

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAÍSO  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



PROYECTO PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO  
CIVIL EN METALURGIA EXTRACTIVA.

**“BALANCE TÉRMICO DE SOLUCIONES  
ASOCIADAS AL CIRCUITO SX-EW.”**

**Belfort Alexander Valenzuela Aguilar**

Profesores Guía  
Carlos Carlesi Jara  
Horacio Aros Meneses

Ingeniero Tutor:  
Manuel Vargas Sanhueza

**2012**

## AGRADECIMIENTOS.

*Esta memoria de título está dedicada a todas las personas que me apoyaron durante el largo camino para terminar mi carrera profesional.*

*Agradezco tanto a mis padres Marta y Juan, como a mi abuela Mirna, que siempre han estado presentes en los momentos buenos y malos, a estas tres grandes personas les debo todo.*

*A mi abuelo Pepe. Sé que estas orgulloso de mi cuidándome en el cielo.*

*A mis hermanos Juan Pablo y Carolina, que siempre he contado con sus apoyos en todo momento.*

*A mi pareja Verónica, que siempre me motivo en los momentos difíciles y compartió junto a mí durante toda mi vida universitaria.*

*A los profesores de mi carrera que me apoyaron durante mi carrera profesional. En primer lugar a la profesora Lorena Álvarez, que fue un gran apoyo y guía durante mi comienzo en la universidad. En el camino, se fueron sumando consejos sabios de más profesores como los de Jorge Santana, Horacio Aros, José Torres y Gianni Olguín. Al final del camino, conté con el apoyo del profesor Carlos Carlesi, quien fue un pilar fundamental para realizar este trabajo de título.*

*A mi ingeniero tutor, Manuel Vargas, que fue un gran modelo de profesional a seguir además de un gran amigo durante mi vida en el norte. También a todos los profesionales del área húmeda, en especial a Carlos Espinoza, Boris Cartes, Jorge Retamal, Cesar Vilches, Lina Barrera y Cecilia Astorga y en especial a Juan Francisco González quien fue la persona que me ayudó en mis primeros pasos en la gran minería y me acogió y abrió las puertas de su casa y familia.*

*A mis amigos de la universidad y compañeros de estudio. Que inolvidables momentos.*

*A Dios.*

## NOMENCLATURA.

MGSA	: Minera Gaby Sociedad Anónima.
LX	: Lixiviación.
SX	: Solvent Extraction. (Extracción por Solventes)
PE	: Patio Estanques.
EW	: Electrowinning. (Electroobtención)
PLS	: Pregnant Leach Solution. (Solución rica proveniente de lixiviación)
ER	: Electrolito Rico.
EP	: Electrolito Pobre.
FRP	: Fibreglass Reinforced Plastic. (Plástico reforzado con fibra de vidrio)
HDPE	: High Density Polyethylene. (Polietileno de alta densidad)
<i>g</i>	: Gramos.
<i>kg</i>	: Kilogramos.
<i>Ton</i>	: Toneladas.
<i>d</i>	: Días.
<i>h</i>	: Horas.
<i>min</i>	: Minutos.
<i>s</i>	: Segundos
<i>mm</i>	: Milímetros.
<i>cm</i>	: Centímetros.
<i>m</i>	: Metros.
<i>m<sup>2</sup></i>	: Metros cuadrados.
<i>m<sup>3</sup></i>	: Metros cúbicos.
<i>l</i>	: Litros.
<i>°C</i>	: Grados Celcius.
<i>°F</i>	: Grados Farenheit.
<i>°K</i>	: Grados Kelvin.
<i>kPag</i>	: Kilo Pascales Graduados.
<i>V</i>	: Volt.
<i>A</i>	: Amperes.

<i>W</i>	: Watt.
<i>kW</i>	: Kilo Watt.
<i>MW</i>	: Mega Watt.
<i>J</i>	: Joule.
<i>kJ</i>	: kilo Joule.
<i>MJ</i>	: Mega Joule.
<i>US\$</i>	: Dólares Norteamericanos.
<i>Cu</i>	: Cobre.
<i>Pb</i>	: Plomo.
<i>Ca</i>	: Calcio.
<i>Sn</i>	: Estaño.
<i>E1</i>	: Etapa 1 de Extracción en SX.
<i>E2</i>	: Etapa 2 de Extracción en SX.
<i>S1</i>	: Etapa 1 de Re-extracción en SX.
<i>S2</i>	: Etapa 2 de Re-extracción en SX.

## RESUMEN.

El área húmeda de Minera Gaby S.A. está siempre en busca de mejoras en sus procesos. Una parte del proceso que se requiere mejorar es el desequilibrio que existe en el consumo de combustible de los calentadores de agua ubicados en el patio de estanques del área húmeda de la planta hidrometalúrgica de MGSA. Es por esto que se realiza un balance térmico al circuito electrolítico entre SX y EW y así comprobar el aporte energético que proveen los calentadores de agua utilizados correctamente.

Por lo tanto, el principal objetivo de este trabajo fue minimizar el consumo de petróleo en los calentadores y maximizar el calor entregado por estos, mediante la realización de balances térmicos.

Para cumplir dicho objetivo se realizaron una serie de actividades. Comenzando con la recopilación del material correspondiente a los procesos de SX, PE y EW. Luego se recopiló datos de operación en terreno, para así, tener una base de datos aparte de la información de diseño de la planta. Luego de recopilar y seleccionar datos obtenidos de terreno, se comienza a realizar los balances térmicos entre SX y EW y así se determinó los principales puntos de pérdidas de energía y la importancia de los calentadores de agua en aportar potencia energética al proceso.

Antes de intervenir el proceso, se utilizaban en promedio dos calentadores de agua durante las 24 horas como promedio, lo que llevaba un consumo excesivo de petróleo en estos equipos. Al realizar el balance de energía al proceso como funcionaba antes de la intervención en los calentadores de agua, este dio como resultado una pérdida de  $11183 [MJ/h]$  de potencia calorífica en el sistema.

Luego de realizar una serie de mejoras en el uso de los calentadores, se concluyó que la modalidad de trabajo que funciona mejor para los calentadores de agua es trabajar con un calentador desde las 10 AM hasta las 7 PM y trabajar con dos calentadores desde las 7 PM hasta las 10 AM. Esto trae como resultado perder una potencia calorífica de  $248,6 [MJ/h]$ . A la vez, se reduce el consumo de petróleo desde  $1100 [m^3/mes]$  a un consumo de  $705 [m^3/mes]$ . Finalmente, el ahorro que produjo el trabajar con la nueva modalidad es aproximadamente de  $124399 [US\$/mes]$ .

## ÍNDICE.

INTRODUCCIÓN. ....	4
OBJETIVOS. ....	5
1- ANTECEDENTES DE LA EMPRESA.....	6
2- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.....	8
2.1- DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA PLANTA DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES (SX).....	8
2.1.1- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.....	9
2.2- DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PATIO ESTANQUES. ....	12
2.2.1- DESCRIPCIÓN DEL PATIO ESTANQUES.....	12
2.3- DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA PLANTA DE ELECTROOBTENCIÓN.....	14
2.3.1- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE ELECTROOBTENCIÓN (EW).....	14
2.4- BALANCES MÁSICOS. ....	16
2.4.1- BALANCE MÁSICO SX. ....	17
2.4.2 – BALANCE MÁSICO PATIO ESTANQUES.....	18
2.4.3- BALANCE MÁSICO EW. ....	19

3- DESCRIPCIÓN DE EQUIPOS.....	20
3.1- EQUIPOS UBICADOS EN EL PATIO ESTANQUES.....	20
3.1.1- ESTANQUE DE ELECTROLITO RICO.....	20
3.1.2- BOMBAS DE ELECTROLITO RICO. ....	20
3.1.3- INTERCAMBIADORES DE CALOR ELECTROLITO/ELECTROLITO. ..	20
3.1.4- FILTROS DE ELECTROLITO.....	22
3.1.5- BOMBAS DE ELECTROLITO POBRE.....	23
3.1.6- ESTANQUE DE RECIRCULACIÓN DE ELECTROLITO.....	23
3.1.7- BOMBAS DE ALIMENTACIÓN A CELDAS. ....	24
3.1.8- INTERCAMBIADORES DE CALOR AGUA/ELECTROLITO. ....	25
3.1.9- SALA DE LOS CALENTADORES DE AGUA.....	26
3.2- EQUIPOS UBICADOS EN LA NAVE DE ELECTROOBTENCIÓN.....	30
3.2.1- TRANSFO-RECTIFICADORES DE CORRIENTE. ....	30
3.2.2- CELDAS DE EW.....	30
4- BALANCE DE ENERGÍA.....	32

4.1- ANTECEDENTES DEL CONSUMO DE PETRÓLEO EN LOS CALENTADORES DE AGUA.....	32
4.2- BALANCE DE ENERGÍA EN EL CIRCUITO SX-EW.....	36
4.2.1- ENTRADAS DE ENERGÍA AL SISTEMA.....	36
4.2.2- PÉRDIDAS DE ENERGÍA EN EL SISTEMA.....	46
4.2.3- BALANCE TÉRMICO GLOBAL EN EL CIRCUITO SX-EW.....	86
5- PROPUESTAS DE MODIFICACIÓN.....	88
5.1- ANTECEDENTES PROBLEMÁTICA.....	88
5.2- PROPUESTA.....	90
5.2.1- CONSUMO DE PETRÓLEO PREVIO A LA UTILIZACIÓN DE UN CALENTADOR DE AGUA.....	90
5.2.2- BALANCE DE ENERGÍA UTILIZANDO UN CALENTADOR DE AGUA.....	91
5.2.3- EFECTOS PROVOCADOS UTILIZANDO UN CALENTADOR DE AGUA EN EL PROCESO.....	95
5.2.4- PROPUESTA DE SISTEMA DE TRABAJO.....	98
6- EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	103
7- CONCLUSIONES.....	107

8- BIBLIOGRAFÍA.....	109
ANEXO 1: PROCESO PRODUCTIVO MINERA GABY.....	110
ANEXO 2 - DIAGRAMAS DE FLUJOS DEL PROCESO.....	131
ANEXO 3: TABLAS DE RESUMEN PÉRDIDAS DE CALOR DEL CIRCUITO SX-EW.....	138

## INTRODUCCIÓN.

Minera Gaby S.A., empresa minera dedicada a tratar minerales oxidados de cobre, está en constante búsqueda de mejorar las condiciones operacionales en la planta. En particular, en el área húmeda de la planta hidrometalúrgica, que cuenta con las etapas de lixiviación en pilas, extracción por solventes y electroobtención.

Para la obtención de cobre a 99,99% de pureza en forma de cátodos, el metal debe ser sometido a procesamiento, debiendo pasar por las etapas ya nombradas previamente. Para que tal proceso ocurra, es necesaria la inyección de energía al sistema, como es en el caso de la etapa de electroobtención, donde es necesaria la alimentación de energía eléctrica para que la reacción electrolítica que ocurre en la nave de electroobtención dé como resultado cobre de alta pureza. La principal fuente de energía entregada al proceso viene dada por los transfo-rectificadores de corriente. Estos equipos son fuentes de alimentación de corriente continua, la cual se hace circular por el ánodo, por la solución electrolítica y un cátodo. De esta manera, los iones del metal de interés son atraídos por el cátodo depositándose en él. Es así que esta fuente de energía aporta aproximadamente entre un (70 y 80) % de la energía total al circuito LX-SX-EW. La energía restante que se aporta al circuito, es entregada por calentadores de agua. Estos equipos funcionan en base a petróleo y están encargados de entregar la energía necesaria para que el electrolito comercial que circula entre SX y EW tenga la temperatura deseada a la entrada de la etapa de electroobtención, esta temperatura ronda entre los (46 a 48) °C. Además, los calentadores cumplen con la función de compensar las pérdidas de calor del electrolito a medida que pasa de un estanque a otro o cuando está en contacto con otras soluciones.

Durante el año 2010, el consumo de petróleo en los calentadores de agua de MGSA ha sido irregular, existiendo meses donde hubo consumos excesivos del insumo, lo que conllevó a la elevación de los gastos. Por este motivo, es de vital importancia realizar un control sobre estos equipos y encontrar la manera más eficiente de operación de estos. Para ello, se realizó un balance térmico en el circuito SX-EW, donde se identificaron los principales puntos de entradas y pérdidas de energía, y en base a los resultados se tomaron decisiones con respecto al uso de los calentadores.

## **OBJETIVOS.**

### **Objetivo Principal.**

- Minimizar el consumo de petróleo en los calentadores y maximizar el calor entregado por estos, mediante la realización de balances térmicos.

### **Objetivos Específicos.**

- Conocer en detalle los procesos de SX-PE-EW.
- Identificar variables del proceso.
- Establecer una base de datos para realizar los balances térmicos.
- Realizar balances térmicos.
- Determinar los puntos críticos donde existen pérdidas de calor.
- Proponer mejoras al proceso.

## 1- ANTECEDENTES DE LA EMPRESA.

Minera Gaby S.A. está ubicada en la segunda región de Antofagasta, en la comuna de Sierra Gorda, a 120 kilómetros al suroeste de Calama y a 203 kilómetros de Antofagasta, a una altitud de 2.670 metros sobre el nivel del mar. Este yacimiento de cobre fue descubierto por CODELCO el año 1996. La minera extraerá y procesará aproximadamente 620 millones de toneladas de mineral oxidado de cobre durante un periodo de 15 años, produciendo cátodos de cobre de alta pureza. El yacimiento entró en producción el año 2008 y es operado por Minera Gaby S.A desde esa fecha. La producción nominal de cátodos de cobre es de 150.000 toneladas por año y se obtiene mediante los procesos productivos de: chancado (primario, secundario y terciario), acidificación, lixiviación en pilas (LX), extracción por solventes (SX) y electroobtención (EW), y su producción de cátodos es transportada al puerto de Mejillones.

En la figura 1.1 se muestra la posición geográfica de Minera Gaby en la segunda región del país.

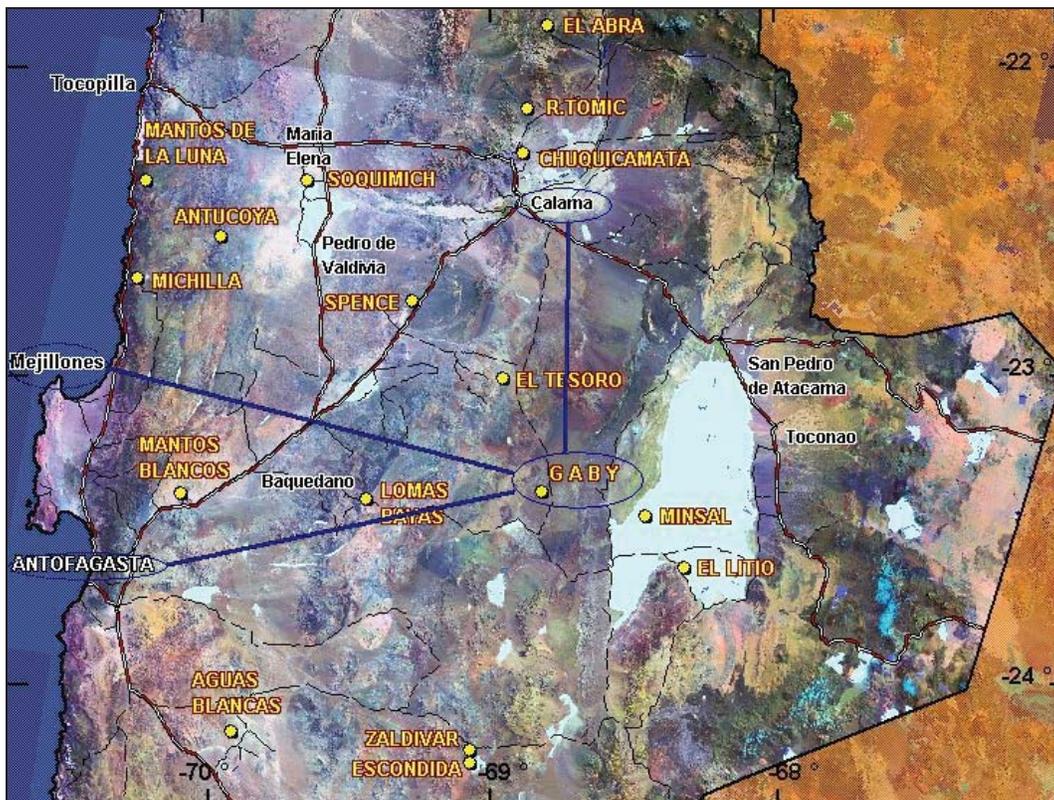


Figura 1.1: Ubicación Minera Gaby en la segunda región de Chile.

Las reservas de mineral tienen una ley media de 0,41%, conteniendo mineralización predominante de Crisocola con pequeñas cantidades de Atacamita. La explotación se efectúa a rajo abierto.

## 2- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

### 2.1- DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA PLANTA DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES (SX).

La figura 2.1 enseña uno de los dos trenes de SX, ubicados en el área húmeda de MGSA.



Figura 2.1: Planta de extracción por solventes, Minera Gaby S.A.

### 2.1.1- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

El proceso de extracción por solventes cumple dos objetivos principales:

- **Purificar la solución PLS:** Impedir el paso de impurezas contenidas en ellas, tales como cloro, fierro, manganeso, etc., al electrolito, que alimenta al proceso de electrolisis.
- **Concentrar el cobre:** En general, el proceso de lixiviación en pilas, proceso previo a SX, genera una solución PLS que contiene entre 2 a 10 [g/l] de Cu. Estas concentraciones de cobre no son adecuadas para un proceso de electrólisis dirigido a la obtención de cátodos de alta calidad. Por ello, este proceso tiene la característica de transferir cobre desde la solución PLS a una solución electrolito, en la cual la concentración de cobre alcanza valores de 50 a 55 [g/l] de Cu.

Para el logro de su objetivo, la extracción por solventes hace uso de reactivos orgánicos, más conocidos como extractantes de cobre. Estos permiten transferir cobre y al mismo tiempo son selectivos para éste, a los ph con que opera este proceso.

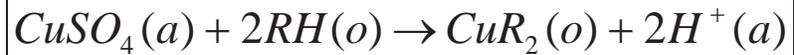
En Minera Gaby, se cuenta con el proceso Bateman – Flujo reverso, que contiene las siguientes etapas:

- ✓ Etapas de Extracción.
  - ✓ Etapas de Re-extracción.
- 
- **Etapas de Extracción.**

Las plantas SX tienen, generalmente, dos etapas de extracción, conocidas como mezcladores – decantadores. Estas etapas, al igual que las de re-extracción, consisten de una o más etapas de mezclado, donde la solución PLS (conteniendo el cobre) se mezcla con la fase orgánica (extractante), en las etapas de mezclamiento, para transferir el cobre a la fase orgánica.

Minera Gaby posee dos etapas de Extracción, denominadas E1 y E2.

La reacción que representa la Extracción de cobre es:



Donde:

$CuSO_4(a)$ : Representa la solución PLS.

$RH(o)$ : Representa la fase orgánica.

$CuR_2(o)$ : Representa la fase orgánica cargada con cobre (orgánico cargado).

$H^+(a)$ : Representa la formación de ácido en la fase acuosa.

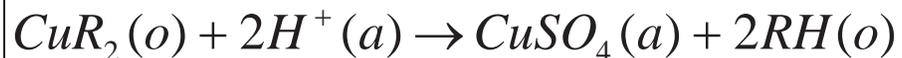
Al mezclar el PLS,  $CuSO_4(a)$ , con la fase orgánica,  $RH(o)$ , el cobre del primero es transferido selectivamente a la fase orgánica,  $CuR_2(o)$ , dando lugar a la formación del orgánico cargado que, luego de ser despojado de la máxima cantidad de acuoso, es impulsado a las etapas de re-extracción para extraer el cobre contenido y transferirlo al electrolito. Al mismo tiempo, producto de la reacción química, el PLS junto con despojarse del cobre, incrementa la concentración de ácido que finalmente se manifiesta en la solución refino (PLS despojado de cobre) que es enviada a las pilas de lixiviación, previo acondicionamiento con ácido, para recuperar cobre nuevamente.

- **Etapas de Re-extracción.**

En esta etapa, al igual que en la etapa de extracción, consiste en una o más etapas de mezclado.

Minera Gaby posee dos etapas de Re-extracción, denominadas S1 y S2.

La reacción que representa la Re-extracción de cobre es:



Donde:

$CuR_2(o)$ : Representa la fase orgánica cargada con cobre (Orgánico Cargado).

$H^+(a)$ : Representa el contenido de ácido en el electrolito.

$CuSO_4(a)$ : Representa el contenido de cobre en el electrolito.

$RH(o)$ : Representa la fase orgánica descargada de cobre que deja las etapas de re-extracción hacia las etapas de extracción.

El producto final de la etapa de SX es un electrolito rico con una concentración de cobre de aproximadamente  $50[g/l]$  y una concentración de ácido de  $160[g/l]$ . Este electrolito rico es enviado al patio estanques para que ingrese en condiciones óptimas al proceso de Electroobtención. **[1]**

## 2.2- DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PATIO ESTANQUES.

La figura 2.2 nos da una vista general del patio de estanques, emplazado entre SX y EW.



Figura 2.2: Patio Estanques, Minera Gaby S.A.

### 2.2.1- DESCRIPCIÓN DEL PATIO ESTANQUES.

El patio de estanques tiene los siguientes objetivos:

- Almacenar un inventario de electrolito, que permita mantener estables las alimentaciones a las celdas de Electroobtención y a la planta SX, respecto a composición y temperatura.
- Proporcionar una capacidad disponible definida, para contener el electrolito evacuado desde equipos de SX o de EW, cuando estos se pongan fuera de servicio.

- Proporcionar capacidad disponible para contener los inventarios dinámicos de electrolito, residentes en equipos y cañerías de SX y EW y que rebose hacia los estanques de electrolito, cuando los procesos se detienen.
- Ajustar la temperatura del electrolito de alimentación a celdas de EW.
- Ajustar la concentración de cobre y ácido del electrolito de alimentación a celdas de EW, mediante la mezcla de electrolito rico y electrolito pobre.
- Recuperar calor desde electrolito pobre que va a SX.
- Filtrar el electrolito rico, para minimizar el contenido de arrastres orgánicos.
- Almacenar las borras y los arrastres de orgánicos recuperados tanto en SX como en piscinas de refinación o patio estanques.

El patio estanque comprende los estanques de electrolito (rico y recirculación), los intercambiadores de calor (Electrolito/Electrolito, Agua/Electrolito, Agua/Agua), los filtros de electrolito, los calentadores de agua y las bombas de electrolito (pobre, rico y alimentación a celdas). **[2]**

## 2.3- DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA PLANTA DE ELECTROOBTENCIÓN.

La figura 2.3 nos enseña el interior de la nave de EW de MGSA.



Figura 2.3: Nave de Electroobtención, Minera Gaby S.A.

### 2.3.1- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE ELECTROOBTENCIÓN (EW).

La nave de electroobtención está equipada con 504 celdas de concreto polimérico, divididas en dos secciones con 252 celdas cada una. Las celdas de cada sección, estas dispuestas en la configuración espalda-espalda, formando dos bancos de 126 celdas, cada uno. Los pares de celdas espalda-espalda, en cada banco, son alimentadas eléctricamente en paralelo. Los dos bancos que conforman cada sección, están conectados eléctricamente en serie. De modo que, el circuito de corriente continua de cada sección, alimenta en paralelo, dos grupos de 126 celdas conectadas en serie.

Las celdas tienen 60 cátodos y 61 ánodos cada una. Se utilizan cátodos permanentes de acero inoxidable y ánodos insolubles de aleación Pb/Ca/Sn.

La corriente continua para cada sección, es suministrada por los transformadores rectificadores iguales, conectados en paralelo. Cada sección cuenta con un rectificador de emergencia, que permite proteger los cátodos, de la pila electroquímica que se produce al cortar el suministro de corriente del rectificador principal. Cada rectificador de emergencia es alimentado mediante un generador eléctrico dedicado.

El electrolito circulante es suministrado por una tubería matriz a cada sección de la nave. Cada banco es alimentado, por dos sub matrices paralelas, de modo que, se configuran 4 tuberías de alimentación de electrolito a celdas, en cada sección. Cada tubería alimenta 63 celdas.

La recolección de electrolito desde las celdas tiene una configuración similar a las tuberías de alimentación, configurándose cuatro sub-matrices de recolección desde celdas, por cada sección. Cada sub-matriz de recolección, recoge el electrolito de 63 celdas y lo descarga a la matriz de recolección de la sección, la que finalmente descarga en la cámara de electrolito pobre del estanque de recirculación.

La cosecha de cátodos se efectúa por medio de dos puentes grúa automáticos, que operan cada uno, en dos bancos de la planta.

Se dispone de dos maquinas lavadoras y despegadoras de cátodos, que cuentan además con funciones de corrugado, muestreo, pesado, marcado y enzunchado.

Los paquetes de cátodos, formados por las máquinas, se transportan por medio de montacargas al patio de almacenamiento, desde donde son embarcados en camiones.

Para el control de la neblina ácida, en el edificio de electroobtención, se incluye un sistema de captación, con campanas en cada celda, ductos de recolección y sistemas de lavado de gases ubicados en el exterior de la nave. Adicionalmente, el edificio de la nave cuenta con celosías, para ventilación por convección natural. **[3]**

## **2.4- BALANCES MÁNICOS.**

En esta parte del capítulo, se expresan mediante tablas, los balances mánicos de cada parte del proceso del área húmeda de MGSA, donde se muestran valores de flujos volumétricos y concentraciones de las distintas especies que participan del proceso. Se detalla cada balance por separado, en cada sección del proceso, partiendo por la etapa de SX, pasando por patio estanques y culminando con EW. Cabe destacar que estos balances de masa están en base al programa de diseño de MGSA y a datos promedios del proceso.

## 2.4.1- BALANCE MÁSIKO SX.

La tabla 2.1 nos enseña los valores asociados a las especies involucradas en el proceso de SX.

N° Corriente	Descripción	Unidad	1	2	3	4	5	6	7
			Alimentación de PLS por tres	Semi-Refino	Refino	Orgánico cargado a Estaque de orgánico cargado	Orgánico cargado a Etapa de lavado	Orgánico Semi-cargado	Orgánico descargado
	Flujo de diseño	m <sup>3</sup> /hr	1750	1750	1750	1750	1750	1750	1750
	Flujo nominal	m <sup>3</sup> /hr	1435	1435	1435	1435	1435	1435	1435
	Concentración Cu	g/l	6,74	2,13	0,47	11,94	11,94	10,28	5,67
	Contenido Cu	kg/día	232115	73348	16248	410977	410977	363877	195110
	Concentración Ácido	g/l	7,34	14,48	17,05	0	0	0	0
	Contenido Ácido	kg/día	252592	496680	587185	0	0	0	0
	Concentración Cl	g/l	2,51	2,51	2,51	0,000378	0,000378	0	0
	Contenido Cl	kg/día	86396	86396	86396	13,01	13,01	0	0
N° Corriente			8	9	10	11	12	13	14
Descripción		Unidad	Alimentación de Electrolito pobre por tres	Electrolito Semi-rico	Electrolito Rico	Orgánico cargado lavado	Orgánico Semi-descargado	Alimentación Agua de lavado	Descarga Agua de lavado
Flujo de diseño		m <sup>3</sup> /hr	732	732	732	1750	1750	32,8	36,1
Flujo nominal		m <sup>3</sup> /hr	600	600	600	1435	1435	26,9	29,6
Concentración Cu		g/l	35	39,74	49,95	11,94	7,65	0	3,15
Contenido Cu		kg/día	503689	571903	719556	410977	263324	0	2234
Concentración Ácido		g/l	180	176,31	180,24	0	0	0	18
Contenido Ácido		kg/día	2590400	2537317	2308455	0	0	0	12776
Concentración Cl		g/l	0,02	0,02	0,02	0,000085	0	0	0,02
Contenido Cl		kg/día	287,82	290,75	291,06	2,92	0	0	12,92

Tabla 2.1: Balance de masa del proceso de extracción por solventes. [4]

## 2.4.2 - BALANCE MÁSIICO PATIO ESTANQUES.

La tabla 2.2 nos enseña los valores asociados a las especies involucradas en el proceso del patio estanques.

N° Corriente		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Descripción	Unidad	Electrolito rico salida de SX por tren	Electrolito rico de SX a Estanque de E.R.	Electrolito rico frío	Electrolito rico frío a Intercambiadores electr.reelect.	Electrolito rico tibio	Electrolito rico tibio a filtros	Electrolito filtrado	Electrolito comercial	Electrolito comercial a intercambiadores de calor	Electrolito comercial a intercambiadores de calor
Flujo de diseño	m <sup>3</sup> /hr	732	1464	1464	488	488	1464	1464	1900	1900	500
Flujo nominal	m <sup>3</sup> /hr	600	1200	1200	400	400	1200	1200	1600	1600	300
Concentración Cu	g/l	50	50	50	50	50	50	50	37	37	37
Contenido Cu	kg/día	118356	143912	143912	473704	473704	143912	143912	888000	888000	293040
Concentración Acido	g/l	160,24	160,24	160,24	160,24	160,24	160,24	160,24	178	178	178
Contenido Acido	kg/día	2308455	461690	461690	1538370	1538370	461690	461690	4272000	4272000	1405760
Concentración Cl	g/l	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02
Contenido Cl	kg/día	29106	58212	58212	19404	19404	58212	58212	4800	4800	984
N° Corriente		11	12	13	14	15	16	17	18	19	
Descripción	Unidad	Electrolito comercial caliente	Electrolito comercial a celdas de EV	Electrolito retorno de celdas	Intercambiadores a electreelect	Electrolito pobre caliente	Electrolito pobre frío a SX	Electrolito pobre frío a SX	Entrada de Agua caliente a cada intercambiador de calor auxiliar	Salida de Agua caliente de cada intercambiador de calor auxiliar	
Flujo de diseño	m <sup>3</sup> /hr	1500	1500	1500	1464	488	488	1464	500	500	
Flujo nominal	m <sup>3</sup> /hr	1000	1000	1000	1200	400	400	1200	500	500	
Concentración Cu	g/l	37	37	35	35	35	35	35	..	..	
Contenido Cu	kg/día	888000	840000	840000	1008000	336000	336000	1008000	..	..	
Concentración Acido	g/l	178	178	180	180	180	180	180	..	..	
Contenido Acido	kg/día	4272000	4320000	4320000	5184000	1728000	1728000	5184000	..	..	
Concentración Cl	g/l	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,004	0,004	
Contenido Cl	kg/día	480	4800	4800	576	192	192	576	48	48	

Tabla 2.2: Balance de masa realizado en el patio estanques. [4]

### 2.4.3- BALANCE MÁSIICO EW.

La tabla 2.3 nos enseña los valores asociados a las especies involucradas en el proceso de EW.

N° Corriente		1	2	3	4
Descripción	Unidad	Electrolito comercial a cada sección	Electrolito comercial a cada celda	electrolito pobre de cada celda	electrolito pobre de cada sección
Flujo de diseño	m <sup>3</sup> /hr	5750	22,8	22,8	5750
Flujo nominal	m <sup>3</sup> /hr	5000	19,8	19,8	5000
Concentración Cu	g/l	37	37	35	35
Contenido Cu	kg/día	4440000	17582	16632	4200000
Concentración Ácido	g/l	178	178	180	180
Contenido Ácido	kg/día	21360000	84485,6	85536	21600000
Concentración Cl	g/l	0,02	0,02	0,02	0,02
Contenido Cl	kg/día	2400	9,5	9,5	2400
Concentración Fe	g/l	1,4	1,4	1,4	1,4
Contenido Fe	kg/día	168000	665,3	665,3	168000

Tabla 2.3: Balance de masa en el proceso de electroobtención. [4]

### **3- DESCRIPCIÓN DE EQUIPOS.**

#### **3.1- EQUIPOS UBICADOS EN EL PATIO ESTANQUES.**

##### **3.1.1- ESTANQUE DE ELECTROLITO RICO.**

El electrolito rico, generado por la planta de SX, se almacena en un estanque de 1000 [m<sup>3</sup>] de capacidad, construido en hormigón armado, revestido con placa de HDPE con anclajes (stud liner), de 3 [mm] de espesor, cerrado con cubierta de plancha de FRP.

##### **3.1.2- BOMBAS DE ELECTROLITO RICO.**

Son tres bombas en operación en paralelo y una bomba de respaldo. Estas bombas están hechas para alimentar de electrolito rico al estanque de recirculación, pasando previamente por los intercambiadores de calor de electrolito/electrolito y por los filtros de electrolito.

Son bombas de eje horizontal, marca Gould Pumps, con impulsor y carcasa de acero inoxidable 316L. Fueron seleccionadas para operar, cada una, con un caudal de 467 [m<sup>3</sup>/h].

Las bombas tienen motor eléctrico de 150 [kW] y son alimentadas desde el centro de control de motores nº 2 y nº 3 de la sala eléctrica.

##### **3.1.3- INTERCAMBIADORES DE CALOR ELECTROLITO/ELECTROLITO.**

Estos intercambiadores están destinados para recuperar calor, desde el electrolito pobre proveniente de electroobtención y que es impulsado a SX y transferirlo al electrolito rico, que proviene de la planta SX. Son tres intercambiadores de placas, que operan en paralelo. Fueron fabricados por Alfa-Laval, con placas de acero inoxidable 316L, marco de acero al carbono ASTM A516-70 y empaquetaduras de nitrilo. Cada intercambiador cuenta con 288 placas, con una superficie total de intercambio de 432 [m<sup>2</sup>]. El diseño fue realizado para manejar caudales de

705  $[m^3/h]$  de electrolito pobre (lado caliente) y 700  $[m^3/h]$  de electrolito rico (lado frío), por cada intercambiador. Tiene boquillas de conexión de acero inoxidable 316L.

En la figura 3.1, se observan los intercambiadores de calor del patio estanques, de izquierda a derecha se encuentran los intercambiadores de tipo agua/agua, luego están los intercambiadores agua/electrolito y finalmente, a la derecha, los intercambiadores electrolito/electrolito. [2]



Figura 3.1: Intercambiadores de calor de placas en el patio estanques

### 3.1.4- FILTROS DE ELECTROLITO.

La planta cuenta con cinco filtros de electrolito rico, que poseen lecho filtrante de antracita, arena silíceo y granate, y operan a presión máxima de  $300[kPag]$ . Los filtros fueron seleccionados para tratar un caudal de diseño de electrolito de  $487[m^3/h]$  por filtro.

La pérdida de carga del lecho de filtrado limpio, es de  $250[kPag]$  y el ciclo de filtración se puede extender hasta que esta pérdida de carga del lecho aumente hasta  $300[kPag]$ . Adicionalmente al lecho de partículas, los filtros cuentan con un dispositivo de coalescencia construido en PVC, consistente en un conjunto de placas empaquetadas para generar un lecho poroso de  $2133[mm]$  de altura, con pasajes de  $12[mm]$  de paso.

Los filtros son suministrados por SPINTER y corresponden al modelo COMATRIX-1095. Son construidos en acero inoxidable 316L para una presión de diseño de  $527[kPag]$  y una presión de prueba hidráulica de  $791[kPag]$ .

La operación de los filtros, es comandada por un controlador lógico programable dedicado y de operación local, que administra los ciclos de filtrado, vaciado, retrolavado con agua, purga de agua, barrido con aire.

El objetivo de los filtros es remover tanto partículas sólidas en suspensión, como arrastres de reactivo orgánico.

Para realizar el soplado de barrido de los filtros, se cuenta con dos sopladores del tipo de lóbulos, de una etapa, con capacidad para desplazar  $544[Am^3/h]$  de aire, contra una presión de  $75[kPag]$ . Los sopladores tienen un motor eléctrico de  $37[kW]$  cada uno, que es alimentado desde la sala eléctrica.

En la figura 3.2, se muestran los filtros de electrolito ubicados en el patio estanques. [5]



Figura 3.2: Filtros de Electrolito ubicados en el patio estanques de la planta.

### 3.1.5- BOMBAS DE ELECTROLITO POBRE.

Son dos bombas de operación simultánea, en paralelo, con una bomba de respaldo, que están encargadas de enviar el electrolito pobre, desde la cámara de retorno del estanque de recirculación, hacia la planta SX, pasando por los intercambiadores de calor de electrolito/electrolito. Son bombas de eje horizontal, de marca Gould Pumps, con impulsor y carcasa de acero inoxidable 316L. Fueron seleccionadas para operar con un caudal de  $705 [m^3/h]$  cada una. [2]

### 3.1.6- ESTANQUE DE RECIRCULACIÓN DE ELECTROLITO.

El electrolito de alimentación a celdas se prepara mezclando el electrolito rico filtrado y una parte del electrolito pobre que retorna de las celdas. Para ello se cuenta con un estanque de  $3400 [m^3]$ , que posee dos cámaras intercomunicadas, una cámara principal de aproximadamente  $2500 [m^3]$  de capacidad y otra de retorno de electrolito desde las celdas. Ambas cámaras están comunicadas a través de una ventana sumergida. Esta ventana está diseñada para regular el caudal de electrolito pobre, que se recircula a la alimentación de celdas.

El estanque está construido en hormigón armado, revestido con placa de HDPE con anclajes (stud liner), de 3 [mm] de espesor, con cubierta de plancha de FRP. [2]

La figura 3.3 muestra el exterior del estanque de recirculación de electrolito.



Figura 3.3: Exterior del estanque de recirculación, ubicado en el patio estanques de la planta.

### 3.1.7- BOMBAS DE ALIMENTACIÓN A CELDAS.

Son cinco bombas en operación simultánea, en paralelo, con una bomba de respaldo, que están encargadas de alimentar el electrolito rico a las celdas de Electroobtención, pasando una parte del caudal por los intercambiadores de calor auxiliares. Estas son bombas de eje horizontal, de marca Gould Pumps, con impulsor y carcasa de hierro inoxidable 316L. Fueron seleccionadas para operar con un caudal de 1744 [m<sup>3</sup>/h] cada una.

Las bombas tienen motor eléctrico de 200 [kW] y son alimentadas en media tensión. [2]

En la figura 3.4, se observan las bombas de alimentación a celdas conectadas con el estanque de recirculación.



Figura 3.4: Bombas de alimentación a celdas de electroobtención.

### 3.1.8- INTERCAMBIADORES DE CALOR AGUA/ELECTROLITO.

Estos intercambiadores están destinados a ajustar la temperatura del electrolito de alimentación a celdas. Una parte del electrolito comercial que sale del estanque de recirculación se desvía de su camino a las celdas de electroobtención para pasar por los intercambiadores de agua/electrolito, para poder así regular temperatura del electrolito que ingresa al proceso de electroobtención.

Son tres intercambiadores de placas, que operan en paralelo. Fueron fabricados por Alfa-Laval, poseen placas de aleación 254, marco de acero al carbono y empaquetaduras de nitrilo. Cada intercambiador, cuenta con 112 placas que le proporcionan una superficie total de intercambio de  $95,2 [m^2]$  El diseño fue realizado para manejar caudales de  $500 [m^3/h]$  de electrolito (lado frío) y  $500 [m^3/h]$  de agua caliente (lado caliente). Tiene boquillas de acero inoxidable 316L. En la figura 3.1, mostrada anteriormente, se observan los intercambiadores de calor agua/electrolito. Estos están entre medio de los intercambiadores más grandes (electrolito/electrolito) y los más pequeños (agua/agua). [2]

### 3.1.9- SALA DE LOS CALENTADORES DE AGUA.

La sala cuenta con tres calentadores de agua igneotubulares, los cuales utilizan como combustible petróleo diesel 2. La potencia máxima de trabajo que tiene cada calentador es de  $6 [MW]$ , lo cual puede calentar un flujo de  $401 [m^3/h]$  de agua a  $90^{\circ}C$ . La presión de operación de cada calentador es de  $413 [kPa]$  y poseen un consumo máximo de combustible de  $791 [kg/h]$ .

En la figura 3.5, se observan los calentadores de agua al interior de la sala. En la cabeza de los calentadores hay un panel en cual se pueden regular una serie de datos, entre ellos, la temperatura del agua caliente, el porcentaje de oxígeno utilizado por los calentadores y el porcentaje de eficiencia entre otros. [2]



Figura 3.5: Sala de los Calentadores de Agua, ubicados en el patio estanques de la planta

- **Equipos Complementarios en la Sala de Calentadores.**

Al interior de la sala de los calentadores de agua existen una serie de equipos complementarios. Estos son:

- Bombas de descarga de diesel.
- Estanque de almacenamiento de diesel.
- Bombas de alimentación del combustible.
- Bombas de agua tratada.
- Estanque de expansión del agua caliente.
- Bombas de alimentación del agua caliente.

- **Bombas de Descarga del Diesel.**

Bombas centrífugas de eje horizontal, con carcasa e impulsor de hierro dúctil. Una está operativa y la otra es de respaldo. Estas transportan el petróleo desde los camiones cisterna hasta el estanque de almacenamiento de petróleo.

Operan con un flujo de  $40 [m^3/h]$  y poseen un motor de  $2,23 [kW]$ , que se alimentan con energía eléctrica.

- **Estanque de Almacenamiento de Diesel.**

Estanque cilíndrico de acero al carbono, tiene una capacidad de almacenaje de  $300 [m^3]$ , opera a presión atmosférica. Su función es almacenar el combustible descargado de los camiones cisternas.

- **Bombas de Alimentación de Combustible.**

Bombas centrífugas de eje horizontal, carcasa e impulsor de hierro dúctil. Una está operativa y la otra es de respaldo. Están encargadas de transportar el petróleo diesel 2 desde el estanque almacenador hasta los calentadores de agua.

Operan con un flujo de  $7 [m^3/h]$ , y poseen motores eléctricos de  $7,38 [kW]$ .

- **Bombas de Agua Tratada.**

Bombas centrífugas de eje vertical, con carcasa de acero inoxidable. Están encargadas de transportar agua de reposición al circuito de agua caliente, impulsando agua hacia el estanque de expansión y presurizándola a la presión de operación. Operan con un flujo de  $2,85 [m^3/h]$ , y poseen un motor eléctrico de  $0,75 [kW]$ .

- **Estanque de Expansión de Agua Caliente.**

Estanque cilíndrico de acero al carbono, que opera a una presión de  $430 [kPag]$ . Tiene un diámetro de  $1800 [mm]$  y una altura de manto de  $5500 [mm]$ . Esta montado sobre cuatro pedestales.

Está encargado de proveer un volumen disponible para la expansión, por dilatación térmica, del agua contenida en el circuito cerrado de agua caliente.

- **Bombas de Alimentación de Agua Caliente.**

Bombas centrífugas de eje horizontal, carcasa e impulsor de fundición de hierro nodular. Funcionan tres bombas en paralelo, cada una opera con un caudal de  $370 [m^3/h]$  sin bombas de respaldo.

Estas bombas están encargadas de transportar agua caliente en un circuito cerrado entre los intercambiadores de calor (agua/electrolito, agua/agua) y los calentadores.

- **Intercambiador de Calor Agua/Agua 1. (Agua Tratada Tibia)**

Este intercambiador está destinado a generar agua tratada tibia a  $40^\circ C$ . Es un intercambiador de placas, fabricados por Alfa-Laval, modelo T6-MFG, con placas de acero inoxidable 316 L, marco de acero al carbono ASTM A516-70 y empaquetaduras de nitrilo. Cuenta con 34 placas con una superficie total de intercambio de  $4,4 [m^2]$ . El diseño fue realizado para manejar caudales de  $84 [m^3/h]$  de agua caliente y  $41 [m^3/h]$  de agua tratada fría.

- **Intercambiador de Calor Agua/Agua 2. (Agua Tratada Caliente)**

Este intercambiador está destinado a generar agua tratada caliente a 70° C. Es un intercambiador de placas, fabricados por Alfa-Laval, modelo T6-MFG, con placas de acero inoxidable 316 L, marco de acero al carbono ASTM A516-70 y empaquetaduras de nitrilo. Cuenta con 38 placas con una superficie total de intercambio de  $5,32 [m^2]$ . El diseño fue realizado para manejar caudales de  $37 [m^3/h]$  de agua caliente y  $11 [m^3/h]$  de agua tratada fría.

En la figura 3.1, se observan los intercambiadores de calor agua/agua a la izquierda de la imagen.

Ambos intercambiadores de calor agua/agua, se encuentran a un costado de la sala de los calentadores. **[2]**

## **3.2- EQUIPOS UBICADOS EN LA NAVE DE ELECTROOBTENCIÓN.**

### **3.2.1- TRANSFO-RECTIFICADORES DE CORRIENTE.**

Para proveer de la corriente continua que requiere el proceso de Electroobtención, se utilizan equipos llamados rectificadores de corriente. Estos están encargados de mantener constantes las características del flujo eléctrico.

Características:

- Cantidad de Rectificadores principales = 2 por sección, conexión en paralelo.
- Corriente de diseño =  $40.000 [A]$  .
- Corriente instantánea =  $33.000 [A]$  .
- Voltaje por celda =  $1,9 [V]$  .
- Voltaje por sección =  $252 [V]$  .
- Número de celdas por sección = 252 celdas.

Durante la entrega de calor mediante los rectificadores de corriente ocurre un fenómeno llamado efecto Joule, fenómeno por el cual, si en un conductor circula corriente eléctrica, parte de la energía cinética de los electrones se transforma en calor debido a los choques que sufren los electrones del material conductor por el que circulan, elevando la temperatura del mismo.

### **3.2.2- CELDAS DE EW.**

Las celdas de la nave de electroobtención son el depósito fijo donde ocurre la electrodeposición. La nave posee en total 504 celdas, distribuidas en 2 secciones de 252 celdas, cada sección se divide en 2 bancos cada una, la cual posee 126 celdas, cada celda posee 61 ánodos y 60 cátodos. Estas celdas están construidas de concreto polimérico y recubiertas con FRP. Cada celda tiene un largo de  $6,42 [m]$ ,  $1,3 [m]$  de ancho y  $1,4 [m]$  de profundidad. La figura 3.7, nos muestra el interior de la nave de

electroobtención, la imagen no es clara, ya que el calor y la neblina ácida dificultan la visibilidad. [3]

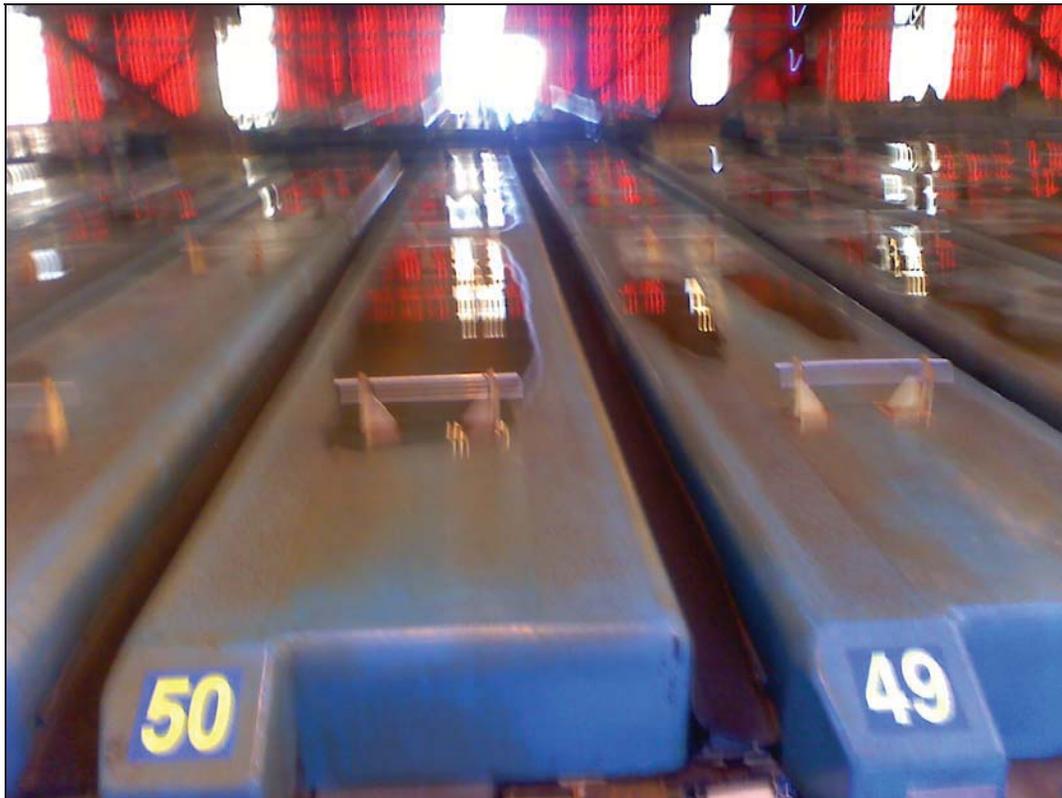


Figura 3.6: Celdas de electroobtención, cubiertas por sus respectivas campanas.

## **4- BALANCE DE ENERGÍA.**

### **4.1- ANTECEDENTES DEL CONSUMO DE PETRÓLEO EN LOS CALENTADORES DE AGUA.**

Durante el año 2009 se consumieron alrededor de  $7.299[m^3]$  de petróleo en los calentadores de agua, ubicados en el patio estanques de MGSA. En los primeros dos meses del año 2010, hubo problemas ajenos en otros sectores de la minera que afectaron la producción, lo que condujo a un menor consumo de petróleo durante los meses señalados, lo cual hace que estos valores no sean demostrativos. En el año 2010, hubo un consumo de  $9.106[m^3]$  de petróleo, cuyo incremento corresponde a un 24,76% de sobre consumo de petróleo comparado con el año 2009.

En la tabla 4.1, se observan los valores de consumo de petróleo detallado por mes y el total del año 2009 y 2010. Luego en la figura 4.1, se observa el comportamiento de los consumos mediante una representación gráfica.

**Tabla 4.1 – Consumo mensual de petróleo durante el 2009 y el 2010 expresado en  $m^3$ .**

	CONSUMO DE PETRÓLEO (M3)
ENERO 2009	<b>376</b>
FEBRERO 2009	<b>287</b>
MARZO 2009	<b>344</b>
ABRIL 2009	<b>343</b>
MAYO 2009	<b>621</b>
JUNIO 2009	<b>661</b>
JULIO 2009	<b>730</b>
AGOSTO 2009	<b>895</b>
SEPTIEMBRE 2009	<b>841</b>
OCTUBRE 2009	<b>822</b>
NOVIEMBRE 2009	<b>661</b>
DICIEMBRE 2009	<b>717</b>
<b>TOTAL 2009</b>	<b>7299</b>
ENERO 2010	<b>601</b>
FEBRERO 2010	<b>493</b>
MARZO 2010	<b>553</b>
ABRIL 2010	<b>867</b>
MAYO 2010	<b>720</b>
JUNIO 2010	<b>1054</b>
JULIO 2010	<b>1147</b>
AGOSTO 2010	<b>1011</b>
SEPTIEMBRE 2010	<b>632</b>
OCTUBRE 2010	<b>806</b>
NOVIEMBRE 2010	<b>705</b>
DICIEMBRE 2010	<b>518</b>
<b>TOTAL 2010</b>	<b>9106</b>

Tabla 4.1: Consumo mensual de petróleo durante los años 2009 y 2010.

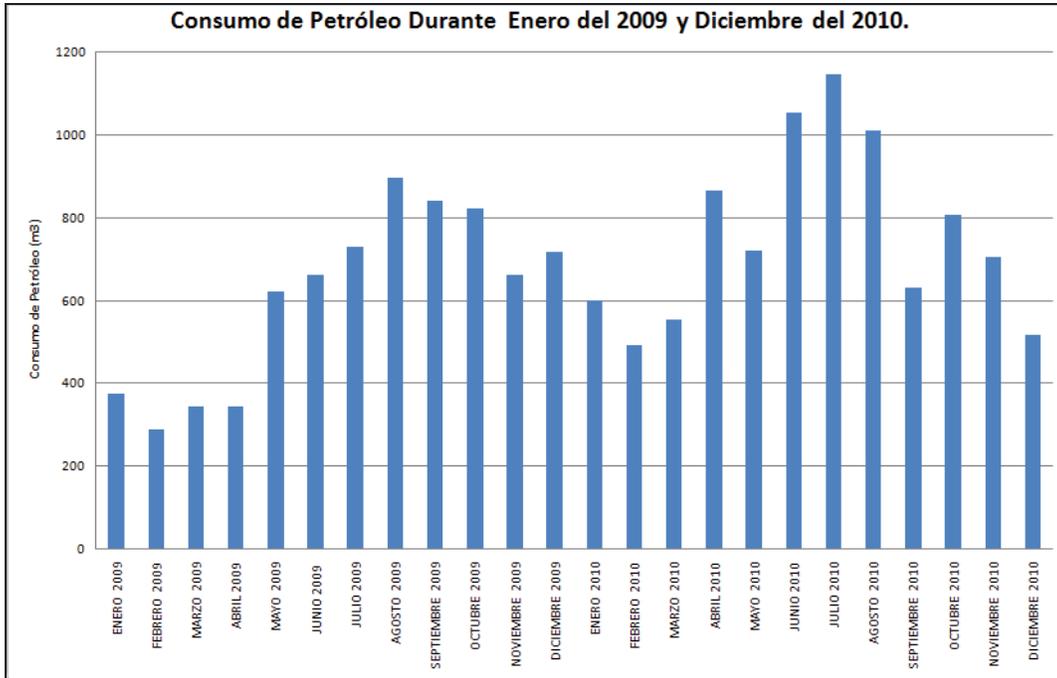


Figura 4.1: Comportamiento del consumo de petróleo entre enero del 2009 y diciembre del 2010.

Durante el año 2010, hubo consumos excesivos de petróleo, incluso en algunos meses, se superó la barrera de los 1000[m<sup>3</sup>] (junio, julio y agosto). El consumo excesivo de petróleo en aquellos meses, se debe a una disminución en la concentración de cobre en el PLS (solución líquida de sulfato de cobre que ingresa a la etapa de SX), así, es menor la cantidad de cobre que se producirá en el área de electroobtención, lo que implica una menor carga de energía eléctrica suministrada por los transfo-rectificadores de corriente. Los transfo-rectificadores aportan alrededor de un 70% de energía al sistema, por lo que al disminuir la entrada de energía en ésta área, la temperatura de salida del electrolito tenderá a disminuir, lo que conlleva a una disminución en todo el circuito electrolito entre SX-EW. Esto provoca que los calentadores de agua deban aumentar su aporte energético para mantener la temperatura del electrolito comercial a los estándares de operación, y así, todo esto se transforma en un sobre consumo de petróleo. Cabe mencionar, que tanto los transfo-rectificadores de corriente ubicados en la nave EW como los calentadores de agua ubicados en el Patio Estanques de la minera, son las dos principales entradas de calor al circuito.

En la figura 4.2, se observa el comportamiento del consumo de petróleo a medida que varía la concentración de cobre en el PLS.

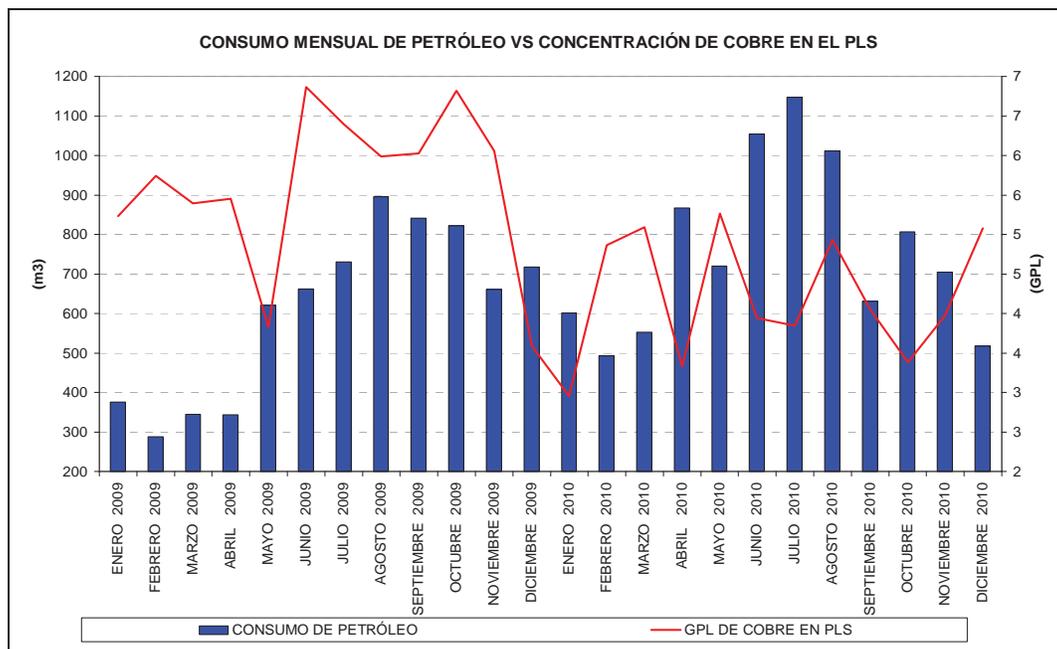


Figura 4.2: Comportamiento del consumo de petróleo vs la concentración de cobre en el PLS entre el 2009-2010.

En la figura 4.3, se observa el comportamiento del consumo de petróleo a medida que varía la densidad de corriente en la nave de electroobtención.

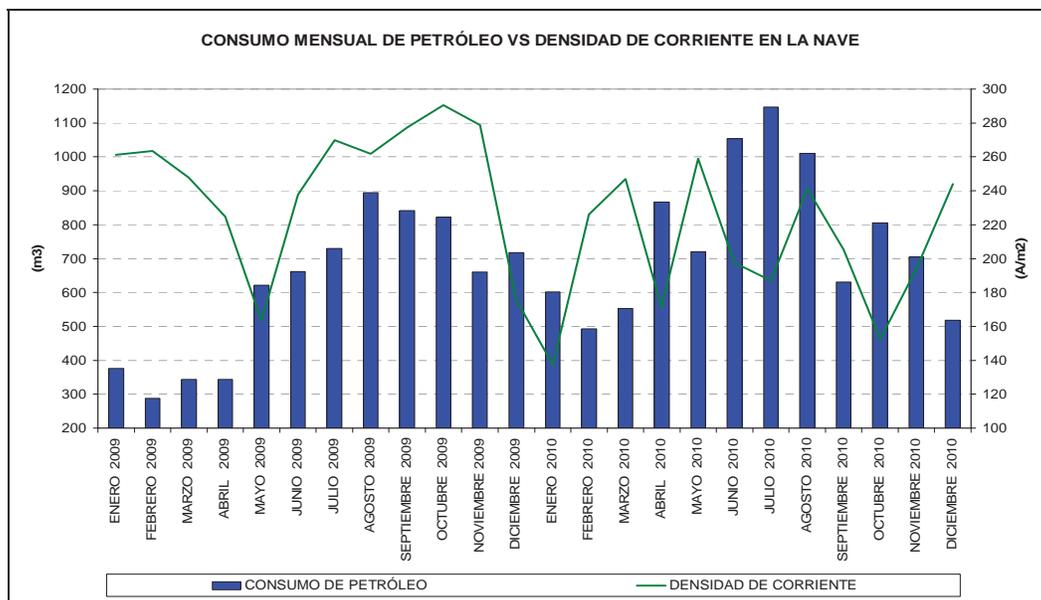


Figura 4.3: Comportamiento del consumo de petróleo vs la densidad de corriente en la nave entre el 2009-2010

## 4.2- BALANCE DE ENERGÍA EN EL CIRCUITO SX-EW.

### 4.2.1- ENTRADAS DE ENERGÍA AL SISTEMA.

Las entradas de energía al sistema están representadas por:

- Transfo-Rectificadores de corriente.
- Calentadores de agua.

#### ➤ TRANSFO-RECTIFICADORES DE CORRIENTE.

La principal entrada de calor al sistema, es decir, la principal entrega de calor al electrolito del circuito SX-EW, es entregado a través de los rectificadores de corriente. Esta entrada de energía, se produce debido al contacto físico entre las barras equipotenciales, las barras soporte y el electrolito. Una parte de esta energía se utiliza específicamente en calentar el electrolito por efecto Joule.

La potencia eléctrica entregada por los rectificadores se evalúa de la siguiente forma.

$$Q_{RECTIFICADORES} = I(A) \cdot V_{CELDA} \cdot n_{CELDAS} \quad \text{ECUACION 4,1}$$

Donde:

$I$  : Intensidad de corriente entregado por los transfo-rectificadores a la nave, medida en Amperes.

$V_{CELDA}$  : Voltaje aplicado a la celda, medido en Voltz.

$n_{CELDAS}$  : Número de celdas en la nave.

La tabla 4.2, nos entrega los valores asociados promedios utilizados en la operación.

$I$	33000 (A)
$V_{CELDA}$	1,9 (V)
$n_{CELDAS}$	504 celdas

Tabla 4.2: Valores asociados a la potencia eléctrica entregada por los transfo-rectificadores de corriente.

- **Potencia eléctrica entregada por los Transfo-Rectificadores de Corriente.**

$$Q = 113763 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

➤ **CALENTADORES DE AGUA.**

La sala de los calentadores cuenta con tres calentadores igneotubulares, los cuales utilizan como combustible petróleo Diesel 2. Estos calentadores están capacitados para trabajar con una potencia de 6 MW c/u (21.600 MJ / h).

Estos calentadores alimentan con agua caliente a los intercambiadores de calor auxiliares (Agua/Electrolito y Agua/Agua) que están en el patio estanques. Los intercambiadores de calor Agua/Electrolito, como se explico en el capítulo 3, están dedicados a entregar energía al sistema mediante el traspaso de calor del agua caliente al electrolito comercial, que va desde el estanque de recirculación hacia la nave de EW. En cambio, los intercambiadores de calor Agua/Agua, están dedicados a entregar agua tratada tibia y caliente al circuito, para tareas no asociadas al electrolito comercial (Lavado con mangueras, preparación de reactivos, máquina lavadora y despegadora de cátodos, duchas de emergencia).

El calor que debe suministrar el combustible a los calentadores, corresponde al calor perdido por el agua de los calentadores en los distintos intercambiadores de calor de esta etapa del proceso, lo que queda demostrado en la siguiente ecuación:

$$Q_{CALENTADORES} = Q_{INTER.(A/E)} + Q_{INTER.(A/A)} \quad \text{ECUACION 4,2}$$

Donde:

$Q_{CALENTADORES}$  : Potencia calórica entregada por los calentadores de agua al circuito.  
[MJ/h]

$Q_{INTER(A/E)}$  : Potencia calórica ganado por el electrolito comercial en los intercambiadores de calor Agua/Electrolito. [MJ/h]

$Q_{INTER(A/A)}$  : Potencia calórica ganada por el agua tratada tibia y caliente en los intercambiadores de calor Agua/Agua.  $[MJ/h]$

- **Potencia Adquirida por el Electrolito Comercial en los Intercambiadores de Calor Agua/Electrolito.**

La evaluación de la potencia calórica ganada por parte del electrolito comercial, desde el agua caliente, proveniente de los calentadores, se calcula de la siguiente manera:

$$Q_{INTER.(A/E)} = f_m \cdot Cp_{ELECTROLITO} \cdot \Delta T \left[ \frac{MJ}{h} \right] \quad \text{ECUACION 4,3}$$

Donde:

$f_m$  : Flujo másico de electrolito comercial, el cual se calcula con el flujo volumétrico y la densidad de este, medida en  $[kg/h]$

$$f_m = f_v \cdot \rho_{ELECTROLITO} \quad \text{ECUACION 4,4}$$

$f_v$  : Flujo volumétrico de electrolito comercial.  $[m^3/h]$

$\rho_{ELECTROLITO}$  : Densidad del electrolito.  $[kg/m^3]$

$Cp_{ELECT.}$  : Calor específico del electrolito.  $\left( \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right)$

$\Delta T$  : Gradiente de temperatura del electrolito ( $T_f - T_i$ ) (C)

La tabla 4.3, nos entrega los valores asociados promedios de la operación recién mencionada.

$f_v \left( \frac{m^3}{h} \right)$	600
$\rho_E \left( \frac{kg}{m^3} \right)$	1.180
$Cp_{ELECT.} \left( \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right)$	3,56
$T_f$ (C)	63
$T_i$ ( $^\circ C$ )	47

Tabla 4.3: Valores asociados a la ganancia de calor del electrolito comercial en los intercambiadores agua/electrolito.

**Nota:** Los datos de temperatura son producto de la utilización de dos calentadores de agua, el cual otorga agua caliente a estos intercambiadores a una temperatura de 60° C. El flujo volumétrico de electrolito comercial,  $f_v$ , se determinó mediante controles diarios que se realizaron en la planta.

Reemplazando valores se obtiene lo siguiente:

$$Q_{A/E} = 40.328 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

Si se trabaja con uno o tres calentadores de agua, disminuiría o aumentaría respectivamente el gradiente de temperatura, ya que se trabaja con el mismo flujo de electrolito comercial, lo que lleva a una disminución o un aumento en la energía entregada al electrolito comercial.

La elección de un número menor o mayor de calentadores, depende exclusivamente de la temperatura del electrolito comercial que ingresa a la nave de EW. Esta debería estar en el rango entre 46 y 48° C. A continuación, la tabla 4.4 nos muestra una evaluación de la potencia adquirida por el electrolito comercial trabajando con uno o tres calentadores de agua.

N° CALENTADORES	T° ENTRADA ELECTROLITO COMERCIAL A INTERCAMBIADORES. (C)	T° SALIDA ELECTROLITO COMERCIAL A INTERCAMBIADORES. (C)	CALOR ABSORVIDO POR ELECTROLITO COMERCIAL [MJ/h]
1	47	54	17.643
2	47	63	40.328
3	47	70	57.971

Tabla 4.4: Potencia adquirida por el electrolito comercial, utilizando uno, dos y tres calentadores de agua.

**Nota:** Las temperaturas de salida del electrolito comercial en los intercambiadores auxiliares, se obtuvieron mediante controles diarios realizados en la planta.

- **Potencia Adquirida por el Agua de Proceso en los Intercambiadores de Calor Agua/Agua.**

La evaluación de la potencia adquirida por parte del agua de proceso entregada por el agua caliente proveniente de los calentadores, se calcula de la siguiente manera:

$$Q_{INTER.(AGUA/AGUA)} = f_m \cdot C_{P_{AGUA}} \cdot \Delta T \left[ \frac{MJ}{h} \right] \quad \text{ECUACION 4,5}$$

Donde:

$f_m$ : Flujo másico de agua de proceso, el cual se calcula con el flujo volumétrico y la densidad de este, medida en  $[kg/h]$

$$f_m = f_v \cdot \rho_{AGUA} \quad \text{ECUACION 4,6}$$

$f_v$ : Flujo volumétrico de agua de proceso.  $[m^3/h]$

$\rho_{AGUA}$ : Densidad del agua.  $[kg/m^3]$

$C_{P_{AGUA}}$ : Calor específico del agua.  $\left( \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right)$

$\Delta T$ : Gradiente de temperatura del agua. (C)

En cada intercambiador se trabaja con flujos y temperaturas distintas de agua tratada. En el intercambiador de calor n°1, se utiliza agua caliente para calentar agua tratada dirigida hacia las máquinas lavadoras-despegadoras de cátodos. En el intercambiador de calor n°2, se utiliza agua caliente para calentar agua tratada dirigida hacia las estaciones de mangueras, preparación de reactivos y hacia las campanas de captación de neblina ácida. Por lo tanto, la evaluación de la entrega de calor en los intercambiadores de calor agua/agua se calcula de la siguiente manera:

$$Q_{INTERC(AGUA/AGUA)} = Q_{INTER(1)} + Q_{INTER(2)} \quad \text{ECUACION 4,7}$$

Donde:

$Q_{INTER(1)}$ : Potencia entregada al agua tratada tibia en el intercambiador de calor Agua/Agua 001.

$Q_{INTER(2)}$ : Potencia entregada al agua tratada caliente en el intercambiador de calor Agua/Agua 002.

- **Potencia Adquirida por el Agua Tratada Caliente en el Intercambiador de Calor Agua/Agua.**

La tabla 4.5, entrega los valores asociados a los datos de operación:

$f_v \left( \frac{m^3}{h} \right)$	11
$\partial_A \left( \frac{kg}{m^3} \right)$	1000
$Cp_{AGUA} \left( \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right)$	4,18
$T_f$ (C)	70
$T_i$ (C)	10

Tabla 4.5: Valores asociados a la potencia adquirida por el agua tratada caliente, dirigida hacia la máquina lavadora y despegadora de cátodos.

**Nota:** Por el intercambiador de calor agua/agua 001 (agua tratada caliente), pasa un flujo nominal de agua tratada de  $11 \left[ \frac{m^3}{h} \right]$ .

Reemplazando valores en la ecuación 4.5, se obtiene lo siguiente:

$$Q_{INTER(1)} = 2759 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

- **Potencia Adquirida por el Agua Tratada Tibia en el Intercambiador de Calor Agua/Agua.**

La tabla 4.6, entrega los valores asociados a los datos de operación:

$f_v \left( \frac{m^3}{h} \right)$	41
$\partial_A \left( \frac{kg}{m^3} \right)$	1000
$Cp_{AGUA} \left( \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right)$	4,18
$T_f$ (C)	40
$T_i$ (C)	10

**Tabla 4.6:** Valores asociados a la potencia adquirida por el agua tratada tibia, dirigida hacia las estaciones de mangueras, duchas de emergencias, preparación de reactivos y hacia las campanas captadoras de neblina acida.

**Nota:** Por el intercambiador de calor Agua/Agua 002 (Agua tratada tibia), pasa un flujo nominal de agua tratada de  $41 \left[ \frac{m^3}{h} \right]$ .

Reemplazando valores en la ecuación 4.5, se obtiene lo siguiente:

$$Q_{INTER.(2)} = 5.141 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

Por lo tanto, reemplazando en la ecuación 4.7, la entrega de potencia al agua tratada en los intercambiadores de calor agua/agua es:

$$Q_{INTER.(AGUA / AGUA)} = 7.900 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

**Nota:** Esta cantidad de potencia utilizada para calentar el agua tratada que se utiliza en el proceso, se considerará como parte de la energía que aportan los calentadores, como también, energía perdida en el balance térmico global.

- **Potencia Total Entregada por los Calentadores de Agua.**

Recordando la ecuación 4,2:

$$Q_{CALENTADORES} = Q_{INTER.(A/E)} + Q_{INTER.(A/A)}$$

Reemplazando los resultados obtenidos en las ecuaciones 4,3 y 4,7, la potencia total aportado por los calentadores de agua, utilizando dos equipos (dos calentadores), es el siguiente:

$$Q_{CALENTADORES} = 48.228 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

Cabe destacar que la potencia utilizada para calentar el agua tratada de los intercambiadores de calor agua/agua, corresponde al 16,4% de la potencia total aportada por los calentadores de agua.

Se puede determinar el flujo calórico dirigido para calentar el agua tratada de los intercambiadores de calor agua/agua, variando el número de calentadores en funcionamiento, sabiendo el porcentaje que utilizan los calentadores para calentar el agua tratada. Dichos resultados se expresan en la tabla 4.7.

NUMERO DE CALENTADORES	POTENCIA ENTREGADA A LOS INTERCAMBIADORES AGUA/AGUA. [MJ/h]
1	3.456
2	7.900
3	11.355

Tabla 4.7: Potencia aportada hacia los intercambiadores de calor agua/agua, variando la cantidad de calentadores en funcionamiento.

Si se trabaja con dos o tres calentadores de agua, la entrega de potencia total aproximada que aportan estos equipos sería lo que muestra la tabla 4.8.

N° DE CALENTADORES	POTENCIA TOTAL ENTREGADO POR LOS CALENTADORES. [MJ/h]
1	21.099
2	48.228
3	69.326

Tabla 4.8: Potencia total aportado al sistema variando la cantidad de calentadores en uso.

**Observación:** Para los cálculos del balance de energía global se considerará el trabajo efectuado por dos calentadores de agua, ya que así se operaba antes de intervenir el proceso.

➤ **RESUMEN DE LAS ENTRADAS DE FLUJOS DE ENERGÍA AL SISTEMA.**

La tabla 4.9 nos enseña las dos principales entradas de flujos de energía al sistema.

DESCRIPCIÓN	<i>MJ / h</i>
<b>Transfo - Rectificadores de Corriente</b>	<b>113.763</b>
<b>Calentadores de agua</b>	
• 1 Calentador	<b>21.099</b>
• <b>2 Calentadores</b>	<b>48.228</b>
• 3 Calentadores	<b>69.326</b>
<b>Flujo de energía total (transfo-rectificadores y 2 calentadores de agua)</b>	<b>161.991</b>

Tabla 4.9: Resumen de las entradas de flujo de energía al sistema.

Como se puede apreciar en la tabla, la principal entrega de energía al sistema es de los transfo-rectificadores de corriente con casi un 70% de la energía total. En cambio, el aporte de los dos calentadores en funcionamiento es aproximadamente del 30%.

#### 4.2.2- PÉRDIDAS DE ENERGÍA EN EL SISTEMA.

En esta sección se considerarán las siguientes pérdidas de calor:

- Estanque de electrolito rico,
- Estanque de recirculación,
- Filtros de electrolito,
- Proceso de Electrodeposición de cobre,
- Celdas de electrolito,
- Barras de empalme,
- Proceso SX.

##### ➤ PÉRDIDAS DE CALOR EN EL ESTANQUE DE ELECTROLITO RICO.

La figura 4.4, enseña las dimensiones del estanque de electrolito rico.

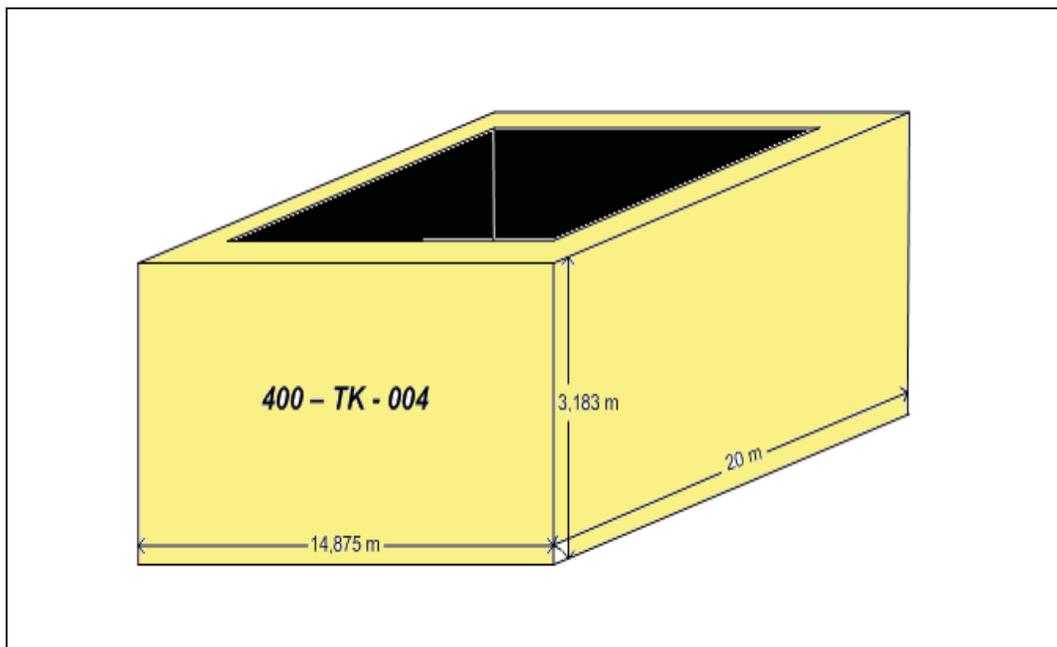


Figura 4.4: Dimensiones del estanque de electrolito rico.

La tabla 4.10 da a conocer la ficha técnica del estanque de electrolito rico.

Largo (m)	14,88
Ancho (m)	20,00
Altura operativa (m)	3,18
Área pared larga ( $m^2$ )	47,32
Área pared ancha ( $m^2$ )	63,60
Área pared superior ( $m^2$ )	297,50 (3.196,91 $pie^2$ )
Espesor pared de concreto	550 mm (0,55 m)
Espesor pared de HDPE	5 mm (0,005 m)

Temperatura ambiente (C).	20 (68° F)
Temperatura interior TK (C).	24 (75,2° F)
Temperatura pared adyacente (estanque de recirculación) (C)	47
Material Estanque	Estanque de concreto, revestido en HDPE con cubierta de FRP.
Conductividad térmica hormigón $\left[ \frac{kJ}{h \cdot m \cdot ^\circ C} \right]$	5,87
Conductividad térmica HDPE $\left[ \frac{kJ}{h \cdot m \cdot ^\circ C} \right]$	1,55
Calor específico electrolito $\left[ \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right]$	3,56
Densidad del electrolito $[kg/m^3]$	1180
Conductividad térmica electrolito $\left[ \frac{kJ}{h \cdot m \cdot ^\circ C} \right]$	1,95
Viscosidad del electrolito $[Pa \cdot s]$	0,0015
Flujo electrolito $[m^3/h]$	1400
Velocidad del electrolito por pared larga $[m/h]$	29,59
Velocidad del electrolito por pared ancha $[m/h]$	22,01
Emisividad del agua	0,95
Constante de Boltzmann	$0,1714 \times 10^{-8}$

Tabla 4.10: Ficha técnica del estanque de electrolito rico.

Este estanque se encuentra físicamente pegado al estanque de recirculación por la pared ancha, sus otras paredes se encuentran en contacto con el ambiente y esta herméticamente sellado. Por lo tanto, las principales pérdidas de calor en este estanque son las siguientes:

- Pérdidas de calor a la atmósfera por las paredes en contacto con el ambiente.
- Pérdidas de calor por la pared ancha en contacto con el estanque de recirculación.
- Pérdidas de calor por convección.
- Pérdidas de calor por radiación.

Para determinar dichas pérdidas, se necesita calcular los números adimensionales de Prandtl y Reynolds. Luego, se utilizarán los números adimensionales para calcular los coeficientes de transferencia de calor. Finalmente, con estos coeficientes, se determinarán las pérdidas de calor en el estanque.

➤ **Cálculos.**

- **Número de Prandtl del Electrolito.**

$$\text{Pr} = \frac{C_e \times \mu_e \times 3600 \times 9,8}{K_e}$$

ECUACIÓN 4,8

Pr: Número de Prandtl.

C<sub>e</sub>: Calor específico electrolito.

μ<sub>E</sub>: Viscosidad del electrolito.

K<sub>e</sub>: Conductividad térmica.

$$\text{Pr} = 96,61$$

- **Número de Reynolds del Electrolito en la Pared larga.**

$$\text{Re}_L = \frac{V_L \times \delta_e \times L}{3600 \times 9,8 \times \mu_E}$$

ECUACIÓN 4,9

$\text{Re}_L$  : Número de Reynolds del electrolito en la pared larga.

$V_L$  : Velocidad del electrolito en pared larga.

$\delta_e$  : Densidad del electrolito.

L: Largo estanque.

$\mu_E$  : Viscosidad del electrolito.

$$\text{Re}_L = 9.817,71$$

- **Número de Reynolds del Electrolito en la Pared Ancha.**

$$\text{Re}_A = \frac{V_A \times \delta_e \times A}{3600 \times 9,8 \times \mu_E}$$

ECUACIÓN 4,10

$\text{Re}_A$  : Número de Reynolds del electrolito en la pared ancha.

$V_A$  : Velocidad del electrolito en pared ancha.

$\delta_e$  : Densidad del electrolito.

A : Área del estanque.

$\mu_E$  : Viscosidad del electrolito.

$$\text{Re}_A = 9.815,50$$

- **Número de Reynolds del Electrolito en Pared Ancha del Estanque de Electrolito Rico.**

$$\text{Re}_{a-1} = \frac{V_{a-1} \times \delta_e \times A}{3600 \times 9,8 \times \mu_E}$$

ECUACIÓN 4,11

$\text{Re}_{a-1}$ : Número de Reynolds del electrolito en pared ancha en contacto con el estanque de recirculación.

$V_{a-1}$ : Velocidad del electrolito de pared ancha en contacto con el estanque de recirculación.

$\delta_E$ : Densidad del electrolito.

$A$ : Ancho del estanque.

$\mu_E$ : Viscosidad del electrolito.

$$\text{Re}_{a-1} = 78.532,9$$

- **Coefficiente de Transferencia de Calor en la Pared Ancha.**

$$hea = 0,0185 \times \delta_E \times C_E \times Va \times \text{Pr}^{1,5} \times \text{Re}_a^{-0,2}$$

ECUACIÓN 4,12

$hea$ : Coeficiente de transferencia de calor en pared ancha.

$\delta_E$ : Densidad del electrolito.

$C_E$ : Calor específico del electrolito.

$V_a$ : Velocidad del electrolito por pared ancha.

$\text{Pr}$ : N° de Prandtl del electrolito.

$\text{Re}_a$ : N° de Reynolds del electrolito por pared ancha.

$$hea = 258.389 \left[ \text{kJ} / \text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{C} \right]$$

- **Coeficiente de Transferencia de Calor en la Pared Larga.**

$$h_{el} = 0,0185 \times \delta_E \times C_E \times V_l \times Pr^{1,5} \times Re_l^{-0,2}$$

ECUACIÓN 4,13

$h_{el}$  : Coeficiente de transferencia de calor en pared larga.

$\delta_E$  : Densidad del electrolito.

$C_E$  : Calor específico del electrolito.

$V_l$  : Velocidad del electrolito por pared larga.

$Pr$  : N° de Prandtl del electrolito.

$Re_l$  : N° de Reynolds del electrolito por pared larga.

$$h_{el} = 347.360 \left[ \frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot C} \right]$$

- **Coeficiente Térmico del HDPE.**

$$h_{HDPE} = \frac{k_{HDPE}}{E_{HDPE}}$$

ECUACIÓN 4,14

$h_{HDPE}$  : Coeficiente térmico del HDPE.

$k_{HDPE}$  : Conductividad térmica del HDPE.

$E_{HDPE}$  : Espesor del HDPE.

$$h_{HDPE} = 310 \left[ \frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot C} \right]$$

- **Coeficiente Térmico del Concreto.**

$$h_c = \frac{k_c}{E_c}$$

ECUACIÓN 4,15

$h_{HDPE}$  : Coeficiente térmico del concreto.

$k_{HDPE}$  : Conductividad térmica del concreto.

$E_{HDPE}$  : Espesor del concreto.

$$h_c = 10,67 \left[ \frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot C} \right]$$

- **Coeficiente de Transferencia de Calor del Electrolito Presente en el Estanque de Recirculación.**

$$h_i = 0,0185 \times \delta_E \times C_E \times V_{a-1} \times Pr^{1,5} \times Re_{l-1}^{-0,2}$$

ECUACIÓN 4,16

$h_i$  : Coeficiente de transferencia de calor del electrolito presente en el estanque de recirculación.

$\delta_E$  : Densidad del electrolito.

$C_E$  : Calor específico del electrolito.

$V_{a-1}$  : Velocidad del electrolito por pared ancha en estanque de recirculación.

$Pr$  : N° de Prandtl del electrolito.

$Re_{a-1}$  : N° de Reynolds del electrolito por pared ancha en el estanque de recirculación.

$$h_i = 1.363.910,65 \left[ \frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot C} \right]$$

- **Coeficiente de Transferencia de Calor al Ambiente por Pared Larga.**

$$h_{al} = 1,37 \times 3,6 \times \left( \frac{(T_i - T_a)}{L_4} \right)^{0,25}$$

ECUACIÓN 4,17

$h_{al}$  : Coeficiente de transferencia de calor al ambiente por pared larga.

$T_i$  : Temperatura al interior del estanque.

$T_a$  : Temperatura ambiente.

$L_4$  : Largo del estanque de electrolito rico.

$$h_{al} = 3,55 \left[ \text{kJ} / \text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{C} \right]$$

- **Coeficiente de Transferencia de Calor al Ambiente por Pared Ancha.**

$$h_{aa} = 1,37 \times 3,6 \times \left( \frac{(T_i - T_a)}{a_4} \right)^{0,25}$$

ECUACIÓN 4,18

$h_{aa}$  : Coeficiente de transferencia de calor al ambiente por pared ancha.

$T_i$  : Temperatura al interior del estanque.

$T_a$  : Temperatura ambiente.

$a_4$  : Ancho del estánque de electrolito rico.

$$h_{aa} = 3,30 \left[ \text{kJ} / \text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{C} \right]$$

- **Coeficiente Global de Transferencia de Calor en Pared Larga.**

$$U_l = \frac{1}{\left( \frac{1}{h_{el}} + \frac{1}{h_{HDPE}} + \frac{1}{h_C} + \frac{1}{h_{al}} \right)}$$

ECUACIÓN 4,19

$U_l$ : Coeficiente global de transferencia de calor en pared larga.

$h_{el}$ : Coeficiente de transferencia de calor en pared larga.

$h_{HDPE}$ : Coeficiente térmico del HDPE.

$h_C$ : Coeficiente térmico del concreto.

$h_{al}$ : Coeficiente de transferencia de calor del ambiente por pared larga.

$$U_l = 2,64 \left[ \text{kJ}/\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{C} \right]$$

- **Coeficiente Global de Transferencia de Calor en Pared Ancha.**

$$U_a = \frac{1}{\left( \frac{1}{h_{ea}} + \frac{1}{h_{HDPE}} + \frac{1}{h_C} + \frac{1}{h_{aa}} \right)}$$

ECUACIÓN 4,20

$U_a$ : Coeficiente global de transferencia de calor en pared ancha.

$h_{ea}$ : Coeficiente de transferencia de calor en pared ancha.

$h_{HDPE}$ : Coeficiente térmico del HDPE.

$h_C$ : Coeficiente térmico del concreto.

$h_{aa}$ : Coeficiente de transferencia de calor del ambiente por pared ancha.

$$U_a = 2,50 \left[ \text{kJ}/\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{C} \right]$$

- **Coefficiente Global de Transferencia de Calor en la Pared de Separación con el Estanque de Recirculación.**

$$U_i = \frac{1}{\left( \frac{1}{h_{ea}} + \frac{2}{h_{HDPE}} + \frac{1}{h_C} + \frac{1}{h_i} \right)}$$

ECUACIÓN 4,21

$U_i$ : Coeficiente global de transferencia de la pared de separación con el estanque de recirculación.

$h_{ea}$ : Coeficiente de transferencia de calor en pared ancha.

$h_{HDPE}$ : Coeficiente térmico del HDPE.

$h_C$ : Coeficiente térmico del concreto.

$h_i$ : Coeficiente de transferencia de calor del electrolito presente en el estanque de recirculación.

$$U_i = 9,98 \left[ \text{kJ} / \text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{C} \right]$$

- **Calor Perdido a la Atmósfera por las Paredes Longitudinales.**

$$Q_L = \frac{2 \times U_l \times A_l \times (T_i - T_a)}{1000}$$

ECUACIÓN 4,22

$Q_L$ : Calor perdido a la atmósfera por paredes longitudinales.

$U_l$ : Coeficiente global de transferencia de calor en pared larga.

$A_l$ : Área de pared larga.

$T_i$ : Temperatura interna estanque electrolito rico.

$T_a$ : Temperatura ambiente.

$$Q_L = 0,96 \left[ \frac{\text{MJ}}{\text{h}} \right]$$

- **Calor Perdido a la Atmósfera por Pared Ancha.**

$$Q_a = \frac{U_a \times A_a \times (T_i - T_a)}{1000} \quad \text{ECUACIÓN 4,23}$$

$Q_a$ : Calor perdido a la atmósfera por las paredes angostas.

$U_a$ : Coeficiente global de transferencia de calor en la pared ancha.

$A_a$ : Área de la pared ancha.

$T_i$ : Temperatura interna estanque electrolito rico.

$T_a$ : Temperatura ambiente.

$$Q_a = 0,64 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

- **Calor Perdido por la Pared de Separación con el Estanque de Recirculación.**

$$Q_i = \frac{U_i \times A_a \times (T_i - T_1)}{1000} \quad \text{ECUACIÓN 4,24}$$

$Q_i$ : Calor perdido por la pared de separación con el estanque de recirculación.

$U_i$ : Coeficiente global de transferencia de calor en la pared de separación con el estanque de recirculación.

$A_a$ : Área de pared ancha.

$T_i$ : Temperatura interna estanque electrolito rico.

$T_1$ : Temperatura interna estanque de recirculación.

$$Q_i = -14,60 \left[ \frac{MJ}{h} \right] (*)$$

Observación (\*): En este caso, el estanque de recirculación le proporciona energía al estanque de electrolito rico, ya que el electrolito del primer estanque está a mayor temperatura que el segundo.

- **Calor Perdido por Radiación.**

$$Q_R = e \times B \times A_S \times ((T_i^4 - T_a^4) \times 0,0010543)$$

ECUACIÓN 4,25

$Q_R$ : Calor perdido por radiación.

$e$ : Emisividad del agua.

$B$ : Constante de Boltzmann.

$A_S$ : Área superior del estanque.

$T_i$ : Temperatura interior estanque de electrolito rico.

$T_a$ : Temperatura ambiente.

$$Q_R = 23,71 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

- **Calor Perdido por Convección.**

$$Q_C = 0,34 \times A_{s-4} \times (T_i - T_a)^{1,25} \times 0,0010543$$

ECUACIÓN 4,26

$Q_C$ : Calor perdido por convección.

$A_{s-4}$ : Área superior del estanque.

$T_i$ : Temperatura interior del estanque.

$T_a$ : Temperatura ambiente.

$$Q_C = 13,52 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

- **Calor Total Perdido en el Estanque de Electrolito Rico.**

$$Q_T = Q_L + Q_a - Q_i + Q_R + Q_C \quad \text{ECUACIÓN 4,27}$$

$Q_L$ : Calor perdido a la atmósfera por las paredes longitudinales.

$Q_a$ : Calor perdido a la atmósfera por las paredes anchas.

$Q_i$ : Calor perdido por la pared de separación con el estanque de recirculación.

$Q_R$ : Calor perdido por radiación.

$Q_C$ : Calor perdido por convección.

$$Q_T = 24,23 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

En resumen, la energía perdida en el estanque de electrolito rico debido al contacto de las paredes del estanque con el ambiente y el contacto con una de las paredes del estanque de recirculación es de  $24,23 [MJ/h]$

➤ **PÉRDIDAS DE CALOR EN EL ESTANQUE DE RECIRCULACIÓN.**

La figura 4.5, enseña las dimensiones del estanque de electrolito de recirculación.

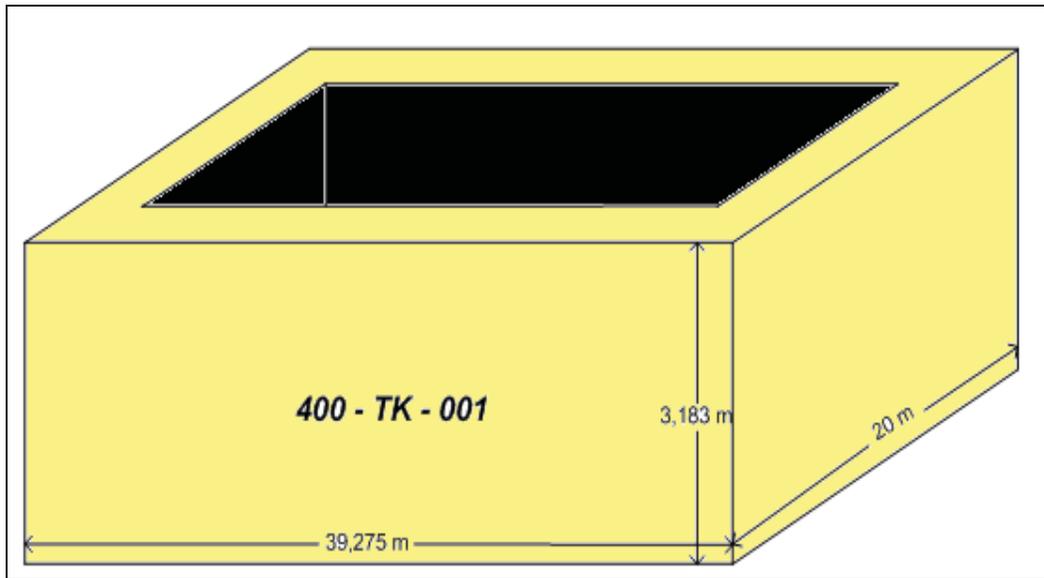


Figura 4.5: Dimensiones del estanque de recirculación.

A continuación, se dará a conocer las pérdidas de energía en el estanque de recirculación. Cabe recordar, que este estanque está separado mediante una pared de concreto y HDPE con el estanque de electrolito rico y en el punto anterior, se demostró como se transfería calor desde el estanque de recirculación al estanque de electrolito rico por intermedio de la pared de contacto.

Este estanque posee dimensiones similares al estanque de electrolito, pero su largo es de mayor magnitud que el de electrolito rico, además, el volumen de electrolito y la temperatura del electrolito al interior del estanque también son mayores.

La tabla 4.11 da a conocer la ficha técnica del estanque de recirculación.

Largo (m)	39,28
Ancho (m)	20,00
Altura operativa (m)	3,18
Área pared larga ( $m^2$ )	124,91
Área pared ancha ( $m^2$ )	63,60
Área pared superior ( $m^2$ )	785,60
Espesor pared de concreto	550 mm (0,55 m)
Espesor pared de HDPE	5 mm (0,005 m)

Temperatura ambiente (C)	20
Temperatura interior TK (C)	47
Temperatura pared adyacente (estanque de electrolito rico) (C)	24
Material Estanque	Estanque de concreto, revestido en HDPE con cubierta de FRP.
Conductividad térmica hormigón [ $kJ/h \cdot m \cdot ^\circ C$ ]	5,87
Conductividad térmica HDPE [ $kJ/h \cdot m \cdot ^\circ C$ ]	1,55
Calor específico electrolito [ $kJ/kg \cdot ^\circ C$ ]	3,56
Densidad del electrolito [ $kg/m^3$ ]	1180
Conductividad térmica electrolito [ $kJ/h \cdot m \cdot ^\circ C$ ]	1,95
Viscosidad del electrolito [ $Pa \cdot s$ ]	0,0015
Flujo electrolito [ $m^3/h$ ]	11200
Velocidad del electrolito por pared larga [ $m/h$ ]	89,67
Velocidad del electrolito por pared ancha [ $m/h$ ]	176,10
Velocidad del electrolito por pared ancha, TK electrolito rico. [ $m/h$ ]	22,01
Emisividad del agua	0,95

Tabla 4.11: Ficha técnica del estanque de recirculación.

Este estanque se encuentra físicamente pegado al estanque de electrolito rico por la pared ancha, sus otras paredes se encuentran en contacto con el ambiente y esta herméticamente sellado. Por lo tanto, las principales pérdidas de calor en este estanque son las siguientes:

- Pérdidas de calor a la atmósfera por las paredes en contacto con el ambiente.
- Pérdidas de calor por la pared ancha en contacto con el estanque de electrolito rico.
- Pérdidas de calor por convección.
- Pérdidas de calor por radiación.

Para determinar dichas pérdidas, se necesita calcular los números adimensionales de Prandtl y Reynolds. Luego, se utilizarán los números adimensionales para calcular los coeficientes de transferencia de calor. Finalmente, con estos coeficientes, se determinarán las pérdidas de calor en el estanque.

➤ **Cálculos.**

- ***Número de Prandtl del Electrolito.***

Utilizando la ECUACIÓN 4,8.

$$\boxed{\text{Pr} = 96,61}$$

- ***Número de Reynolds del Electrolito en Pared Larga.***

Utilizando la ECUACION 4,9.

$$\boxed{\text{Re}_L = 78.538,20}$$

- **Número de Reynolds del Electrolito en Pared Ancha.**

Utilizando la ECUACIÓN 4,10

$$\text{Re}_a = 78.532,87$$

- **Número de Reynolds del Electrolito en Pared Ancha del Estanque de Electrolito Rico.**

$$\text{Re}_{a-4} = \frac{V_{a-4} \times \delta_e \times A}{3600 \times 9,8 \times \mu_E}$$

ECUACIÓN 4,28

$\text{Re}_{a-4}$ : Número de Reynolds del electrolito en pared ancha del estanque de electrolito rico.

$V_{a-4}$ : Velocidad del electrolito en pared ancha del estanque de electrolito rico.

$\delta_E$ : Densidad del electrolito.

$A$ : Ancho del estanque de recirculación.

$\mu_E$ : Viscosidad del electrolito.

$$\text{Re}_{a-4} = 9.815,50$$

- **Coefficiente de Transferencia de Calor en Pared Ancha.**

Utilizando la ECUACIÓN 4,12

$$hea = 1.363.910,65 \left[ \frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

- **Coeficiente de Transferencia de Calor en Pared Larga.**

Utilizando la ECUACIÓN 4,13

$$h_{el} = 694.502,37 \left[ \frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

- **Coeficiente Térmico del HDPE.**

Utilizando la ECUACIÓN 4,14

$$h_{HDPE} = 310,00 \left[ \frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

- **Coeficiente Térmico del Concreto.**

Utilizando la ECUACIÓN 4,15

$$h_c = 10,67 \left[ \frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

- **Coeficiente de Transferencia de Calor del Electrolito Presente en el Estanque de Electrolito Rico.**

$$h_i = 0,0185 \times \delta_E \times C_E \times Va_1 \times Pr^{1,5} \times Re_{a-1}^{-0,2}$$

ECUACIÓN 4,29

$h_i$ : Coeficiente de transferencia de calor del electrolito presente en el estanque de electrolito rico.

$\delta_E$ : Densidad del electrolito.

$C_E$ : Calor específico del electrolito.

$V_{a-1}$ : Velocidad del electrolito por pared ancha en el estanque de electrolito rico.

Pr: N° de Prandtl del electrolito.

Re: N° de Reynolds del electrolito por pared ancha en el estanque de electrolito rico.

$$h_i = 258.179 \left[ \frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

- **Coeficiente de Transferencia de Calor al Ambiente en Pared Larga.**

Utilizando la ECUACIÓN 4,17

$$h_{al} = 4,49 \left[ \frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

- **Coeficiente de Transferencia de Calor al Ambiente en Pared Ancha.**

Utilizando la ECUACIÓN 4,18

$$h_{aa} = 5,32 \left[ \frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

- **Coeficiente Global de Transferencia de Calor en Pared Larga.**

Utilizando la ECUACIÓN 4,19

$$U_l = 3,13 \left[ \frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

- **Coeficiente Global de Transferencia de Calor en Pared Ancha.**

Utilizando la ECUACIÓN 4,20

$$U_a = 3,51 \left[ \frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

- **Coeficiente Global de Transferencia de Calor en Pared de Separación con Estanque de Electrolito Rico.**

Utilizando la ECUACIÓN 4,21

$$U_i = 9,98 \left[ \frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

- **Calor Perdido a la Atmósfera por las Paredes Longitudinales.**

Utilizando la ECUACIÓN 4,22

$$Q_L = 21,11 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

- **Calor Perdido a la Atmósfera por Pared Angosta.**

Utilizando la ECUACIÓN 4,23

$$Q_a = 6,03 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

- **Calor Perdido por la Pared de Separación con el Estanque de Electrolito Rico.**

Utilizando la ECUACIÓN 4,24

$$Q_j = 14,60 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

- **Calor Perdido por Radiación.**

Utilizando la ECUACIÓN 4,25

$$Q_R = 474,81 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

- **Calor Perdido por Convección.**

Utilizando la ECUACIÓN 4,26

$$Q_C = 388,97 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

- **Calor Total Perdido en el Estanque de Recirculación.**

$$Q_T = Q_L + Q_A + Q_J + Q_R + Q_C$$

ECUACIÓN 4,30

$Q_L$ : Calor perdido a la atmósfera por las paredes longitudinales.

$Q_A$ : Calor perdido a la atmósfera por pared angosta.

$Q_J$ : Calor perdido por la pared de separación con el estanque de electrolito rico.

$Q_R$ : Calor perdido por radiación.

$Q_C$ : Calor perdido por convección.

$$Q_T = 905,52 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

En resumen, las pérdidas de calor en el estanque de recirculación vienen dadas exclusivamente por el contacto de las paredes con el ambiente, contacto con el estanque de electrolito rico y pérdidas por convección y radiación y su magnitud total es de  $905,52 [MJ/h]$ .



➤ **PÉRDIDAS DE CALOR EN LOS FILTROS DE ELECTROLITO RICO.**

La tabla 4.12, da a conocer la ficha técnica de los filtros de electrolito rico.

Temperatura ambiente (C)	20 (77° F)
Temperatura interior filtros (C)	35 (95° F)
Material de los filtros	Acero inoxidable 316L
Conductividad térmica de las paredes de los filtros. [kJ/hm°C]	58,32
Emisividad del Acero inoxidable 316L.	0,28
Calor específico del electrolito [kJ/kg · °C]	3,56
Densidad del electrolito [kg/m <sup>3</sup> ]	1180
Conductividad térmica del electrolito [kJ/hm°C]	1,95
Viscosidad del electrolito. [Pa · s]	0,0015
Flujo de electrolito [m <sup>3</sup> /h]	1750
Número de filtros	5
Flujo de electrolito por filtros. [m <sup>3</sup> /h]	350
Diámetro filtros (m)	3,81
Área de filtrado (m <sup>2</sup> )	11,40
Velocidad del electrolito. [m/h]	30,70
Velocidad del aire [m/s]	8,33
Espesor pared del filtro. (mm)	16
Altura del filtro (m)	5,79
Área total externa de filtro (m <sup>2</sup> )	66,01 (710,53 pie <sup>2</sup> )

Tabla 4.12: Ficha técnica de los filtros de electrolito rico.

Los filtros de electrolito rico se encuentran físicamente en el patio estanques y solo se encuentran en contacto con el ambiente. Las principales pérdidas de calor de los filtros son los siguientes.

- Pérdidas de calor por convección.
- Pérdidas de calor por radiación.

Cabe destacar que las pérdidas de calor en contacto con el ambiente son despreciables.

Para determinar las pérdidas de flujo de calor, se necesita calcular los números adimensionales de Prandtl y Reynolds. Luego, se utilizarán los números adimensionales para calcular los coeficientes de transferencia de calor. Finalmente, con estos coeficientes, se determinarán las pérdidas de flujo de calor en los filtros.

➤ **Cálculos.**

- ***Número de Prandtl del Electrolito.***

Utilizando la ECUACIÓN 4,8

$$\text{Pr} = 96,61$$

- ***Número de Reynolds del Electrolito.***

$$\text{Re} = \frac{V_E \times \delta_e \times D}{3600 \times 9,8 \times \mu_E}$$

ECUACIÓN 4,31

Re: Número de Reynolds del electrolito.

$V_E$ : Velocidad del electrolito.

$\delta_e$ : Densidad del electrolito.

$D$ : Diámetro del filtro.

$\mu_E$ : Viscosidad del electrolito.

$$\text{Re} = 2.608,11$$

- **Coeficiente de Transferencia de Calor del Electrolito.**

$$h_e = 0,0185 \times \delta_E \times C_E \times V_E \times \text{Pr}^{1,5} \times \text{Re}^{-0,2}$$

ECUACIÓN 4,32

$h_e$ : Coeficiente de transferencia de calor en pared ancha.

$\delta_E$ : Densidad del electrolito.

$C_E$ : Calor específico del electrolito.

$V_E$ : Velocidad del electrolito.

Pr: Número de Prandtl del electrolito.

Re: Número de Reynolds del electrolito.

$$h_e = 469.796,80 \left[ \frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

- **Coeficiente de Transferencia de Calor de la Pared.**

$$h_w = \frac{k_w}{E_w}$$

ECUACIÓN 4,33

$h_w$ : Coeficiente de transferencia de calor de la pared.

$k_w$ : Conductividad térmica del acero inoxidable 316L.

$E_w$ : Espesor del acero inoxidable 316L.

$$h_w = 3.645 \left[ \frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

- **Coeficiente de Transferencia de Calor del Ambiente.**

$$h_a = 1,24 \times (T_i - T_a)^{\frac{1}{3}} \quad \text{ECUACIÓN 4,34}$$

$h_a$ : Coeficiente de transferencia de calor del ambiente.

$T_i$ : Temperatura al interior de los filtros.

$T_a$ : Temperatura ambiente.

$$h_a = 2,67 \left[ \frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

- **Coeficiente Global de Transferencia de Calor.**

$$U = \frac{1}{\left( \frac{1}{h_e} + \frac{1}{h_w} + \frac{1}{h_a} \right)} \quad \text{ECUACIÓN 4,35}$$

$U$ : Coeficiente global de transferencia de calor.

$h_e$ : Coeficiente de transferencia de calor del electrolito.

$h_w$ : Coeficiente de transferencia de calor de la pared.

$h_a$ : Coeficiente de transferencia de calor del ambiente.

$$U = 2,67 \left[ \frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

- **Calor Perdido por Radiación.**

$$Q_R = e \times B \times A_E \times ((T_i + 459,69)^4 - (T_a + 459,69)^4) \times 0,0010543$$

ECUACIÓN 4,36

$Q_R$ : Calor perdido por radiación.

$e$ : Emisividad del acero 316L.

$B$ : Constante de Boltzmann.

$A_s$ : Área externa del filtro en  $pie^2$ .

$T_i$ : Temperatura interior estanque de recirculación en °F.

$T_a$ : Temperatura ambiente en °F.

$$Q_R = 6,16 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

- **Calor Perdido por Convección.**

$$Q_c = \frac{U \times A_E \times (T_i - T_a)}{1000}$$

ECUACIÓN 4,37

$Q_c$ : Calor perdido por convección.

$U$ : Coeficiente global de transferencia de calor.

$A_E$ : Área externa del filtro.

$T_i$ : Temperatura al interior del filtro.

$T_a$ : Temperatura ambiente.

$$Q_c = 2,65 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

- **Calor Total Perdido los Filtros de Electrolito Rico.**

$$Q_T = (Q_R + Q_C) \times 5$$

ECUACIÓN 4,38

$Q_R$  : Calor perdido por radiación.

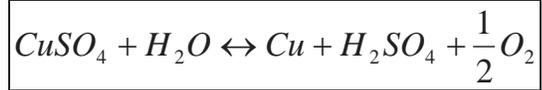
$Q_C$  : Calor perdido por convección.

Obs: Se multiplica por 5 porque es el número total de filtros.

$$Q_T = 44,05 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

En resumen, las pérdidas de flujo de calor en los filtros de electrolito, que vienen dadas por los efectos de convección y radiación, tienen una magnitud total de  $44,05 [MJ/h]$ .

➤ **PÉRDIDAS DE CALOR DEBIDO AL PROCESO DE ELECTRODEPOSITACIÓN.**



REACCIÓN 4,1

• **Calor de Reacción.**

$$\boxed{\Delta H_{RX} = \Delta H_{H_2SO_4} - (\Delta H_{CuSO_4} + \Delta H_{H_2O})}$$

ECUACIÓN 4,39

• **Calores de Formación.**

$$\Delta H_{H_2SO_4} = -212.400 \left[ \frac{cal}{mol} \right]$$

$$\Delta H_{CuSO_4} = -200.640 \left[ \frac{cal}{mol} \right]$$

$$\Delta H_{H_2O} = -68.370 \left[ \frac{cal}{mol} \right] \quad \mathbf{[7] \text{ y } [9]}$$

$$\boxed{\Delta H_{RX} = 236,96 \left[ \frac{kJ}{mol} \right]}$$

- **Producción de Cobre.**

$$M_{Cu} = \frac{PM_{Cu} \times I \times Ef(I) \times N^{\circ}Celdas \times t}{n \times F}$$

ECUACIÓN 4,40

$M_{Cu}$ : Masa de Cobre depositada. [Ton/d]

$PM_{Cu}$ : Peso molecular del cobre. [gr/mol]

$I$ : Intensidad de corriente. [A]

$Ef(I)$ : Eficiencia de corriente.

$N^{\circ}celdas$ : Número de celdas en la nave de EW.

$t$ : Tiempo.

$n$ : Valencia del cobre en la solución.

$F$ : Constante de Faraday.

Reemplazando en la ecuación se obtiene.

$$M_{Cu} = 79,24 \left[ \frac{mol}{s} \right]$$

- **Calor Utilizado Para que Ocurra la Reacción de Electrodeposición.**

$$Q = 67.596,2 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

➤ **PÉRDIDAS DE CALOR EN LA NAVE DE ELECTROOBTENCIÓN.**

La tabla 4.13, da a conocer la ficha técnica de la nave de electroobtención.

Número de celdas.	504
Temperatura ambiente de la nave (C)	25 (77° F)
Temperatura interior de las celdas (C)	48 (118,4° F)
Material de las paredes de una celda	Concreto polimérico, recubrimiento FRP.
Conductividad térmica del concreto polimérico $[BTU/h \cdot pie \cdot ^\circ F]$	0,54
Coficiente global de aislamiento de la celda $[BTU/h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F]$	0,14
Conductividad térmica del aire $[BTU/h \cdot pie \cdot ^\circ F]$	0,016
Emisividad del agua	0,95
Corriente eléctrica (A)	33.000
Eficiencia de corriente (%)	92
Separación entre celdas (m)	0,01 (0,033 pies)
Espesor de la aislación de la pared de la celda (m)	0,1 ( 0,33 pies)
Espesor de la unión entre las celdas (m)	0,06 (0,20 pies)
Largo de celdas. (m)	6,42
Ancho de celdas. (m)	1,30
Profundidad de las celdas (m)	1,396
Área pared ancha de las celdas ( $m^2$ )	1,82 (19,59 $pie^2$ )
Área pared larga de las celdas ( $m^2$ )	8,96 (96,45 $pie^2$ )
Área superior de las celdas ( $m^2$ )	8,35 (89,88 $pie^2$ )
Constante de Boltzmann $[BTU/pie^2 \cdot ^\circ R]$	$0,1714 \times 10^{-8}$

Tabla 4.13: Ficha técnica de la nave de electroobtención.

Las principales pérdidas de calor en una celda de electroobtención son las siguientes:

- Calor perdido por el contacto de las paredes con el ambiente.
- Calor perdido por el contacto de las paredes con las celdas adyacentes.
- Calor perdido por radiación.
- Calor perdido por convección.
- Calor perdido por la evolución de oxígeno.

➤ **Cálculos.**

- **Calor Perdido por la Pared Ancha de la Celda.**

$$Q_a = U \times A_a \times (T_c - T_a) \quad \text{ECUACIÓN 4,41}$$

$Q_a$  : Calor perdido por la pared ancha.

$U$  : Coeficiente global de aislamiento de la celda.

$A_a$  : Área pared ancha.

$T_c$  : Temperatura interior de las celdas.

$T_a$  : Temperatura ambiente de la nave.

$$Q_a = 113 \left[ \frac{BTU}{h} \right] = 119,22 \left[ \frac{kJ}{h} \right]$$

- **Calor Perdido por la Pared Larga de la Celda.**

$$Q_L = U \times A_L \times (T_C - T_a)$$

ECUACIÓN 4,42

$Q_L$  : Calor perdido por la pared larga.

$U$  : Coeficiente global de aislamiento de la celda.

$A_L$  : Área pared larga.

$T_C$  : Temperatura interior de las celdas en °F.

$T_a$  : Temperatura ambiente de la Nave en °F.

$$Q_L = 559,02 \left[ \frac{BTU}{h} \right] = 589,77 \left[ \frac{kJ}{h} \right]$$

- **Calor Perdido por el Fondo de la Celda.**

$$Q_F = U \times A_F \times (T_C - T_a)$$

ECUACIÓN 4,43

$Q_F$  : Calor perdido por el fondo de la celda

$U$  : Coeficiente global de aislamiento de la celda.

$A_F$  : Área del fondo de la celda.

$T_C$  : Temperatura interior de las celdas en °F.

$T_a$  : Temperatura ambiente de la Nave en °F.

$$Q_F = 549,60 \left[ \frac{kJ}{h} \right]$$

- **Calor Perdido por la Separación Entre Celdas.**

$$Q_s = \left[ \left[ \frac{ew}{kc} + 0,22 \times \frac{s}{ka} \right]^{-1} \right] \times A_L \times (T_c - T_a)$$

ECUACIÓN 4,44

$Q_s$ : Calor perdido por la separación entre celdas.

$ew$ : Espesor de la unión entre las celdas.

$kc$ : Conductividad térmica del concreto polimérico.

$s$ : Separación entre celdas.

$ka$ : Conductividad térmica del aire.

$A_L$ : Área de pared larga de la celda.

$T_c$ : Temperatura interior de las celdas.

$T_a$ : Temperatura ambiente de la nave.

$$Q_s = 4.845,2 \left[ \frac{BTU}{h} \right] = 5.111,69 \left[ \frac{kJ}{h} \right]$$

- **Calor Perdido por Radiación.**

$$Q_R = e \times B \times A_s \times ((T_c + 459,69)^4 - (T_a + 459,69)^4) \times 0,0010543$$

ECUACIÓN 4,45

$Q_R$ : Calor perdido por radiación en la superficie de las celdas.

$e$ : Emisividad del agua.

$B$ : Constante de Boltzmann.

$A_s$ : Área superior de las celdas en  $pie^2$ .

$T_c$ : Temperatura interior de las celdas en °F.

$T_a$ : Temperatura ambiente de la nave en °F.

$$Q_R = 4.202,75 \left[ \frac{BTU}{h} \right] = 4.433,90 \left[ \frac{kJ}{h} \right]$$

- **Calor Perdido por Convección Desde la Superficie de las Celdas.**

$$Q_c = 0,34 \times A_s \times (T_c - T_a)^{1,25} \quad \text{ECUACIÓN 4,46}$$

$Q_c$ : Calor perdido por convección desde la superficie de las celdas.

$A_s$ : Área superior de las celdas en  $pie^2$ .

$T_c$ : Temperatura interior de las celdas en °F.

$T_a$ : Temperatura ambiente de la nave en °F.

$$Q_c = 3.385,67 \left[ \frac{kJ}{h} \right]$$

- **Calor Perdido Debido a la Evolución del Oxígeno.**

$$Q_o = \frac{0,0003 \times I \times E \times (T_c - T_a)}{100} \quad \text{ECUACIÓN 4,47}$$

$Q_o$ : Calor perdido debido a la evolución de oxígeno.

$I$ : Intensidad de corriente.

$E$ : Eficiencia de corriente.

$T_c$ : Temperatura interior de celdas.

$T_a$ : Temperatura ambiente en la nave de EW.

$$Q_o = 397,81 \left[ \frac{kJ}{h} \right]$$

- **Calor Total Perdido en una Celda de EW.**

$$Q_t = Q_a + Q_L + Q_F + Q_S + Q_R + Q_C + Q_O$$

ECUACIÓN 4,48

$Q_t$ : Calor total perdido en una celda de EW.

$Q_a$ : Calor perdido en una pared ancha de una celda.

$Q_L$ : Calor perdido en una pared larga de una celda.

$Q_F$ : Calor perdido en la pared del fondo de una celda.

$Q_S$ : Calor perdido por la separación entre celdas.

$Q_R$ : Calor perdido por radiación.

$Q_C$ : Calor perdido por convección.

$Q_O$ : Calor perdido por la evolución del oxígeno.

$$Q_t = 14,47 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

- **Calor Total Perdido por Todas las Celdas al Interior de la Nave.**

$$Q_T = Q_t \cdot n$$

ECUACIÓN 4,49

$Q_T$ : Calor total perdido por todas las celdas de la nave.

$Q_t$ : Calor total perdido por una celda de la nave.

$n$ : Número total de celdas.

$$Q_T = 7.292,88 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

➤ **PÉRDIDAS DE CALOR EN SX.**

La figura 4.6, enseña de manera general, el tránsito que sigue el flujo de electrolito por la etapa de SX.

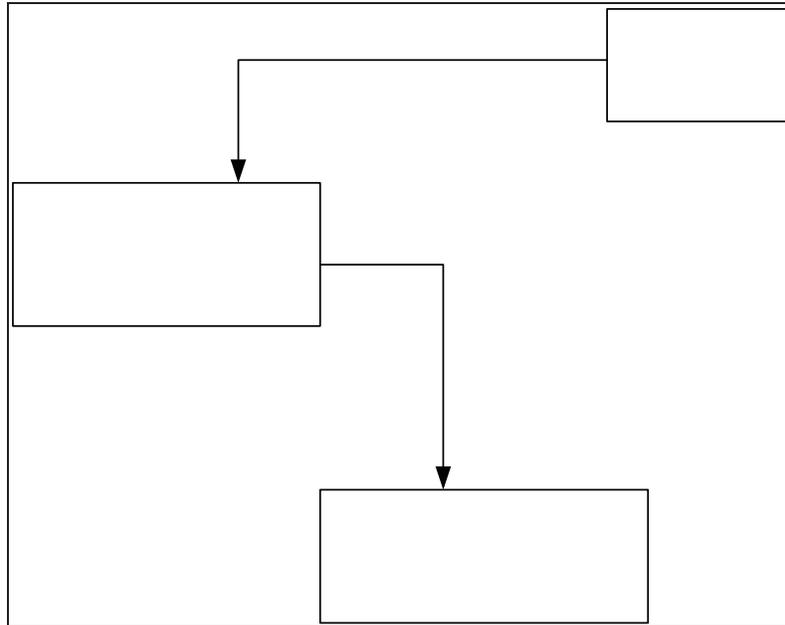


Figura 4.6: Diagrama de flujo que enseña el paso del electrolito por la etapa de SX.

• **Datos de operación.**

La tabla 4.14, da a conocer los datos de operación necesarios para determinar las pérdidas de flujo calorífico en la etapa de SX.

Flujo nominal de electrolito rico a SX [ $m^3/h$ ]	1.400
Temperatura electrolito rico a la salida de SX [ $^{\circ}C$ ]	24,1
Temperatura electrolito pobre a la entrada de SX [ $^{\circ}C$ ]	35,5
Calor específico del electrolito [ $kJ/kg \cdot ^{\circ}C$ ]	3,56
Densidad del electrolito	1.180

Tabla 4.14: Datos de operación necesarios para pérdidas de flujo calorífico en SX.

- **Calor Perdido en SX.**

$$Q_{SE} = \frac{F_E \times \delta_E \times C_E \times (T_S - T_E)}{1000}$$

ECUACIÓN 4,50

$Q_{SE}$ : Calor perdido en el circuito SX.

$F_E$ : Flujo de electrolito rico a SX.

$\delta_E$ : Densidad del electrolito.

$C_E$ : Calor específico del electrolito.

$T_E$ : Temperatura del electrolito a la entrada de SX.

$T_S$ : Temperatura del electrolito a la salida de SX.

$$Q_{SE} = 67.044,8 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$$

➤ **RESUMEN DE LAS PÉRDIDAS DE FLUJO CALORÍFICO EN EL CIRCUITO SX-EW.**

La tabla 4.15, enseña las principales pérdidas de flujo calorífico calculadas previamente.

DESCRIPCIÓN	$\frac{MJ}{h}$
Estanque de Electrolito Rico	24,2
Estanque de Recirculación	905,5
Filtros de Electrolito	44,1
Proceso de Electrodeposición	67.596,2
Celdas de Electroobtención	7.292,9
SX	67.044,8
Agua Caliente (*) (Int de calor agua/agua)	7.900,0
<b>Total Salidas de Energía</b>	<b>150.808,0</b>

Tabla 4.15: Principales pérdidas de flujo calorífico en el circuito SX-EW.

(\*) Obs: Se considera el agua caliente de los intercambiadores de calor agua/agua tanto como entrada y salida de energía, ya que el calor transferido hacia esta agua tratada no interviene en el circuito electrolítico desde SX a EW. En cambio, la energía transferida al electrolito en los intercambiadores agua/electrolito tiene participación directa en el proceso.

Como lo indica la tabla, las principales puntos de pérdidas de flujo calorífico, se encuentran en el proceso SX y en el proceso de electrodeposición de cobre en la nave de EW.

#### 4.2.3- BALANCE TÉRMICO GLOBAL EN EL CIRCUITO SX-EW.

La tabla 4.16, muestra el resumen de las entradas y salidas de flujos energéticos en el circuito SX-EW.

DESCRIPCIÓN		$\frac{MJ}{h}$
ENTRADA DE CALOR	TRANSFO-RECTIFICADORES DE CORRIENTE	113.763,0
	CALENTADORES DE AGUA (2)	48.228,0
	<b>TOTAL ENTRADAS</b>	<b>161.991,0</b>
SALIDA DE CALOR	ESTANQUE DE ELECTROLITO RICO	24,2
	ESTANQUE DE RECIRCULACIÓN	905,5
	FILTROS DE ELECTROLITO RICO	44,1
	PROCESO DE ELECTRODEPOSITACIÓN	67.596,2
	CELDS DE EW	7.292,9
	SX	67.044,8
	AGUA CALIENTE	7.900,0
	<b>TOTAL SALIDAS</b>	<b>150.808,0</b>
<b>BALANCE GLOBAL</b>	<b>ENTRADAS-SALIDAS</b>	<b>11.183,0</b>

Tabla 4.16: Principales entradas y salidas de flujos energéticos en el circuito SX-EW.

Luego de realizar el balance térmico global, utilizando dos calentadores de agua como parte de las entradas de energía al sistema, se puede observar que existe una cantidad aproximada de  $11.183 [MJ/h]$  de energía desperdiciada, lo que equivale a un 93,1% de eficiencia energética en el circuito SX-EW, esto en base de la potencia realmente utilizada con la potencia entrante al proceso. Cabe mencionar que no se consideraron las pérdidas de calor en los ductos, ya que es despreciable su magnitud en comparación con las cantidades que se abordaron en el balance. [6]

**Observaciones.**

- Debido a la baja diferencia entre la concentración de ácido sulfúrico en el electrolito pobre y rico, no se consideraron los calores de solución en el balance de energía.
- Las capacidades caloríficas ( $C_p$ ) del electrolito pobre y rico se obtuvieron mediante referencia bibliográfica de MGSA.

## 5- PROPUESTAS DE MODIFICACIÓN.

### 5.1- ANTECEDENTES PROBLEMÁTICA.

En el capítulo anterior, se dio a conocer el balance de energía global en el circuito SX-EW, utilizando **dos calentadores de agua**. Los resultados muestran que existe una gran cantidad de energía perdida. Por lo que en este capítulo, se apreciará el balance de energía global, utilizando **un calentador de agua** y los efectos que provoca en la temperatura del electrolito comercial a la entrada de la nave de EW, la calidad catódica y el ahorro de combustible asociado a la modificación en el sistema de trabajo.

En la tabla 5.1, se recuerda el balance de energía realizado, utilizando dos calentadores de agua.

DESCRIPCIÓN		$\frac{MJ}{h}$
ENTRADA DE CALOR	TRANSFO-RECTIFICADORES DE CORRIENTE	113.763,0
	CALENTADORES DE AGUA (2)	48.228,0
	<b>TOTAL ENTRADAS</b>	<b>161.991,0</b>
SALIDA DE CALOR	ESTANQUE DE ELECTROLITO RICO	24,2
	ESTANQUE DE RECIRCULACIÓN	905,5
	FILTROS DE ELECTROLITO RICO	44,1
	PROCESO DE ELECTRODEPOSITACIÓN	67.596,2
	CELDA DE EW	7.292,9
	SX	67.044,8
	AGUA CALIENTE	7.900,0
	<b>TOTAL SALIDAS</b>	<b>150.808,0</b>
BALANCE GLOBAL	<b>ENTRADAS-SALIDAS</b>	<b>11.183,0</b>

Tabla 5.1: Resumen balance energético en el circuito SX-EW, utilizando dos calentadores de agua.

Existe una pérdida de energía de  $11.183 [MJ/h]$  en el balance global. Como se necesita trabajar con una intensidad de corriente de  $33.000 [A]$ . La única variable que se puede modificar para mejorar la potencia calórica entregada al sistema es la energía entregada por los calentadores de agua.

Este calor desechado, se ve reflejado en el combustible perdido a través de los calentadores, el cual será cuantificado más adelante.

## 5.2- PROPUESTA.

Se propone trabajar con un calentador de agua desde el 17 de Julio del 2010 y luego observar los resultados y consecuencias que trae trabajar con este sistema de operación.

### 5.2.1- CONSUMO DE PETRÓLEO PREVIO A LA UTILIZACIÓN DE UN CALENTADOR DE AGUA.

Previo a la utilización de un calentador de agua, no existía un equilibrio en el consumo de petróleo durante el año. Ya que no había control a la hora de operar con uno, dos o hasta tres calentadores.

A continuación, en la figura 6.1, se puede observar el desequilibrio en el consumo de petróleo **desde enero del año 2009, hasta junio del año 2010.**

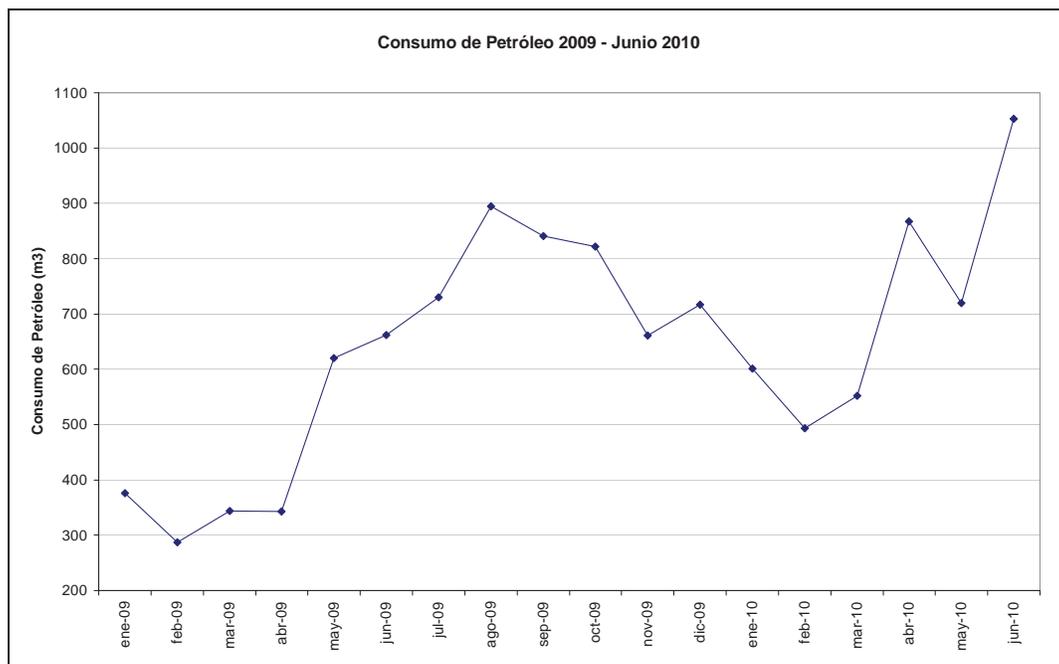


Figura 5.1: Gráfico de consumo de petróleo desde Enero del 2009 hasta Junio del 2010.

En la figura se puede observar que en los meses de enero a abril del año 2009 los consumos fueron bastante bajos con respecto al promedio, ya que en esa fecha habían problemas en el área seca de MGSA, específicamente en el sector de chancadores, lo que debilitó el tratamiento de material y así el cobre tratado disminuyó considerablemente, entonces el uso de los equipos era mínimo. En cambio, desde abril del 2009 en adelante comenzó un desequilibrio constante en el consumo de petróleo, con máximos como en junio del 2010, donde el consumo superó ampliamente el nivel de los 1000  $[m^3]$ . En cambio, también había puntos mínimos, como en febrero del 2010, donde el consumo de petróleo bordeó los 500  $[m^3]$ .

### 5.2.2- BALANCE DE ENERGÍA UTILIZANDO UN CALENTADOR DE AGUA.

En esta sección, se estudiará la energía producida en los calentadores de agua, utilizando un calentador de agua. Para ello, al igual que en el capítulo anterior, se determinará el calor que los calentadores de agua les entregan a los intercambiadores de calor agua/electrolito e intercambiadores de calor agua/agua. Luego se analizará el efecto producido en el sistema global SX-EW.

Volviendo a la tabla 4.4, resumen del balance energético realizado en el capítulo anterior, se puede observar la potencia calorífica que entregan los calentadores de agua a los intercambiadores de calor agua/electrolito.

N° CALENTADORES	T° ENTRADA ELECTROLITO COMERCIAL A INTERCAMBIADORES. (C)	T° SALIDA ELECTROLITO COMERCIAL A INTERCAMBIADORES. (C)	CALOR ABSORVIDO POR ELECTROLITO COMERCIAL $[MJ/h]$
1	47	54	17.643
2	47	63	40.328
3	47	70	57.971

Tabla 4.4: Potencia adquirida por el electrolito comercial, utilizando uno, dos y tres calentadores de agua.

Por otro lado, la potencia calorífica entregada por el calentador de agua a los intercambiadores de calor agua/agua, se puede saber de la tabla 4.7.

NUMERO DE CALENTADORES	POTENCIA ENTREGADA A LOS INTERCAMBIADORES AGUA/AGUA [MJ/H]
<b>1</b>	<b>3.456</b>
2	7.900
3	11.355

Tabla 4.7: Potencia aportada hacia los intercambiadores de calor agua/agua, variando la cantidad de calentadores en funcionamiento.

Por lo tanto, la potencia calorífica total entregada por los calentadores es como lo indica la tabla 4.8 del capítulo anterior.

N° DE CALENTADORES	CALOR TOTAL ENTREGADO POR LOS CALENTADORES. [MJ/h]
<b>1</b>	<b>21.099</b>
2	48.228
3	69.326

Tabla 4.8: Potencia total entregada por los calentadores de agua al circuito SX-EW.

Por lo tanto, en la tabla 5.2 se da a conocer el balance de energía el circuito SX-EW, utilizando un calentador de agua.

DESCRIPCIÓN		$\frac{MJ}{h}$
ENTRADA DE CALOR	TRANSFO-RECTIFICADORES DE CORRIENTE	113.763
	CALENTADORES DE AGUA (1)	21.099
	<b>TOTAL ENTRADAS</b>	<b>134.862</b>
SALIDA DE CALOR	ESTANQUE DE ELECTROLITO RICO	24,2
	ESTANQUE DE RECIRCULACIÓN	855,2
	FILTROS DE ELECTROLITO RICO	44,1
	PROCESO DE ELECTRODEPOSITACIÓN	67.596,2
	CELDS DE EW	6.358,3
	SX	67.044,8
	AGUA CALIENTE	3.461
	<b>TOTAL SALIDAS</b>	<b>145.384</b>
<b>BALANCE GLOBAL</b>	<b>ENTRADAS-SALIDAS</b>	<b>-10.522</b>

Tabla 5.2: Resumen balance energético en el circuito SX-EW, utilizando un calentador de agua.

Al utilizar un calentador de agua, el electrolito comercial que ingresa a la nave, va descendiendo de los 48°C de un comienzo, a aproximadamente 45°C.

Al realizar el balance energético, trabajando con un calentador de agua, existe un déficit de energía, lo cual provoca un descenso en las temperaturas del electrolito en el circuito SX-EW. Esto provoca que las pérdidas de energía sean menores en algún punto del proceso.

La figura 5.2 da a conocer todas las entradas y salidas de energía en el circuito SX-EW identificando las temperaturas del electrolito rico y pobre en las principales partes del proceso.

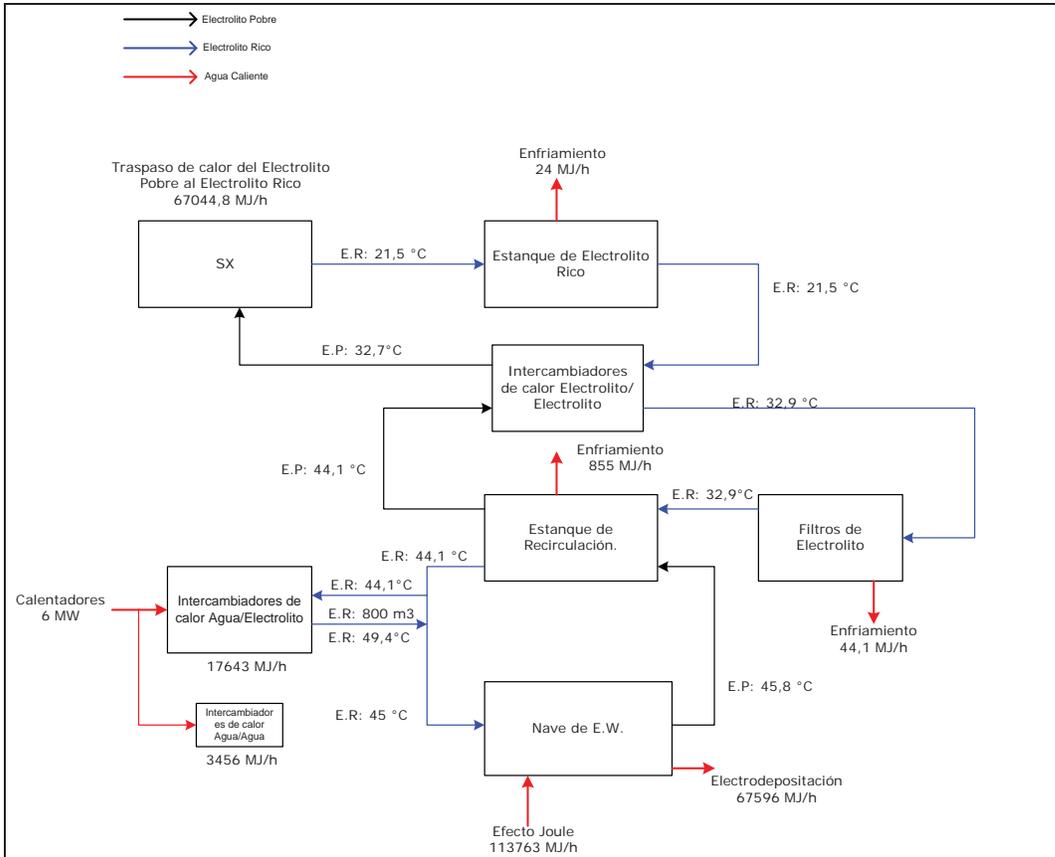


Figura 5.2: Diagrama de bloques del circuito SX-EW trabajando con un calentador de agua.

### **5.2.3- EFECTOS PROVOCADOS UTILIZANDO UN CALENTADOR DE AGUA EN EL PROCESO.**

#### **➤ Descenso en la Temperatura del Electrolito Comercial a la Entrada de la Nave de Electroobtención.**

Como se dio a conocer en el balance de energía anterior, el utilizar un solo calentador de agua, provoca un déficit de energía en el sistema, lo cual provoca un descenso en la temperatura del electrolito. El trabajar con dos calentadores de agua, la temperatura de ingreso del electrolito comercial a la Nave de EW es aproximadamente de 48°C, en cambio, al trabajar con un calentador de agua, la temperatura de ingreso es aproximadamente de 45°C.

Cabe destacar que estos datos de temperatura corresponden al trabajar con una intensidad de corriente de 33 [kA] y son extraídos del P.I. System, programa que maneja los datos de operación de Minera Gaby.

#### **➤ Calidad Catódica.**

Al trabajar con bajas temperaturas puede afectar a la calidad química de los cátodos obtenidos de EW, donde aumenta la concentración de azufre en los cátodos. La concentración máxima permitida de azufre en los cátodos grado A, cátodo electroobtenido de mayor calidad, es de 9 ppm.

En la figura 5.3, se observa que el efecto provocado al trabajar con temperaturas relativamente inferiores a la recomendada (46°C). Afecta la concentración de azufre en los cátodos, pero esta sigue dentro de los límites permitidos.

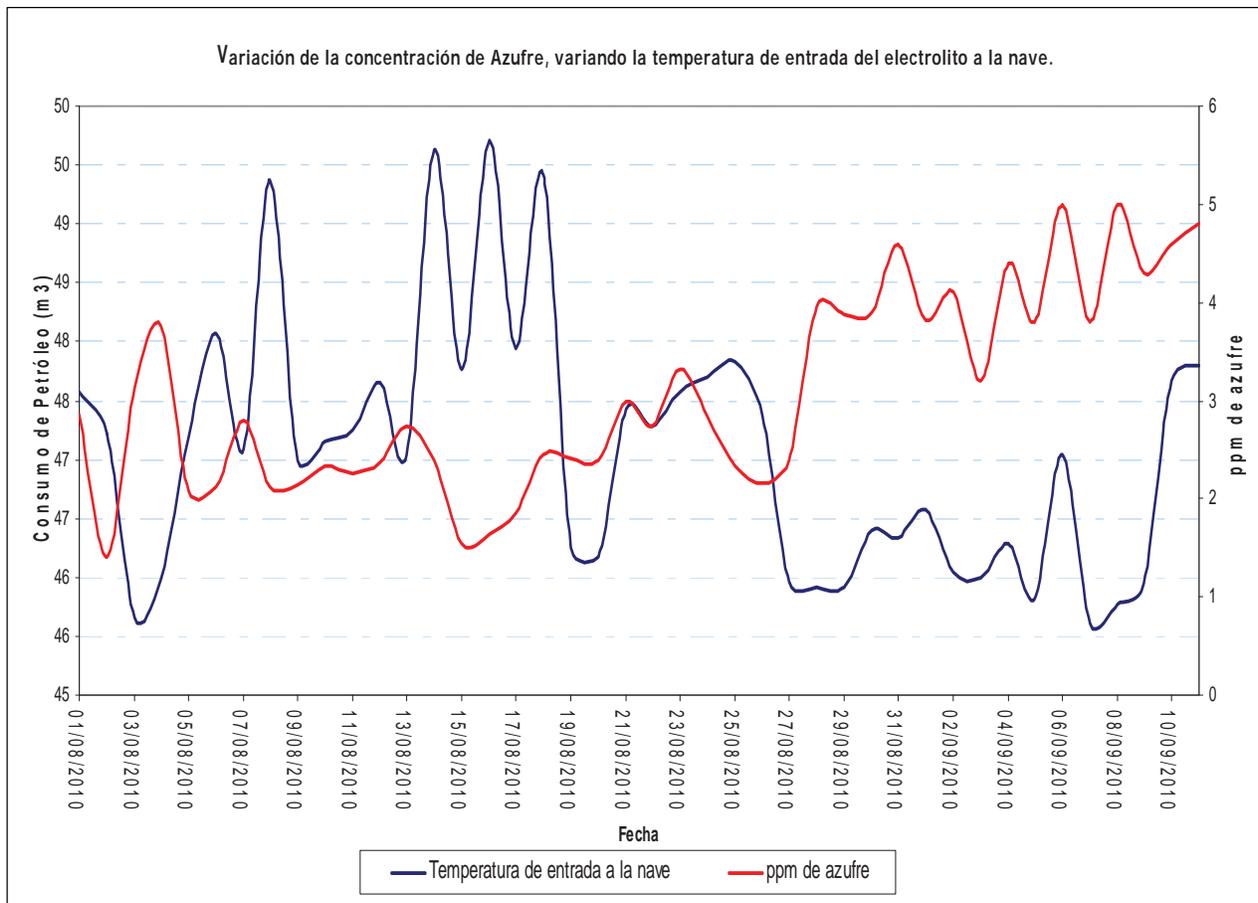


Figura 5.3: Gráfico de concentración de azufre en los cátodos, variando la temperatura del electrolito comercial a la entrada de la Nave de EW.

➤ **Ahorro de Combustible.**

Realizando los balances de energía con uno y dos calentadores de agua, se pudo apreciar que había un déficit y un exceso de energía respectivamente. El trabajar con dos calentadores de agua significó que se desperdiciarán aproximadamente  $11183 [MJ/h]$ . Toda esta energía perdida a la atmósfera, corresponde única y exclusivamente a los calentadores de agua, ya que, la otra entrada de calor, que corresponde a los transfo-rectificadores de corriente, utiliza casi toda su energía en el proceso de electrodeposición del cobre y en aumentar la temperatura del electrolito en la nave. La pérdida de eficiencia de la energía entregada por los transfo-rectificadores se ve demostrada en las reacciones no deseadas que ocurren en el proceso de electroobtención.

Entonces, como la energía perdida corresponde a los calentadores de agua. Se puede determinar la cantidad de petróleo desperdiciado realizando un balance de energía en estos equipos.

El combustible perdido en el circuito, corresponde al calor perdido en el circuito. Entonces, para evaluar el flujo de combustible que se utiliza para obtener un determinado flujo calórico, se utiliza la siguiente relación.

$$Q_{\text{calentadores}} = f_c \times \delta_c \times C_c \quad \text{ECUACIÓN 5,1}$$

$Q_{\text{calentadores}}$  : Flujo calórico entregado por los calentadores de agua en  $[MJ/h]$ .

$f_c$  : Flujo de petróleo en  $[m^3/h]$ .

$\delta_c$  : Densidad del petróleo en  $[kg/m^3]$ .

$C_c$  : Capacidad calorífica del petróleo en  $[kJ/kg]$ .

La tabla 5.3, da a conocer los datos de operación para la determinación del flujo de petróleo.

$Q_{\text{calentadores}}$	11.183 $[MJ/h]$
$\delta_c$	850 $[kg/m^3]$
$C_c$	45.727 $[kJ/kg]$

Tabla 5.3. Datos de operación del Petróleo Diesel 2, utilizado en los calentadores de agua.

Utilizando **dos calentadores de agua**, el flujo de petróleo perdido es el siguiente.

$$f_c = 0,29 \left[ \frac{m^3}{h} \right] = 208,8 \left[ \frac{m^3}{mes} \right]$$

Como se muestra el resultado de la ecuación 5.1, se pierden aproximadamente 209  $[m^3/mes]$  de petróleo al utilizar dos calentadores de agua, todos los días en un mes. Mirándolo de otro punto de vista, se puede ahorrar un determinado volumen de petróleo, utilizando un calentador de agua. Pero si se utiliza un calentador de agua, no se logra el requerimiento energético necesario, para que el sistema SX-EW, trabaje con la temperatura del electrolito adecuada.

#### 5.2.4- PROPUESTA DE SISTEMA DE TRABAJO.

Quedó claro que no se puede trabajar con dos calentadores de agua, porque es mucha la pérdida de petróleo que existe durante el mes. Pero también, no se puede trabajar con un solo calentador, porque no cumple el requerimiento energético que exige el circuito SX-EW. Por lo tanto, es necesario que se matice la utilización de estos equipos durante el día. Por lo que se propone trabajar con un calentador de agua durante el turno de día y dos calentadores durante el turno de noche. Cabe destacar que todos los balances fueron hechos en base a una temperatura promedio anual de 20° C, por lo que trabajar con un calentador durante el día es correcto según los balances térmicos realizados con anterioridad. Pero como en la noche la temperatura ambiental desciende, se necesitan dos calentadores para cumplir con los requerimientos del sistema.

La tabla 5.4 muestra un balance de energía utilizando dos calentadores de agua, durante el turno B, donde la temperatura ambiente desciende hasta casi 0°C.

DESCRIPCIÓN		$\frac{MJ}{h}$
ENTRADA DE CALOR	TRANSFO-RECTIFICADORES DE CORRIENTE	113.763
	CALENTADORES DE AGUA (2)	48.228
	<b>TOTAL ENTRADAS</b>	<b>161.991</b>
SALIDA DE CALOR	ESTANQUE DE ELECTROLITO RICO	253
	ESTANQUE DE RECIRCULACIÓN	1.671,2
	FILTROS DE ELECTROLITO RICO	117,3
	PROCESO DE ELECTRODEPOSITACIÓN	67.596,2
	CELDAS DE EW	6.358,3
	SX	71.366,2
	AGUA CALIENTE	7.900
	<b>TOTAL SALIDAS</b>	<b>155.262</b>
<b>BALANCE GLOBAL</b>	<b>ENTRADAS-SALIDAS</b>	<b>6.729</b>

Tabla 5.4: Resumen balance energético en el circuito SX-EW, utilizando dos calentadores de agua, con una temperatura ambiente de 0°C.

La figura 5.4 da a conocer todas las entradas y salidas de potencia calorífica en el circuito SX-EW identificando las temperaturas del electrolito rico y pobre en las principales partes del proceso, utilizando dos calentadores de agua y a una temperatura ambiente 0°C.

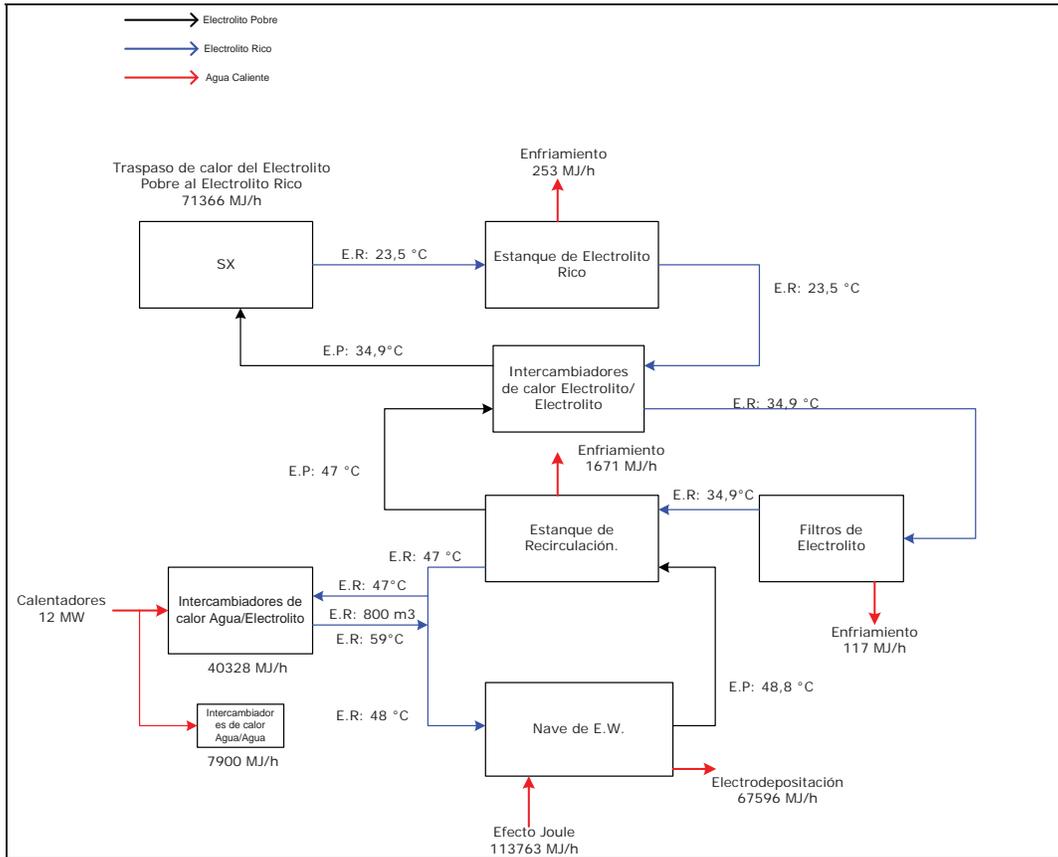


Figura 5.4: Diagrama de bloques circuito SX-EW, utilizando dos calentadores de agua a una temperatura ambiente de 0°C.

La tabla 5.5, detalla el balance global durante el turno A, que comprende desde las 8:00 horas hasta las 20:00 horas, y el turno B, que comprende desde las 20:00 horas hasta las 8:00.

DESCRIPCIÓN	FLUJO DE CALOR $[MJ/h]$	TIEMPO (H)
Balance Turno A	-10.552	12
Balance Turno B	6.729	12
<b>Balance día</b>	<b>-3.823</b>	<b>24</b>

Tabla 5.5: Balance energético durante un día de 24 horas, utilizando un calentador en el turno A y dos calentadores en el turno B.

Como se puede observar en el balance de energía en un día completo (Turno A + Turno B), hay un déficit de energía, por lo que se recomienda trabajar con dos calentadores de agua durante algunas horas en el turno A, para así, llegar a un equilibrio energético.

Luego de realizar una serie de cálculos, la tabla 5.6 muestra el nuevo y definitivo balance de energía en el circuito SX-EW, utilizando 1 calentador de agua durante 9 horas del turno A y 2 calentadores utilizados en 15 horas de una mezcla de los dos turnos, 12 horas del turno B y 3 horas del turno A se obtiene el siguiente resultado:

DESCRIPCION	FLUJO DE CALOR $[MJ/h]$	TIEMPO (H)	BALANCE DE ENERGIA $[MJ]$	Horario de funcionamiento
Balance Turno A (1calentador)	-10.552	9	-94.968	10:00 – 19:00
Balance Turno B (2 calentadores)	6.729	15	100.935	19:00 – 10:00
Balance Global Dia		24	5.967	

Tabla 5.6: balance de energía definitivo durante el turno A y B.

El balance de energía es de  $5.967 [MJ]$  durante un día completo, lo que equivale a un flujo de calor de  $248,6 [MJ/h]$ , Lo cual es bastante cercano al equilibrio deseado.

Por lo tanto, se propone trabajar con un calentador de agua, desde las 10:00 horas de la mañana hasta las 19:00 horas de la tarde y trabajar con dos calentadores desde las 19:00 horas de la tarde hasta las 10:00 horas de la mañana. Así, obtendremos un menor gasto de combustible al mes. Comparando los  $11.183 [MJ/h]$  que se perdían al utilizar dos calentadores de agua con los  $248,6 [MJ/h]$  que se pierden al utilizar 2 calentadores durante 15 horas en el turno A, incluyendo 3 horas del turno B y utilizando un calentador de agua durante 9 horas del turno B.

La tabla 5.7 da a conocer la energía utilizada trabajando con la modalidad antes descrita.

Numero de Calentadores	Tiempo de utilización	Potencia Utilizada	Energía utilizada durante los periodos que funcionan
1 Calentador	9 [h]	21.099 [MJ/h]	189.891 [MJ]
2 Calentadores	15 [h]	48.228 [MJ/h]	723.420 [MJ]

Tabla 5.7: Energía utilizada al trabajar con 1 calentador durante 9 horas y dos calentadores durante 15 horas.

- Entonces la energía total utilizada en un periodo de 24 horas es de: **913.311 [MJ]**.
- Por lo que la potencia promedio diaria es de: **38.054,6 [MJ/h]**.

Para determinar el consumo de petróleo óptimo al día y al mes, utilizaremos nuevamente la ECUACIÓN 5.1.

$$Q_{calentadores} = f_c \times \delta_c \times C_c$$

Por lo tanto se tiene que el consumo de petróleo óptimo en un día completo es de:

$$f_c = 0,98 \left[ \frac{m^3}{h} \right] = 23,5 \left[ \frac{m^3}{día} \right]$$

Y el consumo de petróleo ideal en un mes es el siguiente:

$$f_c = 705 \left[ \frac{m^3}{mes} \right]$$

La figura 5.5 muestra el gráfico de consumo de petróleo desde enero del 2009 a diciembre del 2010 versus el consumo de petróleo ideal calculado previamente.

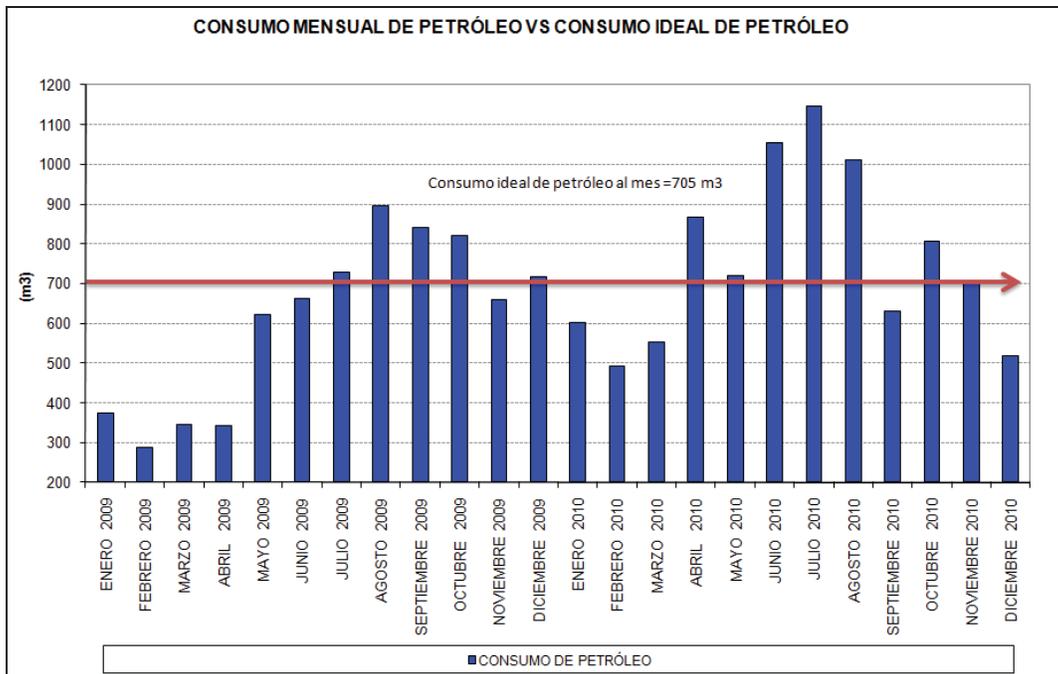


Figura 5.5: Consumo de petróleo del 2009 y 2010 vs consumo de petróleo ideal.

Al utilizar esta metodología, mejora notablemente el equilibrio del consumo de petróleo en los calentadores de agua. Esto lleva a mejorar también los gastos realizados para adquirir este insumo.

En el próximo capítulo se mostrará la cantidad de dinero que se ahorra al utilizar la nueva modalidad de trabajo.

## 6- EVALUACIÓN ECONÓMICA.

En este capítulo se analizará la variación del gasto que se realiza por el petróleo Diesel 2. Se observará cuánto dinero se puede ahorrar implementando la nueva metodología de trabajo comparado a como se utilizaban los calentadores anteriormente. También se variará el precio del petróleo y las consecuencias que esto trae a la economía de la empresa.

El precio del petróleo en octubre del 2010 es de  $661,7 [US\$/m^3]$

La tabla 6.1 da a conocer los consumos de petróleo y sus respectivos gastos en el año 2010. Cabe destacar que los cálculos de todos los meses se hicieron con el precio del petróleo de octubre del 2010.

MES	CONSUMO DE PETRÓLEO $[m^3]$	GASTO EN COMBUSTIBLE $[US\$/mes]$
ENERO	601	397.682
FEBRERO	493	326.218
MARZO	553	365.920
ABRIL	867	573.694
MAYO	720	476.424
JUNIO	1054	697.432
JULIO	1147	758.970
AGOSTO	1011	668.979
SEPTIEMBRE	632	418.194
OCTUBRE	806	533.330
<b>NOVIEMBRE</b>	<b>705</b>	<b>466.499</b>
DICIEMBRE	518	342.761

Tabla 6.1: Consumos de petróleo de todos los meses del 2010, incluyendo el gasto realizado por este insumo.

Se puede observar que en noviembre del 2010 se cumple con el consumo ideal.

En el capítulo anterior se concluyó que el consumo de petróleo ideal mensual es de  $705 [m^3/mes]$ . Por lo que el gasto apropiado en combustible debería ser de  $466.499 [US\$/mes]$

En el capítulo 4, se observó mediante el balance de energía que la potencia total desperdiciada en el circuito SX-EW, utilizando dos calentadores de agua, es de  $11.183 [MJ/h]$ . Si esta potencia es solo producto de la energía producida por los calentadores de agua, el combustible usado para tener dicha cantidad de potencia es

de  $208,8 [m^3]$ . Si el precio del combustible es  $661,7 [US\$/m^3]$ , entonces se gasta  $138.163 US\%$  extras en este insumo. En cambio, al utilizar dos calentadores durante 15 horas y un calentador durante 9 horas el balance de energía, como se propuso en capítulo anterior, el balance de energía total del circuito SX-EW da como resultado  $248,6 [MJ/h]$ , el combustible usado para tener dicha cantidad de potencia es de  $4,6 [m^3]$ . Si el precio del combustible, al que en el caso anterior, es de  $661,7 [US\$/m^3]$ , el gasto por el exceso de combustible es de  $3.043 US\%$ . La diferencia entre utilizar dos calentadores las 24 horas a utilizar 2 calentadores por 15 horas y 1 calentador por 9 horas durante el transcurso de todo un mes es de  $135.120 US\%$  ahorrados.

La tabla 6.2 resume la diferencia de gastos utilizando las dos modalidades de trabajo.

NUMERO DE CALENTADORES	POTENCIA PERDIDA. $[MJ/h]$	COMBUSTIBLE SOBREUTILIZADO $[m^3]$	GASTO ADICIONAL EN COMBUSTIBLE $[US\%]$
2 calentadores	11.183	208,8	138.163
2 calentadores (15 horas) 1 calentador (9 horas)	248,6	4,6	3.043
		<b>Diferencia</b>	<b>135.120</b>

Tabla 6.2: Diferencia de gastos en combustible entre usar dos calentadores todo el día a utilizar dos calentadores durante 15 horas y un calentador durante 9 horas.

A continuación, se muestran dos gráficos que representan la variación de gastos en combustible, variando el precio de este insumo mensual, es decir, en octubre del 2010 el precio del combustible es  $661,7 [US\$/m^3]$ , entonces qué pasará con el gasto mensual de combustible si varía su precio por metro cúbico. También se presenta un gráfico que muestra la variación del gasto de combustible a distintos consumos de petróleo que pueden existir en un año, es decir, si el consumo ideal es  $705 [m^3/mes]$ , que pasará si el consumo de combustible es mayor o menor.

La figura 6.1, representa al gráfico que muestra la variación del gasto en combustible con respecto al cambio en precios del petróleo por metro cúbico.

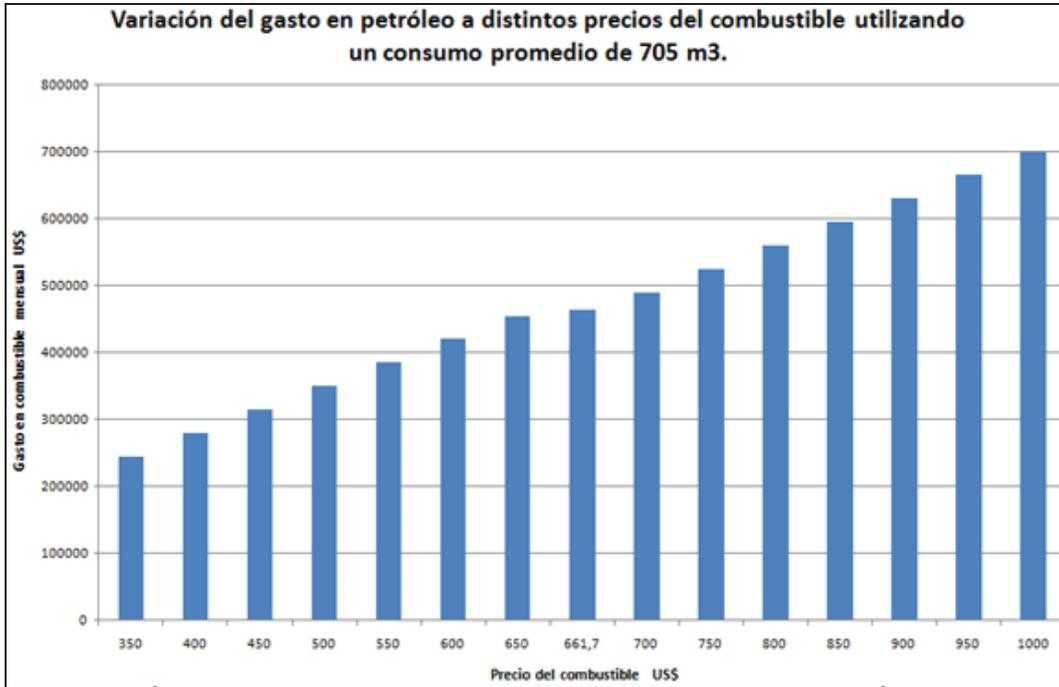


Figura 6.1: Variación del gasto en combustible con respecto al cambio en los precios del petróleo por metro cúbico.

La figura 6.2, representa al gráfico que muestra la variación del gasto en combustible con respecto al cambio en los consumos mensuales de petróleo.

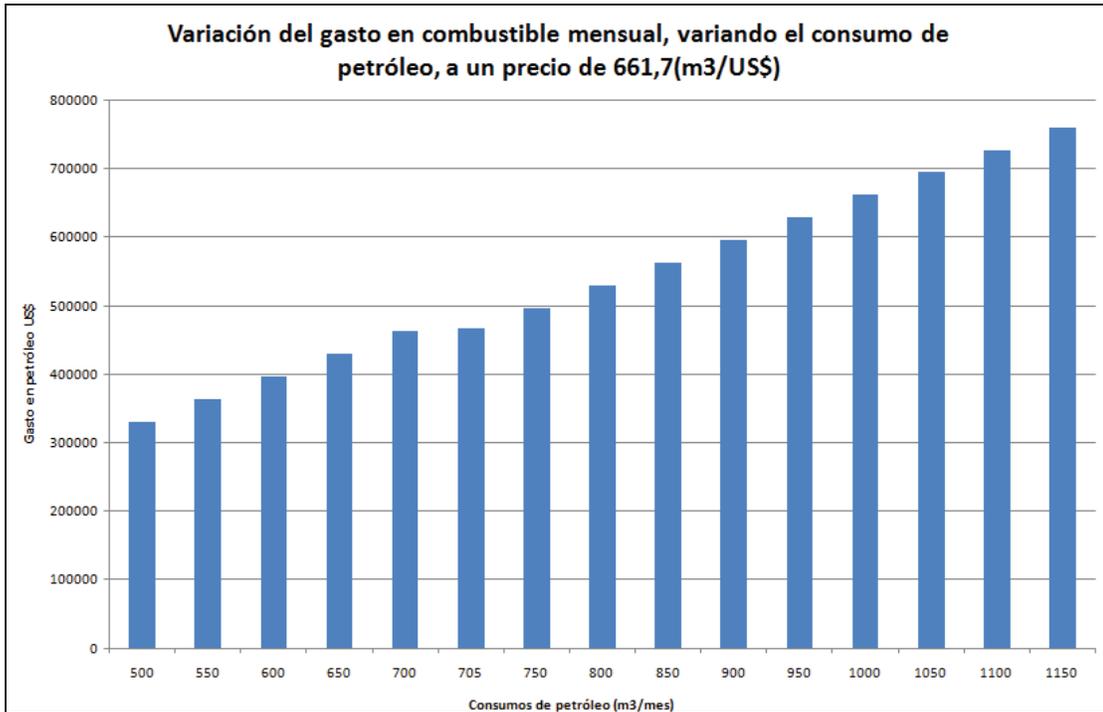


Figura 6.2: Variación del gasto en combustible con respecto al cambio en los consumos de petróleo mensuales.

## 7- CONCLUSIONES.

- 1- Luego de haber realizado el balance de energía utilizando dos calentadores de agua, se obtuvo como resultado una potencia calorífica que se desperdiciaba de  $11.183 [MJ/h]$ . Luego se realizó un balance global de energía utilizando solo un calentador de agua para todo el circuito, esta operación dio como resultado un déficit de potencia en el sistema de  $-10.552 [MJ/h]$ . Este déficit de potencia lleva a la disminución progresiva en la temperatura del electrolito comercial entrante a la nave de EW. Por lo tanto, se hizo una propuesta de modificación, la cual incluía trabajar con un calentador de agua durante el turno A y dos calentadores de agua durante el turno B. El trabajar con dos calentadores en el turno B, es porque la temperatura en el desierto durante la noche es alrededor de  $0^{\circ}C$ . Entonces, el resultado de trabajar con un calentador de agua durante el turno A y dos calentadores de agua en el turno B es de  $-3.823 [MJ/h]$ , lo cual también lleva a un déficit de energía y una baja en la temperatura del electrolito. Finalmente se propuso trabajar con **un calentador durante 9 horas, estas 9 horas comienzan desde las 10:00 horas del turno A hasta las 19:00 horas del mismo turno, y comenzar a trabajar con dos calentadores de agua durante 15 horas, comenzando a las 19:00 horas del turno A, pasando por todo el turno B y terminando a las 10:00 horas del turno A**, lo que provoca una potencia desperdiciada de  $248,6 [MJ/h]$  .
- 2- Antes de comenzar a trabajar con la nueva modalidad, los **consumos de petróleo** eran muy desiguales, en algunos llegando a superar los  $1.100 [m^3/mes]$ , pero al trabajar con lo propuesto, el **consumo ideal de combustible es de  $705 [m^3/mes]$**
- 3- Esta nueva modalidad de trabajo trae consigo un gran ahorro en combustible. Al trabajar con los dos calentadores de agua, el **combustible desperdiciado** era alrededor de  $208,8 [m^3/h]$ . En cambio al trabajar con la nueva modalidad, el **combustible perdido en un mes puede llegar a la cantidad de  $4.6 [m^3/h]$** .

- 4- En julio del 2010, se consumieron alrededor **1.147**  $[m^3/mes]$  de petróleo, y si el precio del petróleo en esa fecha rondaba los **661,7**  $[US\$/m^3]$ , el gasto en combustible durante ese mes fue de **758.970**  $[US\$/mes]$ . En cambio, al trabajar con la nueva propuesta, se logra que el consumo de combustible mensual sea de **705**  $[m^3/mes]$ , y el gasto en este insumo sería de **466.499**  $[US\$/mes]$ , lo cual provoca un ahorro de **291.471**  $[US\$/mes]$ . Ahora, si se trabaja con dos calentadores durante todo el mes, el consumo de petróleo es alrededor de **893**  $[m^3/mes]$  y el gasto en combustible es de **590.898**  $[US\$/mes]$ . Por lo que el ahorro entre usar dos calentadores todo el mes y utilizar la nueva propuesta provoca es de **124.399**  $[US\$/mes]$ .

## 8- BIBLIOGRAFÍA.

- 1- Extracción por Solventes. Documento área húmeda. 2008. Minera Gaby S.A.
- 2- Patio Estanques. Documento área húmeda. 2008. Minera Gaby S.A.
- 3- Electroobtención. Documento área húmeda. 2008. Minera Gaby S.A.
- 4- Criterios de diseño. Documento área húmeda. Minera Gaby S.A.
- 5- Packing del filtro de electrolito. Manual de operación y mantención. 2008. Minera Gaby S.A.
- 6- Balance de Energía Circuito SX-EW en Radomiro Tomic. Christian Hecker, Manuel Martínez, Cesar Garrido. 2003.
- 7- Metallurgical Problems. Allison Butts. Segunda Edición, páginas 414 y 419, tablas de calores de formación. Metallurgy and Metallurgical Engineering Series.
- 8- Procesos de Transferencia de Calor. Donald Kern. Trigésima primera impresión. 1999. Editorial CECSA.
- 9- Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química. Smith, Van Ness, Abott. Quinta Edición. Editorial Mc Graw Hill
- A- Material Audiovisual de la Planta. 2008. Minera Gaby S.A.

## **ANEXO 1: PROCESO PRODUCTIVO MINERA GABY.**

El proceso productivo de Minera Gaby consta de:

- Mina.
- Chancado.
- Acidificación.
- Lixiviación.
- Extracción por solventes.
- Electroobtención.

- **MINA.**

La operación de la mina consiste en:

- Perforación,
- Tronadura,
- Carguío,
- Transporte,
- Movimiento de tierras y
- Chancado primario.

Para tales operaciones se utilizan los siguientes equipos principales.

- Perforadora eléctrica Bucyrus 49 HR.
- Perforadora diesel Bucyrus 39 HR.
- Pala Bucyrus 495 HR.
- Cargador frontal Letorno L1850.
- Camiones autónomos Komatsu 930 E.

Minera Gaby es una de las primeras mineras en trabajar con camiones autónomos Komatsu 930E, que son controlados por medio de GPS.

La figura A1.1 muestra los camiones autónomos Komatsu 930E, utilizados en la Mina de Gaby.



Figura A1.1: Camiones autónomos Komatsu 930E utilizados en la Mina.

El mineral proveniente de la mina a rajo abierto es transportado los camiones autónomos, de 300 toneladas de capacidad, hasta la plataforma de recepción de mineral grueso. Posteriormente el camión descarga el mineral en el buzón de recepción de mineral grueso de capacidad de 600 toneladas vivas de mineral como se puede apreciar en la figura A1.2.



Figura A1.2: Descarga de material desde camión autónomo al buzón de recepción de mineral grueso.

Si hay rocas de tamaño excesivo, el pica rocas las quiebra o reordena. El mineral es descargado y triturado por el chancador primario, este chancador es de tipo giratorio y es capaz de procesar un flujo de  $7.846 [Ton/h]$ . El mineral reducido es descargado en el buzón regulador de capacidad para  $600 [Ton]$  vivas. En este buzón se ha dispuesto un sistema de captación de polvos mediante un ventilador de tiro inducido. El buzón regulador descarga el mineral chancado sobre el alimentador de descarga del chancador primario, este alimentador es de velocidad variable controlada por el nivel al interior del buzón regulador y cuenta en su descarga con un electroimán y sistema de abatimiento de polvo. El alimentador de descarga entrega el mineral sobre la correa de alimentación que descarga en el sector de acopio de mineral grueso de capacidad de  $56.000 [Ton]$  vivas para abastecer el siguiente proceso. El mineral acopiado es extraído desde su parte interior mediante cuatro alimentadores de correa de velocidad variable. Sobre cada uno de estos alimentadores se ha dispuesto un electroimán para la captura de elementos metálicos y de un sistema de abatimiento de polvo mediante una neblina seca aplicada sobre los alimentadores. Los alimentadores en grupos de dos, descargan el mineral sobre las respectivas correas de alimentación del proceso de chancado secundario.

- **CHANCADO.**

La operación de chancado consiste en:

- Harneado secundario.
- Chancado secundario.
- Harneado terciario.
- Chancado terciario.

Las correas alimentadoras de mineral hacia los chancadores secundarios, poseen pesómetros para determinar y controlar el tonelaje de mineral alimentado a los harneros secundarios y detectores de metales para detener el ingreso de metales que puedan dañar los equipos en el proceso siguiente. Las correas de alimentación descargan el mineral en los harneros secundarios de 12x24 [pies], con mallas de protección superiores de 125 [mm] y mallas inferiores de corte de 50 [mm] en donde se dispone de instrumentación que permite monitorear sus velocidades de vibración con el objetivo de proteger estos equipos. El mineral de sobre tamaño es dirigido a los chancadores secundarios en donde es reducido mediante el giro excéntrico de un cono interno, el mineral de bajo tamaño de los harneros secundarios es descargado directamente sobre las correas de alimentación de velocidad variable al proceso de chancado terciario. El mineral transportado al proceso de chancado terciario es descargado en los buzones de carga de capacidad de almacenamiento de 282 [Ton] , con un tiempo de residencia de mineral de 7 [min], sobre estos buzones también se ha dispuesto de un sistema de captación de polvos. El mineral almacenado es descargado sobre los harneros terciarios de 12x24 [pies] con mallas de protección superiores de 30 [mm] y mallas inferiores de corte de 17 [mm]. El mineral sobretamaño es derivado a los chancadores terciarios en donde es reducido y descargado sobre la correa colectora de chancado terciario, mientras el mineral de bajo tamaño de los harneros se descarga directamente sobre la correa colectora de harneado terciario. Estas correas transportan el mineral fino para su almacenamiento. Ambas correas descargan sobre la correa colectora de chancado terciario, la que descarga el mineral en el sistema automático de muestreo y desde aquí hacia la correa de alimentación del silo de finos. El mineral proveniente del proceso de chancado terciario es recibido en la correa de alimentación al silo de finos. El silo de mineral fino compuesto de dos

compartimientos de capacidad para almacenar 1.150 [Ton] vivas de mineral en cada uno. Los alimentadores de correa alimentan a dos correas de alimentación, las cuales descargan el mineral en tambores de acidificación.

- **ACIDIFICACIÓN.**

Dentro de los tambores, el mineral fino recibe una lluvia de ácido sulfúrico concentrado y agua con el objeto de comenzar la sulfatación del cobre y lograr un mineral aglomerado y homogéneo con un tiempo de residencia de 38 segundos de baja adherencia a los medios de transporte y que no se destruya fácilmente. Estos tambores tienen un ángulo de inclinación variable entre 8 y 10°. El mineral es descargado sobre la correa colectora de mineral acidificado, el cual alimenta a la correa de traspaso, que transporta el mineral a la correa de alimentación del puente apilador. El puente apilador deposita el mineral formando pilas de lixiviación.

En la figura A1.3 se muestra el interior de los tambores acidificadores, donde se le agrega ácido sulfúrico al material fino proveniente del chancado.

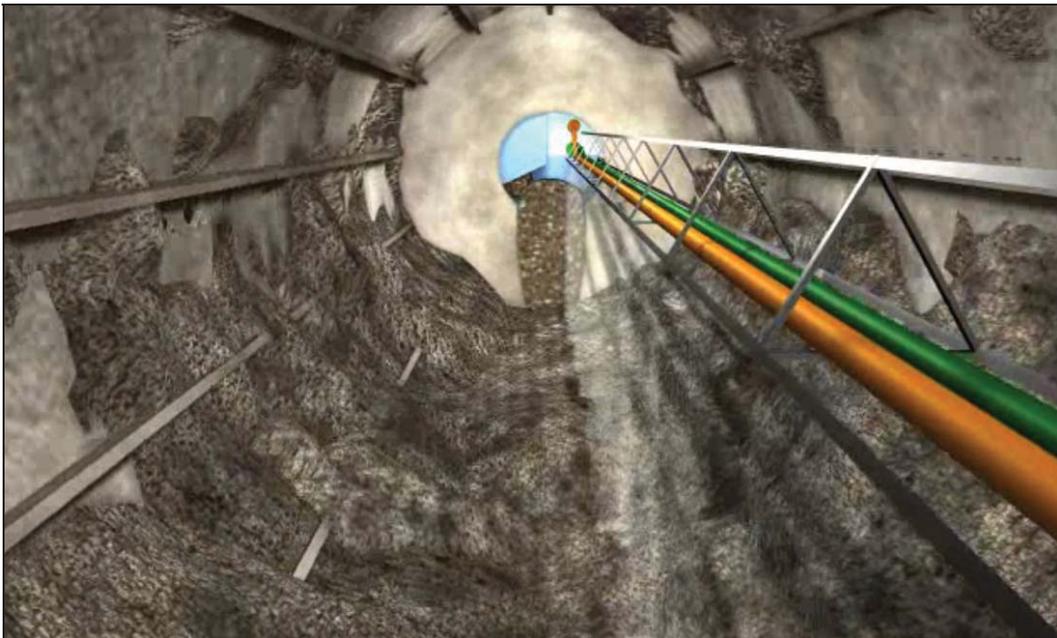


Figura A1.3: Interior de los tambores acidificadores.

En la figura A1.4 se muestra el puente apilador, el cual destina el material acidificado a formar las pilas de lixiviación.



Figura A1.4: Puente apilador formando la pila de lixiviación.

- **LIXIVIACIÓN.**

El mineral de óxido de cobre es lixiviado en pilas dinámicas ocupándose dos canchas rectangulares paralelas, dichas cachas tienen un largo total de  $870[m]$  y un ancho total de  $394[m]$  para formar un área disponible de apilamiento de  $607.240[m^2]$ . La figura A1.5 muestra las pilas de lixiviación, utilizadas para obtener una solución de sulfato de cobre.

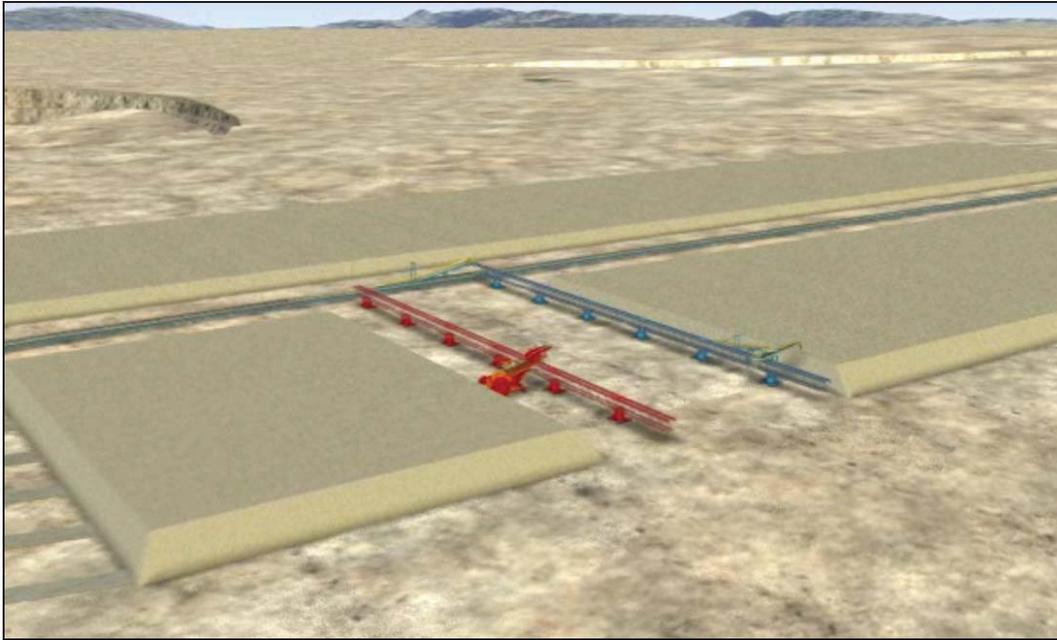


Figura A1.5: Pilas de Lixiviación de Minera Gaby S.A.

Las pilas son regadas mediante goteros y aspersores en forma combinada, por lo que cada módulo de operación cuenta con tuberías de riego. Las pilas son divididas en 68 módulos cada una, de  $23,5 \times 380 [m]$  y una altura de  $6 [m]$  y cada módulo contiene una salida que por intermedio de una cañería permite dirigir el drenaje a una u otra canaleta de PLS, ya en la segunda etapa se dirigen flujos de módulos hacia ILS. El sistema de lixiviación opera solo mediante riego con refino proveniente del área de extracción por solventes. El área de lixiviación cuenta con una piscina de refino, la cual con bombas verticales se realiza el riego a las pilas dinámicas cuya capacidad es de  $18.000 [m^3]$ . En la fase 1 del proyecto, el PLS, producto final de la lixiviación primaria, fue almacenado en una piscina desarenadora cuya capacidad es de  $12.000 [m^3]$  y posteriormente esta por rebose llega a la piscina de PLS de capacidad de  $35.000 [m^3]$ . En la fase 2, se cuenta con una nueva piscina desarenadora y otra de PLS de características similares a las anteriores. Estas piscinas alimentan por gravedad a los trenes A y B de SX. Además tienen una recirculación hacia la piscina de refino para reajuste de concentración de la solución lixivante. Una vez agotado el contenido de cobre en la pila, se procede a retirar los rípos lixiviados en ésta para su descarte en botaderos. Un recuperador móvil montado sobre orugas, tipo rotopala, comienza a extraer los rípos lixiviados desde la pila agotada.

En la figura A1.6 se muestra como la rotopala retira el material lixiviado.



**Figura A1.6: Rotopala utilizada para retirar el mineral lixiviado.**

Este recuperador entrega su carga de ripios sobre una correa recuperadora, que a su vez descarga los ripios sobre el carro de alimentación que entrega su carga sobre la correa colectora móvil. Esta correa entrega los ripios al carro de alimentación en la correa colectora, que descarga sobre una correa de traspaso, en donde hay un pesómetro en su cabezal de descarga. Esta correa de traspaso lleva los ripios mediante la correa desplazable hasta el puente apilador de ripios sobre orugas cuyos equipos secundarios se encargan de construir los botaderos de ripios. El apilador radial de ripios, Sprader, es un equipo típico que permite esparcir el material retirado de las pilas de lixiviación en el botadero de ripios. Para cumplir esta función el equipo es autopropulsado y con la ayuda de dos correas transportadoras, la de recepción y la de descarga, permite por intermedio de un giro relativo entre ambas utilizar al máximo el área de esparcido sin tener que trasladarse en forma permanente.

- **EXTRACCIÓN POR SOLVENTES.**

En la planta de extracción por solventes se desarrolla la operación que transfiere selectivamente cobre desde las soluciones impuras provenientes de lixiviación, hacia el electrolito que abastece la planta de electroobtención.

En la figura A1.7 se muestra los edificios de la etapa de extracción por solventes, a la derecha se ubica el tren A y a la izquierda el tren B.



Figura A1.7: Edificios y equipos encargados de realizar la etapa de SX.

El mecanismo de transferencia selectiva es el intercambio iónico líquido. La planta de extracción por solventes de Minera Gaby, está diseñada y construida por Bateman, utilizando tecnología de flujo reverso. El diseño incluye 2 trenes, A y B. Cada uno tiene una configuración de 2 etapas de extracción, 2 etapas de re-extracción y una de lavado. Además cada tren cuenta con su propio estanque de orgánico cargado. En las etapas A y B de extracción, el PLS es procesado en contracorriente con orgánico descargado. El PLS es alimentado a la etapa E1, donde es procesado con el orgánico proveniente de la etapa E2. Al concluir esta etapa de tratamiento, el orgánico ingresa al estanque de orgánico cargado, de aquí el orgánico se envía a la etapa de lavado. En tanto que el acuoso descargado o refino es enviado a la piscina de refino. La planta está diseñada para tratar un flujo de PLS de  $1.750 [m^3/h]$  por tren, con una concentración de PLS de  $6,6 [g/l]$  de cobre. La eficiencia de extracción de cobre en la planta es de 90%, la cual transfiere  $499 [TonCu/d]$ . Cada etapa de un tren consiste en

tres estanques mezcladores cilíndricos y un decantador de diseño flujo reverso, tal como se puede apreciar en la figura A1.8. La parte inferior de la imagen muestra los tres mezcladores y la superior muestra el exterior de los decantadores de cada fase.

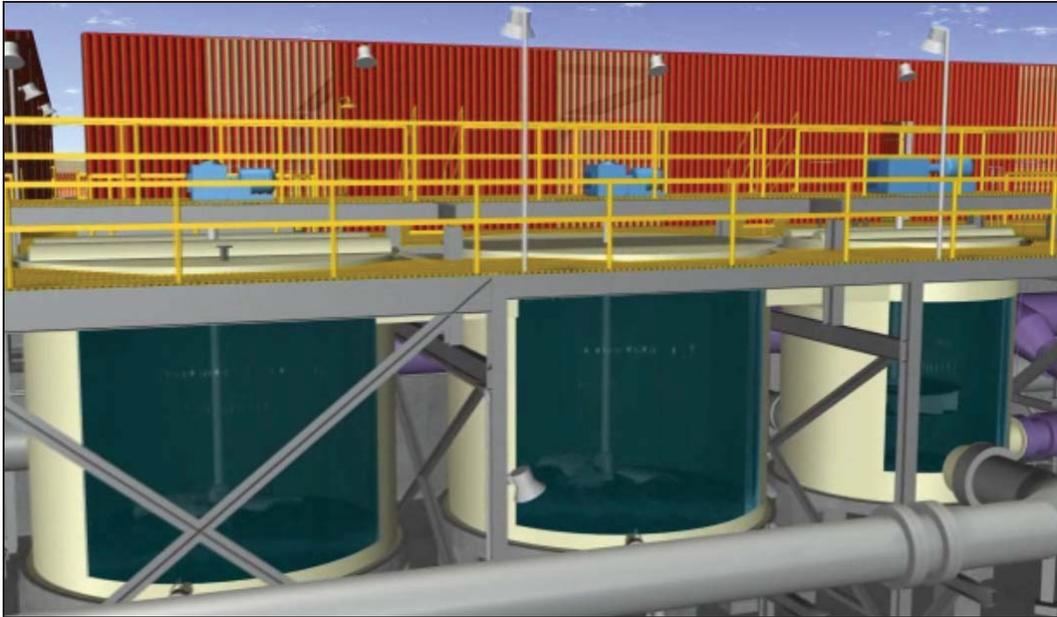


Figura A1.8: Mezcladores y exterior de decantadores de cada etapa de SX.

En cada etapa el orgánico y el acuoso ingresan por el primer mezclador y la mezcla se completa y ajusta en los mezcladores siguientes para ser conducidas por una canaleta lateral hasta la parte posterior del decantador, desde allí la mezcla retoma el flujo reverso para producir la separación de fases. El orgánico cargado es almacenado en el estanque de orgánico cargado y desde allí mediante bombas es impulsado al estanque mezclador. El acuoso en el estanque de orgánico cargado es retornado al proceso, a la salida del estanque terciario E2-A, el orgánico descargado proveniente del estanque S2 es reinsertado al proceso en el estanque primario E2-A.

En la figura A1.9 se muestra el interior de un decantador, donde se puede apreciar la mezcla orgánico-acuoso que ocurre en esta etapa.

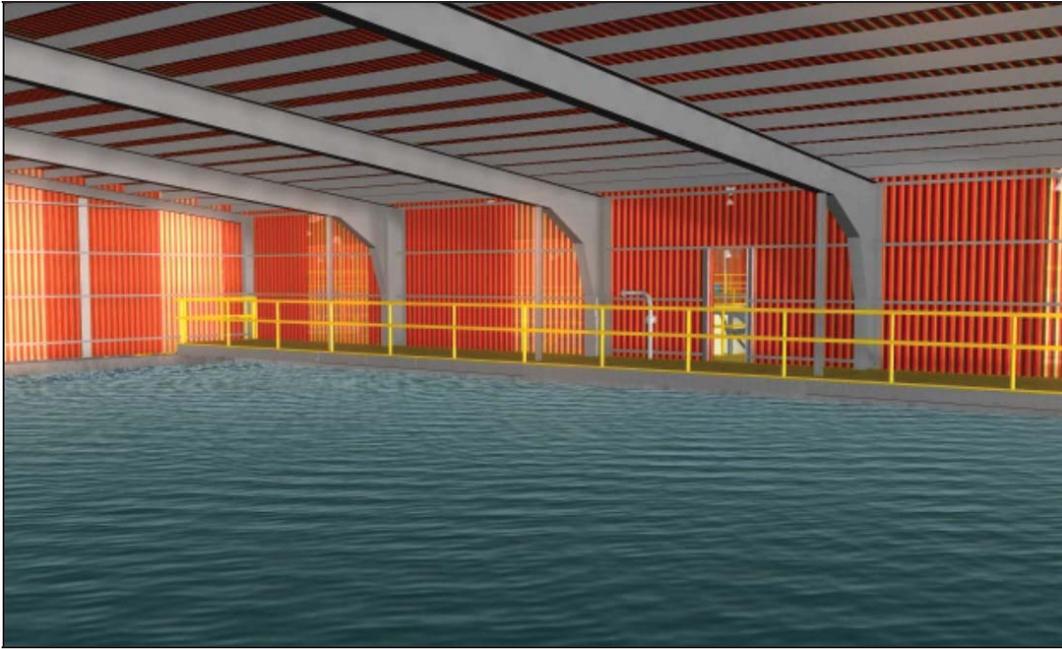


Figura A1.9: Interior de un decantador utilizado en la etapa de SX.

- **PATIO ESTANQUES.**

Esta etapa está emplazada entre el área de SX y el edificio de EW y fundamentalmente alberga instalaciones dedicadas al manejo de los electrolitos. El electrolito pobre proveniente de electroobtención y el electrolito rico que se dirige a electroobtención, son conducidos en tuberías ubicadas en trincheras. En la figura A1.10, se aprecia la ubicación del patio estanques con respecto al edificio de EW y al de SX.



Figura A1.10: El patio estanques está ubicado entre EW y SX. A su izquierda está el edificio de EW y a la derecha está la etapa de SX que no se alcanza a visualizar.

El ER, proveniente de los dos trenes de SX, es almacenado en el estanque de electrolito rico, que tiene una capacidad de  $1.000 [m^3]$ , En la figura A1.11, se aprecia el edificio que contiene el estanque de acumulación de ER, proveniente de la etapa de SX.



Figura A1.11: Estanque de electrolito rico, encargado de almacenar el electrolito cargado proveniente de SX.

El electrolito cargado es impulsado por cuatro bombas, tres en funcionamiento y una stand by, hacia tres intercambiadores de calor de placas, con un caudal total de  $1.410 [m^3/h]$ , mientras que el electrolito pobre bombeado desde el estanque de recirculación de electrolito, ingresa con un caudal total de  $1.400 [m^3/h]$ . La temperatura de entrada y salida del ER es de  $25^{\circ}\text{C}$  y de  $42^{\circ}\text{C}$  respectivamente, mientras que la temperatura de entrada y salida del EP a los intercambiadores es de  $50^{\circ}\text{C}$  y  $33^{\circ}\text{C}$  respectivamente. En la figura A1.13, se muestran los intercambiadores de calor de placas utilizados en el patio estanque.

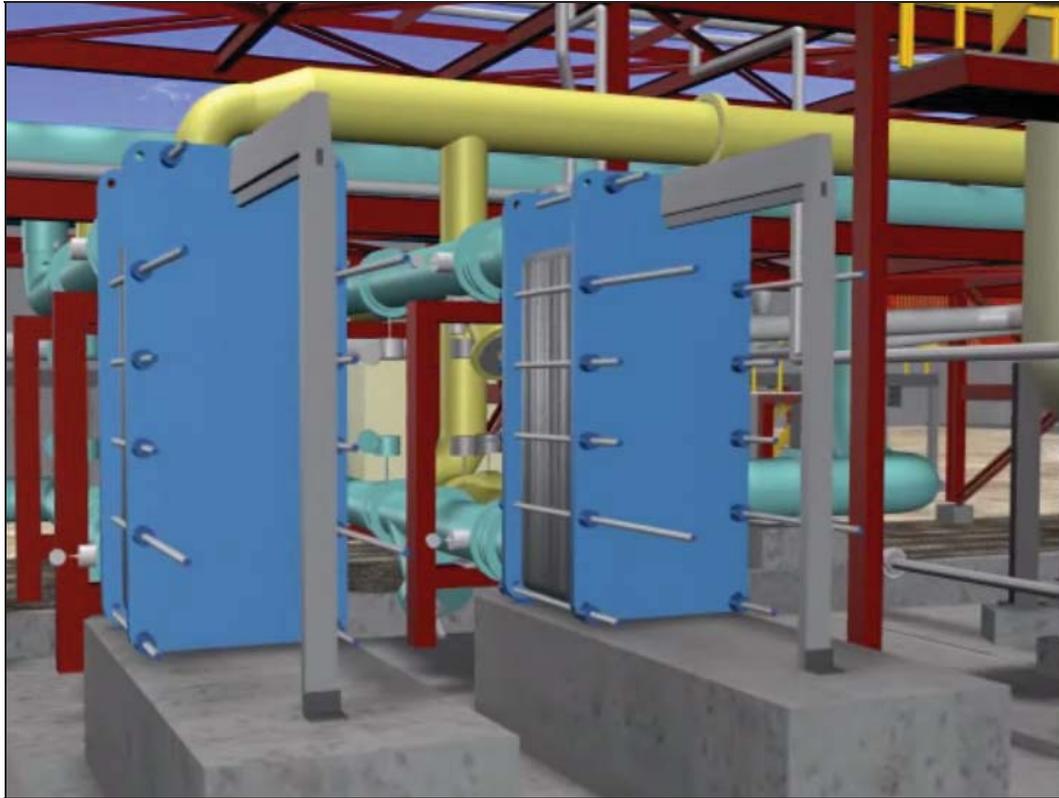


Figura A1.12: Intercambiadores de calor de placas utilizados en el PE.

El electrolito cargado tibio fluye hacia cinco filtros COMATRIX, de caudal diseño  $1.400 [m^3/h]$  que remueven residuos sólidos y trazas de orgánico contenidos en el electrolito cargado. El cuerpo de cada filtro esta hecho de acero inoxidable y esta relleno de una matriz de PVC, la cual absorbe los arrastres de orgánico, seguido del relleno se encuentra la antracita y luego el granate. En la figura A1.13, se observan los filtros utilizados en esta etapa del proceso.



Figura A1.13: Filtros de electrolito utilizados en el PE.

El electrolito cargado filtrado fluye hacia el estanque de recirculación de electrolito, de capacidad de  $3.400 [m^3]$  y tiempo de retención de  $15 [min]$ , recibe soluciones de: EP proveniente del retorno de celdas de electroobtención, electrolito cargado filtrado proveniente de los filtros, agua tratada. La solución almacenada es enviada a la nave de electroobtención a través de seis bombas, estando una stand by, con un flujo nominal de  $3.860 [m^3/h]$ .

- **ELECTROOBTENCIÓN.**

La nave de electroobtención está equipada con 504 celdas de concreto polimérico, dividida en dos secciones con 252 celdas cada una. Las celdas de cada sección están dispuestas en la configuración espalda con espalda formando dos bancos de 126 celdas cada una. En la figura A1.14 Se muestra el interior de la nave de EW.



Figura A1.14: Interior de la nave de electroobtención.

Cada celda cuenta con 60 cátodos permanentes de acero inoxidable. Cada una de estas secciones de electroobtención es alimentada con un caudal de  $4.360 [m^3/h]$ , repartidos entre los dos bancos que se disponen mediante cañerías instaladas en trincheras. El electrolito circulante o alimentación a celdas es suministrado mediante una matriz a cada sección de la nave, cada banco es alimentado por dos submatrices paralelas de modo que se configuraran cuatro tuberías de alimentación de electrolito a celdas en cada sección. Cada tubería alimenta 63 celdas, luego la recolección de electrolito saliente de celdas se descarga por una configuración similar a la de entrada a las celdas, este se envía a la cámara de electrolito pobre del estanque de recirculación. Para asegurar el control del ambiente de neblina ácida generada en las celdas en el edificio de electroobtención cuentan con un sistema de captación con campanas en cada celda, ductos de recolección y sistema de lavado de gases ubicados en el exterior de la nave, cada sección de electroobtención está provisto de un puente grúa automatizado para el carguío y transporte de electrodos entre las

celdas, los puentes grúas están provistos de mecanismos especiales para manejar las campanas. La grúa se acerca a las celdas que se cosecharán levantando las campanas y moviéndolas hacia un costado para dejar pasar al mecanismo de levante de dos lingadas de ambas celdas. A continuación, en la figura A1.15, se presenta al puente grúa acercándose a una fila para comenzar la cosecha de cátodos.



Figura A1.15: Puente grúa utilizado para el traslado de cátodos de cobre en la nave de EW.

La grúa levanta los cátodos, repone la campana de las celdas y lleva los cátodos hacia las máquinas lavadoras despegadoras. Bajo los cátodos queda una bandeja que colecta el goteo de los cátodos en el transporte. En la figura A1.16, se muestra cuando el puente grúa levanta las campanas para comenzar con la cosecha, y en la figura 1.18, el puente grúa levanta los cátodos de cobre para llevarlos a las máquina lavadora-despegadora de cátodos.

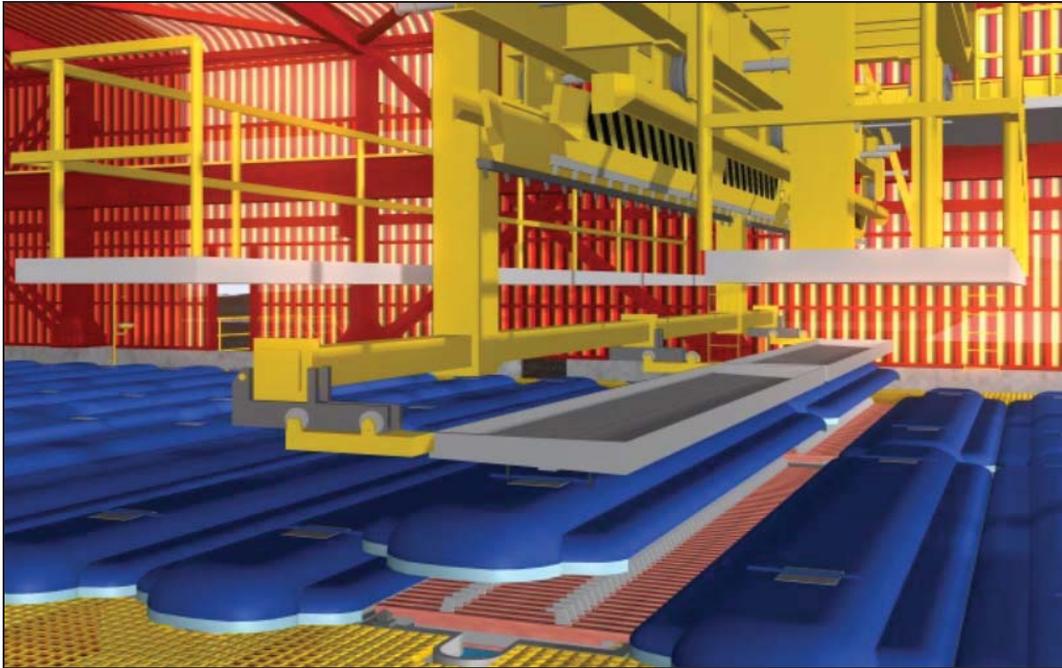


Figura A1.16: Puente grúa levantando las campanas de una fila de la nave de EW para comenzar la cosecha.

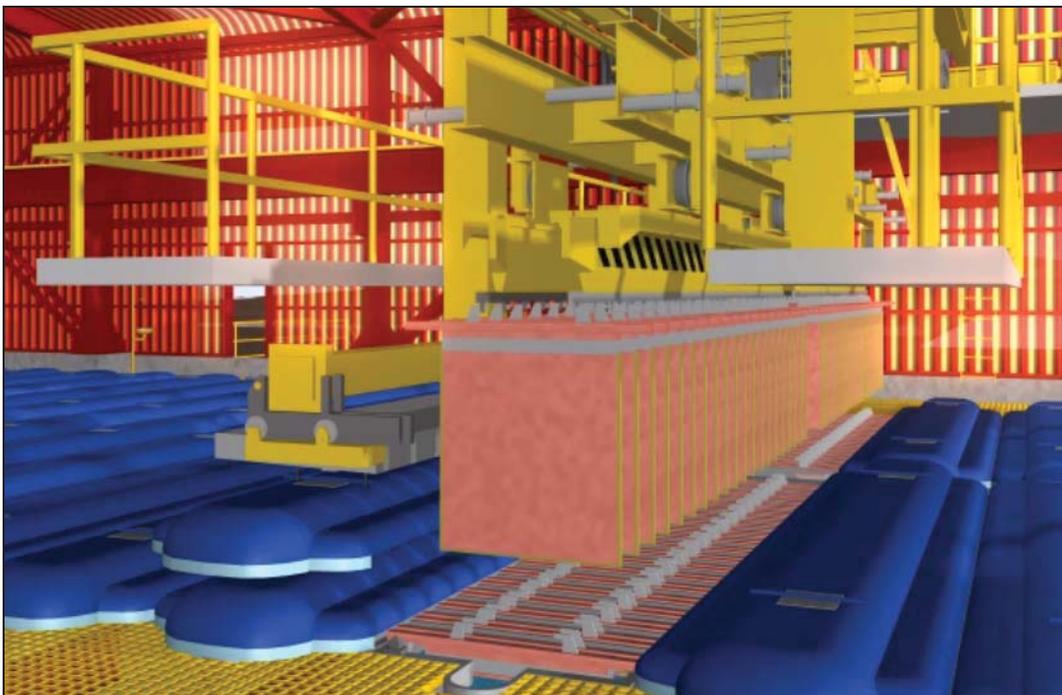


Figura A1.17: Puente grúa levantando una fila de cátodos de cobre para transportarlos hacia la máquina lavadora-despegadora de cátodos.

La nave de electroobtención está provista de dos máquinas lavadoras-despegadoras de cátodos, instaladas dentro del edificio en la parte central entre ambas secciones de las celdas. Las máquinas lavan los cátodos con agua caliente en la correspondiente cámara de lavado, esto permite eliminar las impurezas al cátodo producto de la

electrólisis. Luego ambas máquinas permiten despegar, clasificar, muestrear, pesar, etiquetar y finalmente empaquetar los cátodos. En las figuras A1.18 y A1.19 se muestran las máquinas lavadoras y despegadoras respectivamente.



Figura A1.18: A la izquierda, se aprecia la máquina lavadora de cátodos.



Figura A1.19: Máquina encargada de despegar las láminas de cobre de los cátodos.

Los cátodos, producto final, listos para su comercialización, son almacenados en el patio adyacente al edificio de electroobtención, llamado patio embarque, para luego ser transportados fuera de las instalaciones productivas de Minera Gaby S.A.

En la figura A1.20, se observa un paquete de cobre saliendo de la nave de EW para ser transportado mediante grúas horquillas al patio embarque para ser almacenado.



**Figura A1.20: Grúa horquilla esperando un paquete de cobre proveniente de las máquinas lavadoras-despegadoras de cátodos.**

Finalmente, los paquetes de cobre son enviados en camión a su destino final, terminando así proceso productivo de Minera Gaby S.A. En la figura A1.21, se puede observar la última etapa del proceso hidrometalúrgico del cobre de la minera. Finalmente, el cobre es trasladado al puerto de Mejillones para su comercialización.

**[A]**



Figura A1.21: Despacho de paquetes de cobre a su destino final.

## ANEXO 2 - DIAGRAMAS DE FLUJOS DEL PROCESO.

- DIAGRAMA DE FLUJOS PLANTA DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES.

La figura A2.1 nos enseña el diagrama que siguen los flujos en el proceso de SX.

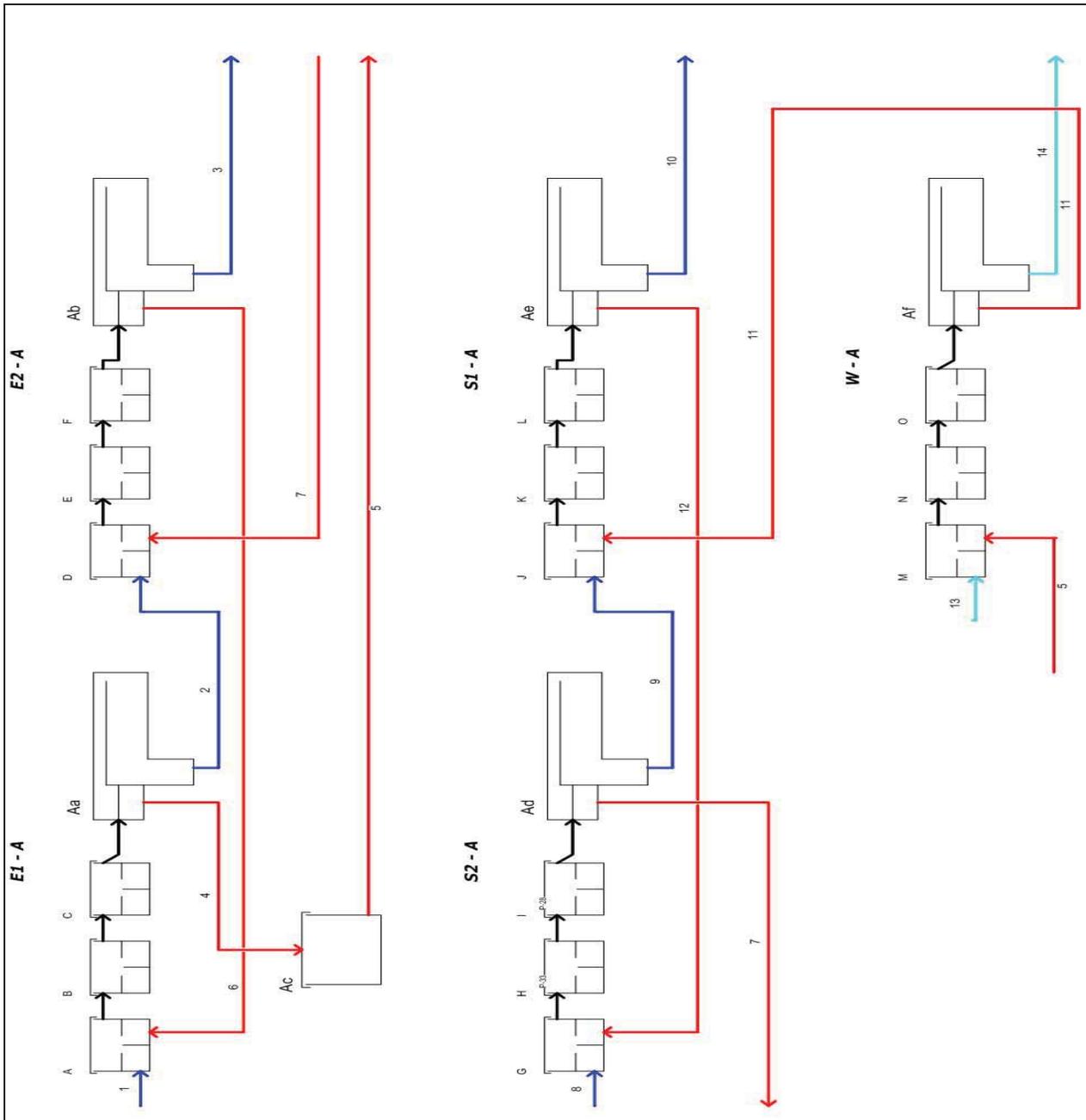


Figura A2.1: Diagrama de Flujos del Proceso de Extracción por Solventes

En las siguientes tablas (tablas A.1 y A.2) se detallan las abreviaturas expuestas en el diagrama de flujos antes visto.

ITEM	DESCRIPCIÓN
E1 - A	Primera etapa de extracción tren A
E2 - A	Segunda etapa de extracción tren A
S2 - A	Primera etapa de re-extracción tren A
S1 - A	Segunda etapa de re-extracción tren A
W - A	Etapa de lavado tren A

Tabla A2.1: Etapas del proceso SX con sus respectivas abreviaturas.

ITEM	DESCRIPCIÓN
A	Agitador primario E1 - A
B	Agitador secundario E1 - A
C	Agitador terciario E1 - A
D	Agitador primario E2 - A
E	Agitador secundario E2 - A
F	Agitador terciario E2 - A
G	Agitador primario S2 - A
H	Agitador secundario S2 - A
I	Agitador terciario S2 - A
J	Agitador primario S1 - A
K	Agitador secundario S1 - A
L	Agitador terciario S1 - A
M	Agitador primario W - A
N	Agitador secundario W - A
O	Agitador terciario W - A
Aa	Decantador extracción E1 - A
Ab	Decantador extracción E2 - A
Ac	Estanque de orgánico cargado
Ad	Decantador de re-extracción S2 - A
Ae	Decantador de re-extracción S1 - A
Af	Decantador lavado W - A

Tabla A2.2: Principales equipos utilizados en el proceso SX y sus respectivas abreviaturas.



En la tabla A2.3 se detallan las abreviaturas expuestas en el diagrama de flujos visto en la figura A2.2.

<b>ITEM</b>	<b>DESCRIPCIÓN</b>
<b>A</b>	<b>Estanque de electrolito rico</b>
<b>B</b>	<b>Estanque de recirculación</b>
<b>C1</b>	<b>Intercambiador de calor electrolito/electrolito</b>
<b>C2</b>	<b>Intercambiador de calor electrolito/electrolito</b>
<b>C3</b>	<b>Intercambiador de calor electrolito/electrolito</b>
<b>D1</b>	<b>Filtro de electrolito</b>
<b>D2</b>	<b>Filtro de electrolito</b>
<b>D3</b>	<b>Filtro de electrolito</b>
<b>D4</b>	<b>Filtro de electrolito</b>
<b>D5</b>	<b>Filtro de electrolito</b>
<b>E1</b>	<b>Intercambiador de calor agua/electrolito</b>
<b>E2</b>	<b>Intercambiador de calor agua/electrolito</b>
<b>E3</b>	<b>Intercambiador de calor agua/electrolito</b>
<b>F1</b>	<b>Calentador de agua</b>
<b>F2</b>	<b>Calentador de agua</b>
<b>F3</b>	<b>Calentador de agua</b>

Tabla A2.3: Principales equipos y estanques utilizados en el patio estanques y sus respectivas abreviaturas.

- **DIAGRAMA DE FLUJOS PLANTA DE ELECTROOBTENCIÓN.**

La figura A2.3, nos enseña el diagrama que siguen los flujos en el proceso de EW.

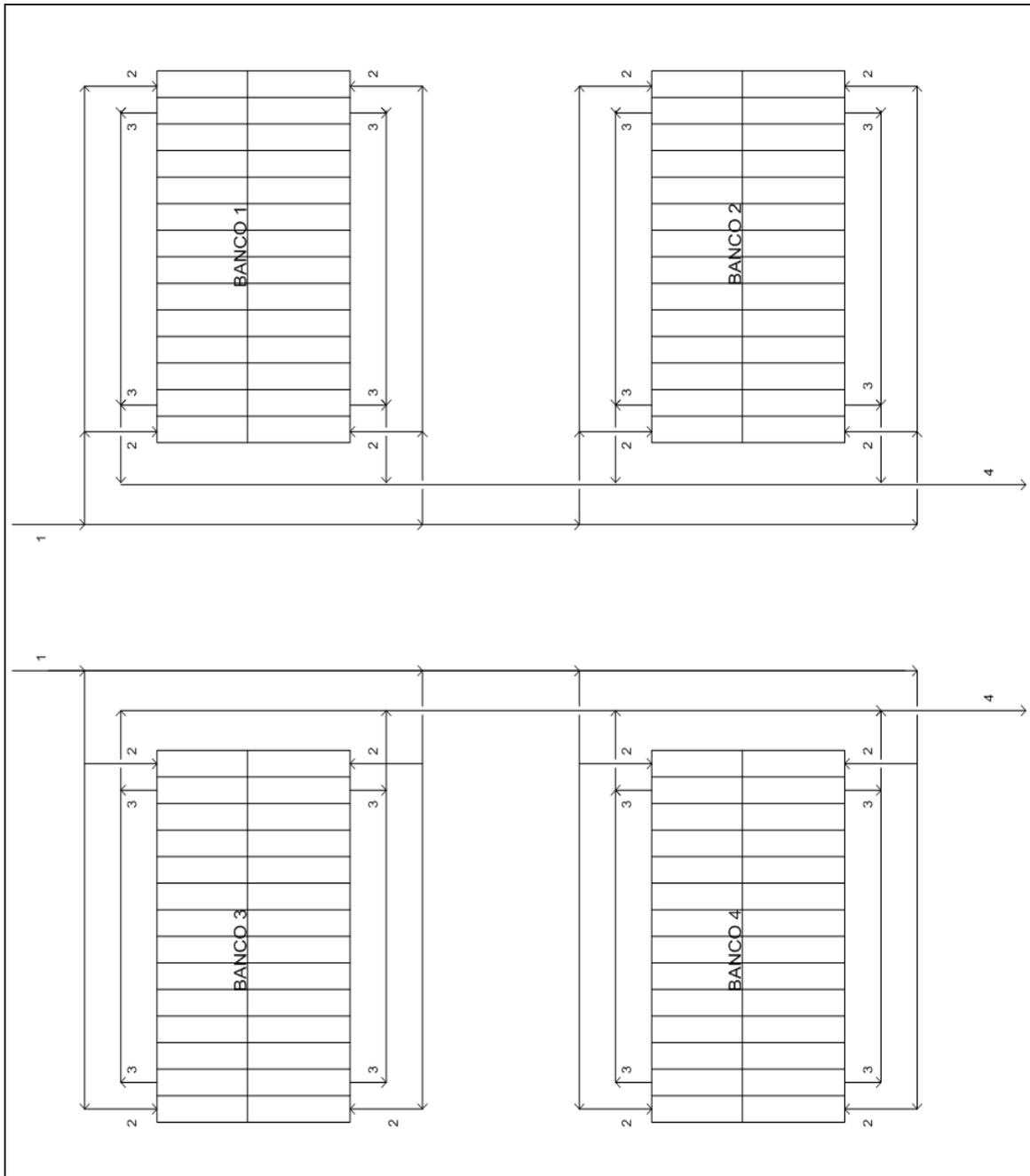


Figura A2.3: Diagrama de Flujos del Proceso de Electroobtención.

En la tabla A2.4 se detallan las abreviaturas expuestas en el diagrama de flujos visto en la figura A2.3.

<b>ITEM</b>	<b>DESCRIPCIÓN</b>
<b>1</b>	<b>Electrolito rico entrante a los bancos 1, 2, 3 y 4.</b>
<b>2</b>	<b>Electrolito rico entrante a celdas de los bancos 1, 2, 3 y 4.</b>
<b>3</b>	<b>Electrolito pobre de las celdas de los bancos 1, 2, 3 y 4.</b>
<b>4</b>	<b>Electrolito pobre saliente de los bancos 1, 2, 3 y 4.</b>

Tabla A2.4: Caudales que entran y salen de la nave de EW.

- **DIAGRAMA DE FLUJOS SISTEMA DE AGUA CALIENTE.**

La figura A2.5 nos enseña el diagrama que siguen los flujos al interior de la sala de los calentadores.

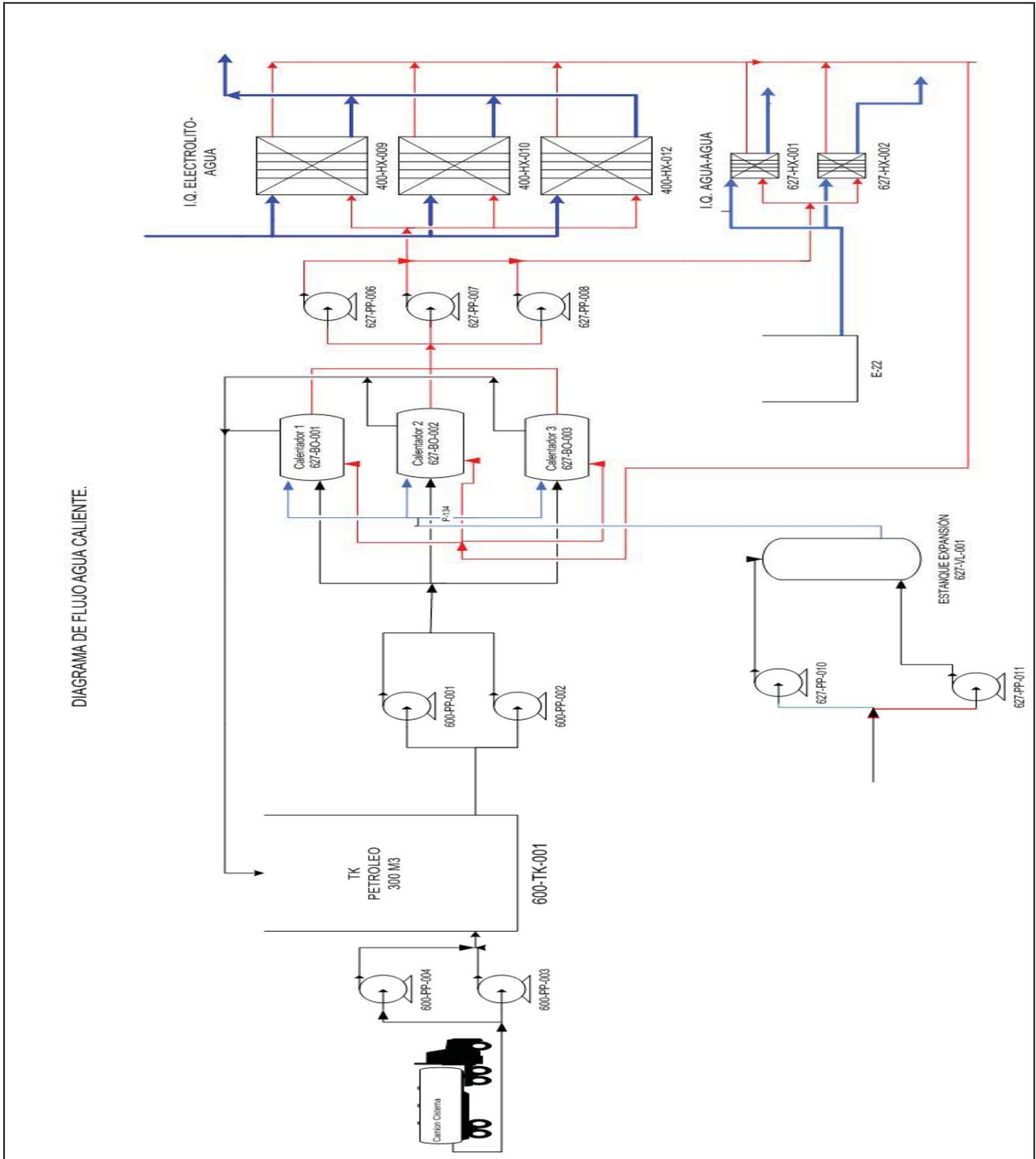


Figura A2.5: Diagrama de flujos del sistema de agua caliente

### ANEXO 3: TABLAS DE RESUMEN PÉRDIDAS DE CALOR DEL CIRCUITO SX-EW.

- **Resumen de las Pérdidas de Calor en el Estanque de Electrolito Rico.**

La tabla A3.1 presenta el resumen de los cálculos realizados para obtener las pérdidas de calor en el estanque de electrolito rico.

Pr	Nº de Prandtl electrolito	96,61
Re <sub>l</sub>	Nº de Reynolds electrolito en pared larga	9.817,71
Re <sub>a</sub>	Nº de Reynolds electrolito en pared ancha.	9.815,50
Re <sub>a-1</sub>	Nº de Reynolds del electrolito en en el estanque de recirculación.	78.532,9
hea	Coeficiente de transferencia de calor en pared ancha.	258.389,00 [kJ / h · m <sup>2</sup> · C ]
hel	Coeficiente de transferencia de calor en pared larga.	347.360,00 [kJ / h · m <sup>2</sup> · C ]
h <sub>HDPE</sub>	Coeficiente térmico del HDPE.	310,00 [kJ / h · m <sup>2</sup> · C ]
h <sub>C</sub>	Coeficiente térmico del concreto.	10,67 [kJ / h · m <sup>2</sup> · C ]
h <sub>i</sub>	Coeficiente de transferencia de calor del electrolito presente en el estanque de recirculación.	1.363.910,65 [kJ / h · m <sup>2</sup> · C ]
h <sub>al</sub>	Coeficiente de transferencia de calor del ambiente por pared larga.	3,55 [kJ / h · m <sup>2</sup> · C ]
h <sub>aa</sub>	Coeficiente de transferencia de calor del ambiente por pared ancha.	3,30 [kJ / h · m <sup>2</sup> · C ]
U <sub>l</sub>	Coeficiente global de transferencia de calor en pared larga.	2,64 [kJ / h · m <sup>2</sup> · C ]
U <sub>a</sub>	Coeficiente global de transferencia de calor en pared ancha.	2,50 [kJ / h · m <sup>2</sup> · C ]
U <sub>i</sub>	Coeficiente global de transferencia de calor en la pared de separación con el estanque de recirculación.	9,98 [kJ / h · m <sup>2</sup> · C ]
Q <sub>L</sub>	Calor perdido a la atmósfera por paredes longitudinales.	0,96 [MJ / h]
Q <sub>a</sub>	Calor perdido a la atmósfera por paredes angostas.	0,64 [MJ / h]
Q <sub>i</sub>	Calor perdido por la pared de separación con el estanque de recirculación.	-14,60 [MJ / h]
Q <sub>R</sub>	Calor perdido por radiación	23,71 [MJ / h]
Q <sub>C</sub>	Calor perdido por convección	13,52 [MJ / h]
Q <sub>T4</sub>	<b>Calor total perdido en el estanque de electrolito rico</b>	<b>24,23 [MJ / h]</b>

Tabla A3.1: Resumen de las pérdidas de calor calculas en el estanque de electrolito rico.

- **Resumen de las Pérdidas de Calor en el Estanque de Recirculación**

La tabla A3.2 presenta el resumen de los cálculos realizados para obtener las pérdidas de calor en el estanque de electrolito rico.

Pr	Número de Prandtl del electrolito.	96,61
Re <sub>L</sub>	Número de Reynolds del electrolito en la pared larga del estanque.	75.538,18
Re <sub>a</sub>	Número de Reynolds del electrolito en la pared ancha del estanque.	78.532,87
Re <sub>a-4</sub>	Número de Reynolds del electrolito en la pared ancha del estanque de electrolito rico.	9.815,50
he <sub>a</sub>	Coeficiente de transferencia de calor en pared ancha.	1.363.910,65 [kJ/h·m <sup>2</sup> ·C]
he <sub>l</sub>	Coeficiente de transferencia de calor en pared larga.	694.502,37 [kJ/h·m <sup>2</sup> ·C]
h <sub>HDPE</sub>	Coeficiente térmico del HDPE	310,00 [kJ/h·m <sup>2</sup> ·C]
h <sub>C</sub>	Coeficiente térmico del concreto.	10,67 [kJ/h·m <sup>2</sup> ·C]
h <sub>i</sub>	Coeficiente de transferencia de calor del electrolito en el estanque de electrolito rico.	258.179,00 [kJ/h·m <sup>2</sup> ·C]
h <sub>al</sub>	Coeficiente de transferencia de calor del ambiente en pared larga.	4,49 [kJ/h·m <sup>2</sup> ·C]
h <sub>aa</sub>	Coeficiente de transferencia de calor en ambiente en pared ancha.	5,32 [kJ/h·m <sup>2</sup> ·C]
U <sub>l</sub>	Coeficiente global de transferencia de calor en pared larga.	3,13 [kJ/h·m <sup>2</sup> ·C]
U <sub>a</sub>	Coeficiente global de transferencia de calor en pared ancha.	3,51 [kJ/h·m <sup>2</sup> ·C]
U <sub>j</sub>	Coeficiente global de transferencia de calor en pared de separación con el estanque de electrolito rico.	9,98 [kJ/h·m <sup>2</sup> ·C]
Q <sub>L</sub>	Calor perdido a la atmósfera por paredes longitudinales	21,11 [MJ/h]
Q <sub>A</sub>	Calor perdido a la atmósfera por pared angosta	6,03 [MJ/h]
Q <sub>J</sub>	Calor perdido por la pared de separación con el estanque de electrolito rico.	14,60 [MJ/h]
Q <sub>R</sub>	Calor perdido por radiación.	474,81 [MJ/h]
Q <sub>C</sub>	Calor perdido por convección	388,97 [MJ/h]
Q <sub>T</sub>	<b>Calor total perdido en el estanque de recirculación.</b>	<b>905,52 [MJ/h]</b>

Tabla A3.2: Resumen de las pérdidas de calor en el estanque de recirculación.

- **Resumen de las Pérdidas de Calor los Filtros de Electrolito.**

La Tabla A3.3, enseña el resumen de valores de las pérdidas de flujo calorífico en los filtros de electrolito.

Pr	Número de Prandtl del electrolito.	96,61
Re	Número de Reynolds del electrolito	2.608,11
$h_e$	Coeficiente de transferencia del electrolito	469.796,80 $\left[ \frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot C} \right]$
$h_w$	Coeficiente de transferencia de calor de la pared.	3645 $\left[ \frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot C} \right]$
$h_a$	Coeficiente de transferencia de calor del ambiente.	3,06 $\left[ \frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot C} \right]$
$U$	Coeficiente global de transferencia de calor.	3,06 $\left[ \frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot C} \right]$
$Q_R$	Calor perdido por radiación	6,16 $\left[ \frac{MJ}{h} \right]$
$Q_C$	Calor perdido por convección	2,65 $\left[ \frac{MJ}{h} \right]$
$Q_T$	<b>CALOR TOTAL PERDIDO EN LOS FILTROS DE ELECTROLITO RICO.</b>	<b>44,05 <math>\left[ \frac{MJ}{h} \right]</math></b>

Tabla A3.3: Resumen de valores de las pérdidas de flujo calorífico en los filtros de electrolito.

- **Resumen Pérdidas de Calor en las Celdas de EW.**

La tabla A3.4, enseña el resumen de las pérdidas de flujo calórico en las celdas de electroobtención.

$Q_a$	Calor perdido por la pared ancha.	$119,22 \left[ \frac{kJ}{h} \right]$
$Q_L$	Calor perdido por la pared larga.	$589,77 \left[ \frac{kJ}{h} \right]$
$Q_F$	Calor perdido por el fondo de la celda.	$549,60 \left[ \frac{kJ}{h} \right]$
$Q_S$	Calor perdido por la separación entre las celdas	$5.111,69 \left[ \frac{kJ}{h} \right]$
$Q_R$	Calor perdido por radiación en la superficie de las celdas.	$4.433,90 \left[ \frac{kJ}{h} \right]$
$Q_C$	Calor perdido por convección desde la superficie de las celdas.	$3.385,67 \left[ \frac{kJ}{h} \right]$
$Q_O$	Calor perdido debido a la evolución de oxígeno.	$397,81 \left[ \frac{kJ}{h} \right]$
$Q_T$	Calor total perdido en las celdas de EW	$7.292,88 \left[ \frac{MJ}{h} \right]$

Tabla A3.4: Resumen pérdidas de calor en la nave de EW.