

**DIMENSIONAMIENTO DE LOS CUERPOS DE UN SISTEMA DE
EVAPORACIÓN DE MÚLTIPLE EFECTO PARA LA PRODUCCIÓN DE MIELES
A PARTIR DE JUGOS DE CAÑA**

**EDER CANO NAVARRO
LEIDY ALEXANDRA ROMERO LOZANO**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2010

**DIMENSIONAMIENTO DE LOS CUERPOS DE UN SISTEMA DE
EVAPORACIÓN DE MÚLTIPLE EFECTO PARA LA PRODUCCIÓN DE MIELES
A PARTIR DE JUGOS DE CAÑA**

**EDER CANO NAVARRO
LEIDY ALEXANDRA ROMERO LOZANO**

**Trabajo de grado realizado para optar por el título de
Ingeniero Químico**

**DIRECTOR UIS
MsC. I.Q. CRISÓSTOMO BARAJAS FERREIRA**

**DIRECTOR CORPOICA
ING. QUÍMICO RICARDO ANDRÉS LÓPEZ ZARAZA**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2010

ACLARATORIA

El presente trabajo de grado forma parte del proyecto de investigación de la Corporación Colombiana de Investigación Agropecuaria, CORPOICA: titulado “Desarrollo de un sistema de evaporación y concentración de jugos de múltiple efecto para manejar la eficiencia térmica y la productividad y disminuir el impacto ambiental en la producción de panela” y fue coordinado, dirigido y financiado parcialmente por CORPOICA.

Por tanto los derechos de autor son de propiedad del estudiante, de la **Universidad Industrial de Santander y de CORPOICA** y los resultados obtenidos podrán ser transferidos a la sociedad colombiana en actividades sin ánimo de lucro.

AGRADECIMIENTOS

A Dios por la ciencia y la sabiduría.

A la Universidad Industrial de Santander y su Escuela de Ingeniería Química por la excelente formación recibida a lo largo de estos años. Gracias a todos los profesores por su dedicación y entrega en el noble ejercicio de la educación.

A Corpoica y su Estación Experimental CIMPA por brindarnos todo el apoyo posible en el desarrollo del proyecto. Gracias a Ricardo, don Hugo, don Jorge, Miguel, Olguita, Julia, Antonio y toda la familia CIMPA.

DEDICATORIA

Quiero dedicar este trabajo de una manera muy especial a mi Mamá por su cariño y abnegación, por olvidarse de sí misma para que yo lo tuviera todo; por su ejemplo de vida cristiana y solidaridad a los más necesitados, por haberme sacado adelante a pesar de las dificultades, por haber creído en mí y apoyado en todas mis decisiones.

Dedico este logro también al viejo Pacho y a la vieja Helia (mis abuelos) quienes me educaron desde que nací; a mi tío y amigo Chalo con quien algún día me volveré a encontrar en ese pedazo de cielo que Dios nos tiene preparados; a mis tíos y tías con quienes crecí como si fuera el hermano menor; a mis hermanos y todos mis familiares por el cariño incondicional.

Este triunfo es también para mis amigos y para los que alguna vez lo fueron, por haber compartido conmigo este hermoso tiempo de la universidad; a Odacho, trespis, Che, De la Rosa, Christian, Tama, Wandu, Floro, Rozo, Amorocho y a todos quienes no pude nombrar pero que los llevo presente por haberme dado su amistad.

EDER

DEDICATORIA

*A mi padre Dios por ser mi guía, mi camino, mi luz y mi salvación;
por quien soy y existo.*

A mis padres por su amor, apoyo incondicional y por sus consejos.

*A mis hermanos por ser ejemplo para mí, por estar siempre
disponibles y por su apoyo y colaboración en todo lo que planeo.*

*A Javier por ser un amigo de verdad con quien puedo contar
siempre sin importar la distancia o el tiempo.*

*A aquellos amigos que en sus oraciones me tienen presente y quienes
con su ejemplo han demostrado que se puede ser diferente e
impactar.*

*A cada persona que de una u otra manera ha dejado una huella
positiva en mi vida.*

ALEXANDRA

CONTENIDO

	Pág.
1. INTRODUCCIÓN	18
2. MARCO TEÓRICO	20
2.1 La evaporación de múltiple efecto en la elaboración de panela.	20
2.1.1 Evaporación de múltiple efecto	20
2.1.1.1 Evaporadores verticales con circulación natural	21
2.1.1.2 Tipos de arreglos en los evaporadores	22
2.1.2 Factores que afectan el proceso de evaporación	23
2.1.3 Método de cálculo para evaporadores de múltiple efecto y herramientas computacionales diseñadas	24
3. METODOLOGÍA	25
3.1 Definición de variables a evaluar	25
3.2 Diseño experimental	25
3.3 Determinación del volumen de los tanques colectores	26
3.4 Condiciones de operación del equipo	27
3.5 Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor (U)	27
3.6 Determinación de condiciones de operación del equipo	29
3.7 Ajuste de correlación del coeficiente global de transferencia de calor	29
3.8 Elaboración de la herramienta de dimensionamiento	30
4. RESULTADOS Y ANÁLISIS	31
4.1 Volumen de los tanques colectores de condensados	31
4.2 Condiciones de operación del equipo	31
4.3 Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor	33
4.4 Ajuste de correlación semiempírica del coeficiente global de	

	transferencia de calor	35
4.5	Entorno de la herramienta para el dimensionamiento	36
4.6	Validación de la herramienta	37
4.7	Análisis de los valores calculados por la herramienta	37
4.7.1	Comparación de dimensiones calculadas y reales	38
4.7.2	Relación entre variables	40
5.	CONCLUSIONES	43
6.	RECOMENDACIONES	44
	BIBLIOGRAFÍA	45
	ANEXOS	48

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Condiciones experimentales para agua y jugo de caña	27
Tabla 2. Coeficiente global de transferencia de calor a partir de datos experimentales	34
Tabla 3. Validación de la herramienta de diseño	37
Tabla 4. Sumatoria de áreas para las pruebas realizadas	38
Tabla 5. Dimensiones calculadas y reales	38

LISTA DE FIGURAS

		Pág.
Figura 1.	Evaporador de tubos cortos	21
Figura 2.	Sistema de evaporación de triple efecto operado con corriente directa	23
Figura 3.	Lista de variables	26
Figura 4.	Concentración de sólidos solubles vs Presión de caldera	32
Figura 5.	Concentración de sólidos solubles vs flujo de jugo alimentado	32
Figura 6.	Concentración de sólidos solubles vs presión de vacío	33
Figura 7.	Ajuste del coeficiente global de transferencia de calor en función de la concentración de sólidos solubles y temperatura	35
Figura 8.	Área de transferencia de calor vs número de efectos	40
Figura 9.	Área de transferencia de calor vs presión de caldera	41
Figura 10.	Área de transferencia de calor vs masa de panela producida	42

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
ANEXO A. Diseño experimental	48
ANEXO B. Algoritmo de cálculo para área de transferencia de calor	49
ANEXO C. Algoritmo de cálculo para el dimensionamiento de tubos y coraza	52
ANEXO D. Plano isométrico del sistema de evaporación de múltiple efecto y ubicación de los tanques de condensados	55
ANEXO E. Manual del usuario de la herramienta para el dimensionamiento de evaporadores de múltiple efecto	56
ANEXO F. Disposición de los espejos de tubos. Arreglo triangular	63
ANEXO G. Datos de tubos para condensadores e intercambiadores de calor	64
ANEXO H. Prueba de percentiles aplicada a la prueba 1	66
ANEXO I. Herramienta MULTIDIMP (Cd)	

RESUMEN

TITULO: DIMENSIONAMIENTO DE LOS CUERPOS DE UN SISTEMA DE EVAPORACIÓN MÚLTIPLE EFECTO PARA LA PRODUCCIÓN DE MIELES A PARTIR DE JUGOS DE CAÑA.¹

AUTORES: EDER CANO NAVARRO Y LEIDY ALEXANDRA ROMERO²

PALABRAS CLAVES: Correlación experimental, coeficiente global de transferencia de calor, herramienta computacional de dimensionamiento, evaporación de múltiple efecto.

En este proyecto se realizó una evaluación experimental de un sistema de evaporación de triple efecto con una capacidad de producción de 50 Kg/h de panela. Se determinó el rango de condiciones (presión de vapor, flujo de jugo alimentado al primer efecto y presión de vacío en el segundo efecto) que permitieron una operación estable del equipo. A partir de estos datos, se halló el valor de los coeficientes globales de transferencia de calor para cada efecto y se determinó una correlación en función de sólidos solubles totales y temperatura. Después se desarrolló una estrategia para el dimensionamiento de los cuerpos de un sistema de evaporación de múltiple efecto, con base en un algoritmo hallado en la literatura y en los parámetros estándar establecidos para el diseño de intercambiadores de calor. El algoritmo permitió realizar el cálculo de áreas, y fue modificado utilizando correlaciones para elevación del punto de ebullición, capacidad calorífica y coeficiente global de transferencia de calor, halladas experimentalmente para jugos de caña. De acuerdo a los parámetros estándar mencionados anteriormente, se creó un algoritmo para determinar las dimensiones de tubos y coraza. Estos algoritmos fueron utilizados en la elaboración de la herramienta computacional MULTIDIMP, creada en Excel® con un entorno en Visual Basic que calcula las dimensiones de los cuerpos de un sistema de evaporación de múltiple efecto (de tres a diez efectos) a las condiciones de operación deseadas por el usuario.

¹Proyecto de Grado

²²Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director UIS: Crisóstomo Barajas Ferreira. MsC. Director CORPOICA: Ricardo Andrés López Zaraza. Ingeniero Químico

SUMMARY

TITLE: SIZING OF THE VESSELS OF A MÚLTIPLE EFFECT EVAPORATION SYSTEM FOR PRODUCTION OF CANE MOLASSES.³

AUTORS: EDER CANO NAVARRO AND LEIDY ALEXANDRA ROMERO⁴

KEY WORDS: Experimental correlation, overall heat transfer coefficient, computational tool, sizing, multiple-effect evaporation

In this project an experimental evaluation of a multiple-effect evaporation system (with a panela production capacity of 50 kg/h) was made. The range of operating conditions (vapor pressure, juice flow fed to the first vessel, and vacuum pressure in the second vessel) which allowed a stable operation of the equipment was determined. It was noted that the equipment showed stability conditions when it was operated at low juice flow fed to the first vessel and high vapor pressures. Based on the experimental data, overall heat transfer coefficient was calculated for each vessel and a correlation was determined based on total soluble solids and temperature. A strategy to design the vessels of a multiple-effect evaporation system was developed, based on an algorithm found in the literature and the standard parameters established for the heat exchangers' design. The algorithm allowed the calculation of areas, and was modified using correlations for boiling point elevation, heat capacity and overall coefficient of heat transfer, found experimentally for cane juices. According to the standard parameters mentioned above, an algorithm was created to determine the dimensions of shell and tubes. These algorithms were used to develop the computational tool MULTIDIMP (made in Excel® with an environment in Visual Basic) which calculates the dimensions of the vessels of a multiple-effect evaporation system (three to ten effects) at the operating conditions desired by the user.

³B. Sc. Thesis

⁴⁴Physico-chemical engineering faculty. Chemical Engineering school. Director UIS: Crisóstomo Barajas Ferreira. MsC. Director CORPOICA: Ricardo Andrés López Zaraza. Chemical Engineer

INTRODUCCIÓN

El proyecto presentado a continuación hace parte del Programa “Opciones tecnológicas de desarrollo para el mejoramiento del sistema productivo de panela en Colombia”, impulsado por el Ministerio de Agricultura, contando con la participación de CORPOICA y la Universidad Industrial de Santander. Este trabajo tiene como objetivo establecer una estrategia para el dimensionamiento de los cuerpos de un sistema de evaporación de múltiple efecto para un rango de producción de panela entre 50 y 300 Kg/h.

La producción de panela es una de las principales actividades agrícolas de la economía nacional, entre otras razones, por su participación significativa en el Producto Interno Bruto (PIB) agrícola, por la superficie dedicada al cultivo de la caña, la generación de empleo rural y su importancia en la dieta de los colombianos. La mayoría de las actividades de producción se realizan dentro de esquemas de economía campesina en unidades de pequeña escala, con alto uso de mano de obra y bajos niveles de inversión en mejoras tecnológicas.

Una de las dificultades que presenta el sector panelero desde el punto de vista de la producción, son los costos elevados como consecuencia - entre muchos factores - de la ineficiencia energética causada por la evaporación abierta. Como respuesta a esto, CORPOICA diseñó un sistema de evaporación de múltiple efecto, con el fin de estudiar la aplicación de esta tecnología en la producción de Panela, y construir plantas similares de mayor capacidad en trapiches ubicados en la región de la hoya del río Suárez.

En la actualidad se cuenta con muchos simuladores, pero no con una herramienta computacional que calcule las dimensiones de los evaporadores de múltiple efecto para cualquier cantidad de producción a nivel industrial. Por esta razón, se desarrolló una estrategia teniendo en consideración los valores estándares para el

diseño de intercambiadores de calor, y los coeficientes globales de transferencia de Calor (U) hallados experimentalmente en el prototipo evaluado.

Estos coeficientes tienen la capacidad de describir diferentes fenómenos físicos ocurridos en las superficies de los tubos, como la resistencia causada por las incrustaciones de material sólido, y las películas formadas por los fluidos. De esta forma, los U permiten hallar valores de áreas de intercambio de calor más cercanos a la realidad, para luego dimensionar de acuerdo a esta área, los tubos y coraza guardando similitudes de orden geométrico.

Para facilitar el cálculo se desarrolló la herramienta computacional MULTIDIMP con un entorno en Visual Basic para aplicaciones en Excel. Esta se ejecutó a las condiciones de las pruebas experimentales que permitían mayor estabilidad al equipo, y de este modo se compararon con las reales. También se dimensionó a capacidades de producción entre 50 y 300 Kg/h, variando la presión del vapor de caldera, el flujo másico de panela a producir y el número de efectos.

Finalmente, se analizaron los resultados observando el comportamiento entre las dimensiones y las variables de entrada. Se concluyó que con seis efectos el área requerida es mínima para todas las condiciones evaluadas de presión de caldera y flujos de panela a producir.

2. MARCO TEÓRICO

2.1 LA EVAPORACIÓN DE MÚLTIPLE EFECTO EN LA ELABORACIÓN DE PANELA

La evaporación de múltiple efecto ha sido ampliamente utilizada desde hace varias décadas en la producción de azúcar debido a que ofrece muchas ventajas, principalmente un ahorro energético significativo y un menor impacto ambiental. Por esta razón, parte del sector panelero en Colombia empezó a implementar esta tecnología para mejorar sus procesos de producción, suprimiendo así la evaporación abierta para concentrar los jugos de 18° a 65 °Brix y aumentar la eficiencia del proceso.

2.1.1 Evaporación de múltiple efecto

Un sistema de evaporación de múltiple efecto consiste en un conjunto de evaporadores que se encuentran conectados en serie mediante tuberías, de tal forma que el vapor generado en un *cuerpo* o *efecto* pasa al siguiente como un servicio de calentamiento para evaporar el agua que contienen los jugos y concentrarlos, hasta que el vapor generado en el último efecto se envía al condensador.

La evaporación en cada efecto se da gracias a que a medida que aumentan las etapas, las presiones a las que se someten los efectos son cada vez menores y esto permite que las temperaturas de ebullición del agua sean por ende más bajas también. Estas presiones regularmente son presiones de vacío (presiones por debajo de la atmosférica).

2.1.1.1 Evaporadores verticales con circulación natural

En la industria existen diferentes tipos de evaporadores y su utilización depende de la cantidad de energía requerida para la operación y el tipo de fluido a evaporar. Los evaporadores utilizados en la fabricación de azúcar (cuyo proceso de producción es similar al de la panela en sus primeras etapas) son los evaporadores verticales con circulación natural, también llamados *evaporadores de tubos cortos*. Estos evaporadores consisten en una serie de tubos dispuestos verticalmente, el líquido está dentro de los tubos, por lo que el vapor se condensa en el exterior. Debido a la ebullición y a la disminución de densidad, el líquido se eleva en los tubos por circulación natural⁵ por la misma succión realizada por la diferencia de presión en cada efecto del evaporador. En el centro de todos los tubos que conforman el evaporador hay un rebosadero que es un tubo con un diámetro mayor, por el que desciende el jugo concentrado (saliente), hacia el siguiente efecto (Ver figura 2).

Figura 1. Evaporador de tubos cortos



Fuente: Autores

⁵ Esta circulación natural incrementa el coeficiente de transferencia de calor

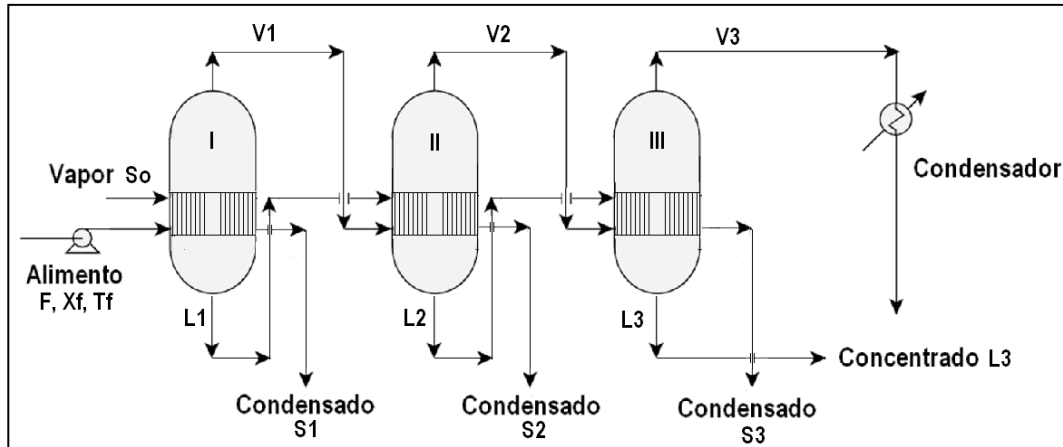
2.1.1.2 Tipos de arreglos en los evaporadores

Existen diversas formas en que la solución a concentrar puede ser alimentada a los evaporadores de múltiple efecto [1]:

- **Corriente Directa:** la solución a concentrar se alimenta al primer efecto y fluye hacia la siguiente etapa en la misma dirección que el flujo de vapor. La temperatura de ebullición disminuye de etapa a etapa, este arreglo es utilizado cuando el producto concentrado es sujeto a descomposición a altas temperaturas. También tiene la ventaja de que es posible el diseño del sistema sin bombas para transferir la solución de una etapa a otra, puesto que el flujo es en el sentido de presiones decrecientes, y todo lo que se requiere son válvulas de control de flujo en las líneas de unión[1].
- **Contracorriente:** la alimentación entra en el último efecto y se retira como producto concentrado en el primer efecto.
- **Corrientes paralelas:** la solución a concentrar se adiciona a cada uno de los efectos simultáneamente, por lo que el producto se concentra solo en el efecto correspondiente.

La elección de cualquiera de estos arreglos depende de las características de la solución que se quiere concentrar. Para el caso particular de este proyecto el arreglo utilizado en el equipo operado experimentalmente es un evaporador de tubos cortos alimentado con corriente directa y de tres efectos conectados en serie como se puede observar en la figura 3.

Figura 2. Sistema de evaporación de triple efecto operado con corriente directa



Fuente: Autores

2.1.2 Factores que afectan el proceso de evaporación

Las siguientes propiedades fisicoquímicas de la solución a concentrar y del vapor que se separa tienen un efecto considerable sobre el tipo de evaporador a usar, así como en la presión y temperatura del proceso.

- **Concentración en el líquido:** Al comenzar el proceso de evaporación, la solución entrante es bastante diluida, a medida que ocurre su concentración, la solución aumenta su viscosidad disminuyendo el coeficiente de transferencia de calor.
- **Sensibilidad térmica de los materiales:** los alimentos son sensibles a la temperatura y se degradan cuando ésta aumenta o el calentamiento es muy prolongado.
- **Formación de espumas:** algunos materiales forman espuma durante la ebullición, esta espuma es arrastrada por el vapor que sale del evaporador y puede producir pérdidas del material.

- **Presión y temperatura:** a mayor presión de operación del evaporador mayor será la temperatura de ebullición. Por otra parte, la temperatura de ebullición aumenta a mayor concentración del material disuelto por la acción de la evaporación; este fenómeno es conocido como elevación del punto de ebullición (EPE)⁶. Para operar un evaporador a temperaturas relativamente bajas y evitar degradación en materiales termosensibles usualmente se trabaja al vacío.
- **Formación de incrustaciones:** estas reducen el coeficiente de transferencia de calor disminuyendo la eficiencia del equipo. Al aumentar la velocidad de circulación del líquido, la formación de incrustaciones se reduce notablemente.

2.1.3 Método de cálculo para evaporadores de múltiple efecto y herramientas computacionales desarrolladas

En la literatura diversos autores⁷ han propuesto métodos para realizar cálculos de áreas de transferencia de calor de evaporadores de múltiple efecto y han creado herramientas computacionales que facilitan este proceso. Generalmente estos métodos están basados en balances rigurosos de masa y energía, y son esencialmente de prueba y error. La mayoría de herramientas desarrolladas están basadas en datos teóricos y su aplicación es netamente académica.

En la Universidad Industrial de Santander se desarrolló en el año 1998 la herramienta OPTIMUS [2] que simula la evaporación de múltiple efecto para la industria azucarera aplicando programación lineal para optimizar el proceso. Posteriormente, en el año 2009 se desarrolló el software SEPPRAZ 1.0 [3] que simula las principales unidades del proceso de la producción del azúcar, sin embargo, no determina las dimensiones de los evaporadores.

⁶ La elevación en el punto de ebullición [epe] es la diferencia entre la temperatura de ebullición de la solución y la temperatura de ebullición del agua a la misma presión. La [epe] es función de la concentración y la presión de la solución, y se puede calcular mediante la Regla de Dühring.

⁷ [5], [6], [7], [8], [9]

3. METODOLOGÍA

El proyecto se realizó siguiendo un conjunto de etapas presentadas a continuación:

- Revisión bibliográfica
- Definición de variables a evaluar
- Diseño experimental
- Determinación del volumen de los tanques en función de la altura
- Operación del equipo y experimentación
- Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor (U)
- Determinación de una correlación del coeficiente global de transferencia de calor en función de la concentración de sólidos solubles y la temperatura
- Determinación de condiciones de operación del equipo
- Elaboración de la herramienta de dimensionamiento para un sistema de evaporación de múltiple efecto.
- Análisis de resultados
- Elaboración del informe final

3.1. DEFINICIÓN DE LAS VARIABLES A EVALUAR

Las variables de entrada son las que se manipularon en los ensayos experimentales y las variables de salida son las variables medidas en las pruebas realizadas (ver figura 4).

3.2. DISEÑO EXPERIMENTAL

Se estableció el valor máximo y mínimo de cada una de las variables a manipular⁸ (presión de vapor de caldera, presión de vacío en el segundo efecto y flujo de jugo entrante al primer efecto). Con estos valores se determinó el proceso experimental

⁸ Estos valores se determinaron empíricamente y por observación del comportamiento y condiciones de seguridad del equipo.

siguiendo la técnica de análisis superficie de respuesta, diseño compuesto central ortogonal (ver Anexo A). Se realizaron 15 pruebas con 3 repeticiones para agua y la misma cantidad para jugos de caña (manipulando las variables de entrada presentadas anteriormente), completando un total de 90 ensayos. En la Tabla 1 se observan las condiciones evaluadas experimentalmente.

Figura 3. Lista de Variables



Fuente: Autores

3.3 DETERMINACIÓN DEL VOLUMEN DE LOS TANQUES COLECTORES DE CONDENSADOS

Con el objetivo de determinar el volumen de cada tanque recolector de condensados, se midió en los medidores de nivel la altura ocupada por cada litro adicionado de agua. Se obtuvieron correlaciones de volumen en función de la

altura [V= f(h)]. Estas correlaciones permitieron realizar las mediciones de flujo de vapor de entrada a cada efecto con la cantidad de condensados medidos en cada tanque colector.

3.4 OPERACIÓN DEL EQUIPO

El equipo se operó manipulando los valores de las variables de entrada de acuerdo al diseño experimental (tabla 1).

Tabla 1. Condiciones experimentales para jugos de caña

TRATAMIENTO	Presión de vapor de caldera [psig]	Presión de vacío en el segundo efecto [in Hg]	Flujo de jugo de caña [L/h]
1	40	0	200
2	70	0	200
3	40	10	200
4	70	10	200
5	40	0	400
6	70	0	400
7	40	10	400
8	70	10	400
9	55	5	300
10	36,77	5	300
11	73,23	5	300
12	55	-1,08	300
13	55	11,08	300
14	55	5	178,46
15	55	5	421,54

Fuente: Autores

3.5 CÁLCULO DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR (U)

Después de obtenidos los datos de las variables de salida para cada prueba se procedió a determinar el valor del coeficiente global de transferencia de calor (U) experimental para cada uno de los efectos, utilizando la ecuación de Fourier [10]:

$$U_i = Q_i * \frac{\Delta T_i}{A_i} \quad (1)$$

$$\text{con } \Delta T_i = T_i - T_{i-1} \quad (2)$$

donde,

U_i = coeficiente global de transferencia de calor [W/ m² °C]

Q_i = calor transferido en cada efecto [W]

ΔT_i = delta de temperatura [°C]

T_i = Temperatura de vapor de salida del efecto i [°C]

Las temperaturas son variables de salida de las pruebas, y las áreas de transferencia de calor A_i son las previamente determinadas en el diseño del equipo operado experimentalmente que son:

$$A_1 = 0,7296 \text{ m}^2; A_2 = 1,3127 \text{ m}^2; A_3 = 1,3127 \text{ m}^2.$$

El calor transferido se halló por medio de balances de masa y energía con las siguientes expresiones:

Balance de masa con respecto al soluto: $m_{\text{entra}} * X_{\text{entra}} = m_{\text{sale}} * X_{\text{sale}} \quad (3)$

m = flujo de jugo [Kg/h]

X = concentración de sólidos solubles totales [°Brix]

Cantidad de agua evaporada en cada efecto: $w_i = m_{i-1} - m_i \quad (4)$

i = número de efecto

w_i = masa de agua evaporada en el efecto i [Kg/h]

Capacidad calorífica de Jugos⁹: $Cp_{ji} = 3,228 * T_i - 0,03X_i T_i + 0,226 * \ln(T_i) \quad (5)$

Cp_{ji} = capacidad calorífica de jugos en el efecto i [KJ/Kg]

T_i = temperatura de salida de vapor de agua en el efecto i [°C]

X_i = concentración de sólidos solubles totales en el efecto i [°Brix]

⁹ Esta correlación fue hallada experimentalmente para jugos de caña [11]

Calor transferido:

$$Q_{\text{entregado por vapor}} = Q_{\text{jugo que sale}} + Q_{\text{vapor que sale}} - Q_{\text{jugo que entra}} \quad (6)$$

A partir de (6) se tiene:

$$Q_i = w_i \left(\lambda_i + \int_{T_{ref}}^{T_i} c_{p_i} dT \right) + (w_F - \sum_{k=0}^i w_k) h_{ji} - (w_F - \sum_{k=0}^{i-1} w_k) h_{j(i-1)} \quad (7)$$

$$h_{ji} = \int_{T_{ref}}^{T_i} c_{p_{ji}} * dT \quad (8)$$

Q_i = calor entregado por el vapor en el efecto i

λ_i = calor latente de vaporización [KJ/Kg], calculado a la temperatura T_i

T_{ref} = temperatura de referencia

c_{p_i} = capacidad calorífica del agua líquida en el efecto i [KJ/Kg]

w_F = flujo de entrada de jugos al primer efecto [Kg/h]

h_{ji} = entalpía de jugos en el efecto i [KJ/Kg]

3.6 DETERMINACIÓN DE CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL EQUIPO

Luego de realizadas las pruebas con jugos, se determinó el rango de condiciones de operación del equipo para las cuales los resultados son satisfactorios en términos de concentración de mieles obtenidas y cantidad de panela producida por hora a partir de la observación de los datos experimentales. Además se tuvo en cuenta que a estas condiciones el equipo operaba en estado estable.

3.7 AJUSTE DE CORRELACIÓN DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR

Después de determinar los coeficientes globales de transferencia de calor para cada efecto, se halló una correlación de estos en función de la concentración de sólidos solubles y la temperatura de cada efecto¹⁰, tomando los datos

¹⁰ Con el objetivo de tener una tendencia del comportamiento de U para cualquier caso y condición de operación de un sistema de evaporación de i efectos

experimentales de las pruebas 1, 2, 3, 4 y 14, porque se llevaron a cabo a las condiciones de estabilidad (numeral 3.6).

En la literatura se encuentran varios modelos semiempíricos [12,13] que correlacionan linealmente el coeficiente global de transferencia de calor U con el término T/X . Ajustando los datos experimentales a una correlación lineal, se observó su comportamiento respecto a las correlaciones existentes. La correlación hallada fue posteriormente utilizada en el algoritmo de la herramienta de dimensionamiento.

3.8 ELABORACIÓN DE LA HERRAMIENTA DE DIMENSIONAMIENTO

Para la elaboración de la herramienta de dimensionamiento se utilizaron dos algoritmos. El primero (Anexo B) tiene como objetivo el cálculo de las áreas de transferencia de calor y se basó en el método utilizado por Geankoplis [4]. Este método fue modificado al estimar temperaturas de entrada para evitar indeterminaciones causadas por la correlación del coeficiente global de transferencia de calor.

El algoritmo presentado en el anexo C se realizó tomando elementos del método de cálculo para un intercambiador de calor [5] y fue creado para determinar las dimensiones de los tubos y coraza de los cuerpos de un evaporador de múltiple efecto. Se utilizó una correlación para la elevación del punto de ebullición EPE hallada experimentalmente por otro autor [9].

La herramienta fue elaborada por medio de una macro en Excel® con un entorno en Visual Basic y se validó con un ejemplo tomado de la literatura [4] comparando los resultados de las dos fuentes (herramienta y libro).

4. RESULTADOS Y ANÁLISIS

4.1 VOLUMEN DE LOS TANQUES COLECTORES DE CONDENSADOS

Las siguientes son las correlaciones de volumen V [L] en función de altura h [cm], que se obtuvieron para los tanques colectores de condensados y de mieles¹¹:

Tanque colector de condensados 2:	$V = 0,6932h + 0,0611$
Tanque colector de condensados 3:	$V = 0,6872h - 0,051$
Tanque colector de condensados 4:	$V = 1,5092h + 0,1423$
Tanque colector de condensados 5:	$V = 1,4571h - 0,0138$
Tanque colector de mieles 1:	$V = 1,4607h + 0,0701$
Tanque colector de mieles 2:	$V = 1,4745h - 0,3097$

4.2 CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL EQUIPO

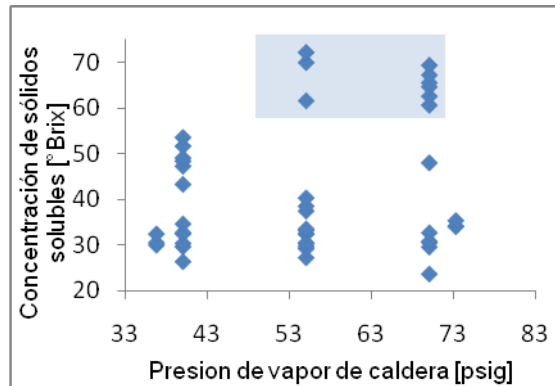
A partir de las pruebas experimentales realizadas al equipo, manipulando presión de caldera [psig], flujo de jugo al primer efecto [L/h] y presión de vacío en el segundo efecto [in Hg] de acuerdo al diseño experimental, se obtuvo un conjunto de datos de concentración de sólidos solubles para cada conjunto de condiciones evaluado. Los resultados considerados como satisfactorios corresponden a concentraciones de sólidos solubles en mieles producidas por encima de 60°Brix.

En la figura 5 se puede observar que las condiciones de presión de vapor de caldera que permiten obtener resultados satisfactorios, se encuentran en un rango de 55 psig a 70 psig. En la figura 6 se observa que a menor cantidad de flujo de jugo suministrado al efecto 1 se obtienen valores más altos de concentración de sólidos solubles. Las condiciones de flujo de jugo con las que se obtienen mieles con concentraciones mayores de 60°Brix se encuentran en un rango de 178 a 200 L/h. Se puede afirmar entonces, que la concentración de mieles producidas es

¹¹ en el Anexo D se pueden observar la distribución y ubicación de cada uno de estos tanques

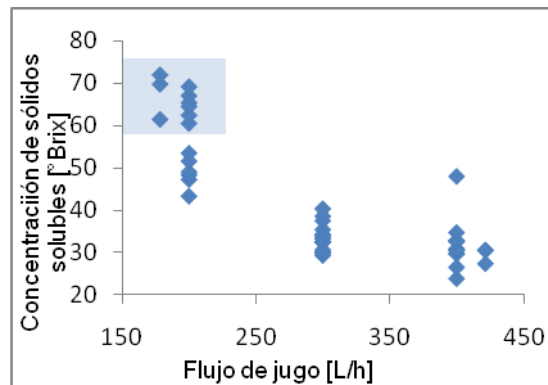
inversamente proporcional a la cantidad de jugo alimentado al efecto 1. Debe tenerse en cuenta sin embargo, que se debe mantener un flujo mínimo de jugo (178 L/h) con el fin de evitar incrustaciones y taponamiento de los tubos.

Figura 4. Concentración de sólidos solubles vs presión de caldera



Fuente: Autores

Figura 5. Concentración de sólidos solubles vs flujo de jugo alimentado

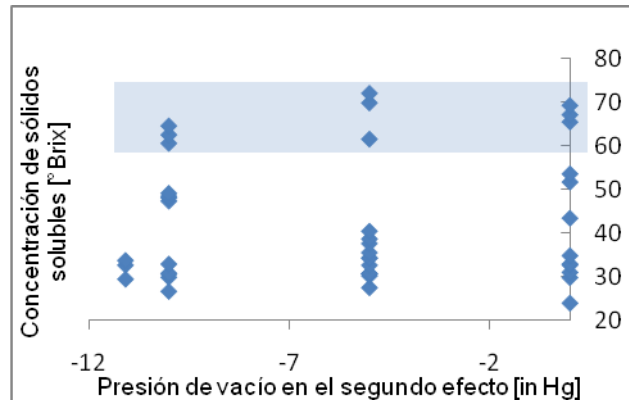


Fuente: Autores

En la figura 6 están representados los resultados de concentración de mieles producidas en función de la presión de vacío en el segundo efecto. Se experimentó con cuatro valores de presiones de vacío a saber: -11,08, -10, y -5 in Hg y a la presión atmosférica local. Como se puede observar en la gráfica, mieles de alta concentración son obtenidas en casi cualquier condición. De esta forma, se puede asumir que los valores de presión de vacío en el segundo efecto no tienen una influencia muy marcada en las concentraciones de las mieles

producidas. Sin embargo, debe tenerse en cuenta que a mayor presión de vacío en el segundo efecto mayor será la diferencia de temperatura y por ende mayor será la transferencia de calor.

Figura 6. Concentración de sólidos solubles vs presión de vacío en el segundo efecto



Fuente: Autores

4.3 CÁLCULO DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR

En la Tabla 2 se presentan los resultados de los cálculos de coeficientes globales de transferencia de calor para cada uno de los cuerpos del sistema de evaporación de múltiple efecto operado experimentalmente. Las pruebas con presiones de vapor de caldera entre 55 psig y 70 psig, y bajos flujos volumétricos de alimentación de jugos de caña (178 a 200 L/h), permitieron una operación estable del equipo. Con flujos de alimentación mayores (300 y 400 L/h), el sistema de evaporación presentaba inestabilidad debido a que los efectos se llenaban rápidamente, corriéndose el riesgo de perder masa de jugos a través de los condensados. Por esta razón, durante la experimentación fue necesaria la remoción de jugo de los efectos para evitar inundación de los mismos, presentándose así errores significativos en las variables de respuesta tales como vapores producidos, masas de jugos en los efectos y concentración de sólidos solubles.

Según la literatura los coeficientes U varían de efecto a efecto de manera decreciente debido a la resistencia a la transferencia de calor presentada por el jugo al aumentar su concentración [4]. Siguiendo este criterio y las razones anteriormente expuestas acerca de los errores debidos a la extracción de jugos, se descartaron los resultados de las pruebas con flujos altos (mayores de 300 L/h) considerando además, que estas condiciones no hacen parte del rango de condiciones de operación halladas.

Los valores de los coeficientes globales de transferencia de calor de las pruebas 1, 2, 3, 4 y 14 (tabla 2) cumplen con las condiciones de tendencia decreciente. Durante estas pruebas el equipo operó de manera estable, por esto presentan mejores resultados de U. Nótese también, que dichas condiciones (exceptuando condiciones 1 y 3 por razones de concentración de mieles finales) corresponden a los rangos de operación del equipo que se determinaron en el numeral 4.2.

Tabla 2. Coeficientes globales de transferencia de calor calculados a partir de datos experimentales

PRUEBA	CONDICIONES			U1 (W/m ² °C)	U2 (W/m ² °C)	U3 (W/m ² °C)
	Pc(psig)	P2(in Hg)	W _F (L/h)			
1	40	0	200	1926,06	1786,27	620,55
2	70	0	200	1537,39	1331,47	819,48
3	40	-10	200	1480,16	1376,92	1005,86
4	70	-10	200	1383,48	1253,46	943,59
5	40	0	400	2084,86	3600,35	1264,86
6	70	0	400	1598,94	1354,68	894,64
7	40	-10	400	1781,49	1345,50	2370,46
8	70	-10	400	1703,15	1426,77	3059,80
9	55	-5	300	1724,74	1847,64	1077,25
10	36,77	-5	300	1750,89	1960,82	803,41
11	73,23	-5	300	1453,39	680,98	1535,06
12	55	1	300	1375,69	1980,79	1083,39
13	55	-11,08	300	1620,50	917,73	1739,83
14	55	-5	178,46	1523,47	1104,18	945,49
15	55	-5	421,54	2379,81	1860,67	523,44

Fuente: Autores

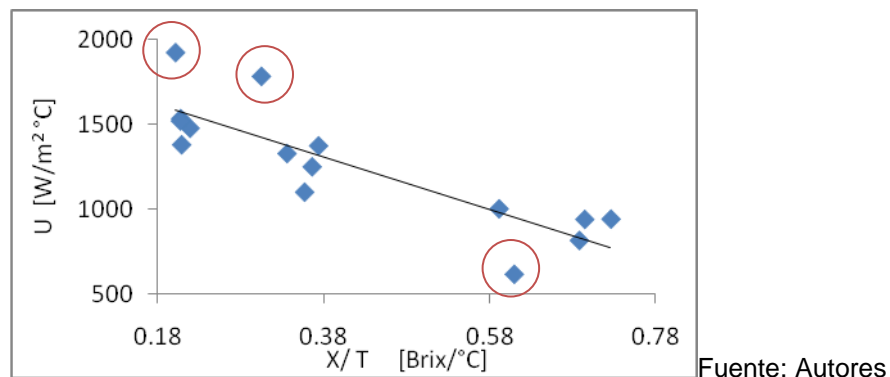
4.4 AJUSTE DE CORRELACIÓN SEMIEMPÍRICA DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR U

Con el objetivo de comprobar un comportamiento lineal de U con respecto a X/T se graficaron los datos experimentales y se observó la tendencia que estos seguían (figura 7). Se puede comprobar mediante la curva de ajuste de los datos que existe una marcada tendencia lineal entre los términos U y X/T. Los valores encerrados en círculos rojos corresponden a la *prueba 1* y se alejan considerablemente de la línea de tendencia. Una prueba de percentiles aplicada¹² indica que evidentemente estos datos son *atípicos* o *outliers*. Este comportamiento puede deberse a errores técnicos y de medición. Para hallar un modelo con un mejor ajuste se eliminaron los datos de la prueba 1 y se obtuvo la siguiente expresión:

$$U = -1157*(X/T)+1705 \text{ con un } R^2 = 0,89$$

Al observar el coeficiente de determinación $R^2 = 0,89$, se considera que la correlación obtenida representa adecuadamente el comportamiento de U con respecto a X y T (considerando además que en este caso se está determinando la variación de U con respecto a dos variables independientes).

Figura 7. Ajuste de U experimental en función de sólidos solubles y temperatura



¹² Ver Anexo H

4.5 ENTORNO DE LA HERRAMIENTA COMPUTACIONAL DESARROLLADA

MULTIDIMP calcula las dimensiones de un sistema de evaporación de múltiple efecto (tres a diez efectos) y tiene como valor agregado la utilización de correlaciones basadas en datos experimentales (para jugos de caña) para el coeficiente de global de transferencia de calor, capacidad calorífica y elevación del punto de ebullición.

La herramienta MULTIDIMP consta de 4 ventanas principales¹³:

Ventana de Bienvenida: da una pequeña introducción al usuario de sus aplicaciones y ventajas. Al pulsar el botón entrar se abre la ventana número dos.

Ventana de entrada de datos: el usuario debe introducir los valores de las variables de entrada de acuerdo a las condiciones de operación, número de efectos y diámetro externo de tubos que desee utilizar en el sistema de evaporación a dimensionar.

Ventana de resultados: se presentan los resultados de las dimensiones de tubos y coraza del sistema de evaporación requerido por el usuario. Consta de dos páginas que el usuario puede manipular según la información que requiera.

Ventana de datos de balances de masa y energía: el usuario tiene la opción de revisar los datos hallados por medio de balances de masa y calor como los sólidos solubles, calor transferido, coeficiente global de transferencia y otros datos termodinámicos para cada efecto.

¹³ En el anexo E se pueden revisar el manual de usuario de MULTIMP así como las figuras de cada una de las ventanas mencionadas.

4.6 VALIDACIÓN DE LA HERRAMIENTA

En la tabla 3 se presentan los resultados de la validación de la herramienta. Según lo observado, con la herramienta se obtienen resultados confiables con errores menores de 0,8%.¹⁴

Tabla 3. Validación de la herramienta

	Efecto No.	Flujo jugo [Kg/h]	Flujo vapor [kg/h]	Q [W]	A [m ²]	A promedio [m ²]
Geankoplis	1	17005	5675	5.48E+06	104,6	105
	2	10952	6053	3.54E+06	105,6	
	3	4536	6416	3.86E+06	104,9	
Herramienta	1	17020,99	5659,01	5.46E+06	104,82	104,8
	2	10969,00	6052,00	3.53E+06	104,82	
	3	4536,00	6433,00	3.85E+06	104,82	
% error	1	0,09	0,28	0,24	0,21	0,17
	2	0,16	0,02	0,26	0,74	
	3	0,00	0,26	0,08	0,07	

Fuente: Autores

4.7 ANÁLISIS DE LOS VALORES CALCULADOS POR LA HERRAMIENTA

La primera consideración que debe tenerse en cuenta antes de realizar el análisis de resultados, es que el área de transferencia de calor del primer efecto¹⁵ es mucho menor que las áreas de los efectos 2 y 3 (ver sección 3.5), lo que no permite hacer una comparación justa con los datos del simulador ya que este asume las áreas (de todos los efectos simulados) como iguales. Por esta razón, los balances de masa y energía varían significativamente. Como no se puede realizar la comparación de las áreas efecto por efecto por las razones anteriormente mencionadas, se tomó como parámetro la *sumatoria de las áreas*

¹⁴ Nótese que para este caso particular se utilizó la correlación de EPE sugerida por el autor del libro [4], así como los valores de U enunciados en el problema.

¹⁵ del sistema de evaporación evaluado experimentalmente.

$(\sum A_i)$ de todos los efectos. En la tabla 4 se observa que las áreas calculadas por el programa (A. teóricas) son menores que las del equipo (A. real). Esto se debe a las pérdidas de energía principalmente por transferencia de calor con el medio porque el equipo no se encontraba aislado. A partir de la comparación de este conjunto de valores se halló un factor de seguridad promedio de 1,1, el cual se agregó a la herramienta con el fin de obtener resultados más cercanos a la realidad.

Tabla 4. Sumatoria de áreas para las pruebas realizadas

PRUEBA	Σ Área teórica [m ²]	Σ Área real [m ²]	factor de seguridad	Σ Área teor. con factor de seguridad [m ²]	% ERROR
2	2,999	3,35	1,1	3,299	1,5
3	2,977	3,35	1,1	3,275	2,2
4	2,913	3,35	1,1	3,204	4,4
14	3,198	3,35	1,1	3,518	5

Fuente: Autores

4.7.1 Comparación de las dimensiones calculadas y reales

La tabla 5 muestra los valores de las dimensiones del equipo operado experimentalmente y las calculadas por MULTIDIMP, ingresando al programa los datos experimentales de las pruebas seleccionadas.

Tabla 5. Dimensiones calculadas y reales

DIMENSIONES	PRUEBAS				DATOS EQUIPO
	2	3	4	14	
Área de transf. de calor [m ²]	1,099	1,091	1,068	1,172	0,76 - 1,31 m
Número de tubos	48	48	48	48	30 - 54
Suma de Tubos totales	144	144	144	144	138
Diámetro Interno de coraza (DI)	12	12	12	12	10 - 13,25 in
Longitud de tubos (L _t)	0,250	0,249	0,243	0,267	0,3048 m
Superficie lineal exterior	0,079	0,079	0,079	0,079	0,079
Relación DI/L _t	1,217	1,226	1,253	1,142	0,9 - 1,2
Altura del Evaporador	0,626	0,621	0,608	0,668	0,762 m

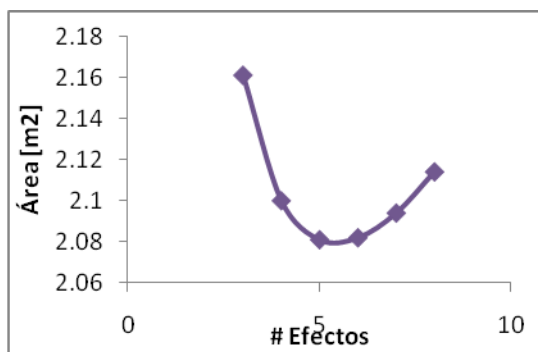
Fuente: Autores

- Número de tubos:** Al analizar el *número de tubos* calculado (48), se observa que está dentro del rango (30-54) del equipo real (30 tubos para el primer efecto y 54 para el segundo y el tercero). Al realizar la suma de los tubos totales (138 para el equipo y 144 para MULTIDIMP) se muestra una diferencia de 6 tubos que obedece al hecho de tener un equipo con efectos de distinto tamaño. Como el *diámetro interno de la coraza (DI)* es un valor estándar para un número determinado de tubos y varía proporcionalmente con este, su diferencia guarda la misma relación. El DI calculado (12 in) se halla dentro del rango del equipo (10 - 13,25 in).
- Longitud de Tubos (L_t):** El valor de L_t calculado es menor (0,25 m aprox.) que el del equipo (0,3048 m). Para analizar este resultado es necesario tener en cuenta que L_t no es un valor estándar como otras dimensiones, sino un parámetro ajustable en la ecuación 8 (Ver Anexo C) para alcanzar el requerimiento de área. También debe considerarse que la superficie lineal exterior de los tubos del equipo y del simulador son iguales (0,079 m) debido a que estos dependen del DE y el BWG que son datos de entrada. De esta manera, el único parámetro para entender la diferencia de longitud es el hecho de tener una suma del número de tubos calculados mayor a la real, necesitando así una menor L_t para obtener la misma área.
- Relación DI / L_t :** El valor calculado por MULTIDIMP (1,2) está dentro del rango (0,9-1,2) de la relación real. Este resultado es importante porque corrobora la similitud geométrica que debe existir entre las dimensiones reales y las calculadas.
- Altura del Evaporador:** Se calcula mediante una heurística que asigna un valor de 2,5 veces el de L_t [14], lo que explica el hecho que sea menor (0,62 m) que la real (0,762 m).

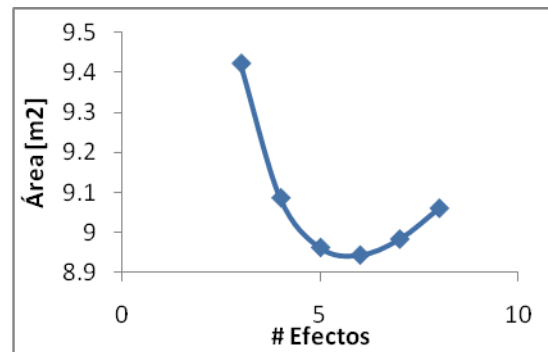
4.7.2 Relación entre variables

- **Área de transferencia de calor en función del número de efectos:**
Cuando se grafica área contra número de efectos para unas mismas condiciones de operación de presión de vapor de caldera, temperatura de entrada de jugos, flujo másico de panela a producir y concentración de mieles (70° Brix), se observa que el área requerida disminuye a medida que aumenta el número de efectos hasta llegar a un área mínima en el efecto seis cuando se opera el equipo a presiones de caldera mayores de 45 psi. Con una menor presión de caldera, el área mínima de transferencia requerida se encuentra con cinco efectos. Después de este número determinado de efectos el área aumenta continuamente. Este resultado es importante a la hora de determinar el número óptimo de efectos porque reduciría costos de construcción del equipo. Los evaporadores utilizados en la industria azucarera tienen un valor estándar de cinco a seis efectos como número óptimo [10], lo que da mayor confiabilidad a los valores calculados por MULTIDIMP. En las figuras 8a, 8b, 8c y 8d se observa que el comportamiento de la curva permanece igual aunque se cambien las condiciones mencionadas anteriormente.

Figura 8. Área de transferencia de calor vs número de efectos

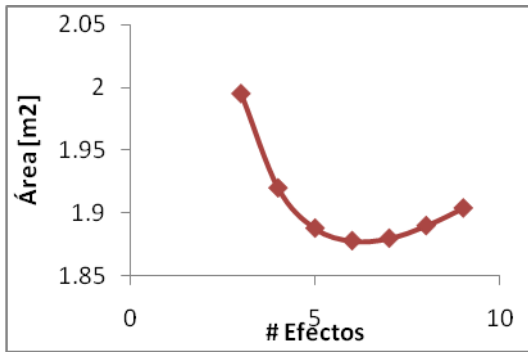


a. Masa=50 Kg/h, P= 45 psi.

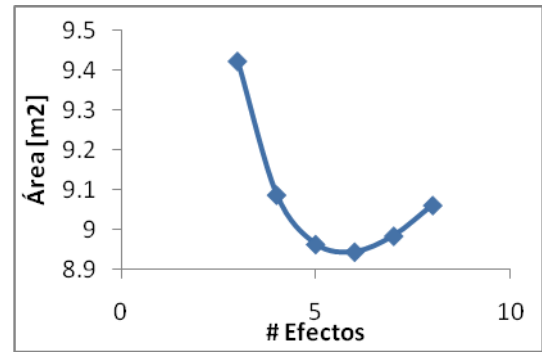


b. Masa=200 Kg/h, P= 45 psi.

Fuente: Autores



c. Masa=50 Kg/h, P= 60 psi.

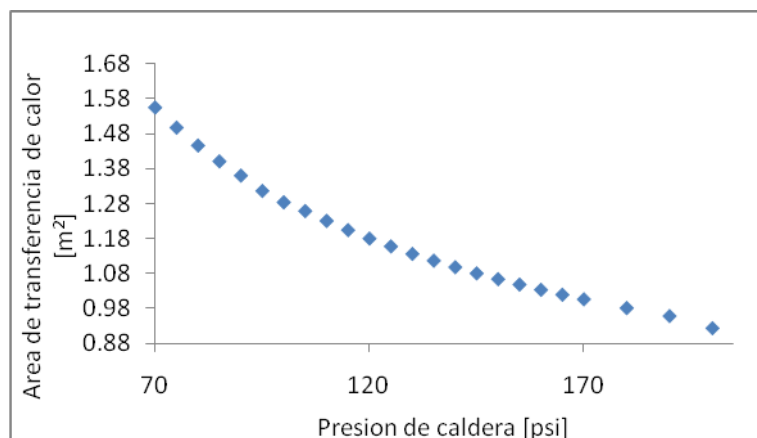


d. Masa=200 Kg/h, P= 60 psi

Fuente: Autores

- Área de transferencia de calor vs presión de caldera para un sistema de evaporación de tres efectos:** En la figura 9 se observa que a mayor presión de caldera, menor área de transferencia de calor es requerida en el sistema de evaporación. Al analizar la ecuación de Fourier, se puede comprobar dicho comportamiento debido a que la presión influye directamente en el delta de T y, este a su vez, es inversamente proporcional al área de transferencia. Por esta razón se puede afirmar que este comportamiento es general para cualquier cantidad de efectos y cualquier condición.

Figura 9. Relación de área de transferencia de calor con la presión de caldera

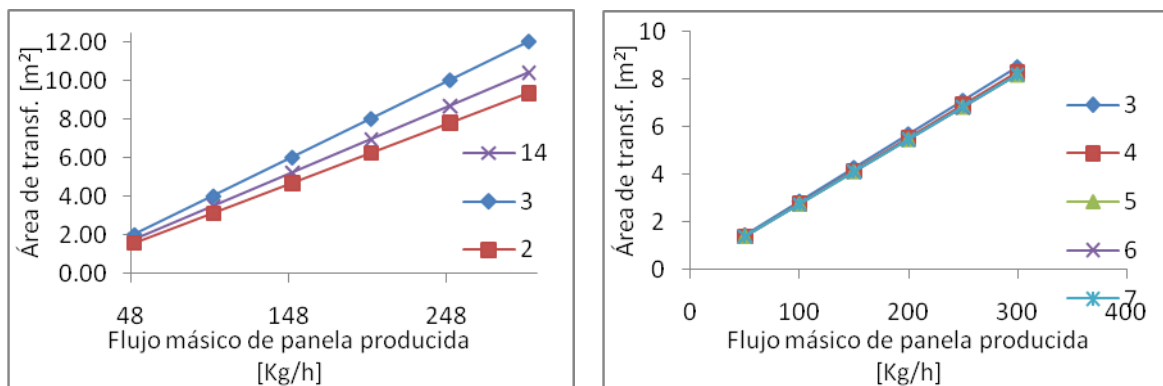


Fuente: Autores

- **Área de transferencia de calor en función de la masa de panela a producir.** Se determinaron las dimensiones de un evaporador de tres efectos para diferentes cantidades de producción (50-300 Kg/h), variando la presión de caldera de acuerdo a las presiones de las pruebas 2, 3 y 14 que permitieron una operación y comportamiento estable del equipo durante la experimentación¹⁶. En la figura 10a se observa que el comportamiento de estas dos variables es directamente proporcional, y se encuentra que para la prueba tres, cuya condición de presión de caldera es la menor de las tres pruebas (52,77 psi) se requiere una mayor área de transferencia de calor, comprobando el análisis realizado de A en función de P.

También se realizó el mismo análisis de variables cambiando el número de efectos para la prueba dos (figura 10b) y observándose el mismo comportamiento lineal y proporcional. Se concluye que para una misma condición de flujo másico de producción de panela, el área promedio de transferencia de calor será aproximadamente la misma sin importar el número de efectos.

Figura 10. Área vs masa de panela producida.



b. Variando pruebas 2, 3 y 14

a. Variando número de efectos

Fuente: Autores

¹⁶ No se grafica la prueba 4 porque su presión es igual que la de la prueba 2

5. CONCLUSIONES

- El equipo operado experimentalmente presenta estabilidad en su funcionamiento a condiciones de presión de vapor de caldera entre 55 psig y 70 psig y flujos de alimentación entre 178 y 200 L/h, produciendo mieles con concentraciones mayores de 60 °Brix.
- La correlación hallada para el coeficiente global de transferencia de calor (U) en función de la concentración de sólidos solubles y la temperatura en cada efecto, tiene un factor de determinación R^2 de 0,89 que representa adecuadamente la relación entre las variables.
- Al utilizarse la herramienta computacional MULTIDIMP a las condiciones de las pruebas experimentales seleccionadas, se obtuvieron resultados confiables que están dentro del rango de las dimensiones reales del equipo construido obteniéndose un porcentaje de error máximo del 5 %.
- Para unas mismas condiciones de flujo de entrada de jugo y de concentración de mieles finales a 70 ° Brix, el valor mínimo de área de transferencia de calor requerida de un evaporador operado a presiones de caldera mayores de 45 psi, se alcanza con seis efectos. Con presiones menores, el área mínima requerida se obtiene con cinco efectos.

6. RECOMENDACIONES

- Realizar una evaluación operacional del equipo con el debido aislamiento térmico con el fin de reducir errores en los resultados experimentales, causados por pérdidas de calor por radiación. Se recomiendan además, flujos de jugo de alimentación a evaluar entre 160 L/h y 250 L/h para ampliar el rango de operación y de producción del equipo.
- Ejecutar MULTIDIMP sólo en el caso de diseño de evaporadores de tubos cortos con producciones entre 50 Kg/h y 1000 Kg/h de Panela.
- Modificar el algoritmo de cálculo para integrar el consumo de bagazo como fuente de energía de calentamiento al evaporador.
- Continuar el trabajo de la elaboración de la herramienta incluyendo parámetros económicos para calcular dimensiones óptimas de diseño.

BIBLIOGRAFÍA

- [1] SMITH, R. Chemical Process Design. Nueva York: McGraw-Hill, 1995. 450p.
- [2] REY VELOZA, Elkin. Desarrollo de una Herramienta computacional para el análisis operacional y diseño óptimo de sistemas de evaporación de Múltiple efecto. Trabajo de grado Ingeniero Químico. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de ingenierías fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. 1997. 96p.
- [3] MORALES PÉREZ, Yeimy Lizeth. Desarrollo de modelos matemáticos y simulación para unidades seleccionadas del proceso de producción de azúcar a partir de caña azucarera Trabajo de grado Maestría en Ingeniería Química. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de ingenierías fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. 2009. 74p.
- [4] GEANKOPLIS, Christie J. Procesos de transporte y operaciones unitarias. 3a. México: Compañía Editorial Continental, 1998. 569p.
- [5] ESTRADA, Carlos Alberto. Algoritmo para el diseño conceptual de evaporadores de múltiple efecto. Tecnología, Ciencia y Educación (IMIQ). Enero-junio, 2000. Vol 15 N° 001 p. 12-22. ISSN 0186-6936.
- [6] URBICAIN, E. Ugrin y M. Design and Simulation of Multieffect Evaporators. Heat Transfer Engineering 20.4 (1999): 38-44p.
- [7] GARCÍA SABATER, José Pedro. Manual de visual basic para excel. Universidad Politécnica de Valencia. 2003. 46p.
- [8] AVALO, Belkis y VARELA, Alfredo. Modelación y simulación de un evaporador de triple efecto para la concentración de jugos naturales. 31.2 (2008): 151-159p.
- [9] FRANCO, José Alberto. Diseño de un simulador por computadora de procesos de evaporación en una línea de evaporadores de múltiple efecto. Trabajo de grado. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. Universidad San Carlos. Guatemala. 2006. 72p.

- [10] KERN, Donald Q. Procesos de transferencia de calor. Trigésima primera ed. México: McGraw-Hill, 1999. 952p.
- [11] PEÑA, Adriana Carolina. Determinación de las propiedades fisicoquímicas de jugos y mieles de caña panelera. Universidad Nacional de Colombia. Bogotá D.C., 2009.
- [12] COBOS, Breiner Fahedi y ROMERO, Héctor Daniel. Desarrollo del software de simulación de las principales etapas del proceso de producción de azúcar blanco, SEPPRAZ 1.0. Trabajo de grado Ingeniero de Sistemas. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de ingenierías fisicomecánicas. Escuela de Ingenierías de sistemas. 2009. 66p.
- [13] Overall Heat transfer coefficient. Engineering Guides. Sugar Technology. 28 Octubre de 2009. Available in:
<http://www.sugartech.co.za/evaporator/ohtc.php>
- [14] HUGOT, E. Handbook of cane sugar engineering. New York: Elsevier Science Publishers, 1986.
- [15] PERRY, Robert H. Manual de ingeniero químico. McGraw-Hill, 2001. 1647p.
- [16] GARCÍA, Hugo y GORDILLO, Gerardo. Manual para el diseño y operación de hornillas paneleras. Corpoica. Barbosa, 1992.
- [17] VELÁSQUEZ, Hector Iván. Diagnóstico energético de los procesos productivos de la panela en Colombia. Medellín: Universidad Nacional de Colombia. 2004.
- [18] HENLEY, J. D., Seider and E. J. Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química. Ed. Reverté, 2000. 980p.
- [19] MCCABE, W. L., Smith, J. C. y Harriot, P. Operaciones unitarias en ingeniería química. 5. Nueva York: McGraw-Hill, 2005. 1200p.
- [20] Capacitación en obtención de nuevos productos derivados de la caña y el manejo adecuado de la agroindustria panelera. Ministerio de Agricultura. Mocoa, 2002. 12p. Disponible en:
http://www.agronet.gov.co/www/docs_si2/20061024155054_Diversificacion%20de%20productos%20derivados%20cana%20panelera.pdf

- [21] CARRERA, Jorge Eliécer. Manual técnico: manejo y transformación de jugos de caña panelera. 2004.
- [22] CIMPA. Caracterización técnica y cultural de la cadena agroindustrial panelera. (1996): 54.
- [23] Manual para elaboración de panela y otros derivados de la caña. Barbosa, 1992.
- [24] CORPOICA - FEDEPANELA. Guía ambiental para el subsector panelero. 2002.
- [25] La panela: un producto vital. 13 Abril 2006. 14 Enero 2010. Disponible en: <http://www.quassab.com/Es/LaPanela/Default.asp>.
- [26] Programa nacional de transferencia de tecnología agropecuaria PRONATTA. Guía para la elaboración de panela. Ministerio de agricultura y desarrollo rural. 2002.
- [27] OSORIO, Guillermo. Buenas prácticas agrícolas BPA y Buenas prácticas de manufactura BPM en la producción de caña y panela. Corpoica. 2007. 180p.
- [28] LÓPEZ ZARAZA, Ricardo. Desarrollo de un sistema de evaporación y concentración de jugos de múltiple efecto para mejorar la eficiencia térmica y la productividad y disminuir el impacto ambiental en la producción de panela. Corpoica. 2009.
- [29] MONTGOMERY, Douglas C. Probabilidad y Estadística aplicadas a la ingeniería. 2 ed. México: Mc Graw Hill, 1996. 895p.
- [30] CHAPRA, Steven. Métodos numéricos en Ingeniería. 4 ed. México: McGraw-Hill, 1999. 982p.
- [31] Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association. TEMA. Eight edition. New York. 1999. 294p.
- [32] HERNÁNDEZ, Macario. Sistemas de Optimización y Estadística. Disponible en: <http://optyestadistica.wordpress.com/2008/10/04/valores-outliers/>

7. ANEXOS

ANEXO A DISEÑO EXPERIMENTAL

TRATAMIENTO	Pv	P2	Wf	Pv	P2	Wf
1	-1	-1	-1	40	0	200
2	1	-1	-1	70	0	200
3	-1	1	-1	40	10	200
4	1	1	-1	70	10	200
5	-1	-1	1	40	0	400
6	1	-1	1	70	0	400
7	-1	1	1	40	10	400
8	1	1	1	70	10	400
9	0	0	0	55	5	300
10	-1,21541	0	0	36,77	5	300
11	1,215412	0	0	73,23	5	300
12	0	-1,21541	0	55	-1,08	300
13	0	1,215412	0	55	11,08	300
14	0	0	-1,21541	55	5	178,46
15	0	0	1,215412	55	5	421,54

VARIABLE	Min	Max	Medio
Pv: Presión de vapor de caldera [psig]	40	70	55
P2: Presión de vacío en el segundo efecto [in Hg]	0	10	5
Wf: Flujo de jugo [L/h]	200	400	300

Fuente: Jorge Argüelles (Estadístico CORPOICA)

Con esta técnica cada factor tiene cinco puntos dentro del espacio de exploración definido para cada uno de ellos: Un punto central, dos puntos que corresponden al valor mínimo y máximo de cada factor y dos axiales ($-\alpha$ y α). Este diseño aplica para agua y para jugo. Se puede utilizar un diseño completamente al azar o bloques al azar de acuerdo con las condiciones del experimento, asumiendo un arreglo factorial donde un factor será el jugo y el otro factor el arreglo generado por la combinación de los tres factores. Otra opción es considerar un diseño de parcelas divididas, donde las parcelas principales corresponden a los jugos y las subparcelas al arreglo generado por la combinación de los tres factores.

ANEXO B

ALGORITMO PARA CALCULAR EL ÁREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR

Los valores necesarios para efectuar los cálculos para un sistema de evaporador de efecto múltiple son los siguientes [4]:

- Presión del vapor de agua en el primer efecto.
- Presión final (manométrica) del espacio del vapor en el último efecto.
- Condiciones de alimentación y flujo en el primer efecto.
- Concentración final del líquido que sale del último efecto.
- Propiedades físicas tales como entalpías o capacidades caloríficas del líquido y de los vapores.

Este método supone que las áreas de todos los efectos son iguales. A continuación se describen los pasos a seguir en forma general:

1. Se supone el valor de la temperatura de ebullición en el último efecto con base en los valores conocidos de concentración de salida y presión en este último efecto. Si existe una elevación en el punto de ebullición (EPE), esta se suma a la temperatura de ebullición calculada.
2. Se aplican los balances de materia para determinar la cantidad de vapor total que se evapora. Como primera aproximación se asumen cantidades iguales de vapor producidas en cada uno de los efectos, es decir, $V_1 = V_2 = V_i$, siendo i el número total de efectos.
3. Se estiman las caídas de temperatura y se calcula el punto de ebullición en cada efecto¹⁷.
4. Por medio de balances de materia y energía, se calcula la cantidad vaporizada y los flujos de líquido en cada efecto. Si las cantidades

¹⁷ Teniendo en cuenta EPE

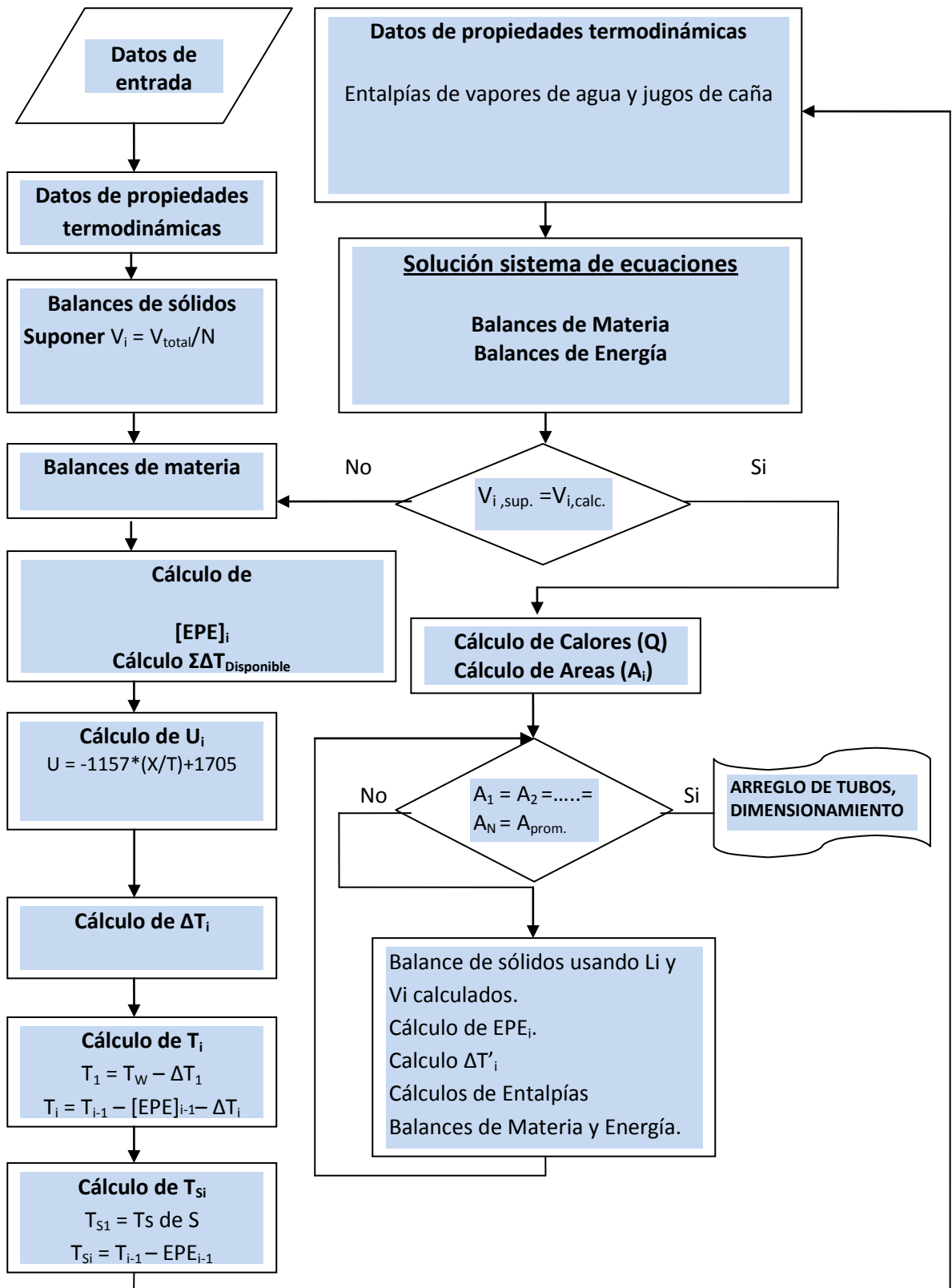
vaporizadas difieren de manera apreciable de los valores supuestos del paso 2, entonces se repiten los pasos 2, 3 y 4 con las cantidades vaporizadas que acaban de calcularse.

5. Se calcula el calor transferido y el área de transferencia de calor necesaria en cada efecto. Después se calcula el área promedio A_m mediante,

$$A_m = (A_1 + A_2 + \dots + A_i)/i$$

Si estas superficies de calentamiento no son aproximadamente iguales, se toman los valores obtenidos en el paso 4 y se repiten los cálculos de las secciones 2 y 3 hasta que las áreas sean iguales.

En el algoritmo presentado a continuación se muestran los pasos de cálculo en detalle y las respectivas ecuaciones utilizada [4]. Por tanto la numeración utilizada sigue el orden presentado en este libro. Debe observarse también que las correlaciones de EPE y U se basaron en datos experimentales.



Fuente: Autores

ANEXO C

MÉTODO DE CÁLCULO DESARROLLADO PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE TUBOS Y CORAZA

El dimensionamiento requiere los valores del diámetro externo de los tubos (DE), el BWG¹⁸ de los tubos y el área promedio de transferencia de calor (A_{prom}) del evaporador¹⁹. Este cálculo sigue los siguientes pasos:

1. Se supone el número de tubos empezando por el primer valor de la tabla *Disposición de tubos* (Ver Anexo F) para el diámetro externo de tubos seleccionado y se busca en esta tabla el valor estándar del diámetro interno de la coraza (DI) correspondiente al número de tubos supuesto.
2. Se asigna el valor del diámetro interno de la coraza (DI) a la *longitud de los tubos* (L_t) para que se mantenga la relación $DI/L_t = 1$ que recomienda la heurística para el dimensionamiento [14]. Este paso agiliza la convergencia del cálculo.
3. Se busca en la tabla *Datos de tubos* (Ver Anexo G) el valor estándar de *superficie exterior por pie lineal* (Sup. Ext.) de los tubos para el valor de DE y el BWG seleccionados.
4. Se calcula el área de transferencia de calor mediante la ecuación 8 y se compara el valor de área supuesta (A_{sup}) y A_{prom} . Si $A_{sup} < A_{prom}$, se repiten los cálculos desde el paso 2 hasta que se cumpla la condición $A_{sup} > A_{prom}$.

$$A_{sup} = \# \text{ Tubos} * L_t * \text{Sup. Ext} \quad (8)$$

¹⁸ Es la medida del espesor del tubo determinada por el calibrador BIRMINGHAM

¹⁹ Todos estos valores son conocidos ya que los dos primeros son datos de entrada y el A_m ya fue calculados en el diseño conceptual.

5. En la ecuación 9 se despeja L_t que hace que A_{sup} sea igual a A_{prom} . Utilizando el valor de A_{prom} , el número de tubos y superficie lineal exterior halladas en los pasos anteriores.

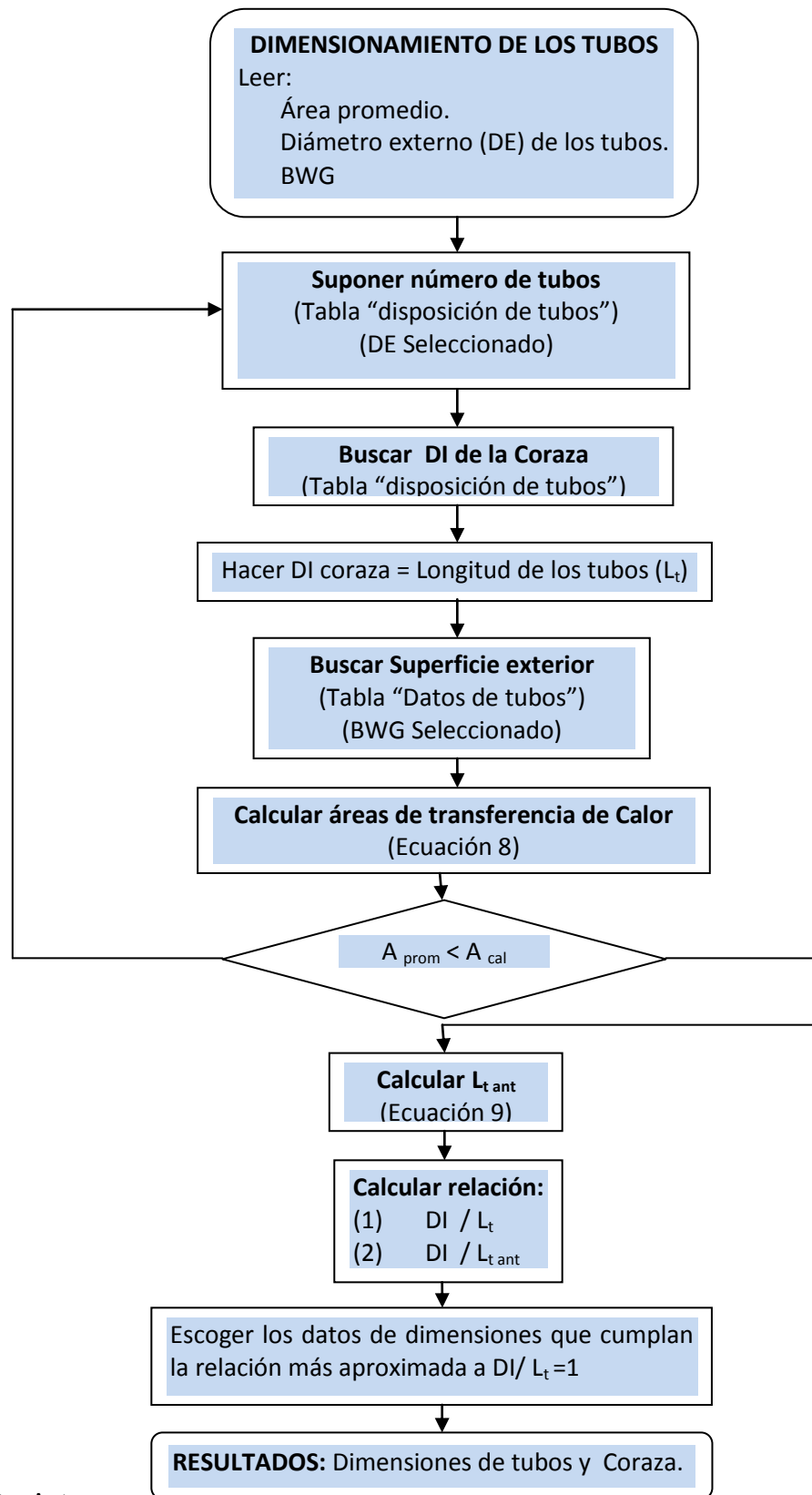
$$A_{promedio} - \# \text{ tubos} * \text{Sup. Ext.} * L_t = 0 \quad (9)$$

6. Se repite el paso 5 calculando $L_{t \text{ ant}}$ tomando ahora los valores de # tubos y superficie lineal exterior, ubicados en las casillas anteriores del valor calculado en sus respectivas tablas.

7. Se halla la relación DI/L_t para los L_t calculados en los pasos 7 y 8 y se escoge la relación más cercana a 1.

8. Resultados: se obtienen los valores de las dimensiones de los tubos que corresponden al L_t escogido en el paso 7. Dichos valores incluyen el DI de la coraza, número de tubos, superficie exterior e interior de los tubos, espesor de la pared, altura de los efectos, peso por pie lineal y área de flujo por tubos. También se obtienen las dimensiones del tubo central²⁰.

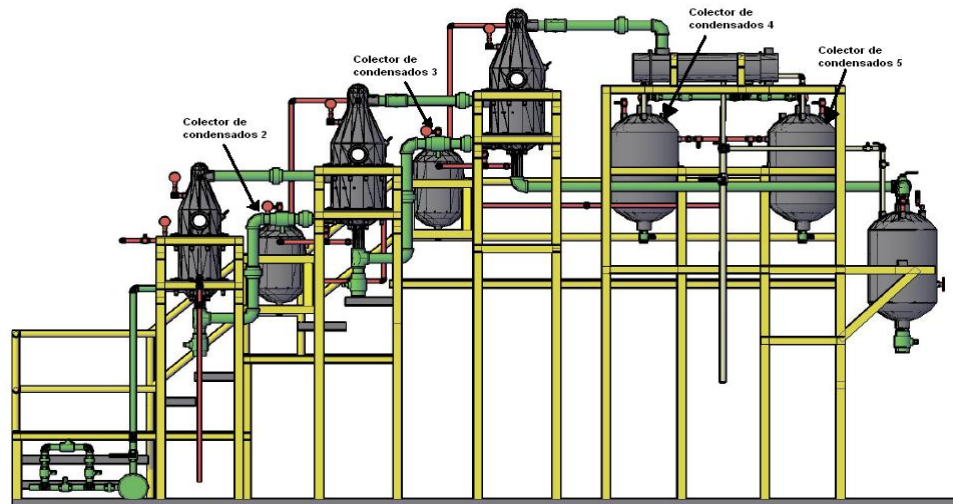
²⁰Por heurística (determinada por el diseñador del equipo operado experimentalmente), el diámetro del tubo central es de dos pulgadas para una producción de panela igual o menor a 120 Kg/h. Para producciones mayores, el diámetro es de tres pulgadas.



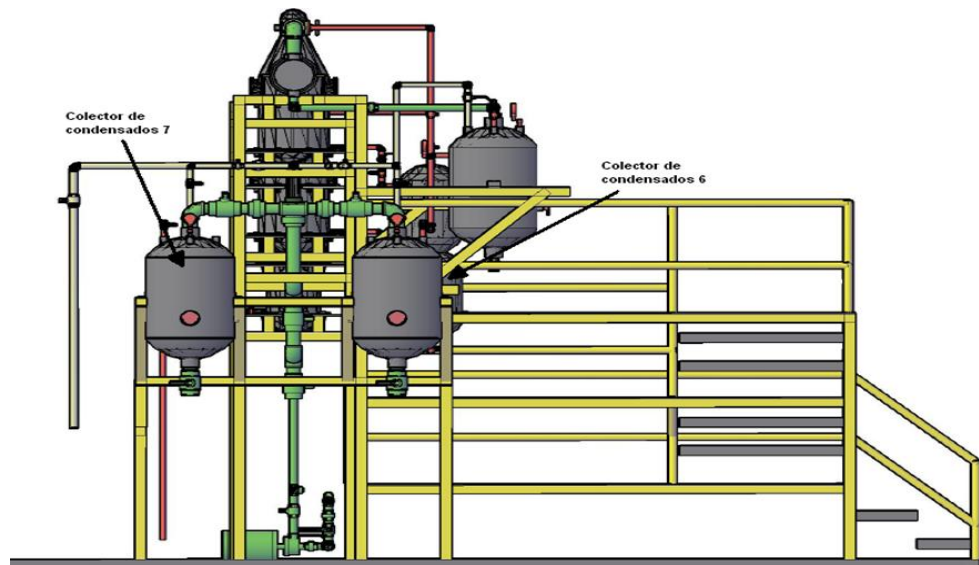
Fuente: Autores

ANEXO D
PLANO ISOMÉTRICO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN DE MÚLTIPLE EFECTO Y UBICACIÓN DE LOS TANQUES DE CONDENSADOS

1. Vista Frontal



2. Vista lateral derecha



Fuente: Ricardo Andrés López Zaraza [28]

ANEXO E.

MANUAL DE USUARIO PARA APLICACIÓN DE MULTIDIMP

Requerimientos del sistema

- Requerimientos de hardware:
Procesador: 300 MHZ o superior
Memoria RAM: 128 Mb o superior
- Requerimientos de software:
Microsoft Office 2003 o superior
- Resoluciones soportadas:
800x600
1024x768
1152x864
1280x1024
1260x800
1280x768

Estructura de la herramienta

Entorno

La herramienta tiene una primera ventana donde se explica el objetivo de la misma (figura 1).

Figura 1. Ventana No. 1



Fuente: Autores

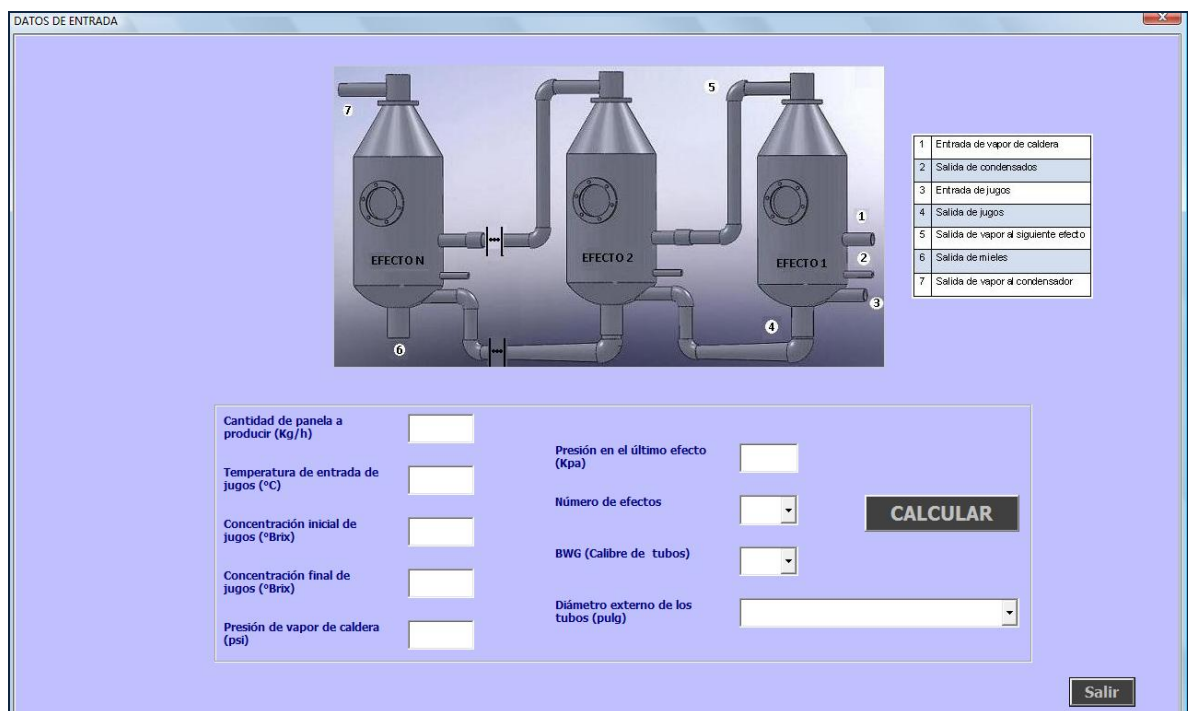
En la segunda ventana (Figura 2) llamada *Datos de Entrada* se introducen los valores del diámetro externo de los tubos y BWG como parámetros de dimensionamiento, y las condiciones a las que el diseñador quiere operar el equipo, las cuales son:

- Cantidad de Panela a producir.
- Número de efectos.
- Presión del vapor de agua que entra al primer efecto.
- Presión final del espacio del vapor en el último efecto.
- Temperatura del jugo que se alimenta al primer efecto.
- Concentración final del jugo que sale del último efecto.
- Concentración del jugo que entra al primer efecto.

Los flujos de entrada y salida que están señalados por números en el grafico de esta ventana corresponden a:

1	Entrada de vapor de caldera
2	Salida de condensados
3	Entrada de jugos
4	Salida de jugos
5	Salida de vapor al siguiente efecto
6	Salida de mieles
7	Salida de vapor al condensador

Figura 2. Ventana de entrada de datos



Fuente: Autores

Luego de ingresar los datos, se pulsa el botón *CALCULAR* y aparece una tercera ventana (Figura 3) llamada *Dimensiones del Evaporador* que consta de dos páginas, *DIMENSIONES I* y *DIMENSIONES II* (los cuales el usuario pulsará de acuerdo a las dimensiones que necesite observar) donde se observan los

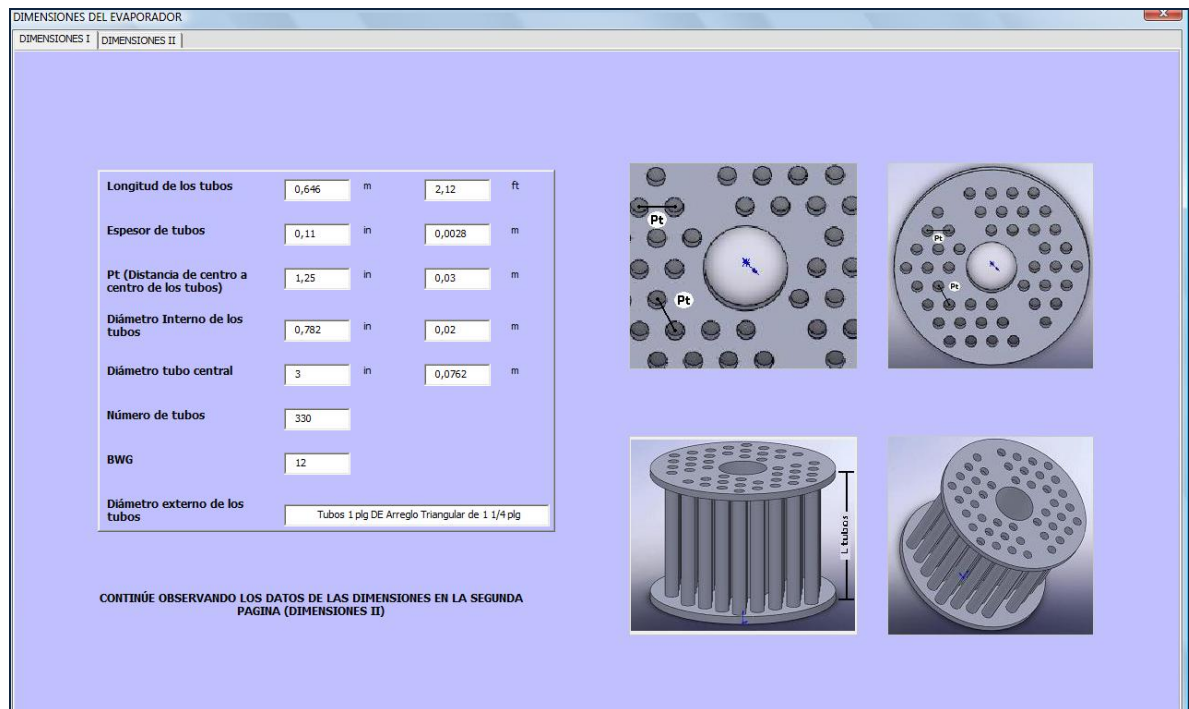
resultados calculados por la herramienta. Los valores presentados en esta ventana son:

DIMENSIONES I:

DIMENSIONES DE TUBOS:

- Número de Tubos
- Longitud
- Espesor
- Diámetro Interno
- Diámetro Externo
- BWG
- Diámetro del Tubo Central
- Distancia de centro a centro de los tubos (P_t)

Figura 3. Ventana de resultados No.1



Fuente: Autores

En la página *DIMENSIONES II* se encuentran los siguientes resultados y se pueden observar en la figura presentada a continuación:

DIMENSIONES II:

DIMENSIONES DEL EVAPORADOR:

- Áreas de transferencia de calor para cada efecto.
- Altura del Evaporador.
- Diámetro Interno de la Coraza.
- Relación DI / L_t .
- Área de flujo por Tubo.

DATOS DE TUBOS:

- Superficie Lineal Interior.
- Superficie Lineal Exterior.
- Peso por pie Lineal (Lb Acero).

Figura 4. Ventana de resultados No.2

DIMENSIONES DEL EVAPORADOR				
DIMENSIONES I		DIMENSIONES II		
Area de transf. de calor	17,977	m2	193,43	ft2
Altura del evaporador	1,61	m	5,28	ft
Area de flujo	0,48	in2	0,0003	m2
Diámetro Interno de Coraza	27	in	0,69	m
Superficie lineal exterior	0,08	m	0,26	ft
Superficie lineal interior	0,2	in	0,01	m
Peso por pie lineal	1,14	Lb de acero		
Relación diámetro coraza/longitud de tubos	1,06			

VER DETALLES DE BALANCES DE MASA Y ENERGÍA

REGRESAR A DATOS DE ENTRADA

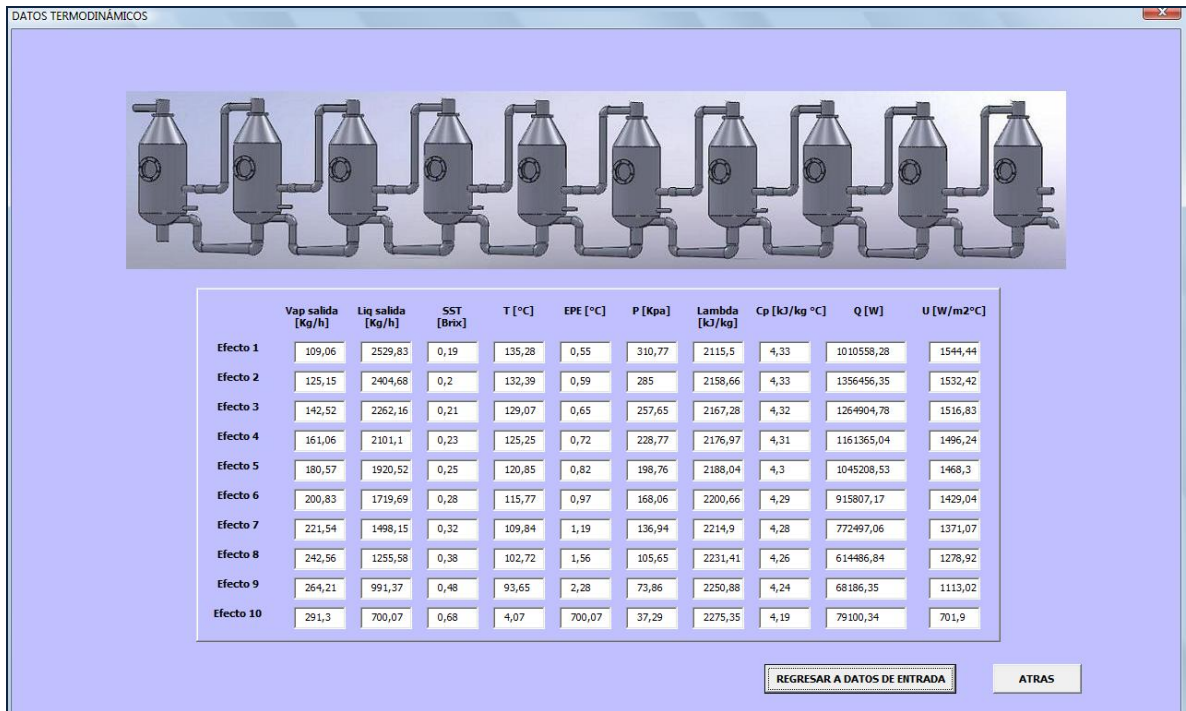
Fuente: Autores

En la parte inferior de la página *DIMENSIONES II* se encuentran tres botones que permiten al usuario ver los resultados de los balances de masa y energía, regresar a datos de entrada o salir del programa.

Si el usuario pulsa el botón *VER DETALLES DE BALANCES DE MASA Y ENERGÍA*, se abrirá la ventana *Balances de Masa y Energía* en la cual aparecerá una imagen del evaporador con su número de efectos elegido y una tabla que contiene los siguientes datos para cada etapa:

- Flujo másico de vapores y jugos de salida.
- Las concentraciones de salida del jugo.
- La Presión y Temperatura de operación del efecto.
- EPE del agua a evaporar, Cp de los jugos, coeficiente global de transferencia de calor (U), calor transferido (Q) y calor latente de vaporización en cada efecto (Lambda).

Figura 5. Ventana de detalles de balances de masa y energía



Fuente: Autores

Esta página cuenta con dos botones que permiten ir a la ventana datos de entrada para realizar otro cálculo o regresar a la ventana *Dimensiones del Evaporador*.

ANEXO F

DISPOSICIÓN DE LOS ESPEJOS DE TUBOS (CUENTA DE TUBOS) ARREGLO TRIANGULAR

Tubos 3/4" DE (Pt de 15/16")		Tubos 3/4" DE (Pt de 1")		Tubos 1" DE (Pt de 1 1/4")		Tubos 1 1/4" DE (Pt de 19/16")		Tubos 1 1/2" DE (Pt de 17/8")	
CORAZA DI, plg	Tubos	CORAZA DI, plg	Tubos	CORAZA DI, plg	Tubos	CORAZA DI, plg	Tubos	CORAZA DI, plg	Tubos
8	36	8	37	8	21	-	-	-	-
10	62	10	61	10	32	10	20	-	-
12	109	12	92	12	55	12	32	12	18
13,25	127	13,25	109	13,25	68	13,25	38	13,25	27
15,25	170	15,25	151	15,25	91	15,25	54	15,25	36
17,25	239	17,25	203	17,25	131	17,25	69	17,25	48
19,25	301	19,25	262	19,25	163	19,25	95	19,25	61
21,25	361	21,25	316	21,25	199	21,25	117	21,25	76
23,25	442	23,25	384	23,25	241	23,25	140	23,25	95
25	532	25	470	25	294	25	170	25	115
27	637	27	559	27	349	27	202	27	136
29	721	29	630	29	397	29	235	29	160
31	847	31	745	31	472	31	275	31	184
33	974	33	856	33	538	33	315	33	215
35	1102	35	970	35	608	35	357	35	246
37	1240	37	1074	37	674	37	407	37	275
39	1377	39	1206	39	766	39	449	39	307

Fuente: TEMA [31]

ANEXO G

DATOS DE TUBOS PARA CONDENSADORES E INTERCAMBIADORES DE CALOR

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la Pared	DI, plg	Área de Flujo por Tubo, plg ²	Superficie por pie lin. pies ²		Peso por pie lineal lb, de acero
					Exterior	Interior	
3/4	10	0,134	0,482	0,182	0,1963	0,1263	0,965
	11	0,12	0,51	0,204	0,1963	0,1335	0,884
	12	0,109	0,532	0,223	0,1963	0,1393	0,817
	13	0,095	0,56	0,247	0,1963	0,1466	0,727
	14	0,083	0,584	0,268	0,1963	0,1529	0,647
	15	0,072	0,606	0,289	0,1963	0,1587	0,571
	16	0,065	0,62	0,302	0,1963	0,1623	0,52
	17	0,058	0,634	0,314	0,1963	0,166	0,469
	18	0,049	0,652	0,334	0,1963	0,1707	0,401
1	8	0,165	0,67	0,355	0,2618	0,1754	1,61
	9	0,148	0,704	0,389	0,2618	0,1843	1,47
	10	0,134	0,732	0,421	0,2618	0,1916	1,36
	11	0,12	0,76	0,455	0,2618	0,199	1,23
	12	0,109	0,782	0,479	0,2618	0,2048	1,14
	13	0,095	0,81	0,515	0,2618	0,2121	1
	14	0,083	0,834	0,546	0,2618	0,2183	0,89
	15	0,072	0,856	0,576	0,2618	0,2241	0,781
	16	0,065	0,87	0,594	0,2618	0,2277	0,71
	17	0,058	0,884	0,613	0,2618	0,2314	0,639
	18	0,049	0,902	0,639	0,2618	0,2361	0,545

Fuente: TEMA [31]

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la Pared	DI, plg	Area de Flujo por Tubo, plg ²	Superficie por pie lin. pies ²		Peso por pie lineal lb, de acero
					Exterior	Interior	
1 1/4	8	0,165	0,92	0,665	0,3271	0,2409	2,09
	9	0,148	0,954	0,714	0,3271	0,2498	1,91
	10	0,134	0,982	0,757	0,3271	0,2572	1,75
	11	0,12	1,01	0,8	0,3271	0,2644	1,58
	12	0,109	1,03	0,836	0,3271	0,2701	1,45
	13	0,095	1,06	0,884	0,3271	0,2775	1,28
	14	0,083	1,08	0,923	0,3271	0,2839	1,13
	15	0,072	1,11	0,96	0,3271	0,2896	0,991
	16	0,065	1,12	0,985	0,3271	0,2932	0,9
	17	0,058	1,13	1,01	0,3271	0,2969	0,808
	18	0,049	1,15	1,04	0,3271	0,3015	0,688
		8	0,165	1,17	1,075	0,3925	0,3063
1 1/2	9	0,148	1,2	1,14	0,3925	0,3152	2,34
	10	0,134	1,23	1,19	0,3925	0,3225	2,14
	11	0,12	1,26	1,25	0,3925	0,3299	1,98
	12	0,109	1,28	1,29	0,3925	0,3356	1,77
	13	0,095	1,31	1,35	0,3925	0,343	1,56
	14	0,083	1,33	1,4	0,3925	0,3492	1,37
	15	0,072	1,36	1,44	0,3925	0,3555	1,2
	16	0,065	1,37	1,47	0,3925	0,3587	1,09
	17	0,058	1,38	1,5	0,3925	0,3623	0,978
	18	0,049	1,4	1,54	0,3925	0,367	0,831

Fuente: TEMA [31]

ANEXO H

PRUEBA DE PERCENTILES APLICADA A LA PRUEBA 1

Q1: Primer cuartil

Q3: Tercer Cuartil

LímInf: Límite inferior

LímSup: Límite Superior

Para detectar valores *outliers moderados* [32], se tiene:

$$\text{LímInf} = Q1 - 1.5(Q3 - Q1)$$

$$\text{LímSup} = Q3 + 1.5(Q3 - Q1)$$

Los valores que sean menores que LímInf o mayores que LímSup, se consideran valores *outliers moderados*.

Para detectar valores *outliers extremos*, se tiene:

$$\text{LímInf} = Q1 - 3(Q3 - Q1)$$

$$\text{LímSup} = Q3 + 3(Q3 - Q1)$$

Los valores que sean menores que LímInf o mayores que LímSup, se consideran valores *outliers extremos*.

PRUEBA DE PERCENTILES						
DATOS PRUEBA 1	Q1	Q3	Q1 - 1,5*(Q3-Q1)	Q3 + 3*(Q3-Q1)	TIPO DE DATO	
U1	1926,06	1480,16	1537,39	1709,08	Outlier Extremo	
U2	1786,27	1253,46	1376,92	1747,3	Outlier Extremo	
U3	620,55	819,48	945,49	630,465	Outlier Moderado	