenado en la torre de enfriamiento	70
4.11.	Desviación del coeficiente convectivo en la fase líquida experimental con respecto al calculado por correlaciones anteriores utilizando el empaque de láminas de PVC en la torre de enfriamiento	70
4.12.	Factores a incluir en la ecuación 2.11 para el logro del cálculo de la temperatura de bulbo seco de la pendiente de la línea de unión para ambos rellenos	72
4.13.	Coeficientes de la correlación empírica del coeficiente convectivo de la fase líquida utilizando el relleno de láminas de PVC en la torre de enfriamiento.....	74
4.14.	Coeficientes de la correlación empírica del coeficiente convectivo de la fase líquida utilizando el empaque de malla ordenado de PVC en la torre de enfriamiento	75
4.15.	Parámetros de salida de la torre de enfriamiento predichos por el simulador con las correlaciones anteriores utilizando el empaque de láminas de PVC	80
4.16.	Porcentajes de desviación de los parámetros de salida de la torre de enfriamiento predichos por el simulador respecto a las correlaciones anteriores utilizando el empaque de láminas de PVC	81
4.17.	Parámetros de salida de la torre de enfriamiento predichos por el simulador con las correlaciones empíricas utilizando el empaque de láminas de PVC	81
4.18.	Porcentajes de desviación de los parámetros de salida de la torre de enfriamiento predichos por el simulador respecto a las correlaciones empíricas utilizando el empaque de láminas de PVC	81
4.19.	Parámetros de salida de la torre de enfriamiento predichos por el simulador con las correlaciones empíricas utilizando el empaque de malla de PVC ordenado	82
4.20.	Porcentajes de desviación de los parámetros de salida de la torre de enfriamiento predichos por el simulador respecto a las correlaciones empíricas utilizando el empaque de malla de PVC ordenado	83



Apéndice A

A.1.	Nomenclatura de las variables del diagrama de flujo del programa principal	103
A.2.	Nomenclatura de las variables del diagrama de flujo del subprograma que calcula la temperatura de salida	104
A.3.	Nomenclatura de las variables del diagrama de flujo del subprograma que calcula la temperatura de bulbo seco de salida del aire	105
A.4.	Nomenclatura de las variables del diagrama de flujo del subprograma que calcula la temperatura de bulbo húmedo de salida del aire	106

Apéndice C

C.1.	Parámetros necesarios para realizar la curva de calibración del rotámetro y de la velocidad del aire como una variación del flujo másico del agua en la torre de enfriamiento	115
C.2.	Parámetros experimentales del agua y aire operando la torre de enfriamiento a condición de temperatura de entrada baja del agua	116
C.3.	Parámetros experimentales del agua y aire operando la torre de enfriamiento a condición de temperatura de entrada media del agua (empaquete láminas PVC).....	117
C.4.	Parámetros experimentales del agua y aire operando la torre de enfriamiento a condición de temperatura de entrada baja del agua (empaquete láminas PVC).....	118
C.5.	Parámetros experimentales del agua y aire operando la torre de enfriamiento a condición de temperatura de entrada media del agua (empaquete láminas PVC).....	119
C.6.	Parámetros experimentales del agua y aire operando la torre de enfriamiento a condición de temperatura de entrada alta del agua (empaquete láminas PVC).....	120
C.7.	Parámetros experimentales del agua y aire operando la torre de enfriamiento a condición de temperatura de entrada baja del agua (empaquete láminas PVC).....	121
C.8.	Parámetros experimentales del agua y aire operando la torre de enfriamiento a condición de temperatura de entrada media del agua (empaquete láminas PVC).....	122
C.9.	Parámetros experimentales del agua y aire operando la torre de enfriamiento a condición de temperatura de entrada alta del agua (empaquete láminas PVC).....	123
C.10.	Parámetros experimentales del agua y aire operando la torre de enfriamiento a condición de temperatura de entrada baja del agua (Malla ordenada PVC)	124
C.11.	Parámetros experimentales del agua y aire operando la torre de enfriamiento a condición de temperatura de entrada media del agua (Malla ordenada PVC)	125
C.12.	Parámetros experimentales del agua y aire operando la torre de enfriamiento a condición de temperatura de entrada alta del agua (Malla ordenada PVC)	126



C.13. Parámetros experimentales del agua y aire operando la torre de enfriamiento para la validación de la torre de enfriamiento utilizando el relleno de láminas de PVC	127
C.14. Parámetros experimentales del agua y aire operando la torre de enfriamiento para la validación de la torre de enfriamiento utilizando el relleno de malla de PVC ordenado	128

Apéndice D

D.1. Tablas de vapor de agua	129
D.2. Capacidad calórica de compuestos orgánicos e inorgánicos (a bajas presiones) ...	134
D.3. Propiedades físicas del agua	137
D.4. Viscosidad de gases y vapores	138
D.5. Conductividades térmicas de gases y vapores	141



ÍNDICE DE FIGURAS

Capítulo II

2.1. Idealización del proceso de transferencia de masa	26
2.2. Principales variables de una torre de enfriamiento	27
2.3. Diagrama entálpico del proceso de enfriamiento	32
2.4. Construcción de la curva de Mickley	37

Capítulo IV

4.1. Perfil del Coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa con respecto a la temperatura de entrada del agua y $L \cdot C_p / G_s$ utilizando el empaque de láminas de PVC	63
4.2. Perfil del Coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa con respecto a la temperatura de entrada del agua y $L \cdot C_p / G_s$ utilizando el empaque ordenado de PVC	64
4.3. Perfil del Coeficiente convectivo en la fase líquida con respecto a la temperatura de entrada del agua y el coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa utilizando el empaque de láminas de PVC	77
4.4. Perfil del Coeficiente convectivo en la fase líquida con respecto a la temperatura de entrada del agua y el coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa utilizando el empaque de malla ordenada de PVC	78

Apéndice A

A.1. Diagrama de flujo del módulo de cálculo del simulador (programa principal).....	95
A.2. Diagrama de flujo del subprograma que calcula la temperatura de salida del agua....	99
A.3. Diagrama de flujo del subprograma que calcula la temperatura de bulbo seco de salida del aire	100
A.4. Diagrama de flujo del subprograma que calcula la temperatura y entalpía en la interfase correspondiente a una temperatura y entalpía dada	101
A.5. Diagrama de flujo del subprograma que calcula la temperatura de bulbo húmedo del aire correspondiente a una humedad y una temperatura de bulbo seco determinada.....	102



Apéndice D

D.1. Viscosidad de gases y vapores a 1 atm.....	139
D.2. Curvas de viscosidad absoluta	140



INTRODUCCIÓN

El creciente progreso de la tecnología ha dado origen a la creación de mejores computadoras para la realización de las labores diarias del hombre. Esto aunado a innovadoras técnicas numéricas de resolución de ecuaciones matemáticas, ha impulsado el uso de la simulación de procesos y programas de simulación para el desarrollo y estudio de complejos procesos industriales.

En respuesta a esto, el personal del el Laboratorio de Ingeniería Química se ha dado a la tarea de realizar simuladores para los principales equipos del mismo; donde los estudiantes afianzan los conocimientos teóricos adquiridos en los fenómenos de transferencia de momento, masa y energía.

En tal sentido, el objetivo general de este trabajo especial de grado es desarrollar un módulo de cálculo para la simulación de la torre de enfriamiento del Laboratorio de Ingeniería Química con fines didácticos para afianzar los conocimientos en el estudio de transferencia de momento, masa y energía.

La metodología seguida para el logro de los objetivos planteados consistió en la revisión bibliográfica de conceptos, tecnologías y modelos matemáticos de torres de enfriamiento, posteriormente se desarrolló un módulo de cálculo para la predicción de las variables de salida de la torre de enfriamiento en base a los modelos matemáticos propuestos, así como también se desarrolló la interfaz gráfica mediante la cual el usuario interactúa con el programa, la recolección de datos para el desarrollo de correlaciones que permitan predecir los coeficientes de transferencia de masa en la fase gaseosa y convectivo en la fase líquida, y por último validar (el simulador desarrollado) con datos experimentales, analizando la desviación de los valores arrojados por el programa con los resultados experimentales.

Este trabajo especial de grado se encuentra dividido en 4 capítulos: el capítulo I, presenta el planteamiento del problema, el cual engloba su formulación, descripción, situación actual y deseada, objetivo general y objetivos específicos, así como la justificación y limitaciones; el capítulo II, presenta el marco teórico y referencial, una breve revisión bibliográfica de los aspectos más importantes involucrados en la realización de esta investigación y los antecedentes consultados; el capítulo III,



presenta la descripción de la metodología empleada para el cumplimiento de cada uno de los objetivos planteados; el capítulo IV, presenta los resultados y análisis de los mismos. Por último se presentaron las conclusiones y recomendaciones más importantes obtenidas durante la investigación.

La investigación realizada aumenta el nivel didáctico para el estudio de la torre de enfriamiento y por ende del Laboratorio de Ingeniería Química mediante el aporte de una nueva herramienta de estudio, promoviendo el desarrollo de mejores estudiantes y futuros profesionales.



1.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En esta sección se dará a conocer el problema en estudio, especificándose su propósito, la situación actual y deseada, así como el objetivo general y los específicos de la investigación. De igual forma, se presentan las razones que justifican la investigación y las limitaciones de la misma.

1.1.1. DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

La Universidad de Carabobo es una de las principales casas de estudio del país ubicada en Bárbula, municipio Naguanagua, estado Carabobo; generadora de profesionales capaces de satisfacer las necesidades de personal calificado en la región central del país, donde se concentra gran parte del sector industrial nacional relacionado con actividades productivas.

El Laboratorio de Ingeniería Química de la Escuela de Ingeniería Química dispone de una serie de equipos destinados a afianzar los conocimientos de fenómenos relacionados con la transferencia de momento, calor y masa.

Entre los principales equipos existentes en el laboratorio que no cuentan con un simulador digital se encuentra la torre de enfriamiento, destinada al estudio del enfriamiento del agua proveniente de procesos (manejo de agua a temperaturas elevadas para ser reutilizada), mediante el contacto con aire.

La torre de enfriamiento tiene un gran uso didáctico como práctica de la Cátedra Laboratorio de Ingeniería Química II, además de ser utilizada en proyectos y trabajos especiales de grado, manejando así el efecto de las variables determinantes en el proceso en la temperatura del agua.

La disminución en la temperatura del agua se debe básicamente a la transferencia de calor tanto por difusión como por convección que origina la evaporación de parte del agua alimentada, aumentando así la humedad del aire. Dicha torre posee un empaque que favorece el enfriamiento del agua debido al aumento del área de transferencia de calor con el aire, el cual fluye a través de la torre mediante un mecanismo de tiro inducido.



Actualmente en el Laboratorio de Ingeniería Química no se dispone de un módulo de cálculo que permita predecir las condiciones operacionales de la torre de enfriamiento.

Teniendo en cuenta esta situación y en la búsqueda de ofrecer un ambiente interactivo donde se estudien las principales variables de la torre de enfriamiento, se plantea realizar un módulo de cálculo para la simulación de la torre de enfriamiento del Laboratorio de Ingeniería Química, así como también desarrollar correlaciones matemáticas que permitan predecir el coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa y el coeficiente convectivo en la fase líquida a partir de datos experimentales tomados en la torre, todo esto con fines didácticos para afianzar los conocimientos en el estudio de transferencia de momento, masa y energía.

1.2. FORMULACIÓN DEL PROBLEMA

En la actualidad no se dispone de un módulo de cálculo que permita predecir las condiciones operacionales de la torre de enfriamiento, así como también no se dispone de correlaciones matemáticas que permitan predecir el coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa y el coeficiente convectivo en la fase líquida a partir de los datos experimentales tomados en la torre.

Teniendo en cuenta esta situación y en la búsqueda de ofrecer un ambiente interactivo donde se estudien las principales variables de la torre de enfriamiento, se plantea desarrollar un módulo de cálculo para la simulación de la torre de enfriamiento del Laboratorio de Ingeniería Química con fines didácticos para afianzar los conocimientos en el estudio de transferencia de momento, masa y energía.



1.2.1 Situación actual

El Laboratorio de Ingeniería Química no dispone de un ambiente interactivo que permita predecir las condiciones operacionales de la torre de enfriamiento, así como tampoco dispone de correlaciones matemáticas que permitan predecir el coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa y el coeficiente convectivo en la fase líquida a partir de los datos experimentales tomados en la torre. De no tomarse medidas para estos problemas traería consecuencias como:

- No disponibilidad de un simulador que permita predecir el comportamiento de la torre de enfriamiento.
- Estimación desviada del coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa.
- Estimación desviada del coeficiente convectivo en la fase líquida.

1.2.2 Situación deseada

El Laboratorio de Ingeniería Química requiere un ambiente interactivo que permita predecir las condiciones operacionales y el estudio de las principales variables presentes en la torre de enfriamiento; así como también se requieren modelos matemáticos ajustados que permitan estimar tanto el coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa, como el coeficiente convectivo en la fase líquida.

De esta manera es posible realizar un estudio de las principales variables presentes en la torre en un ambiente interactivo, sin necesidad de realizar toma de datos experimentales.

Con todo esto se busca proveer al Laboratorio de Ingeniería Química de herramientas que permitan un estudio rápido de uno de los principales equipos del laboratorio, aumentando así el nivel del mismo desde una perspectiva didáctica.



1.3 OBJETIVOS

1.3.1. OBJETIVO GENERAL

Desarrollar un módulo de cálculo para la simulación de la torre de enfriamiento del Laboratorio de Ingeniería Química con fines didácticos para afianzar los conocimientos en el estudio de transferencia de momento, masa y energía.

1.3.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

1. Modelar matemáticamente el comportamiento de la torre de enfriamiento con el fin de obtener las ecuaciones matemáticas que permitan relacionar las principales variables de la misma.
2. Desarrollar el módulo de cálculo que permita la simulación de la torre de enfriamiento para predecir el comportamiento de la misma.
3. Desarrollar la interfaz gráfica para el uso interactivo del programa de cálculo que permite la simulación de la torre de enfriamiento para predecir el comportamiento de la misma a diferentes condiciones de operación.
4. Desarrollar modelos matemáticos que correlacionen el coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa y el coeficiente convectivo en la fase líquida a partir de los datos experimentales tomados en la torre de enfriamiento con la finalidad de realizar un análisis comparativo con las correlaciones obtenidas para dicha torre anteriormente.
5. Validar el programa de simulación con datos experimentales con la finalidad de verificar el correcto funcionamiento del mismo.



1.4 JUSTIFICACIÓN

Esta investigación tiene gran relevancia a nivel social, ya que al aumentar el nivel del laboratorio desde una perspectiva didáctica se incrementará la calidad de los ingenieros egresados de esta casa de estudios, incrementando así la productividad y calidad de la industria.

A nivel ambiental es posible disminuir el uso de recursos (tiempo, agua, electricidad, etc.) mediante el uso de simuladores que permitan un estudio rápido y preciso.

En cuanto a la conveniencia, este proyecto proporcionará herramientas de predecir el comportamiento de la torre de enfriamiento a diversas condiciones de operación, también será posible estimación de coeficientes de manera ajustada, todo esto contribuye a afianzar los conocimientos obtenidos tanto en los fenómenos de transporte como en control de procesos.

Del punto de vista de las implicaciones prácticas se plantea una solución a la necesidad de desarrollar un ambiente interactivo que prediga el comportamiento de la torre de enfriamiento. En cuanto a las implicaciones metodológicas se implantarán nuevas herramientas de estudio, con la finalidad de aumentar el nivel didáctico del Laboratorio de Ingeniería Química.

Entre las implicaciones teóricas como fue mencionado anteriormente se incrementará el nivel de aquellos conocimientos manejados en los fenómenos de transporte que se estudian en los principales equipos del laboratorio.

1.5 LIMITACIONES

En el presente trabajo de investigación se pudieran encontrar algunas condiciones y restricciones que pudieran limitar la correcta y satisfactoria realización del mismo, como el tiempo establecido para su culminación, la necesidad de aprender nuevas herramientas para el desarrollo del ambiente interactivo y de las correlaciones multivariantes necesarias para el desarrollo de las correlaciones mencionadas en el objetivo específico 4.



II. Marco Teórico Referencial

A continuación se presenta una breve descripción bibliográfica de los aspectos más importantes involucrados en la realización del trabajo especial de grado. Se incluyen antecedentes bibliográficos relacionados con la actual investigación, conceptos básicos relacionados con la simulación de procesos químicos, así como también descripción y conceptos básicos relacionados con las operaciones de contacto gas-líquido, del enfriamiento agua-aire, y torres de enfriamiento en general.

2.1. ANTECEDENTES

En esta sección se dará a conocer antecedentes que tienen alguna relación en semejanzas y diferencias con este trabajo, especificándose sus fuentes y un breve resumen de cada uno de ellos.

Entre los antecedentes más relevantes relacionados con la presente investigación se encuentra el trabajo realizado por la profesora de la Universidad de Carabobo María Eugenia León y los estudiantes Deivis Battes y Nardy Torres en el año 2005, cuya investigación se centró en la **Determinación del coeficiente de transferencia de calor por convección de la fase líquida en una torre de enfriamiento**, realizado en la Universidad de Carabobo, Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Química. Todo esto se realizó para la posterior obtención de una correlación que estableciera la dependencia de dichos coeficientes con el flujo de líquido (agua), manteniéndose constante el flujo de gas (aire). Los cálculos principales se realizaron basándose en el método de Mickley así como a partir de los fundamentos de operación de una torre de enfriamiento, haciendo uso de una macro de Excel.

Otra investigación de suma importancia para este trabajo fue la realizada por Marcos J. Londoño Parra y Mirenchu C. Contreras Cordero en el año 2004, que consistió en la **Evaluación de una torre de enfriamiento de tiro inducido**, realizado en la Universidad de Córdoba, España. La investigación se concentró en la determinación de los coeficientes convectivo de transferencia de calor en la fase líquida y local de transferencia de masa en la fase gaseosa para un sistema agua-aire en la operación de una torre de enfriamiento de tiro inducido, esto para la posterior construcción de una correlación que estableciera la dependencia de dichos coeficientes



con ciertos parámetros tales como los flujos de gas (aire) y de líquido (agua). Los cálculos principales se realizaron basándose en el método de Mickley así como a partir de los fundamentos de operación de una torre de enfriamiento.

Por último, entre los más importantes trabajos hechos en el área de simulación de procesos se tiene el realizado por Enrique Bradley e Iván Silva en el año 2004, enfocado hacia el ***Desarrollo de módulos de cálculo para el despojamiento de aguas agrias compatibles con el programa de simulación SIMESTUC***, realizado en la Universidad de Carabobo, Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Química. Se realizó una revisión bibliográfica acerca de conceptos, tecnologías y modelos matemáticos asociados al manejo de aguas agrias y los principales equipos que conforman el proceso, se seleccionaron los modelos matemáticos que describen el funcionamiento y comportamiento de los equipos; se codificaron los módulos de cálculo en Visual Fortran 5.0; se creó la interfaz gráfica en Visual Basic 6.0; se validaron dichas unidades utilizando ejemplos bibliográficos y el simulador comercial HYSYS 3.1, y se estudió la sensibilidad de la temperatura de alimentación y la presión de operación de la torre.

2.2. FUNDAMENTOS TEÓRICOS

En la siguiente sección se presentarán conceptos básicos relacionados con las operaciones gas-líquido en una torre de enfriamiento, así como también parámetros teóricos relacionados con el área de simulación de procesos químicos.

2.2.1. Simulación de procesos

Una de las características principales de nuestros tiempos es sin duda la evolución que se ha alcanzado en el campo de la tecnología. A diario ingresan al mercado, productos cada vez más novedosos cuyas funciones principales son facilitar las labores que se llevan a cabo día a día en las múltiples áreas de desarrollo del hombre.

Los simuladores de procesos son un ejemplo típico. El desarrollo de procesadores cada vez más potentes le permite al sector software ofrecer herramientas



con mayor y mejores bondades. La versatilidad característica de los programas de simulación de procesos ha logrado el establecimiento de los mismos en la industria como una herramienta rápida y sencilla de diseño, ajuste y cálculos de procesos, minimizando así los costos asociados a paradas innecesarias de equipos o sistemas más complejos.

Desde hace algunas décadas el ingeniero químico comenzó a tomar la simulación de procesos como una herramienta para el desarrollo de sus funciones. Hoy, se ofrecen a la industria, distintos productos de simulación que han sido desarrollados sobre sólidas bases, abarcando una gran cantidad de aplicaciones y teniendo en alta estima el concepto de integración, tanto entre sí mismos como con otros programas, aprovechando al máximo las innovaciones de los actuales sistemas operativos (Reginfo y Rodríguez, 2002).

✓ Qué es simulación de procesos?

La simulación de procesos consiste en el uso de programas para modelar los procesos químicos de forma cuantitativa, mediante la resolución de modelos matemáticos que toman en cuenta los balances de materia y energía, las relaciones de equilibrio y las expresiones cinéticas.

La simulación de procesos está aplicada a todo tipo de proceso, debido a ello se clasifica en: *Simulación en estado estacionario*, de la cual se obtienen en condiciones estacionarias, las características de las corrientes de salida a partir de las corrientes de entrada y del conjunto de ecuaciones matemáticas que definen el proceso, y *Simulación Dinámica de Procesos*, para la cual se obtienen las características del fenómeno en estudio con la data de las corrientes de entrada y del conjunto de ecuaciones que la representa, en función del tiempo (parámetro clave del proceso) operativos (Reginfo y Rodríguez, 2002).



2.2.1.1 Aplicaciones de la simulación de procesos

Según Peña (1998), las aplicaciones más extensas de los modelos de simulación son las siguientes:

- **Diseño de equipos:** el ingeniero de procesos puede verificar el funcionamiento de las unidades en condiciones extremas, permitiendo identificar los puntos críticos de las mismas.
- **Estudios de seguridad y planes alternos:** los resultados de simulación de operaciones críticas o fallos de unidades existentes permiten evaluar de forma continua los riesgos existentes en las unidades.

2.2.1.2 Ventajas de la simulación de procesos

Según Niño y Pérez (2000) las ventajas más importantes que ofrece la simulación de procesos son:

- **Experimentación a bajo costo:** es posible estudiar procesos existentes de una forma más rápida, económica y completa que en la planta real.
- **Extrapolación:** con un modelo matemático adecuado se pueden realizar ensayos en los intervalos extremos de las condiciones de operación, lo cual puede no ser práctico o ni siquiera posible en una planta real.
- **Evaluación de planes alternos:** la simulación permite comparar con rapidez y rigurosidad distintos procesos, modificaciones o diseños que se desean poner en operación. Permite ensayar también hipótesis sobre sistemas o procesos antes de llevarlos a la práctica. Esto da como resultado que se pueden tomar en consideración un mayor número de alternativas y obtener así un mejor diseño a un menor costo.



- **Resultados reproducibles:** en la simulación es posible controlar todos los factores que afectan al modelo, mientras que en la planta real, intervienen múltiples factores que no es posible controlar completamente.
- **Estudios de sensibilidad:** se puede analizar la sensibilidad de los parámetros de costos y los parámetros básicos del sistema.

2.2.1.3 Metodología empleada para realizar una simulación

2.2.1.3.1 Definición del problema y conocimiento del proceso

Definir el problema y objetivos a lograr, para decidir si se justifica la realización de la simulación. Esto sobre la base de una serie de preguntas a ser respondidas; estableciendo la precisión requerida para responder a tales preguntas. En esta etapa es fundamental estudiar el proceso para identificar áreas sensibles económicamente, recolectar datos del balance de materia y energía, procedimientos de operación y control.

Una vez definida la información y datos necesarios para los fines de la simulación, la construcción de un diagrama simplificado, representativo del flujo de la información será de mucha utilidad. Este diagrama preliminar debe incluir unidades de cálculo simples o aproximadas, para:

- Mostrar donde se requieren modelos más rigurosos, y cuales son los más importantes.
- Identificar problemas de control, reciclo e interacción entre unidades de cálculo.
- Desarrollo de esquemas de promoción de la convergencia.

2.2.1.3.2 Desarrollo del caso base y análisis de sensibilidad

En esta sección, los modelos simplificados son utilizados para simular el balance de materia y energía para un conjunto de datos operacionales consistentes, esto se conoce como caso base de simulación, y se hace con el



objetivo de identificar aquellas unidades y parámetros donde una pequeña perturbación sobre las condiciones operacionales del caso base, produce un cambio apreciable sobre aquellas variables importantes al final de la simulación. Mientras que el caso base es establecido, a partir del diagrama de flujo de la información es posible identificar corrientes de reciclo, secuencia de cálculo y establecer técnicas de promoción de convergencia.

2.2.1.3.3 Análisis de recursos

Esto sucede una vez que la complejidad de las unidades de cálculo satisface las necesidades de precisión, antes de proseguir, debe ser analizado si la información, el tiempo y el dinero para continuar están disponibles.

2.2.1.3.4 Preparación de las unidades de cálculo

Las unidades de cálculo deben ser lo más simples posible y de carácter general, de tal manera que permita un aumento progresivo en la precisión de la unidad e independientemente de la precisión del modelo, la unidad trabaja para un rango de variables, especificado para la misma. A continuación se presentan las etapas seguidas para la preparación de una unidad de cálculo:

- Decidir el tipo de modelo a ser usado y establecer las suposiciones que lo rigen, de tal manera que la unidad brinde las respuestas deseadas de una manera sencilla suministrando la menor cantidad de datos al inicio.
- Formular las ecuaciones utilizando las restricciones ya establecidas.
- Obtener la data necesaria para resolver las ecuaciones.
- Seleccionar un método para la resolución de las ecuaciones, y preparar el programa de cálculo.
- Probar el modelo con la realidad, definiéndose los coeficientes o parámetros que permitan reproducir de forma confiable el comportamiento del sistema real. Esto requiere usualmente de un proceso de ensayo y error.



2.2.1.3.5 Validación del modelo de simulación

Para verificar la calidad y confiabilidad del modelo, se comparan los resultados obtenidos a partir del modelo con los datos empleados como base de trabajo. Es importante seleccionar variables para la validación del modelo, que realmente reflejen si la representación del modelo es confiable o no. Este análisis comparativo para evaluar la exactitud del modelo debe ser realizado metódicamente empleando herramientas estadísticas, y en el cual es vital tomar en cuenta el grado de exactitud de los datos de planta empleados.

2.2.1.3.6 Aplicación del modelo de simulación e interpretación de los resultados

El simulador debe estar diseñado de tal manera que se compruebe a lo largo de la ejecución del mismo, que la máxima desviación detectada por el programa es inferior a las tolerancias de error fijadas para el cálculo, esto permite un análisis crítico de los resultados obtenidos por el computador y la tendencia a confiar totalmente en los resultados obtenidos a través del programa.

Todas y cada una de estas etapas vuelven a repetirse, ya que generalmente los resultados del modelo indican la necesidad de nuevos estudios o refinamientos en una labor continua de ajustes. El modelo elaborado se convierte en una herramienta de trabajo para futuras aplicaciones (Niño y Pérez, 2000).

2.2.1.4 Importancia de la simulación de procesos

La simulación de procesos se emplea en todos los campos de la ingeniería química, respondiendo a un largo ciclo de vida de la planta. (Peña, 1998)



2.2.1.5 Enfoque modular de una simulación

Una simulación de procesos puede presentar características modulares secuenciales, a continuación se presentan las principales características del enfoque modular de una simulación:

- Las corrientes de entrada a cada unidad son utilizadas para calcular las corrientes de salida haciendo uso de los principios de las operaciones unitarias y/o procesos unitarios que describen el fenómeno.
- La red corriente-equipos debe ser conocida.
- Las corrientes de salida de una unidad resultan posibles corrientes de entrada a otra unidad.

El ingeniero, debe reconocer cuando existen corrientes de recirculación, es decir, un proceso iterativo de cálculo. En este último caso, el usuario debe especificar la secuencia de cálculo que minimiza el trabajo o contar con un programa que lo establezca automáticamente (Niño y Pérez, 2000).

2.2.2. Generalidades de Torres de Enfriamiento

2.2.2.1 Conceptos básicos involucrados en el proceso de enfriamiento

A continuación se presentan algunos de los términos y conceptos fundamentales más comunes, utilizados en procesos para enfriamiento del agua; y que sirven para la comprensión de ellos y sus principios de operación:

- **Agua de reposición:** cantidad de agua añadida al agua de circulación para reemplazar el agua que se pierde en el sistema.



- **Brisado:** es la pequeña cantidad de agua sin evaporar que se pierde desde la torre en forma de rocío o gotitas. Es agua arrastrada por el aire en circulación. Es una pérdida de agua independiente de la pérdida por evaporación.
- **Calentamiento diferencial:** propiedad de las diferentes superficies que hace que se calienten y se enfríen a tasas distintas.
- **Calor:** energía que se transfiere de una región de mayor temperatura a una de menor temperatura.
- **Calor específico:** cantidad de calor por kilogramo que necesita una sustancia para que su temperatura se eleve en un grado centígrado.
- **Calor latente:** calor que cede o absorbe un material cuando cambia de fase. La operación se lleva a cabo a temperatura constante.
- **Calor sensible:** calor que cede o absorbe un material cuando cambia de temperatura.
- **Carga de calor:** es la cantidad de calor disipada por la torre de enfriamiento en BTU por cada hora.
- **Carta psicrométrica:** diagrama en el cual se relacionan: la humedad relativa, la entalpía, el volumen húmedo, temperatura de bulbo húmedo y temperatura de bulbo seco de una mezcla líquido-gas, a una determinada presión.
- **Coefficiente global de transferencia de masa:** se define como una función de la resistencia total a la transferencia de masa y del área de transferencia.
- **Humedad:** es la masa de vapor que acompaña a una unidad de masa de gas libre de de vapor. La humedad depende de la presión parcial del vapor en la mezcla cuando la presión total está fijada.
- **Humedad relativa:** se define como la presión parcial del componente condensable presente a esas condiciones de temperatura y presión, etc., dividido entre la presión parcial del mismo componente cuando la fase está saturada.
- **Temperatura de bulbo húmedo:** es la temperatura del estado estable a la que se llega cuando el bulbo del termómetro se expone a un movimiento rápido ante la corriente de la mezcla de gas. El bulbo en cuestión se encuentra cubierto con el mismo líquido que forma el vapor en la mezcla vapor-gas; y ésta temperatura está relacionada con la humedad de la fase gaseosa.



- **Temperatura de bulbo seco:** es la temperatura de una mezcla vapor-gas determinada ordinariamente introduciendo un termómetro en la mezcla.
(Instituto Americano de Ingenieros Químicos, 1980)

2.2.2.2. Operaciones de contacto gas-líquido

Aunque las operaciones de contacto gas-líquido son sencillas en el sentido de que la transferencia de masa se limita a la fase gaseosa (no puede haber transferencia de masa dentro del líquido puro, en el caso aire-agua), no obstante son complejas debido a los grandes efectos calóricos que acompañan a la evaporación o condensación.

Generalmente, estas operaciones se llevan a cabo en algún tipo de torre empacada, a menudo con flujo a contracorriente del gas y del líquido, pudiendo ser adiabáticas y no adiabáticas.

✓ Descripción de los procesos gas-líquido

Tanto la humidificación como la deshumidificación, pueden ser en principio realizadas en un equipo muy similar. La dirección de la transferencia de masa y de la transferencia de calor se determina por relación, la temperatura del gas y de la fase gaseosa a la entrada y la temperatura del líquido de contacto.

Como en todos los procesos de transferencia de materia y de transmisión de calor por contacto directo, una de las consideraciones primarias al diseñar la instalación es la creación de una gran área interfacial. Evidentemente una torre de relleno constituye la solución para conseguir este propósito.

El enfriamiento de agua es una operación en la que la mayor resistencia a la transferencia corresponde a la fase gaseosa. Por consiguiente, para una transferencia eficiente se requiere una elevada velocidad de aire. Por tanto la pérdida de presión se hace crítica y los rellenos se diseñan principalmente desde éste punto de vista.

El proceso de termotransferencia que se produce en una torre para enfriamiento de agua, cualquiera fuese su tipo, es el resultado de la interacción entre el medio gaseoso refrigerante (aire) y el fluido a enfriar (agua). En las torres el agua se encuentra en



contacto directo con el aire que la enfría y el proceso de transferencia de calor se realiza en parte por intercambio de calor sensible entre la fase líquida y la gaseosa, pero en mayor medida por la vaporización de agua en la interfase líquido-gas y su posterior difusión en el aire que la circunda.

El proceso de transferencia de masa entre el líquido y el aire, está íntimamente conectado con el de transferencia de calor. En efecto, con el cambio de fase desde líquido a vapor se absorbe calor lo cual da lugar a gradientes de temperatura en el aire adyacente a la superficie líquida. (Instituto Americano de Ingenieros Químicos, 1980)

2.2.2.3 Enfriamiento de agua con aire

Diversos procesos industriales exigen la liberación de energía térmica, en forma de calor que no puede ser económicamente aprovechada. El aire y el agua son los medios de enfriamiento más utilizados por ser éstos los de mayor abundancia y fácil disponibilidad, en donde la transferencia de calor se realiza en tres formas que son:

- **Radiación:** una gota cede calor a la interfase en proporción despreciable.
- **Conducción:** la cantidad de calor depende de las temperaturas relativas entre las dos fases, pueden transferir un máximo de 1/3 de la transferencia total de calor.
- **Evaporación:** gran parte de la transferencia de calor (70%) ocurre por la evaporación de una parte del agua, debido a las diferentes presiones de vapor entre el aire y la interfase.

Esta es sin lugar a dudas, la más importante de las operaciones. El agua, caliente por haber pasado a través de intercambiadores de calor, condensadores y dispositivos semejantes se enfría por contacto directo con el aire atmosférico, para ser nuevamente utilizada. “El calor latente del agua es tan grande, que la evaporación de pequeñas cantidades produce efectos muy grandes de enfriamiento. Como generalmente es pequeño el régimen de transferencia de masa, el nivel de temperatura es bastante bajo y la relación de Lewis puede aplicarse razonablemente bien para el sistema aire-agua”. (Instituto Americano de Ingenieros Químicos, 1980)



A continuación se plantean fundamentos de torres de enfriamiento descritas en el Manual del Instituto Americano de Ingenieros Químicos:

✓ **Descripción del proceso de enfriamiento del agua con aire**

El estudio del proceso de enfriamiento en una torre, implica el análisis del intercambio de calor por contacto directo entre un líquido (agua) y un gas (aire). Comparado con el de transferencia de calor entre un gas y un medio líquido a través de una pared rígida que los separa, el caso de la torre es más complejo porque es difícil evaluar la superficie real de transferencia.

En el enfriamiento agua-aire, ocurren dos procesos simultáneos:

- **Transferencia de calor latente debida a la evaporación de una pequeña porción de agua:** la vaporización ocurre por la humedad de la mezcla aire-agua-vapor, la cual aumenta durante la saturación, debido a que la presión de vapor del agua que sale del líquido es mayor que aquella en el aire no saturado, dando como resultado una vaporización. Cuando la presión de vapor del agua en el aire es igual a la del líquido, el aire se satura y cesa la vaporización. La mayor transferencia de calor (aproximadamente el 80% de la total) ocurre por el calor latente del vapor, es tan grande que una cantidad pequeña de evaporación produce grandes efectos de enfriamiento. Es importante mencionar que cuando se promueve un movimiento de material entre dos fases (o concentración), esto es difusión y se caracteriza por el hecho de que el material se transfiere de una fase a la otra o entre dos fases, por lo que el proceso de evaporación involucra un proceso de difusión.

- **Transferencia de calor sensible debido a la diferencia de temperatura entre el agua y el aire:** éste proceso aporta un 20% aproximadamente de la transferencia de calor total. La masa de agua evaporada y transferida hacia el aire, contiguo a la interfase ocurre por difusión molecular e inmediato arrastre del flujo de aire. Los procesos de enfriamiento del agua se cuentan entre los más antiguos que se



conocen. Algunos de estos procesos son lentos, como el enfriamiento del agua en la superficie del estanque.

La transferencia de calor sin superficie de contacto sólida ofrece una considerable economía debido a la ausencia del costo de la citada superficie de transferencia de calor. Uno de los equipos empleados más frecuentemente son las torres de enfriamiento.

El proceso de enfriamiento de agua con aire es una operación de transferencia de calor muy importante y usado ampliamente. En una torre con relleno se colocan los dos fluidos; aire atmosférico y agua en contracorriente y debido a que estos dos fluidos no se encuentran en equilibrio, ya que existen diferencias entre estos en cuanto a sus energías, ocurren procesos de transferencia de calor para tratarse de equilibrar.

No obstante, mediante la formulación de esquemas idealizados descriptivos del proceso y de algunas hipótesis justificadas por el relativo buen funcionamiento del esquema, es posible arribar a un procedimiento de cálculo que permite evaluar rápidamente si la torre puede satisfacer el servicio requerido.

2.2.2.4 Torres de enfriamiento

El éxito económico de cualquier empresa requiere el uso eficiente de la energía consumida en los procesos de que se trate. La conservación de energía, consecuentemente, enfrenta un fuerte y oportuno incentivo para escudriñar el criterio de diseño y características de construcción y operación comúnmente usadas en estos procesos.

2.2.2.4.1 Nociones fundamentales.

En las torres de enfriamiento se consigue disminuir la temperatura del agua caliente que proviene del circuito de refrigeración mediante la transferencia de calor y materia al aire que circula por el interior de la torre.

Las torres rellenas y de bandejas, son aplicables a las operaciones de humidificación u deshumidificación, ya que son muy eficaces para estos servicios. El



aire y el agua son materiales de bajo costo; no obstante, cuando deben manipularse grandes volúmenes, como en muchas operaciones de enfriamiento de agua, es esencial el uso de equipos de costo inicial y de operación bajos. Por ésta razón se usan más frecuentemente instalaciones a gran escala.

Los usuarios de torres de enfriamiento se preocupan porque muchas unidades en servicios en plantas generadoras, de proceso o sistemas de acondicionamiento de aire han tenido que atender cargas más grandes de enfriamiento conforme se amplían las plantas; muchas torres no han podido satisfacer las condiciones de operación de la planta ni siquiera desde la condición de arranque inicial. Esto no es sorprendente cuando se tiene en cuenta que este tipo de equipo, a menudo se selecciona o instala sólo sobre la base de un bajo costo inicial. Antes de tratar de mejorar la capacidad, se debe hacer un estudio completo de los requisitos de enfriamiento. Luego se necesitan inspección y análisis cuidadosos de los componentes existentes en la torre de enfriamiento.

2.2.2.4.2 Funcionamiento de las torres de enfriamiento

Una torre de enfriamiento, es una estructura con venteo que tiene una cubierta o casco (madera, concreto, ladrillo o metal) que aloja una red de obstrucciones o rellenos. El relleno sirve para aumentar el tiempo y la superficie de intercambio entre el agua y el aire.

El agua que va a enfriarse se bombea hacia un sistema de distribución en la parte superior de la torre, desde donde cae en láminas delgadas o se asperja el relleno. El relleno está expuesto de modo que el agua se extienda para exponer nuevas superficies al aire que circula por la torre. Una vez establecido el contacto entre el agua y el aire, tiene lugar una cesión de calor del agua hacia el aire. Ésta se produce debido a dos mecanismos: la transmisión de calor por convección y la transferencia de vapor desde el agua al aire, con el consiguiente enfriamiento del agua debido a la evaporación.

En la transmisión de calor por convección, se produce un flujo de calor en dirección al aire que rodea el agua a causa de la diferencia de temperaturas entre ambos fluidos.



Al entrar en contacto el aire con el agua se forma una fina película de aire húmedo saturado sobre la lámina de agua que desciende por el relleno. Esto es debido a que la presión parcial de vapor de agua en la película de aire es superior a la del aire húmedo que circula por la torre, produciéndose una cesión de vapor de agua (evaporación).

Esta masa de agua evaporada extrae el calor latente de vaporización del propio líquido. Este calor latente es cedido al aire, obteniéndose un enfriamiento del agua y un aumento de la temperatura del aire. La diferencia de temperaturas del agua a la salida y la temperatura húmeda del aire se llama “acercamiento” o “aproximación”, ya que representa el límite termodinámico de enfriamiento al que puede llegar el agua.

La posible eliminación teórica de calor por libra de aire circulado en una torre de enfriamiento depende de la temperatura y el contenido de humedad del aire. La temperatura de bulbo húmedo es un indicador del contenido de humedad del aire. Por tanto, esta es la temperatura teórica más baja a la que puede enfriarse el agua.

En términos generales podemos decir que la capacidad de enfriamiento de una torre es una combinación de todas las variables involucradas en el diseño y selección de la misma y nos indica la cantidad de agua que enfría en condiciones de operación comparada con las condiciones de diseño, esto es entonces, el equivalente de la eficiencia térmica.

2.2.2.4.3 Clasificación de las torres de enfriamiento

Podemos encontrar que existen diferentes tipos de torres de enfriamiento resultantes de los varios sistemas usados para forzar el aire a moverse y mezclarlo con el agua a fin de enfriarla. En lo que respecta al flujo de aire, las torres se clasifican como de tiro natural, tiro forzado y tiro inducido. En general, se obliga al aire a moverse horizontalmente o hacia arriba en desplazamientos relativamente mayores a la caída del agua removiendo de ésta su calor. A fin de que el calor sea intercambiando con eficiencia, el flujo de agua debe descomponerse en gotas pequeñas para aumentar la superficie de contacto. Para lograr esto se usan rociadores, pantallas, cascadas y otros arreglos.



No hay una clasificación universal, son diseñadas y construidas en diferentes modelos de acuerdo a su aplicación. Las torres se pueden clasificar en diferentes formas según las características que se consideren, a continuación se muestra una clasificación que servirá de guía para la selección de las torres de enfriamiento:

- **De acuerdo al tipo de operación:**
 - a. *Atmosféricas:*
 - Estanque de rocío (Spray Ponds) (Flujo Cruzado)
 - Hiperbólicas de tiro natural (Contraflujo)
 - b. *Tiro mecánico:*
 - Tiro forzado
 - Tiro inducido
- **De acuerdo al tipo de flujo de aire:**
 - a. *Contraflujo*
 - b. *Flujo cruzado:*
 - Sencillo (Perpendicular)
 - Doble (Paralelo)
- **De acuerdo al tipo de empaque:**
 - a. *Con relleno:*
 - Salpiqueo (Perpendicular al flujo de aire)
 - Película (Paralelo al flujo de aire)
 - b. *Sin relleno*
- **De acuerdo al tipo de fabricación:**
 - a. *Montadas en fábrica (paquete)*
 - b. *Montadas en campo*
- **De acuerdo a la forma:**
 - a. *Rectilíneas*
 - b. *Redondas*
 - c. *Hiperbólicas*
 - d. *Octagonales*



- **De acuerdo al tipo de enfriamiento:**
 - a. *Evaporativas*
 - b. *Secas*
 - c. *Húmedo-secas*
- **De acuerdo al tipo de estructura:**
 - a. *Madera:*
 - Douglas Fir Únicas variedades reconocidas por el Redwood Cooling Tower Institute (C.T.I).
 - b. *Concreto*
 - c. *Fibra de vidrio*
 - d. *Metálicas*

2.2.2.4.4 Estructura y componentes de una torre de enfriamiento

Componentes importantes de las torres son: la carcaza, a través de la cual circulan todos los fluidos y contiene, en general, todos los elementos que la componen, el relleno, cuya finalidad principal es aumentar la superficie de intercambio por unidad de volumen de la torre, el grupo impulsor de aire y el sistema de distribución de agua.

El sistema impulsor de aire está integrado por: ventilador, motor, transmisión y en ciertos casos el subsistema de control de velocidad. El sistema de distribución de agua incluye las cañerías de distribución internas, los picos rociadores y el depósito o cuba de recolección con control del nivel de agua.

Los principales componentes de una torre de enfriamiento se mencionan a continuación:

1. **Equipo mecánico constituido por:**

- Motor eléctrico o turbina
- Ventilador
- Interruptor de vibración
- Soporte de equipo mecánico
- Bomba centrífuga



2. Sistema de distribución integrado por:

- Cabezal de distribución de agua caliente
- Depósito de agua caliente
- Válvulas de control de flujo
- Cajas de desborde
- Orificios de distribución (flujo cruzado)
- Boquillas rompedoras de chorro (contraflujo)
- Chimenea o ventura

3. Persianas o louvers

4. Relleno o empaque

5. Eliminadores de gota o rocío

6. Estructura de la torre

7. Piscina de agua fría

2.2.3. Principios de operación de Torres de Enfriamiento

El proceso de termotransferencia que se produce en una torre para enfriamiento de agua, cualquiera fuese su tipo, es el resultado de la interacción entre el medio gaseoso refrigerante (aire) y el fluido a enfriar (agua).

En las torres el agua se encuentra en contacto directo con el aire que la enfría y el proceso de transferencia de calor se realiza en parte por intercambio de calor sensible entre la fase líquida y la gaseosa, pero en mayor medida por la formación de vapor de agua en la interfase líquido/gas y su posterior difusión en el aire que la circunda.

El proceso de transferencia de masa entre el líquido y el aire, está íntimamente conectado con el de transferencia de calor. En efecto, con el cambio de fase desde líquido a vapor se absorbe calor lo cual da lugar a gradientes de temperatura en el aire adyacente a la superficie líquida. En muchos casos prácticos, las condiciones en que se desarrollan ambos procesos son tales que puede suponerse que la difusividad térmica y el coeficiente de difusión másico son iguales, es decir el número de Lewis es igual a la unidad.



2.2.3.1 Descripción del proceso de enfriamiento del agua.

El estudio del proceso de enfriamiento en una torre, implica el análisis del intercambio de calor por contacto directo entre un líquido (agua) y un gas (aire). Comparado con el de transferencia de calor entre un gas y un medio líquido a través de una pared rígida que los separa, el caso de la torre es más complejo porque es difícil evaluar la superficie real de transferencia.

No obstante, mediante la formulación de esquemas idealizados descriptivos del proceso y de algunas hipótesis justificadas por el relativo buen funcionamiento del esquema, es posible arribar a un procedimiento de cálculo que permite evaluar rápidamente si la torre puede satisfacer el servicio requerido.

Un esquema idealizado del fenómeno de transferencia que tiene lugar entre la masa líquida y la gaseosa en una torre de enfriamiento se muestra en la Figura 2.1. Puede suponerse que a uno y otro lado de la interfase 2-2' se forman una película de aire y otra de agua. Los gradientes de temperatura existentes en ambas películas promueven la transferencia de calor necesaria para producir la evaporación y difusión de una pequeña porción del agua que esta en circulación.

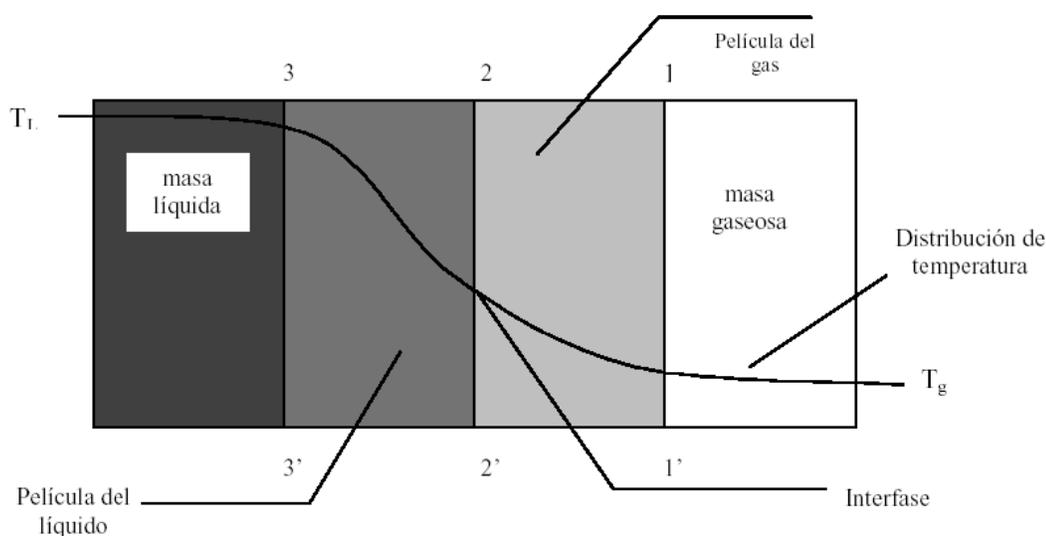


Figura. 2.1. Idealización del fenómeno de transferencia
(Treybal 1999)



Los procesos descritos de acá en adelante son descritos por los autores Londoño-Contreras (2004). La hipótesis de la película líquida permite, en cualquier sección de la torre, expresar la transferencia de calor desde la corriente líquida a una temperatura local media T_l hacia la interfase con temperatura T_i de la siguiente forma:

$$L \cdot C_{p_l} \cdot dL = h_l \cdot a_H \cdot S \cdot dz \cdot (T_l - T_i) \quad (2.1)$$

Donde:

L: Flujo de líquido en la torre (kg/s)

C_{p_l} : Capacidad calorífica del agua evaluada a la temperatura prom. ($kJ/kg \cdot K$)

h_l : Coeficiente convectivo de la fase líquida ($W/m^2 \cdot K$)

a_H : Superficie de transferencia total de calor por unidad de vol. de torre ($1/m$)

S: Superficie total de la sección transversal de la torre (m^2)

Z: altura del relleno (m)

T_i : Temperatura en la interfase gas-líquido (K)

T_l : Temperatura local del líquido (K)

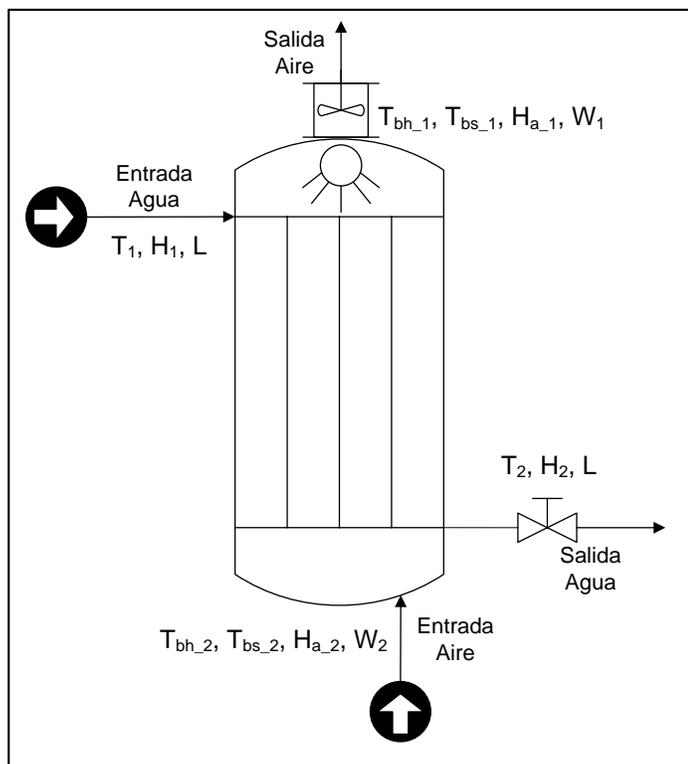


Figura 2.2. Principales variables de una torre de enfriamiento



A su vez la película del lado del aire permite expresar la transferencia de calor desde la interfase hacia la masa gaseosa con temperatura local media T_g como:

$$G_s \cdot C_{p_s} \cdot dg = h_g \cdot a_H \cdot S \cdot dz \cdot (T_i - T_g) \quad (2.2)$$

Donde:

G_s : Flujo másico de aire seco en la torre (kg/s)

C_{p_s} : Capacidad calorífica del aire evaluada a la temperatura prom. ($kJ/kg \cdot K$)

h_g : Coeficiente convectivo de la fase gaseosa ($W/m^2 \cdot K$)

T_g : Temperatura local del aire (K)

Por otra parte, el vapor de agua que se forma en la interfase se difunde hacia la masa gaseosa. Dicha difusión, en cualquier sección de la torre, es proporcional a la humedad específica del aire saturado en contacto con la interfase W_i , menos la humedad específica de la masa de aire W_g , Resulta entonces:

$$G_s \cdot dW = K_g \cdot a_M \cdot S \cdot dz \cdot (W_i - W) \quad (2.3)$$

Donde:

W : Humedad absoluta del aire ($kg \text{ agua}/kg \text{ aire seco}$)

W_i : Humedad absoluta en la interfase ($kg \text{ agua}/kg \text{ aire seco}$)

K_g : Coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa ($Kg/m^2 \cdot s$)

a_M : Superficie de transferencia total de masa por unidad de vol. de torre ($1/m$)

2.2.3.2 Integral de Merkel.

El proceso de transferencia de masa entre el líquido y el aire esta íntimamente vinculado con el de transferencia de calor entre ambos medios. En muchos casos prácticos las condiciones en que se desarrollan ambos procesos son tales que puede



suponerse que las difusividades térmica y másica son iguales, es decir el número de Lewis es igual a uno ($Le = 1$).

Si además de $Le = 1$ se acepta que $a_M = a_H = a$, las ecuaciones 2.2 y 2.3 pueden combinarse para obtener:

$$G_s \cdot dH = Kg \cdot a \cdot S \cdot dz \cdot (H_i - H) \quad (2.4)$$

Donde:

H: Entalpía de operación de aire húmedo (kJ/kg)

H_i : Entalpía en la interfase (kJ/kg)

Nótese que la relación entre T_i y T_1 viene dada por la pendiente $-h_i/Kg$, cuyo parámetro es muy difícil de estimar, pero será calculado en este trabajo. No estimar esta pendiente implica aceptar que $h_L \cdot a_H$ es infinito, lo cuál, lógicamente no es cierto. Si la cantidad de agua que se evapora es pequeña comparada con el total de agua que se desea enfriar ($\sim 2\%$), puede suponerse que:

$$G_s \cdot dH \approx L \cdot Cp_l \cdot dT_l \quad (2.5)$$

Si se tiene en cuenta esta última expresión, la ecuación 2.5 se puede escribir:

$$\frac{Kg \cdot a \cdot S \cdot Z}{L} \cdot dz = Cp_l \cdot \frac{dT_l}{(H_i - H)} \quad (2.6)$$

e integrando se obtiene la expresión de Merkel:

$$NUT = \frac{Kg \cdot a \cdot S \cdot Z}{L} = Cp_l \cdot \int_{T_2}^{T_1} \frac{dT_l}{(H_i - H)} \quad (2.7)$$

Donde:

NUT: Número de unidades de transferencia (adim).

T_1 : Temperatura de entrada del agua (K)

T_2 : Temperatura de salida del agua (K)



Esta integral permite calcular el número de unidades de difusión necesarias, NUT , para que la torre cumpla con el servicio requerido.

No es casual que la simplificación de Merkel ($Le = 1$) funcione razonablemente bien, ello es así como consecuencia de que el Cp_g del aire es aproximadamente 0.24 y el calor sensible transferido en una torre de contacto directo es solamente una cuarta parte del calor transferido por evaporación. De esta manera para transferir un número dado de calorías de calor sensible, se requiere un potencial cuatro veces mayor que para transferir igual número de calorías mediante la transferencia de masa. Por ello, aunque se cometa un error del 50% en el coeficiente de transferencia de calor, esto influirá solamente en un 10% de error en el total. Evidentemente si el fluido al cual se transfiere calor tiene un Cp más alto, la situación no será tan simple.

La entalpía actual de la masa de aire húmedo H en cualquier sección de la torre se puede expresar en términos de la relación entre la masa líquida y la del aire L/G_s . En efecto integrando la ecuación VII se obtiene:

$$H_{(T_1)} = H_{2(T_{bh_2})} + Cp_l \cdot \frac{L}{G_s} \cdot (T_1 - T_2) \quad (2.8)$$

Donde:

$H_{(T_1)}$: Entalpía de aire húmedo a una temperatura T_1 (kJ/kg)

$H_{2(T_{bh_2})}$: Entalpía de operación (kJ/kg)

El término independiente se elige igual a la entalpía del aire a la entrada de la torre, la cual es dato o puede determinarse en función de sus propiedades psicrométricas. La ecuación 2.8 relaciona el cambio de entalpía en la masa de aire con el cambio de temperatura del agua, por lo tanto define la "línea de operación del aire" que acompaña al agua.

El diagrama entálpico de la Figura 2.3 ha sido construido con el propósito de facilitar la interpretación física de la integral ecuación 2.7. Con la curva CF se grafican las entalpías H^* del aire saturado en función de la temperatura T_1 del agua. De conformidad con las hipótesis formuladas, la saturación del aire puede darse



únicamente sobre la interfase agua-aire. El punto C corresponde a la temperatura de bulbo húmedo T_{bh_2} del aire que entra a la torre. En la parte inferior de la torre, el agua enfriada puede poseer una temperatura T_2 igual o menor que la temperatura de bulbo seco del aire con el que se pone en contacto, pero no más abajo que el bulbo húmedo de este aire.

El aire a la temperatura T_2 se representa por el punto "A" el cuál posee la misma entalpía que el aire saturado (temp. T_{bh_2}). A la diferencia entre las temperaturas del aire T_{bh_2} y T_2 se la denomina acercamiento y a la diferencia entre la temperatura de entrada del agua T_1 y la de salida T_2 se la denomina rango, variables a definir mas adelante.

El aire que deja la torre adquiere la entalpía que resulta de introducir en la ecuación 2.8 la temperatura T_1 , es decir la correspondiente a la del agua caliente que entra por la parte superior. Cuando el contenido de humedad con que sale el aire más se aproxime al de saturación, mejor será la performance térmica de la torre, ya que en principio se generaría un número de unidades de difusión superior. De la Figura 2.3 se desprende que dicha saturación se consigue con la línea de operación que une "A" con "B", que además es la de mayor pendiente (máximo valor de L/G_s). Pero por estar "B" sobre la curva de aire saturado, dicha operación es posible únicamente con una torre de altura infinita. Por lo tanto es necesario disminuir la relación agua-aire y conseguir una línea menos empinada como la AB'. El área encerrada entre la curva de saturación $H^*(T_i)$ y la línea de operación $H(T_i)$ cuyos vértices son A,B',B y H, es indicativa del potencial que promueve la transferencia de calor total entre el agua y el aire. La resolución de la integral ecuación 2.7 permite obtener el número de unidades de difusión NUT necesario para producir el cambio en la temperatura del agua.

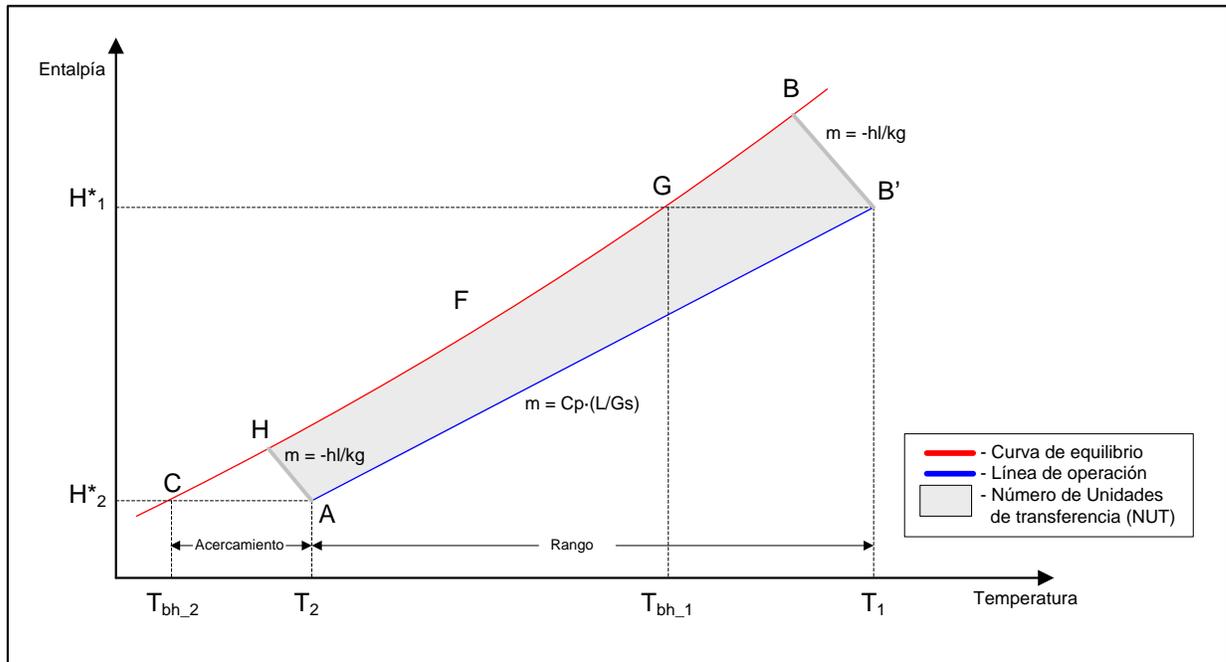


Figura 2.3. Diagrama entálpico del proceso de enfriamiento.

➤ Método de integración

El método de integración numérica aplicado al cálculo del número de unidades de difusión fue desarrollado por Chebyshev, y se representa con la siguiente expresión:

$$\frac{K \cdot Z}{L} = \int_{T_2}^{T_1} \frac{dT_i}{H_i - H} = \left[\frac{T_1 - T_2}{4} \right] \cdot \left[\frac{1}{\Delta H_1} + \frac{1}{\Delta H_2} + \frac{1}{\Delta H_3} + \frac{1}{\Delta H_4} \right] \quad (2.9)$$

(Perry, 1992)

Donde:

ΔH_1 : Valor de $(H_i - H)$ a $T_2 + 0,1(T_1 - T_2)$ (kJ/kg)

ΔH_2 : Valor de $(H_i - H)$ a $T_2 + 0,4(T_1 - T_2)$ (kJ/kg)

ΔH_3 : Valor de $(H_i - H)$ a $T_1 - 0,4(T_1 - T_2)$ (kJ/kg)

ΔH_4 : Valor de $(H_i - H)$ a $T_1 - 0,1(T_1 - T_2)$ (kJ/kg)

Otra relación importante que debe ser conocida es la que existe entre la entalpía en la fase gaseosa principal y aquella en la interfase gas-líquido. Tal relación puede obtenerse considerando ahora el proceso de transferencia en el lado del líquido en la



interfase, combinando las ecuaciones básicas del balance de masa y energía planteadas anteriormente se obtiene:

$$-\frac{h_l}{K_g} = \frac{(H - H_i)}{(T - T_i)} \quad (2.10)$$

(Perry, 1992)

Otra manera de conocer el perfil de temperaturas de bulbo seco del aire a lo largo de la torre es a través de la expresión:

$$T_{G(n)} = T_{G(n-1)} + \alpha \cdot (H_{(n)} - H_{(n-1)}) \frac{T_{G(n-1)} - T_{i(n-1)}}{H_{(n-1)} - H_{i(n-1)}} \quad (2.11)$$

(Londoño-Contreras, 2004)

Donde:

$T_{G(n)}$: Temperatura del gas en el punto "n" (K)

$T_{G(n-1)}$: Temperatura del gas en el punto "n-1" (K)

$T_{i(n-1)}$: Temperatura de la interfase en el punto "n-1" (K)

$H_{(n)}$: Entalpía del aire húmedo en el punto "n" (kJ/kg)

$H_{(n-1)}$: Entalpía del aire húmedo en el punto "n-1" (kJ/kg)

$H_{i(n-1)}$: Entalpía de la interfase en el punto "n-1" (kJ/kg)

α : Factor de proporcionalidad, depende de cada empaque y es incluido solo en esta investigación (adim)

Cabe destacar que la ecuación anterior se alejará de la realidad conforme más grandes sean los intervalos.

2.2.3.3 Parámetros característicos de una torre de enfriamiento

- **Temperatura de Acercamiento**

La temperatura de bulbo húmedo es un indicador del contenido de humedad presente en el aire, por lo tanto, desde el punto de vista ideal es la temperatura más baja a la cual se puede enfriar el agua en la torre de enfriamiento. Pero la realidad indica que la temperatura del agua se acerca pero nunca llega a ser igual a la de bulbo



húmedo del aire, debido a que se hace imposible poner en contacto toda el agua con aire fresco cuando ésta desciende por la torre.

La temperatura de acercamiento es una medida de la fuerza impulsora disponible para la difusión en la parte inferior de la torre, y es un parámetro importante de diseño de las torres de enfriamiento ya que influye directamente en su altura. La fuerza impulsora para la evaporación se debe, en su mayoría, a la diferencia entre la presión de vapor de agua y su presión de vapor si estuviese a la temperatura húmeda del aire. En la práctica, la temperatura del agua a la salida ha de ser superior a la temperatura húmeda por lo menos en 4 o 5 °F (2,5 y 5) °C. Esta diferencia se denomina acercamiento.

Mientras mayor es el rango de enfriamiento requerido para un proceso, más crítica será la temperatura de acercamiento disponible, por lo que será necesario una torre de mayor altura. Caso contrario es cuando el rango de enfriamiento es menor, la temperatura de acercamiento disponible se hace más amplia y será suficiente una torre de menor altura debido al incremento de las fuerzas impulsoras.

La expresión para la temperatura de acercamiento es la siguiente:

$$T_{ac} = T_2 - T_{bh_2} \quad (2.12)$$

(Perry, 1992)

Donde:

T_{ac} : Temperatura de acercamiento (°C)

T_{bh_2} : Temperatura de bulbo húmedo del aire a la entrada de la torre (°C)

También existen correlaciones empíricas usadas para el cálculo aproximado de coeficientes de transferencia de masa en la fase gaseosa y coeficientes convectivos en la fase líquida, para el primero de estos se tiene la correlación de Sherwood y Holloway, basada en la evaporación de vapor de agua en aire:



$$Kg = \frac{L}{1,31 \cdot \left(\frac{G_s^{0,31}}{L^{0,33}} \right) \cdot Sc_G^{0,5}} \quad (2.13)$$

(Sherwood and Holloway, 1940)

Donde:

Sc_G : Número de Schmidt evaluado a la temperatura promedio del aire (adim)

Dicha correlación es usada en un rango entre 20 y 1830 $lb/hr \cdot ft^2$ para el flujo de gas seco y para el flujo de líquido en la torre el rango oscila entre 168 y 6100 $lb/hr \cdot ft^2$. Los experimentos que involucran el desarrollo de esta correlación fueron hechos con anillos raschig de 1,5 pulgadas, sin embargo en comparaciones con otros resultados de otros análisis se determinó que dicho coeficiente no depende de las magnitudes del empaque.

Por otro lado:

$$Sc_G = \frac{\mu_G}{D_{AB} \cdot \rho_G} \cdot Fc1 \quad (2.14)$$

(Incropera, 1999)

Donde:

μ_G : Viscosidad del gas evaluada a la temperatura promedio ($kg/m \cdot s$)

D_{AB} : Difusividad del gas en el aire (cm^2/s)

ρ_G : Densidad del gas evaluada a la temperatura promedio (kg/m^3)

$Fc1$: Factor de conversión de cm a m ($1000m/cm$)

La difusividad se puede estimar mediante la correlación de Gilliland:

$$D_{AB} = \frac{0,0043 \cdot T}{P \cdot (V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \cdot \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{0,5} \quad (2.15)$$

(Ludwig, 1965)

Donde:

T: Temperatura promedio del gas (K)

V_A, V_B : Volúmenes moleculares de los compuestos A y B respectivamente evaluados a condición de ebullición ($cm^3/gmol$).



M_A, M_B : Pesos moleculares de los compuestos A y B ($g/gmol$).

P: Presión ambiente (atm).

También se puede estimar el coeficiente de transferencia de masa mediante la correlación de Ludwig:

$$K_g = K_{g_C} \cdot \left(\frac{D_{AB-C}}{D_{AB}} \right)^{0,56} \quad (2.16)$$

(Ludwig, 1965)

Donde:

K_{g_C} : Coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa conocido ($kg/s \cdot m^3$)

D_{AB-C} : Difusividad evaluada a las condiciones del sistema desconocido

Dicha correlación es usada para hallar un coeficiente de transferencia de masa desconocido a partir de ciertos datos de un sistema conocido, en este caso el coeficiente de transferencia de masa y la difusividad en ambos sistemas.

También es posible estimar el coeficiente convectivo de la fase líquida, la siguiente correlación fue obtenida a través de numerosos estudios sobre el comportamiento de la temperatura de bulbo húmedo a diversas condiciones:

$$hl = K_g \cdot C_{p_L} \cdot \left(\frac{Sc_G}{Pr} \right)^{2/3} \quad (2.17)$$

(Foust, 1960)

Donde:

Pr: número de Prandtl evaluado a la temperatura promedio del gas (adim).

Por otro lado también existen correlaciones empíricas calculadas para la actual torre de enfriamiento por Batters y Torres, para el coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa:

$$K_{g_A} = 0,1014 \cdot L^2 - 0,33 \cdot L + 5,9317 \quad (2.18)$$

Para el coeficiente convectivo en la fase líquida:

$$hl = 5,1909 \cdot L^{4,0749} \quad (2.19)$$



3. Se repite el procedimiento. La construcción determina los puntos en orden alfabético. Los puntos C, H, K, N, Q, T, A, caen sobre la línea de operación, en tanto que los puntos F, G, J, M, P, S, V, Z, son las condiciones de la fase gaseosa en su localización geométrica. El punto Z, concluye la localización geométrica de las condiciones de la fase gaseosa en la entalpía de salida del gas.

2.2.3.4.1 Procedimiento de cálculo

A partir de las temperaturas de entrada y de salida del gas y de la fase líquida, se construye la línea de operación de la torre según la ecuación 2.8 y se ubican las condiciones de la fase gaseosa para sus puntos inicial y final. El perfil de temperatura para la fase gaseosa puede obtenerse suponiendo un valor para la relación entre h_L y k_G , siguiendo para su construcción los pasos mostrados en la Figura 2.4. Si esta curva no coincide con la temperatura final del gas medida experimentalmente, entonces debe seleccionarse otro valor para la relación entre h_L y k_G .

Así, la temperatura del gas a cualquier altura de la columna se determina a partir de los datos del intervalo anterior, siguiendo la ecuación 2.11

La ecuación 2.11 se alejará de la realidad conforme más grandes sean los intervalos. De manera general el método seguido fue:

- a. Dividir la diferencia entre la temperatura de entrada y de salida del agua en 10 intervalos iguales.
- b. Para cada intervalo, calcular la entalpía del gas mediante la recta de operación.
- c. Suponer un valor de $-(h_L/K_G)$, que es la pendiente de la recta de unión (ec. 2.10).
- d. Por otro lado, para la primera T_L , suponer un valor de la temperatura en la interfase T_i . Con él, se obtiene la entalpía de interfase H_i de la curva de equilibrio.
- e. Se comprueba que se cumpla la recta de unión (Ec. 2.10 = 0) . Si es así, se tiene las condiciones de interfase el primer intervalo. Si no se cumple, hemos de volver a suponer otro T_i . Se ha de hacer esto para cada T_L .
- f. Cuando se tengan las condiciones de interfase para todos los intervalos, se calcula las temperaturas del gas para toda la columna con la ecuación 2.11, empezando por



La temperatura de entrada del gas hasta la temperatura de salida del gas. Entonces se compara el valor de la temperatura de salida calculado con el experimental: si coinciden, se tiene el valor de la pendiente de las rectas de unión $-(h/Kg)$; si no coinciden, se supone otro valor de este cociente, repitiendo los pasos de **c** a **f**.

- g.** Una vez que se ha encontrado la relación adecuada $-(h/kg)$ se lee por construcción, la fuerza motriz H_i-H_G y se resuelve directamente la forma integrada de la ecuación de diseño 2.7.

2.2.3.5 Fundamentos térmicos de una torre de enfriamiento

- **Rango**

El cambio de temperatura que puede experimentar cierto flujo de agua en una torre de enfriamiento.

$$R = T_1 - T_2 \quad (2.20)$$

(Perry, 1992)

Donde:

R: Rango ($^{\circ}C$)

- **Calor total que absorbe el aire:**

$$Q_{TA} = Q_C + Q_D \quad (2.21)$$

(Mc. Cabe, 2002)

Donde:

Q_{TA} : Calor total absorbido por el aire (kJ/kg).

Q_C : Flujo de calor transferido por convección (kJ/s).

Q_D : Flujo de calor transferido por difusión (kJ/s).



- **Flujo de calor transferido por convección del agua al aire:**

$$Q_C = G_S \cdot C_{p_g} \cdot (T_{bs_1} - T_{bs_2}) \quad (2.22)$$

(Treybal, 1999)

Donde:

T_{bs_1} : Temp. de bulbo seco del aire a la salida de la torre de enfriamiento (K)

T_{bs_2} : Temp. de bulbo seco del aire a la entrada de la torre de enfriamiento (K)

- **Flujo de calor transferido por difusión del agua al aire:**

$$Q_D = E \cdot h_{fg} \quad (2.23)$$

(Treybal, 1999)

Donde:

E: Flujo másico del agua evaporada (lbm/s).

h_{fg} : Calor latente de vaporización del agua a la temperatura T_1 (kJ/kg).

- **Flujo másico de agua evaporada:**

$$E = G_h \cdot (W_1 - W_2) \quad (2.24)$$

(Treybal, 1999)

Donde:

W_1 : Humedad absoluta del aire que sale de la torre de enfriamiento (kg agua/kg aire seco).

W_2 : Humedad absoluta del aire que entra a la torre de enfriamiento (kg agua/kg aire seco).

G_H : Flujo másico de aire húmedo (kg/s)



- **Flujo de gas húmedo:**

$$G_H = \rho_{aire} \cdot V_{aire} \cdot A \quad (2.25)$$

(McCabe, 2002)

Donde:

 ρ_{aire} : Densidad del aire evaluada a T_{bs_1} (kg/m^3)A: Área del ducto del ventilador (m^2) V_{aire} : Velocidad del aire promedio (m/s)

- **Flujo de aire seco:**

$$G_S = \frac{G_H}{1 + W_2} \quad (2.26)$$

(McCabe, 2002)

- **Flujo másico de agua:**

$$L = \frac{m_{TLL} - m_{TV}}{t} \quad (2.27)$$

(Propia)

Donde:

 m_{TLL} : masa del tobo de recolección de fluido lleno (kg) m_{TV} : masa del tobo de recolección de fluido vacío (kg)

t: tiempo de recolección (s)

- **Velocidad del aire:**

$$V_{aire} = \sum_{i=1}^n \frac{v_i}{n} \quad (2.28)$$

(Propia)

Donde:

 v_i : velocidades individuales (m/s)

n: número total de velocidades de aire (m/s)



- **Densidad del aire:**

$$\rho_{aire} = \frac{P \cdot PM}{Z \cdot R \cdot T_{BS}} \quad (2.29)$$

(Himmelblau, 2000)

Donde:

P: Presión a la que se encuentra el aire (ambiente) (kPa)

PM: Peso molecular del aire (kg/kgmol)

R: Constante universal de los gases ($8,314 \text{ kPa} \cdot \text{m}^3 / \text{kgmol} \cdot \text{K}$)

Z: Factor de compresibilidad (adim).

- **Área del ducto del ventilador:**

$$A = \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \quad (2.30)$$

(Navarro)



III. MARCO METODOLÓGICO

En esta sección se muestra de forma secuencial los pasos seguidos para el desarrollo y logro de cada uno de los objetivos específicos planteados en este trabajo.

Según los objetivos planteados, la investigación a nivel de profundidad es de tipo Predictiva, ya que durante el desarrollo de la investigación se desea predecir el comportamiento de la torre de enfriamiento del Laboratorio de Ingeniería Química y desarrollar correlaciones para estimar el coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa y el coeficiente convectivo en la fase líquida.

En cuanto a la estrategia o diseño de la investigación es de tipo experimental, ya que para la realización del simulador de la torre de enfriamiento es necesaria la toma de datos experimentales a diferentes condiciones de operación con la finalidad de modelar matemáticamente aquellas variables que son características de dicho equipo. (Naghi, 2005).

Para el desarrollo de la investigación se plantean las siguientes fases:

3.1 Modelar matemáticamente el comportamiento de la torre de enfriamiento con el fin de obtener las ecuaciones matemáticas que permitan relacionar las principales variables de la misma.

Para el logro de éste objetivo fue necesario realizar dos actividades principales: determinar las variables que intervienen en el proceso e identificar los modelos matemáticos relacionados al tipo de torre estudiada.

Para determinar las variables que intervienen en el proceso fue necesario en primera instancia acudir a la revisión de manuales bibliográficos relacionados con torres de enfriamiento y transferencia de calor y masa con la finalidad de conocer las principales variables determinantes en el proceso. Seguidamente se realizó un diagrama de instrumentación y tuberías de la torre de enfriamiento con la finalidad de conocer el proceso general de enfriamiento y por ende las variables involucradas.

Para la segunda actividad fue necesario definir el tipo de torre de enfriamiento con el fin de identificar en la bibliografía los modelos matemáticos involucrados en el



estudio de dicho tipo de torre. El tipo de torre presente en el Laboratorio de Ingeniería Química es de tiro inducido a contracorriente con relleno, teniendo a disposición dos tipos de relleno: láminas de PVC (relleno 1) y empaque ordenado (relleno 2).

3.2 Desarrollar el módulo de cálculo que permita la simulación de la torre de enfriamiento para predecir el comportamiento de la misma.

Para el desarrollo del programa de cálculo primero fue necesario definir el lenguaje de programación a utilizar en la codificación del mismo. Para ello se propusieron diferentes alternativas entre las cuales se tienen Pascal, Fortran y C++, comparando entre dichas alternativas sus ventajas y desventajas siendo de gran relevancia que el lenguaje Pascal es estudiado en el ciclo básico por los estudiantes de ingeniería química. Por otra parte los programas codificados en Pascal son de alta rapidez de ejecución, siendo otra razón por la que fue seleccionado como el lenguaje de programación utilizado para la codificación del módulo de cálculo.

Luego, de acuerdo a las variables y modelos matemáticos involucrados en el proceso, obtenidos en el objetivo anterior, se procedió a codificar en el lenguaje de programación seleccionado el módulo de cálculo del simulador de la torre de enfriamiento. A continuación se presenta la descripción de cada uno de los subprogramas, así como del programa principal:

- **Subprograma leer datos / leer constantes.**

Subprogramas utilizados para leer datos del simulador o constantes referentes a la torre de enfriamiento, dichos datos inicialmente se encuentran en un archivo de datos creado por la interfaz gráfica en Visual Basic y luego son transferidos a vectores (parámetros de salida) por estos subprogramas en el módulo de cálculo de dicho simulador para su posterior uso.

- **Subprograma Cp_agua.**

Recibe como único parámetro la temperatura del agua en °C y retorna la capacidad calorífica del agua a dicha condición en kJ/kg·K calculada por medio de una ecuación polinómica, con un error relativo menor al 0.01%.



- **Subprograma Dens.**

Recibe como único parámetro la temperatura del agua en °C y retorna la densidad del agua en kg/m^3 a dicha condición calculada por medio de la interpolación de una serie de datos ubicados en una base de datos, la cual puede ser modificada, dicho valor calculado presenta un error relativo menor al 0.01%.

- **Subprograma humedadrelativa.**

Recibe como parámetros de entrada las temperaturas de bulbo seco y bulbo húmedo del aire en °C y la presión ambiente en mmHg, retorna mediante el uso de ecuaciones la humedad relativa expresada en porcentaje, dicho calculo presenta una desviación relativa menor a 0.1% con respecto a valores teóricos.

- **Subprograma humedadabsoluta.**

Recibe como parámetros de entrada las temperaturas de bulbo seco y bulbo húmedo del aire en °C y la presión ambiente mmHg, retorna mediante el uso de ecuaciones la humedad absoluta expresada en unidad de masa de agua por unidad de masa de aire seco, dicho cálculo presenta una desviación relativa menor a 0.1% con respecto a valores teóricos.

- **Subprograma hum_sat.**

Recibe como parámetros de entrada la temperatura del aire a la que está saturado en °C y la presión ambiente en mmHg y retorna mediante el uso de ecuaciones la humedad de saturación expresada en unidad de masa de agua por unidad de masa de aire seco, dicho cálculo presenta una desviación relativa menor a 0.1% con respecto a valores teóricos.

- **Subprograma entalpiagashumedo.**

Recibe como parámetros de entrada la temperatura del aire en °C y la humedad del mismo en unidad de masa de agua por unidad de masa de aire seco, retorna mediante el uso de ecuaciones la entalpía del aire a las condiciones de entrada expresada en kJ/kg, dicho calculo presenta una desviación relativa menor a 0.1% con respecto a valores teóricos.



- **Subprograma *L_calib.***

Recibe como parámetros de entrada la temperatura del agua en °C y el caudal de agua señalada por el rotámetro el gpm, retorna mediante el uso de una ecuación de regresión de la calibración del rotámetro el flujo másico real del agua en la torre en kg/s.

- **Subprograma *Ec_recta.***

Recibe como parámetros de entrada dos coordenadas X_1, Y_1, X_2, Y_2 y retorna la pendiente “m” y el término independiente “b” correspondiente a la recta que forman estos dos puntos.

- **Subprograma *interfase.***

Recibe como parámetros de entrada la temperatura de operación de la torre en °C, la entalpía de operación en kJ/kg, la pendiente de interfase $-hI/kg$, la presión ambiente en mmHg y la temperatura de bulbo húmedo del aire a la entrada en °C, retorna la temperatura de interfase en °C y la entalpía de interfase en kJ/kg correspondiente a la temperatura y entalpía de operación de entrada al subprograma. El algoritmo de cálculo se realiza suponiendo una temperatura de interfase, seguidamente se calcula la entalpía de interfase mediante el subprograma *entalpiagashumedo*, luego mediante la ecuación de la línea de unión (ver capítulo II) con la pendiente de dicha línea ($-hI/kg$) se verifica si la temperatura de interfase supuesta cumple con la línea de unión, dicha temperatura de interfase es calculada con una precisión de 6 cifras decimales. Es importante resaltar que dicho algoritmo implicaba un tiempo de ejecución demasiado largo debido a la precisión requerida, de no calcular dicha temperatura con esta precisión los cálculos de interfase divergen, por lo que se implementó un método numérico personalizado para promover la convergencia de dicha temperatura y así minimizar en gran magnitud el tiempo de ejecución, dicho cálculo presenta una desviación relativa menor a 0.0001% con respecto a valores teóricos.

- **Subprograma *T2.***

Recibe como parámetros de entrada el número de unidades de transferencia, la pendiente de la línea de operación en kJ/kg·K, el término independiente de la línea de operación en kJ/kg, la temperatura de entrada del agua a la torre en °C, la presión ambiente en mmHg, la pendiente de la línea de unión $-hI/kg$ y la temperatura de bulbo húmedo del aire a la entrada en °C, retorna la temperatura de salida del agua en °C.



Dicho cálculo se realiza de manera similar al subprograma *interfase*, se supone una temperatura de salida del agua, mediante la línea de unión y la correlación de Merkel se calcula el número de unidades de transferencia, si este valor coincide con el NUT verdadero con una tolerancia de 5 cifras decimales se asegura la convergencia, dicha temperatura de salida tiene una precisión de 3 cifras decimales. Al igual que el subprograma *interfase* dicho algoritmo implicaba un tiempo de ejecución demasiado largo debido a la precisión requerida, de no calcular dicha temperatura con esta precisión la temperatura de salida del aire calculada por el simulador fuese muy desviada, por lo que se implementó un método numérico personalizado para promover la convergencia de dicha temperatura y así minimizar en gran magnitud el tiempo de ejecución, dicho cálculo presenta una desviación relativa menor a 0.001% con respecto a valores teóricos.

- **Subprograma *Tsal_aire*.**

Recibe como parámetros de entrada la pendiente de la línea de unión $-hI/kg$, la presión ambiente en mmHg, la temperatura de entrada del agua en $^{\circ}C$, la temperatura de salida del agua en $^{\circ}C$, la temperatura de bulbo seco del aire a la entrada de la torre en $^{\circ}C$, la pendiente de la línea de operación en $kJ/kg\cdot K$, el término independiente de la línea de operación en kJ/kg , la temperatura de bulbo húmedo del aire a la entrada de la torre en $^{\circ}C$, retorna la temperatura de bulbo seco a la salida del aire en $^{\circ}C$. El cálculo de dicha temperatura se realiza a través del método de *Mickley* utilizado para el cálculo de la temperatura de bulbo seco a la salida de aire y para observar el perfil de temperaturas del aire, este subprograma utiliza en gran medida el subprograma *interfase*. Dicho cálculo presenta una desviación relativa menor a 0.0001% con respecto a valores teóricos.

- **Subprograma *Flujoaire*.**

Recibe como parámetros de entrada el vector de datos de entrada a la torre, el diámetro de la descarga del aire en m y la temperatura de bulbo seco a la salida de la torre, retorna el flujo másico del aire en kg/s a través del uso de las ecuaciones correspondientes.



- **Subprograma *Tbh_calc.***

Recibe como parámetros de entrada la humedad absoluta a la salida de la torre, expresada en unidad de masa de agua por unidad de masa de aire seco, la presión ambiente en mmHg y la temperatura de bulbo seco del aire a la salida de la torre en °C, retorna la temperatura de bulbo húmedo a la salida de la torre en °C. Dicho cálculo se realizó suponiendo la temperatura de bulbo húmedo de salida del aire y utilizando el subprograma *humedadabsoluta* con esta temperatura supuesta, hasta que la humedad absoluta calculada coincidiera con la humedad absoluta de entrada al subprograma, el cálculo de la temperatura de bulbo húmedo del aire a la salida se realiza con una precisión de 4 cifras decimales.

- **Subprograma *Perfil_temperaturas.***

Recibe como parámetros de entrada el coeficiente de transferencia de masa, en kg/m·s, el flujo másico de agua en kg/s, temperatura de salida del agua en °C, la pendiente de la línea de operación en kJ/kg·K, el término independiente de la línea de operación en kJ/kg, la pendiente de la línea de unión $-h_l/kg$, la presión ambiente en mmHg, la temperatura de bulbo húmedo del aire a la entrada en °C y la altura de la torre en m. Retorna dos vectores, uno con la variación de la altura Z en m y el otro con la variación de la temperatura con respecto a Z en °C, dichos vectores son calculados con la ecuación diferenciada de Merkel, utilizando Runge Kutta 4to orden como método numérico para el desarrollo de dicha correlación.

- **Programa principal.**

El programa principal en resumen implica un ciclo externo que se basa en la suposición inicial de la temperatura de bulbo húmedo del aire a la salida de la torre en °C, seguidamente se verifica la convergencia de dicha temperatura con respecto a los valores de temperatura anteriormente supuestos, esto para cambiar el tamaño del paso en la suposición dependiendo del estado de la convergencia. Luego se procede a la sustitución sucesiva de la temperatura de salida del agua en un ciclo, donde se verifica la convergencia de la misma. A continuación se verifica si la temperatura de salida del agua es válida con respecto a la temperatura de bulbo húmedo a la entrada de la torre (debe ser mayor) y si es así se procede a calcular la temperatura de bulbo seco del aire a la salida de la torre a través del subprograma *Tsal_aire*, luego se verifica si dicha



temperatura es válida y si es así a través de modelos matemáticos relacionados con la torre de enfriamiento se procede a recalcularse la temperatura de bulbo húmedo a la salida, y así en la siguiente suposición verificar la convergencia de dicha temperatura. Cabe destacar que el recálculo de la temperatura de bulbo húmedo a la salida es relativamente complejo ya que dicho cálculo está limitado por la humedad, ya que no todas las temperaturas supuestas implican un valor de humedad válido y por ende no se puede utilizar el método de sustituciones sucesivas, lo que implica una amplia delimitación para los valores recalculados. También se utilizó un método numérico personalizado para acelerar la convergencia de la temperatura de bulbo húmedo a la salida, minimizando así en gran medida el tiempo de ejecución del módulo de cálculo, también cabe destacar que la temperatura de bulbo húmedo de salida del aire es calculada con una precisión de 3 cifras decimales con respecto a valores teóricos.

Por último se realizaron pruebas con valores hipotéticos para verificar el funcionamiento del programa; esto es la ausencia de errores en la ejecución del mismo y la correcta creación de los archivos de resultados.

3.3 Desarrollar la interfaz gráfica para el uso interactivo del programa de cálculo que permite la simulación de la torre de enfriamiento para predecir el comportamiento de la misma a diferentes condiciones de operación.

Para el desarrollo de la interfaz gráfica primero fue necesario definir el lenguaje de programación a utilizar en la codificación de la misma. Para ello se propusieron diferentes alternativas; entre las cuales se tienen Visual Basic 6.0, Delphi y Java, comparando entre dichas alternativas sus ventajas y desventajas siendo de gran relevancia que el lenguaje Visual Basic está siendo utilizado para el desarrollo de programas de simulación de otros equipos dentro del Laboratorio de Ingeniería Química y se requiere una uniformidad en la codificación de la interfaz gráfica de los simuladores. Por otra parte la aplicación creada por el programa de cálculo codificado en Pascal es perfectamente compatible con la interfaz gráfica creada en Visual Basic, siendo otra razón por la que fue seleccionado como el lenguaje de programación utilizado para la codificación de la interfaz gráfica.



Luego de acuerdo a los programas y bases de datos involucradas en la simulación se procedió a codificar en el lenguaje de programación seleccionado la interfaz gráfica del simulador de la torre de enfriamiento.

Dicha interfaz está constituida de dos ventanas: la primera (ventana de inicio) con información de la institución y de los diseñadores del programa y la segunda es la ventana principal donde se realiza la interacción durante la simulación.

A través del asesoramiento con expertos en usabilidad y entornos de programación, se diseñó la ventana principal del simulador; eligiendo un control en forma de fichero que permite visualizar de manera separada los datos, resultados y gráfica del simulador.

Por otra parte se agregaron controles en la introducción de los datos del simulador como lo son: no pueden quedar datos en blanco, los rangos de valores de cada variable para una predicción confiable por parte del simulador, control de datos lógicamente correctos (ej.: la temperatura de bulbo húmedo no puede ser mayor a la de bulbo seco); se diseñaron mensajes de error para cada uno de los casos anteriores.

También se creó un botón llamado “Simular” para crear el archivo de datos “Tesisdatos.txt” utilizado por el módulo de cálculos, el llamado a ejecución de dicho módulo llamado “Tesis torre_enfriamiento.exe”, la creación de un retraso en la ejecución de las demás acciones del simulador de 10 minutos (esto para asegurar la finalización de los cálculos por parte del módulo de cálculo), la presentación de una cuenta regresiva que indica la cantidad de minutos y segundos que restan para la culminación de los cálculos, la apertura y lectura de los archivos que contienen los resultados y datos para la construcción de las gráficas llamados “Tesisresultados.txt” y “Tesisgrafica.txt” respectivamente.

Se incluyó un botón llamado “Crear reporte” que se habilita una vez finalizados los cálculos, el cual despliega una ventana para que el usuario indique el nombre y directorio de ubicación del reporte en formato .doc, que se creará con la información de los datos y resultados de la simulación.

Se diseñó un botón llamado “Nueva simulación” que permite crear un nuevo caso de simulación sin necesidad de borrar manualmente los datos introducidos



anteriormente, mostrando previamente un mensaje advirtiendo al usuario de la pérdida de dicha información en el caso de continuar.

También se crearon controles básicos presentes en la mayoría de los programas como lo son un botón para la salida del simulador y la hora del sistema.

En la ficha de resultados se crearon cuatro zonas: salida de agua, salida de aire, parámetros de la torre y velocidades de transferencia de calor.

La salida de agua incluye la temperatura y el flujo másico.

La salida de aire incluye, las temperaturas de bulbo seco y bulbo húmedo además del flujo másico de aire seco.

Los parámetros de la torre incluyen la temperatura de acercamiento, el rango, el número de unidades de transferencia, el coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa y el coeficiente convectivo en la fase líquida.

Las velocidades de transferencia de calor presentadas en los resultados son: por convección, por difusión, porcentaje por convección, porcentaje por difusión, cedido por el agua, recibido por el aire, cedido al ambiente, porcentaje recibido por el aire, porcentaje cedido al ambiente.

En la ficha gráfica se presenta las curvas entalpía-temperatura correspondiente a: curva de equilibrio, línea de operación de la torre de enfriamiento, línea de unión de tope de la torre, línea de unión de fondo de la torre y el perfil de temperaturas del aire. También se incluyen los valores de presión y temperatura ambiente.

Por último se realizaron pruebas con valores hipotéticos para verificar el funcionamiento del programa; esto es la ausencia de errores en la ejecución del mismo y la correcta visualización de los resultados y creación del reporte de la simulación.



3.4 Desarrollar modelos matemáticos que correlacionen el coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa y el coeficiente convectivo en la fase líquida a partir de los datos experimentales tomados en la torre de enfriamiento con la finalidad de realizar un análisis comparativo con las correlaciones obtenidas para dicha torre anteriormente.

Para desarrollar las correlaciones para los coeficientes convectivo y de transferencia de masa fue necesaria la recolección de datos experimentales, la cual implicó planificar y diseñar los experimentos.

Primero se identificaron las variables involucradas en la recolección de datos y se seleccionaron los niveles de las variables a estudiar; además se seleccionó el tipo de arreglo y factores del arreglo, el diseño de experimento utilizado fue factorial. Se recolectaron datos para tres (3) temperaturas de entrada diferentes de manera cualitativa (nivel bajo, medio y alto) y cinco (5) caudales diferentes (6, 12, 18, 24 y 30 gpm).

Seguidamente se realizó un algoritmo de cálculo en el lenguaje de programación Pascal con la finalidad de analizar todos los datos y calcular todas las variables características correspondientes a la torre de enfriamiento para seguidamente en función a estos resultados obtener las correlaciones relativas a los coeficientes anteriormente mencionados.

Sin embargo dicho cálculo presentó inconvenientes, ya que para la combinación de datos experimentales proporcionada no era posible estimar una pendiente de la línea de unión ($-hI/Kg$) que coincidiera con la temperatura de bulbo seco del aire a la salida de la torre de enfriamiento, en consecuencia después de un análisis exhaustivo se implementó la introducción de un factor en la ecuación XI (ver capítulo II) para que sea posible calcular una pendiente de la línea de unión correspondiente a la temperatura de bulbo seco del aire a la salida de la torre en un caso determinado. Sin embargo, existían infinitas combinaciones de factores con pendientes de la línea de unión, por ende se procedió a codificar otro programa Pascal que dado todos los datos experimentales calcule el rango de pendientes y factores correspondientes a dichos datos experimentales para cada relleno, seguidamente se calculaba el factor común a



todos los datos que calculara un coeficiente convectivo de la fase líquida dentro de valores lógicos (entre 10 y 500 kW) para torres de enfriamiento, dicho procedimiento se realizó para cada relleno.

Seguidamente con dichos factores se procedió a utilizar el programa Pascal para calcular todas las variables características correspondientes a la torre de enfriamiento, y función a estos resultados obtener las correlaciones relativas a los coeficientes anteriormente mencionados.

Para obtener la correlación correspondiente al coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa se verificó la variabilidad de todos los resultados calculados por el programa con la finalidad de conocer las principales variables que inciden en la variabilidad de dicho coeficiente; para ello se procedió a utilizar el software estadístico **Statgraphics Plus 5.1**, con este programa y todas las series de datos correspondientes a los resultados de cada relleno se realizó una regresión múltiple hacia atrás, en consecuencia las principales variables que afectan la variabilidad del coeficiente de transferencia de masa fueron la temperatura de entrada del agua a la torre de enfriamiento y la pendiente de la línea de operación, $L \cdot Cp_{Agua} / G_s$.

Para obtenerlas variables que influyen en el coeficiente convectivo de la fase líquida se realizaron los mismos pasos que la correlación del coeficiente de transferencia de masa mencionados anteriormente, y ambas correlaciones se determinaron de igual manera para el relleno 2, dichas correlaciones se encuentran en la sección de resultados de dicho trabajo especial.

Luego de determinar las variables que influyen en los coeficientes anteriormente mencionados se procedió a encontrar la relación matemática entre estas variables utilizando el software para correlaciones matemáticas **Table Curve 3D**, dichas correlaciones para ambos coeficientes y ambos rellenos se encuentran en el capítulo IV. Es importante destacar que como no se conoce la velocidad exacta del aire en la torre de enfriamiento se procedió de igual manera que para los coeficientes a obtener una correlación que relacione la velocidad del aire con las variables de entrada al simulador, la justificación de la obtención de dicho modelo se encuentra descrita en el capítulo IV.



Seguidamente se procedió a la búsqueda de dos modelos matemáticos empíricos bibliográficos que relacionen el coeficiente de transferencia de masa y el coeficiente convectivo de la fase líquida, los modelos hallados fueron empíricos debido a la dificultad teórica de estimar dichos coeficientes. Para el coeficiente de transferencia de masa se hallaron dos modelos empíricos (ver ecuaciones XIII y XVI) y para el coeficiente convectivo de la fase líquida se halló un modelo empírico (ec. XVII), las condiciones para evaluar dichas correlaciones se encuentran descritas en el capítulo II.

Por último, se calcularon los porcentajes de desviación de los coeficientes calculados por los modelos empíricos bibliográficos, los empíricos hallados en esta investigación y aquellos hallados con correlaciones anteriormente desarrolladas en esta torre con respecto a los coeficientes experimentales y se realizó un análisis comparativo entre las variables anteriormente mencionadas.

3.5 Validar el programa de simulación con datos experimentales con la finalidad de verificar el correcto funcionamiento del mismo.

Para validar el simulador con datos experimentales fue necesaria la recolección de dichos datos, la cual implicó planificar y diseñar los experimentos.

La recolección de datos para la realización de este objetivo consistió en tomar datos a diferentes condiciones no preestablecidas pero cubriendo todo el rango de funcionamiento de la torre de enfriamiento, en especial para las variables caudal y temperatura de entrada del agua.

Luego se procedió a la realización del experimento y seguidamente se realizó el análisis de sensibilidad de los valores obtenidos por el simulador con las correlaciones empíricas obtenidas en la actual investigación y su desviación con respecto a los valores obtenidos experimentalmente, además este mismo análisis fue realizado para valores calculados por correlaciones anteriormente obtenidas en la torre de enfriamiento y se estudió su desviación con respecto a valores obtenidos con las correlaciones empíricas de la actual investigación.



IV. RESULTADOS, ANÁLISIS Y VALIDACIÓN DEL SIMULADOR

En esta sección se muestran los resultados y discusiones de cada uno de los objetivos específicos planteados en este trabajo.

Con la finalidad de realizar el simulador de la torre de enfriamiento del Laboratorio de Ingeniería Química se determinaron las correlaciones correspondientes al coeficiente de transferencia de masa y coeficiente convectivo de la fase líquida, así como también se determinó el porcentaje de desviación con respecto a modelos empíricos bibliográficos (Sherwood, Ludwig y Foust) y a las correlaciones anteriormente disponibles en dicha torre (Battes y Torres), dichos resultados se encuentran tabulados.

4.1. Coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa

TABLA 4.1

Coefficientes globales de transferencia de masa en la fase gaseosa y coeficientes convectivos en la fase líquida calculados experimentalmente utilizando el empaque de láminas de pvc en la torre de enfriamiento

Caudal Rotámetro (Q ± 0,5) gpm	Temperatura de Entrada del Agua (Tag_ent ± 0,5) °C	Coefficiente de transferencia de masa experimental (Kg _{1_exp} ± 0,07)kg/m ³ ·s	Coefficiente convectivo de la fase líquida experimental (hl _{1_exp} ± 5) kW/m ³ ·K
6,0	48,0	32,51	33
12,0	45,0	17,30	57
18,0	29,0	14,71	98
24,0	40,0	17,65	87
30,0	39,0	18,98	113

Presión ambiente: (711,20 ± 0,05) mmHg

Temperatura ambiente: (29,0 ± 0,5) °C

Altura del relleno: (0,88 ± 0,05) cm



TABLA 4.2

Coefficientes globales de transferencia de masa en la fase gaseosa calculados empíricamente, bibliográficamente y con correlaciones anteriores utilizando el empaque de láminas de pvc en la torre de enfriamiento

Caudal Rotámetro (Q ± 0,5) gpm	Temperatura de Entrada del Agua (Tag_ent ± 0,5) °C	Coefficiente de transferencia de masa empírico (Kg _{1_em} ± 0,06)kg/m ³ ·s	Coefficiente de transferencia de masa (Sherwood) (Kg _{1_1} ± 0,03) kg/m ³ ·s	Coefficiente de transferencia de masa (Ludwig) (Kg _{1_2} ± 0,01) kg/m ³ ·s	Coefficiente de transferencia de masa (Bates y Torres) (Kg _{1_ant} ± 0,07) kg/m ³ ·s
6,0	48,0	25,30	1,22	5,49	5,79
12,0	45,0	19,87	1,95	4,27	5,74
18,0	29,0	13,16	4,13	2,84	5,69
24,0	40,0	18,47	5,33	3,96	5,66
30,0	39,0	19,32	7,00	4,14	5,67

Presión ambiente: (711,20 ± 0,05) mmHg

Temperatura ambiente: (29,0 ± 0,5) °C

Altura del relleno: (0,88 ± 0,05) cm

TABLA 4.3

Desviación entre el coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa calculado experimentalmente y los calculados empíricamente, teóricamente y con correlaciones anteriores utilizando el empaque de láminas de pvc en la torre de enfriamiento

Caudal Rotámetro (Q ± 0,5) gpm	Temperatura de Entrada del Agua (Tag_ent ± 0,5) °C	Porcentaje de desviación con respecto al modelo empírico (%Dkg _{1e_1} ± 0,2) %	Porcentaje de desviación con respecto al modelo Sherwood (%Dkg _{1_1} ± 0,2) %	Porcentaje de desviación con respecto al modelo Ludwig (%Dkg _{1_2} ± 0,4) %	Porcentaje de desviación con respecto al modelo Bates y Torres (%Dkg _{1_a} ± 0,5) %
6,0	48,0	22,2	96,5	83,1	82,2
12,0	45,0	14,9	88,8	75,3	66,8
18,0	29,0	10,5	72,0	80,7	61,3
24,0	40,0	4,7	69,8	77,5	67,9
30,0	39,0	1,8	63,1	78,2	70,1

Presión ambiente: (711,20 ± 0,05) mmHg

Temperatura ambiente: (29,0 ± 0,5) °C



Altura del relleno: $(0,88 \pm 0,05)$ cm

TABLA 4.4
Coefficientes globales de transferencia de masa en la fase gaseosa y coeficientes convectivos en la fase líquida calculados experimentalmente utilizando el empaque de malla de pvc ordenado en la torre de enfriamiento

Caudal Rotámetro ($Q \pm 0,5$) gpm	Temperatura de Entrada del Agua ($T_{ag_ent} \pm 0,5$) °C	Coefficiente de transferencia de masa experimental ($Kg_{1_exp} \pm 0,07$) kg/m ³ ·s	Coefficiente convectivo de la fase líquida experimental ($hl_{1_exp} \pm 5$) kW/m ³ ·K
7,0	48,0	4,26	294
10,0	42,5	6,99	183
14,0	39,0	12,00	83
20,0	35,5	7,35	205
27,0	34,0	4,40	322

Presión ambiente: $(712,20 \pm 0,05)$ mmHg

Temperatura ambiente: $(28,0 \pm 0,5)$ °C

Altura del relleno: $(0,73 \pm 0,05)$ cm

TABLA 4.5
Valores de coeficientes globales de transferencia de masa en la fase gaseosa calculados empíricamente y teóricamente utilizando el empaque de malla de pvc ordenado en la torre de enfriamiento

Caudal Rotámetro ($Q \pm 0,5$) gpm	Temperatura de Entrada del Agua ($T_{ag_ent} \pm 0,5$) °C	Coefficiente de transferencia de masa empírico ($Kg_{2_em} \pm 0,06$) kg/m ³ ·s	Coefficiente de transferencia de masa modelo Sherwood ($Kg_{2_1} \pm 0,03$) kg/m ³ ·s	Coefficiente de transferencia de masa modelo Ludwig ($Kg_{2_2} \pm 0,01$) kg/m ³ ·s
7,0	48,0	5,77	1,12	1,25
10,0	42,5	7,55	1,47	1,63
14,0	39,0	10,13	2,28	2,18
20,0	35,5	8,23	3,94	1,77
27,0	34,0	5,93	6,22	1,27

Presión ambiente: $(712,20 \pm 0,05)$ mmHg

Temperatura ambiente: $(28,0 \pm 0,5)$ °C

Altura del relleno: $(0,73 \pm 0,05)$ cm



TABLA 4.6

Desviación entre el coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa calculado experimentalmente y los calculados teóricamente y empíricamente utilizando el empaque de malla de pvc ordenado en la torre de enfriamiento

Caudal Rotámetro (Q ± 0,5) gpm	Temperatura de Entrada del Agua (Tag_ent ± 0,5) °C	Porcentaje de desviación con respecto al modelo empírico (%Dkg _{2e_1} ± 0,2) %	Porcentaje de desviación con respecto al modelo Sherwood (%Dkg _{2_1} ± 0,02) %	Porcentaje de desviación con respecto al modelo Ludwig (%Dkg _{2_2} ± 0,04) %
7,0	48,0	35,4	73,70	70,67
10,0	42,5	8,1	79,01	76,60
14,0	39,0	15,6	81,02	81,82
20,0	35,5	12,2	46,22	75,86
27,0	34,0	34,8	41,39	71,16

Presión ambiente: (712,20 ± 0,05) mmHg

Temperatura ambiente: (28,0 ± 0,5) °C

Altura del relleno: (0,73 ± 0,05) cm

4.1.1. Tendencia del coeficiente Global de transferencia de masa en la fase gaseosa experimental para ambos empaques.

Como se puede observar, en las tablas 4.1, 4.2 y 4.3 se notan diversos valores de coeficientes de transferencia de masa en la fase gaseosa en la torre de enfriamiento para el empaque de láminas de PVC. Para el caso de la variabilidad del coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa experimental no se observa un comportamiento propiamente creciente con respecto al caudal, pero el incremento de dicho coeficiente es un poco más notorio con respecto a la temperatura de entrada del agua, esto se debe principalmente a que a medida que la temperatura de entrada del agua aumenta y las condiciones de entrada del aire permanecen a temperaturas relativamente bajas (entre 24 y 30 °C, ver tablas de datos C.2 – C.10, Apéndice C) la fuerza impulsora de temperaturas entre el agua y el aire incrementa, por ende la vaporización de agua es mayor debido a la diferencia de temperaturas presente, y al haber mayor masa de agua evaporada en las inmediaciones del empaque existe un



mayor número de moléculas de esta presentes en la zona interfacial y por lo tanto aumenta la diferencia entre la fracción molar de vapor en la interfase y la fracción molar de esta en el aire, $(y_i - y)$; por ende, al aumentar la diferencia de concentración entre el agua evaporada en la interfase y la cantidad de agua presente en el aire, se favorece la velocidad de transferencia de masa.

Según este comportamiento, el aire se acerca a la saturación de manera más pronunciada, disminuyendo así la diferencia $(y_i - y)$ con mayor velocidad; en consecuencia a ser el líquido la fase controlante en este proceso (debido a que pequeños cambios en la fracción molar de vapor en este producen cambios considerables en la fracción molar de vapor en la fase gaseosa), para temperaturas de entrada del agua altas, la efectividad del proceso de transferencia de masa es mayor en la parte superior de la torre de enfriamiento (ver capítulo II, fig. 2.2; esquema de la torre de enfriamiento).

De lo citado en el párrafo anterior, el agua se enfría, ya que al difundir la masa del agua con una temperatura alta en el aire, el perfil de temperaturas del agua disminuye al no existir moléculas de esta con la misma temperatura de entrada. Por dicha razón la temperatura del agua será más baja a medida que ésta recorre la altura de la torre, tanto en el seno de la misma como en la interfase, en consecuencia al disminuir la temperatura en la interfase disminuye la fuerza impulsora térmica y por ende la velocidad de transferencia de masa, por lo tanto el aire se satura con mayor rapidez a mayor temperatura de entrada del agua y el enfriamiento del agua por efectos difusivos se estabiliza con una mayor rapidez.

Por otro lado, la diferencia de temperaturas entre el agua y el aire influye en el enfriamiento del agua no solo por efectos difusivos sino por efectos también convectivos. A medida que estos efectos son mayores también lo es la velocidad de transferencia de masa en la fase gaseosa por lo descrito en párrafos anteriores.

También es de notar la influencia del caudal de líquido en la torre de enfriamiento en el coeficiente de transferencia de masa para el empaque de láminas de PVC, este relativamente aumenta con el incremento del caudal a una misma temperatura (ver tabla 4.1). Este comportamiento básicamente obedece a que si existe una mayor cantidad de líquido en la superficie del empaque y alrededor del mismo, aumenta dicho



flujo en el seno de la interfase y la diferencia de concentración será más acentuada a una misma temperatura, por lo tanto el término de difusividad turbulenta (ϵ_{AB}) será más alto y la película límite interfacial de la fase líquida y de la fase gaseosa ofrecerán menos resistencia a la transferencia de masa en la interfase, en consecuencia dicho comportamiento promueve la velocidad de transferencia de masa en la fase gaseosa.

Sin embargo, es importante resaltar que el incremento de la velocidad de transferencia de masa obedece en mayor magnitud al incremento de la temperatura de entrada del agua que al incremento del caudal de operación (ver tablas 4.1 y 4.4).

Al estudiar el comportamiento de los coeficientes de transferencia de masa en la fase gaseosa correspondientes al empaque de PVC ordenado, no se observa una tendencia proporcional ni a la temperatura de entrada del agua ni para el caudal de aire.

Según lo reportado por la tabla 4.4 para condiciones extremas de operación (caudales bajos y temperaturas altas, ó caudales altos y temperaturas bajas) los coeficientes son menores que para condiciones de operación intermedias, esto se debe principalmente a, que a diferencia del relleno de láminas de PVC; el área de transferencia de masa disponible para el empaque ordenado es bajo, ya que está conformado por rejillas de PVC, en consecuencia para condiciones de operación que impliquen caudales bajos y temperaturas altas; a pesar que las temperaturas altas de entrada del agua propician la transferencia de masa en la zona interfacial entre el agua y el aire (ver justificación en los párrafos 1 y 2 de esta sección), el área disponible donde se lleva a cabo dicha transferencia es poca, por ende el número de unidades de transferencia requeridas para llevar a cabo un enfriamiento efectivo con este relleno será mayor y la temperatura de salida del agua será mayor para este relleno que para las láminas de PVC, lo que implica un coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa bajo con respecto al valor experimental.

Por otro lado, para condiciones de operación con el empaque ordenado de PVC que impliquen caudales altos y temperaturas bajas, existirá un exceso de líquido que pasará a través de la sección de empaque sin transferir masa al aire por la no disponibilidad de área de transferencia, además el exceso de flujo no permite que se cumpla el tiempo de retención necesario de las moléculas de agua en la superficie del empaque y en la zona interfacial, por ende al no existir la disponibilidad de área física



para transferencia de masa, este exceso de líquido desplazará a las moléculas ya ubicadas en la superficie de dicho relleno y disminuirá el tiempo de permanencia de estas en la interfase, aumentando así la diferencia $(y_i - y)$, y al ser la temperatura de entrada del agua baja la capacidad de enfriamiento será mucho menor debido al bajo valor de la fuerza impulsora térmica entre el agua y el aire en la interfase, en consecuencia disminuye la efectividad de la velocidad de transferencia de masa y del enfriamiento, esto ocasiona que la temperatura de salida del agua sea mayor y el aire saldrá menos saturado con respecto al relleno de láminas de PVC, todo esto implica un valor del coeficiente de transferencia de masa más bajo que el experimental del primer empaque (láminas de PVC).

Si para este empaque ordenado de PVC se establecen condiciones de operación de caudales medios y temperaturas de entrada del agua media existe una relación equitativa entre estas dos variables, describiendo físicamente este comportamiento; el flujo de líquido moderado permite el tiempo necesario de las moléculas de agua en la superficie del empaque y en la interfase, y las temperaturas de entrada moderadas del agua proporcionan la fuerza impulsora térmica entre el agua y el aire necesaria para aumentar la velocidad de transferencia de masa en la interfase agua-aire, mediante este análisis se puede intuir que el enfriamiento pudiese ser efectivo a caudales moderados (por la disponibilidad de área superficial en el relleno) y temperaturas altas, sin embargo dicho comportamiento no pudo ser corroborado por no disponer de estas condiciones de operación en la torre de enfriamiento del Laboratorio de Ingeniería Química.

Si se observa las tablas 4.4, 4.5 y 4.6, correspondientes al empaque ordenado de PVC, y se comparan con los resultados arrojados por los experimentos realizados con el relleno de láminas de PVC, se observa que los coeficientes de transferencia de masa en la fase gaseosa correspondientes a este último relleno son mucho mayores a los proporcionados al empaque de PVC ordenado, esto se debe principalmente a que el área de transferencia de masa disponible en las láminas de PVC es mucho mayor que en el empaque ordenado de PVC; en consecuencia esta disminución en el área de transferencia propicia una disminución en la velocidad de transferencia de masa debido a la disminución del área interfacial global, además las combinaciones de las



condiciones de operación proporcionan una disminución de dicho coeficiente debido a lo descrito en los párrafos anteriores.

4.1.2. Correlaciones empíricas del Coeficiente Global de transferencia de masa en la fase gaseosa obtenidas para ambos empaques de la torre de enfriamiento.

Al realizar la regresión multivariable para la determinación de la correlación empírica del coeficiente de transferencia de masa se concluyó que las principales variables que afectan el comportamiento del mismo son la temperatura de entrada del agua (T_{ent_agua}) y la pendiente de la línea de operación; $\frac{L \cdot C_{p_Agua}}{G_s}$ (ver figura 4.1.), dicho procedimiento está detalladamente descrito en el capítulo III. La correlación obtenida para el relleno de láminas de PVC fue la siguiente:

$$K_{g1} = \sum_{i=0}^4 A_i \cdot T_{ent_agua}^i + \sum_{i=1}^2 B_i \cdot \left(\frac{L \cdot C_{p_L}}{G_s} \right)^i \tag{4.1}$$

Los valores de los coeficientes están reflejados en la tabla 4.7, como se muestra a continuación.

TABLA 4.7

Coefficientes de la correlación empírica del coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa utilizando el relleno de láminas de pvc en la torre de enfriamiento

Coeficiente	Valor numérico
A_0	-2584.707830000
A_1	264.992680600
A_2	-10.044807800
A_3	0.166578959
A_4	-0.001016250
B_1	10.647366450
B_2	-1.551476800

Si se observa la tabla 4.3 el porcentaje de desviación promedio entre los valores de coeficientes de transferencia de masa en la fase gaseosa experimentales y los obtenidos con la correlación empírica, estos oscilan entre $(1,8 - 22,2 \pm 0,2) \%$, valores



mucho menores a los calculados por los modelos empíricos 1 y 2, más adelante se discutirá el efecto de estos errores en las variables resultados del simulador.

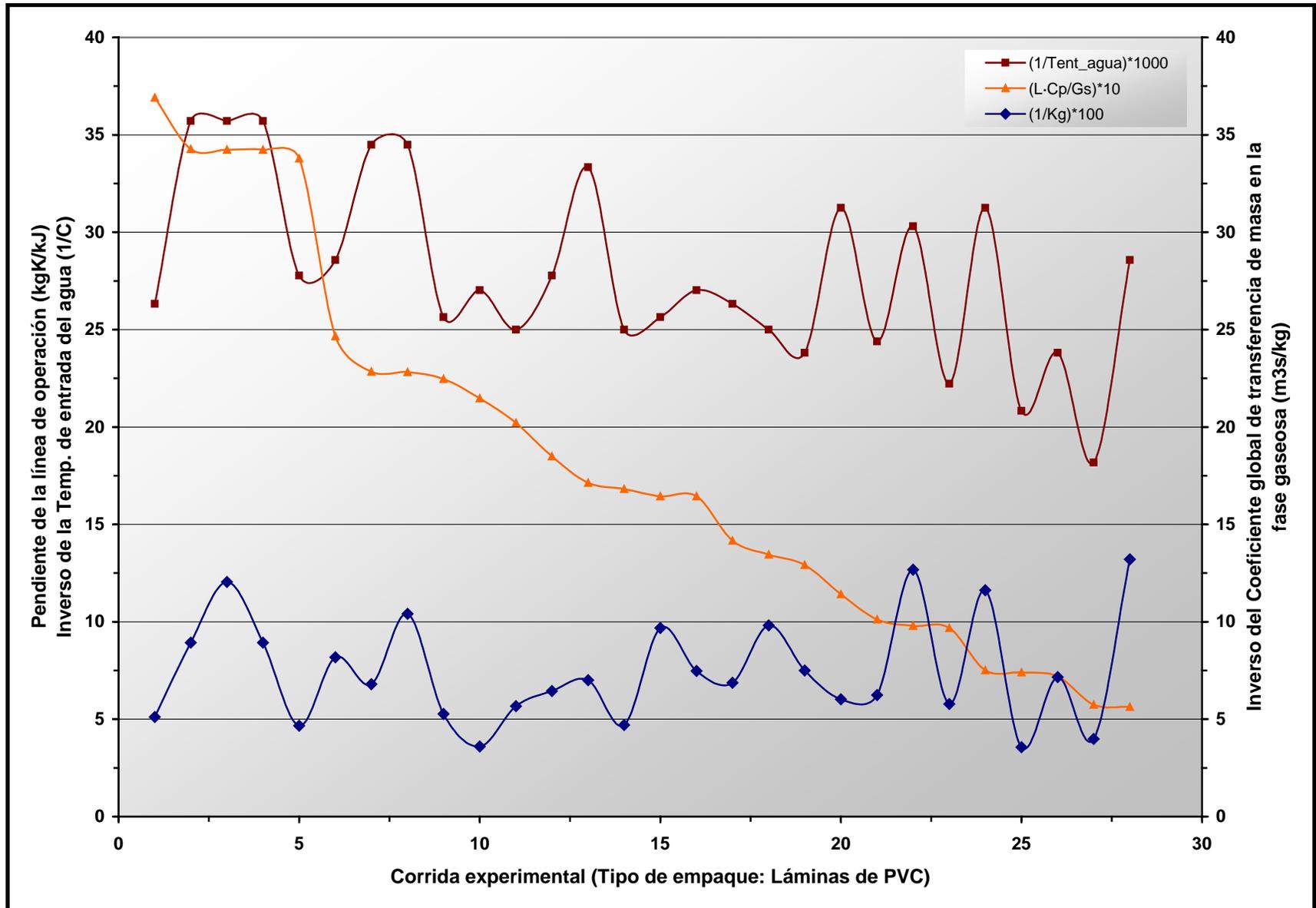


Figura 4.1. Perfil del Coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa con respecto a la temperatura de entrada del agua y $L \cdot C_p / G_s$ Utilizando el empaque de láminas de PVC

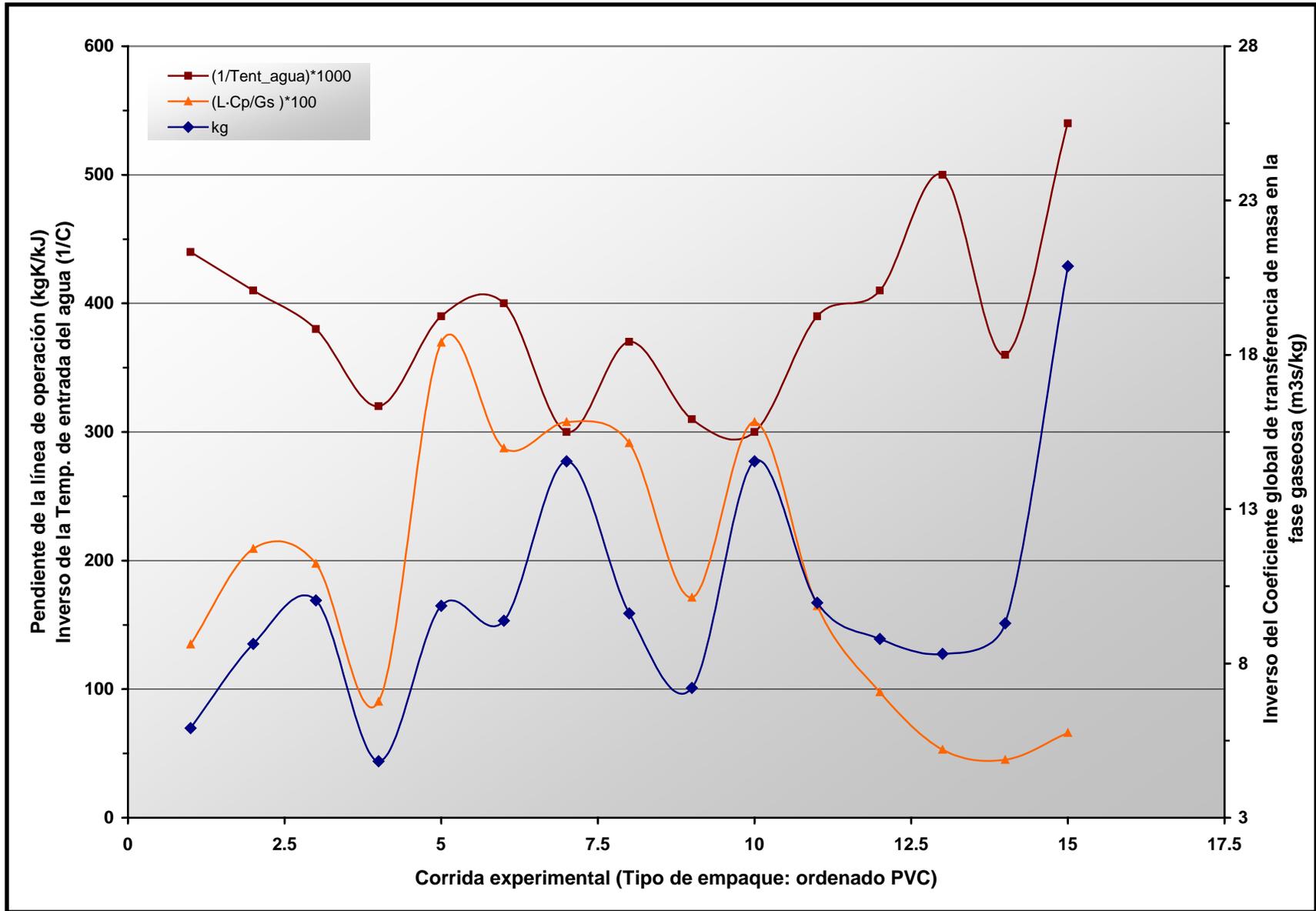


Figura 4.2. Perfil del Coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa con respecto a la temperatura de entrada del agua y $L \cdot Cp/Gs$ Utilizando el empaque de malla ordenada de PVC



Para este modelo se obtuvo un coeficiente de correlación de 0,6426, un error estándar de 3,8647 y un valor de F (mayor al bibliográfico) de 6,2945, lo que indica que se verifica que la serie de datos utilizada obedece a una distribución F y se verifica la variabilidad entre los coeficientes de la correlación empírica. Sin embargo, es importante destacar que el valor del error y del coeficiente de correlación se deben principalmente a la variabilidad entre la temperatura de entrada y la pendiente de la línea de operación con respecto al coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa, sin embargo se verificó estadísticamente que estas dos variables son las más influyentes en la variabilidad de dicho coeficiente.

Por otro lado, para el empaque ordenado de PVC (ver figura 4.2.):

$$Kg_2 = \sum_{i=0}^4 \frac{A_i}{T_{ent_agua}^i} + \frac{B_1}{L \cdot Cp_L / Gs} \quad (4.2)$$

TABLA 4.8

Coefficientes de la correlación empírica del coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa utilizando el relleno de láminas de pvc en la torre de enfriamiento

Coeficiente	Valor numérico
A ₀	5103,977643
A ₁	-804914,745
A ₂	47144200
A ₃	-1213900000
A ₄	11597400000
B ₁	0,299054365

De manera similar, para este modelo se obtuvo un coeficiente de correlación de 0,96577, un error estándar de 20,8957 y un valor de F (mayor al bibliográfico) de 15,6763, de igual manera que para la correlación 4.1 se justifican estos parámetros. El porcentaje de desviación para esta correlación oscila entre (8,1 – 35,4 ± 0,02) % (ver tabla 4.6).



4.1.3. Desviaciones del Coeficiente Global de transferencia de masa en la fase gaseosa calculados por las correlaciones empíricas bibliográficas 2.13 y 2.16 con respecto a los valores experimentales obtenidos para ambos empaques.

Al observar el comportamiento entre los coeficientes de transferencia de masa para ambos empaques calculados por los modelos empíricos Sherwood y Ludwig (ver capítulo II, ec. 2.13 y 2.16) y los experimentales, es de notar que estos últimos están desviados de los coeficientes empíricos antes mencionados en promedio en $(63,10 - 96,44 \pm 0,02) \%$ (ver tablas 4.3 y 4.6), esto se debe por un lado a que ambas correlaciones utilizadas son empíricas y las condiciones experimentales pudieron haber sido diferentes.

Por otro lado, para el modelo Sherwood (ver capítulo II, Ec. 2.13) los datos son altamente confiables para realizar una comparación, ya que dicho modelo fue determinado para un sistema de difusión de vapor de agua en aire, lo que si difiere es el relleno utilizado, ya que para la obtención de esta correlación empírica se utilizaron anillos Raschig de 1,5". Es probable que en este tipo de empaque, al ser muy compacto, implique una altura baja de la zona empacada para que no se inunde, el área interfacial puede ser la suficiente para llevar a cabo el intercambio másico y térmico requerido, pero al ser este empaque más compacto que las láminas de PVC la superficie efectiva donde se lleva a cabo la transferencia de masa entre el agua y el aire será mayor en las láminas de PVC que en dichos anillos; entre otras cosas por la posibilidad de que exista cierto nivel de inundación; además el área disponible para el paso del gas a través de la columna es menor al de las láminas de PVC, en consecuencia el área interfacial efectiva es menor, por ende el coeficiente de transferencia de masa para estas condiciones experimentales será menor en su mayoría por efectos del empaque utilizado.

Es importante destacar que el rango de operación del flujo de líquido y gas seco engloban los flujos de estudio en la torre de enfriamiento del Laboratorio de Ingeniería Química, por ende se descarta la hipótesis de que el flujo de estudio de la ec. 2.13 fuera un factor contribuyente a la desviación de dichos coeficientes.



El comportamiento de este coeficiente empírico es creciente con respecto al caudal más que con respecto a la temperatura (ver tabla 4.2). Esto se debe principalmente a la influencia de los flujos en las variables de la ec. 2.13, y en adición el flujo de gas en la torre de enfriamiento del Laboratorio de Ingeniería Química se mantiene relativamente constante, por lo tanto dicho coeficiente será casi proporcional al flujo de líquido, caso que difiere del comportamiento de coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa experimental, variable que depende en gran magnitud de la temperatura de entrada del agua. Sin embargo, el efecto de la temperatura en esta correlación esta incluida en el término que involucra el *número de Schmidt* en la ecuación 2.13, pero dicho efecto no es tan influyente como el flujo de líquido, ya que por un lado en magnitud es más bajo que el flujo de líquido y el exponente de dicho número es menor al exponente sumado del flujo de líquido.

Por otro lado, si se observa la desviación del coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa calculado con el modelo empírico Ludwig (ver capítulo II, Ec. 2.16) se observa una tendencia similar al coeficiente experimental, esto se debe básicamente a que el modelo propuesto parte de una difusividad y un coeficiente conocido a partir de un sistema desconocido, y para la realización de estos cálculos la difusividad fue teórica pero el coeficiente de transferencia de masa fue tomado de tablas a diferentes temperaturas sin especificar la influencia de los flujos, por ende la tendencia es parecida a la experimental ya que fue calculado con la temperatura promedio del aire, sin embargo este modelo no incluye la influencia del caudal de líquido y de gas seco en la torre.

Es importante resaltar que la difusividad tomada para este cálculo aparte de ser teórica, esta tabulada para sistemas con flujo laminar, por ende el término adicional difusivo turbulento (ϵ_{AB}) correspondiente a ecuaciones de transferencia de masa en régimen turbulento, es considerado nulo, por lo que se espera que el coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa sea menor al experimental, cuyas condiciones de operación engloban regímenes turbulentos. Por otra parte, también pudieron haber existido diferencias entre las condiciones experimentales bajo las cuales fue hallado dicho modelo y el empaque utilizado en la obtención de dicha correlación.



La diferencia entre los coeficientes proporcionados entre el modelo empírico Sherwood y el modelo empírico Ludwig no puede ser bien enmarcada, sin embargo es de notar que como el primero incluye la influencia del flujo de líquido en la torre su sensibilidad a la variación de los caudales será mayor. Los valores de los coeficientes del modelo Ludwig son relativamente parecidos entre ellos mismos, por esto se puede justificar la mayor sensibilidad del modelo Sherwood con respecto al modelo Ludwig a caudales bajos.

Al observar las tablas 4.3 y 4.6, los porcentajes de desviación de los modelos empíricos bibliográficos con respecto a los valores experimentales proporcionados por el relleno de empaque ordenado de PVC son menores con respecto a los de láminas de PVC. Las tendencias de los modelos empíricos en el empaque ordenado son las mismas descritas en párrafos anteriores para el empaque de láminas de PVC, sin embargo las desviaciones de estos modelos son menores que los correspondientes al primer empaque, ya que para el empaque ordenado las condiciones experimentales se aproximan más a la de los modelos empíricos, además del bajo valor de los coeficientes de transferencia de masa en la fase gaseosa.

4.1.4. Desviaciones del Coeficiente Global de transferencia de masa en la fase gaseosa calculados por las correlaciones empíricas anteriormente obtenidas en la torre de enfriamiento (Battes y Torres) con respecto a los valores experimentales para el empaque de láminas de PVC.

El coeficiente experimental calculado a partir de la correlación anterior en la torre de enfriamiento del Laboratorio de Ingeniería Química (Battes y Torres) (ver capítulo II, Ec. 2.18) presenta valores más bajos que el coeficiente calculado experimentalmente, esto se debe básicamente a que dicho coeficiente no incluye la influencia del efecto de la temperatura de entrada del agua según el modelo citado, por ende el coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa calculado será menor al experimental, debido a que no se estudia la transferencia de masa tomando como fuerza impulsora la diferencias de temperaturas entre el agua y el aire, lo que contribuye a la inhibición del



valor de dicho coeficiente; el efecto de esta correlación en las temperaturas de salida de la torre será tratado más adelante.

Por otra parte, el proceso de transferencia de masa para la obtención de las correlaciones anteriormente obtenidas en dicha torre fue idealizado, aproximando el término $(y_i - y)$ a $(y^* - y)$, como se sabe $(y^* - y)$ implica una mayor diferencia entre las condiciones operacionales y las de saturación que el término $(y_i - y)$ (ver capítulo II, ecuación 2.7), lo que se traduce en la necesidad de un menor número de unidades de transferencia y por ende un coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa menor.

4.2. Coeficiente convectivo en la fase líquida

TABLA 4.9

Desviación del coeficiente convectivo en la fase líquida experimental con respecto a valores empíricos y teóricos utilizando el empaque de láminas de pvc en la torre de enfriamiento

Caudal Rotámetro (Q ± 0,5) gpm	Temperatura de Entrada del Agua (Tag_ent ± 0,5) °C	Coeficiente convectivo de la fase líquida empírico (hl _{1_emp} ± 4) kW/m ³ ·K	Coeficiente convectivo de la fase líquida modelo Foust (hl _{1_Bib} ± 1) kW/m ³ ·K	Porcentaje de desviación empírico (%Dhl _{1_emp} ± 0,3) %	Porcentaje de desviación modelo Foust (%Dhl _{1_Bib} ± 0,3) %
6,0	48,0	43	280	32,7	759,9
12,0	45,0	50	220	12,7	285,3
18,0	29,0	97	145	0,8	49,0
24,0	40,0	94	205	7,5	134,1
30,0	39,0	107	214	4,9	90,2

Presión ambiente: (711,20 ± 0,05) mmHg

Temperatura ambiente: (29,0 ± 0,5) °C

Altura del relleno: (0,88 ± 0,05) cm



TABLA 4.10

Desviación del coeficiente convectivo en la fase líquida experimental con respecto a valores empíricos y teóricos utilizando el empaque de malla de pvc ordenado en la torre de enfriamiento

Caudal Rotámetro (Q ± 0,5) gpm	Temperatura de Entrada del Agua (Tag_ent ± 0,5) °C	Coficiente convectivo de la fase líquida empírico (hl _{2_emp} ± 4) kW/m ³ ·K	Coficiente convectivo de la fase líquida modelo Foust (hl _{2_Bib.} ± 1) kW/m ³ ·K	Porcentaje de desviación empírico (%Dhl _{2_emp} ± 0,3) %	Porcentaje de desviación modelo Foust (%Dhl _{1_Bib.} ± 0,3) %
7,0	48,0	308	64	5,1	78,3
10,0	42,5	187	83	2,3	54,5
14,0	39,0	83	112	0,5	34,6
20,0	35,5	213	91	3,8	55,8
27,0	34,0	337	65	4,4	79,7

Presión ambiente: (712,20 ± 0,05) mmHg

Temperatura ambiente: (28,0 ± 0,5) °C

Altura del relleno: (0,73 ± 0,05) cm

TABLA 4.11

Desviación del coeficiente convectivo en la fase líquida experimental con respecto al calculado por correlaciones anteriores (Battes y Torres) utilizando el empaque de láminas de pvc en la torre de enfriamiento

Caudal Rotámetro (Q ± 0,5) gpm	Temperatura de Entrada del Agua (Tag_ent ± 0,5) °C	Coficiente convectivo de la fase líquida experimental (hl _{1_exp} ± 5) kW/m ³ ·K	Coficiente convectivo de la fase líquida calculado por correlación Battes y Torres (hl _{ant} ± 0,8) kW/m ³ ·K	Porcentaje de desviación (%Dhl _{ant} ± 0,03) %
6,0	48,0	33	0,3	99,06
12,0	45,0	57	1,6	97,28
18,0	29,0	98	8,8	90,90
24,0	40,0	87	30,0	65,71
30,0	39,0	113	70,2	37,62

Presión ambiente: (711,20 ± 0,05) mmHg

Temperatura ambiente: (29,0 ± 0,5) °C

Altura del relleno: (0,88 ± 0,05) cm



4.2.1. Algoritmo de cálculo para la obtención del coeficiente convectivo de la fase líquida experimental.

Es importante destacar que para la obtención de los coeficientes convectivos de la fase líquida utilizando el método propuesto por *Mickley* (ver capítulo II); no fue posible hallar una pendiente de la línea de unión ($-h_l/Kg$) que proporcionara una temperatura de bulbo seco de salida del aire igual a la obtenida experimentalmente, por ende para el actual simulador fue necesario buscar para cada relleno y para todas sus respectivas corridas experimentales todas las combinaciones posibles de pendientes de la línea de unión y de un factor que multiplicase a la ecuación 2.11 (ver capítulo II) para alcanzar la temperatura de bulbo seco de salida del aire.

Dicha ecuación representa el perfil de temperaturas del aire en la torre de enfriamiento, por lo tanto al multiplicar esta ecuación por un factor la temperatura de salida del aire calculada será mayor y aumentarán las probabilidades de que coincida con la temperatura de bulbo seco experimental a la salida del aire (ver en el capítulo II el método iterativo propuesto por *Mickley*), para realizar dichas combinaciones fue necesario realizar dos algoritmos de cálculo o programas que calculasen todas las combinaciones posibles entre las pendientes de la línea de unión y el factor anteriormente mencionado, por ende con el coeficiente de transferencia de masa conocido (a partir del NUT y la ecuación de *Merkel*, ver capítulo II) y la pendiente de la línea de unión calculada por este método propuesto es posible calcular el coeficiente convectivo de la fase líquida y así poder realizar las correlaciones empíricas para la torre de enfriamiento. Después de realizar todas las combinaciones los resultados se muestran en la tabla 4.12.



TABLA 4.12

Factores a incluir en la ecuación 2.11 para el logro del cálculo de la temperatura de bulbo seco de la pendiente de la línea de unión para ambos rellenos

Tipo de relleno	Factor de proporcionalidad (α) adim
Láminas de PVC	4,69
Malla ordenada de PVC	3,10

Es importante destacar que estos factores de proporcionalidad solo son válidos para estos empaques y para las condiciones físicas de la torre de enfriamiento del Laboratorio de Ingeniería Química.

4.2.2. Tendencia del Coeficiente convectivo de la fase líquida experimental para ambos empaques.

Si se observa la tabla 4.1, se puede deducir que para el relleno de láminas de PVC la tendencia del coeficiente convectivo en la fase líquida tiende a ser proporcional al caudal de operación, con excepción del valor correspondiente a $(18,0 \pm 0,5)$ gpm que difiere de la tendencia seguida en dicha tabla. La proporcionalidad al caudal puede deberse al hecho de que al existir una mayor cantidad de flujo en la torre de enfriamiento existe una mayor cantidad de moléculas en la superficie del empaque y en las inmediaciones del mismo, por ende el área interfacial aumenta y así el área de transferencia (variable que propicia la velocidad de transferencia de calor), por otra parte a medida que aumenta el caudal existe un mayor nivel de turbulencia en la torre, lo que implica un menor espesor de la capa interfacial de ambas fases y en consecuencia se facilita la velocidad de transferencia de calor cedido al aire, además el coeficiente de transferencia de masa también contribuye al intercambio térmico por efectos difusivos en la interfase aire-agua y dicha variable es relativamente proporcional al caudal de líquido.

Por otra parte es posible la influencia de la temperatura, ya que al presentarse temperaturas altas en el líquido se produce una mayor fuerza impulsora de temperaturas entre en aire y el agua en la interfase, por ende aumenta la velocidad de



transferencia de calor. Sin embargo, según lo reportado en la tabla 4.1 para combinaciones de temperaturas altas y caudales bajos, el coeficiente convectivo en la fase líquida tiende a ser bajo, este caso corrobora que el efecto del caudal en dicho coeficiente es mayor que el efecto de la temperatura.

Si se observa la tendencia de dicho coeficiente para el empaque ordenado de PVC, la temperatura tiene cierto grado de incidencia, ya que para el caudal más bajo ($7,0 \pm 0,5$) gpm y una temperatura de entrada de ($48,0 \pm 0,5$) °C dicho coeficiente presenta valores relativamente altos. Físicamente existe una menor cantidad de flujo de líquido en contacto con el aire de la torre y en consecuencia una menor área de intercambio térmico, por lo tanto este efecto disminuye la velocidad de transferencia de calor. Por otra parte, existe una temperatura de entrada del agua relativamente alta con respecto a las condiciones de operación normales de la torre de enfriamiento; lo que aumenta la fuerza impulsora térmica entre el agua y el aire, en consecuencia este efecto promoverá la velocidad de transferencia de calor en la interfase, aumentando así en gran medida la velocidad de transferencia de calor por efectos convectivos, variable que se ha demostrado que en torres de enfriamiento generalmente representa el 30% del calor total cedido al aire.

Por otra parte, se observa también en la tabla 4.4 para el empaque ordenado de PVC que para caudales altos de operación y temperaturas moderadas el coeficiente convectivo de la fase líquida representa un valor alto con respecto a los de las otras corridas experimentales; esto puede deberse al efecto del caudal descrito para el comportamiento de dicho coeficiente en el relleno de láminas de PVC, al manejarse una mayor cantidad de líquido en contacto con el aire aumenta el área interfacial de transferencia de calor y por ende debe aumentar el coeficiente convectivo, sin embargo para valores medios de caudal y temperatura, estos coeficientes tienden a ser relativamente bajos, ya que si se observa el coeficiente de transferencia de masa es un valor relativamente bajo con respecto al resto de valores experimentales en estas corridas, lo que induce a que la velocidad de transferencia de calor para caudales y temperaturas de entrada del agua moderadas es promovida en mayoría por los efectos difusivos en la interfase. Sin embargo, se ha demostrado que en torres de enfriamiento generalmente el calor cedido por difusión al aire representa un valor aproximadamente



de 80% del calor total cedido, esto puede justificar el bajo valor del coeficiente convectivo de la fase líquida para estas condiciones de operación.

4.2.3. Correlaciones empíricas del Coeficiente convectivo de la fase líquida obtenidos para ambos empaques de la torre de enfriamiento.

Al realizar la regresión multivariable para la determinación de la correlación empírica del coeficiente convectivo de la fase líquida para el empaque de láminas de PVC, se determinó que las principales variables que afectan el comportamiento del mismo son la temperatura de entrada del agua (T_{ent_agua}) y el coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa (K_g) (ver figura 4.3.), dicho procedimiento está detalladamente descrito en el capítulo III. La correlación obtenida fue la siguiente:

$$hl_1 = A_0 + A_1 \cdot e^{\frac{T_{ent_agua}}{W_0}} + \frac{A_2}{T_{ent_agua}} + \frac{A_3}{T_{ent_agua}^{1.5}} + A_4 \cdot e^{-T_{ent_agua}} + B_1 \cdot e^{-K_g} \quad (4.3)$$

Los valores de los coeficientes correspondientes a esta correlación se encuentran reflejados en la tabla 4.13

TABLA 4.13
Coeficientes de la correlación empírica del coeficiente convectivo de la fase líquida utilizando el relleno de láminas de pvc en la torre de enfriamiento

Coeficiente	Valor numérico
A_0	-2046.37378000
A_1	49857.91756000
A_2	439234.32360000
A_3	-2519700.00000000
A_4	1596380000000000.00000000
B_1	-21963.16630000
w_0	-10.32291450



Para este modelo se obtuvo un coeficiente de correlación de 0,898427, un error estándar de 5,3102 y un valor de F (mayor al bibliográfico) de 38,918, lo que indica que se verifica que la serie de datos utilizada obedece a una distribución F y se verifica la variabilidad entre los coeficientes de la correlación empírica. Es importante destacar que el valor del error y del coeficiente de correlación se deben principalmente a la variabilidad entre la temperatura de entrada del agua y el coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa con respecto al coeficiente convectivo en la fase líquida, sin embargo se verificó estadísticamente que estas dos variables son las más influyentes en la variabilidad de dicho coeficiente, dicho procedimiento está detalladamente descrito en el capítulo III.

Por otra parte la correlación empírica obtenida para el empaque ordenado de PVC fue (ver figura 4.4.):

$$hl_2 = \sum_{i=0}^5 \frac{A_i}{Tent_{agua}^i} + \sum_{i=1}^2 \frac{B_i}{Kg^i} \tag{4.4}$$

TABLA 4.14

Coefficientes de la correlación empírica del coeficiente convectivo de la fase líquida utilizando el empaque de malla ordenado de pvc en la torre de enfriamiento

Coeficiente	Valor numérico
A ₀	201616.8246
A ₁	-10038000
A ₂	-1622800000
A ₃	156908000000
A ₄	-4820300000000
A ₅	50392100000000
B ₁	36003.99991
B ₂	-86684.5292

Para este modelo se obtuvo un coeficiente de correlación de 0,88343, un error estándar de 7,2667 y un valor de F (mayor al bibliográfico) de 41,8307, lo que indica que se verifica que la serie de datos utilizada obedece a una distribución F y se verifica la variabilidad entre los coeficientes de la correlación empírica. Sin embargo las



desviaciones de deben de igual manera a lo descrito anteriormente para la correlación obtenida para el relleno de láminas de PVC.

Los porcentajes de desviación de los coeficientes convectivos en la fase líquida empíricos calculados a partir de las correlaciones obtenidas con respecto a los experimentales son menores que la desviación de estos últimos con respecto a los empíricos bibliográficos, si se observan las tablas 4.9 y 4.10 el porcentaje de desviación varía entre $(0,8 - 32,7 \pm 0,3) \%$, para el empaque de láminas de PVC y $(0,5 - 5,1 \pm 0,3) \%$ para el empaque ordenado de malla de PVC, estos porcentajes de desviación indican la confiabilidad de los modelos para predecir el comportamiento de dicho coeficiente y justifican la obtención de las correlaciones empíricas por encima de los modelos empíricos bibliográficos (Foust), además siguen la misma tendencia que los valores experimentales.

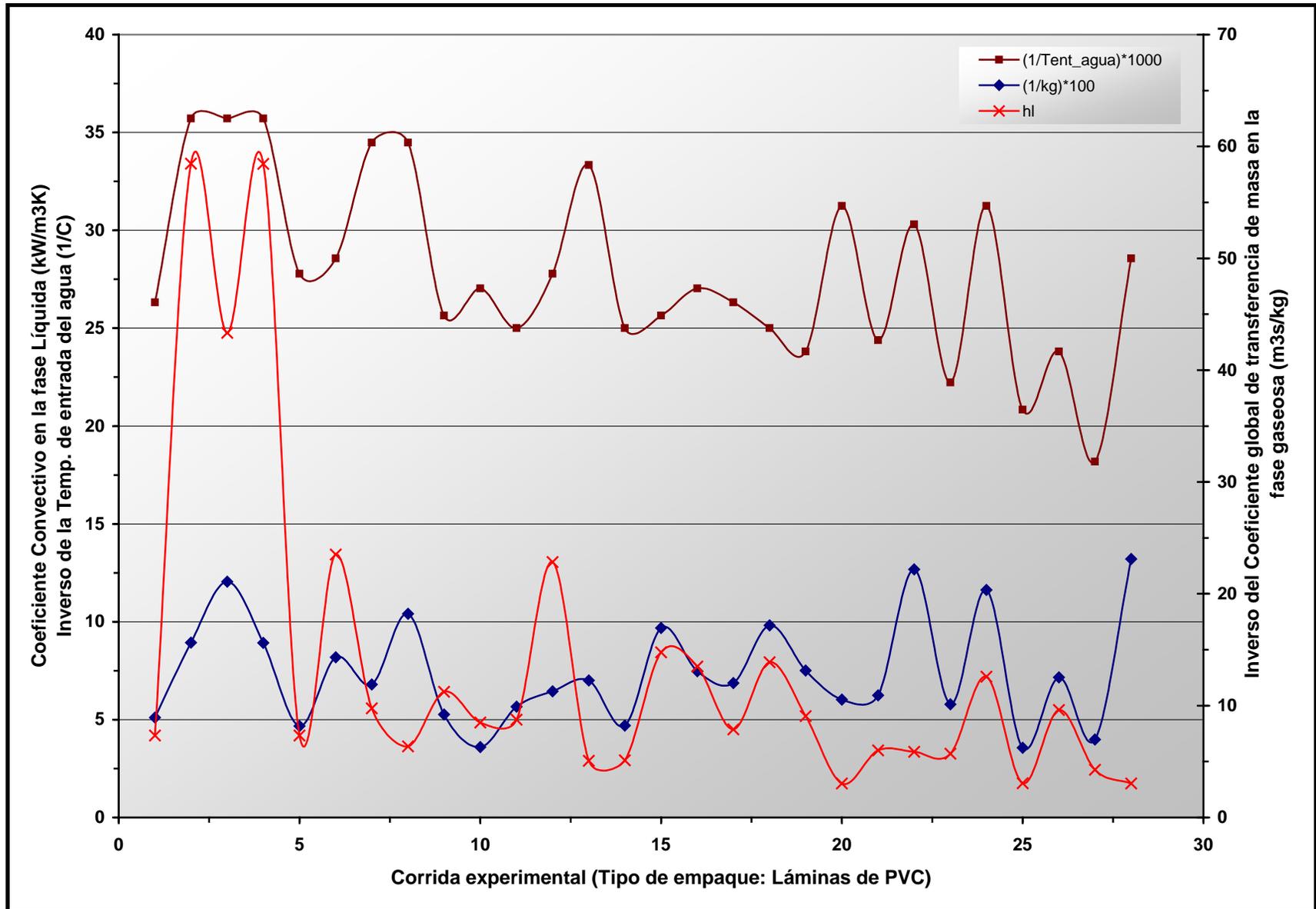


Figura 4.3. Perfil del Coeficiente convectivo en la fase líquida con respecto a la temperatura de entrada del agua y el coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa utilizando el empaque de láminas de PVC

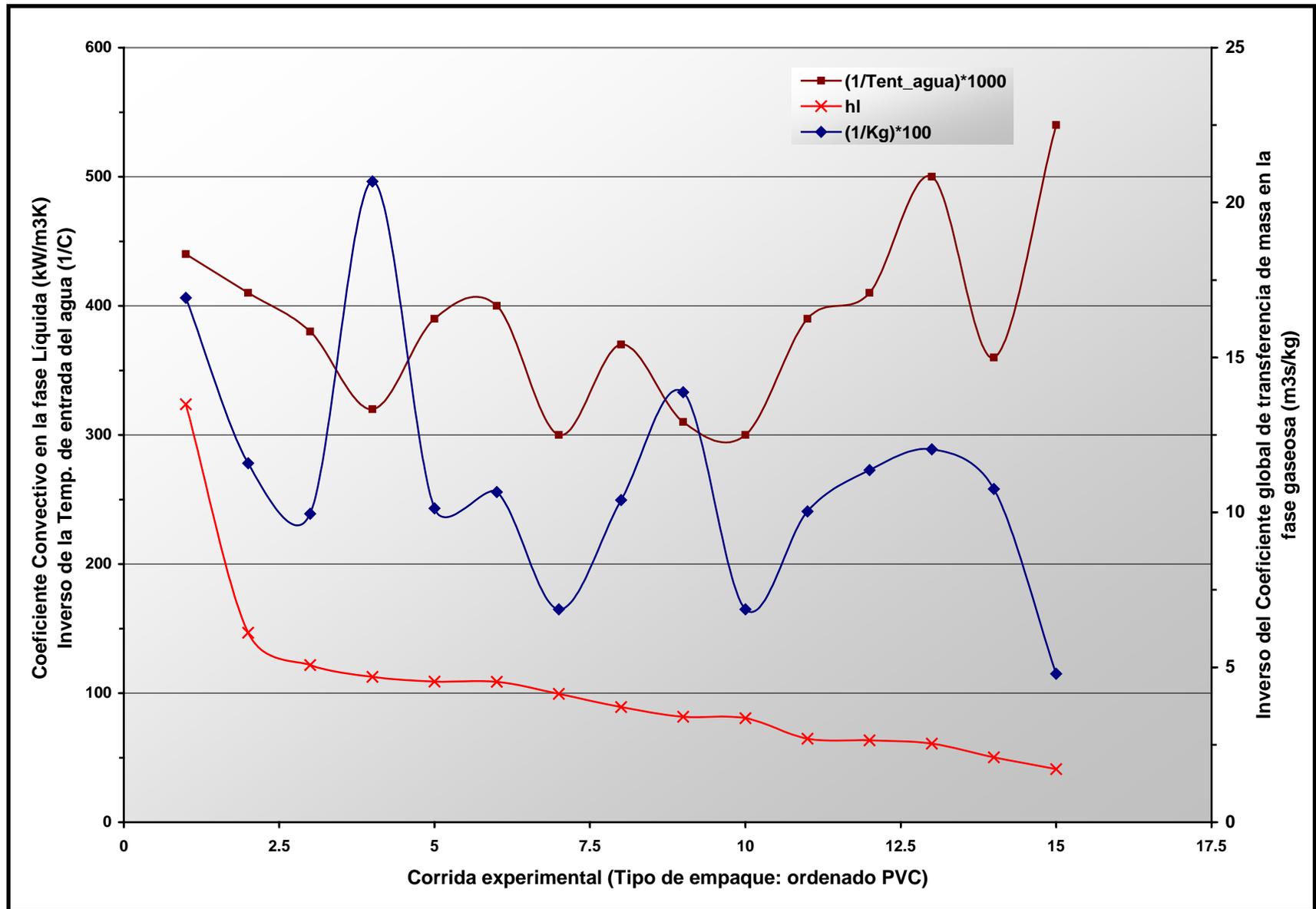


Figura 4.4. Perfil del Coeficiente convectivo en la fase líquida con respecto a la temperatura de entrada del agua y el coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa utilizando el empaque de malla ordenada de PVC



4.2.4. Desviaciones del Coeficiente convectivo en la fase líquida calculado por la correlación empírica bibliográfica 2.17 (Foust) con respecto a los valores experimentales obtenidos para ambos empaques.

Si se observan las tablas 4.9 y 4.10 se puede deducir que los coeficientes convectivos calculados por la ecuación empírica mostrada en el capítulo II (Foust) (ver ec. 2.17) presentan desviaciones muy por encima de los valores experimentales, dichos porcentajes de desviación oscilan entre $(49,0 - 759,9 \pm 0,3) \%$ para el empaque de láminas de PVC y $(34,6 - 79,7 \pm 0,3) \%$ para el empaque ordenado, lo que indica la alta desviación del modelo del comportamiento real de la torre de enfriamiento, esto puede deberse a la diferencia entre las condiciones del experimento con las cuales se determinó dicha correlación y las condiciones experimentales presentes en la torre de enfriamiento, sin embargo dichas desviaciones tienden a ser mucho menores para el empaque ordenado de PVC que para el de láminas de PVC, lo que induce el ajuste de dicha correlación para empaques con poca área interfacial.

Por otra parte, para esta correlación aproxima las condiciones interfaciales a las condiciones de saturación de la fracción de vapor en la fase gaseosa ($y_i \approx y_i^*$), en consecuencia esto proporcionará mayor idealidad a los cálculos realizados para la obtención de dicha correlación, aumentando así la pendiente de la relación interfacial $-hI/Kg$, esto a su vez se traduce en un mayor valor del coeficiente convectivo de la fase líquida con respecto a los valores experimentales presentes en la torre de enfriamiento para condiciones de operación similares, condición que justifica el comportamiento anteriormente descrito.

4.2.5. Desviaciones del Coeficiente convectivo de la fase líquida calculados por las correlaciones empíricas anteriormente obtenidas en la torre de enfriamiento (Battes y Torres) con respecto a los valores experimentales para el empaque de láminas de PVC.

Si se observa la tabla 4.11 se puede notar que existe un gran porcentaje de desviación entre los modelos hallados anteriormente en la torre de enfriamiento (Battes y Torres) y



los valores experimentales, dichos porcentajes de desviación oscilan entre $(37,62 - 99,06 \pm 0,03) \%$, desviación mucho mayor a la que presenta la nueva correlación empírica obtenida (ec. 4.3). Esto puede deberse a que, a pesar de que se demostró que la temperatura de entrada del agua experimentalmente para este relleno no tiene efecto dominante en la variación del coeficiente convectivo de la fase líquida puede contribuir con parte de la desviación, ya que la fuerza impulsora térmica entre el agua y el aire juega un papel importante en el proceso de transferencia de calor; sin embargo la combinación de datos no permite estudiar a profundidad el efecto de la temperatura con respecto a las demás variables.

4.3. Validación del Simulador de la Torre de Enfriamiento del Laboratorio de Ingeniería Química

TABLA 4.15

Parámetros de salida de la torre de enfriamiento predichos por el simulador con las correlaciones anteriores (Battes y Torres) utilizando el empaque de láminas de pvc

Caudal Rotámetro ($Q \pm 0,5$) gpm	Temperatura de Entrada del Agua ($T_{ag_ent} \pm 0,5$) °C	Temperatura calculada de Salida del Agua ($T_{ag_salA1} \pm 0,01$) °C	Temperatura calculada de bulbo húmedo del aire a la salida ($T_{bh_salA1} \pm 0,01$) °C	Temperatura calculada de bulbo seco del aire a la salida ($T_{bs_salA1} \pm 0,01$) °C
6,0	48,0	30,33	26,44	31,52
12,0	45,0	33,28	29,02	33,97
18,0	29,0	27,42	25,86	27,99
24,0	40,0	34,41	28,40	33,85
30,0	39,0	34,45	28,42	33,62

Presión ambiente: $(711,20 \pm 0,05)$ mmHg

Temperatura ambiente: $(29,0 \pm 0,5)$ °C

Altura del relleno: $(0,88 \pm 0,05)$ cm



TABLA 4.16
Porcentajes de desviación de los parámetros de salida de la torre de enfriamiento
predichos por el simulador respecto a las correlaciones anteriores
(Battes y Torres) utilizando el empaque de láminas de pvc

Caudal Rotámetro (Q ± 0,5) gpm	Temperatura de Entrada del Agua (Tag_ent ± 0,5) °C	Porcentaje de desviación de la temperatura calculada de entrada del agua (%D_agA1 ± 0,01) %	Porcentaje de desviación de la temperatura calculada de bulbo húmedo del aire a la salida (%D_bh_salA1 ± 0,01) °C	Porcentaje de desviación de la temperatura calculada de bulbo seco del aire a la salida (%D_bs_salA1 ± 0,01) °C
6,0	48,0	16,64	5,57	8,70
12,0	45,0	14,76	3,27	2,93
18,0	29,0	5,47	2,42	1,78
24,0	40,0	14,69	5,33	2,57
30,0	39,0	14,82	5,27	1,88

Presión ambiente: (711,20 ± 0,05) mmHg

Temperatura ambiente: (29,0 ± 0,5) °C

Altura del relleno: (0,88 ± 0,05) cm

TABLA 4.17
Parámetros de salida de la torre de enfriamiento predichos por el simulador con las
correlaciones empíricas utilizando el empaque de láminas de pvc

Caudal Rotámetro (Q ± 0,5) gpm	Temperatura de Entrada del Agua (Tag_ent ± 0,5) °C	Temperatura calculada de Salida del Agua (Tag_sal1 ± 0,01) °C	Temperatura calculada de bulbo húmedo del aire a la salida (Tbh_sal1 ± 0,01) °C	Temperatura calculada de bulbo seco del aire a la salida (Tbs_sal1 ± 0,01) °C
6,0	48,0	25,05	27,12	30,01
12,0	45,0	29,15	29,70	32,45
18,0	29,0	26,11	26,56	27,59
24,0	40,0	29,80	30,20	33,26
30,0	39,0	30,20	30,48	33,30

Presión ambiente: (711,20 ± 0,05) mmHg

Temperatura ambiente: (29,0 ± 0,5) °C

Altura del relleno: (0,88 ± 0,05) cm



TABLA 4.18
Porcentajes de desviación de los parámetros de salida de la torre de enfriamiento predichos por el simulador respecto a las correlaciones empíricas utilizando el empaque de láminas de pvc

Caudal Rotámetro (Q ± 0,5) gpm	Temperatura de Entrada del Agua (Tag_ent ± 0,5) °C	Porcentaje de desviación de la temperatura calculada de entrada del agua (%D_ag1 ± 0,01) %	Porcentaje de desviación de la temperatura calculada de bulbo húmedo del aire a la salida (%D_bh_sal1 ± 0,01) °C	Porcentaje de desviación de la temperatura calculada de bulbo seco del aire a la salida (%D_bs_sal1 ± 0,01) °C
6,0	48,0	3,65	3,14	3,47
12,0	45,0	0,51	1,00	1,67
18,0	29,0	0,41	0,23	0,33
24,0	40,0	0,67	0,67	0,80
30,0	39,0	0,66	1,60	0,91

Presión ambiente: (711,20 ± 0,05) mmHg

Temperatura ambiente: (29,0 ± 0,5) °C

Altura del relleno: (0,88 ± 0,05) cm

TABLA 4.19
Parámetros de salida de la torre de enfriamiento predichos por el simulador con las correlaciones empíricas utilizando el empaque de malla de pvc ordenado

Caudal Rotámetro (Q ± 0,5) gpm	Temperatura de Entrada del Agua (Tag_ent ± 0,5) °C	Temperatura calculada de Salida del Agua (Tag_sal2 ± 0,01) °C	Temperatura calculada de bulbo húmedo del aire a la salida (Tbh_sal2 ± 0,01) °C	Temperatura calculada de bulbo seco del aire a la salida (Tbs_sal2 ± 0,01) °C
7,0	48,0	25,08	25,50	28,95
10,0	42,5	24,99	25,46	28,70
14,0	39,0	26,19	25,64	28,50
20,0	35,5	26,91	25,92	29,20
27,0	34,0	28,75	26,36	29,60

Presión ambiente: (712,20 ± 0,05) mmHg

Temperatura ambiente: (28,0 ± 0,5) °C

Altura del relleno: (0,73 ± 0,05) cm



TABLA 4.20
Porcentajes de desviación de los parámetros de salida de la torre de enfriamiento predichos por el simulador respecto a las correlaciones empíricas utilizando el empaque de malla de pvc ordenado

Caudal Rotámetro (Q ± 0,5) gpm	Temperatura de Entrada del Agua (Tag_ent ± 0,5) °C	Porcentaje de desviación de la temperatura calculada de entrada del agua (%D_ag ₂ ± 0,01) %	Porcentaje de desviación de la temperatura calculada de bulbo húmedo del aire a la salida (%D_bh_sal ₂ ± 0,01) °C	Porcentaje de desviación de la temperatura calculada de bulbo seco del aire a la salida (%D_bs_sal ₂ ± 0,01) °C
7,0	48,0	0,32	1,92	3,50
10,0	42,5	3,88	2,08	2,71
14,0	39,0	0,72	0,55	3,41
20,0	35,5	0,33	0,31	1,03
27,0	34,0	2,67	1,39	1,34

Presión ambiente: (712,20 ± 0,05) mmHg

Temperatura ambiente: (28,0 ± 0,5) °C

Altura del relleno: (0,73 ± 0,05) cm

4.3.1. Validación del Simulador de la torre de enfriamiento utilizando las correlaciones anteriormente obtenidas para la misma para el empaque de láminas de PVC.

Si se observan las tablas 4.15 y 4.16 se puede notar que el mayor porcentaje de desviación corresponde a la temperatura de salida del agua, oscilando este entre (5,47 – 16,64 ± 0,01) %, seguidamente el mayor error en la predicción corresponde a la temperatura de bulbo húmedo a la salida del aire y por último la temperatura de bulbo seco a la salida.

Esto indica que, utilizando las correlaciones calculadas anteriormente en dicha torre (Battes y Torres), la variabilidad del coeficiente de transferencia de masa y del coeficiente convectivo en la fase líquida afecta en mayor proporción la temperatura del agua, presentando valores por encima de los experimentales.



Al observar la tabla 4.2 al coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa, es de notar que este es mucho menor al experimental citado en la tabla 4.1, esto indica que al utilizarse este coeficiente de transferencia de masa errado la velocidad de transferencia de masa al aire será mucho menor, habrá un menor número de moléculas en la interfase capaces de transferirse a la fase gaseosa, esto es, la velocidad con que una determinada cantidad de moléculas de vapor de agua se transfieren al aire por unidad de volumen, y por ende el calor por efectos difusivos será mucho menor (en teoría representa el 80% del calor total cedido por el agua), en consecuencia al disminuir dicha capacidad no existe mucha variación en la fuerza impulsora representada por la diferencia de concentraciones, de manera que la capacidad de enfriamiento del agua será menor a la experimental y en consecuencia la temperatura de salida del agua tenderá a ser menor a la obtenida experimentalmente.

Por otra parte si se observa la tabla 4.11 se verifica que el coeficiente convectivo en la fase líquida es menor al calculado experimentalmente, en consecuencia al disminuir dicho valor existe una disminución de la velocidad de transferencia de energía por unidad de volumen, por ende a pesar de la posibilidad de que exista una fuerza impulsora relativamente alta, debido a la temperatura de entrada del agua, el valor de dicho coeficiente inhibe la velocidad de transferencia de calor. Como consecuencia la eficiencia del proceso de enfriamiento del agua disminuye y la temperatura de salida de la misma será mayor a la obtenida experimentalmente. Los efectos de estas variables inciden de igual manera en la temperatura de bulbo húmedo y bulbo seco de salida del aire, generando errores que oscilan entre $(2,42 - 5,57 \pm 0,01) \%$ para la temperatura de bulbo húmedo y $(1,78 - 8,70 \pm 0,01) \%$.

Cabe destacar que los coeficientes calculados por las correlaciones anteriores (Battes y Torres) tienen como única variable independiente el flujo de líquido en la torre (ver capítulo II ecuaciones 2.18 y 2.19), por lo tanto es de notar que tanto la temperatura de entrada del agua como el flujo de gas seco son variables que según estas correlaciones no afectan el comportamiento tanto del coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa como del coeficiente convectivo en la fase líquida, variables que tienen un grado de influencia considerable en dichos coeficientes según lo demostrado en la actual investigación.



4.3.2. Validación del Simulador de la torre de enfriamiento utilizando las correlaciones obtenidas en la actual investigación para ambos empaques.

Por otra parte se estudió la predicción de las temperaturas de salida tanto del aire como del agua utilizando las correlaciones empíricas obtenidas en la actual investigación, así como su desviación con respecto a los valores obtenidos experimentalmente (ver tablas apéndice C, tablas C.13 y C.14). Según lo reportado en la tabla 4.18 para la temperatura de salida del agua, los porcentajes de desviación oscilaron entre $(0,41 - 3,65 \pm 0,01)$ %, para la temperatura de bulbo húmedo del aire a la salida entre $(0,23 - 3,14 \pm 0,01)$ % y $(0,33 - 3,47 \pm 0,01)$ % para la temperatura de bulbo seco a la salida del aire.

Los valores reportados en la tabla 4.18 reflejan que la variable más afectada en promedio por la variabilidad del coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa y del coeficiente convectivo en la fase líquida es la temperatura de salida del agua, seguida de la temperatura de bulbo seco de salida del aire y por último la de bulbo húmedo del mismo.

Al observar los valores reportados en la tabla 4.17 la tendencia promedio de la temperatura de salida del agua es ser más alta que la experimental; esto puede explicarse al observar los valores reportados en las tablas 4.2 y 4.3, de acá se puede deducir en promedio que el coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa empírico tiende a ser más bajo que el coeficiente experimental, en consecuencia; el efecto de que dicho coeficiente presente valores más bajos es el mismo que para los valores calculados con las correlaciones anteriormente obtenidas en la torre de enfriamiento (Battes y Torres) (ver párrafos anteriores), solo que en mucha menor magnitud debido a la diferencia en su desviación con respecto a los valores experimentales.

De igual manera ocurre para el coeficiente convectivo de la fase líquida, donde la tabla 4.1 y 4.9 aseveran que dicho coeficiente tiende a tener valores más bajos que los



coeficientes reales, en consecuencia esta variable calculada empíricamente tiende a predecir valores más altos de la temperatura de salida del agua por lo explicado previamente para las correlaciones anteriormente obtenidas en dicha torre (Battes y Torres), solo que en menor magnitud, debido a la diferencia de los porcentajes de desviación con respecto a los coeficientes experimentales.

Si se estudia la sensibilidad de las variables de salida con respecto a los coeficientes, como se observa en la tabla 4.18, para combinaciones de caudales bajos y temperaturas altas se presenta el mayor error en la temperatura de salida del agua, $(3,65 \pm 0,01)$ %, y es importante destacar que este mayor error en dicha temperatura corresponde a un error en la predicción del coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa de $(22,2 \pm 0,2)$ % y del coeficiente convectivo en la fase líquida de $(32,7 \pm 0,3)$ %, por lo que se puede concluir que a pesar de que los porcentajes de desviación de ambos coeficientes predichos por las correlaciones empíricas obtenidas en la actual investigación son altos, la sensibilidad de estos errores en la exactitud de la temperatura de entrada del agua es baja, pudiendo de esta manera generar valores predichos de temperaturas de salida del agua confiables para coeficientes moderadamente desviados.

De igual manera, haciendo la analogía con la temperatura de bulbo húmedo de salida del aire, según lo reportado en la tabla 4.17 estos valores son menores a los obtenidos experimentalmente, ya que al ser el coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa y el coeficiente convectivo en la fase líquida valores menores a los obtenidos experimentalmente (por lo descrito en párrafos anteriores), esto afecta la efectividad del enfriamiento, la eficiencia en la interfase aire-agua y por ende el proceso de saturación del aire, la dificultad ofrecida por la película interfacial en ambas fases e incremento del contenido energético del mismo, como consecuencia tanto la temperatura tanto de bulbo seco como de bulbo húmedo serán menores a las obtenidas experimentalmente, sin embargo según lo reportado en la tabla 4.17 la temperatura de bulbo seco tiende a ser mayor a la obtenida experimentalmente, esto se debe básicamente al factor de proporcionalidad incluido en la ecuación del perfil de temperaturas del aire (ver capítulo II, ec. 2.11), cuya función está detalladamente



descrita en la sección de resultados de los coeficientes convectivos de la fase líquida (párrafos anteriores).

Sin embargo, se debe mencionar que no es posible determinar para todas las temperaturas de salida calculadas tanto para el aire como para el agua si la desviación con respecto a los valores experimentales es positiva o negativa, ya que estas desviaciones dependen directamente de los valores predichos del coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa y del coeficiente convectivo en la fase líquida, y estas, a su vez, son funciones dependientes de correlaciones empíricas complejas cuyo comportamiento para ciertas condiciones experimentales es difícil de predecir, debido a la cantidad de variables independientes en ambos modelos y las combinaciones entre las mismas. Por lo tanto, por lo explicado en el párrafo anterior, se puede decir que los valores a obtener con dicho simulador son altamente confiables.



CONCLUSIONES

1. Para el empaque de láminas de PVC la variable determinante en la tendencia obtenida del coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa de la torre de enfriamiento es la temperatura de entrada del agua, seguida del caudal de operación.
2. Para el empaque ordenado de malla de PVC el coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa presenta los menores valores para combinaciones de caudales altos y temperaturas moderadas ó para caudales bajos y temperaturas altas, los mayores valores se presentan con combinaciones de caudales moderados y temperaturas altas.
3. Los valores experimentales del coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa obtenidos para el empaque de láminas de PVC son mayores que los obtenidos para el empaque ordenado de malla de PVC a condiciones similares de operación, oscilando para el primer empaque entre $(14,71 - 32,51 \pm 0,07)$ $\text{kg/m}^3 \cdot \text{s}$ y entre $(4,26 - 12,00 \pm 0,07)$ $\text{kg/m}^3 \cdot \text{s}$ para el segundo.
4. Los coeficientes globales de transferencia de masa en la fase gaseosa para el empaque de láminas de PVC calculados por modelos empíricos bibliográficos 2.13 y 2.16 se desvían más de los valores experimentales que los calculados con la correlación empírica 4.1, oscilando los porcentajes de desviación entre $(63,1 - 96,5 \pm 0,2)$ % para el modelo 2.13, $(75,3 - 83,1 \pm 0,4)$ % para el modelo 2.16 y $(1,8 - 22,2 \pm 0,2)$ % para la correlación 4.1.
5. Los coeficientes globales de transferencia de masa en la fase gaseosa para el empaque ordenado de malla de PVC calculados por modelos empíricos bibliográficos 2.13 y 2.16 se desvían más de los valores experimentales que los calculados con la correlación empírica 4.2, oscilando los porcentajes de desviación entre $(41,39 - 81,02 \pm 0,02)$ % para el modelo 2.13, $(70,67 - 81,82 \pm 0,04)$ % para el modelo 2.16 y $(8,1 - 35,4 \pm 0,2)$ % para la correlación 4.2.
6. Para el empaque de láminas de PVC los valores del coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa calculados con la correlación empírica 4.1 son más acertados que los calculados con la correlación anteriormente obtenida en



- la torre de enfriamiento (ec. 2.18), oscilando el porcentaje de desviación de este último con respecto a valores experimentales entre $(70,1 - 82,2 \pm 0,5) \%$.
7. Los modelos empíricos bibliográficos 2.13 y 2.16 son considerablemente desviados en la predicción del coeficiente global de transferencia de masa en la torre de enfriamiento en estudio.
 8. Para el empaque de láminas de PVC la variable determinante en la tendencia obtenida del coeficiente convectivo en la fase líquida para la torre de enfriamiento es el caudal de líquido, seguida de la temperatura de entrada del agua.
 9. Para el empaque ordenado de malla de PVC el coeficiente convectivo en la fase líquida presenta los menores valores para combinaciones de caudales altos y temperaturas moderadas ó para caudales bajos y temperaturas altas, los mayores valores se presentan con combinaciones de caudales moderados y temperaturas altas.
 10. Los valores experimentales del coeficiente convectivo en la fase líquida obtenidos para el empaque de láminas de PVC son menores que los obtenidos para el empaque ordenado de PVC a condiciones similares de operación, oscilando para el primer empaque entre $(33 - 113 \pm 5) \text{ kW/m}^3 \cdot \text{K}$ y entre $(83 - 322 \pm 5) \text{ kW/m}^3 \cdot \text{K}$ para el segundo.
 11. Los coeficientes convectivos en la fase líquida para el empaque de láminas de PVC calculados por el modelo empírico bibliográfico 2.17 se desvían más de los valores experimentales que los calculados con la correlación empírica 4.3, oscilando los porcentajes de desviación entre $(49,0 - 759,9 \pm 0,3) \%$ para el modelo 2.17 y $(0,8 - 32,7 \pm 0,3) \%$ para la correlación 4.3.
 12. Los coeficientes convectivos en la fase líquida para el empaque ordenado de malla de PVC calculados por el modelo empírico bibliográfico 2.17 se desvían más de los valores experimentales que los calculados con la correlación empírica 4.4, oscilando los porcentajes de desviación entre $(34,6 - 79,7 \pm 0,3) \%$ para el modelo 2.17 y $(0,5 - 5,1 \pm 0,3) \%$ para la correlación 4.4.
 13. Para el empaque de láminas de PVC los valores del coeficiente convectivo en la fase líquida calculados con la correlación empírica 4.3 son más acertados que los calculados con la correlación anteriormente obtenida en la torre de enfriamiento



- (ec. 2.19), oscilando el porcentaje de desviación de este último con respecto a valores experimentales entre $(37,62 - 99,06 \pm 0,03) \%$.
14. El modelo empírico bibliográfico 2.17 no es adecuado para la predicción del coeficiente convectivo en la fase líquida en la torre de enfriamiento en estudio.
 15. Para el empaque de láminas de PVC los resultados obtenidos por el simulador de la torre de enfriamiento utilizando las correlaciones empíricas 4.1 y 4.3 son confiables, generando porcentajes de desviación con respecto a los valores experimentales entre $(0,41 - 3,65 \pm 0,01) \%$ para la temperatura de salida del agua, $(0,23 - 3,14 \pm 0,01) \%$ para la temperatura de bulbo húmedo de salida del aire y $(0,33 - 3,47 \pm 0,01) \%$ para la temperatura de bulbo seco del aire de salida.
 16. Para el empaque de malla ordenada de PVC los resultados obtenidos por el simulador de la torre de enfriamiento utilizando las correlaciones empíricas 4.2 y 4.4 son confiables, generando porcentajes de desviación con respecto a los valores experimentales entre $(0,32 - 3,88 \pm 0,01) \%$ para la temperatura de salida del agua, $(0,31 - 2,08 \pm 0,01) \%$ para la temperatura de bulbo húmedo de salida del aire y $(1,03 - 3,50 \pm 0,01) \%$ para la temperatura de bulbo seco del aire de salida.
 17. Los resultados obtenidos por el simulador de la torre de enfriamiento utilizando las correlaciones empíricas 4.1 y 4.2 obtenidas en esta investigación generan valores de temperaturas más confiables que las correlaciones empíricas 2.18 y 2.19 obtenidas anteriormente para dicha torre.



RECOMENDACIONES

1. Se recomienda estudiar la influencia de otros modelos empíricos que hallan sido obtenidos bajo condiciones experimentales parecidas a las de la torre de enfriamiento del Laboratorio de Ingeniería Química, con la finalidad de obtener por métodos comparativos el modelo empírico adecuado.
2. Instalar los equipos necesarios para conocer el perfil de temperaturas del agua a lo largo de la torre y compararlo con el obtenido teóricamente mediante las ecuaciones diferenciales correspondientes a cada fase, con la finalidad de conocer el comportamiento del coeficiente convectivo en la fase líquida y del coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa, y de esta manera conocer en detalle la influencia de las variables de entrada sobre la zona interfacial.
3. Realizar pruebas de validación experimentales manteniendo constante el caudal de agua y variando la temperatura de entrada del agua con la finalidad de conocer mejor la influencia de esta última variable en los coeficientes anteriormente mencionados.
4. Realizar pruebas de validación experimentales manteniendo constante la temperatura de entrada del agua y variando el caudal de agua con la finalidad de conocer detalladamente la influencia de esta última variable en los coeficientes anteriormente mencionados.



REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. BATTES, DEIVIS; LEÓN MARÍA Y TORRES, NARDY (2005). **Determinación del coeficiente de transferencia de calor por convección de la fase líquida en una torre de enfriamiento.** Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería Química. Escuela de Ingeniería Química.
2. BRADLEY, ENRIQUE Y SILVA, IVÁN (2004). **Desarrollo de módulos de cálculo para el despojamiento de aguas agrias compatibles con el programa de simulación SIMESTUC.** Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería Química. Escuela de Ingeniería Química.
3. FOUST, A. (1960). **Principios de las operaciones unitarias.** Primera Edición, Editorial CECSA, México.
4. HIMMELBLAU, David. (2000). **Balances de materia y energía.** Cuarta edición, Editorial Prentice-Hall, España.
5. INCROPERA, F. y DEWITT, D. (1999). **Fundamentos de Transferencia de Calor.** Cuarta edición, Editorial Prentice-Hall, México.
6. LONDOÑO PARRA, MARCOS J. Y CONTRERAS CORDERO, MIRENCHU C. (2004). **Evaluación de una torre de enfriamiento de tiro inducido.** Universidad de Córdoba, España.
7. LUDWIG, E. (1965). **Process design for chemical and petrochemical plants.** Segunda edición, Editorial Gulf Publishing.
8. MC CABE, W. y SMITH, J. (2002). **Operaciones Unitarias en Ingeniería Química.** Sexta edición, Editorial Mc Graw-Hill, México.



9. NAGHI NAMA KFOROOSH, MOHAMMAD (2005). **Metodología de la investigación**. Segunda edición, Editorial Limusa, México.

10. NIÑO, Z. y PERÉZ, S. (2000). **Simulación de procesos químicos, notas del curso**. Universidad de Carabobo.

11. PERRY, R. (1992). **Manual del ingeniero químico**. Sexta Edición. Editorial Mc Graw-Hill. México.

12. RENGIFO, S. y RODRIGUEZ, D. (2002). **Mejoras al programa de simulación dinámica para procesos químicos SIMDIN y desarrollo de un módulo de cálculo de evaporadores de múltiple efecto**. Trabajo Especial de Grado. Universidad de Carabobo.

13. TREYBAL, Robert. (1999). **Operaciones de Transferencia de Masa**. Segunda edición, Editorial Mc. Graw-Hill, México.



Figura A.1. Diagrama de flujo del módulo de cálculo del simulador (continuación)

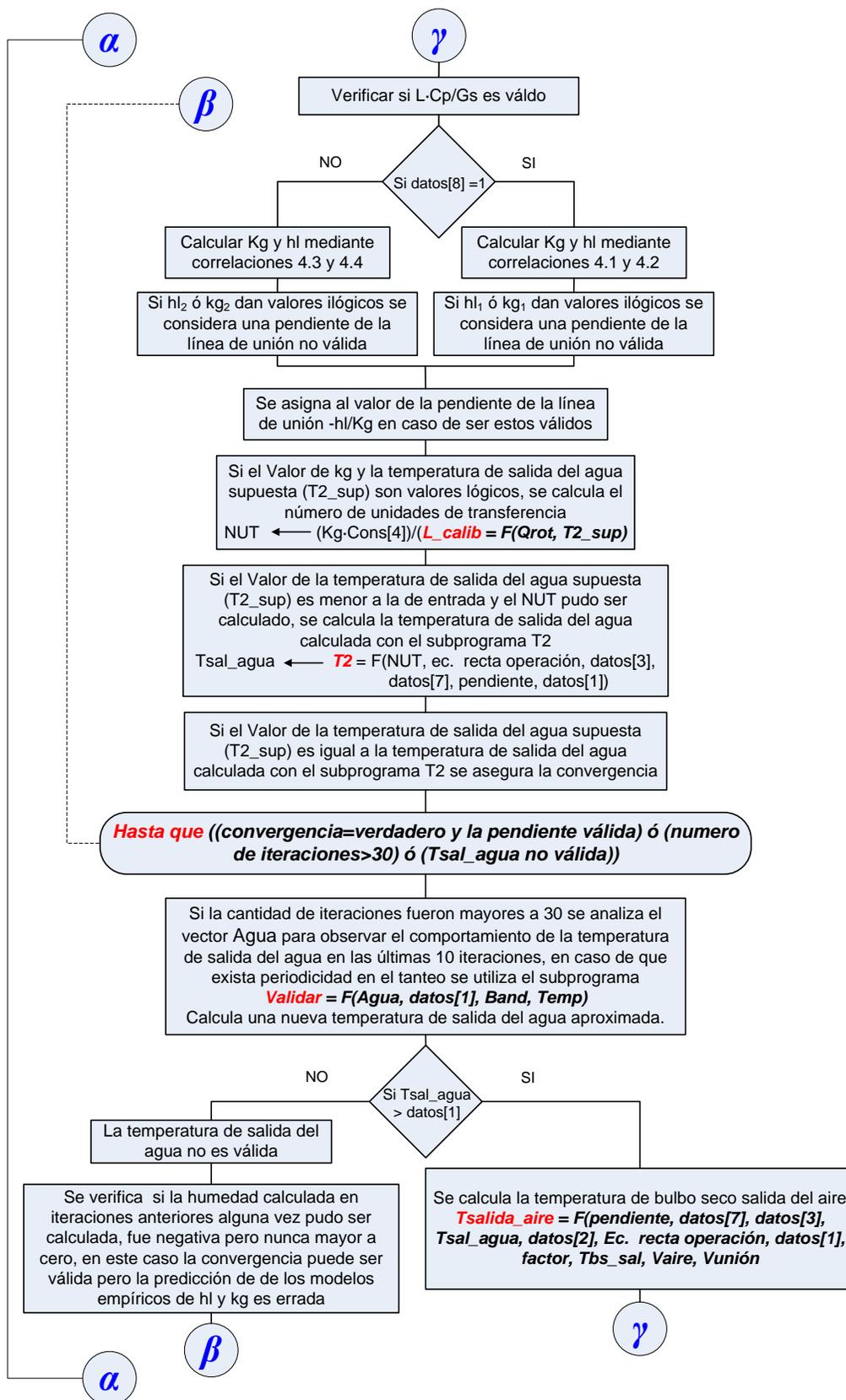




Figura A.1. Diagrama de flujo del módulo de cálculo del simulador (continuación)

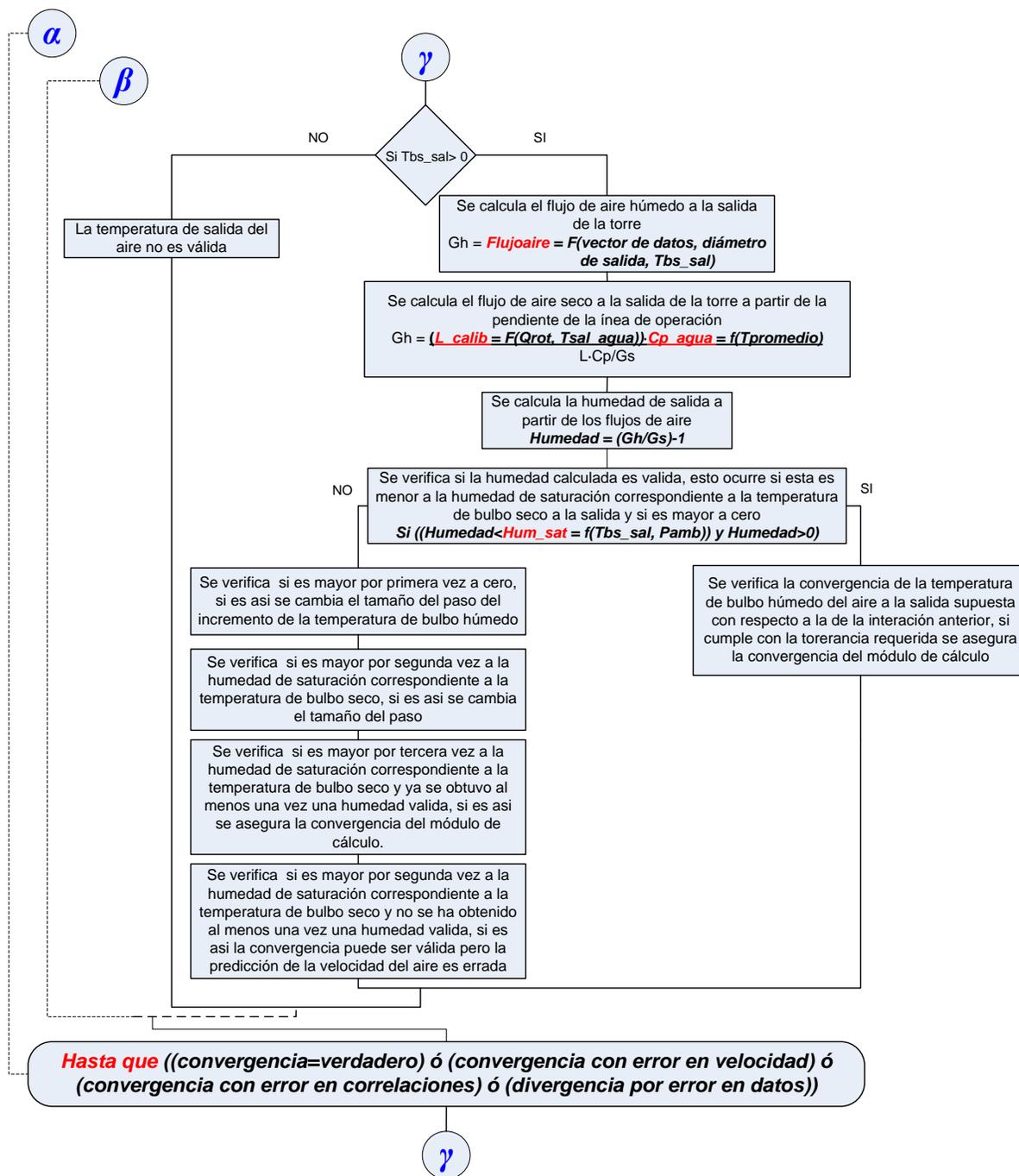




Figura A.1. Diagrama de flujo del módulo de cálculo del simulador (continuación)

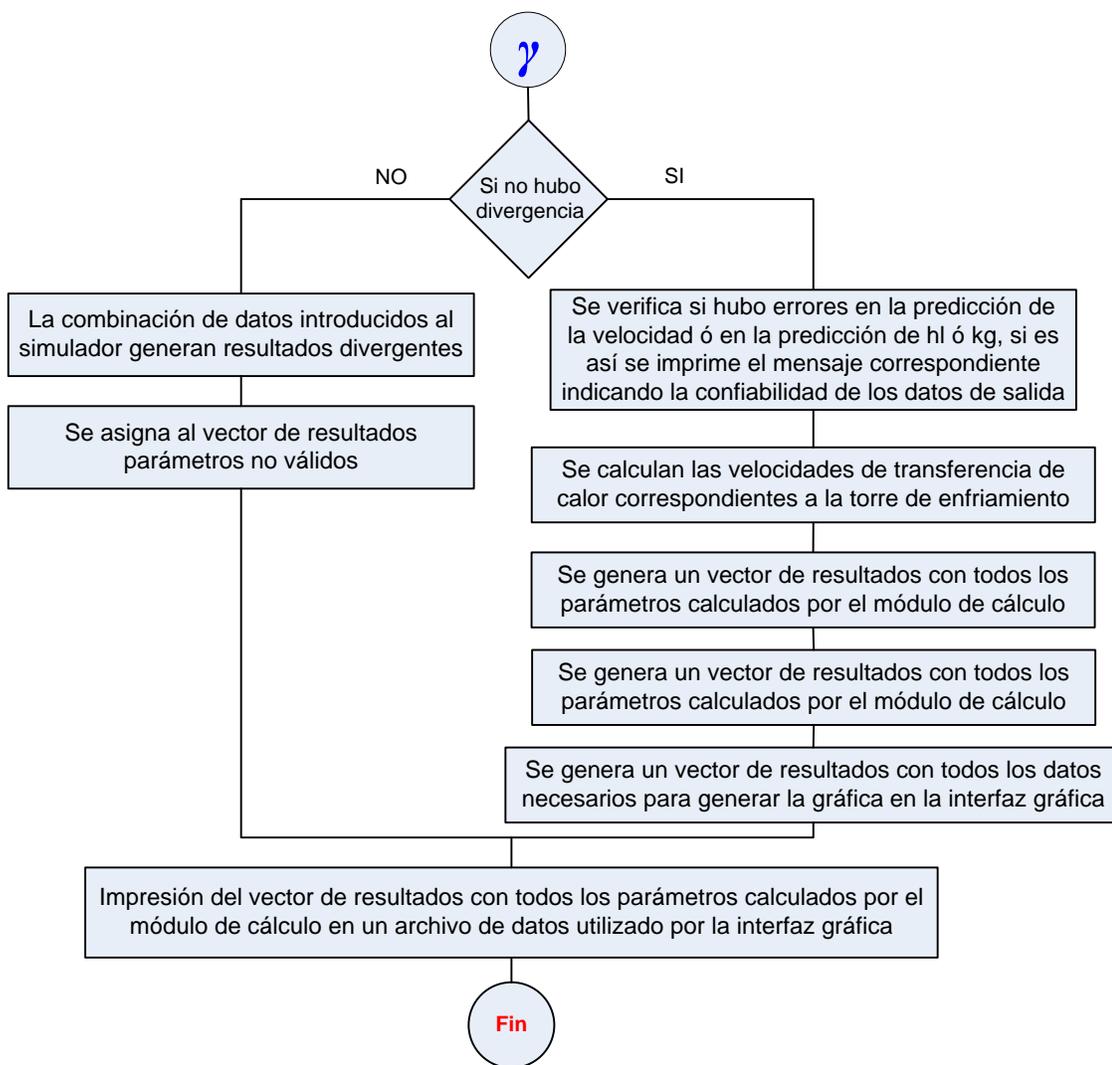




Figura A.2. Diagrama de flujo del subprograma que calcula la temperatura de salida del Agua (T2)

Parámetros de entrada:
NUT (adim), m (kJ/kg·K), b (kJ/kg), T1 (°C), Pamb (mmHg),
Pendiente (-hl/kg), Tbh_e (°C)

Parámetro de salida: T2 (°C)

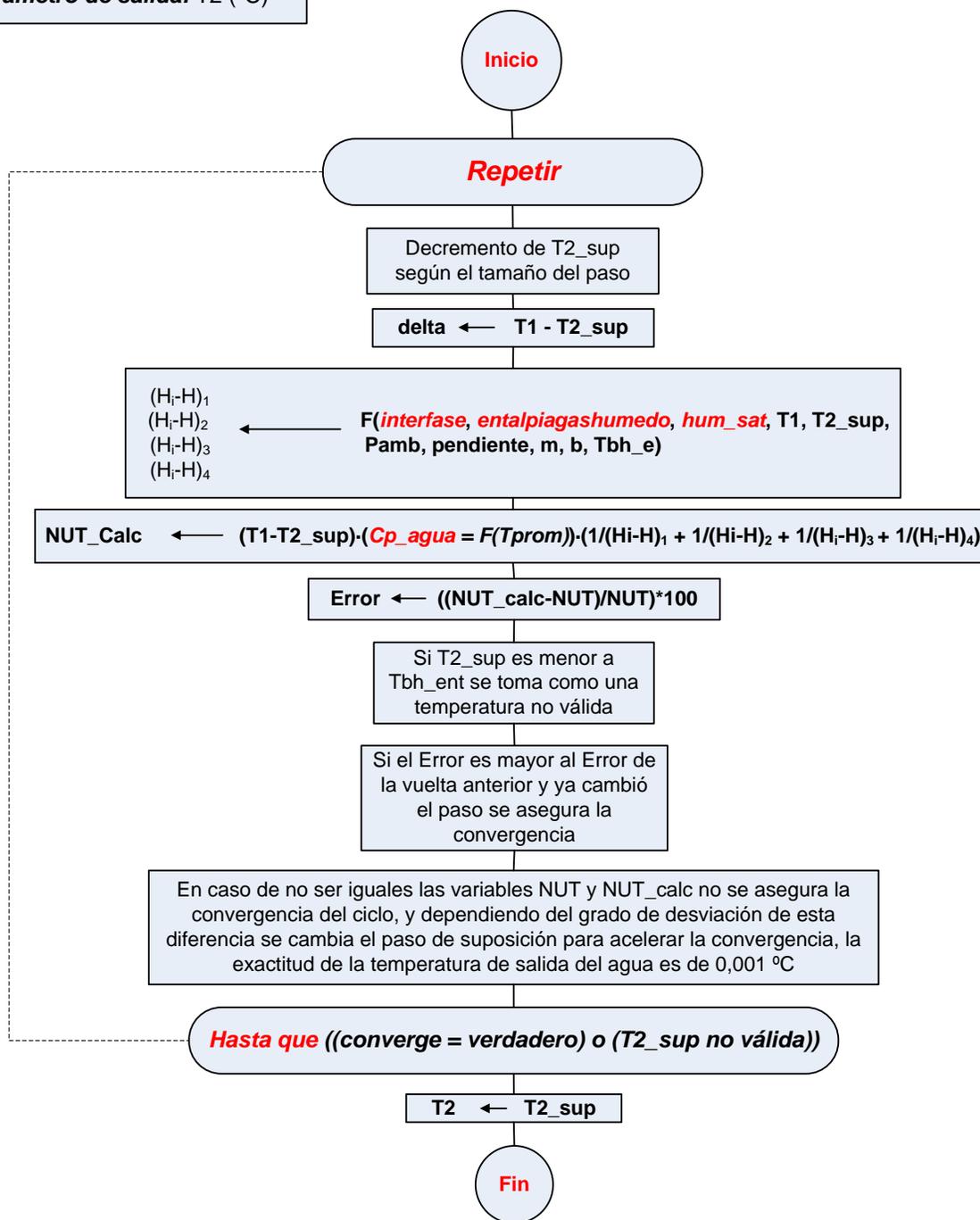




Figura A.3. Diagrama de flujo del subprograma que calcula la temperatura de bulbo seco de salida del aire (Tbs_sal).

Parámetros de entrada:

Pendiente (-hI/kg), Pamb (mmHg), T1 (°C), T2 (°C), Tbs_e (°C)
m (kJ/kg·K), b (kJ/kg), Tbh_e (°C), Factor (adim)

Parámetro de salida: Tbs_sal (°C)

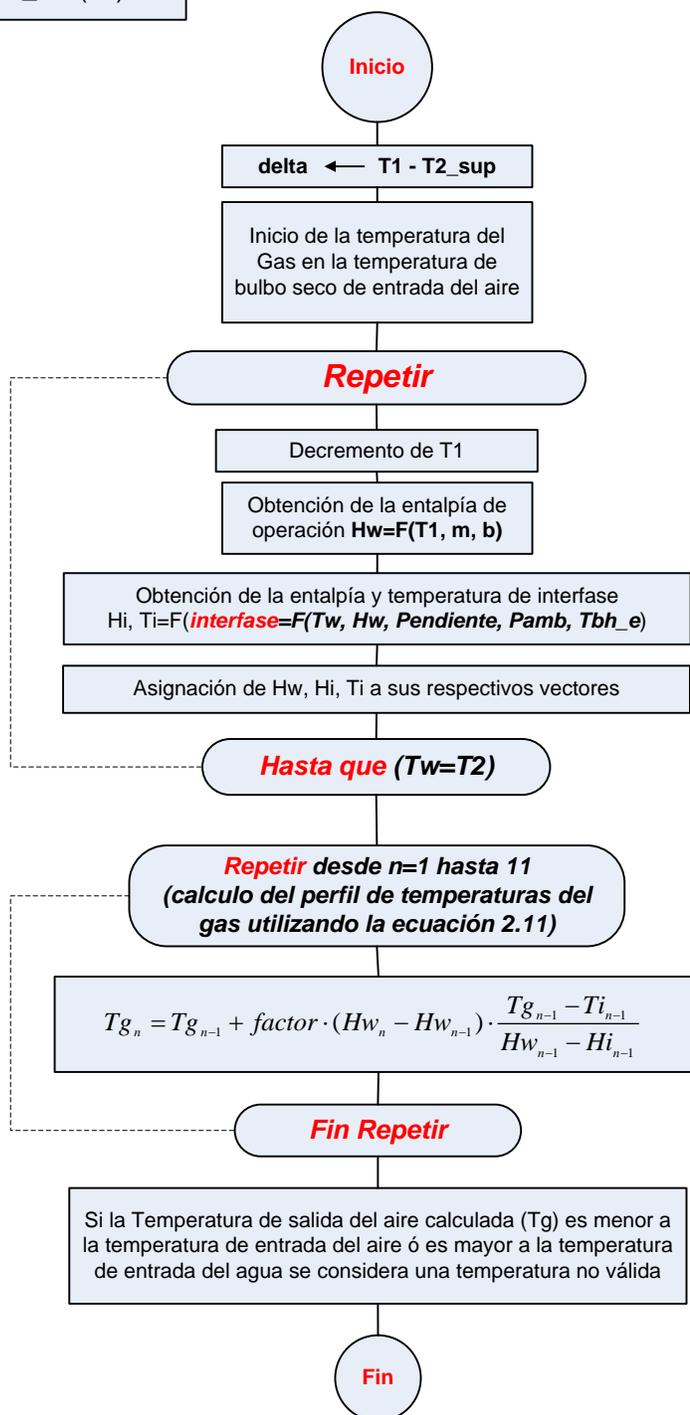




Figura A.4. Diagrama de flujo del subprograma que calcula la temperatura y entalpía en la interfase correspondiente a una temperatura y entalpía dada.

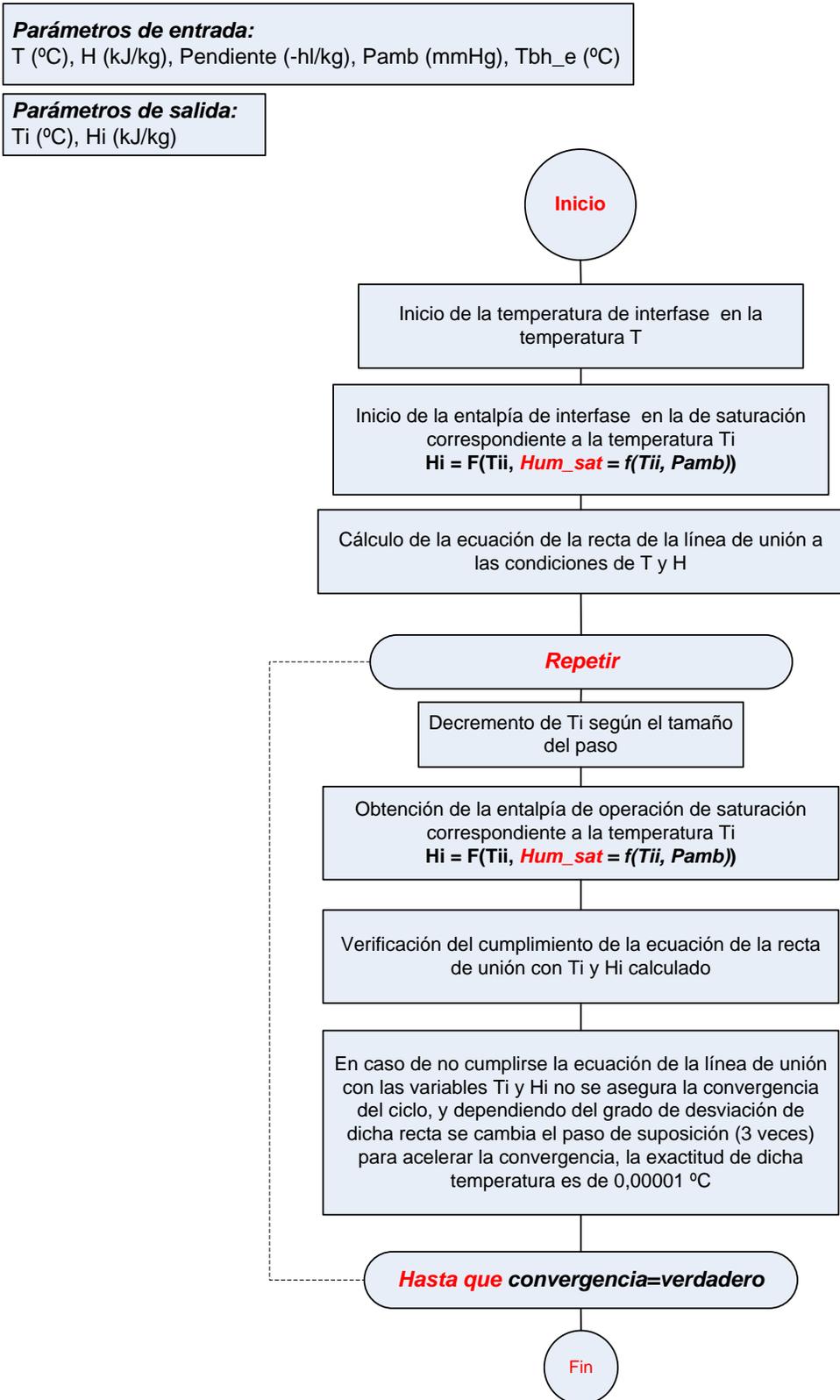




Figura A.5. Diagrama de flujo del subprograma que calcula la temperatura de bulbo húmedo del aire correspondiente a una humedad y una temperatura de bulbo seco determinada.

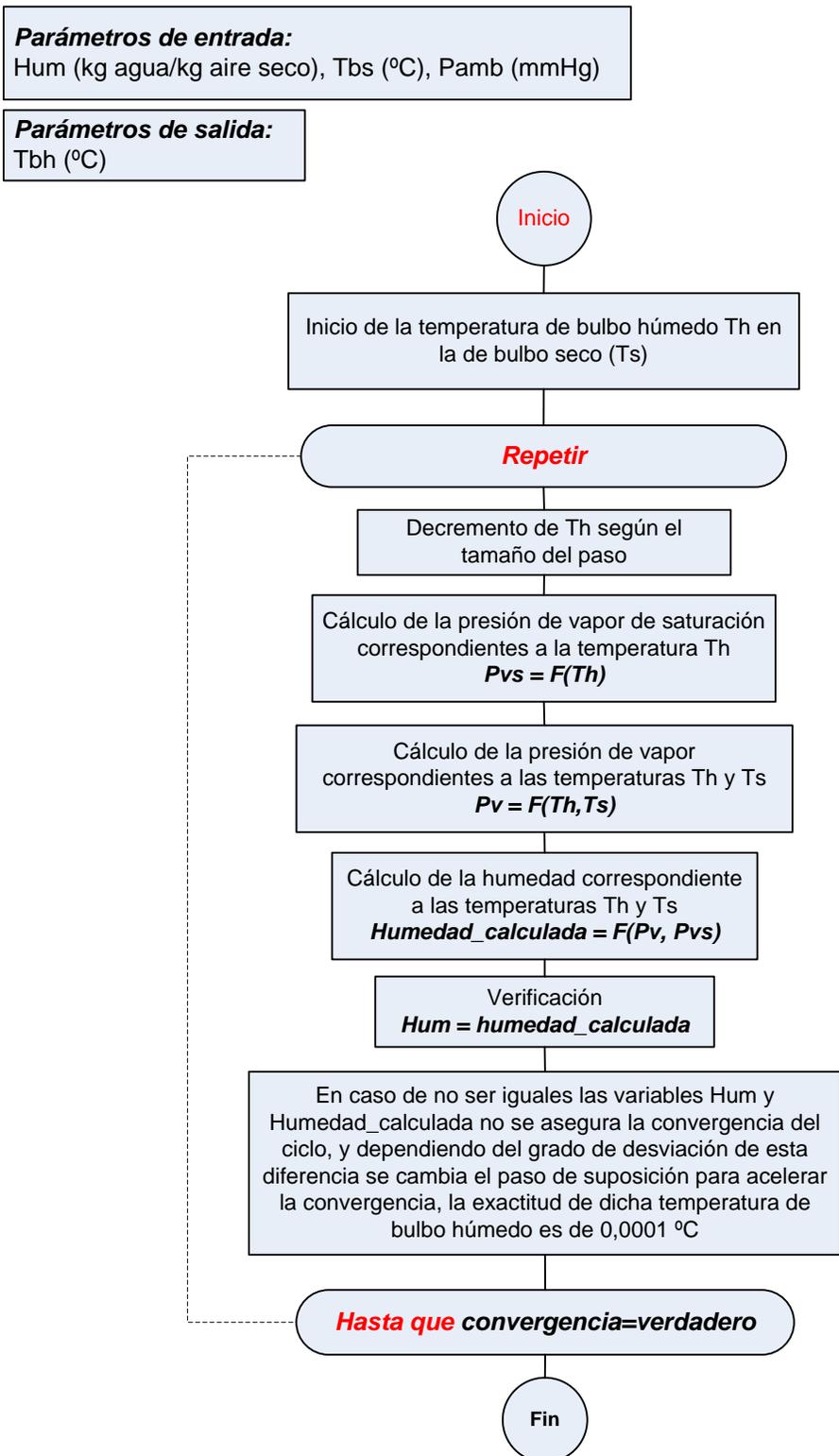




TABLA A.1
NOMENCLATURA DE LAS PRINCIPALES VARIABLES DEL DIAGRAMA DE FLUJO
DEL PROGRAMA PRINCIPAL

<i>Nomb. Var.</i>	<i>Tipo de var.</i>	<i>Descripción</i>
Datos[1]	Real	Temperatura de bulbo húmedo del aire a la entrada de la torre, °C
Datos[2]	Real	Temperatura de bulbo seco del aire a la entrada de la torre, °C
Datos[3]	Real	Temperatura de entrada del agua, °C
Datos[4]	Real	Caudal de agua a enfriar indicada por el rotámetro, gpm
Datos[5]	Real	Velocidad del aire, m/s
Datos[6]	Real	Temperatura ambiente, °C
Datos[7]	Real	Presión Ambiente, mmhg
Datos[8]	Real	Tipo de relleno, Adim.
Cons[1]	Real	Diámetro de la salida del aire, m
Cons[2]	Real	Largo del relleno, m
Cons[3]	Real	Ancho del relleno, m
Cons[4]	Real	Altura del relleno, m
Cons[5]	Real	L/G de diseño, adim.
Tbh_sal_sup	Real	Temperatura de bulbo húmedo del aire a la salida supuesta, °C
Tbs_sal	Real	Temperatura de bulbo seco a la salida, °C
Tsal_agua	Real	Temperatura de salida del agua, °C
Kg	Real	Coefficiente de transferencia de masa de la fase gaseosa, kg/m ³ -s
NUT	Real	Número de unidades de transferencia, adim.
hl	Real	Coefficiente convectivo de la fase líquida, kW/m ² -K
error	Real	Error relativo porcentual entre la temperatura de bulbo húmedo del aire a la salida supuesta y la temperatura de bulbo húmedo del aire a la salida calculada en la vuelta "i", adim.
Tprom	Real	Temperatura promedio del agua entre la entrada y la salida de la misma, °C
Gs	Real	Flujo de aire seco en la torre, kg/s
Gh	Real	Flujo de aire húmedo en la torre, kg/s
Humedad	Real	Humedad del aire a la salida, kg agua/kg aire seco
T2_sup	Real	Temperatura de salida del agua supuesta, °C
LCp/GS	Real	Pendiente de la recta de operación, kJ/kg-K
b	Real	Término independiente de la recta de operación, kJ/kg



Lista de subprogramas

TABLA A.2

NOMENCLATURA DE LAS PRINCIPALES VARIABLES DEL DIAGRAMA DE FLUJO DEL SUBPROGRAMA QUE CALCULA LA TEMPERATURA DE SALIDA

- Nombre del subprograma: **T2**
- Tipo de subprograma: **función**

Nomb. Var.	Ubic. var.	Tipo de var.	Descripción
NUT	Entrada	Real	Número de unidades de transferencia reales, adim.
H1	Entrada	Real	Entalpía de saturación correspondiente a la temperatura de bulbo húmedo del aire a la salida, tope de la línea de operación kJ/kg
H2	Entrada	Real	Entalpía de saturación correspondiente a la temperatura de bulbo húmedo del aire a la entrada, fondo de la línea de operación kJ/kg
T1	Entrada	Real	Temperatura de entrada del agua, °C
Pamb	Entrada	Real	Presión Ambiente, mmHg
Tbh_e	Entrada	Real	Temperatura de bulbo húmedo del aire a la entrada de la torre, °C
T2_sup	Local	Real	Temperatura de salida del agua supuesta
NUT_Calc	local	Real	Número de unidades de transferencia calculadas, adim.
Dif1	Local	Real	Diferencia entre las entalpías de operación y saturación a $T2+0.1(T1-T2)$ para la integración por el método de Chevyshev , kJ/kg.s
Dif2	Local	Real	Diferencia entre las entalpías de operación y saturación a $T2+0.4(T1-T2)$ para la integración por el método de Chevyshev , kJ/kg.s
Dif3	Local	Real	Diferencia entre las entalpías de operación y saturación a $T1-0.1(T1-T2)$ para la integración por el método de Chevyshev , kJ/kg.s
Dif4	Local	Real	Diferencia entre las entalpías de operación y saturación a $T1-0.4(T1-T2)$ para la integración por el método de Chevyshev , kJ/kg.s
m	Local	Real	Pendiente de la recta de operación, kJ/kg·K
b	Local	Real	Término independiente de la recta de operación, kJ/kg
Delta	Local	Real	Diferencia variable en el tanteo entre la temperatura de entrada del agua y la temperatura supuesta de salida del aire, °C
Prom	Local	Real	Temperatura promedio del agua entre la entrada y la salida de la misma, °C
Error	Local	Real	Error relativo porcentual entre el NUT_Calc y el NUT en la vuelta "i", adim.
Converge	Local	Boolean	Variable que al ser verdadera indica la convergencia del ciclo
T2	Salida	Real	Temperatura de salida del agua, °C



TABLA A.3
NOMENCLATURA DE LAS PRINCIPALES VARIABLES DEL DIAGRAMA DE FLUJO
DEL SUBPROGRAMA QUE CALCULA LA TEMPERATURA DE
BULBO SECO DE SALIDA DEL AIRE

- Nombre del subprograma: **Tsalida_aire**
- Tipo de subprograma: **Procedimiento**

Nomb. Var.	Ubic. var.	Tipo de var.	Descripción
Pendiente	Entrada	Real	Pendiente de la línea de unión, kJ/kgK
Pamb	Entrada	Real	Presión ambiente, mmHg
T1	Entrada	Real	Temperatura de entrada del agua, °C
T2	Entrada	Real	Temperatura de salida del agua, °C
Te_aire	Entrada	Real	Temperatura de entrada del aire, °C
H1	Entrada	Real	Entalpía de saturación correspondiente a la temperatura de bulbo húmedo del aire a la salida, tope de la línea de operación kJ/kg
H2	Entrada	Real	Entalpía de saturación correspondiente a la temperatura de bulbo húmedo del aire a la entrada, fondo de la línea de operación kJ/kg
Tbh_e	Entrada	Real	Temperatura de bulbo húmedo del aire a la entrada, °C
Delta	Local	Real	Diferencia de temperatura dividida en 10 unidades, para emplear el método de Mickley para el cálculo de la temperatura de bulbo seco de salida del aire, °C
Tw	Local	Real	Temperatura de operación para una línea de unión "i", °C
Hw	Local	Real	Entalpía de operación para una línea de unión "i", kJ/kg
Tg	Local	Real	Temperatura de bulbo seco del aire en la corrida "i", °C
Tii	Local	Real	Temperatura de interfase para la línea de unión "i", °C
m	Local	Real	Pendiente de la recta de operación, kJ/kg·K
b	Local	Real	Término independiente de la recta de operación, kJ/kg
Hi	Local	Real	Entalpía de interfase correspondiente a la línea de unión "i", kJ/kg
Error	Local	Real	Variable que controla la variable BAND de convergencia de un ciclo para evaluar si la temperatura Tii supuesta cumple con la ecuación de la recta de unión "i" correspondiente, adim.
Ig	Local	Vector	Vector que contiene las entalpías de operación en todas las líneas de unión "i" correspondientes para el cálculo de la temperatura de bulbo seco a la salida del aire.
Ti	Local	Vector	Temperatura de interfase en todas las líneas de unión "i" correspondientes para el cálculo de la temperatura de bulbo seco a la salida del aire.
Ig_i	Local	Vector	Entalpías de interfase en todas las líneas de unión "i" correspondientes para el cálculo de la temperatura de bulbo seco a la salida del aire.
Tsal_aire	Salida	Real	Temperatura de bulbo seco de salida del aire, °C



TABLA A.4
NOMENCLATURA DE LAS PRINCIPALES VARIABLES DEL DIAGRAMA DE FLUJO
DEL SUBPROGRAMA QUE CALCULA LA TEMPERATURA DE BULBO
HÚMEDO DE SALIDA DEL AIRE

- *Nombre del subprograma: **Tbh_calc***
- *Tipo de subprograma: **función***

Nomb. Var.	Ubic. var.	Tipo de var.	Descripción
Hum	Entrada	Real	Humedad del aire a la salida de la torre, kg agua/kg aire seco
Ts	Entrada	Real	Temperatura de bulbo seco del aire, °C
Pamb	Entrada	Real	Presión ambiente, mmHg
Pv	Local	Real	Presión de vapor del aire a Ts y a Th, Pa
Pvs_bh	Local	Real	Presión de vapor de saturación a Th, Pa
Th	Local	Real	Temperatura de bulbo húmedo del aire a la salida supuesta hasta igualar el valor de HUM (patrón) con el valor calculado (humed), °C
Humed	Local	Real	Humedad calculada a partir de Th hasta igualar el valor de HUM (patrón) con el valor calculado (humed), kg agua/kg aire seco
Tbh_calc	Salida	Real	Temperatura de bulbo húmedo del aire a la salida, °C

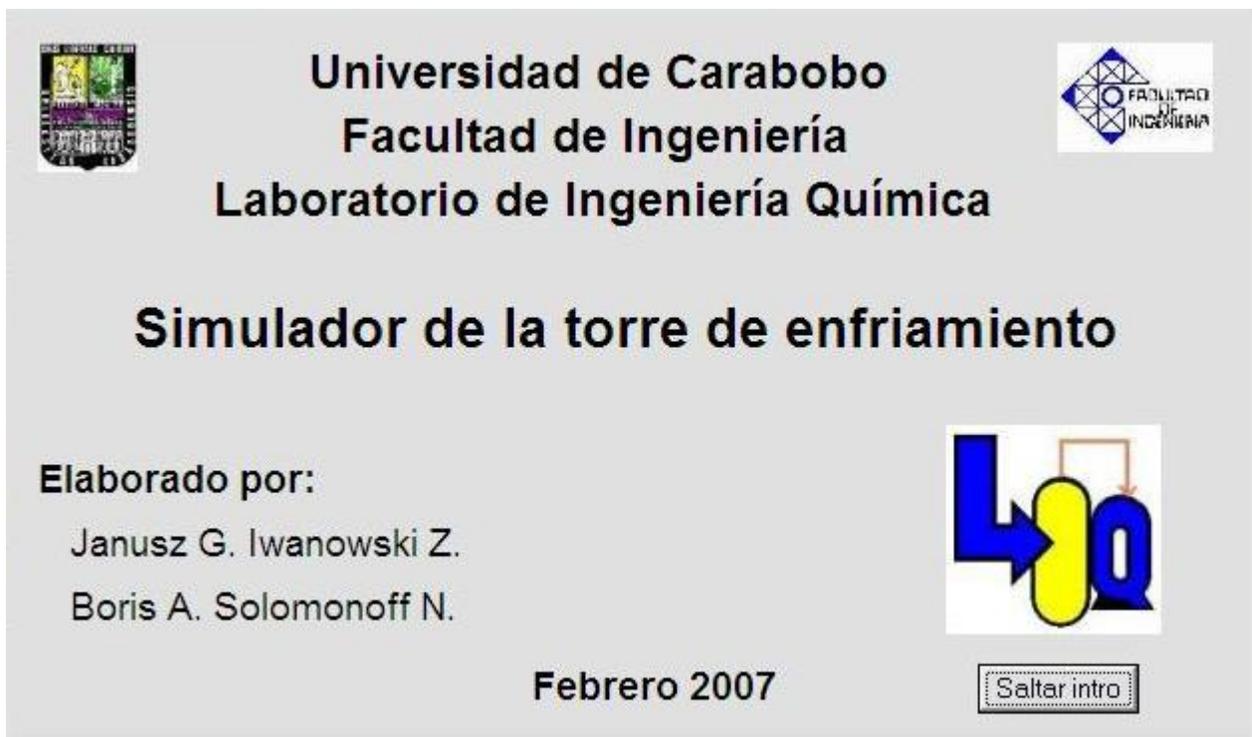


APÉNDICE B

Guía de uso del Simulador de la Torre de Enfriamiento del LIQ

En el siguiente apéndice se describe brevemente la manera de utilizar el simulador, así como las ventanas de error, advertencia e información que se despliegan en cada caso.

Al abrir el programa Ud. podrá visualizar la siguiente ventana de inicio:



La imagen muestra la interfaz de usuario de inicio del simulador. En la parte superior izquierda hay un escudo de la Universidad de Carabobo. Al centro, el texto indica: "Universidad de Carabobo", "Facultad de Ingeniería" y "Laboratorio de Ingeniería Química". A la derecha superior hay el logo de la Facultad de Ingeniería. El título principal es "Simulador de la torre de enfriamiento". Debajo de esto, se menciona "Elaborado por:" seguido de "Janusz G. Iwanowski Z." y "Boris A. Solomonoff N.". En la parte inferior izquierda se indica la fecha "Febrero 2007". A la derecha inferior hay un icono con un tubo de enfriamiento y un botón que dice "Saltar intro".

Universidad de Carabobo
Facultad de Ingeniería
Laboratorio de Ingeniería Química

Simulador de la torre de enfriamiento

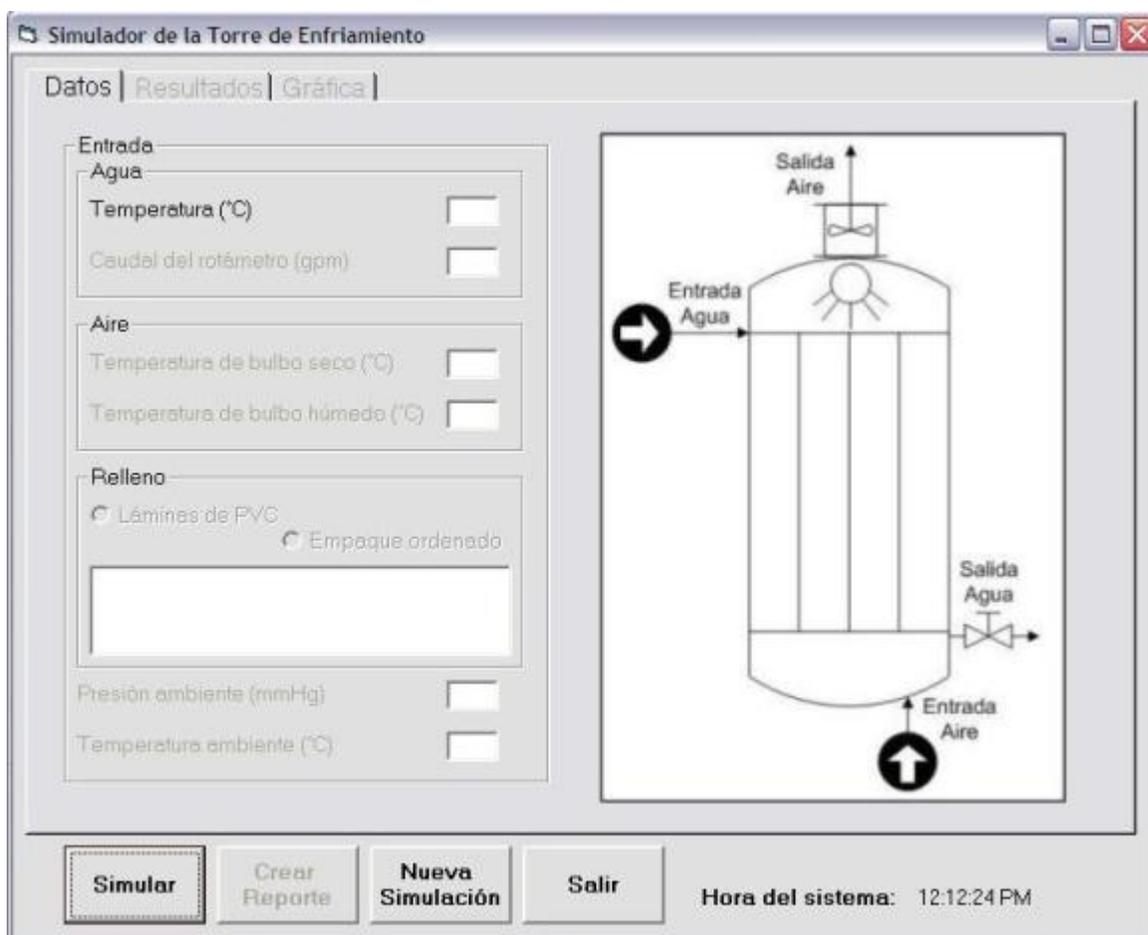
Elaborado por:
Janusz G. Iwanowski Z.
Boris A. Solomonoff N.

Febrero 2007

Saltar intro



Esta ventana permanece abierta durante 5 segundos o hasta que Ud. pulse el botón “Saltar intro”, seguidamente podrá visualizar la siguiente ventana:



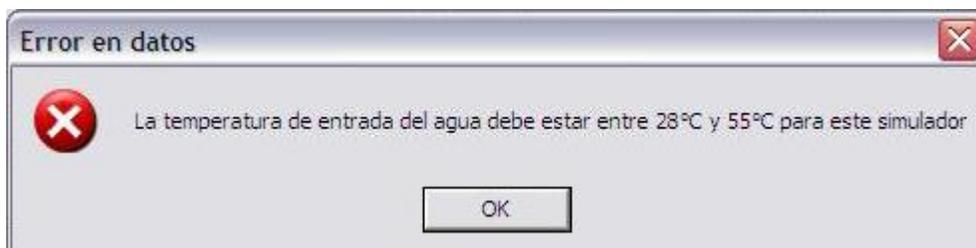
En esta ventana se realiza la introducción de los datos; inicialmente solo está activa la casilla para la temperatura de entrada del agua y mientras introduce un dato, la casilla del siguiente se activa (caudal del rotámetro, temperatura de bulbo seco, temperatura de bulbo húmedo, tipo de relleno, presión y temperatura ambiente respectivamente).

Al pulsar el botón “Simular” se verifica que los datos estén completos, en caso contrario se muestra el siguiente mensaje:





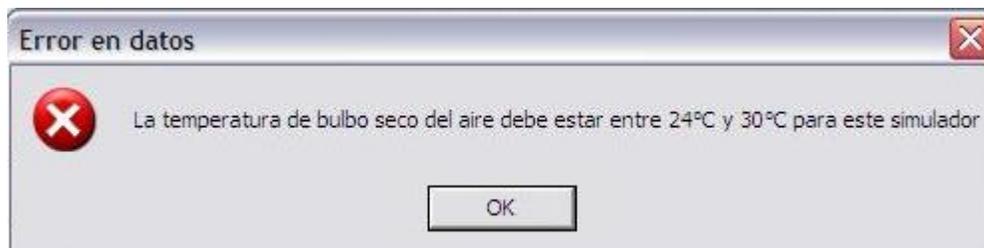
Se verifica que la temperatura de entrada del agua este dentro del rango de operación del simulador, en caso contrario se muestra el siguiente mensaje:



Se verifica que el caudal del rotámetro este dentro del rango de operación del simulador, en caso contrario se muestra el siguiente mensaje:



Se verifica que la temperatura de bulbo seco del aire este dentro del rango de operación del simulador, en caso contrario se muestra el siguiente mensaje:

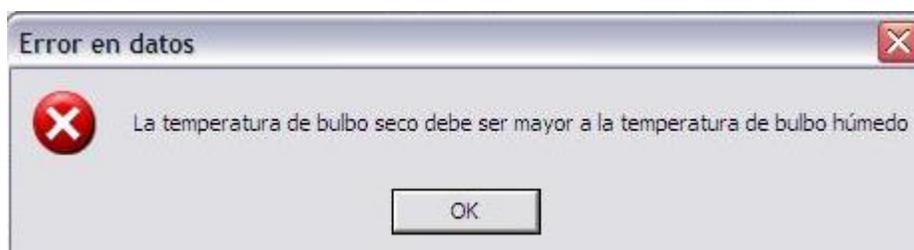


Se verifica que la temperatura de bulbo húmedo del aire este dentro del rango de operación del simulador, en caso contrario se muestra el siguiente mensaje:

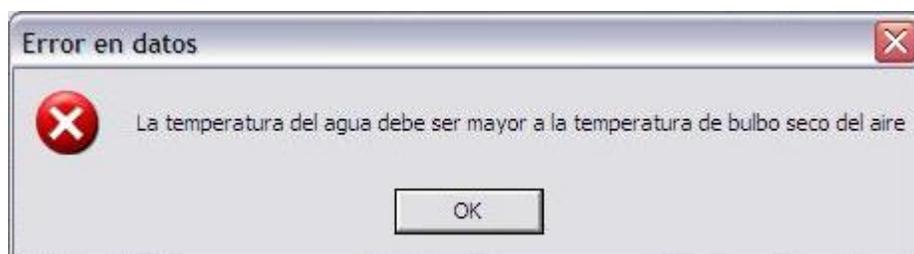




Se verifica que la temperatura de bulbo seco del aire sea mayor que la temperatura de bulbo húmedo, en caso contrario se muestra el siguiente mensaje:

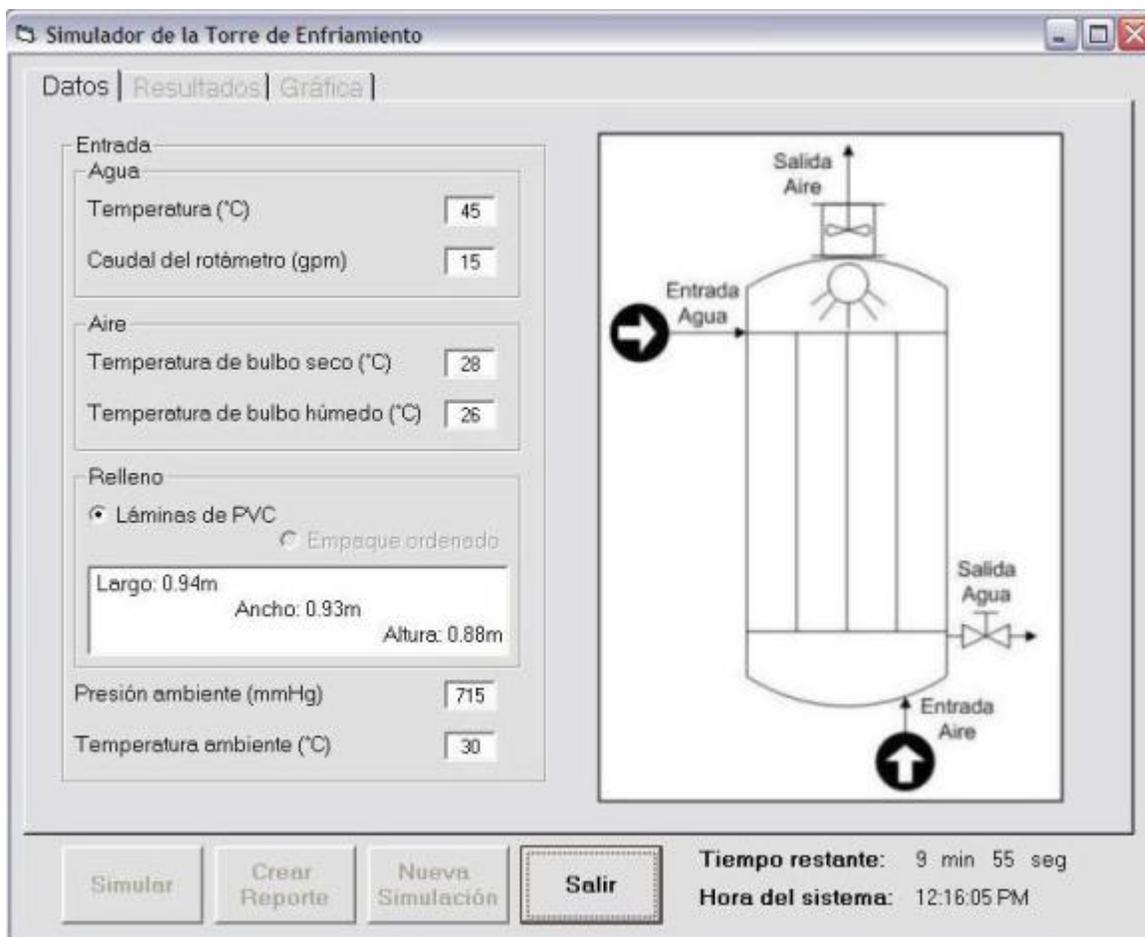


Se verifica que la temperatura de entrada del agua sea mayor que la temperatura de bulbo seco del aire, en caso contrario se muestra el siguiente mensaje:

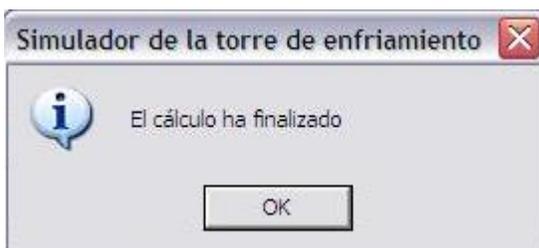




En caso de no presentarse ninguno de estos errores al pulsar el botón “Simular”, el programa procede a la realización de los cálculos para generar los resultados y la gráfica, este proceso toma 10 minutos, debido a la complejidad del algoritmo de cálculo, durante este tiempo se puede observar la cuenta regresiva del tiempo restante de cálculo en la parte inferior derecha del programa.



Al finalizar el cálculo se muestra el siguiente mensaje:





Al pulsar el botón “Aceptar” automáticamente se muestra la ficha “Resultados” y se habilita también la ficha “Gráfica” y el botón “Crear Reporte”.

The screenshot shows the 'Simulador de la Torre de Enfriamiento' window with the 'Resultados' tab selected. The interface displays simulation results for water and air flow, heat transfer coefficients, and heat transfer rates.

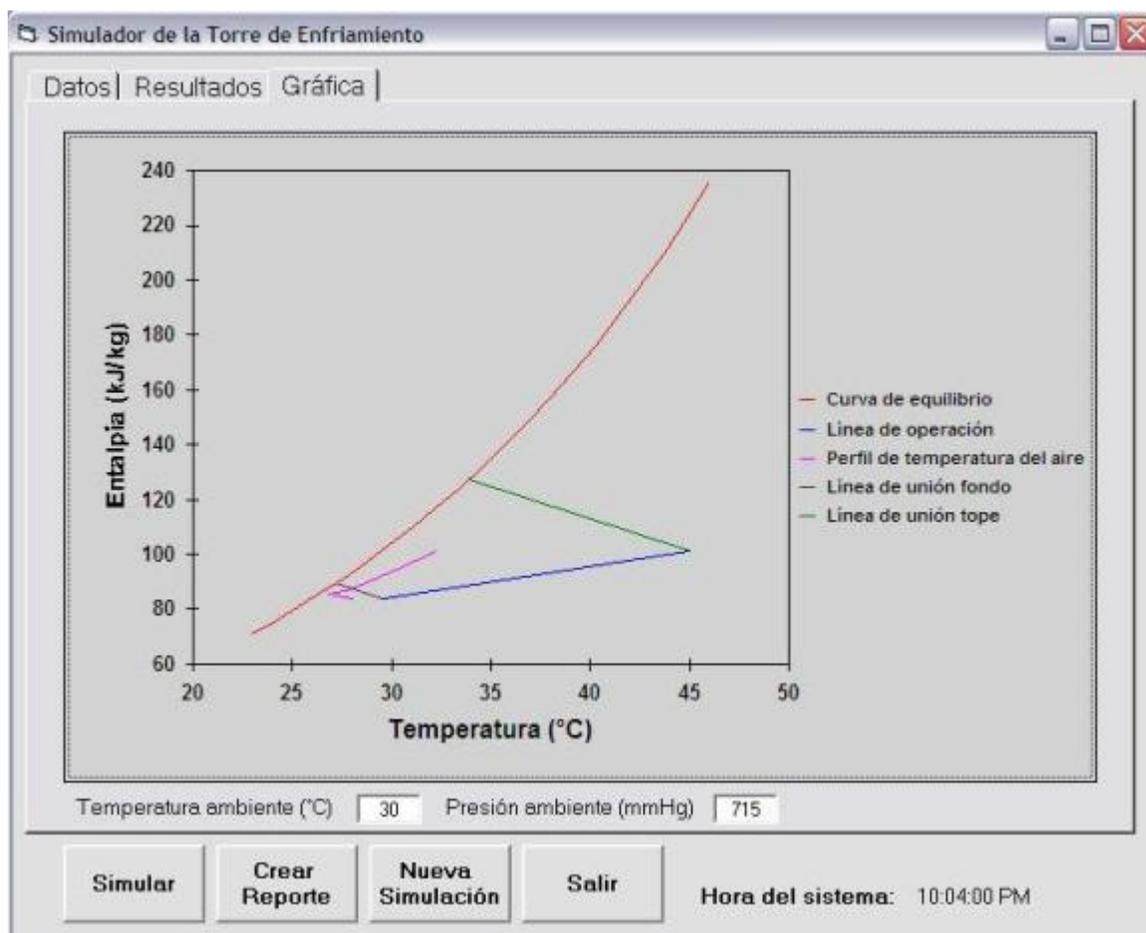
Salida	
Agua	
Temperatura (°C)	29.53
Flujo másico (kg/s)	0.934
Aire	
Temperatura de bulbo seco (°C)	32.25
Temperatura de bulbo húmedo (°C)	29.46
Flujo másico (kg/s)	3.538
Parámetros	
Temperatura de acercamiento (°C)	3.534
Rango (°C)	15.46
NUT (adim)	20.13
Coefficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa (kg/m ³ .s)	21.38
Coefficiente convectivo en la fase líquida (kW/m ³ .s.K)	49.87
Velocidades de transferencia de calor	
Por convección (kW)	15.09
Por difusión (kW)	42.52
Porcentaje por convección (%)	26.19
Porcentaje por difusión (%)	73.80
Cedido por el agua (kW)	60.81
Recibido por el aire (kW)	57.62
Recibido por el ambiente (kW)	3.189
Porcentaje cedido al aire (%)	94.75
Porcentaje cedido al ambiente (%)	5.245

Buttons: Simular, Crear Reporte, Nueva Simulación, Salir

Hora del sistema: 10:02:58 PM

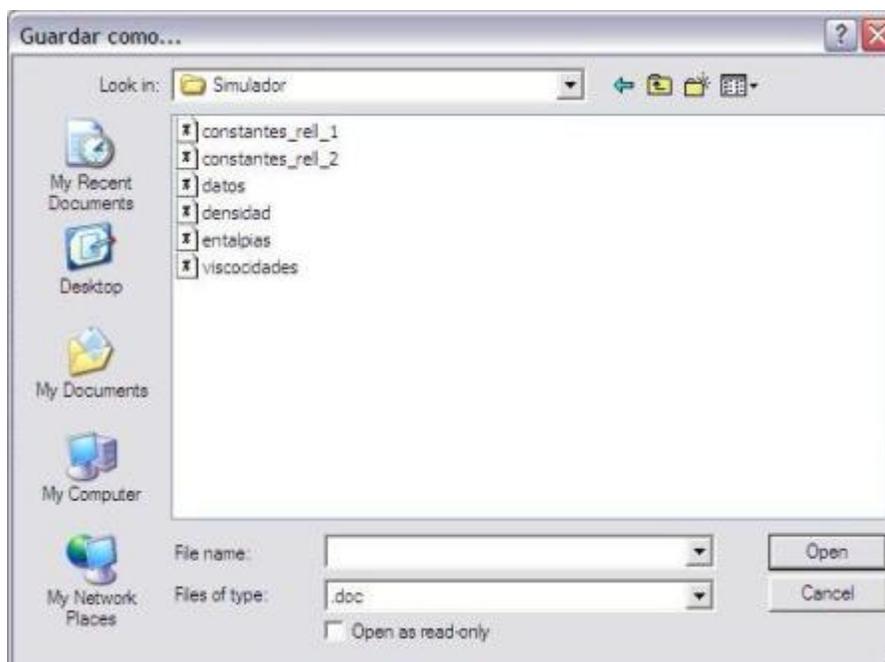


Si cambia a la ficha “Gráfica” podrá ver la siguiente ventana:

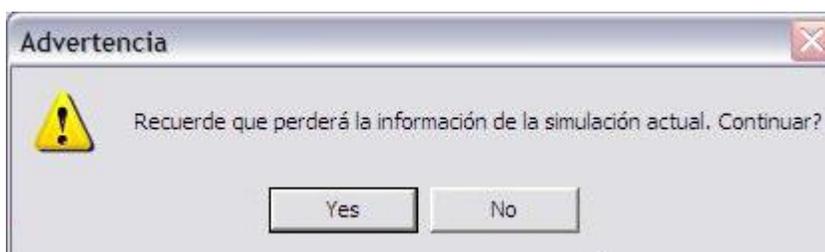




Al pulsar el botón “Crear Reporte” se despliega la siguiente ventana donde puede elegir la ubicación y nombre del reporte.

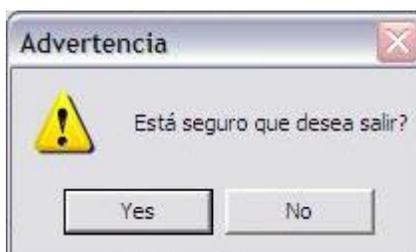


Para crear un nuevo caso de simulación basta con pulsar el botón “Nueva Simulación” el cual despliega la siguiente advertencia:



En caso de continuar se visualiza nuevamente la ficha “Datos” habilitada solo la casilla para la temperatura de entrada del agua, quedando inhabilitadas las fichas “Resultados” y “Gráfica”, así como el botón “Crear Reporte”.

Para salir del programa basta con pulsar el botón “Salir” el cual despliega la siguiente advertencia:



**APÉNDICE C****Tablas de datos Experimentales**

A continuación se muestran las tablas experimentales necesarias para el cálculo de las correlaciones empíricas del coeficiente global de transferencia de masa y del coeficiente convectivo en la fase líquida del simulador de la torre de enfriamiento, además de los datos experimentales tomados para la validación del programa

TABLA C.1**PARÁMETROS NECESARIOS PARA REALIZAR LA CURVA DE CALIBRACIÓN DEL ROTÁMETRO Y DE LA VELOCIDAD DEL AIRE COMO UNA VARIACIÓN DEL FLUJO MÁSSICO DEL AGUA EN LA TORRE DE ENFRIAMIENTO**

Caudal del Rotámetro ($Q_{rot} \pm 0,5$) gpm	Velocidad del aire ($V \pm 0,1$) km/h	Masa del tobo lleno ($m_{tll} \pm 0,0001$) kg	Tiempo de llenado ($t \pm 0,01$) s
6,0	62,7	2.8366 (1)	4,92
		3.0525 (3)	4,95
		2.6844 (3)	4,81
12,0	63,2	3,5691 (1)	4,24
		3,3755 (2)	4,10
		3,3381 (3)	4,17
18,0	64,0	4,1338 (1)	3,45
		3,9983 (2)	3,19
		3,8551 (3)	3,13
24,0	65,6	4,0030 (1)	2,37
		3,9790 (2)	2,35
		3,4194 (3)	1,99
30,0	67,0	3,7192 (1)	1,77
		3,6627 (2)	1,74
		3,7522 (3)	1,80

Presión ambiente: $(709,60 \pm 0,05)$ mmHgTemperatura ambiente: $(28,0 \pm 0,5)$ °CMasa del tobo vacío 1: $(0,3456 \pm 0,0001)$ kgMasa del tobo vacío 2: $(0,3456 \pm 0,0001)$ kgMasa del tobo vacío 3: $(0,3520 \pm 0,0001)$ kg

TABLA C.2

PARÁMETROS EXPERIMENTALES DEL AGUA Y AIRE OPERANDO LA TORRE DE ENFRIAMIENTO A CONDICIÓN DE TEMPERATURA DE ENTRADA BAJA DEL AGUA

Caudal del Rotámetro ($Q_{rot} \pm 0,5$) gpm	Velocidad del aire ($V \pm 0,1$) km/h	Temperatura de entrada del agua ($T_e \pm 0,5$) °C	Temperatura de salida del agua ($T_s \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que entra a la torre ($T_{BSe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que sale de la torre ($T_{BSs} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que entra a la torre ($T_{BHe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que sale de la torre ($T_{BHs} \pm 0,5$) °C
6,0	66.6	33,0	26,0	27,0	28,5	25,0	26,5
			26,0	27,0	28,5	25,0	26,5
			26,0	27,0	28,5	25,0	26,5
12,0	65.3	30,0	26,0	27,0	27,5	25,0	26,5
			26,0	27,0	27,5	25,0	26,5
			26,0	27,0	27,5	25,0	26,5
18,0	64.1	30,0	26,0	27,5	28,5	24,0	26,0
			26,0	27,5	28,5	24,0	26,0
			26,0	27,5	28,5	24,0	26,0
24,0	63.2	28,0	26,5	27,5	28,5	24,0	26,0
			26,5	27,5	28,5	24,0	26,0
			26,5	27,5	28,5	24,0	26,0
30,0	62.7	28,0	26,5	27,0	27,5	25,0	26,5
			26,5	27,0	27,5	25,0	26,5
			26,5	27,0	27,5	25,0	26,5

Presión ambiente: $(710,50 \pm 0,05)$ mmHg

Temperatura ambiente: $(29,0 \pm 0,5)$ °C

Altura del relleno: $(0,88 \pm 0,05)$ cm

Tipo de empaque: Láminas de PVC

TABLA C.3

PARÁMETROS EXPERIMENTALES DEL AGUA Y AIRE OPERANDO LA TORRE DE ENFRIAMIENTO A CONDICIÓN DE TEMPERATURA DE ENTRADA MEDIA DEL AGUA

Caudal del Rotámetro ($Q_{rot} \pm 0,5$) gpm	Velocidad del aire ($V \pm 0,1$) km/h	Temperatura de entrada del agua ($T_e \pm 0,5$) °C	Temperatura de salida del agua ($T_s \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que entra a la torre ($T_{BSe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que sale de la torre ($T_{BSs} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que entra a la torre ($T_{BHe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que sale de la torre ($T_{BHs} \pm 0,5$) °C
6,0	66.8	45,0	25,0	26,0	30,0	25,0	29,0
			25,0	26,0	30,0	25,0	29,0
			25,0	26,0	30,0	25,0	29,0
12,0	65.7	39,0	26,0	25,0	30,0	24,0	29,0
			26,0	25,0	30,0	24,0	29,0
			26,0	25,0	30,0	24,0	29,0
18,0	64.4	37,0	25,0	25,0	30,0	24,0	29,0
			25,0	25,0	30,0	24,0	29,0
			25,0	25,0	30,0	24,0	29,0
24,0	63.4	35,0	26,0	25,0	30,0	24,0	29,0
			26,0	25,0	30,0	24,0	29,0
			26,0	25,0	30,0	24,0	29,0
30,0	63.0	34,0	25,0	25,0	30,0	24,0	29,0
			25,0	25,0	30,0	24,0	29,0
			25,0	25,0	30,0	24,0	29,0

Presión ambiente: (710,50 ± 0,05) mmHg

Temperatura ambiente: (29,0 ± 0,5) °C

Altura del relleno: (0,88 ± 0,05) cm

Tipo de empaque: Láminas de PVC

TABLA C.4

PARÁMETROS EXPERIMENTALES DEL AGUA Y AIRE OPERANDO LA TORRE DE ENFRIAMIENTO A CONDICIÓN DE TEMPERATURA DE ENTRADA BAJA DEL AGUA

Caudal del Rotámetro ($Q_{rot} \pm 0,5$) gpm	Velocidad del aire ($V \pm 0,1$) km/h	Temperatura de entrada del agua ($T_e \pm 0,5$) °C	Temperatura de salida del agua ($T_s \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que entra a la torre ($T_{BSe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que sale de la torre ($T_{BSs} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que entra a la torre ($T_{BHe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que sale de la torre ($T_{BHs} \pm 0,5$) °C
6,0	66.3	32,0	26,0	27,0	27,5	25,0	26,5
			26,0	27,0	27,5	25,0	26,5
			26,0	27,0	27,5	25,0	26,5
12,0	65.2	29,0	26,0	27,0	27,5	25,0	26,5
			26,0	27,0	27,5	25,0	26,5
			26,0	27,0	27,5	25,0	26,5
18,0	64.3	28,0	26,0	27,0	27,5	25,0	26,5
			26,0	27,0	27,5	25,0	26,5
			26,0	27,0	27,5	25,0	26,5
24,0	63.3	28,0	26,0	27,0	27,5	25,0	26,5
			26,0	27,0	27,5	25,0	26,5
			26,0	27,0	27,5	25,0	26,5
30,0	62.9	28,0	26,0	27,0	27,5	25,0	26,5
			26,0	27,0	27,5	25,0	26,5
			26,0	27,0	27,5	25,0	26,5

Presión ambiente: (711,20 ± 0,05) mmHg

Temperatura ambiente: (30,0 ± 0,5) °C

Altura del relleno: (0,88 ± 0,05) cm

Tipo de empaque: Láminas de PVC

TABLA C.5

PARÁMETROS EXPERIMENTALES DEL AGUA Y AIRE OPERANDO LA TORRE DE ENFRIAMIENTO A CONDICIÓN DE TEMPERATURA DE ENTRADA MEDIA DEL AGUA

Caudal del Rotámetro ($Q_{rot} \pm 0,5$) gpm	Velocidad del aire ($V \pm 0,1$) km/h	Temperatura de entrada del agua ($T_e \pm 0,5$) °C	Temperatura de salida del agua ($T_s \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que entra a la torre ($T_{BSe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que sale de la torre ($T_{BSs} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que entra a la torre ($T_{BHe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que sale de la torre ($T_{BHs} \pm 0,5$) °C
6,0	67.2	50,0	27,0	27,0	30,0	26,0	28,0
			27,0	27,0	30,0	26,0	28,0
			27,0	27,0	30,0	26,0	28,0
12,0	65.9	41,0	27,0	26,0	31,0	25,0	28,0
			27,0	26,0	31,0	25,0	28,0
			27,0	26,0	31,0	25,0	28,0
18,0	64.3	38,0	28,0	26,0	31,0	25,0	28,0
			28,0	26,0	31,0	25,0	28,0
			28,0	26,0	31,0	25,0	28,0
24,0	63.2	37,0	28,0	26,0	31,0	25,0	29,0
			28,0	26,0	31,0	25,0	29,0
			28,0	26,0	31,0	25,0	29,0
30,0	63.0	36,0	29,0	26,0	31,0	24,0	29,0
			29,0	26,0	31,0	24,0	29,0
			29,0	26,0	31,0	24,0	29,0

Presión ambiente: $(711,20 \pm 0,05)$ mmHg

Temperatura ambiente: $(30,0 \pm 0,5)$ °C

Altura del relleno: $(0,88 \pm 0,05)$ cm
 Tipo de empaque: Láminas de PVC

TABLA C.6
PARÁMETROS EXPERIMENTALES DEL AGUA Y AIRE OPERANDO LA TORRE DE ENFRIAMIENTO A CONDICIÓN DE
TEMPERATURA DE ENTRADA ALTA DEL AGUA

Caudal del Rotámetro ($Q_{rot} \pm 0,5$) gpm	Velocidad del aire ($V \pm 0,1$) km/h	Temperatura de entrada del agua ($T_e \pm 0,5$) °C	Temperatura de salida del agua ($T_s \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que entra a la torre ($T_{Bse} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que sale de la torre ($T_{BSs} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que entra a la torre ($T_{BHe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que sale de la torre ($T_{BHs} \pm 0,5$) °C
6,0	66,9	55,0	28,0	30,0	33,0	26,0	29,0
			28,0	30,0	33,0	26,0	29,0
			28,0	30,0	33,0	26,0	29,0
12,0	65,5	48,0	30,0	28,0	32,0	26,0	29,0
			30,0	28,0	32,0	26,0	29,0
			30,0	28,0	32,0	26,0	29,0
18,0	64,4	42,0	30,0	29,0	33,5	27,0	30,0
			30,0	29,0	33,5	27,0	30,0
			30,0	29,0	33,5	27,0	30,0
24,0	63,3	41,0	30,0	29,0	33,5	27,0	30,0
			30,0	29,0	33,5	27,0	30,0
			30,0	29,0	33,5	27,0	30,0
30,0	62,9	37,0	30,0	29,0	33,5	27,0	30,0
			30,0	29,0	33,5	27,0	30,0
			30,0	29,0	33,5	27,0	30,0

Presión ambiente: $(711,20 \pm 0,05)$ mmHg

Temperatura ambiente: $(30,0 \pm 0,5)$ °C

Altura del relleno: $(0,88 \pm 0,05)$ cm

Tipo de empaque: Láminas de PVC

TABLA C.7

PARÁMETROS EXPERIMENTALES DEL AGUA Y AIRE OPERANDO LA TORRE DE ENFRIAMIENTO A CONDICIÓN DE TEMPERATURA DE ENTRADA BAJA DEL AGUA

Caudal del Rotámetro ($Q_{rot} \pm 0,5$) gpm	Velocidad del aire ($V \pm 0,1$) km/h	Temperatura de entrada del agua ($T_e \pm 0,5$) °C	Temperatura de salida del agua ($T_s \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que entra a la torre ($T_{BSe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que sale de la torre ($T_{BSs} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que entra a la torre ($T_{BHe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que sale de la torre ($T_{BHs} \pm 0,5$) °C
6,0	67,2	35,0	27,0	28,0	28,0	25,0	26,0
			27,0	28,0	28,0	25,0	26,0
			27,0	28,0	28,0	25,0	26,0
12,0	65,9	32,0	26,0	28,0	28,0	25,0	26,0
			26,0	28,0	28,0	25,0	26,0
			26,0	28,0	28,0	25,0	26,0
18,0	64,4	30,0	26,0	28,0	28,0	25,0	26,0
			26,0	28,0	28,0	25,0	26,0
			26,0	28,0	28,0	25,0	26,0
24,0	63,1	29,0	26,0	28,0	28,0	26,0	27,0
			26,0	28,0	28,0	26,0	27,0
			26,0	28,0	28,0	26,0	27,0
30,0	62,8	29,0	26,0	28,0	28,0	26,0	27,0
			26,0	28,0	28,0	26,0	27,0
			26,0	28,0	28,0	26,0	27,0

Presión ambiente: $(712,20 \pm 0,05)$ mmHg

Temperatura ambiente: $(30,0 \pm 0,5)$ °C

Altura del relleno: $(0,88 \pm 0,05)$ cm

Tipo de empaque: Láminas de PVC

TABLA C.8

PARÁMETROS EXPERIMENTALES DEL AGUA Y AIRE OPERANDO LA TORRE DE ENFRIAMIENTO A CONDICIÓN DE TEMPERATURA DE ENTRADA MEDIA DEL AGUA

Caudal del Rotámetro ($Q_{rot} \pm 0,5$) gpm	Velocidad del aire ($V \pm 0,1$) km/h	Temperatura de entrada del agua ($T_e \pm 0,5$) °C	Temperatura de salida del agua ($T_s \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que entra a la torre ($T_{BSe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que sale de la torre ($T_{BSs} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que entra a la torre ($T_{BHe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que sale de la torre ($T_{BHs} \pm 0,5$) °C
6,0	67,0	49,0	28,0	29,0	31,0	26,0	29,0
			28,0	29,0	31,0	26,0	29,0
			28,0	29,0	31,0	26,0	29,0
12,0	66,1	40,0	28,0	29,0	32,0	26,0	30,0
			28,0	29,0	32,0	26,0	30,0
			28,0	29,0	32,0	26,0	30,0
18,0	65,2	37,0	28,0	29,0	32,0	26,0	29,0
			28,0	29,0	32,0	26,0	29,0
			28,0	29,0	32,0	26,0	29,0
24,0	64,7	36,0	28,0	29,0	32,0	26,0	29,0
			28,0	29,0	32,0	26,0	29,0
			28,0	29,0	32,0	26,0	29,0
30,0	63,1	35,0	29,0	29,0	32,0	26,0	29,0
			29,0	29,0	32,0	26,0	29,0

			29,0	29,0	32,0	26,0	29,0
--	--	--	------	------	------	------	------

Presión ambiente: $(712,20 \pm 0,05)$ mmHg

Temperatura ambiente: $(30,0 \pm 0,5)$ °C

Altura del relleno: $(0,88 \pm 0,05)$ cm

Tipo de empaque: Láminas de PVC

TABLA C.9

PARÁMETROS EXPERIMENTALES DEL AGUA Y AIRE OPERANDO LA TORRE DE ENFRIAMIENTO A CONDICIÓN DE TEMPERATURA DE ENTRADA ALTA DEL AGUA

Caudal del Rotámetro ($Q_{rot} \pm 0,5$) gpm	Velocidad del aire ($V \pm 0,1$) km/h	Temperatura de entrada del agua ($T_e \pm 0,5$) °C	Temperatura de salida del agua ($T_s \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que entra a la torre ($T_{BSe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que sale de la torre ($T_{BSs} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que entra a la torre ($T_{BHe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que sale de la torre ($T_{BHs} \pm 0,5$) °C
6,0	67,1	54,0	28,0	29,0	31,0	27,0	29,0
			28,0	29,0	31,0	27,0	29,0
			28,0	29,0	31,0	27,0	29,0
12,0	66,4	42,0	28,0	29,0	32,0	27,0	29,0
			28,0	29,0	32,0	27,0	29,0
			28,0	29,0	32,0	27,0	29,0
18,0	65,6	40,0	29,0	28,0	33,0	26,0	29,0
			29,0	28,0	33,0	26,0	29,0
			29,0	28,0	33,0	26,0	29,0
24,0	64,4	39,0	30,0	28,0	33,0	26,0	29,0
			30,0	28,0	33,0	26,0	29,0
			30,0	28,0	33,0	26,0	29,0
	63,0	38,0	31,0	28,0	33,0	26,0	31,0

30,0			31,0	28,0	33,0	26,0	31,0
			31,0	28,0	33,0	26,0	31,0

Presión ambiente: $(712,20 \pm 0,05)$ mmHg

Temperatura ambiente: $(30,0 \pm 0,5)$ °C

Altura del relleno: $(0,88 \pm 0,05)$ cm

Tipo de empaque: Láminas de PVC

TABLA C.10

PARÁMETROS EXPERIMENTALES DEL AGUA Y AIRE OPERANDO LA TORRE DE ENFRIAMIENTO A CONDICIÓN DE TEMPERATURA DE ENTRADA BAJA DEL AGUA

Caudal del Rotámetro ($Q_{rot} \pm 0,5$) gpm	Velocidad del aire ($V \pm 0,1$) km/h	Temperatura de entrada del agua ($T_e \pm 0,5$) °C	Temperatura de salida del agua ($T_s \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que entra a la torre ($T_{BSe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que sale de la torre ($T_{BSs} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que entra a la torre ($T_{BHe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que sale de la torre ($T_{BHs} \pm 0,5$) °C
6,0	66.6	36,0	26,0	27,0	27,5	25,0	26,0
			26,0	27,0	27,5	25,0	26,0
			26,0	27,0	27,5	25,0	26,0
12,0	65.3	32,0	27,0	27,0	28,0	25,0	26,0
			27,0	27,0	28,0	25,0	26,0
			27,0	27,0	28,0	25,0	26,0
18,0	64.1	31,0	27,0	27,0	28,0	25,0	26,5
			27,0	27,0	28,0	25,0	26,5
			27,0	27,0	28,0	25,0	26,5
24,0	63.2	30,0	27,0	27,0	28,0	25,0	27,0
			27,0	27,0	28,0	25,0	27,0
			27,0	27,0	28,0	25,0	27,0

30,0	62.7	30,0	27,0	27,0	28,0	25,0	27,0
			27,0	27,0	28,0	25,0	27,0
			27,0	27,0	28,0	25,0	27,0

Presión ambiente: $(711,30 \pm 0,05)$ mmHg

Temperatura ambiente: $(29,0 \pm 0,5)$ °C

Altura del relleno: $(0,73 \pm 0,05)$ cm

Tipo de empaque: Empaque ordenado PVC

TABLA C.11
PARÁMETROS EXPERIMENTALES DEL AGUA Y AIRE OPERANDO LA TORRE DE ENFRIAMIENTO A CONDICIÓN DE
TEMPERATURA DE ENTRADA MEDIA DEL AGUA

Caudal del Rotámetro ($Q_{rot} \pm 0,5$) gpm	Velocidad del aire ($V \pm 0,1$) km/h	Temperatura de entrada del agua ($T_e \pm 0,5$) °C	Temperatura de salida del agua ($T_s \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que entra a la torre ($T_{BSe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que sale de la torre ($T_{BSs} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que entra a la torre ($T_{BHe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que sale de la torre ($T_{BHs} \pm 0,5$) °C
6,0	66.8	50,0	27,5	27,5	31,0	25,5	28,0
			27,5	27,5	31,0	25,5	28,0
			27,5	27,5	31,0	25,5	28,0
12,0	65.7	41,0	28,5	28,0	31,0	26,0	28,5
			28,5	28,0	31,0	26,0	28,5
			28,5	28,0	31,0	26,0	28,5
18,0	64.4	39,0	30,0	28,0	31,5	26,0	29,0
			30,0	28,0	31,5	26,0	29,0
			30,0	28,0	31,5	26,0	29,0
24,0	63.4	38,0	30,5	28,0	32,0	26,0	29,0
			30,5	28,0	32,0	26,0	29,0

			30,5	28,0	32,0	26,0	29,0
30,0	63.0	37,0	31,0	28,0	32,0	26,0	29,5
			31,0	28,0	32,0	26,0	29,5
			31,0	28,0	32,0	26,0	29,5

Presión ambiente: $(711,30 \pm 0,05)$ mmHg

Temperatura ambiente: $(29,0 \pm 0,5)$ °C

Altura del relleno: $(0,73 \pm 0,05)$ cm

Tipo de empaque: Empaque ordenado PVC

TABLA C.12

PARÁMETROS EXPERIMENTALES DEL AGUA Y AIRE OPERANDO LA TORRE DE ENFRIAMIENTO A CONDICIÓN DE TEMPERATURA DE ENTRADA ALTA DEL AGUA

Caudal del Rotámetro ($Q_{rot} \pm 0,5$) gpm	Velocidad del aire ($V \pm 0,1$) km/h	Temperatura de entrada del agua ($T_e \pm 0,5$) °C	Temperatura de salida del agua ($T_s \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que entra a la torre ($T_{BSe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que sale de la torre ($T_{BSs} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que entra a la torre ($T_{BHe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que sale de la torre ($T_{BHs} \pm 0,5$) °C
6,0	67.3	54,0	27,5 27,5 27,5	28,0 28,0 28,0	32,0 32,0 32,0	26,0 26,0 26,0	29,5 29,5 29,5
12,0	66.1	44,0	29,0 29,0 29,0	28,0 28,0 28,0	34,0 34,0 34,0	26,0 26,0 26,0	30,0 30,0 30,0
18,0	64.9	41,0	30,0 30,0 30,0	28,0 28,0 28,0	34,0 34,0 34,0	26,0 26,0 26,0	30,5 30,5 30,5
	63.7	40,0	31,0	28,0	34,0	26,0	31,0

24,0			31,0	28,0	34,0	26,0	31,0
			31,0	28,0	34,0	26,0	31,0
30,0	62.9	39,0	32,0	28,0	34,0	26,0	31,0
			32,0	28,0	34,0	26,0	31,0
			32,0	28,0	34,0	26,0	31,0

Presión ambiente: $(711,30 \pm 0,05)$ mmHg

Temperatura ambiente: $(29,0 \pm 0,5)$ °C

Altura del relleno: $(0,73 \pm 0,05)$ cm

Tipo de empaque: Empaque ordenado PVC

TABLA C.13

PARÁMETROS EXPERIMENTALES DEL AGUA Y AIRE OPERANDO LA TORRE DE ENFRIAMIENTO PARA LA VALIDACIÓN DE LA TORRE DE ENFRIAMIENTO UTILIZANDO EL RELLENO DE LÁMINAS DE PVC

Caudal del Rotámetro ($Q_{rot} \pm 0,5$) gpm	Temperatura de entrada del agua ($T_e \pm 0,5$) °C	Temperatura de salida del agua ($T_s \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que entra a la torre ($T_{BSe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que sale de la torre ($T_{BSs} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que entra a la torre ($T_{BHe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que sale de la torre ($T_{BHs} \pm 0,5$) °C
6,0	48,0	26,0	25,0 25,0 25,0	29,0 29,0 29,0	24,0 24,0 24,0	28,0 28,0 28,0
12,0	45,0	29,0	29,0 29,0 29,0	33,0 33,0 33,0	27,0 27,0 27,0	30,0 30,0 30,0
18,0	29,0	26,0	27,0 27,0 27,0	27,5 27,5 27,5	25,0 25,0 25,0	26,5 26,5 26,5
24,0	40,0	30,0	28,0 28,0	33,0 33,0	26,0 26,0	30,0 30,0

			28,0	33,0	26,0	30,0
30,0	39,0	30,0	28,0	33,0	26,0	30,0
			28,0	33,0	26,0	30,0
			28,0	33,0	26,0	30,0

Presión ambiente: $(711,20 \pm 0,05)$ mmHg

Temperatura ambiente: $(29,0 \pm 0,5)$ °C

Altura del relleno: $(0,88 \pm 0,05)$ cm

Tipo de empaque: Láminas de PVC

TABLA C.14

PARÁMETROS EXPERIMENTALES DEL AGUA Y AIRE OPERANDO LA TORRE DE ENFRIAMIENTO PARA LA VALIDACIÓN DE LA TORRE DE ENFRIAMIENTO UTILIZANDO EL RELLENO DE MALLA DE PVC ORDENADO

Caudal del Rotámetro ($Q_{rot} \pm 0,5$) gpm	Temperatura de entrada del agua ($T_e \pm 0,5$) °C	Temperatura de salida del agua ($T_s \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que entra a la torre ($T_{BSe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo seco del aire que sale de la torre ($T_{BSs} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que entra a la torre ($T_{BHe} \pm 0,5$) °C	Temperatura de bulbo húmedo del aire que sale de la torre ($T_{BHs} \pm 0,5$) °C
7,0	48,0	26,5	24,5	31,0	23,0	29,0
			24,5	31,0	23,0	29,0
			24,5	31,0	23,0	29,0
10,0	42,5	27,0	25,0	31,0	23,0	29,0
			25,0	31,0	23,0	29,0
			25,0	31,0	23,0	29,0
14,0	39,0	27,5	24,0	30,5	23,0	28,5
			24,0	30,5	23,0	28,5
			24,0	30,5	23,0	28,5
20,0	35,5	28,0	25,0	30,5	23,0	29,0
			25,0	30,5	23,0	29,0

			25,0	30.5	23,0	29,0
27,0	34,0	29,0	25,0	30.5	23.5	28.5
			25,0	30.5	23.5	28.5
			25,0	30.5	23.5	28.5

Presión ambiente: $(712,20 \pm 0,05)$ mmHg

Temperatura ambiente: $(28,0 \pm 0,5)$ °C

Altura del relleno: $(0,88 \pm 0,05)$ cm

Tipo de empaque: Malla de PVC ordenado



APÉNDICE D

Tablas y figuras bibliográficas

A continuación se muestran las tablas y figuras bibliográficas utilizadas para el desarrollo del simulador de la torre de enfriamiento.

TABLA D.1

Tablas de vapor de agua

Presión absoluta			Volumen Específico			Entalpía		
T (F)	P (lbf/in ²)	P (32 F) (in Hg)	Liq. Sat	Evap.	Vap. Sat	Liq. Sat	Evap.	Vap. Sat
32	0.0886	0.1806	0.01602	3305.7	3305.7	0	1075.1	1075.1
34	0.0961	0.1957	0.01602	3060.4	3060.4	2.01	1074.9	1076
36	0.1041	0.212	0.01602	2836.6	2836.6	4.03	1072.9	1076.9
38	0.1126	0.2292	0.01602	2632.2	2632.2	6.04	1071.7	1077.7
40	0.1217	0.2478	0.01602	2445.1	2445.1	8.05	1070.5	1078.6
42	0.1315	0.2677	0.01602	2271.8	2271.8	10.06	1069.3	1079.4
44	0.142	0.2891	0.01602	2112.2	2112.2	12.06	1068.2	1080.3
46	0.1532	0.3119	0.01602	1965.5	1965.5	14.07	1067.1	1081.2
48	0.1652	0.3364	0.01602	1829.9	1829.9	16.07	1065.9	1082
50	0.178	0.3624	0.01602	1704.9	1704.9	18.07	1064.8	1082.9
52	0.1918	0.3905	0.01603	1588.4	1588.4	20.07	1063.6	1083.7
54	0.2063	0.42	0.01603	1482.4	1482.4	22.07	1062.5	1084.6
56	0.2219	0.4518	0.01603	1383.5	1383.5	24.07	1061.4	1085.5
58	2384	0.4854	0.01603	1292.7	1292.7	26.07	1060.2	1086.3
60	0.2561	0.5214	0.01603	1208.1	1208.1	28.07	1059.1	1087.2
62	0.2749	0.5597	0.01604	1129.7	1129.7	30.06	1057.9	1088
64	0.2949	0.6004	0.01604	1057.1	1057.1	32.06	1056.8	1088.9
66	0.3162	0.6438	0.01604	989.6	989.6	34.06	1055.7	1089.8
68	0.3388	0.6898	0.01605	927	927	36.05	1054.5	1090.6

*Temperatura crítica

v=volumen específico, ft³/lb; h=entalpía, Btu/lb

Fuente: David Himmelblau. "Principios básicos y cálculos en ingeniería química". 6ta ed. Prentice Hall, México 1997



APÉNDICES



En esta sección se anexa contenido referente al simulador de la Torre de Enfriamiento del Laboratorio de Ingeniería Química y referencias bibliográficas utilizadas en la actual investigación.



TABLA D.1 (Continuación)

Presión absoluta			Volumen Específico			Entalpía		
T (F)	P (lbf/in ²)	P (32 F) (in Hg)	Liq. Sat	Evap.	Vap. Sat	Liq. Sat	Evap.	Vap. Sat
70	0.3628	0.7387	0.01605	868.9	868.9	38.05	1053.4	1091.5
72	0.3883	0.7906	0.01606	814.9	814.9	40.04	1052.3	1092.3
74	0.4153	0.8456	0.01606	764.7	764.7	42.04	1051.2	1093.2
76	0.444	0.904	0.01607	718	718	44.03	1050.1	1094.1
78	0.4744	0.9659	0.01607	674.4	671.4	46.03	1048.9	1094.9
80	0.5067	1.032	0.01607	633.7	633.7	48.02	1047.8	1095.8
82	0.5409	1.101	0.01608	595.8	595.8	50.02	1046.6	1096.6
84	0.5772	1.175	0.01608	560.4	560.4	52.01	1045.5	1097.5
86	0.6153	1.253	0.01609	527.6	527.6	54.01	1044.4	1098.4
88	0.6555	1.335	0.01609	497	497	56	1043.2	1099.2
90	0.698	1.421	0.0161	468.4	468.4	58	1042.1	1100.1
92	0.7429	1.513	0.01611	441.7	441.7	59.99	1040.9	1100.9
94	0.7902	1.609	0.01611	416.7	416.7	61.98	1039.8	1101.8
96	0.8403	1.711	0.01612	393.2	393.2	63.98	1038.7	1102.7
98	0.893	1.818	0.01613	371.3	371.3	65.98	1037.5	1103.5
100	0.9487	1.932	0.01613	350.8	350.8	67.97	1036.4	1104.4
102	1.0072	2.051	0.01614	331.5	331.5	69.96	1035.2	1105.2
104	1.0689	2.176	0.01614	313.5	313.5	71.96	1034.1	1106.1
106	1.1338	2.308	0.01615	296.5	296.5	73.95	1033	1107
108	1.202	2.447	0.01616	280.7	280.7	75.94	1032	1107.9
110	1.274	2.594	0.01617	265.7	265.7	77.94	1030.9	1108.8
112	1.35	2.749	0.01617	251.6	251.6	79.93	1029.7	1109.6
114	1.429	2.909	0.01618	238.5	238.5	81.93	1028.6	1110.5
116	1.512	3.078	0.01619	226.2	226.2	83.92	1027.5	1111.4
118	1.6	3.258	0.0162	214.5	214.5	85.92	1026.4	1112.3
120	1.692	3.445	0.0162	203.45	203.47	87.91	1025.3	1113.2
122	1.788	3.64	0.01621	193.16	193.18	89.91	1024.1	1114
124	1.889	3.846	0.01622	183.44	183.46	91.9	1023	14.9
126	1.995	4.062	0.01623	174.26	174.28	93.9	1021.8	1115.7
128	2.105	4.286	0.01624	165.7	165.72	95.9	1020.7	1116.6
130	2.221	4.522	0.01625	157.55	157.57	97.89	1019.5	1117.4
132	2.343	4.77	0.01626	149.83	149.85	99.89	1018.3	1118.2
134	2.47	5.029	0.01626	142.59	142.61	101.89	1017.2	1119.1
136	2.603	5.3	0.01627	135.73	135.75	103.88	1016	1119.9
138	2.742	5.583	0.01628	129.26	129.28	105.88	1014.9	1120.8
140	2.887	5.878	0.01629	123.16	123.18	107.88	1013.7	1121.6
142	3.039	6.187	0.0163	117.37	117.39	109.88	1012.5	1122.4

*Temperatura crítica

v=volumen específico, ft³/lb; h=entalpía, Btu/lb

Fuente: David Himmelblau. "Principios básicos y cálculos en ingeniería química". 6ta ed. Prentice Hall, México 1997



TABLA D.1 (Cont.)

Presión absoluta			Volumen Específico			Entalpía		
T (F)	P (lbf/in ²)	P (32 F) (in Hg)	Liq. Sat	Evap.	Vap. Sat	Liq. Sat	Evap.	Vap. Sat
144	3.198	6.511	0.01631	111.88	111.9	111.88	1011.3	1123.2
146	3.363	6.847	0.01632	106.72	106.74	113.88	1010.2	1124.1
148	3.536	7.199	0.01633	101.82	101.84	115.87	1009	1124.9
150	3.716	7.566	0.01634	97.18	97.2	117.87	1007.8	1125.7
152	3.904	7.948	0.01635	92.79	92.81	119.87	1006.7	1126.6
154	4.100	8.348	0.01636	88.62	88.64	121.87	1005.5	1127.4
156	4.305	8.765	0.01637	84.66	84.68	123.87	1004.4	1128.3
158	4.518	9.199	0.01638	80.9	80.92	125.87	1003.2	1129.1
160	4.739	9.649	0.01639	77.37	77.39	127.87	1002	1129.9
162	4.97	10.12	0.0161	74	74.02	129.88	1000.8	1130.7
164	5.21	10.61	0.01642	70.79	70.81	131.88	999.7	1131.6
166	5.46	11.12	0.01643	67.76	67.78	133.88	998.5	1132.4
168	5.72	11.65	0.01644	64.87	64.89	135.88	997.3	1133.2
170	5.99	12.2	0.01645	62.12	62.14	137.89	996.1	1134
172	6.272	12.77	0.01646	59.5	59.52	139.89	995	1134.9
174	6.565	13.37	0.01647	57.01	57.03	141.89	993.8	1135.7
176	6.869	13.99	0.01648	56.64	54.66	143.9	992.6	1136.5
178	7.184	14.63	0.0165	52.39	52.41	145.9	991.4	1137.3
180	7.51	15.29	0.01651	50.26	50.28	147.91	990.2	1138.1
182	7.849	15.98	0.01652	42.22	42.24	149.92	989	1138.9
184	8.201	16.7	0.01653	46.28	46.3	151.92	987.8	1139.7
186	8.566	17.44	0.01654	44.43	44.45	153.93	986.6	1140.5
188	8.944	18.21	0.01656	42.67	42.69	155.94	985.3	1141.3
190	9.336	19.01	0.01657	40.99	41.01	157.95	984.1	1142.1
192	9.744	19.84	0.01658	39.38	39.4	159.95	982.8	1142.8
194	10.168	20.7	0.01659	37.84	37.86	161.96	981.5	1143.5
196	10.605	21.59	0.01661	36.38	36.4	163.97	980.3	1144.3
198	11.057	22.51	0.01662	34.98	35	165.98	979	1145
200	11.525	23.46	0.01663	33.65	33.67	167.99	977.8	1145.8
202	12.01	24.45	0.01665	32.37	32.39	170.01	976.6	1146.6
204	12.512	25.47	0.01666	31.15	31.17	172.02	975.3	1147.3
206	13.031	26.53	0.01667	29.99	30.01	174.03	974.1	1148.1
208	13.568	27.62	0.01669	28.88	28.9	176.04	972.8	1148.8
210	14.123	28.75	0.0167	27.81	27.83	178.06	971.5	1149.6
212	14.696	29.92	0.01672	26.81	26.83	180.07	970.3	1150.4
215	15.591	-	0.01674	25.35	25.37	186.1	968.3	1151.4
220	17.188	-	0.01677	23.14	23.16	188.14	965.2	1153.3
225	18.915	-	0.01681	21.15	21.17	193.18	961.9	1155.1

*Temperatura crítica

v=volumen específico, ft³/lb; h=entalpía, Btu/lb

Fuente: David Himmelblau. "Principios básicos y cálculos en ingeniería química". 6ta ed. Prentice Hall, México 1997



TABLA D.1 (Cont.)

Presión absoluta			Volumen Específico			Entalpía		
T (F)	P (lbf/in ²)	P (32 F) (in Hg)	Liq. Sat	Evap.	Vap. Sat	Liq. Sat	Evap.	Vap. Sat
230	-	20.78	0.01684	19.371	19.388	198.22	958.7	1156.9
235	-	22.8	0.01688	17.761	17.778	203.28	955.3	1158.6
240	-	24.97	0.01692	16.307	16.324	208.34	952.1	1160.4
245	-	27.31	0.01696	15.010	15.027	213.41	948.7	1162.1
250	-	29.82	0.01700	13.824	13.841	218.48	945.3	1163.8
260	-	32.53	0.01704	12.735	12.752	223.56	942.0	1165.6
265	-	35.43	0.01708	11.754	11.771	228.65	938.6	1167.3
270	-	38.54	0.01713	10.861	10.878	233.74	935.3	1169.0
275	-	41.85	0.01717	10.053	10.070	238.84	931.8	1170.6
280	-	45.4	0.01721	9.313	9.330	243.94	928.2	1172.1
285	-	49.2	0.01726	8.634	8.651	249.06	924.6	1173.7
290	-	53.25	0.01731	8.015	8.032	254.18	921.0	1175.2
295	-	57.55	0.01735	7.448	7.465	259.31	917.4	1175.7
300	-	62.13	0.01740	6.93	6.948	264.45	913.7	1176.7
305	-	67.01	0.01745	6.454	6.471	269.60	910.1	1179.7
310	-	72.18	0.01750	6.014	6.032	274.76	906.3	1181.1
315	-	83.5	0.01760	5.239	5.257	285.10	898.8	1183.9
320	-	89.65	0.01765	4.897	4.915	290.29	895.0	1185.3
325	-	96.16	0.017713	4.583	4.601	295.49	891.1	1186.6
330	-	103.03	0.01776	4.292	4.310	300.69	887.1	1187.8
335	-	110.31	0.01782	4.021	4.039	305.91	883.2	1189.1
340	-	117.99	0.01788	3.771	3.789	311.14	879.2	1190.3
345	-	126.1	0.01793	3.539	3.557	316.38	875.1	1191.5
350	-	134.62	0.01799	3.324	3.342	321.64	871.0	1192.6
355	-	143.5	0.01805	3.126	3.144	326.91	866.8	1193.7
360	-	153.01	0.01811	2.940	2.958	332.19	862.5	1194.7
365	-	162.93	0.01817	2.765	2.786	337.48	858.2	1195.7
370	-	173.33	0.01823	2.607	2.625	342.79	853.8	1196.6
375	-	184.23	0.01830	2.458	2.476	348.11	849.4	1197.5
380	-	195.7	0.01836	2.318	2.336	353.45	844.9	1198.4
385	-	207.7	0.01843	2.189	2.207	358.80	840.4	1199.2
390	-	220.29	0.01850	2.064	2.083	364.17	835.7	1199.9
395	-	233.47	0.01857	1.9512	1.9698	369.56	831.0	1200.6
400	-	247.25	0.01864	1.8446	1.8632	374.97	826.2	1201.2
405	-	261.67	0.01871	1.7445	1.7632	380.40	821.4	1201.8
410	-	276.72	0.01878	1.6508	1.6696	385.83	816.6	1202.4

*Temperatura crítica

v=volumen específico, ft³/lb; h=entalpía, Btu/lb

Fuente: David Himmelblau. "Principios básicos y cálculos en ingeniería química". 6ta ed. Prentice Hall, México 1997



TABLA D.1 (Cont.)

Presión absoluta			Volumen Específico			Entalpía		
T (F)	P (lbf/in ²)	P (32 F) (in Hg)	Liq. Sat	Evap.	Vap. Sat	Liq. Sat	Evap.	Vap. Sat
415	292.44	0.01886	1.563	1.5819	391.3	811.7	00:03.0	415
420	308.82	0.01894	1.4806	1.4995	396.78	806.7	1203.5	420
425	325.91	0.01902	1.403	1.4221	402.28	801.6	1203.9	425
430	343.71	0.0191	1.3303	1.3494	407.8	796.5	1204.3	430
435	362.27	0.01918	1.2617	1.2809	413.35	791.2	1204.6	435
440	381.59	0.01926	1.1973	1.2166	418.91	785.9	1204.8	440
445	401.7	0.01934	1.1367	1.156	424.49	780.4	1204.9	445
450	422.61	0.01943	1.0796	1.099	430.11	774.9	1205	450
455	444.35	0.0195	1.0256	1.045	435	769.3	1205	455
460	466.97	0.0196	0.9745	0.9941	441.42	763.6	1205	460
465	490.43	0.0197	0.9262	0.9459	447.1	757.8	1204.9	465
470	514.7	0.0198	0.8808	0.9006	452.84	751.9	1204.7	470
475	539.9	0.0199	0.8379	0.8578	458.59	745.9	1204.5	475
480	566.12	0.02	0.7972	0.8172	464.37	739.8	1204.2	480
485	593.28	0.0201	0.7585	0.7786	470.18	733.6	1203.8	485
490	621.44	0.0202	0.7219	0.7421	476.01	727.3	1203.3	490
495	650.59	0.0203	0.6872	0.7075	481.9	720.8	1202.7	495
500	620.8	0.0204	0.6544	0.6748	487.8	714.2	1202	500
505	71219	0.0206	0.623	0.6436	493.8	707.5	1201.3	505
510	744.55	0.0207	0.5932	0.6139	499.8	700.6	1200.4	510
515	777.96	0.0208	0.565	0.5859	505.8	693.6	1199.4	515
520	812.68	0.0209	0.5382	0.5591	511.9	686.5	1198.4	520
525	842.37	0.021	0.5128	0.5338	518	679.2	1197.2	525
530	885.2	0.0212	0.4885	0.5097	524.2	671.9	1196.1	530
535	923.45	0.0213	0.4654	0.4867	530.4	664.4	1194.8	535
540	962.8	0.0214	0.4433	0.4647	536.6	656.7	1193.3	540
545	1003.6	0.0216	0.4222	0.4438	542.9	648.9	1191.8	545
550	1045.6	0.0218	0.402	0.4239	549.3	640.9	1190.2	550
555	1088.8	0.0219	0.383	0.4049	555.7	632.6	1188.3	555
560	1133.4	0.022	0.3648	0.3869	562.2	624.1	1186.3	560
565	1179.3	0.0222	0.3472	0.3694	568.8	615.4	1184.2	565
570	1226.7	0.0224	0.3304	0.3528	575.4	606.5	1181.9	570
575	1275.7	0.0226	0.3143	0.3369	582.1	597.4	1179.5	575
580	1326.1	0.0228	0.2989	0.3217	588.9	588.1	1177	580
585	1378.1	0.023	0.284	0.307	595.7	578.6	1174.3	585
590	1431.5	0.0232	0.2699	0.2931	602.6	568.8	1171.4	590
595	1486.5	0.0234	0.2563	0.2797	609.7	558.7	1168.4	595
600	1543.2	0.0236	0.2432	0.2668	616.8	548.4	1165.2	600

*Temperatura crítica

v=volumen específico, ft³/lb; h=entalpía, Btu/lb

Fuente: David Himmelblau. "Principios básicos y cálculos en ingeniería química". 6ta ed. Prentice Hall, México 1997

TABLA D.2

Capacidad calórica de compuestos orgánicos e inorgánicos (a bajas presiones)

Formas : (1) $C_p = a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3$;

(2) $C_p = a + b(T) + c(T)^{-2}$

Las unidades de C_p son J/(gmol)(K o °C).

Para convertir a cal/(gmol)(K o °C) = Btu/(lbmol)(°R o °F), multiplique por 0.2390.

Nota: $b \cdot 10^2$ significa que el valor se debe multiplicar por 10^{-2} ; p.ej., 20.10×10^{-2} para la acetona

Compuesto	Fórmula	Peso mol.	Estado	Forma	T	a	b · 10 ²	c · 10 ⁵	d · 10 ⁹	Intervalo de temp. (en T)
Acetona	CH ₃ COCH ₃	58.08	g	l	°C	71.96	20.10	-12.78	34.76	0-1200
Acetaldehído	C ₂ H ₂	26.04	g	l	°C	42.43	6.053	-5.033	18.20	0-1200
Aire		29.0	g	l	°C	28.94	0.4147	0.3191	-1.965	0-1500
			g	l	K	28.09	0.1965	0.4799	-1.965	273-1800
Amoniaco	NH ₃	17.03	g	l	°C	35.15	2.954	0.4421	-6.686	0-1200
Sulfato de amonio	(NH ₄) ₂ SO ₄	132.15	c	l	K	215.9				275-328
Benceno	C ₆ H ₆	78.11	l	l	K	-7.27329	77.054	-164.82	1,897.9	279-350
			g	l	°C	74.06	32.95	-25.20	77.57	0-1200
Isobutano	C ₄ H ₁₀	58.12	g	l	°C	89.46	30.13	-18.91	49.87	0-1200
n-Butano	C ₄ H ₁₀	58.12	g	l	°C	92.30	27.88	-15.47	34.98	0-1200
Isobuteno	C ₄ H ₈	56.10	g	l	°C	82.88	25.64	-17.27	50.50	0-1200
Carburo de calcio	CaC ₂	64.10	c	2	K	68.62	1.19	-8.66 x 10 ¹⁰	—	298-720
Carbonato de calcio	CaCO ₃	100.09	c	2	K	82.34	4.975	-12.87 x 10 ¹⁰	—	273-1033
Hidróxido de calcio	Ca(OH) ₂	74.10	c	l	K	89.5				276-373
Óxido de calcio	CaO	56.08	c	2	K	41.84	2.03	-4.52 x 10 ¹⁰		10273-1173
Carbono	C	12.01	c [†]	2	K	11.18	1.095	-4.891 x 10 ¹⁰		273-1373
Dióxido de carbono	CO ₂	44.01	g	l	°C	36.11	4.233	-2.887	7.464	0-1500
Monóxido de carbono	CO	28.01	g	l	°C	28.95	0.4110	0.3548	-2.220	0-1500
Tetracloruro de carbono	CCl ₄	153.84	l	l	K	12.285	0.01005	218.26	3,425.2	273-343
Cloro	Cl ₂	70.91	g	l	<i>Simulador de la Torre de Enfriamiento</i>			1.607	6.473	0-1200
Cobre	Cu	63.54	c	l	K	22.76	0.06117			273-1357

TABLA D.2 (Cont.)

Compuesto	Fórmula	Peso mol.	Estado	Forma	T	a	b · 10 ²	c · 10 ⁵	d · 10 ⁹	Intervalo de temp. (en T)
Cumeno (isopropil benceno)	C ₉ H ₁₂	120.19	g	l	°C	139.2	53.76	-39.79	120.5	0-1200
Ciclohexano	C ₆ H ₁₂	84.16	g	l	°C	94.140	49.62	-3 1.90	80.63	0-1200
Ciclopentano	C ₅ H ₁₀	70.13	g	l	°C	73.39	39.28	-25.54	68.66	0-1200
Etano	C ₂ H ₆	30.07	g	l	°C	49.37	13.92	-5.816	7.280	0-1200
Alcohol etílico	C ₂ H ₆ O	46.07	l	l	K	-325.137	0.041379	-1,403.1	1.7035 x 10 ⁴	250-400
			g	l	°C	61.34	15.72	-8.749	19.83	0-1200
Etileno	C ₂ H ₄	28.05	g	l	°C	40.75	11.47	-6.891	17.66	0-1200
Óxido férrico	Fe ₂ O ₃	159.70	c	2	K	103.4	6.711	-17.72 x 10 ¹⁰	—	273-1097
Formaldehído	CH ₂ O	30.03	g	l	°C	34.28	4.268	0.0000	-8.694	0-1200
Helio	He	4.00	g	l	°C	20.8				All
n-Hexano	C ₆ H ₁₄	86.17	l	l	K	31.421	0.97606	-235.37	3,092.7	273-400
			g	l	°C	137.44	40.85	-23.92	57.66	0-1200
Hidrógeno	H ₂	2.016	g	l	°C	28.84	0.00765	0.3288	-0.8698	0-1500
Bromuro de hidrógeno	HBr	80.92	g	l	°C	29.10	-0.0227	0.9887	-4.858	0-1200
Cloruro de hidrógeno	HCl	36.47	g	l	°C	29.13	-0.1341	0.9715	-4.335	0-1200
Cianuro de hidrógeno	HCN	27.03	g	l	°C	35.3	2.908	1.092		0-1200
Sulfuro de hidrógeno	H ₂ S	34.08	g	l	°C	33.51	1.547	0.3012	-3.292	0-1500
Cloruro de magnesio	MgCl ₂	95.23	c	l	K	72.4	1.58			273-99 1
Óxido de magnesio	MgO	40.32	c	2	K	45.44	0.5008	-8.732 x 10 ¹⁰		273-2073
Metano	CH ₄	16.04	g	l	°C	34.31	5.469	0.3661	-11.00	0-1200
			g	l	K	19.87	5.021	1.268	-11.00	273-1500
Alcohol metílico	CH ₃ OH	32.04	l	l	K	-259.25	0.03358	-1.1639	1.4052 x 10 ⁴	273-400
			g	l	°C	42.93	8.301	-1.87	-8.03	0-700
Metil ciclohexano	C ₇ H ₁₄	98.18	g	l	°C	121.3	56.53	-37.72	100.8	0-1200
Metil ciclopentano	C ₆ H ₁₂	84.16	g	l	°C	98.83	45.857	-30.44	83.81	0-1200
Ácido nítrico	HNO ₃	63.02	l	l	°C	110.0				25

TABLA D.2 (Cont.)

Compuesto	Fórmula	Peso mol.	Estado	Forma	T	a	b · 10 ²	c · 10 ⁵	d · 10 ⁹	Intervalo de temp. (en T)
óxido nítrico	NO	30.01	g	1	°C	29.50	0.8188	-0.2925	0.3652	0-3500
Nitrógeno	N ₂	28.02	g	1	°C	29.00	0.2199	0.5723	-2.87	0-1500
Dióxido de nitrógeno	NO ₂	46.01	g	1	°C	36.07	3.97	-2.88	7.87	0-1200
Tetróxido de nitrógeno	N ₂ O ₄	92.02	g	1	°C	75.7	12.5	-11.3		0-300
Óxido nitroso	N ₂ O	44.02	g	1	°C	37.66	4.151	-2.694	10.57	0-1200
Oxígeno	O ₂	32.00	g	1	°C	29.10	1.158	-0.6076	1.311	0-1500
n-Pentano	C ₅ H ₁₂	72.15	l	1	K	33.24	192.41	-236.87	17,944	270-350
			g	1	°C	114.8	34.09	-18.99	42.26	0-1200
Propano	C ₃ H ₈	44.09	g	1	°C	68.032	22.59	-13.11	31.71	0-1200
Propileno	C ₃ H ₆	42.08	g	1	°C	59.580	17.71	-10.17	24.60	0-1200
Carbonato de sodio	Na ₂ CO ₃	105.99	c	1	K	121				288-371
Carbonato de sodio	Na ₂ CO ₃ · 10H ₂ O	286.15	c	1	K	535.6				298
Azufre	S	32.07	c [‡]	1	K	15.2	2.68			273-368
			c [§]	1	K	18.5	1.84			368-392
Ácido sulfúrico	H ₂ SO ₄	98.08	l	1	°C	139.1	15.59			10-45
Dióxido de azufre	SO ₂	64.07	g	1	°C	38.91	3.904	-3.104	8.606	0-1500
Trióxido de azufre	SO ₃	80.07	g	1	°C	48.50	9.188	-8.540	32.40	0-1000
Tolueno	C ₇ H ₈	92.13	l	1	K	1.8083	81.222	-151.27	1,630	270-370
			g	1	°C	94.18	38.00	-27.86	80.33	0-1200
Agua	H₂O	18.016	l	1	K	18.2964	47.212	-133.88	1,314.2	273-373
			g	1	°C	33.46	0.6880	0.7604	-3.593	0-1500

Fuente: David Himmelblau. "Principios básicos y cálculos en ingeniería química". 6ta ed. Prentice Hall, México 1997



TABLA D.3
Propiedades físicas del agua en unidades S.I.

Temperatura, °C	Densidad ρ , kg / m ³	Viscosidad μ , (N · s / m ²) × 10 ⁻³	Viscosidad cinemática ν , m ² / s × 10 ⁻⁶	Módulo de elasticidad volumétrica κ , Pa × 10 ⁷	Tensión superficial σ , N / m × 10 ⁻²	Presión de vapor, P a
0	999.9	1.792	1.792	204	7.62	588
5	1000.0	1.519	1.519	206	7.54	882
10	999.7	1.308	1.308	211	7.48	1,176
15	999.1	1.140	1.141	214	7.41	1,666
20	998.2	1.005	1.007	220	7.36	2,447
30	995.7	0.801	0.804	223	7.18	4,297
40	992.2	0.656	0.661	227	7.01	7,400
50	988.1	0.549	0.556	230	6.82	12,220
60	983.2	0.469	0.477	228	6.68	19,600
70	977.8	0.406	0.415	225	6.50	30,700
80	971.8	0.357	0.367	221	6.30	46,400
90	965.3	0.317	0.328	216	6.12	68,200
100	958.4	0.284	0.296	207	5.94	97,500

Fuente: "Mecánica de los fluidos". Irving H. Shames. McGraw Hill, 1995



TABLA D.4. Viscosidad de gases y vapores*
 Coordenadas para ser utilizadas con la figura D.1.

N .	Gas	X	Y	N .	Gas	X	Y
1	Acido acético	7,7	14,3	29	Freón-113	11,3	14,0
2							
3	Acetileno Acetona	9,8	14,9	III	Helio Hexano	18,6	11,8
4	Aire	11,0	20,0	32	Hidrógeno	11,2	12,4
5	Amoniaco	8,4	16,0	33	3 H ₂ + 1 N ₂	11,2	17,2
6	Argón	10,5	22,4	34	Bromuro de hidrógeno	8,8	20,9
8	Benceno	8,5	13,2	35	Cloruro de hidrógeno	8,8	18,7
9	Buteno Bromo	8,9	19,2	III	Cianuro Ioduro de de hidrógeno hidrógeno	9,8	14,9
10	Butileno	8,9	13,0	38	Sulfuro de hidrógeno	8,6	18,0
11	Dióxido de carbono	9,5	18,7	39	Iodo	9,0	18,4
12	Disulfuro de carbono	8,0	16,0	40	Mercurio	5,3	22,9
13	Monóxido de carbono	11,0	20,0	41	Metano	9,9	15,5
14	Cloro	9,0	18,4	42	Alcohol metilico	8,5	15,6
15	Cloroformo	8,9	15,7	43	Oxido nitrico	10,9	20,5
16	Cianógeno	9,2	15,2	44	Nitrógeno	14,6	24,0
17	Ciclohexano	9,2	12,0	45	Cloruro de nitrosilo	8,0	17,6
18	Etano	9,1	14,5	46	Oxido nitroso	8,8	19,0
19	Acetato de etilo	8,5	13,2	47	Oxígeno	11,0	21,3
20	Alcohol etilico	9,2	14,2	48	Pentano	7,0	12,8
21	Cloruro de etilo	8,5	15,6	49	Propano	9,7	12,9
22	Eter etilico	8,9	13,0	50	Alcohol propilico	8,4	13,4
23	Etileno	9,5	15,1	51	Propileno	9,0	13,8
24	Flúor	7,3	23,8	52	Dióxido de azufre	9,6	17,0
25	Freón-1 1	10,6	15,1	53	Tolueno	8,6	12,4
27	Freón-12	11,1	16,0	54	2, 3, 3-trimetilbutano	9 s	10,5
28	Freón-21	10,8	15,3	III	Xenon	8,0	16,0
	Freón-22	10,1	17,0			9,3	23,0

Fuente: Warren McCabe. "Operaciones unitarias en ingeniería química". 4ta ed. McGraw Hill. 1991.

*Con autorización de J. H. Perry (4ta ed.) "Chemical Engineers Handbook".

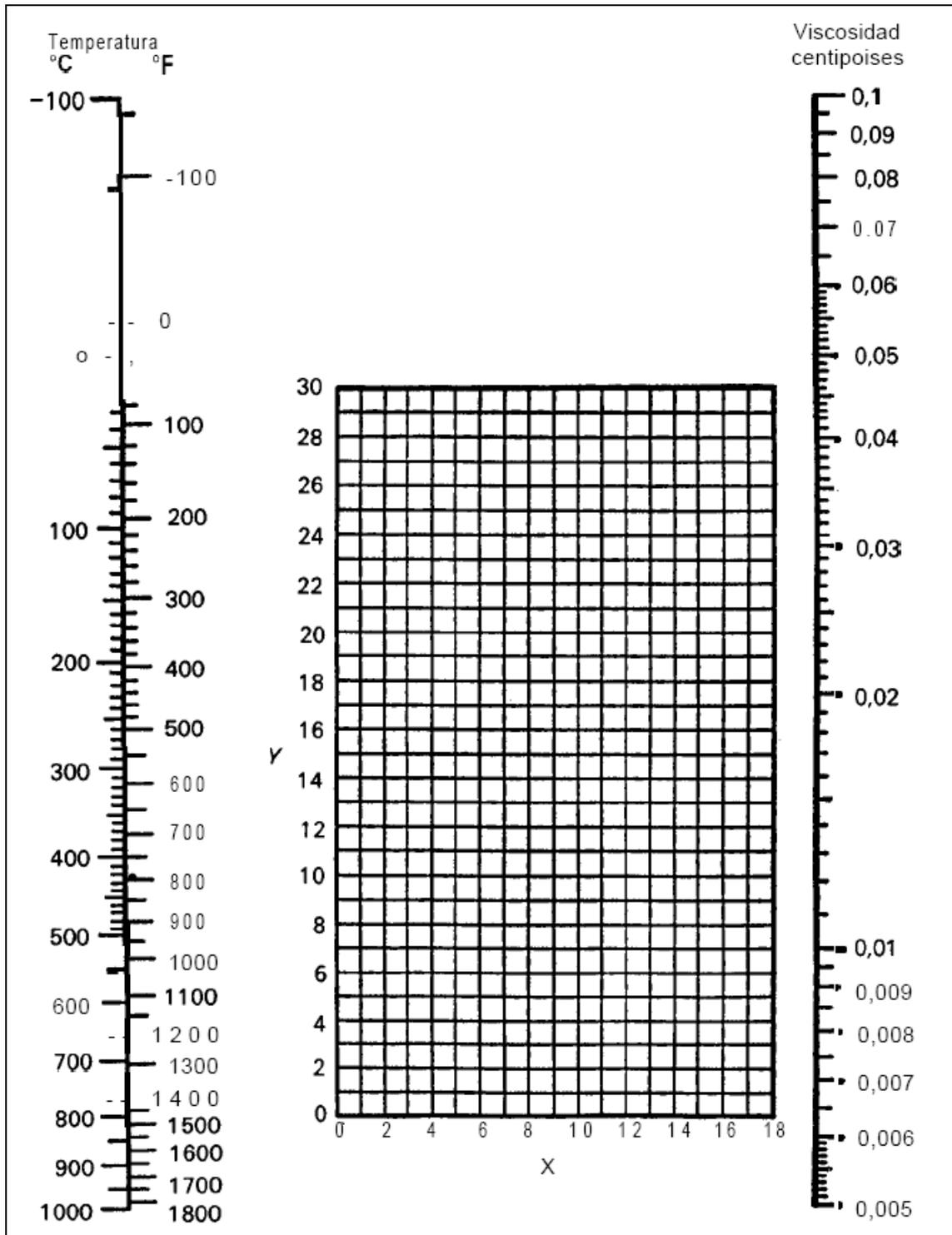


Figura D.1. Viscosidad de gases y vapores a 1 atm. Para las coordenadas véase la tabla D.4.

Fuente: Warren McCabe. "Operaciones unitarias en ingeniería química". 4ta ed. McGraw Hill. 1991.

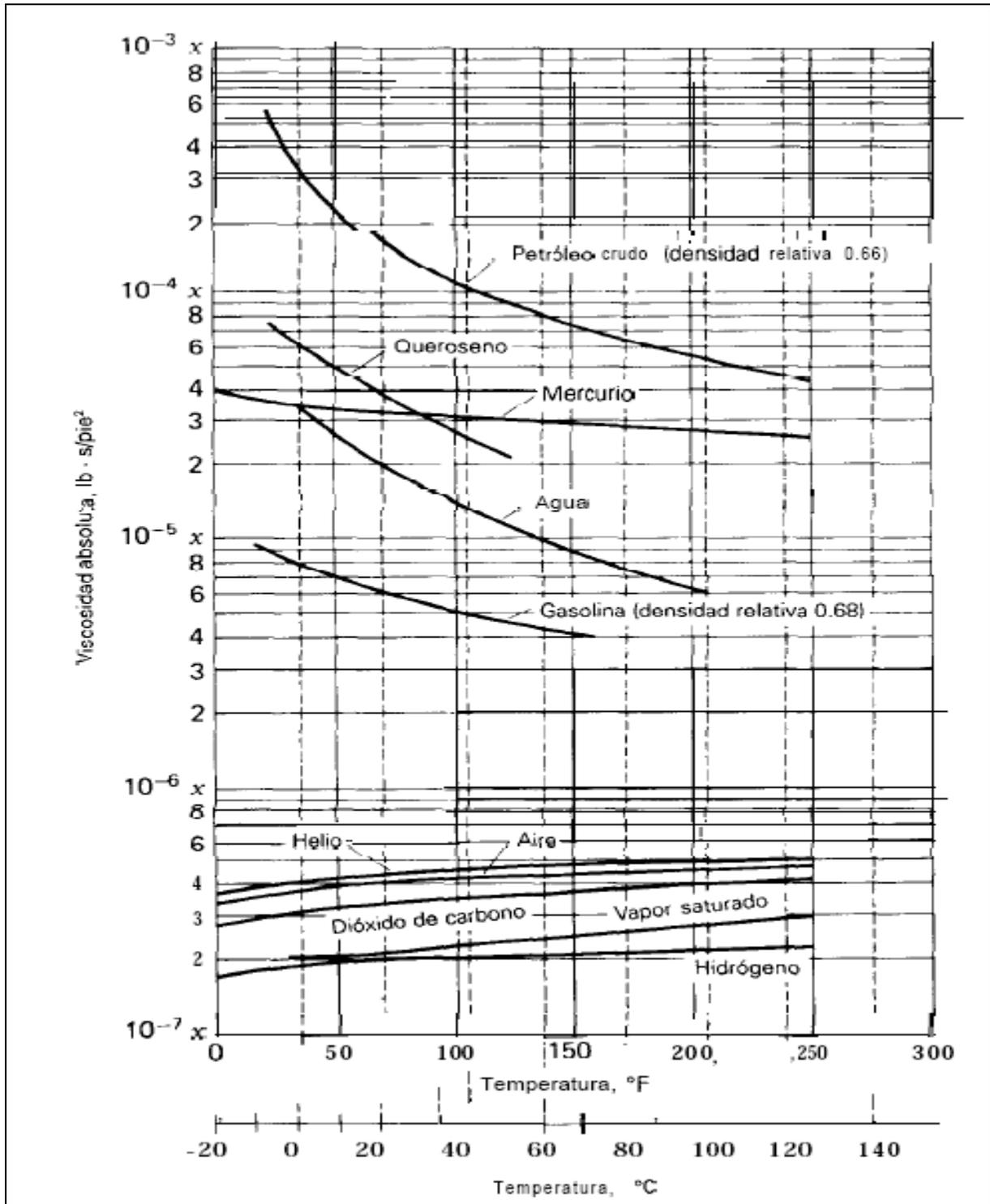


Figura D.2. Curvas de viscosidad absoluta.

(Para obtener μ en unidades S.I. multiplique por 47.9.)

Fuente: "Mecánica de los fluidos". Irving H. Shames. McGraw Hill, 1995



TABLA D.5
Conductividades térmicas de gases y vapores*

$k = \text{Btu}/(\text{h})(\text{pie}^2)(^\circ\text{F}/\text{pie})$. Los valores extremos de la temperatura constituyen el rango experimental. Para extrapolación a otras temperaturas, se sugiere que los datos consignados se grafiquen como $\log k$ Vs. $\log T$ o que se haga uso de la suposición de que la razón $c\mu/k$ es prácticamente independiente de la temperatura (o de la presión, dentro de límites moderados).

Sustancia	°F	k	Sustancia	°F	k
Acetato de etilo	115	0.0072	Diclorodifluorometano	32	0.0048
	212	0.0096		122	0.0064
	363	0.0141		212	0.0080
Alcohol	68	0.0089		302	0.0097
	212	0.0124	etano	-94	0.0066
cloruro	32	0.0055		-29	0.0086
	212	0.0095		32	0.0106
	363	0.0135	Etileno	212	0.0175
	413	0.0152		-96	0.0064
Eter	32	0.0077		32	0.0101
	115	0.0099		122	0.0131
	212	0.0131		212	0.0161
	363	0.0189	Heptano (n-)	392	0.0112
	413	0.0209		212	0.0103
Acetona	32	0.0057	Hexano (n-)	32	0.0072
	115	0.0074		68	0.0080
	212	0.0099	Hexeno	32	0.0061
	363	0.0147		212	0.0109
Acetileno	-103	0.0068	Hidrógeno	148	0.065
	32	0.0106		-58	0.083
	122	0.0140		32	0.100
	212	0.0172		122	0.115
Aire	-148	0.0095		212	0.129
	32	0.0140		572	0.178
	212	0.0183	Hidrógeno y bióxido de carbono	32	
	392	0.0226	0% H ₂		0.0083
	572	0.0265	20%		0.0165
Alcohol metílico	32	0.0083	40%		0.0270
	212	0.0128	60%		0.0410
Acetato	32	0.0059	80%		0.0620
	68	0.0068	100%		0.10
Amoniaco	-76	0.0095	Hidrógeno y nitrógeno	32	
	32	0.0128	0 H ₂		0.0133
	122	0.0167	20%		0.0212
	212	0.0185	40%		0.0313
	32	0.0052	60%		0.0438
Benceno	115	0.0073	80%		0.0635
	212	0.0103	Hidrógeno y óxido nítrico	32	
	363	0.0152	0% H ₂		0.0002
	413	0.0176	20%		0.0170
Bióxido de azufre	32	0.0050	40%		0.0270
	212	0.0069	60%		0.0410
Bióxido de carbono	-58	0.0068	80%		0.0650
	32	0.0085	Mercurio	392	0.0197
	212	0.0133	Metano	-148	0.0100
	392	0.0181		-58	0.0145
	572	0.0228		32	0.0175
Bisulfuro	32	0.0046		122	0.0215
	45	0.0042	Nitrógeno	-148	0.0095
Monóxido	-312	0.0041		32	0.0140
	-294	0.0046		122	0.0160
	32	0.0135	Oxido nítrico	212	0.0180
Tetracloruro	115	0.0041		-94	0.0103
	212	0.0052	Oxido nítrico	32	0.0138
	363	0.0065	Oxido nítrico	-98	0.0067
Butano (n-)	32	0.0078		32	0.0087
	212	0.0135	Oxígeno	212	0.0198
Butano (iso-)	32	0.0080		-48	0.0095
	212	0.0139		-58	0.0119
Ciclohexano	216	0.0095		32	0.0142
Cloro	32	0.0043		122	0.0164
Cloroformo	32	0.0038	Pentano (n-)	212	0.0185
	115	0.0046		32	0.0074
	212	0.0052	(iso-)	68	0.0083
	363	0.0077		32	0.0072
Cloruro de metileno	32	0.0039	Propano	212	0.0127
	115	0.0049		32	0.0087
	212	0.0063	Sulfuro de hidrógeno	212	0.0151
	413	0.0095	Vapor de agua	32	0.0076
Cloruro de metilo	32	0.0053		115	0.0120
	115	0.0072		212	0.0137
	212	0.0094		392	0.0187
	363	0.0130		572	0.0248
	413	0.0148		752	0.0315
				932	0.0441

Fuente: Donald Kern, "Procesos de transferencia de calor" CECSA, México 1999.

* Perry, J. H. "Chemical Engineers' Handbook", 3 ed. McGraw-Hill