



MINISTERIO DE EDUCACIÓN SUPERIOR  
INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALÚRGICO  
"Dr. Antonio Núñez Jiménez"  
FACULTAD DE METALURGIA Y ELECTROMECAÁNICA  
DEPARTAMENTO DE METALURGIA-QUIMICA

# **MODELOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR DE LOS ENFRIADORES DE PLACAS DE LA EMPRESA "RENÉ RAMOS LATOUR"**

**Tesis presentada en opción al título de Ingeniero en  
Metalurgia**

**Daimara García Pupo**

**MOA**

**2013**

---



MINISTERIO DE EDUCACIÓN SUPERIOR  
INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALÚRGICO  
"Dr. Antonio Núñez Jiménez"  
FACULTAD DE METALURGIA Y ELECTROMECAÁNICA  
DEPARTAMENTO DE METALURGIA-QUIMICA

# **MODELOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR DE LOS ENFRIADORES DE PLACAS DE LA EMPRESA "RENÉ RAMOS LATOUR"**

**Tesis presentada en opción al título de Ingeniero en  
Metalurgia**

**Autora: Daimara García Pupo**

**Tutores: Ing. Armando Rojas Vargas, MS.c.**

**Prof. Titular. Ing. Antonio Chang Cardona, Dr.c.**

**MOA**

**2013**

---

## **PENSAMIENTO**

*“Los hombres necesitan conocer, cultivar y aprovechar los elementos inagotables e infatigables de la naturaleza. Los hombres crecen cuando aprenden algo, cuando entran a poseer algo, y cuando han hecho algún bien. Con el conocimiento de la ciencia, el hombre revela su propia naturaleza”*

José Martí Pérez



## **AGRADECIMIENTOS**

Agradezco de la forma más sincera la colaboración de todos y todas las personas que de una forma u otra han contribuido a la realización de este trabajo, y en especial:

A la Revolución Cubana por darme la oportunidad de cursar mis estudios y alcanzar el título de Ingeniero.

A mi madre Elda Pupo Zucarino por todo el amor y apoyo brindado durante todo este período de mi vida.

A mí querido esposo Ramón por todo el esfuerzo y el apoyo brindado en la realización de este trabajo.

A mis tutores, Ing. Armando Rojas Vargas Ms.c y al Profesor Titular Ing. Antonio Chang Cardona, Dr.C por el apoyo brindado.

A todos los profesores que me brindaron sus herramientas necesarias para llevar a cabo una buena investigación.

A mis compañeros de trabajo por su colaboración y su apoyo.

A todos muchas gracias.

---

## **DEDICATORIA**

A mi madre y hermanos cuya educación, valor y ejemplo han permitido alcanzar esta meta.

A mis hijos que me han dado su apoyo incondicional para cumplir los objetivos que me propuse.

A mi esposo, Ramón Mercado Moreno que tanto empeño ha puesto en que mis sueños sean realizados.

A toda mi familia en general.

---

## Resumen

Se caracterizaron los enfriadores de placas de la empresa “René Ramos Latour” y se obtuvieron los modelos para determinar los coeficientes individuales de transferencia de calor y las resistencias de las impurezas, aplicando el programa computacional Microsoft Excel y el StatGraphics. Se desarrollaron algoritmos de cálculo de balance de masa y energía para determinar el flujo de licor necesario alimentar a los tanques de contacto de mineral reducido y licor carbonato amoniacal, así como la temperatura requerida del licor; la ecuación general para estimar los coeficientes del modelo por error y tanteo y por correlación no lineal. El modelo obtenido para calcular el número de Nusselt posee los siguientes coeficientes:  $C_L = 0,07143$ ,  $C_a = 0,1$ ,  $n = 0,68$  con la forma  $Nu = c \cdot Re^n \cdot Pr_c^{\frac{1}{3}}$  para un rango de Reynold entre  $1457 \leq Re < 1962$  y  $1406 \leq Re < 3423$  para el licor amoniacal y el agua respectivamente. La alta concentración de sólidos suspendidos en el licor alimentado a los enfriadores, fue factor causal en la disminución del coeficiente global de transferencia de calor en el periodo de operación.

**Palabras Clave:** Enfriadores de placas, transferencia de calor.

---

## ABSTRACT

The Cooler of plates of the "René Ramos Latour" Company were characterized and the models obtained to determine the individual coefficients of Heat Transfer and the resistances of the sludges, applying the computer program Microsoft Excel and the StatGraphics. Algorithms of calculation of balance of mass and energy were developed to calculate the flow of liquor necessary to feed to the tanks of contacts of reduced mineral and ammonia carbonate liquor, as well as the required temperature of the liquor; as the general equation to estimate the coefficients of the pattern by mistake and comparison and by non lineal correlation. The pattern obtained to calculate the number of Nusselt possesses the following coefficients:

$CL = 0.07143$ ,  $Ca = 0,1$ ,  $n = 0,68$  with the form  $Nu = c \cdot Re^n \cdot Pr_c^{\frac{1}{3}}$  for a range of Reynold among  $1457 \leq Re < 1962$  and  $1406 \leq Re < 3423$  for the liquor amoniacal and the water respectively. The high concentration of solids suspended in the liquors fed in the coolers, was causal factor in the decrease of the global coefficient of heat transfer in the operation period.

**Key words:** Cooler of plates, Heat Transfer.

---

# ÍNDICE

# PAG

<b>INTRODUCCIÓN</b> -----	<b>1 -</b>
<b>1 MARCO TEÓRICO</b> -----	<b>8 -</b>
1.1 Fundamentos teóricos-----	8 -
1.1.1 La Transferencia de Calor -----	8 -
1.1.2 Mecanismos de Transferencia de calor-----	8 -
1.1.3 Ecuaciones básicas -----	9 -
1.1.4 Balance de calor en líquidos sin cambio de fase-----	9 -
1.1.5 Diferencia de temperatura media logarítmica. (MLDT)-----	10 -
1.1.6 Coeficiente Global de Transferencia de Calor-----	10 -
1.1.7 Área de Transferencia de Calor -----	12 -
1.1.8 Eficiencia Térmica -----	12 -
1.2 Caracterización de los Intercambiadores de Placas -----	13 -
1.2.1 Partes constituyentes de un Intercambiador de Calor de Placas-----	13 -
1.2.2 Dimensiones y parámetros de las Placas-----	13 -
1.2.3 Modelos de Flujos-----	15 -
1.3 Modelos para determinar los coeficientes de Transferencia de Calor -----	16 -
1.3.1 Correlación de Kumar-----	16 -
1.3.2 Correlación de Thonon -----	17 -
1.3.3 Correlación de Wanniarachchi-----	18 -
1.3.4 Correlación de Tamayo-----	19 -
1.4 Antecedentes-----	19 -
<b>2 MATERIALES Y MÉTODOS</b> -----	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>
2.1 Métodos y materiales-----	24 -
2.1.1 Caracterización del sistema de Enfriadores de Placas de la empresa René Ramos Latour -----	24 -
2.1.2 Obtención de los datos de operación -----	25 -
2.1.3 Caracterización del licor -----	26 -
2.1.4 Propiedades físicas del fluido -----	27 -
2.2 Modelo para determinar los Coeficientes individuales y Global de Transferencia de Calor-----	27 -
2.2.1 Preparación de la base de Datos Excel -----	29 -
2.2.3 Análisis Estadístico -----	31 -
<b>3 ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE LOS RESULTADOS</b> -----	<b>33 -</b>
3.1 Balance de masa y de calor en el sistema: Enfriadores de Licor – Tanque de Contacto-----	33 -
3.1.1 Análisis de la operación de los enfriadores de Placas -----	36 -
3.1.2 Modelo para estimar las resistencias de las impurezas -----	39 -
3.1.3 Modelo para estimar los coeficientes Individuales de Transferencia de Calor-----	41 -
3.1.4 Aplicación del modelo de Nusselt-----	44 -
<b>CONCLUSIONES</b> -----	<b>47 -</b>
<b>RECOMENDACIONES</b> -----	<b>48 -</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA</b> -----	<b>49 -</b>
<b>NOTACIÓN</b> -----	<b>52 -</b>
<b>ANEXO</b>	

---

## **INTRODUCCIÓN**

Cuba, con un estimado de 1 500 millones de toneladas de níquel, es uno de los países con mayor reserva mundial de yacimientos lateríticos del mundo, los cuales son procesados en la zona de Nicaro y Moa de la provincia Holguín. Los países mayores productores de níquel son: Rusia, Filipinas y Canadá; Cuba ocupa el noveno lugar entre ellos. A partir del año 1943, comenzaron las primeras producciones al fundarse en Nicaro, la primera industria del mundo con Tecnología Carbonato Amoniacal (TCA) que tras su nacionalización con el Triunfo de la Revolución en 1959, adoptó el nombre de empresa “René Ramos Latour” (RRL). En Moa operan otras dos empresas productoras: “Pedro Soto Alba” con tecnología ácida, puesta en operación en 1959 y “Ernesto Che Guevara” con Tecnología Carbonato Amoniacal. Esta actividad productiva es uno de los renglones económicos más importantes del país, con una producción de alrededor de 75 000 toneladas anuales.

Esta investigación centra su atención en la Tecnología de Lixiviación Carbonato Amoniacal, específicamente, en el sistema de enfriamiento de licor de la planta de lixiviación de la Empresa comandante “René Ramos Latour”, Nicaro.

La temperatura del licor es una de las variables que determinan la eficiencia de lixiviación y lavado, los estudios han recomendado garantizar una temperatura de la pulpa entre los 40 y 45 °C. Los problemas fundamentales que genera el incremento de temperatura son:

1. Aumento de la presión parcial del amoníaco y dióxido de carbono, incrementando las pérdidas, el costo de producción y afectando la eficiencia de recuperación de los metales.
2. Disminución de la solubilidad del oxígeno, necesario para las reacciones involucradas en la lixiviación.
3. Aumento de la solubilidad del magnesio, el cual produce disminución del coeficiente global de transferencia de calor de los enfriadores, contaminación del producto final y del medio ambiente por vertimiento de escombros, incremento de la acumulación de las incrustaciones en tuberías y accesorios; y en consecuencia, de los costos por mantenimiento.
4. Disminución de la solubilidad de los amoniacatos de níquel y cobalto (II), al aumentar la constante de estabilidad de la disociación básica del hidróxido de amonio disminuyendo la eficiencia.

Inicialmente, para el enfriamiento del licor se empleaban intercambiadores de calor de tubos y corazas.

El sistema estaba constituido por 15 bancos de enfriadores en paralelo, cada uno con nueve intercambiadores de calor en serie. Operaban 10 bancos y cinco, en ciclo de limpieza. El área de transferencia de calor de diseño era de 59,35 m<sup>2</sup> por enfriador, para un total de 5 341,1 m<sup>2</sup> en operación. Ocupaban un área de 502,04 m<sup>2</sup>, la estructura de soporte requería de mantenimiento debido al medio corrosivo al que estaba expuesto.

Tras los años de explotación, la eficiencia de transferencia de calor fue disminuyendo. Entre el año 2006 y 2008, la temperatura de la pulpa en los tanques de contactos alcanzó temperaturas de 46 a 47 °C y a la salida de primera etapa de lixiviación, entre 51 y 54 °C, fundamentalmente en las tardes de los meses de julio y agosto; aunque las causas no son atribuibles solo a la operación de los enfriadores de licor, sino también a la productividad en hornos, composición química del mineral reducido, operación de los enfriadores de mineral reducido, relación líquido/sólido en los tanques de contactos

La limpieza se realizaba mecánica y manualmente, en tres turnos de trabajo de ocho horas por día, con tres operadores cada uno, bajo condiciones ambientales de gases amoniacales, vapor de agua, polvo, ruido y sin cubierta. Se requerían medios de protección específicos para el área. Primero se les pasaba vapor y

luego agua, una lanza nombrada “Tuwa” hacía función de raspador o “guisopo” y se introducía tubo a tubo, para eliminar las costras en su interior. El flujo volumétrico de agua consumido en el lavado fue de 120 m<sup>3</sup>/h, esta no se reincorporaba al proceso constituyendo un agua residual.

En el año 2008, se puso en operación un banco de intercambiadores de calor de placas, compuesto por tres enfriadores, con un área de transferencia de calor de 493 m<sup>2</sup>, dos en operación y uno en ciclo de limpieza, para un área total de 986 m<sup>2</sup>. Como resultado, se reportaron temperaturas en el tanque de contacto de 38 a 43 °C y a la salida de la primera etapa de lixiviación entre 46 y 47 °C.

Los intercambiadores de calor de placas, poseen las siguientes ventajas con respecto a los de tubos y coraza:

- Elevados valores de los coeficientes individuales de transferencia de calor, lo que conlleva valores muy elevados del coeficiente total de transferencia de calor, entre 3 000 y 7 000 W/(m<sup>2</sup> °C).
- Menores pérdidas caloríficas, solo los bordes de las placas están expuestas al ambiente exterior y, además, tienen pequeños espesores que pueden aislarse fácilmente.
- Menor espacio necesario que otros tipos de intercambiadores dada su elevada relación superficie de intercambio/volumen total, lo que supone que la cantidad de líquido contenido por unidad de superficie de intercambio es muy baja en comparación con otros intercambiadores.
- Fácil accesibilidad a ambas caras de cada placa, lo que permite una mejor inspección y limpieza que puede realizarse en el mismo lugar de su emplazamiento; aunque la limpieza química requiere de un adecuado tratamiento, para evitar contaminación al medio ambiente.

En cuanto a las desventajas:

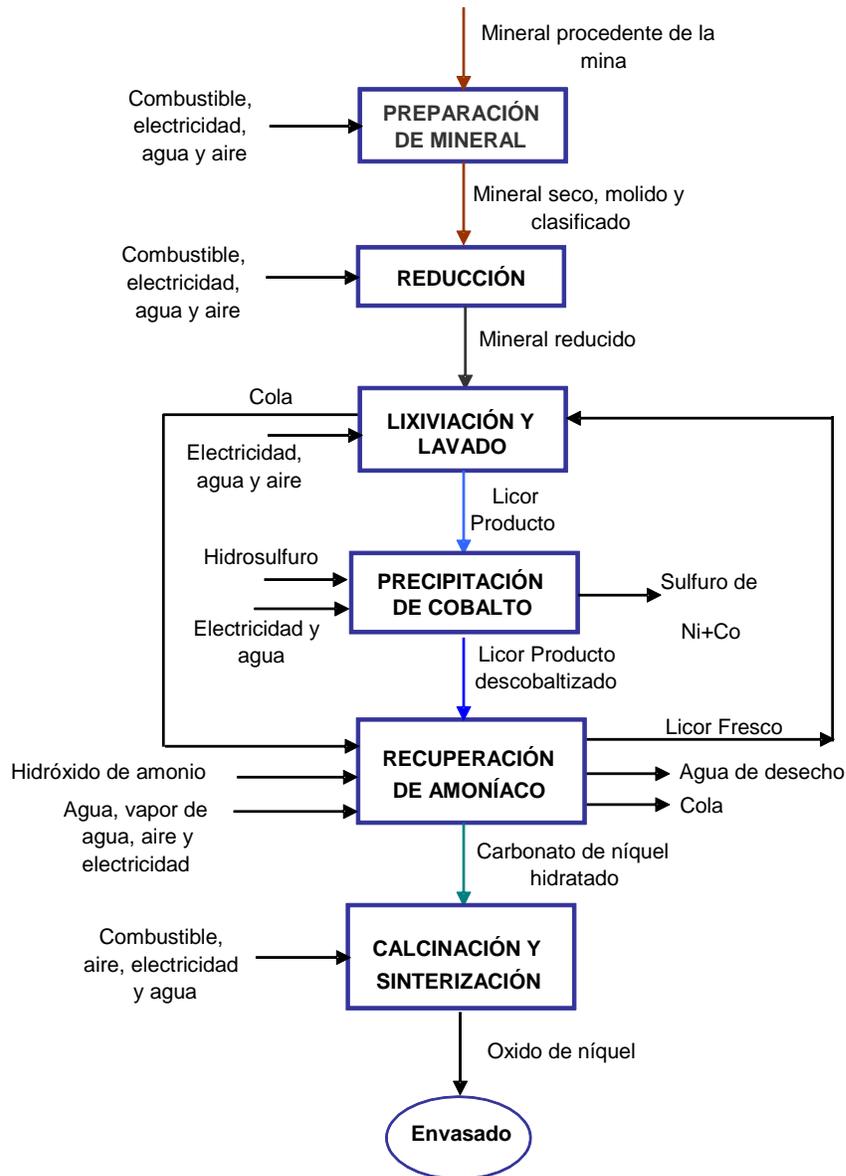
- Limitación que imponen las juntas de unión entre placas, no permiten trabajar con temperaturas superiores a 250 °C o presiones mayores de 2 500 kPa para placas móviles, sobre lo cual no tiene incidencia en la empresa René Ramos Latour.
- Presentan mayor pérdida de presión en la circulación de fluidos, por lo que se instaló un sistema de bombeo de mayor consumo energético que el anterior.
- Son más caros que los multitubulares.

- Los intercambiadores de placas no funcionan correctamente con líquidos que tengan sólidos de gran tamaño, debido a la pequeña distancia de separación entre las placas. En general el tamaño máximo admisible de los sólidos en suspensión es de cuatro a ocho milímetros de diámetro, dependiendo del modelo de intercambiador. Este factor es un criterio de control en la operación, ante el incremento de sólidos suspendidos en el licor de reboso alimentado al sistema de enfriamiento. Por ello se recomienda disponer para estas industrias, sistema de floculación, filtración de este licor y así mantener los ciclos de limpieza.

El proceso de extracción de níquel se puede dividir en seis etapas principales, como se refleja en la Figura 1. Las reacciones químicas involucradas, análisis de fases de los compuestos formados y de cinéticas de reacción se desarrollan en la literatura ([Chang, 2000](#); [Rojas, 2007](#)).

1. Preparación del Mineral: El mineral húmedo procedente de la mina se deposita en el patio, se homogeniza y envía a trituración, secado y molienda. Se obtiene como producto el mineral seco y molido, el que se bombea de forma neumática a los silos de almacenamiento.
2. Reducción: El mineral se somete a un proceso de reducción en hornos de hogares múltiples para convertir parte del níquel y el cobalto presentes en el mineral como óxidos y silicatos, al estado metálico. Se obtiene como producto el mineral reducido, a una temperatura entre 190 y 200 °C.
3. Lixiviación y Lavado: El mineral reducido se lixivia en el licor carbonato amoniaco con la adición de aire. Se obtiene como producto el “Licor Producto”, enriquecido en níquel y cobalto y la cola como desecho.
4. Precipitación de Cobalto: El cobalto contenido en el Licor Producto se precipita con sulfuro de amonio y se obtiene en forma de sulfuro mixto de níquel más cobalto.
5. Recuperación de Amoníaco: El amoníaco y el dióxido de carbono presentes en el Licor Producto y la cola procedentes de la lixiviación se recuperan por destilación. Se obtienen como productos el carbonato de níquel; la cola destilada, la cual se envía al dique como reserva mineral; agua residual con baja concentración de níquel, amoníaco y azufre, la que se vierte a la presa de cola; y el licor fresco, se recircula al proceso de lixiviación.

6. Calcinación y sinterización: El carbonato de níquel se espesa, filtra, calcina y sinteriza y se obtiene el óxido de níquel como producto final.



**Figura 1. Diagrama de obtención del óxido de níquel**

La planta de Lixiviación y Lavado constituye el área de interés para el proyecto de tesis, donde se encuentran los enfriadores de licor de placas; dicho licor es utilizado para formar la pulpa con el mineral reducido en los tanques de contacto. La temperatura de la pulpa por norma debe obtenerse entre 40 y 42 °C, y a una densidad entre 1 140 y 1 150 kg/m<sup>3</sup>.

**Situación problémica:** El perjuicio económico que le causan a la empresa los enfriadores de placas para los licores de lixiviación debido a: los bajos valores de extracción de níquel y cobalto, las pérdidas de amoniaco en lixiviación por las altas temperaturas del licor; los elevados consumos de: ácido sulfúrico, agua y energía por el incremento de los ciclos de limpieza y mantenimiento de los enfriadores.

**Problema Científico:** Insuficiente conocimiento sobre el modelo para estimar los coeficientes individuales de transferencia de calor de los enfriadores de placas para los licores de lixiviación en la operación de la empresa “René Ramos Latour”.

**Objeto de investigación:** El objetivo de la investigación es en los enfriadores de licor de placas de la empresa comandante “René Ramos Latour”.

**Objetivo General:** Establecer el modelo para el control de la operación de los enfriadores de licor de placas que permita calcular el mínimo de unidades en operación y el consumo de agua.

**Objetivo Específico:** Obtener el modelo para estimar los coeficientes individuales de transferencia de calor a partir de la modelación de Nusselt para el lado caliente o de los licores, y el lado frío o del agua.

**Hipótesis:** Si se determina un modelo para estimar los coeficientes Individuales de transferencia de calor de los enfriadores de placas de la empresa “René Ramos Latour”, entonces se podrá controlar la operación de dichos enfriadores para disminuir la temperatura del licor y los gastos en limpieza.

**Campo de acción:** La transferencia de calor.

### **Metodología de la Investigación**

- Método lógico - histórico para analizar el efecto de las variables de operación de los enfriadores de placas, sobre la eficiencia de enfriamiento y acumulación de las incrustaciones.
- Método empírico, basado en la medición de los parámetros como temperatura, flujo del agua y licor; y la observación de las tendencias.
- El análisis estadístico de la base de datos, aplicando los programas MS Excel y StatGraphics, para la obtención de los modelos y su calidad de ajuste.

### **Los aportes de la investigación son:**

Contribución al conocimiento para la operación de los intercambiadores de calor de placas, con la finalidad de obtener mejores extracciones de níquel y cobalto,

aumento del flujo de licor a los tanques de contacto y disminuir las pérdidas de amoniaco.

Los métodos de análisis y los resultados obtenidos pueden ser utilizados en posteriores investigaciones, así también, empleados en la toma de decisiones acerca de lo que resta por ser investigado y su aplicación en la práctica.

**En lo Económico:**

Esta investigación permite el aprovechamiento de los reactivos del proceso de lixiviación y regula el gasto energético en el proceso de enfriamiento del licor, permite la mejora de los índices económicos del proceso tecnológico y la eficiencia metalúrgica.

Forma parte de la política de implementación de los Lineamientos de la Política Económica y Social del Partido y la Revolución, ya que responde a las necesidades del desarrollo de la economía y la sociedad

**En lo Social:**

El impacto social se basa en los efectos de la Ciencia y la Tecnología sobre la sociedad. La aplicación de los resultados previstos garantiza el éxito de la aplicación de este tipo de enfriamiento en industrias que emplean este tipo de proceso.

## 1 MARCO TEÓRICO

En el capítulo se exponen los resultados de un conjunto de estudios precedentes en el campo de intercambiadores de calor de placas en cuanto a sus parámetros geométricos y modelos para la estimación de los coeficientes de transferencia de calor. Todo ello tributa a una mejor comprensión de los aspectos teóricos y resultados experimentales que son objeto de análisis y de referencia para emprender el trabajo experimental.

### 1.1 Fundamentos teóricos

#### 1.1.1 La Transferencia de Calor

La Transferencia de Calor es un fenómeno de transporte, donde la fuerza impulsora es el gradiente de temperatura. El calor no es más que energía en tránsito que se transmite en virtud de una diferencia de temperaturas entre dos cuerpos; caliente y frío. (Kern, 1969)

#### 1.1.2 Mecanismos de Transferencia de calor

Los mecanismos de Transferencia de Calor son: Conducción, Convección y Radiación. En la figura 1.1 se muestran los mecanismos de transferencia de calor.

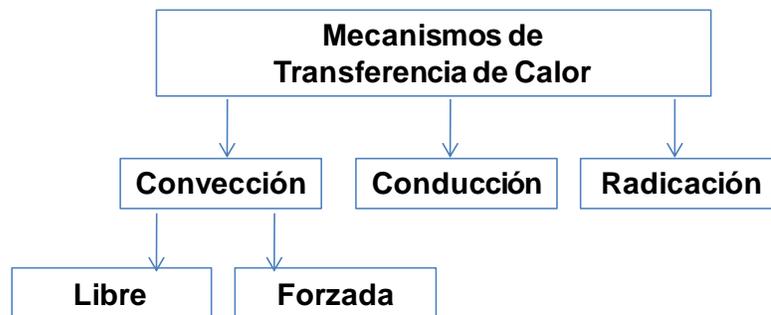


Figura 1.1 Mecanismos de Transferencia de Calor

Conducción: Mecanismo de transferencia de energía térmica entre dos sistemas basado en el contacto directo de sus partículas sin flujo neto de materia y que tiende a igualar la temperatura dentro de un cuerpo y entre diferentes cuerpos en contacto.

Convección: Es el flujo de calor mediante corrientes dentro de un fluido (líquido o gaseoso).

Convección libre o natural: Se desarrolla bajo un gradiente de densidad.

Convección forzada: La convección forzada se logra sometiendo el fluido a un gradiente de presiones, con lo que se fuerza su movimiento de acuerdo a las leyes de la mecánica de fluidos, por medio de una fuerza externa como lo es una bomba, un ventilador u otro dispositivo mecánico.

Radiación: Se denomina radiación térmica o radiación calorífica a la emitida por un cuerpo debido a su temperatura. Todos los cuerpos con temperatura superior a 0 K emiten radiación electromagnética, siendo su intensidad dependiente de la temperatura y de la longitud de onda considerada.

### 1.1.3 Ecuaciones básicas

#### 1.1.4 Balance de calor en líquidos sin cambio de fase

La Transferencia de Calor sin cambio de fase está dada por la ecuación (1) ([Kern, 1969](#))

$$Q = w_f \cdot cp_f \cdot \Delta t = w_c \cdot cp_c \cdot \Delta T \quad (1)$$

Donde:

$w$  : Flujo másico (kg/s)

$cp$  : Calor específico (kJ/kg°C)

$\Delta T = T_2 - T_1$  : Diferencia de temperatura, lado caliente (°C).

$\Delta t = t_2 - t_1$  : Diferencia de temperatura, lado frío (°C).

$Q$ : Flujo de calor cedido (+) o absorbido (-) (kJ/s=Kw)

Los coeficientes (f) y (c) se refieren a los lados frío y caliente.

### 1.1.5 Diferencia de temperatura media logarítmica. (MLDT)

Cuando el régimen de circulación es a contracorriente, la temperatura de los fluidos varía a lo largo del intercambiador de calor, por lo que la diferencia de temperatura media logarítmica se expresa mediante la ecuación (2) (Kern, 1969)

$$\Delta T_{ml\Delta T} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \quad (2)$$

$$\Delta T_1 = T_2 - t_1 \quad (3)$$

$$\Delta T_2 = T_1 - t_2 \quad (4)$$

En la figura 1.2 se muestran las diferencias de temperaturas para un intercambiador de calor de placas.

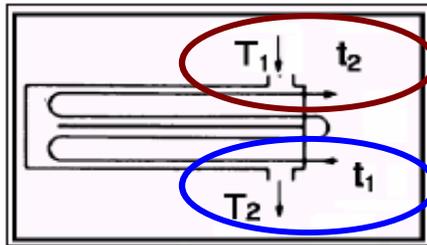


Figura 1.2 Diferencias de temperaturas

### 1.1.6 Coeficiente Global de Transferencia de Calor

El coeficiente global de transferencia de calor entre los fluidos que circulan en el intercambiador de placas se calcula mediante la ecuación (5) Kern, 1969):

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_f} + \frac{1}{h_c} + \sum R_i} \quad (5)$$

Donde:

$h_c, h_f$ : Coeficientes individuales de transferencia de calor por el lado caliente y frío respectivamente,  $W/(m^2 \cdot ^\circ C.)$

$\sum R_i$ : Sumatoria de las resistencias térmicas de las incrustaciones,  $m^2 \cdot ^\circ C/W.$

Las resistencias de las impurezas se refieren a las incrustaciones incorporadas por el fluido del lado caliente y lado frío, más la resistencia acumuladas por la conducción del material de las placas, la cual se puede determinar por la ecuación (6) (Kern, 1969).

$$\sum R_i = r_c + r_f + \frac{\delta}{\lambda p} = \frac{U_{\max} - U_i}{U_{\max} \cdot U_i} \quad (6)$$

Donde:

$r_c$ : Resistencias por el lado caliente ( $m^2 \cdot ^\circ C/W$ )

$r_f$ : Resistencias por el lado frío ( $m^2 \cdot ^\circ C/W$ )

$\delta$ : Espesor de las placas (m)

$\lambda p$ : Conductividad térmica de las placas  $W/(m^\circ C)$

$U_{\max}$ : Coeficiente global de transferencia de calor máximo o para condiciones de las placas limpias  $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$

$U_i$ : Coeficiente global de transferencia de calor en un instante de tiempo  $i$ ,  $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$

Con el paso del tiempo se acumulan depósitos sobre las superficies de transferencia de calor que incrementan la resistencia a las incrustaciones y hacen que disminuya la velocidad de transferencia de calor. El efecto neto de la acumulación de depósitos se cuantifica mediante el llamado factor de incrustación,  $R_d$ , que está tabulado para los diferentes fluidos. La acumulación puede producirse en la pared interior, en la exterior o en las dos simultáneamente, lo cual se reflejará en el coeficiente global de transferencia de calor.

Para determinar los coeficientes individuales, se aplica la ecuación (7) (Kern, 1969):

$$h = Nu \cdot \frac{\lambda}{Deq} \quad (7)$$

Donde

$Nu$ : Número de Nusselt, según el modelo reportado por el autor, adimensional.

$\lambda$ : Conductividad térmica del fluido  $W/(m \cdot ^\circ C)$

$D_{eq}$ : Diámetro equivalente de las placas (m), por la ecuación (10) de la página 15.

### 1.1.7 Área de Transferencia de Calor

El área de transferencia de calor de un intercambiador de placas la podemos calcular mediante la ecuación (8):

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{m\Delta T} \cdot F_t} \quad (8)$$

Donde:

A: Área de transferencia de calor ( $m^2$ )

U: coeficiente de transferencia de calor,  $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$

$F_t$ : factor de corrección por temperatura (adimensional)

### 1.1.8 Eficiencia Térmica

La eficiencia es el porcentaje (%) que representa la relación del desempeño real del equipo con respecto al desempeño ideal (máximo) del equipo. Es la razón de la cantidad de calor removido a un fluido a la máxima que puede ser removida. Se calcula por la siguiente ecuación:

$$\varepsilon = \left( \frac{T_{s_{H_2O}} - T_{e_{H_2O}}}{T_{e_L} - T_{e_{H_2O}}} \right) \cdot 100 \quad (9)$$

Donde:

$\varepsilon$ : eficiencia de operación de los intercambiadores de placas para la temperatura de salida del licor.

$T_{e_{H_2O}}$ : Temperatura a la entrada del agua, ( $^\circ C$ )

$T_{s_{H_2O}}$ : Temperatura a la salida del agua, ( $^\circ C$ )

$T_{e_L}$ : Temperatura a la entrada del licor, ( $^\circ C$ )

En la Figura 1.3 se muestra el modelo de caja negra con las temperaturas para calcular la eficiencia térmica.

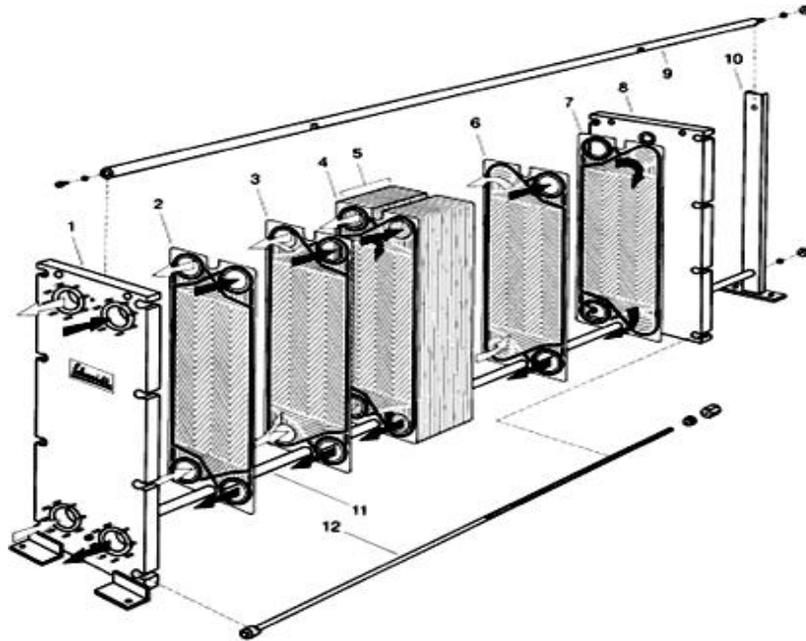


**Figura. 1.3 Modelo de caja negra**

## 1.2 Caracterización de los Intercambiadores de Placas

### 1.2.1 Partes constituyentes de un Intercambiador de Calor de Placas

En la Figura 1.4 se muestran las partes constituyentes de un Intercambiador de Placas.



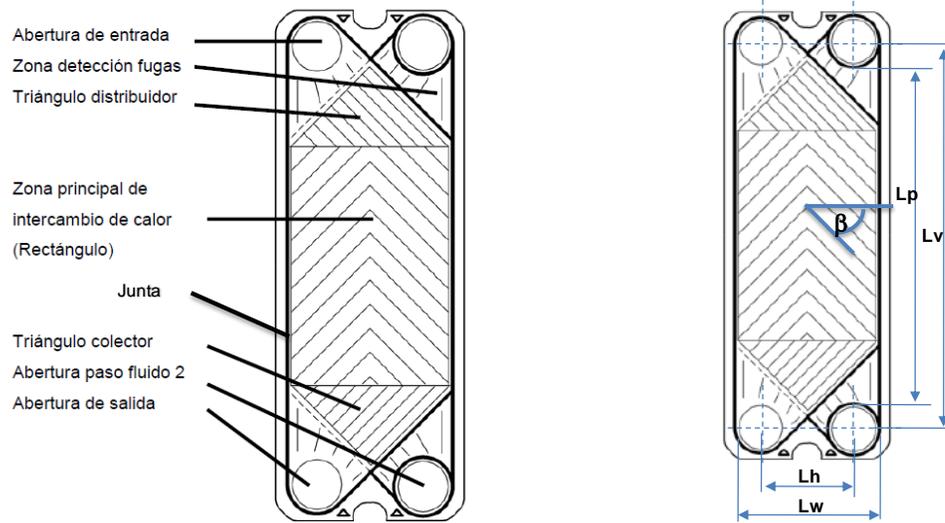
**Figura 1.4 Partes Constituyentes de un Intercambiador de Calor de Placas**

Fuente: Schmidt, 2002.

- |                                      |                                  |
|--------------------------------------|----------------------------------|
| 1. Placa fija con conexiones         | 7. Placa de cambio flujo derecho |
| 2. Placa Inicial (con junta Inicial) | 8. Placa móvil                   |
| 3. Placa de flujo izquierdo          | 9. Eje superior                  |
| 4. Placa de flujo derecho            | 10. Soporte                      |
| 5. Paquete de placas                 | 11. Eje inferior                 |
| 6. Placa de cambio flujo izquierdo   | 12. Tornillos de apriete         |

### 1.2.2 Dimensiones y parámetros de las Placas

En la Figura 1.5 (a y c) se muestran las partes y los parámetros de las placas (Hashmi, 2010, Táboas 2007).

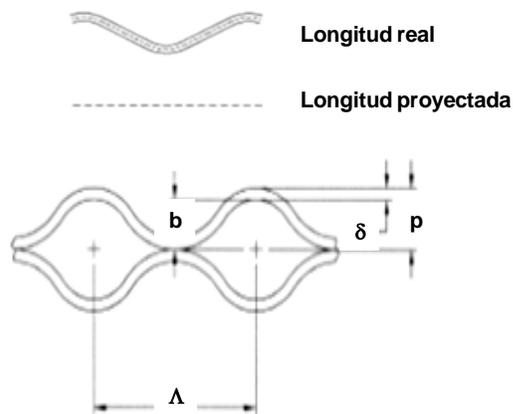


**Figura 1.5a Partes de las Placas**

Fuente: Hasmi, 2010; Táboas 2007.

Las dimensiones son: ángulo de corrugación ( $\beta$ ), ancho de la placa dentro de la empaquetadura o ancho efectivo ( $L_w$ ), distancia centro a centro de los orificios ( $L_h$ ) y ( $L_v$ ) horizontal y vertical respectivamente, distancia proyectada de las placas ( $L_p$ ).

Los parámetros de las placas se muestran en la Figura 1.5c.



**Figura 1.5c Parámetros de las Placas**

Fuente: Hasmi, 2010; Táboas, 2007.

Los parámetros son: Paso de la corrugación ( $\Lambda$ ) entre 7,0 y 15,0 mm y altura o profundidad de la corrugación ( $p$ ). El espesor ( $\delta$ ) de las placas varía entre 0,5 y 3,0 mm, la separación entre las placas ( $b$ ) entre 1,2 y 5,0 mm.

Para determinar el diámetro equivalente, se aplica la ecuación (Táboas, 2007)

$$Deq = 4 \cdot \frac{As}{Pm} = 4 \cdot \frac{Lw \cdot b}{2 \cdot (Lw + b)} = 2 \cdot \frac{Lw \cdot b}{(Lw + b)} \quad (10)$$

Donde:

As: Área de sección transversal ( $m^2$ )

Pm: perímetro mojado (m)

### 1.2.3 Modelos de Flujos

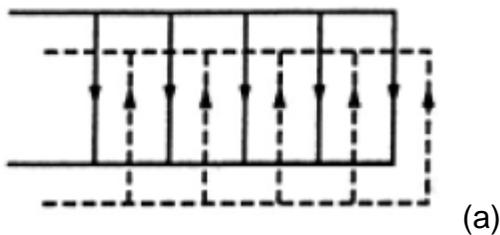
Los modelos de flujos pueden ser flujo en paralelo o contracorriente:

- Flujo paralelo: ambos fluidos se desplazan en el mismo sentido. Se utilizan poco.
- Flujo contracorriente: el sentido de circulación de un fluido es el contrario al del otro. Son los que se utilizan normalmente. La transferencia de calor en este intercambiador es más efectiva que la del anterior.

El número de pasos puede ser:

- Un paso.
- Varios pasos (por lo general dos): pueden ser de dos pasos para cada fluido o tan solo de un paso para uno de ellos y dos para el otro.

Los que funcionan a contracorriente son de un paso. En el caso de dos pasos, por uno de ellos los fluidos trabajan a contracorriente, mientras que el segundo paso los fluidos circulan en paralelo. En la Figura 1.6 se muestra los modelos de flujo y arreglos.



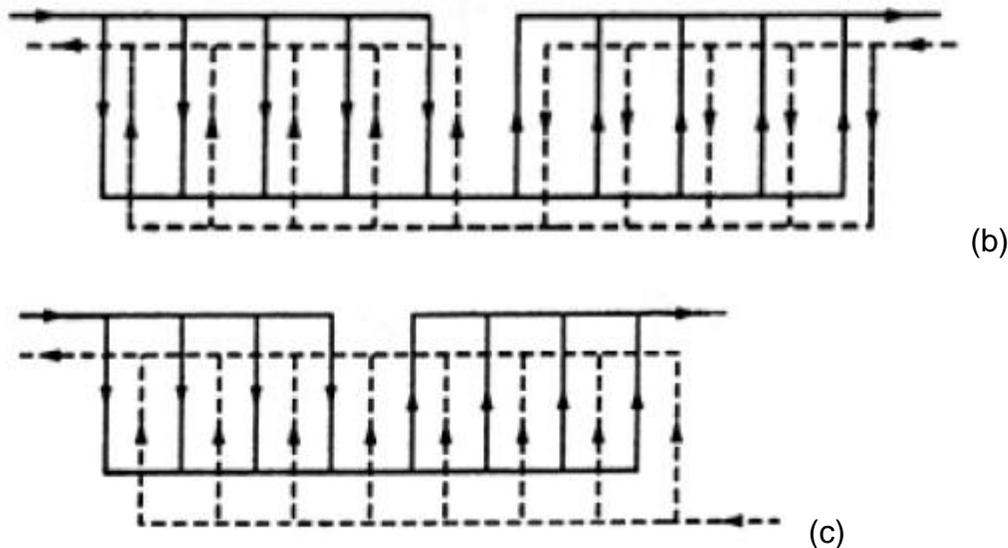


Figura 1.6 (a) Un paso contracorriente; (b) Dos pasos-dos pasos contracorriente; (c) Un paso-dos pasos (el primero contracorriente y el segundo paralelo)

Fuente: Táboas 2007

### 1.3 Modelos para determinar los coeficientes de Transferencia de Calor

#### 1.3.1 Correlación de Kumar

El modelo de Kumar ha sido aplicado para el agua, en Intercambiadores de placas, con placas de patrón o modelo “Chevron” (Zahid, 2003; Táboas, 2007; González, 2008)

$$Nu = C_1 . Re^m . Pr^{\frac{1}{3}} . \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,17} \quad (11)$$

Donde:

Nu: Número de Nusselt, según el modelo reportado por el autor, adimensional.

$\mu$ : viscosidad del fluido para temperatura media,  $T_m$ , por la ecuación (12).

$\mu_w$ : viscosidad del fluido para la temperatura de la pared,  $T_w$ .

$C_1$ ,  $m$ : son constantes que dependen del ángulo de “Chevron” y del rango de Reynolds experimental, (Tabla 1.1)

En la tabla 1.1 se muestran los parámetros  $C_1$ ,  $m$ ; para la correlación de Kumar a distintos ángulos de corrugación y Reynolds de operación:

**Tabla 1.1 Parámetros C<sub>1</sub>, m para la correlación de Kumar**

Fuente: [Táboas, 2007](#)

$\beta$	Re	C <sub>1</sub>	m
$\leq 30$	$\leq 10$	0,718	0,349
	$> 10$	0,348	0,663
45	$< 10$	0,718	0,349
	10 – 100	0,400	0,598
50	$> 100$	0,300	0,663
	$< 20$	0,630	0,333
	20 – 300	0,291	0,591
60	$> 300$	0,130	0,732
	$< 20$	0,562	0,326
	20 – 400	0,306	0,529
$\geq 65$	$> 400$	0,108	0,703
	$< 20$	0,562	0,326
	20 – 500	0,331	0,503
	$> 500$	0,087	0,718

$$T_m = \frac{T_{entrada} + T_{salida}}{2} \quad (12)$$

$$T_w = \frac{T_{mc} + T_{mf}}{2} \quad (13)$$

Donde:

T<sub>mc</sub>: temperatura media del fluido caliente (°C).

T<sub>mf</sub>: temperatura media del fluido frío (°C).

### 1.3.2 Correlación de Thonon

El modelo de Thonon ha sido aplicado para el agua, en Intercambiadores de placas, con placas de patrón o modelo “Chevron” ([Zahid, 2003](#); [Táboas, 2007](#); [González, 2008](#))

$$Nu = C_1 . Re^m . Pr^{\frac{1}{3}} \quad (14)$$

Donde:

C<sub>1</sub> y m, son constantes que dependen del ángulo de “chevron” y el rango de Reynolds del diseño experimental (Tabla 1.2).

**Tabla 1.2 Parámetros C1, m para la correlación de Thonon.**

Fuente: [Táboas, 2007](#)

$\beta$	Re	$C_1$	m
75	$50 \leq Re \leq 15000$	0,1000	0,687
60	$50 \leq Re \leq 15000$	0,2267	0,631
45	$50 \leq Re \leq 15000$	0,2998	0,645
30	$50 \leq Re \leq 15000$	0,2946	0,700

### 1.3.3 Correlación de Wanniarachchi

La correlación de Wanniarachchi ha sido aplicada para el agua, en Intercambiadores de placas, con placas de patrón o modelo “Chevron” ([Zahid, 2003](#); [Táboas, 2007](#); [González, 2008](#))

$$Nu = (Nu_1^3 + Nu_t^3)^{\frac{1}{3}} \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,17} \quad (15)$$

$$1 \leq Re \leq 10^4 \quad 20^\circ \leq \beta \leq 62^\circ$$

Donde:

$\mu$ : viscosidad del fluido para temperatura media;  $T_m$ , por la ecuación (12)

$\mu_w$ : viscosidad del fluido para la temperatura de la pared,  $T_w$ , por la ecuación (13)

$T_{mc}$ : Temperatura media del fluido caliente ( $^\circ\text{C}$ ).

$T_{mf}$ : Temperatura media del fluido frío ( $^\circ\text{C}$ ).

$Nu_1$ : Número adimensional que se calcula mediante la siguiente expresión:

$$Nu_1 = 3,65 \cdot (\beta)^{-0,455} \cdot \left( \frac{A_{corrugada}}{A} \right)^{0,661} \cdot Re^{0,339} \quad (16)$$

Donde:

$\beta$ : Ángulo de “chevron”, (grados)

$A_{corrugada}$ : Área de corrugación de una placa, ( $\text{m}^2$ )

$A$ : Área proyectada de una placa, ( $\text{m}^2$ )

$Nu$ : Número de Nusselt, según el modelo reportado por el autor, adimensional que se calcula con la siguiente expresión:

$$Nu_1 = 12,6. (\beta)^{-1,142} \cdot \left( \frac{A_{corrugada}}{A} \right)^{1-m} \cdot Re^m \quad (17)$$

Donde:

$$m = 0,646 + 0,0011\beta$$

### 1.3.4 Correlación de Tamayo

Tamayo, 2011, obtuvo una ecuación para licores carbonato amoniacaes de la empresa Ernesto Che Guevara. Aunque no especifica las características de los enfriadores de placas, se obtuvieron las siguientes ecuaciones para el Nusselt, para el agua (18) y el licor amoniacal (19).

$$Nu_a = 0,2983 \cdot Re_a^{0,718} \cdot Pr_a^{\frac{1}{3}} \quad (18)$$

$$Nu = 0,2817 \cdot Re_i^{0,718} \cdot Pr_i^{\frac{1}{3}} \quad (19)$$

## 1.4 Antecedentes

Diversas son las investigaciones que se han desarrollado con el objetivo de mejorar el proceso de enfriamiento de licores amoniacaes en la planta de lixiviación, durante la obtención de modelos matemáticos para estimar los coeficientes de transferencia de calor.

Chang (1984; 1988) en investigaciones efectuadas en la planta de lixiviación manifiesta que el incremento de la temperatura hasta 50 °C desplaza la relación óptima de amoniaco y dióxido de carbono hacia la región más ácida: 1,2 y 1,4; pero con un apreciable decrecimiento de la solubilidad de ambos metales, o sea, de sus extracciones. Al mismo tiempo, el aumento de la temperatura en estos licores favorece la solubilidad del hierro, y por consiguiente, eleva el riesgo de pérdidas de Cobalto con sus óxidos e hidróxidos (OHH) durante la aireación. Los resultados del trabajo aunque inciden en los intercambiadores de licor se limitan a evaluar el proceso de lixiviación.

Thonon (1984); (1995) aunque siempre no se dispone la fuente de origen.

El análisis de los trabajos precedentes demostró la necesidad de usar resultados experimentales en la estimación de los coeficientes de transferencia en intercambiadores de calor; los errores que se cometen en la selección y evaluación de las instalaciones son menores y permiten predecir la dependencia de los coeficientes con los números adimensionales: Nusselt, Reynolds y Prandtl. Rojas, (2003) en proyecto de investigación desarrollado en los períodos de 2002 y 2004 hace referencia a que el mantenimiento de las líneas de proceso de los intercambiadores de licor representó un 61,2 % como promedio de los gastos de mantenimiento en la planta de lixiviación, en este trabajo no se hace alusión al modelado de los intercambiadores y no se reflejan otros datos referidos a los intercambiadores.

Rojas (2003) realizó un estudio a escala industrial, del efecto del tratamiento magnético del licor carbonato amoniaco sobre la deposición de incrustaciones de magnesio en un intercambiador de placas. En dicho trabajo se instaló un intercambiador de calor de placas adjunto a la línea de alimentación de licor y agua del proceso industrial en la empresa "René Ramos Latour". El enfriador tenía un área de transferencia de calor de 5,5 m<sup>2</sup>. La concentración de sólidos suspendidos en el licor alimentado tuvo un rango entre 185 y 346 ppm; de níquel, 6,35 g/L; amoníaco, 61,2 g/L; óxido de magnesio (expresado como MgO) entre 0,17 y 0,21 g/L; relación amoníaco dióxido de carbono r-NH<sub>3</sub>/CO<sub>2</sub> de 2,22 y temperatura de entrada de 42 °C. Operó entre 14 a 17 horas con una eficiencia de 77,0 %. El enfriador filtró el magnesio precipitado y los sólidos suspendidos hasta que se detuvo la operación por incremento de la caída de presión de 0,02 a 0,10 MPa, esta última, superior a la de diseño, y la caída del flujo de licor de alimentación, el coeficiente de transferencia de calor se mantuvo entre 1 000 y 1 200 W/(m<sup>2</sup> °C). El autor no reportó ningún modelo de transferencia de calor; pero concluyó que el porcentaje de obstrucción de los ductos del enfriador fue menor en las pruebas donde se magnetizaron los licores a 600 Gauss.

Zahid, (2003); Táboas (2007); González (2008) propusieron los modelos de flujos para estimar los coeficientes individuales de transferencia de calor, empleando

como fluido agua, placas Chevron de distintos ángulos de corrugación y Reynold pero no lo realizan para licores carbonato amoniacaes.

Terrero (2005) estudió los intercambiadores de calor de placas en la Planta de Lixiviación de la empresa “Comandante Ernesto Che Guevara”, realizó la medición de los parámetros, en el funcionamiento de los intercambiadores para la determinación de la superficie necesaria para el intercambio de calor y por consiguiente, el número de placas, el esquema de su composición y las resistencias hidráulicas admitidas, pero no obtuvo el modelo para la evaluación de los intercambiadores.

González (2008), determinó la ecuación del número de Nusselt y su dependencia con el Reynolds y Prandtl, para ello se utilizó un diseño experimental multifactorial y mediciones de los parámetros de trabajo de la instalación en función del tiempo. En el trabajo no se hizo referencia a las características de los enfriadores de placas y la concentración de sólidos suspendidos con valor de 20 ppm, inferior a la reportada para la empresa” René Ramos Latour”.

García (2009) en el informe de progreso realizado sobre la puesta en marcha de los enfriadores de placas de la empresa “René Ramos Latour” hizo la evaluación técnica del proyecto que arrojó resultados positivos al disminuir la cantidad de agua utilizada en el proceso de enfriamiento durante las madrugadas por estar más fría. Desde el punto de vista técnico, se lograron mejoras con la recirculación de licores más fríos en la planta, lo cual contribuye a la disminución de las pérdidas de amoniaco en la primera etapa de lixiviación.

Tamayo (2010), evaluó los enfriadores de placas de la empresa Ernesto Che Guevara; consideró que la pérdida de eficiencia del proceso de enfriamiento del licor amoniacal, mediante el uso de intercambiadores de calor de placas, se asocia a la incorrecta estimación de los coeficientes de transferencia de calor y la acumulación de incrustaciones en la superficie de intercambio, mediante un procedimiento iterativo nombrado método de Wilson, pero no obtiene un modelo que se adecue al análisis de las variables.

Rodríguez (2010) hizo una evaluación técnico económica final del proyecto de inversión de los enfriadores de placa de la empresa del Níquel “Comandante René

Ramos Latour” realiza el análisis técnico económico del proyecto final de los enfriadores de placa, tomando en consideración los objetivos fundamentales del proyecto: disminución de las pérdidas de amoníaco, el consumo de agua y los costos de mantenimiento; pero no tuvo en cuenta el consumo de ácido sulfúrico utilizado para la limpieza.

Tamayo en el 2011 obtuvo el modelo para agua y licores carbonato- amoniacaes de la empresa Ernesto Che Guevara, las placas (o el equipo) pero no realiza las especificaciones del tipo de enfriador y el rango del Reynold de trabajo.

Los coeficientes de transferencia de calor, obtenidos de forma experimental para diferentes aplicaciones se exponen en la literatura (Zahid, 2003; Táboas, 2007; González, 2008; Muley y Manglik, 1999). Los autores resumen las técnicas experimentales aplicadas para obtener los coeficientes por el método de Wilson González (2008) y su dependencia de diferentes números adimensionales: Nusselt, Reynolds y Prandtl. En todos los casos, los resultados son aplicables a las condiciones específicas en que se desarrollaron los experimentos, por lo que en escenarios diferentes es necesario comprobaciones experimentales que permitan determinar su aplicabilidad. Entre los modelos nombrados en la literatura se encuentran: Wanniarachchi (1995); Muley y Manglik (1999); Kumar Hashmi (2010); Táboas (2007) realizaron una caracterización de los intercambiadores de placas, así como los modelos de flujo y proponen los esquemas de dichos intercambiadores, pero solo evalúan los tipos de flujos.

### **Conclusiones Parciales**

De acuerdo con el análisis realizado, se identificaron los problemas científicos, relacionados con el enfriamiento en los intercambiadores de calor de placas, los cuales se relacionan más abajo:

1. Los modelos para el estimado de los coeficientes de transferencia de calor, incluyen factores geométricos de las placas y los números adimensionales Nusselt y Reynold, los cuales a su vez, dependen de las propiedades físicas de los fluidos que intercambian calor; por ello se requiere una correcta caracterización del enfriador objeto de estudio y ecuaciones para estimar, con elevada calidad de ajuste, las propiedades físicas de los fluidos.

2. Si se aplican las correlaciones Kumar, Thonon y Wanniarachchi para comparar el modelo del Nusselt con el fluido agua, se obtendrá una diferencia debido a la calidad de ajuste de los modelos según la precisión de los datos tomados, la exactitud del método matemático y estadístico aplicado para calcular las constantes del modelo, el tiempo de operación limpio seleccionado, la calidad de la limpieza de los enfriadores; y además, como consecuencias de las pérdidas de calor por radiación, para el rango de Reynold de operación.
3. Es posible comparar el modelo obtenido en este trabajo, con el coeficiente global de transferencia de calor experimental.
4. Se fundamentó la estrategia a seguir en la investigación basado en los trabajos desarrollados con anterioridad por diferentes investigadores.

## **2 MATERIALES Y MÉTODOS**

Este capítulo tiene como objetivo principal exponer la metodología para obtener el modelo para estimar los coeficientes de transferencia de calor de los enfriadores de licor de la empresa “René Ramos Latour” a aplicar para la toma de decisiones que permitan incrementar la eficiencia de enfriamiento y los ciclos de limpieza.

### **2.1 Métodos y materiales**

#### **2.1.1 Caracterización del sistema de Enfriadores de Placas de la empresa René Ramos Latour**

La solución a enfriar proviene, una parte, de la primera etapa de lixiviación y lavado más todo el rebose de la segunda etapa de lixiviación y se alimenta al Tanque CT: 22, este tanque suministra el licor a los enfriadores de placas, dos en operación y uno de reserva.

La sección de enfriadores está constituida por tres líneas de enfriadores con capacidad proyectada de 600 m<sup>3</sup>/h cada uno. El licor se suministra a estos mediante un sistema de bombeo compuesto por tres bombas centrífugas.

Como medio de enfriamiento se utiliza el agua, de la planta de Tratamiento de Agua con temperatura de 25 a 29 °C y una presión de 3,8 a 4,5 kgf/cm<sup>2</sup>, calentándose hasta una temperatura de 35 a 38 °C.

Cuando las costras de magnesio se adhieren a las placas, se procede a limpiar el enfriador con una solución de ácido sulfúrico al 2,5 % de pureza que consiste en hacer recircular a través de una línea de enfriadores la solución durante 90 min.

Antes de proceder a efectuar la limpieza química se realiza la

evacuación del licor interior del enfriador, alimentando agua. Cuando se termina la limpieza con ácido, toda la solución se evacua al tanque de residuales.

En la Tabla 2.1 se muestran las características fundamentales de los enfriadores de placas.

**Tabla 2.1 Especificaciones de los Enfriadores de Placas.**

**Fuente:** Datos del fabricante

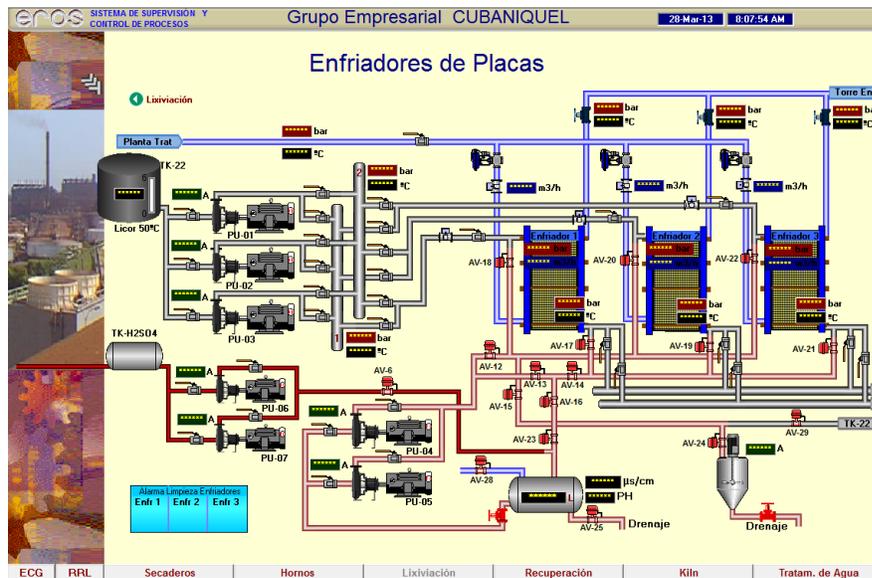
ITEMS	Variables, unidad de medida	Valor
Superficie intercambio	(ATC, m <sup>2</sup> )	493
Modelo de las Placas	-	NT250L H
Número de Placas	(Np, u)	342
Espesor de las placas	( $\delta$ , mm)	5
Número de bastidores	(Nb, u)	1
Flujo interno (pasos x canales)		
frío	-	1x171
caliente	-	1x170
Área Libre de flujo		
frío	(AL <sub>f</sub> , m <sup>2</sup> )	0,356535
caliente	(AL <sub>c</sub> , m <sup>2</sup> )	0,354450
Área de la Placa	(A <sub>p</sub> , m <sup>2</sup> )	1,199000
Área Sección Transversal	(A <sub>f</sub> , m <sup>2</sup> )	0,002090
Perímetro Mojado	(PM, m)	1,396000
Diámetro hidráulico o Equivalente	(Deq, m)	0,005970
Factor incremento superficie	( $\phi$ , m)	1,004320
Conductividad de las Placas, acero 1.4401 (316)	(w/m°C)	16,200000
Ángulo de corrugación	( $\beta$ , °)	60

En el sitio Web del fabricante “GEA Process Engineering S.A.”, se explica que las placas del tipo H, poseen corrugado tipo “chevron” horizontal para alta eficiencia térmica. Son del tipo VARITHERM® y se emplean en tratamientos térmicos de productos de baja y alta viscosidad.

### 2.1.2 Obtención de los datos de operación

Los datos se obtuvieron de los reportes de operación realizados por los operadores del área, y estos a su vez, los obtuvieron directamente del Sistema de Supervisión y Control EROS, software que permite visualizar desde el panel, en un

mímico (figura 2.1), la operación en tiempo real. Estos se correspondieron con el mes de abril del año 2011.



**Figura 2.1 Mímico de los Enfriadores de Placas del EROS**

### 2.1.3 Caracterización del licor

Los datos de caracterización del licor de alimentación se tomaron de reportes del Laboratorio de la empresa. Los análisis de interés son: amoníaco ( $\text{NH}_3$ ); dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), azufre(S), Níquel (Ni), en g/L. En la Tabla 2.2 se muestran los análisis, error absoluto admisible y método aplicado.

**Tabla 2.2 Análisis químicos aplicados y error de análisis.**

Análisis	Rango (g/L)	Error absoluto	Título del Procedimiento
$\text{NH}_3$	>50 <100	0,80	Determinación de amoníaco en licores amoniacaes. Método Volumétrico
$\text{CO}_2$	>10 <45	0,70	Determinación de dióxido de carbono en licores amoniacaes. Método Volumétrico
S	>0.1 <1.0	0,05	Determinación de azufre en licores amoniacaes. Método Gravimétrico
Ni	>5 <10	0,3	Determinación de níquel en licores amoniacaes. Espectrofotometría de Absorción Atómica.

En la figura 2.2 se muestra el equipo para realizar los análisis de metales en los licores amoniacaes, por espectrofotometría de absorción atómica SP-9.



**Figura 2.2 Equipo de Absorción Atómica SP-9**

#### **2.1.4 Propiedades físicas del fluido**

Para el agua, en el rango de 0 °C a 120 °C, se obtuvieron los datos de [Mejeev, 1979](#).

$$\rho = 1,0 \cdot 10^{-5} \cdot T^3 - 0,0054 \cdot T^2 + 0,0015 \cdot T + 1000,1 \quad (20)$$

$$R^2 = 1,0$$

$$\lambda = -5,999 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 + 0,0018 \cdot T + 0,5623 \quad (21)$$

$$R^2 = 0,912$$

$$c_p = -8,0128 \cdot 10^{-8} \cdot T^3 + 2,8584 \cdot 10^{-5} \cdot T^2 + 0,001956 \cdot T + 4,2104 \quad (22)$$

$$R^2 = 0,9973$$

$$\mu = -1,799 \cdot 10^{-3} \cdot T^3 + 0,4721 \cdot T^2 - 43,505 \cdot T + 1740,1 \quad (23)$$

$$R^2 = 0,996$$

Donde:

$\rho$  : Densidad (kg/m<sup>3</sup>)

$\lambda$  : Conductividad W/(m. °C)

$c_p$  : Calor específico kJ/(kg. °C)

$\mu$  : Viscosidad (Pas)

T: Temperatura (°C)

## **2.2 Modelo para determinar los Coeficientes individuales y Global de Transferencia de Calor**

Transformando la ecuación (5) del coeficiente global de transferencia de calor, se obtiene (24).

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_f} + \frac{1}{h_c} + \sum R_i \quad (24)$$

Para un intercambiador limpio, despreciando las resistencias y sustituyendo en (24) la ecuación (6) de los coeficientes individuales de transferencia de calor, se tiene (25).

$$\frac{1}{U} = \frac{Deq}{Nu_c \cdot \lambda_c} + \frac{Deq}{Nu_f \cdot \lambda_f} \quad (25)$$

Siendo la ecuación del Nusselt (26)

$$Nu = C \cdot Re^n \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \quad (26)$$

Sustituyendo (26) en (25), se obtiene la ecuación

$$\frac{1}{U} = \frac{Deq}{C_L \cdot Re_c^n \cdot Pr_c^{\frac{1}{3}} \cdot \lambda_c} + \frac{Deq}{C_a \cdot Re_f^n \cdot Pr_f^{\frac{1}{3}} \cdot \lambda_f} \quad (27)$$

Arreglando la ecuación (27).

$$\frac{1}{U} = \frac{Deq}{C_L \cdot Re_c^n \cdot Pr_c^{\frac{1}{3}} \cdot \lambda_c} + \frac{Deq}{C_a \cdot Re_f^n \cdot Pr_f^{\frac{1}{3}} \cdot \lambda_f} \left| \cdot \frac{Pr_c^{\frac{1}{3}} \cdot \lambda_c \cdot Pr_f^{\frac{1}{3}} \cdot \lambda_f}{Deq} \right.$$

$$\frac{(Pr_c \cdot Pr_f)^{\frac{2}{3}} \cdot \lambda_c \cdot \lambda_f}{Deq \cdot U} = \frac{Pr_f^{\frac{1}{3}} \cdot \lambda_f}{C_L \cdot Re_c^n} + \frac{Pr_c^{\frac{1}{3}} \cdot \lambda_c}{C_a \cdot Re_f^n}$$

Haciendo:

$$y = \frac{(Pr_c \cdot Pr_f)^{\frac{2}{3}} \cdot \lambda_c \cdot \lambda_f}{Deq \cdot U}$$

$$m_1 = Pr_f^{\frac{1}{3}} \cdot \lambda_f$$

$$m_2 = Pr_c^{\frac{1}{3}} \cdot \lambda_c$$

Se obtiene:

$$y = m_1 \cdot C_L^{-1} \cdot Re_c^{-n} + m_2 \cdot C_a^{-1} \cdot Re_f^{-n} \quad (28)$$

La base de datos se organiza en el Microsoft Excel, como se explica en el t3pico 2.2.1 y aplicando el software StatGraphics (t3pico 2.2.2), se obtienen las constantes del modelo:  $C_L, C_a, n$ , refiri3ndose (L) al licor amoniacal y (a) al agua.

### 2.2.1 Preparaci3n de la base de Datos Excel

En el Microsoft Office Excel 2003 se cre3 la base de datos de las variables de operaci3n de los enfriadores de licor, como se muestra en el anexo D, y se programaron los c3lculos. Dicho software, ofrece buen an3lisis de regresi3n simple y muestra de forma gr3fica el comportamiento de las variables y la l3nea de tendencia.

En la Tabla 2.3 se refleja el algoritmo de c3lculo. En este caso, por cuestiones de comodidad, se colocaron las variables en sentido vertical y no horizontal, como en la hoja de c3lculo Excel.

**Tabla 2.3 Metodolog3a de c3lculo en la base de datos Excel**

Descripci3n	Variables	Unidad de medida	F3rmula aplicada
Identificaci3n del Enfriador	-	-	-
Fecha de operaci3n	-	-	-
Hora de lectura del dato	-	-	-
L3nea de licor	-	-	-
Flujo de licor	QL	m <sup>3</sup> /h	-
Temperatura de entrada	TL,e	3C	-
Temperatura de salida	TL,s	3C	-
Temperatura promedio	TL,prom	3C	-
Diferencia de Temperatura	$\Delta T_c$	3C	$\Delta T_c = T_{Le} - T_{Ls}$
Presi3n de entrada	PL,e	kPa	-
Presi3n de salida	PL,s	kPa	-
L3nea de agua	-	-	-
Flujo de agua	Qa	m <sup>3</sup> /h	-
Temperatura de entrada	Ta,e	3C	-
Temperatura de salida	Ta,s	3C	-
Temperatura promedio	Ta,prom	3C	-
Diferencia de Temperatura	$\Delta T_f$	3C	$\Delta T_f = T_{ae} - T_{as}$

Presión de entrada	Pa,e	kPa	-
Presión de salida	Pa,s	kPa	-
Diferencia de Temperatura media logarítmica.	$T_{MLDT}$	-	$\Delta T_{ml\Delta T} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$
Eficiencia enfriamiento	$\varepsilon$	%	$\varepsilon = \left( \frac{T_{s_{H_2O}} - T_{e_{H_2O}}}{T_{e_L} - T_{e_{H_2O}}} \right) \cdot 100$
Propiedades físicas del licor a la temperatura promedio	-	-	-
Calor específico	Cp.	kJ/kg.°C	
densidad	$\rho$	kg/m <sup>3</sup>	
Conductividad	$\lambda$	W/(m. °C)	
viscosidad	$\mu$	(Pas)	
Propiedades físicas del agua a la temperatura promedio	-	-	-
Calor específico	Cp.	kJ/kg.°C	
densidad	$\rho$	kg/m <sup>3</sup>	
Conductividad	$\lambda$	W/m °C	
viscosidad	$\mu$	(Pas)	
Para el Licor:			
Flujo másico de licor	$W_L$	(kg/s)	$W_L = \frac{Q_L \cdot \rho_L}{3600}$
Velocidad másica	$G_L$	(kg/m <sup>2</sup> s)	$G_L = \frac{W_L}{A_{Lc}}$
Reynold	$Re_L$	-	$Re = \frac{G_L \cdot \mu_L}{Deq}$
Para el agua	-	-	-
Flujo másico de licor	$W_a$	kg/s)	$W_a = \frac{Q_L \cdot \rho_L}{3600}$
Velocidad másica	$G_a$	(kg/m <sup>2</sup> s)	$G_a = \frac{W_L}{A_{La}}$
Reynold	$Re_a$	-	$Re = \frac{G_a \cdot \mu_a}{Deq}$
Calor cedido	QL	kW	(1)
Coeficiente Global de Transferencia de Calor limpio	U	W (m <sup>2</sup> °C)	$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml\Delta T} \cdot F_t} :y$ despreciando Ft

### 2.2.2 Análisis Estadístico

El StatGraphics es un software de estadística, el cual brinda bondades tales como: R-Cuadrado ( $R^2$ ): Denominado coeficiente de determinación, es una medida del grado de asociación lineal entre la variable respuesta o dependiente (Y) y las variables predictoras o independientes. El  $R^2$  ajustado por los grados de libertad tiene en cuenta el tamaño del conjunto de datos y su valor es ligeramente inferior al de su correspondiente  $R^2$ . El rango del R-cuadrado es entre 0 % y 100 % y mide que tan bien el modelo estimado explica los datos observados de la respuesta.

Error Estándar de la Estimación: El error estándar de estimación mide la variabilidad o dispersión de los valores observados alrededor de la recta de regresión. Es la desviación estándar del error experimental.

Error absoluto de la Media: Es el intervalo de confianza con el cual probablemente encontraremos la medición ( $\pm \delta x$ ). Se estima con el mismo orden numérico (décimas, centésimas, etc.) de la cifra dudosa de la medición. Es el error promedio de la predicción.

Estadístico Durbin-Watson (DW): Es una herramienta estadística que detecta si los residuales de una regresión están auto correlacionado. La auto correlación es un problema estadístico donde los residuales de una regresión de un período de tiempo no son al azar, sino que tienen algún tipo de patrón. Este problema no afecta los coeficientes del estimado, pero tiene un impacto en errores estándar. Si la regresión tiene problemas de auto correlación, puede ser que haya resultados que parezcan ser estadísticamente significativos, pero que no sea así. Cuando DW es mayor que 1.4, indica que el estadígrafo F garantiza buenos resultados en la hipótesis, justifica un buen ajuste y demuestra que el proceso que se estudia es completamente independiente y representativo de la data.

Auto correlación residual Lag 1: Una medición de la correlación serial en los residuales, basada sobre el orden en que aparecen las corridas en la base de datos. Valores cercano a cero corresponden a residuales.

Para ajustar el modelo, luego de introducir los datos, se aplica la opción Avanzada / Regresión Avanzada / Regresión No Lineal, e introduce el modelo de la ecuación (28).

### **Conclusiones Parciales**

Con el desarrollo de este capítulo se llegan a las siguientes conclusiones:

1. La metodología aplicada para obtener un modelo de los coeficientes individuales de transferencia de calor de los enfriadores de placas de la empresa René Ramos Latour, se basa en las ecuaciones clásicas de la transferencia de calor, teniendo como particularidad, el cálculo del diámetro equivalente para este tipo de intercambiador.
2. La aplicación del Software StatGraphics brinda bondades estadísticas que facilitan el ajuste del modelo para determinar los coeficientes individuales de transferencia de calor de los enfriadores de placas.
3. La generalización del modelo está limitada a las especificaciones de las placas y el rango del número de Reynold de operación.
4. El hecho de obtener el modelo a partir de datos históricos de operación y no a partir de un diseño experimental, donde se planee el rango de Reynold, temperaturas de salidas de licor y tiempo de operación del enfriador, constituye una limitación para el modelo y su aplicación a toda la capacidad del equipo.

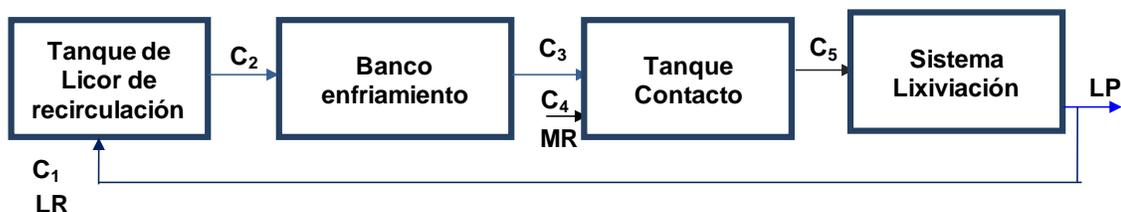
### 3 ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE LOS RESULTADOS

En el capítulo se desarrollan los algoritmos para la obtención del modelo que permita estimar el coeficiente global de transferencia de calor de los enfriadores de placas de la empresa René Ramos Latour. Se desarrollan además algoritmos de cálculos de balance de masa y energía y se obtienen conclusiones parciales.

#### 3.1 Balance de masa y de calor en el sistema: Enfriadores de Licor – Tanque de Contacto

El propósito de este acápite es desarrollar un algoritmo para calcular por Balance de Masa, el flujo de licor requerido para alimentar al tanque de contacto en correspondencia con la productividad en horno y por balance de energía, la temperatura requerida en el licor para lograr la norma de temperatura en la primera etapa de lixiviación.

En la Figura 3.1 se muestra un diagrama en forma de bloques, del licor alimentado a los enfriadores de Placas.



**Figura 3.1 Flujo de Licor alimentado de los enfriadores de Placas**

El licor procedente del tanque de almacenamiento de licor de recirculación a una temperatura de 47 °C, se bombea a los enfriadores de Placas ( $C_2$ ) donde se

intercambia calor con el agua y se enfría hasta 30 °C. Posteriormente, se bombea hacia la “canal de lixiviación” y el tanque de contacto (C<sub>3</sub>), donde se mezcla con el mineral reducido (MR) (C<sub>4</sub>) alcanzado una densidad de 1 140 kg/m<sup>3</sup> (valor normado) y temperatura de 39 °C se alimentan al proceso de lixiviación. El licor procedente de la primera etapa de lixiviación, separado del mineral por sedimentación, una parte se envía como licor producto y otra, conjuntamente con el licor procedente de la segunda etapa de lixiviación, constituyen el licor de recirculación (LR) bombeado al tanque de almacenamiento (C<sub>1</sub>). En la tabla 3.1 se muestran las especificaciones de los fluidos.

**Tabla 3.1 Especificaciones de los fluidos**

Corriente	Flujo (t/h)	Temperatura (°C)	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )
C1	-	48	-
C2	-	47	-
C3	-	30	1024
C4	142	180	4000
C5	-	39	1140

Balance de Masa para determinar el flujo de licor necesario a enfriar (C<sub>1</sub> = C<sub>2</sub>).

Calculando la concentración de sólidos en el tanque de contacto:

$$C_s = \rho_s \cdot \left( \frac{\rho_p - \rho_L}{\rho_s - \rho_L} \right) \quad (29)$$

Donde:

C<sub>s</sub>: concentración de sólidos, (kg/m<sup>3</sup>)

ρ<sub>s</sub>: Densidad del sólido, (kg/m<sup>3</sup>)

ρ<sub>L</sub>: Densidad del licor, (kg/m<sup>3</sup>)

ρ<sub>p</sub>: Densidad de la pulpa, (kg/m<sup>3</sup>)

$$C_s = 4000 \cdot \left( \frac{1140 - 1024}{4000 - 1024} \right) = 155,9 \text{ kg/m}^3$$

Considerando 142 t/h de mineral reducido alimentado a lixiviación, el flujo de licor a suministrar al tanque de contacto (Q<sub>TQ</sub>) será:

$$Q_{rQ} = 142 \cdot 1000 \cdot \left( \frac{1}{155,9} - \frac{1}{4000} \right) = 875,3 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\frac{\text{m}^3}{\text{h}} = \frac{\text{t}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{kg}}{\text{t}} \cdot \left( \frac{1}{\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} - \frac{1}{\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right)$$

Haciendo Balance térmico en el Tanque de Contacto

$$W_3 \cdot cp_3 \cdot (T_3 - T_r) + W_4 \cdot cp_4 \cdot (T_4 - T_r) = W_5 \cdot cp_5 \cdot (T_5 - T_r) \quad (30)$$

Donde:

$W_3$ : Flujo de licor alimentado al tanque de contacto, (kg/h)

$cp_3$ : Calor específico del licor, kJ/(kg.°C)

$T_3$ : Temperatura del licor alimentado a los enfriadores, (°C)

$W_4$ : Flujo de mineral reducido alimentado al tanque de contacto, (kg/h)

$cp_4$ : Calor específico del mineral reducido, kJ/ (kg°C)

$T_4$ : Temperatura mineral reducido descargado a la canal de lixiviación, (°C)

$W_5$ : Flujo de pulpa formada, (kg/h)

$cp_5$ : Calor específico de la pulpa, kJ/(kg. °C)

$T_5$ : Temperatura de la pulpa, (°C)

Tomando como temperatura de referencia igual a la temperatura de la pulpa, ( $T_r=T_5$ ), la temperatura que debe alcanzar el licor frío de alimentación a los Tanques de Contacto, es como se calcula a continuación:

(Licor)                      (Mineral Reducido)

$$W_3 \cdot cp_3 \cdot (T_3 - T_r) = W_4 \cdot cp_4 \cdot (T_r - T_4) \quad (31)$$

$$T_3 = \frac{W_4 \cdot cp_4}{W_3 \cdot cp_3} \cdot (T_r - T_4) + T_r$$

$$T_3 = \frac{142 \cdot 10^3 \cdot 0,733}{875,3 \cdot 1024 \cdot 4,175} \cdot (39 - 180) + 39 = 35^\circ\text{C}$$

$$^{\circ}C = \frac{\left(\frac{kg}{h}\right) \cdot \left(\frac{kJ}{kg \cdot ^{\circ}C}\right) \cdot (^{\circ}C)}{\left(\frac{m^3}{h}\right) \cdot \left(\frac{kg}{m^3}\right) \cdot \left(\frac{kJ}{kg \cdot ^{\circ}C}\right)} + (^{\circ}C)$$

### 3.1.1 Análisis de la operación de los enfriadores de Placas

En la tabla 3.2, se muestra la composición iónica del licor carbonato amoniacal: amoníaco (NH<sub>3</sub>), relación amoníaco / dióxido de carbono (NH<sub>3</sub>/CO<sub>2</sub>); azufre (S), níquel (Ni), magnesio (MgO) del licor producto y en el caso de los sólidos en suspensión (SSP), se corresponde al licor alimentado a los enfriadores. Puede observarse alto contenido de SSP, lo que disminuye el período de operación del enfriador, incrementando la deposición de sólidos y la caída de presión.

**Tabla 3.2 Composición iónica del licor**

ITEMS	Licor					
	NH <sub>3</sub>	r-NH <sub>3</sub> /CO <sub>2</sub>	S	Ni	MgO	SSP
	g/L	-	g/L	g/L	g/L	ppm
PROM	63,4	1,7	3,5	8,2	4,9	145,1
DESVEST	1,5	0,1	0,1	0,3	0,7	45,1
MÁX	67,1	2,1	3,7	8,7	6,0	200
MÍN	60,9	1,5	3,2	7,4	3,5	2
CONTAR	17	17	17	17	17	110

En la tabla 3.3 se muestran las variables de operación de los enfriadores de placas en los períodos de estudio reflejados anteriormente. Promedio (PROM), desviación estándar (DESVEST), máximo (MAX), mínimo (MIN) y el total de datos (CONTAR).

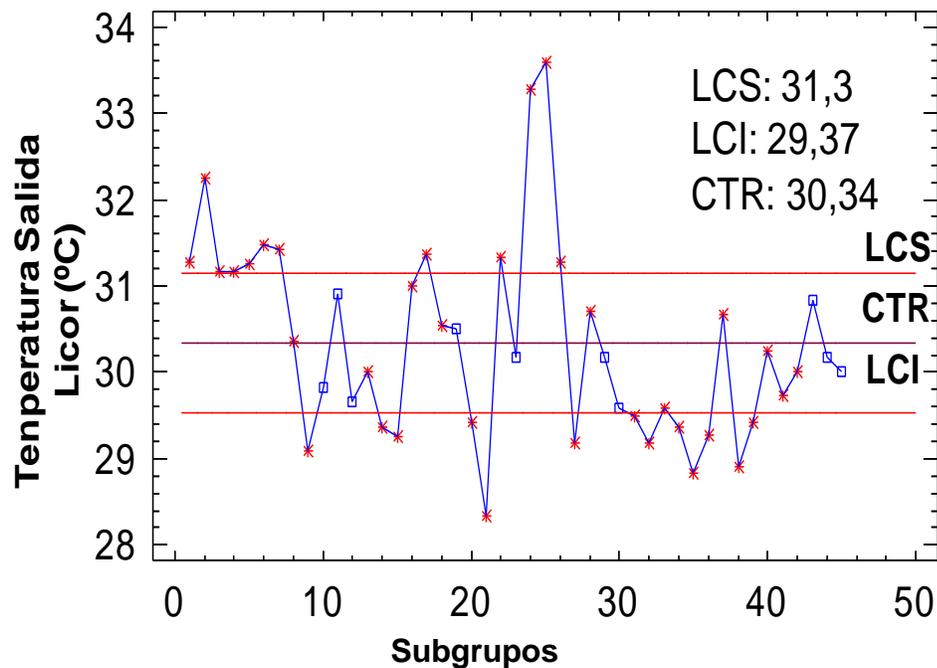
**Tabla 3.3 Datos de operación de los enfriadores de Placas.**

ITEMS	Licor					Agua				
	WL	TL, e	TL, s	PL, e	PL, s	Wa	Ta, e	Ta, s	Pa, e	Pa, s
	kg/s	°C	°C	kPa	kPa	kg/s	°C	°C	kPa	kPa
PROM	68,9	44	30	89,6	78,8	120,4	25	33	448,5	134,0
DESVEST	7,4	1,4	1,5	37,9	29,3	22,7	1,1	1,8	47,2	41,8
MÁX	155,6	49	38	350	230	178,6	28	38	570	240
MÍN	30,1	38	25	20,0	10,0	42,6	22	29	210	90
CONTAR	525	517	517	517	439	525	517	517	500	93

e: entrada; s: salida

Al comparar los datos de operación con los de diseño dados por el fabricante, como se refleja en la Tabla 3.4, se observa que se opera a condiciones de flujo y temperatura de entrada del licor inferior. La presión de alimentación del agua superó como promedio, a la normada por el fabricante.

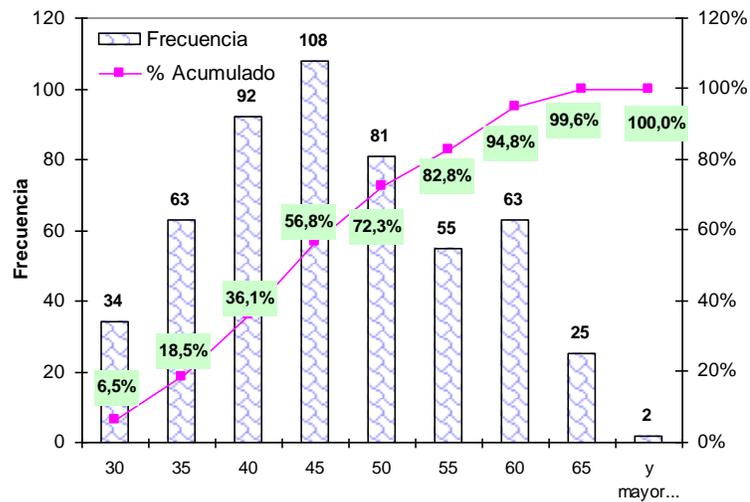
En la Figura 3.2 se muestra la carta de control de la temperatura de salida del licor de los enfriadores de Placas.



**Figura 3.2 Carta de Control de la temperatura de salida del licor de los enfriadores de Placas**

Se aprecia el límite de control Superior (LCS), límite de Control Inferior (LCI) y la línea central de Control de Recorrido (CTR), de los 45 puntos, 25 están fuera de los límites de control, por lo que el proceso no está bajo control estadístico. La obtención de no menos de 25 muestras permitirá desechar estos puntos y establecer los nuevos límites para el control del proceso.

En la Figura 3.3 se muestra un histograma de frecuencia.



**Figura 3.3 Histograma de frecuencia. Eficiencia de operación de los enfriadores de placas**

Se aprecia la eficiencia de operación de los enfriadores de placas predominando entre 40 y 50 %, con el 53,7 % de la frecuencia total. Según los datos de diseño que se muestran en el anexo A, la eficiencia puede alcanzar hasta un 70 %.

En la tabla 3.4 se muestra la eficiencia de enfriamiento de los intercambiadores de licor.

**Tabla 3.4 Tabla de frecuencia de eficiencia de enfriamiento**

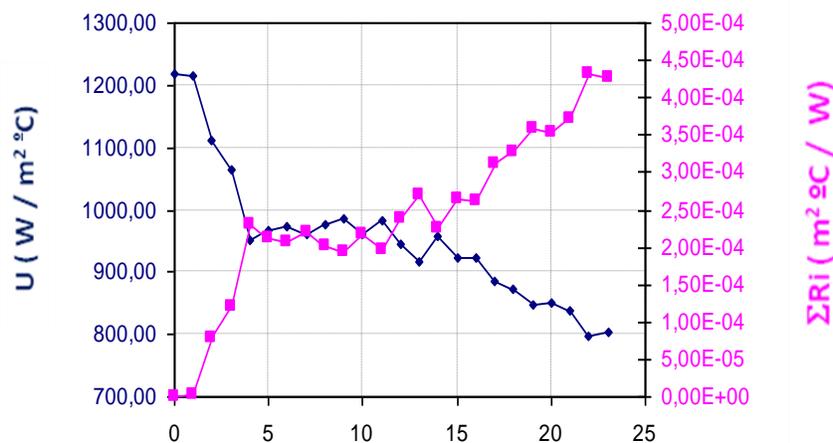
Eficiencia	Frecuencia	%	% acumulado
30	34	6,50	6,50
35	63	12,05	18,55
<b>40</b>	92	17,59	36,14
<b>45</b>	108	20,65	56,79
<b>50</b>	81	15,49	72,28
55	55	10,52	82,79
60	63	12,05	94,84
65	25	4,78	99,62
y mayor...	2	0,38	100
<b>Total</b>	<b>523</b>	<b>100</b>	-

Puede observarse en la figura 3.4, el comportamiento del coeficiente global de transferencia de calor en función del tiempo en un período de operación, en la medida que incrementa el tiempo de enfriamiento, aumentan las resistencias de

las impurezas y disminuye el coeficiente global de transferencia de calor. Se obtuvieron valores entre 1 100 y 1 400 W/(m<sup>2</sup>.°C) cuando el enfriador se encuentra libre de incrustaciones.

Con el incremento del tiempo se produce la reducción del coeficiente; cuando sus valores son inferiores a los 600 y 800 W/(m<sup>2</sup>.°C) la temperatura de salida del licor amoniacal alcanzó valores entre los 33 y 34°C, se detenía la operación del enfriador debido al incremento de la caída de presión en el equipo.

En la figura 3.4 se muestra la variación del coeficiente global de transferencia de calor y las resistencias de las impurezas con el tiempo.



**Figura 3.4 Variación del coeficiente global de transferencia de calor y las resistencias de las impurezas con el Tiempo. (10 abril 2011)**

### 3.1.2 Modelo para estimar las resistencias de las impurezas

Aplicando la ecuación (7) se determinaron las resistencias de las impurezas en el enfriador de placas, cada hora para los períodos de operación. Se calculó el promedio y mediante el StatGraphics, se obtuvo el modelo (32) de pronóstico de las resistencias de las impurezas en los intercambiadores de placas.

$$\sum R_i = 0,000282912 + 0,00000456255 \cdot t - 0,00000231868 \cdot t^2 + 3,21314 \cdot 10^{-7} \cdot t^3 - 1,31387 \cdot 10^{-8} \cdot t^4 + 1,74356 \cdot 10^{-10} t^5 \quad (32)$$

Donde:

$\sum R_i$  : Sumatoria de las resistencias de las impurezas, ( $m^2 \text{ } ^\circ\text{C} / W$ )

$t_o$  : Tiempo de operación, (horas).

R-cuadrado = 95,50 porcentaje

R-cuadrado (ajustado para d.f.) = 94,77 porcentaje

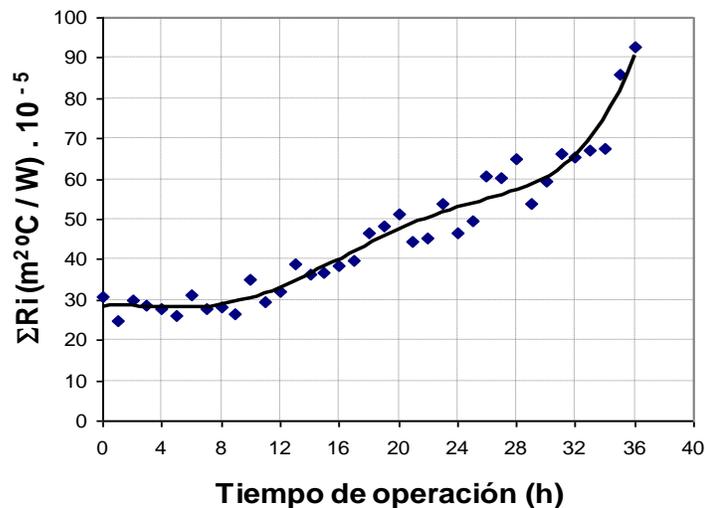
Error Estándar de la Est. = 0,0000395

Error absoluto medio = 0,000023

Estadístico Durbin-Watson = 2,10435 (P = 0,1000)

Auto correlación de residuos en Lag 1 = -0,0610697

En la figura 3.5 se muestran los incrementos de las resistencias durante la operación.



**Figura 3.5 Incremento de la resistencia de las impurezas durante la operación**

La ecuación (32) constituye un estimado para la empresa RRL de las resistencias de las impurezas, esta depende fundamentalmente de la concentración de magnesio disuelto y los sólidos suspendidos, cuya concentración puede diferir de un período de operación a otro. Se recomienda obtener un modelo multivariable de las resistencias de las impurezas, en función del tiempo de operación y de la concentración de sólidos suspendidos, el cual no se obtuvo en este trabajo al no

reportarse los datos por hora. Puede observarse en la figura 3.5 que a partir de las ocho horas de operación, los incrementos de las resistencias se acentúan.

En el anexo C se muestran los valores promedio y el gráfico de valores observados contra predichos, colocados encima de la línea recta diagonal.

Tamayo, 2011, recomienda la selección de valores elevados del factor (cerca de  $0,0002 \text{ m}^2\text{K/W}$ ) para garantizar el diseño racional de instalaciones de intercambio térmico que usen fluidos con características similares al estudiado, alcanzándolo entre los 18 y 28 días de operación, con contenidos de sólidos en suspensión de 20 ppm; en el trabajo se alcanza a las ocho horas de operación del equipo, bajo contenidos de sólidos en suspensión de 145 ppm, recomendándose la clarificación del licor.

### **3.1.3 Modelo para estimar los coeficientes Individuales de Transferencia de Calor**

Para sistematizar los datos se tomó un tiempo de operación donde las resistencias de las impurezas ( $\Sigma R_i$ ) fueran bajas (enfriador limpio de incrustaciones), entre las cuatro y seis horas de operación; se observaron las tendencias de los valores del calor cedido, Reynold y resistencias de las impurezas, representando gráficamente tal como en la figura 3.4, cada período de operación, esto facilitó la determinación de algún error en el reporte de los datos.

Se creó la base de datos en el Microsoft Excel como se explica en los tópicos 2.2.1 y 2.2.2 y se aplicó el StatGraphics.

El StatGraphics ofrece directamente las constantes del modelo, estas se chequearon mediante el Excel, construyendo la figura de valores observados contra predichos los cuales se deben colocar sobre una línea recta, el gráfico del modelo ajustado y observando el valor del coeficiente de determinación ( $R^2$ ).

La base de datos Excel y la programación de los cálculos dinámicamente, permiten hacer correcciones de error y tanteo para ajustar el  $R^2$ , haciendo pequeñas variaciones a las constantes del modelo que da el StatGraphics. Los modelos obtenidos se reflejan mediante las ecuaciones siguientes:

Para agua:

$$Nu = 0,1 \cdot Re^{0,68} \cdot Pr_c^{\frac{1}{3}} \quad (33)$$

$$1406 \leq Re < 3423$$

Para licor:

$$Nu = 0,07143 \cdot Re^{0,68} \cdot Pr_c^{\frac{1}{3}} \quad (34)$$

$$1457 \leq Re < 1962$$

Donde:  $C_a = 0,1$ ;  $C_L = 0,07143$ ;  $n = 0,68$

En la Figura 3.6 se muestra el ajuste del modelo y en la Figura 3.7, los valores observados y predichos.

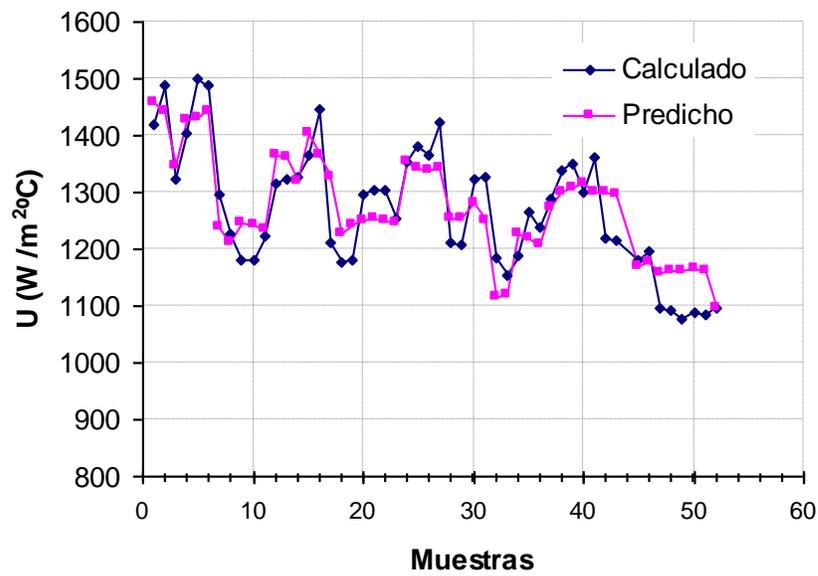
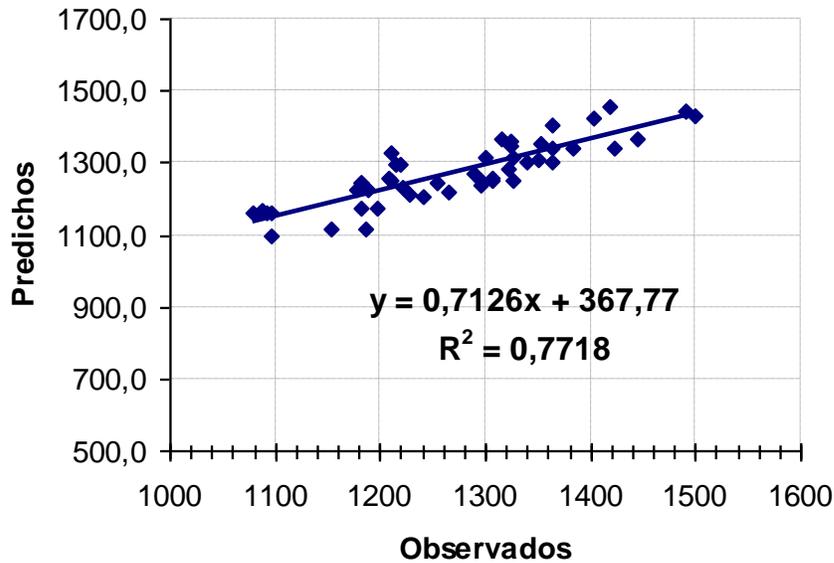


Figura 3.6 Ajuste del Modelo

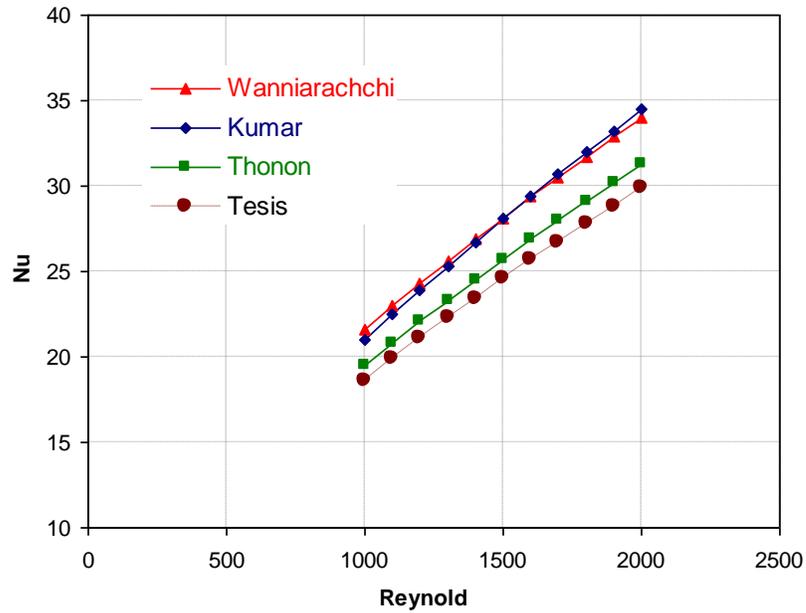


**Figura 3.7 Valores Observados contra Predichos**

Puede observarse un coeficiente de determinación R-cuadrado igual a 0,7718, una calidad de ajuste baja, lo cual se debe a la precisión del dato de lectura de las temperaturas de operación de los enfriadores tomadas desde el SCADA EROS por los operadores, el cual introduce error en la determinación del diferencial de temperatura media logarítmica y en los coeficientes de transferencia de calor cuando los enfriadores operaban limpios, por la calidad de la limpieza realizada; así también, por el rango estrecho de variación del Reynold.

En la figura 3.8, se muestra la comparación de los valores de Nusselt aplicados, con el modelo de este trabajo, con otros modelos reportados en la literatura, en un estrecho rango de Reynold de operación entre  $1457 \leq Re < 1962$  y  $1406 \leq Re < 3423$  para el licor y el agua respectivamente. No se comparó con el modelo de Tamayo, 2011, al no disponerse de especificaciones de los Reynold de operación y especificaciones técnicas de los enfriadores.

En el rango del Reynold reportado el modelo propuesto posee la misma tendencia que los reportados en la literatura, alcanzando los menores valores de Nusselt.



**Figura 3.8 comparación del modelo para el agua**

### 3.1.4 Aplicación del modelo de Nusselt

Tomando como flujo de licor necesario a alimentar al tanque de contacto 875,3 m<sup>3</sup>/h y eficiencia de enfriamiento de 50 %.

En la figura 3.9 se muestran las condiciones de operación para calcular la temperatura de salida del agua .



**Figura 3.9 Condiciones de Operación**

La temperatura de salida del agua, aplicando la ecuación (9) será:

$$T_{s_{H_2O}} = \frac{\varepsilon}{100} \cdot (T_{e_L} - T_{e_{H_2O}}) + T_{e_{H_2O}}$$

$$T_{s_{H_2O}} = 34^\circ C$$

Según la ecuación (1) para calcular el flujo de calor cedido (mitad del fluido de licor a enfriar):

$$Q = \frac{437,7}{3600} \cdot 994,86 \cdot 4,176 \cdot (44 - 35) = -4545,1$$

$$kW = \frac{m^3}{h} \cdot \frac{kg}{m^3} \cdot \frac{h}{s} \cdot \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot ^\circ C$$

El flujo de agua de alimentación requerido es:

$$W_{H_2O} = \frac{Q}{cp \cdot \Delta T}$$

$$W_{H_2O} = \frac{4545,1}{4,178 \cdot (34 - 24)} = 108,78$$

$$\frac{kg}{s} = \frac{kW}{\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot ^\circ C}$$

Para el lado frío:

$$Re = \frac{w_{H_2O}}{A_{LC}} \cdot \frac{De}{\mu} = \frac{108,78}{0,35445 \cdot 1} \cdot \frac{0,00597}{0,000829} = 2198,44$$

$$Nu = 0,01 \cdot 5,669^{\frac{1}{3}} \cdot 2198,44^{0,68} = 33,41$$

Para el lado Caliente:

$$Nu = 0,071 \cdot 3013,36^{0,68} \cdot 4,508^{\frac{1}{3}} = 27,39$$

Aplicando las ecuaciones para calcular el coeficiente de transferencia de calor y para las resistencias térmicas donde se acumulan las impurezas:

$$U = \frac{1}{\frac{0,00597}{27,39 \cdot 0,6266} + \frac{0,00597}{33,41 \cdot 0,6109} + 4 \cdot 10^{-4}} = 960,7$$

$$\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} = \frac{1}{\frac{m \cdot ^\circ C}{W \cdot m} + \frac{m \cdot ^\circ C}{W \cdot m}}$$

Aplicando la ecuación para calcular el área:

$$A = \frac{4545,1 \cdot 10^3}{960,7 \cdot 10,18} = 464,9 \text{ m}^2$$

Porcentaje de reserva:

$$R = \frac{493 - 464,9}{493} \cdot 100 = 5,7 \%$$

Luego, se deben emplear dos enfriadores de placas. Para calcular la caída de presión y determinar si se encuentra dentro de la norma, se pueden aplicar el método reportado por Kumar, Thonon o Wanniarachchi. En el trabajo no se pudo obtener un modelo para estimar la caída de presión, al no reportarse sistemáticamente el dato de caída de presión.

Es de interés desarrollar un algoritmo de cálculo para optimizar el flujo de agua a alimentar a los enfriadores, para un costo mínimo de operación; obtener como función a optimizar, el costo en dependencia de la temperatura de salida del agua, de tal forma que se calcule la eficiencia de operación, a la vez que dicha temperatura de salida se corresponde al mínimo flujo de agua utilizada.

### **Conclusiones parciales**

Con el desarrollo del capítulo, se llegó a las siguientes conclusiones:

1. Por balance de masa y energía se estimó que la temperatura que puede alcanzar el licor alimentado a los tanques de contactos de mineral reducido y licor amoniaco es de 35 °C, valor que puede ser actualizado para las condiciones de operación en tiempo real.
2. La concentración alta de sólidos suspendidos en los licores de alimentación a los enfriadores, conllevó a una disminución rápida de la eficiencia de enfriamiento, al incremento de la caída de presión y en consecuencia, su parada.
3. El modelo propuesto para estimar los coeficientes individuales de transferencia de calor y las resistencias de las impurezas en los enfriadores de placas, pueden ser aplicados para el control de la operación de los enfriadores para calcular el número de equipos que se requieren poner en operación y el flujo de agua, para estabilizar la temperatura del licor.

## CONCLUSIONES

Se obtuvo el modelo para calcular el número de Nusselt y el coeficiente global de transferencia de calor para los enfriadores de licor de placas, el que posee los siguientes coeficientes:  $C_L = 0,07143$ ;  $C_a = 0,1$ ;  $n = 0,68$ , con la forma

$Nu = c \cdot Re^n \cdot Pr_c^{\frac{1}{3}}$  para un rango de Reynold entre  $1457 \leq Re < 1962$  para el licor y  $1406 \leq Re < 3423$  para el agua.

## RECOMENDACIONES

1. Instalar un sistema de clarificación para los licores alimentados a los enfriadores de placas
2. Prestar atención especial al cumplimiento del ciclo de limpieza de los enfriadores y al reporte exhaustivo de los valores de las variables de operación.
3. Aplicar el balance de masa y energía para calcular el flujo de licor necesario a alimentar al tanque de contacto de mineral reducido y licor amoniacal, para la automatización de la operación.
4. Continuar desarrollando la investigación, en un rango más amplio de Reynold para elevar la calidad del ajuste del modelo de estimado de los coeficientes individuales de transferencia de calor.
5. Obtener un modelo multivariable para predecir las resistencias de las impurezas en función de la concentración de sólidos en suspensión y el período de operación de los enfriadores de placas.
6. Desarrollar un algoritmo de cálculo para optimizar el flujo de agua de alimentación a los enfriadores a un costo mínimo de operación.

## **BIBLIOGRAFÍA**

- Chang, A. 1984. Análisis de la Solubilidad de los complejos Amoniacales de Co (II), Revista Minería y Geología. N1, pp.173-184.
- Chang, A. 2000. Conferencia Internacional de aprovechamiento de recursos minerales: CINAREM, Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa, CEDINIQ, Nicaro.
- Chang, A; Dobrojotov, N; Batista, R; Marín.J; Y Matamoros.R. 1988. Optimización de la composición de los licores carbonato-amoniacaes por NH<sub>3</sub> y CO<sub>2</sub> para la Lixiviación de minerales reducidos de Ni<sup>2+</sup>, en Revista Minería y Geología, Vol.6, N2, pp.57-61.
- García, A. Informe de progreso realizado sobre la puesta en marcha de los enfriadores de placas de la empresa “René Ramos Latour”.
- Grigorieva K.I., Vaillant H.H., Chang C.A.R., Dobrojotov G.N, 1987. “Solubilidad del níquel y cobalto (II) en medios carbonato-amoniacaes”, en Izv. Vuzov Zvetnaya Metallurgia, N1, pp.37-41, (en ruso).
- KERN, D. 1969 Procesos de Transferencia de calor. Edición Revolucionaria, La Habana, p. 590.
- Mijeev, M. Mijeeva, 1979. Fundamentos de Termotransferencia. Editorial Mir. Moscú, p.351.
- ROJAS-VARGAS. A, 2007.: “Metodología perfeccionada para determinar el Extractable de Ni y Co en la lixiviación carbonato-amoniacaal”. [Universidad de Oriente], Santiago de Cuba. (Tesis de Máster en Ingeniería Química), 108 p.
- ROJAS-VARGAS. A.; Sánchez G, 2002. “Factores que inciden en los incrementos de temperatura en el proceso de lixiviación amoniacaal”. Informe Técnico. Centro de Investigaciones del Níquel, UCT, Nicaro, 7 p.
- ROJAS-VARGAS. A.; Trujillo, N. M. E. Alternativas para disminuir la concentración del magnesio en el proceso de lixiviación amoniacaal. Proyecto 1066, Centro de Investigaciones del Níquel, 2003, 57 p.
- Roque, A 2003. Bosquejo histórico Fábrica de Nicaro. Biblioteca Técnica de la empresa René Ramos Latour, Sin Editar, 320 p.

Tamayo, T; Quintana, E; Vega, A; Retirado, Y, M. 2011. Coeficientes de transferencia de calor y pérdida de eficiencia en intercambiadores de calor de placas durante el enfriamiento del licor amoniacal. Minería y Geología. Vol.27, N2, pp.67-83.

Zahid H. Ayub. 2003. "Plate Heat Exchanger Literature Survey and New Heat Transfer and Pressure Drop Correlations for Refrigerant Evaporators". Heat Transfer Engineering.

Schmidt Y Bretten. 2002. Manual de Instrucciones para intercambiadores de calor de placas. Inglaterra. SIGMA versión 2.0 API Gmbth & CO.KG.

<http://www.google.com.cu/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=1&cad=rja&ved=0CDAQFjAA&url=http%3A%2F%2Fwww.adningeneria.com.ar%2Fdescargas%2Fmanuales%2FSigmawig%2520%2520IOM.pdf&ei=pq1xUeumKo3Gswbl54DgBA&usg=AFQjCNEIjFGkhGdINI8N025DQDBQfFWcWA&bvm=bv.45373924,d.Yms>

En la web, consultado (19/04/2013)

Hashmi, A.; Tahir, F.; Hameed, U. Empirical Nusselt Number Correlation for Single Phase Flow through a Plate Heat Exchanger. Recent Advances in Fluid Mechanics, Heat & Mass Transfer and Biology. ISBN: 978-1-61804-065-7.

<http://www.google.com.cu/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=1&cad=rja&ved=0CDUQFjAA&url=http%3A%2F%2Fwww.wseas.us%2Flibrary%2Fconferences%2F2012%2FCambridgeUSA%2FFLUHMABE%2FFLUHMABE-05.pdf&ei=1a5xUfmcHJHBtAbAvYCoBg&usg=AFQjCNGaQEHPNAVfRQjOmUKbt6BLHxmLVQ&bvm=bv.45373924,d.Yms>

En la web, consultado (15/03/2013)

Oramas J. "El níquel a 8 495 dólares la tonelada". Granma Internacional, 4 de febrero del 2003.

<http://www.granma.cu/espanol/feb03/mar4/5niquel.html>

En la web, consultado (15/02/2013)

Hernández B. M. "Holguín puede impulsar crecimiento económico".

<http://www.opciones.cu/cuba/2012-03-22/holguin-puede-impulsar-crecimiento-economico/>

[Visita: 19/12/2012]

Barrios, J. L. "Minerales más importantes de Cuba". IPS, 10 de agosto del 2011.

[http://www.ipscuba.net/index.php?option=com\\_k2&view=item&id=1386:de-las-piedras-al-acero&Itemid=10](http://www.ipscuba.net/index.php?option=com_k2&view=item&id=1386:de-las-piedras-al-acero&Itemid=10)

En la web, consultado (15/02/2013)

Táboas, F. T. Universitat Rovira I Virgili. Estudio del proceso de ebullición forzada de la mezcla amoniaco/agua en intercambiadores de placas para equipos de refrigeración por absorción. ISBN: 978-84-690-7588-3 / DL: T.1587-2007.

<http://www.google.com.cu/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=1&cad=rja&ved=0CC0QFjAA&url=http%3A%2F%2Fwww.tdx.cat%2Fbitstream%2F10803%2F8491%2F5%2F06CAPITULO2INTERCAMBIADORESDEPLACAS.pdf&ei=GbJxUYrQIMHtQaSiIGqDQ&usq=AFQjCNHHnfpQw3TrA4FoYa45th1W9E7fmQ&bvm=bv.45373924,d.Yms>

En la web, consultado (19/04/2013)

GEA Process Engineering S.A.

<http://www.gea-pe.com.ar/NAR/cmsdoc.nsf/WebDoc/webb7hgrqq>

En la web, consultado (19/04/2013)

## NOTACIÓN

A: Área de transferencia de calor ( $m^2$ )

As: Área de sección transversal ( $m^2$ )

$\beta$ : Ángulo de "chevron" (grados)

c: Coeficientes referido al lado caliente

CO: concentración de sólidos ( $kg/m^3$ )

$cp$ : Calor específico ( $kJ/kg\ ^\circ C$ )

$cp_3$ : Calor específico del licor ( $kJ/kg^\circ C$ )

$cp_4$ : Calor específico del mineral reducido ( $kJ/kg^\circ C$ )

$cp_5$ : Calor específico de la pulpa ( $kJ/kg^\circ C$ )

$C_{1,}$ : Constantes que dependen del ángulo de chevron.

m: Constantes que dependen del ángulo de chevron.

$Deq$ : Diámetro equivalente de las placas (m).

Ft: factor de corrección por temperatura (adimensional)

f: Coeficientes referido al lado frío

$h_c$ : Diferencia Coeficiente Individuales de transferencia de calor por el lado caliente ( $W/m^2\ ^\circ C$ )

$h_f$ : Diferencia Coeficiente Individuales de Transferencia de Calor por el lado caliente ( $W/m^2\ ^\circ C$ )

Nu: Número de Nusselt.

Pm: perímetro mojado (m)

Q: Flujo de calor cedido (+) o absorbido (-) ( $kJ/s=kW$ )

$r_c$ : Resistencias por el lado caliente ( $m^2\ ^\circ C/W$ )

$r_f$  Resistencias por el lado frío ( $m^2\ ^\circ C/W$ )

T: Temperatura ( $^\circ C$ )

$T_3$ : Temperatura del licor alimentado a los enfriadores ( $^\circ C$ )

$T_4$ : Temperatura mineral reducido descargado a la canal de lixiviación ( $^\circ C$ )

$T_5$ : Temperatura de la pulpa ( $^\circ C$ )

$to$ : Tiempo de operación (horas).

$T_{e_{H_2O}}$ : Temperatura a la entrada del agua ( $^{\circ}\text{C}$ )  
 $T_{s_{H_2O}}$ : Temperatura a la salida del agua ( $^{\circ}\text{C}$ )  
 $T_{e_L}$ : Temperatura a la entrada del licor ( $^{\circ}\text{C}$ )  
 $T_{mc}$ : Temperatura media del fluido caliente  
 $T_{mf}$ : Temperatura media del fluido frío  
 $U_{\max}$ : Coeficiente Global de transferencia de calor máximo o para condiciones de las placas limpias ( $\text{W}/\text{m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$ )  
 $U_i$ : Coeficiente global de transferencia de calor en un instante de tiempo  $i$  ( $\text{W}/\text{m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$ )  
 $U$ : coeficiente de transferencia de calor:  $\text{W}/(\text{m}^2 \text{ }^{\circ}\text{C})$   
 $w$ : Flujo másico ( $\text{kg}/\text{s}$ )  
 $W_3$ : Flujo de licor alimentado al tanque de contacto ( $\text{kg}/\text{h}$ )  
 $W_4$ : Flujo de mineral reducido alimentado al tanque de contacto ( $\text{kg}/\text{h}$ )  
 $W_5$ : Flujo de pulpa formada ( $\text{kg}/\text{h}$ )  
 $\rho$ : Densidad ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )  
 $\mu$ : Viscosidad ( $\text{Pa}\cdot\text{s}$ )  
 $\mu$ : viscosidad del fluido para temperatura media,  $T_m$ .  
 $\mu_w$ : viscosidad del fluido para la temperatura de la pared,  $T_w$ .  
 $\delta$ : Espesor de las placas ( $\text{m}$ )  
 $\lambda_p$ : Conductividad térmica de las placas  $\text{W}/(\text{m}\cdot^{\circ}\text{C})$   
 $\lambda$ : Conductividad térmica del fluido  $\text{W}/(\text{m}\cdot^{\circ}\text{C})$   
 $\rho_s$ : Densidad del sólido ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )  
 $\rho_L$ : Densidad del licor ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )  
 $\rho_p$ : Densidad de la pulpa ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )  
 $\sum R_i$ : Sumatoria de las resistencias a las incrustaciones ( $\text{m}^2\text{ }^{\circ}\text{C} / \text{W}$ )  
 $\Delta T$ : Diferencias de temperaturas, lado caliente ( $^{\circ}\text{C}$ ).  
 $\Delta t$ : Diferencias de temperaturas, lado frío ( $^{\circ}\text{C}$ ).

## ANEXO A Enfriadores de Placas

### Intercambiador de Placas Especificación



Cliente:	GEA Iberica S. A.	Orden de compra No.:	Order-No 81.398, Job-No 151/728
Pedido-No.:	2041915243	Item:	10 Fecha 09/08/2008
Contacto:	Lapchine	Nro.de Serie:	141/10491

<b>Precio ítem:</b>	<b>Precio Total:</b>	<b>Cant.</b>	<b>1</b>
---------------------	----------------------	--------------	----------

**GEA ECOFLEX intercambiador de placas: NT250L B-10**

**Datos térmicos para 1 unidad(es) en paralelo y 1 unidad(es) en serie**

	Lado caliente	Lado frío	
Fluido:	Flujo de Licor	Agua frío	
Fluido según PED 97/23/EC:	Grupo 2 - otros	Grupo 2 - otros	
Calor intercambiado:	18021,92		KW
Caudal másico:	620655	669328	kg/h
Caudal Volumétrico:	600,00	675,00	m³/h
Temperatura entrada:	60,00	30,00	°C
Temperatura salida:	35,00	53,20	°C
Pérdida de carga:	665	803	mbar
Presión de entrada:	4,00	4,00	barg

#### Propiedades físicas

Densidad:	1034,42	991,58	kg/m³
Calor específico:	4181,32	4178,68	J/kgK
Conductividad térmica:	0,63690	0,63044	W/mK
Viscosidad dinámica Entrada:	0,000466	0,000798	kg/ms
Viscosidad dinámica Salida:	0,000706	0,000518	kg/ms

#### Datos de la Unidad

Tipo de placa:	NT250L H		
Superficie de intercambio (total / por unidad):	493,00	493,00	m²
Numero de placas (total / por unidad):	342	342	
Espesor de placa:	0,50		mm
Diferencia Temperatura Logarimica Media:	5,86		K
Reserva de superficie:	10,0		%
Material de placas:	1.4401		
Material de juntas/ tipo de juntas:	EPDM	sin cola	
Flujo interno (pasos x canales):	1 x 170	1 x 171	
Nro. de bastidores (par. / ser. / total):	1	1	1
Material bastidor y Superficie:	S235-JRG2	Pintado	RAL5002

**Tipo y posición de las conexiones están definidos en el plano de dimensiones adjunto.**

Temperatura diseño:	Min.: 0,00 / 0,00	Max.: 100,00 / 100,00	°C
Presión de diseño:	Min.: 0,00 / 0,00	Max.: 6,00 / 6,00	barg
Presión de prueba:	7,80 / 7,80 barg	Código diseño:	DGR 97/23/EG AD-2000 Prüffaktor 1,3
Categoría:	Artículo 3, Párrafo 3	Procedimiento valoración conformidad:	
Tipo/Observaciones:	Normal		

Observaciones:



## ANEXO B Propiedades Físicas

### Propiedades físicas del agua

$\mu \cdot 10^6$	T
Pas	°C
1788	0
1306	10
1004	20
801,5	30
653,3	40
549,4	50
469,9	60
406,1	70
355,1	80
314,9	90
282,5	100
259	110
237,4	120

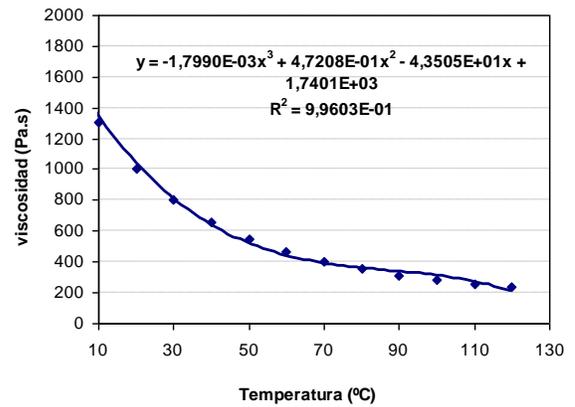
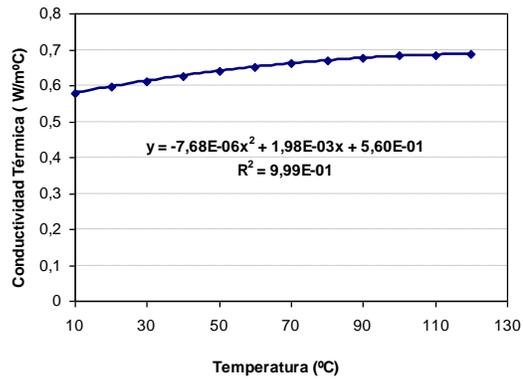
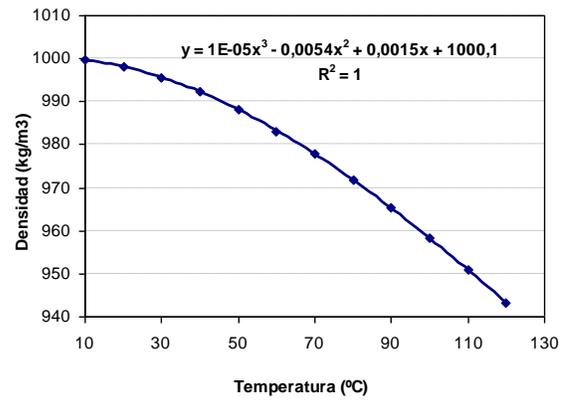
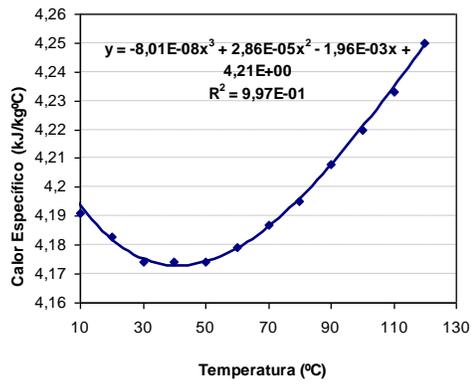
$\lambda$	T
W/m°C	°C
0,56	0
0,58	10
0,597	20
0,612	30
0,627	40
0,64	50
0,65	60
0,662	70
0,669	80
0,676	90
0,684	100
0,685	110
0,686	120

Cp	T
kJ/kg°C	°C
4,212	0
4,191	10
4,183	20
4,174	30
4,174	40
4,174	50
4,179	60
4,187	70
4,195	80
4,208	90
4,22	100
4,233	110
4,25	120

densidad	T
kg/m <sup>3</sup>	°C
999,9	0
999,7	10
998,2	20
995,7	30
992,2	40
988,1	50
983,1	60
977,8	70
971,8	80
965,3	90
958,4	100
951	110
943,1	120

---

## Continuacion ANEXO B:



### ANEXO C: Modelo de Pronósticos de las resistencias de la Impurezas

Rd: Resistencias de las impurezas. Valores promedios en los períodos de operación.

Horas de operación	Rd. $10^{-4}$ ( $m^2\text{°C/W}$ )	Horas de operación	Rd. $10^{-4}$ ( $m^2\text{°C/W}$ )
0	3,059	19	4,835
1	2,484	20	5,122
2	2,981	21	4,424
3	2,855	22	4,522
4	2,789	23	5,385
5	2,586	24	4,649
6	3,123	25	4,945
7	2,771	26	6,083
8	2,823	27	6,020
9	2,631	28	6,505
10	3,521	29	5,371
11	2,941	30	5,936
12	3,200	31	6,635
13	3,898	32	6,524
14	3,634	33	6,719
15	3,693	34	6,738
16	3,834	35	8,592
17	3,987	36	9,263

(X 0,00001)

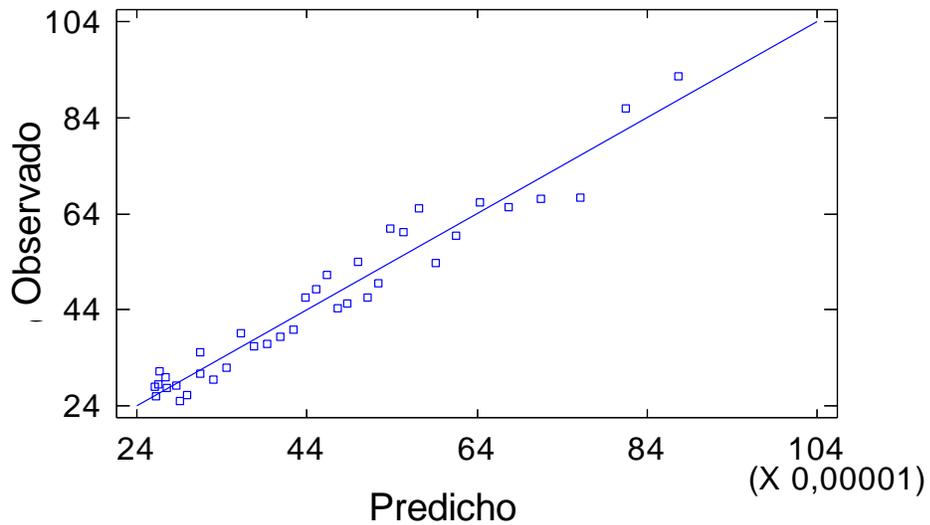


Figura 1-C. Valores Observados contra predichos

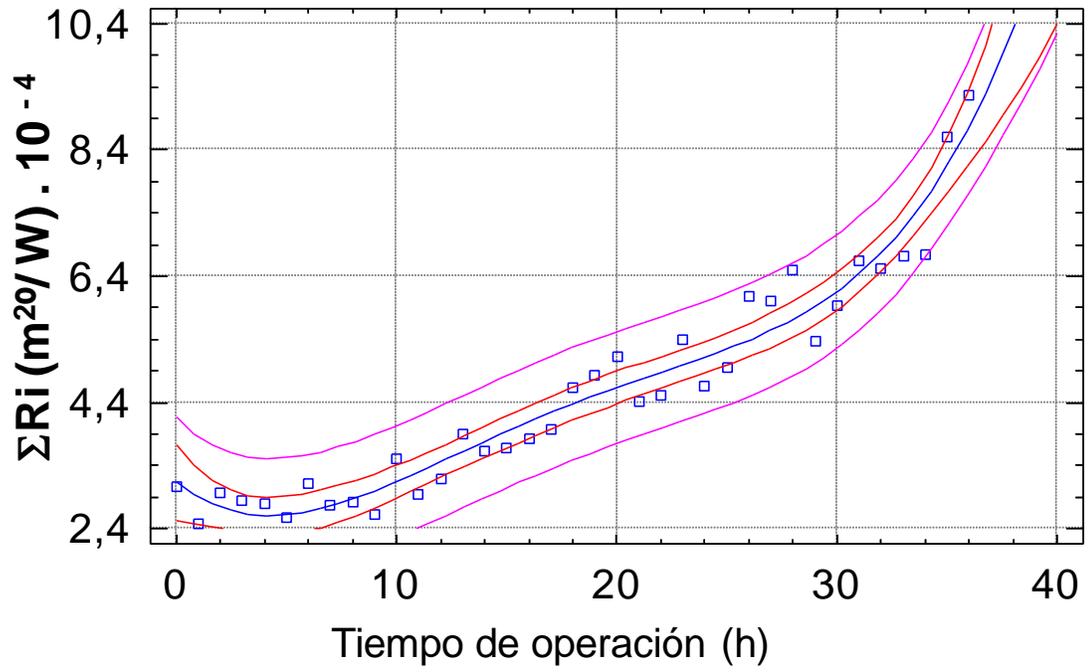


Figura 2-C. Ajuste del modelo de la Resistencia de las Impurezas

## ANEXO D. Datos de Operación

03/04/2011

Hora	Hora	QL	TL, e	TL, s	PL, e	PI, s	SSP	Qa	Ta, e	Ta, s	Pa, e	Pa, s
		(m <sup>3</sup> /h)	°C	°C	Bar	Bar		ppm	(m <sup>3</sup> /h)	°C	°C	Bar
10:00am	0	278	46	30	0,8			584	26	35	4,3	
11:00am	1	290	46	30	0,9			585	26	36	4,5	
12:00m	2	280	48	31	0,9			589	26	36	4,3	
1:00pm	3	270	47	30	0,9			585	26	35	4,5	
2:00pm	4	285	48	31	0,9			584	26	36	4,3	
3:00pm	5	247	45	30	0,9			588	26	35	4,3	
4:00pm	6	291	45	30	0,9			541	26	33	4,3	
5:00pm	7	277	46	30	0,9			595	26	35	4,3	
6:00pm	8	275	46	30	0,9			456	27	36	4,1	
7:00pm	9	273	45	30	0,9	0,1		592	26	35	4,1	
8:00pm	10	270	45	31	0,9	0,1		592	26	34	4,3	
9:00pm	11	270	47	31	1,0	0,1		592	26	34	4,2	
10:00pm	12	269	45	30	1,0	0,1		592	25	33	4,3	
11:00pm	13	269	45	34	1,0	0,1		592	25	32	4,2	
12:00pm	14	268	45	31	1,1	0,1		592	25	32	4,3	
1:00am	15	262	45	31	1,1	0,1		593	25	32	4,4	
2:00am	16	262	45	31	1,1	0,1		594	25	32	4,3	
3:00am	17	259	44	31	1,1	0,1		594	25	32	4,3	
4:00am	18	258	44	30	1,2	0,1		594	24	31	4,3	
5:00am	19	254	44	34	1,2	0,1		594	24	31	4,3	
6:00am	20	254	44	30	1,2	0,1		594	24	31	4,3	

Hora	Hora	QL	TL, e	TL, s	PL, e	PI, s	SSP	Qa	Ta, e	Ta, s	Pa, e	Pa, s
		(m <sup>3</sup> /h)	°C	°C	Bar	Bar		ppm	(m <sup>3</sup> /h)	°C	°C	Bar
1:00pm	0	251	45	30	1	1	120	390	25	36	4,9	1,3
2:00pm	1	238	45	30	1,6	0,6		390	25	36	4,9	1,3
3:00pm	2	249	45	30	0,7	0,7	120	409	24	36	5,1	1,2
4:00pm	3	249	45	30	0,7	0,7		402	24	36	5,1	1,2
		247	45	30	1			398	25	36	5	1
5:00pm	4	246	44	30	0,7	0,7	120	352	24	36	4,1	1,1
6:00pm	5	250	44	31,2	0,7	0,6		357	24	37	4	1,1
7:00pm	6	253	44	32,1	0,7	0,7		306	25	37	4,7	2,3
8:00pm	7	256	44	32	0,7	0,7		308	25	36	4,7	2,4
9:00pm	8	256	44	32,1	0,7	0,7		308	25	37	4,7	2,3
10:00pm	9	257	44	31	0,5	0,7		309	25	37	4,7	2,3
11:00pm	10	255	44	32	0,7	0,7		311	24	37	4,7	2,3
12:00pm	11	255	44	32,1	0,8	0,7		311	24	36	4,7	2,3

1:00am	12	257	44	31	0,8	0,7		311	24	36	4,7	2,3
2:00am	13	265	44	32,1	0,8	0,7		311	24	36	4,7	2,3
3:00am	14	268	44	32,1	0,8	0,7		311	24	36	4,7	2,3
4:00am	15	266	44	31	0,8	0,7		356	24	35	4,1	2,3
5:00am	16	267	44	31	0,8	0,6		358	24	35	4,2	1,1
6:00am	17	267	44	30	0,8	0,7		358	24	35	4,2	1
7:00am	18	272	44	31	0,6	0,7	120	361	23	34	4,2	1
8	19	241	43	30	0,9	0,7		430	24	33	3,7	1,2
0:00	20	249	43	33	1	0,8	120	437	25	33	3,8	1,2
10	21	252	43	30	1,1	0,9		464	26	34	4,1	1,2
11	22	252	44	33	1,1	0,9	120	465	26	34	4	1,1
12:00m	23	250	46	33	1,2	0,9		464	24	33	4	1,1
1:00pm	24	242	46	31	1,2	0,9	120	463	25	33	4	1,1
2	25	241	46	32	1,2	0,9		402	25	34	4	0,9
3	26	240	46	32	1,2	0,9	120	410	24	33	4,2	1
4	27	240	44	32	1,2	0,9		390	24	32	3,8	1

Hora	Hora	QL	TL, e	TL, s	PL, e	PI, s	SSP	Qa	Ta, e	Ta, s	Pa, e	Pa, s
		(m <sup>3</sup> /h)	°C	°C	Bar	Bar	ppm	(m <sup>3</sup> /h)	°C	°C	Bar	Bar
9	0	277	45	28	0,4	0,6		506	25	35	3,9	1
10	1	273	44	30	0,4	0,6		509	25	35	4	1,2
11	2	272	44	29	0,4	1		522	24	34	4,9	1,5
12:00m	3	245	44	28	0,4	1		574	24	33	4,8	1,5
1:00pm	4	277	45	29	0,5	1		570	24	34	4,9	1,5
		269	44	29	0			536	24	34	5	1
2	5	270	45	29	0,5	1		570	24	34	4,9	1,5
3	6	268	45	29	0,5	1		570	24	33	4,9	1,5
4	7	272	45	28	0,5	1		264	24	33	4,9	1,5
5	8	276	45	29	0,5	1		261	24	33	4,9	1,5
6	9	272	45	30	0,5	1		569	24	33	4,9	1,5
7:00pm	10	277	45	29	0,5	1		567	24	33	4,8	
8	11	268	45	30	0,5	1		471	24	35	4,2	
9	12	258	44	31	0,5	1		467	25	32	4,1	
10	13	258	43	31	0,5	1		466	25	32	4	
11	14	258	43	31	0,5	1		469	25	32	4,1	
12	15	249	42	30	0,8	0,8		323	24	32	4,1	
1:00am	16	250	42	30	0,5	0,9		470	24	32	4,1	
2	17	250	42	30	0,6	0,9		470	24	32	4,1	
3	18	253	42	31	0,6	1		471	24	32	4,1	
4	19	248	43	30	0,6	0,9		472	24	32	4,1	
5	20	245	43	31	0,6	0,9		473	24	32	4,1	

17/04/2011

Hora	Hora	QL	TL, e	TL, s	PL, e	PI, s	SSP	Qa	Ta, e	Ta, s	Pa, e	Pa, s
		(m <sup>3</sup> /h)	°C	°C	Bar	Bar	ppm	(m <sup>3</sup> /h)	°C	°C	Bar	Bar
10	0	158	44	25	1,5	1		354	23	30	5,3	
11	1	247	44	28	1,6	1,1		387	23	36	4,2	
12:00m	2	248	45	30	1,5	1		386	24	36	4,2	
1:00pm	3	249	45	30	1	1,1		402	24	36	4,4	
2	4	251	45	30	1,1	1,1		404	25	36	4,4	
3	5	253	45	30	1,2	1,2		404	25	36	4,4	
4	6	253	45	30	1,2	1,2		400	25	36	4,4	
5	7	145	45	29	1,2	1,2		348	25	32	4,4	
9	10	261	43	30,1	2,8	1		351	23	36	4,7	
10	11	260	43	30	3,5	0,3		353	24	36	4,6	
11	12	256	43	30	1,4	0,2		347	23	35	4,7	
12:00pm	13	239	42	25	1,4	1,4		362	23	34	4,6	
1:00am	14	228	40	28	1	1,4		362	24	34	4,3	
2	15	237	42	29	1,4	1,1		361	24	33	4,4	
3	16	210	42	28	0,8	0,8		364	24	33	4,4	
4	17	200	42	26	0,7	0,7		364	24	33	4,5	
5	18	207	42	27	0,7	0,7		364	24	33	4,4	
6	19	208	42	27	0,7	0,8		365	24	33	4,1	

05/04/2011

Hora	Hora	QL	TL, e	TL, s	PL, e	PI, s	SSP	Qa	Ta, e	Ta, s	Pa, e	Pa, s
		(m <sup>3</sup> /h)	°C	°C	Bar	Bar	ppm	(m <sup>3</sup> /h)	°C	°C	Bar	Bar
2:00pm	1	279	45	29	0,7	0,2		483	25	35		
3:00pm	2	278	45	34	0,7	0,6		456	25	35		
4:00pm	3	278	45	30	0,7	0,6		469	25	35		
5:00pm	4	277	45	29,5	0,7	0,6		464	25	34		
6:00pm	5	277	45	29	0,7	0,6		461	24	34		
7:00pm	6	277	45	28	0,6	0,6		462	24	34		
8:00pm	7	280	45	28	0,7	0,6		473	24	34		
9:00pm	8	279	44	29	0,7	0,6		452	24	34		
10:00pm	9	278	44	30	0,7	0,6		428	24	34		
11:00pm	10	278	44	30	0,7	0,6		427	24	34		
12:00pm	11	277	44	30	0,7	0,6		427	24	34		
1:00am	12	275	44	29	0,7	0,6		427	24	33		
2:00am	13	276	44	29	0,8	0,6		426	24	33		
3:00am	14	275	44	29	0,8	0,6		426	24	33		
4:00am	15	273	44	29	0,8	0,6		425	23	32		
6:00am	16	371	42	29	0,9	0,6		424	23	32	4,1	
7:00am	17	371	43	29	0,9	0,6	120	421	23	32	4,1	

8:00am	18	259	44	29	0,9	0,7		445	24	31	5	
9.00am	19	254	44	29	0,9	0,7	120	484	23	31	5,3	
10.00am	20	234	44	31	1	0,7		450	24	32	4,9	
11:00am	21	234	45	31	1,2	0,8	120	491	24	36	4,8	
12:00m	22	260	45	31	1	0,9		499	25	36	4,8	

07/04/2011

Hora	Hora	QL	TL, e	TL, s	PL, e	PI, s	SSP	Qa	Ta, e	Ta, s	Pa, e	Pa, s
		(m <sup>3</sup> /h)	°C	°C	Bar	Bar	ppm	(m <sup>3</sup> /h)	°C	°C	Bar	Bar
8	0	270	44	31	0,9	0,9	200	362	26	35	3,9	
9	1	268	44	30,8	0,9	0,6		396	26	36	4,1	
10	2	269	44	29,7	0,6	0,6	120	366	24	36	4,9	
11	3	267,5	43	29,4	0,9	0,6		253	23	35	4,8	
12:00pm	4	269	43	29,4	0,9	0,6	200	253	23	34	4,9	
1	5	268	43	29	0,9	0,6		354	23	34	4,8	
2	6	269	43	28,6	0,9	0,6		347	23	34	4,9	
3	7	265	43	26	0,9	0,6		354	23	34	4,7	
4	8	264	43	28	0,9	0,6		362	23	34	4,9	
5	9	264	44	29	0,9	0,6		355	23	34	5,1	
6	10	264	44	29	0,9	0,6		353	23	34	5	
7:00am	11	266	44	29	0,8	0,6		382	23	34	5,1	
8	12	266	44	29	0,8	0,7		383	23	34	5,2	
9	13	252	44	30	0,8	0,7		378	25	32	5,2	
10	14	241	44	29	0,6	0,6		479	25	33	4,7	
11	15	241	45	30	0,7	0,6		484	25	33	4,8	
12:00m	16	237	46	31	0,8	0,6		484	25	33	4,8	
1:00pm	17	237	46	30	0,8	0,6		483	25	33	4,8	
2	18	233	47	30	0,8	0,5		484	25	32	4,8	
3	19	234	46	30	0,7	0,5		484	25	32	4,8	
4	20	236	47	30	0,8	0,6		488	25	33	4,8	
5	21	231	47	30	0,8	0,5		486	25	33	4,8	
6	22	228	47	30	0,8	0,5		438	26	33	5	
7:00pm	23	249	45	29	0,8	0,66		516	25	31	5	
8	24	244	45	29	1	0,5		583	24	31	4,7	
9	25	239	45	29	1	0,6		503	24	31	4,9	
10	26	243	44	28	1	0,6		500	23	30	4,9	
11	27	241	43	29	1	0,6		499	23	30	5	
12:00pm	28	255	43	29	1,2	0,6		428	23	30	5,2	
1:00am	29	254	43	29	1,2	0,6		428	23	35	5,2	
2	30	252	43	29	1,2	0,6		461	23	35	5,2	