



UNIVERSIDAD DE CARABOBO  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



**EVALUACIÓN ENERGÉTICA EN EL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO  
DE LA PLANTA DE SULFONACIÓN DE  
CLARIANT VENEZUELA**

**AUTOR**

**YNGRID P. DÍAZ G.**

**TUTOR INDUSTRIAL**

**Ing. Javier Pérez**

**TUTOR ACADÉMICO**

**Ing. Ixmit López**

Valencia, Diciembre de 2006



UNIVERSIDAD DE CARABOBO  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



**EVALUACIÓN ENERGÉTICA EN EL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO  
DE LA PLANTA DE SULFONACIÓN DE  
CLARIANT VENEZUELA**

*Trabajo Especial de Grado presentado ante la ilustre Universidad de Carabobo  
para optar al título de **INGENIERO QUÍMICO***

**AUTOR**  
**YNGRID P. DÍAZ G.**

Valencia, Diciembre de 2006



UNIVERSIDAD DE CARABOBO  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



### CERTIFICADO DE APROBACIÓN

Los abajo firmantes, miembros del jurado designados para estudiar el Trabajo Especial de Grado titulado: “EVALUACIÓN ENERGÉTICA EN EL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE LA PLANTA DE SULFONACIÓN DE CALRIANT VENEZUELA”, realizado por la bachiller Yngrid P. Díaz G., C.I.: V-16128671, hacemos constar que hemos revisado y aprobado dicho trabajo y que no nos hacemos responsables de su contenido, pero lo encontramos correcto en su forma y presentación.

---

*Prof(a). Ixmit López*

**Presidente**

---

*Prof. Juan C. García*

**Jurado**

---

*Prof. Jorge E. Montilla*

**Jurado**

Valencia, Diciembre de 2006



UNIVERSIDAD DE CARABOBO  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



### VEREDICTO

Los miembros del jurado designados para evaluar el Trabajo Especial de Grado titulado: "EVALUACIÓN ENERGÉTICA EN EL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE LA PLANTA DE SULFONACIÓN DE CALRIANT VENEZUELA", realizado por la bachiller Yngrid P. Díaz G. C.I.: V-16128671, hacen constar que han revisado y aprobado dicho trabajo, otorgando como veredicto:

**VEINTE (20) PUNTOS**

Valencia, Diciembre de 2006

---

## SUMARIO

Las especialidades químicas representan un significativo sector del ramo industrial, lo cual conlleva a una ardua competencia en la que Clariant Venezuela se ubica como líder, debido a su interés constante de ofrecer una completa línea de productos y servicios de alta calidad, en base a su experiencia adquirida a lo largo de los años como proveedor de materias primas de productos finales e insumos para los diferentes procesos industriales de sus clientes, específicamente en el área de: cosméticos, detergentes, lubricantes, farmacia, industria petrolera, minera y automotriz. Para mantener dicho liderazgo se plantea como objetivo general de esta investigación, evaluar energéticamente su planta de sulfonación a fin de determinar la demanda energética y verificar la capacidad disponible para nuevos proyectos de mejoras en la planta.

Para el cumplimiento del objetivo trazado, inicialmente se realizó una inspección visual de la planta de  $\text{SO}_3$  identificando los equipos involucrados en la presente investigación así como también sus parámetros característicos de diseño, se evaluó la estructura física de los mismos, además de ubicar los instrumentos necesarios para la recolección de data. Seguidamente, la fase experimental se desarrolló en un periodo comprendido entre el 06/12/05 y el 27/01/06, efectuando las mediciones en un total de 19 equipos en intervalos de dos horas, para su posterior tratamiento a partir de balances de energía o mediante el uso de los modelos matemáticos correspondientes, para la determinación de la demanda energética global de la planta así como también su capacidad de enfriamiento y posteriormente se determinó la deficiencia existente en el sistema de enfriamiento. De igual forma, se analizó el comportamiento de todos los equipos de intercambio térmico presentes en la planta a través del cálculo de sus parámetros característicos en condiciones de operación, para toda la gama de productos fabricados en ambas unidades productivas. Finalmente, se plantearon varias alternativas de solución orientadas a eliminar o disminuir las fallas encontradas en el proceso, eligiendo la que ofrecía mayores ventajas desde el punto de vista técnico y económico.

Entre los logros más importantes obtenidos se tiene que la demanda energética de la unidad productiva 2 es mayor a la de la unidad 1 debido al alto consumo energético asociado a la producción de genapoles, el escenario crítico de producción corresponde al 09/01/06 con una deficiencia energética de 35,9TNE, las torres operan con un rango de  $(3 \pm 1)^{\circ}\text{C}$  y la capacidad de enfriamiento en condiciones de operación del chiller de planta 2 es mayor a la capacidad del chiller de planta 1.

De acuerdo a las alternativas de solución planteadas se concluyó que para eliminar la deficiencia de enfriamiento de la planta se debe insertar un nuevo chiller a la unidad productiva 2 de 70TNE, para asegurar un mejor control en el rango de temperaturas de todo el proceso y lograr una disminución en la severidad de operación de los equipos, además de aumentar la capacidad de producción anual de AFS-L en aproximadamente 20% y finalmente a partir de la determinación de los indicadores de rentabilidad económica se concluye que el proyecto es rentable.

Con el fin de realizar mejoras en el actual proceso de producción de la planta así como también para el desarrollo de futuras investigaciones, se recomienda realizar mantenimiento preventivo a todos los equipos de intercambio térmico a fin de evitar el mal funcionamiento de los equipos durante la producción ocasionando paradas de planta imprevistas, disminuir la carga nominal de agua que ingresa a las torres con la finalidad de aumentar el rango de enfriamiento de las mismas, instalar indicadores de temperatura y medidores de flujo en los puntos de muestreo donde no se dispone de los mismos, así como también reemplazar los que se encuentran deteriorados y por último implementar la alternativa propuesta en esta investigación para lograr eliminar las deficiencias del sistema.

---

## SUMMARY

The chemical specialties represent a significant sector of the industrial field, that which bears to an arduous competition in the one that Clariant Venezuela is located as leader, due to its constant interest of offering a complete line of products and services of high quality, based on its acquired experience along the years like supplier of raw materials of end products and inputs for the different industrial processes of their clients, specifically in the area of: cosmetics, detergents, lubricant, pharmacy, petroleum industry, mining and self-driven. To maintain this leadership thinks about as general objective of this investigation, to evaluate their sulfonation plant energetically in order to determine the energy demand and to verify the available capacity for new projects of improvements in the plant.

For the execution of the objective layout, initially was carried out a visual inspection of the plant of  $\text{SO}_3$  identifying the teams involved in the present investigation as well as their characteristic parameters of design, the physical structure of the same ones was evaluated, besides locating the necessary instruments for the gathering of it dates. Subsequently, the experimental phase was developed in an understood period between the 06/12/05 and the 27/01/06, making the mensurations in a total of 19 teams in intervals of two hours, for its later treatment starting from energy balances or by means of the use of the corresponding mathematical models, for the determination of the global energy demand of the plant as well as its cooling capacity and later on the existent deficiency was determined in the cooling system. Of equal it forms, the behavior of all the teams of exchange thermal present was analyzed in the plant through the calculation of its characteristic parameters under operation conditions, for the whole range of manufactured articles in both productive units. Finally, they thought about several oriented solution alternatives to eliminate or to diminish the flaws found in the process, selecting the one that offered bigger advantages from the technical and economic point of view.

Among the obtained more important achievements one has that the energy demand of the productive unit 2 are bigger to that of the unit 1 due to the high energy consumption associated to the genapoles production, the critical scenario of production corresponds at the 09/01/06 with an energy deficiency of 35,9TNE, the towers they operate with a range of  $(3\pm 1)^{\circ}\text{C}$  and the cooling capacity under conditions of operation of the plant chiller 2 are bigger to the capacity of the plant chiller 1.

According to the outlined solution alternatives you concluded that to eliminate the deficiency of cooling of the plant a new chiller it should be inserted to the productive unit 2 of 70TNE, to assure a better control in the range of temperatures of the whole process and to achieve a decrease in the severity of operation of the teams, besides increasing the capacity of annual production of AFS-L in approximately 20% and finally starting from the determination of the indicators of economic profitability you concludes that the project is profitable.

With the purpose of carrying out improvements in the current process of production of the plant as well as for the development of future investigations, it is recommended to carry out preventive maintenance to all the teams of thermal exchange in order to avoid the bad operation of the teams during the production causing stopped of accidental plant, to diminish the nominal load of water that it enters to the towers with the purpose of increasing the range of cooling of the same ones, to install indicators of temperature and meters of flow in the sampling points where doesn't have the same ones, as well as to replace those that are deteriorated and lastly to implement the alternative proposal in this investigation to be able to eliminate the deficiencies of the system.

---

**ÍNDICE GENERAL**

<b>INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>1</b>
<b>CAPÍTULO I. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA .....</b>	<b>3</b>
1.1 Descripción del Problema .....	3
1.2 Formulación del Problema .....	9
1.2.1 Situación Actual .....	9
1.2.2 Situación Deseada .....	9
1.3 Objetivos .....	10
1.3.1 Objetivo General .....	10
1.3.2 Objetivos Específicos .....	10
1.4 Justificación .....	11
1.5 Limitaciones .....	12
<b>CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO REFERENCIAL .....</b>	<b>13</b>
2.1 Antecedentes .....	13
2.2 Fundamentos Teóricos .....	17
2.2.1 Definición de Surfactantes .....	17
2.2.2 Clasificación de los Surfactantes .....	17
2.2.2.1 Surfactantes Aniónicos .....	18
2.2.2.2 Surfactantes Catiónicos .....	18
2.2.2.3 Surfactantes No-Iónicos .....	19
2.2.2.4 Otros Surfactantes .....	19
2.2.3 Propiedades de los Surfactantes .....	20
2.2.3.1 Carácter Anfífilo .....	20
2.2.3.2 Adsorción .....	21
2.2.3.3 Asociación (CMC) .....	21

---

2.2.3.4 Influencia de la Temperatura .....	22
2.2.4 Sulfonación y Sulfatación .....	24
2.2.4.1 Mecanismos de Sulfonación .....	24
2.2.4.2 Mecanismos de Sulfatación .....	26
2.2.5 Balance de Energía .....	27
2.2.6 Fundamentos Básicos de Transferencia de Calor .....	28
2.2.6.1 Mecanismos de Transferencia de Calor .....	29
2.2.6.2 Equipos de Transferencia de Calor .....	36
<b>CAPÍTULO III. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO .....</b>	<b>50</b>
3.1 Generalidades .....	50
3.2 Etapas del Proceso .....	51
3.2.1 Planta Gas .....	51
3.2.1.1 Obtención y Secado del Aire de Proceso .....	51
3.2.1.2 Dosificación de Azufre .....	53
3.2.1.3 Oxidación del Azufre .....	53
3.2.1.4 Conversión del gas SO <sub>2</sub> a gas SO <sub>3</sub> .....	54
3.2.1.5 Enfriamiento del gas SO <sub>3</sub> .....	56
3.2.2 Absorción .....	57
3.2.3 Sistema de Sulfonación/Sulfatación .....	57
3.2.3.1 Reactor de Película .....	57
3.2.3.2 Ciclón .....	60
3.2.3.3 Tanques de Digestión .....	61
3.2.4 Sistema de Neutralización .....	61
3.2.5 Tratamiento de Efluentes .....	63
3.2.5.1 Precipitador Electrostático (ESP) .....	63
3.2.5.2 Absorbedor de SO <sub>2</sub> .....	64

---

3.3 Enfriadores (chillers) .....	65
3.4 Torres de Enfriamiento .....	65
<b>CAPÍTULO IV. MARCO METODOLÓGICO .....</b>	<b>68</b>
4.1 Identificación de las condiciones de diseño de los equipos de intercambio térmico presentes en la planta de sulfonación .....	69
4.2 Cuantificación de la demanda energética global de la planta de sulfonación de acuerdo a las condiciones actuales de operación .....	72
4.3 Determinación de la capacidad disponible del sistema de enfriamiento de la planta .....	83
4.4 Determinación de los parámetros característicos de los equipos de intercambio térmico que conforman la planta .....	90
4.5 Presentación de propuestas que permitan aumentar la capacidad de enfriamiento del sistema .....	100
<b>CAPÍTULO V. ANÁLISIS DE RESULTADOS</b>	
5.1 Identificación de las condiciones de diseño de los equipos de intercambio térmico presentes en la planta de sulfonación .....	103
5.2 Cuantificación de la demanda energética global de la planta de sulfonación de acuerdo a las condiciones actuales de operación .....	111
5.3 Determinación de la capacidad disponible del sistema de enfriamiento de la planta .....	130
5.4 Determinación de los parámetros característicos de los equipos de intercambio térmico que conforman la planta .....	140

---

<b>CAPÍTULO VI. PRESENTACIÓN DE PROPUESTAS Y ESTUDIO ECONÓMICO .....</b>	<b>163</b>
6.1 Presentación de Propuestas .....	163
6.1.1 Matriz de Selección .....	166
6.1.2 Alternativas de Solución .....	167
6.1.2.1 Alternativa 1 .....	167
6.1.2.2 Alternativa 2 .....	169
6.1.2.3 Alternativa 3 .....	171
6.2 Estudio Económico .....	178
<b>CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....</b>	<b>188</b>
<b>REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>193</b>
<b>APÉNDICES .....</b>	<b>197</b>
A. Cálculos Típicos .....	198
B. Tablas de Datos .....	229
C. Tablas de Resultados .....	301
D. Parámetros de Producción .....	366
E. Tablas y Figuras Bibliográficas .....	377

**ÍNDICE DE FIGURAS**

<b>FIGURA 1.1:</b> Sistema de enfriamiento de la planta de sulfonación de Clariant Venezuela .....	4
<b>FIGURA 1.2:</b> Diagrama de bloques de la planta de Sulfonación N° 2 de Clariant Venezuela .....	5
<b>FIGURA 1.3:</b> Diagrama de flujo de la Planta de Sulfonación durante la producción de AFS-L .....	6
<b>FIGURA 2.1:</b> Ubicación de la molécula de surfactante en la interfase.....	21
<b>FIGURA 2.2:</b> Formas de asociación de un surfactante .....	22
<b>FIGURA 2.3:</b> Flujo de calor a través de una pared estacionaria .....	30
<b>FIGURA 2.4:</b> Flujo de calor a través de una tubería cilíndrica .....	31
<b>FIGURA 2.5:</b> Mecanismos combinados de transferencia de calor a través de una tubería cilíndrica .....	33
<b>FIGURA 2.6:</b> Intercambiador de calor de paso simple (1-1) .....	38
<b>FIGURA 2.7:</b> Intercambiador de calor de haz de tubos y carcasa (1-2) .....	39
<b>FIGURA 2.8:</b> Estructura de un deflector segmentado .....	39
<b>FIGURA 2.9:</b> Intercambiador de calor de flujo cruzado .....	41
<b>FIGURA 2.10:</b> Estructura de un intercambiador de placas (Alfa Laval) .....	42
<b>FIGURA 2.11:</b> Condensador tubular de agua .....	43
<b>FIGURA 2.12:</b> Condensador de aire (tiro forzado) .....	44
<b>FIGURA 2.13:</b> Partes de un compresor tipo tornillo .....	44
<b>FIGURA 2.14:</b> Válvula de expansión termostática .....	45
<b>FIGURA 2.15:</b> Balance calorífico de un proceso en una torre de enfriamiento .....	47
<b>FIGURA 3.1:</b> Torres de enfriamiento Sulzer/Escher-Wyss modelo EWK-441/09 .....	67
<b>FIGURA 4.1:</b> Balance global de energía en un intercambiador de calor genérico (sistema adiabático) .....	79

<b>FIGURA 4.2:</b> Corrientes involucradas en la transferencia de calor del intercambiador VN202-1 de planta 2 .....	80
<b>FIGURA 4.3:</b> Diagrama de flujo del sistema de enfriamiento constituido por los chillers .....	87
<b>FIGURA 4.4:</b> Volumen de control del ciclo inverso de Carnot .....	92
<b>FIGURA 5.1:</b> Variación de la demanda energética del HE402-1 en función del tiempo.....	119
<b>FIGURA 5.2:</b> Variación de la demanda energética de la planta de sulfonación de Clariant .....	128
<b>FIGURA 5.3:</b> Variación de la capacidad de enfriamiento de la planta durante un mismo periodo de mediciones .....	139
<b>FIGURA 5.4:</b> Balance calorífico del sistema agua-aire en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO <sub>3</sub> (06/12/06) .....	144
<b>FIGURA 5.5:</b> Volumen de control aplicado a los chillers de la planta de sulfonación...	146
<b>FIGURA 5.6:</b> Diagrama T-H de un ciclo de refrigeración de Carnot inverso .....	147
<b>FIGURA 6.1:</b> Comportamiento del sistema de enfriamiento de la unidad productiva 2 en varios escenarios .....	165
<b>FIGURA 6.2:</b> Ubicación en el sistema del nuevo equipo de enfriamiento .....	177
<b>FIGURA 6.3:</b> Chiller marca Carrier modelo 30RB .....	177
<b>FIGURA C.1:</b> Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO <sub>3</sub> (07/12/05) .....	338
<b>FIGURA C.2:</b> Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO <sub>3</sub> (08/12/05) .....	338
<b>FIGURA C.3:</b> Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO <sub>3</sub> (09/12/05) .....	339
<b>FIGURA C.4:</b> Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO <sub>3</sub> (12/12/05) .....	339

---

<b>FIGURA C.5:</b> Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO <sub>3</sub> (13/12/05) .....	340
<b>FIGURA C.6:</b> Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO <sub>3</sub> (15/12/05) .....	340
<b>FIGURA C.7:</b> Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO <sub>3</sub> (16/12/05) .....	341
<b>FIGURA C.8:</b> Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO <sub>3</sub> (04/01/06) .....	341
<b>FIGURA C.9:</b> Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO <sub>3</sub> (05/01/06) .....	342
<b>FIGURA C.10:</b> Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO <sub>3</sub> (06/01/06) .....	342
<b>FIGURA C.11:</b> Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO <sub>3</sub> (09/01/06) .....	343
<b>FIGURA C.12:</b> Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO <sub>3</sub> (11/01/06) .....	343
<b>FIGURA C.13:</b> Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO <sub>3</sub> (16/01/06) .....	344
<b>FIGURA C.14:</b> Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO <sub>3</sub> (17/01/06) .....	344
<b>FIGURA C.15:</b> Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO <sub>3</sub> (18/01/06) .....	345
<b>FIGURA C.16:</b> Balance calorífico en la torre de enfriamiento 2 de la planta de SO <sub>3</sub> (18/01/06) .....	345
<b>FIGURA C.17:</b> Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO <sub>3</sub> (19/01/06) .....	346

---

<b>FIGURA C.18:</b> Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO <sub>3</sub> (20/01/06) .....	346
<b>FIGURA C.19:</b> Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO <sub>3</sub> (24/01/06) .....	347
<b>FIGURA E.1:</b> Carta psicrométrica del aire a temperaturas intermedias y presión ambiente .....	383
<b>FIGURA E.2:</b> Diagrama Presión-Entalpía del Freón-22 .....	384
<b>FIGURA E.3:</b> Eficiencia de un intercambiador de calor 1-2 de tubo y carcasa .....	385
<b>FIGURA E.4:</b> Eficiencia de un intercambiador de calor de flujo cruzado con un fluido mezclado y el otro sin mezclar .....	385
<b>FIGURA E.5:</b> Factor de corrección de la diferencia de temperaturas media logarítmica para equipos 1-2 .....	386
<b>FIGURA E.6:</b> Factor de corrección de la diferencia de temperaturas media logarítmica para intercambiadores de flujo cruzado.....	386

**ÍNDICE DE TABLAS**

<b>TABLA 3.1:</b> Rango óptimo de temperaturas en cada etapa del convertidor catalítico ....	55
<b>TABLA 4.1:</b> Variables involucradas en la determinación de los parámetros de interés del intercambiador 1E1A (PLANTA 1) .....	74
<b>TABLA 4.2:</b> Variables involucradas en la determinación de los parámetros de interés del intercambiador 1E1B (PLANTA 1) .....	74
<b>TABLA 4.3:</b> Variables involucradas en la determinación de los parámetros de interés del intercambiador HE304-1 (PLANTA 2) .....	75
<b>TABLA 4.4:</b> Variables involucradas en la determinación de los parámetros de interés del intercambiador HE404-1 (PLANTA 2) .....	75
<b>TABLA 4.5:</b> Variables necesarias para la determinación de los parámetros de interés del intercambiador VN202-1 (PLANTA 2) .....	76
<b>TABLA 4.6:</b> Variables involucradas en la determinación de los parámetros de interés del reactor de película (PLANTA 2) .....	77
<b>TABLA 4.7:</b> Variables involucradas en la determinación de los parámetros de interés del reactor (PLANTA 1) .....	77
<b>TABLA 4.8:</b> Variables influyentes en la determinación de los parámetros de interés de la torre de enfriamiento .....	85
<b>TABLA 4.9:</b> Variables involucradas en la determinación de la capacidad de enfriamiento de los chillers de la planta de sulfonación .....	86
<b>TABLA 4.10:</b> Matriz de selección de la alternativa más factible técnicamente .....	101
<b>TABLA 5.1:</b> Equipos principales en la fabricación de surfactantes de la unidad productiva 1 .....	104
<b>TABLA 5.2:</b> Equipos principales en la fabricación de surfactantes de la unidad productiva 2 .....	105
<b>TABLA 5.3:</b> Parámetros de diseño de las torres de enfriamiento Sulzer EWK-441/09/5,5 .....	106

---

<b>TABLA 5.4:</b> Potencia de diversos modelos de torres de enfriamiento .....	107
<b>TABLA 5.5:</b> Parámetros de diseño de los chillers .....	108
<b>TABLA 5.6:</b> Parámetros de diseño de los intercambiadores de tubo y carcasa de la unidad productiva 1 .....	109
<b>TABLA 5.7:</b> Parámetros de diseño de los intercambiadores de placas de la unidad productiva 1 .....	109
<b>TABLA 5.8:</b> Parámetros de diseño de los intercambiadores de tubo y carcasa de la unidad productiva 2 .....	110
<b>TABLA 5.9:</b> Parámetros de diseño del intercambiador de placas de la unidad productiva 2 .....	111
<b>TABLA 5.10:</b> Variación de los parámetros de interés del intercambiador 1E1A durante una jornada .....	114
<b>TABLA 5.11:</b> Influencia de las condiciones ambientales en los parámetros de interés del intercambiador 1E4 .....	115
<b>TABLA 5.12:</b> Parámetros involucrados en el calor al ambiente del VN202-1 .....	121
<b>TABLA 5.13:</b> Pérdidas de calor al ambiente del intercambiador VN202-1 .....	122
<b>TABLA 5.14:</b> Calor total absorbido por el sistema de enfriamiento del VN202-1 .....	123
<b>TABLA 5.15:</b> Calor total retirado por el intercambiador VN202-1 .....	124
<b>TABLA 5.16:</b> Demanda energética de los equipos de intercambio térmico que conforman la unidad productiva 1 .....	125
<b>TABLA 5.17:</b> Demanda energética de los equipos de intercambio térmico que conforman la unidad productiva 2 .....	126
<b>TABLA 5.18:</b> Demanda energética global de la planta de SO <sub>3</sub> .....	127
<b>TABLA 5.19:</b> Capacidad de enfriamiento de los chillers ubicados en la planta de sulfonación .....	131
<b>TABLA 5.20:</b> Calor por difusión de las torres de enfriamiento de la planta de sulfonación .....	133

---

<b>TABLA 5.21:</b> Calor por convección de las torres de enfriamiento de la planta de sulfonación .....	134
<b>TABLA 5.22:</b> Calor total transferido al aire en la torres de enfriamiento de la planta de sulfonación .....	135
<b>TABLA 5.23:</b> Capacidad total del sistema de enfriamiento de la planta de sulfonación.	136
<b>TABLA 5.24:</b> Deficiencia energética en la planta de sulfonación .....	138
<b>TABLA 5.25:</b> Rango de operación de las torres de enfriamiento de la planta de sulfonación .....	141
<b>TABLA 5.26:</b> Temperatura de acercamiento de las torres de enfriamiento de la planta de sulfonación .....	143
<b>TABLA 5.27:</b> Parámetros característicos del chiller de la unidad productiva 1 de la planta de sulfonación .....	149
<b>TABLA 5.28:</b> Parámetros característicos del chiller de la unidad productiva 2 de la planta de sulfonación .....	150
<b>TABLA 5.29:</b> Coeficiente global de transferencia de calor sucio en los intercambiadores de la unidad productiva 1 .....	157
<b>TABLA 5.30:</b> Coeficiente global de transferencia de calor sucio en los intercambiadores de la unidad productiva 2 .....	158
<b>TABLA 5.31:</b> Eficiencia de los intercambiadores de la unidad productiva 1 .....	159
<b>TABLA 5.32:</b> Eficiencia de los intercambiadores de la unidad productiva 2 .....	160
<b>TABLA 5.33:</b> Parámetros obtenidos en el estudio del intercambiador VN202-1 .....	161
<b>TABLA 6.1:</b> Producción de ácido fenilsulfónico lineal en planta 2 .....	165
<b>TABLA 6.2:</b> Dimensiones del chiller 30HK .....	168
<b>TABLA 6.3:</b> Dimensiones del chiller 30RB .....	170
<b>TABLA 6.4:</b> Dimensiones del chiller 30XA .....	172
<b>TABLA 6.5:</b> Costo neto de los equipos de enfriamiento .....	177
<b>TABLA 6.6:</b> Matriz de selección de las alternativas planteadas .....	174

---

<b>TABLA 6.7:</b> Parámetros característicos del chiller 30RB-080 .....	175
<b>TABLA 6.8:</b> Parámetros intervinientes en el análisis económico de la alternativa propuesta .....	179
<b>TABLA 6.9:</b> Costos fijos de los activos tangibles e intangibles en la propuesta de aumento de la capacidad del sistema enfriamiento .....	180
<b>TABLA 6.10:</b> Variables involucradas en la determinación del ISR en el análisis de la implementación del equipo de enfriamiento .....	183
<b>TABLA 6.11:</b> Flujos monetarios del estudio económico del nuevo sistema de enfriamiento de la unidad productiva 2 de la planta de SO <sub>3</sub> .....	184
<b>TABLA 6.12:</b> Indicadores de rentabilidad económica de la propuesta de aumento de capacidad de enfriamiento en la unidad productiva 2 .....	187
<b>TABLA B.1:</b> Variables involucradas en la determinación de los parámetros de interés del intercambiador 1E1A .....	229
<b>TABLA B.2:</b> Variables involucradas en la determinación de los parámetros de interés del intercambiador 1E1B .....	232
<b>TABLA B.3:</b> Variables involucradas en la determinación de los parámetros de interés del intercambiador 1E1C .....	237
<b>TABLA B.4:</b> Variables involucradas en la determinación de los parámetros de interés del intercambiador 1E4 .....	242
<b>TABLA B.5:</b> Variables involucradas en la determinación de los parámetros de interés del intercambiador 2E1 .....	247
<b>TABLA B.6:</b> Variables involucradas en la determinación de los parámetros de interés del intercambiador 3E1 .....	252
<b>TABLA B.7:</b> Variables involucradas en la determinación de los parámetros de interés del intercambiador 4E1 .....	255
<b>TABLA B.8:</b> Variables involucradas en la determinación de los parámetros de interés del intercambiador 1D1 .....	257

---

<b>TABLA B.9:</b> Variables necesarias en la determinación de los parámetros de interés del intercambiador VN202-1 .....	260
<b>TABLA B.10:</b> Variables involucradas en la determinación de los parámetros de interés del intercambiador HE304-1 .....	265
<b>TABLA B.11:</b> Variables involucradas en la determinación de los parámetros de interés del intercambiador HE701-1 .....	270
<b>TABLA B.12:</b> Variables involucradas en la determinación de los parámetros de interés del intercambiador HE402-1 .....	275
<b>TABLA B.13:</b> Variables involucradas en la determinación de los parámetros de interés del intercambiador HE404-1 .....	280
<b>TABLA B.14:</b> Variables involucradas en la determinación de los parámetros de interés del intercambiador HE501-1 .....	282
<b>TABLA B.15:</b> Variables involucradas en la determinación de los parámetros de interés del reactor VN401-1 .....	283
<b>TABLA B.16:</b> Variables involucradas en la determinación de la capacidad de enfriamiento de los chillers de la planta de sulfonación .....	288
<b>TABLA B.17:</b> Variables influyentes en la determinación de los parámetros característicos de la torre de enfriamiento N°1 .....	291
<b>TABLA B.18:</b> Variables influyentes en la determinación de los parámetros característicos de la torre de enfriamiento N°2 .....	296
<b>TABLA C.1:</b> Calor total absorbido por el sistema de enfriamiento del VN202-1 .....	301
<b>TABLA C.2:</b> Parámetros involucrados en la determinación de las pérdidas de calor al ambiente del VN202-1 .....	303
<b>TABLA C.3:</b> Pérdidas de calor al ambiente del intercambiador VN202-1 .....	306
<b>TABLA C.4:</b> Demanda energética de los equipos de intercambio térmico que conforman la unidad productiva 1 .....	308

---

<b>TABLA C.5:</b> Demanda energética de los equipos de intercambio térmico que conforman la unidad productiva 2 .....	311
<b>TABLA C.6:</b> Demanda energética global de la planta de SO <sub>3</sub> .....	314
<b>TABLA C.7:</b> Capacidad de enfriamiento de los chillers ubicados en la planta de sulfonación .....	317
<b>TABLA C.8:</b> Calor por difusión de las torres de enfriamiento de la planta de sulfonación .....	321
<b>TABLA C.9:</b> Calor por convección de las torres de enfriamiento de la planta de sulfonación .....	323
<b>TABLA C.10:</b> Calor total transferido al aire en las torres de enfriamiento de la planta de sulfonación .....	326
<b>TABLA C.11:</b> Capacidad total del sistema de enfriamiento de la planta de sulfonación .	329
<b>TABLA C.12:</b> Deficiencia energética en la planta de sulfonación .....	331
<b>TABLA C.13:</b> Parámetros característicos de las torres de enfriamiento de la planta de sulfonación .....	334
<b>TABLA C.14:</b> Parámetros característicos del chiller de la unidad productiva 1 de la planta de sulfonación .....	348
<b>TABLA C.15:</b> Parámetros característicos del chiller de la unidad productiva 2 de la planta de sulfonación .....	352
<b>TABLA C.16:</b> Coeficiente global de transferencia de calor sucio en los intercambiadores de la unidad productiva 1 .....	356
<b>TABLA C.17:</b> Coeficiente global de transferencia de calor sucio en los intercambiadores de la unidad productiva 2 .....	358
<b>TABLA C.18:</b> Eficiencia de los intercambiadores de la unidad productiva 1 .....	362
<b>TABLA C.19:</b> Eficiencia de los intercambiadores de la unidad productiva 2 .....	362
<b>TABLA C.20:</b> Parámetros obtenidos en el estudio del intercambiador VN202-1 .....	364
<b>TABLA E.1:</b> Densidad del agua a diferentes temperaturas .....	377

---

<b>TABLA E.2:</b>	Propiedades del vapor de agua .....	378
<b>TABLA E.3:</b>	Coefficientes para el cálculo de la capacidad calorífica en compuestos orgánicos e inorgánicos .....	379
<b>TABLA E.4:</b>	Propiedades termofísicas del aire .....	381
<b>TABLA E.5:</b>	Constantes utilizadas en la correlación de convección natural al aire .....	381
<b>TABLA E.6:</b>	Propiedades del freón-22 .....	382
<b>TABLA E.7:</b>	Tasa impositiva de renta a empresas .....	387
<b>TABLA E.8:</b>	Estimación destiempo de vida útil de diferentes equipos .....	387
<b>TABLA E.9:</b>	Tabla financiera para la evaluación de proyectos de inversión .....	388
<b>TABLA E.10:</b>	Valor de la unidad tributaria (U.T.) .....	389

## PALABRAS CLAVES

- ❖ Energía
- ❖ Sulfonación
- ❖ Sulfatación
- ❖ Producción
- ❖ Demanda Energética
- ❖ Capacidad de Enfriamiento
- ❖ Deficiencia
- ❖ Parámetros de Operación
- ❖ Surfactantes
- ❖ Ácidos
- ❖ Genapoles
- ❖ Torres de Enfriamiento
- ❖ Chillers
- ❖ Intercambiadores de Calor
- ❖ Reactor de Película
- ❖ Temperaturas
- ❖ Agua de Enfriamiento
- ❖ Agua Helada
- ❖ Unidades Productivas
- ❖ Condiciones Ambientales
- ❖ Consumo Energético
- ❖ Reacciones Exotérmicas
- ❖ Pérdidas de Calor

## INTRODUCCIÓN

La planta de sulfonación de Clariant Venezuela se dedica a la elaboración de surfactantes aniónicos ampliamente usados en la industria cosmética y de detergentes. Todas las reacciones que se llevan a cabo durante el proceso de producción son altamente exotérmicas, es por ello que los equipos de intercambio térmico presentes en la planta, incluyendo torres de enfriamiento, chillers e intercambiadores de calor, son de vital importancia para el control de temperaturas del sistema. Por esta razón, se hace necesario realizar una evaluación energética de la planta de sulfonación para determinar las deficiencias del proceso, así como también plantear posibles alternativas de solución.

Este estudio radica fundamentalmente en evaluar energéticamente el sistema de enfriamiento de la planta de  $\text{SO}_3$ , a partir de la toma y recolección de data de las variables directamente involucradas como lo son flujos y temperaturas de los fluidos, para posteriormente determinar la demanda energética global y la capacidad de enfriamiento del sistema, a fin de establecer si existe deficiencia energética; además de detectar posibles fallas en los equipos de intercambio térmico a partir de un estudio de sus parámetros más relevantes y por último plantear alternativas de solución que sean técnica y económicamente factibles.

El presente trabajo consta de seis (6) capítulos, el primero se refiere al planteamiento del problema donde se especifica la problemática que encierra la investigación, además de un análisis comparativo entre la situación actual y la situación deseada conjuntamente con el alcance de la investigación, el objetivo general y los objetivos específicos que persiguen el mismo fin, junto a la justificación desde el punto de vista metodológico, científico y tecnológico, así como también las limitantes que pudieran surgir durante el desarrollo del mismo. El capítulo II presenta los antecedentes bibliográficos y fundamentos teóricos asociados al tema, que sirven de soporte para una mayor comprensión y desarrollo del trabajo. Por su parte, el capítulo III ilustra una descripción detallada del proceso de producción de la

planta a través del análisis de los equipos que la conforman y de las operaciones y/o reacciones más importantes que se llevan a cabo, apoyándose en diagramas de flujo de cada una de las etapas constituyentes del sistema. En cuanto al capítulo IV, este se refiere a la metodología seguida para el cabal cumplimiento de los objetivos planteados de acuerdo a la planificación y posterior ejecución de los mismos. El capítulo V refleja los resultados obtenidos junto a su análisis correspondiente para una mejor comprensión de la presente investigación. Con respecto al capítulo VI, en él se selecciona la alternativa de solución a las deficiencias encontradas en el proceso en conjunto con el estudio económico correspondiente. Para terminar, se presentan las conclusiones obtenidas luego del razonamiento de los resultados y las recomendaciones realizadas para un mejor funcionamiento de la planta de sulfonación.

Debido a que constituye una actividad prioritaria en la gestión diaria de Clariant Venezuela el control del consumo energético a través de su sistema de enfriamiento, se requiere que la presente investigación se centre en la evaluación térmica de los equipos constituyentes del sistema, para así determinar si existe una posible deficiencia de energía y plantear alternativas de solución que permitan eliminar esta situación, a partir de variaciones en el sistema actual o de la inclusión de un nuevo equipo de enfriamiento.

## CAPÍTULO I. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

*A continuación, se presenta el objetivo general, conjuntamente con una visión detallada del problema planteado, el cual se subdivide en otros objetivos más específicos que persiguen el mismo fin. Adicionalmente, se indica la justificación de este Trabajo Especial de Grado y las limitaciones que puedan presentarse durante la elaboración del mismo.*

### 1.1 DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

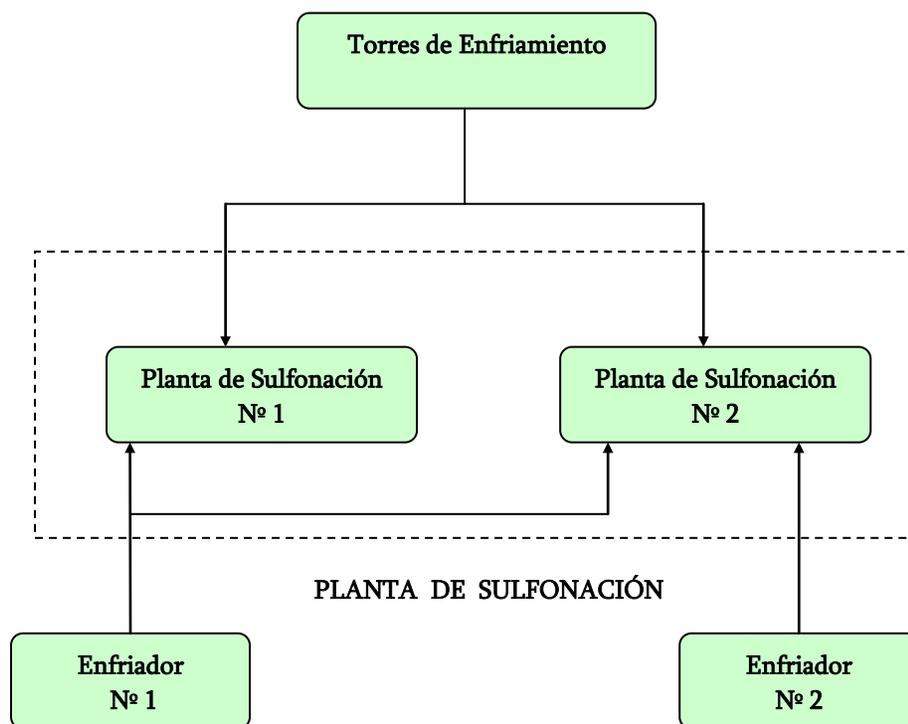
Clariant es una organización mundial líder en especialidades químicas, con 135 años de experiencia. Fue creada en 1995 como una empresa independiente a partir de la escisión del área de productos químicos especiales de Sandoz. En 1997, se fusionó con la división de productos químicos especiales de Hoechst y hoy en día opera con más de 100 empresas en los cinco continentes y cuenta con un recurso humano de aproximadamente 31.000 trabajadores.

*Clariant Venezuela* se encuentra ubicada en la Av. Antón Phillips de la Zona Industrial San Vicente, Estado Aragua y ofrece una completa línea de productos y servicios en base a su experiencia adquirida a lo largo de los años como proveedor de materias primas de productos finales e insumos, para los diferentes procesos industriales de sus clientes.

Clariant está conformada por cuatro sectores independientes que le otorgan una definida estructuración a nivel empresarial. Dichos sectores corresponden a las siguientes divisiones de negocios: *Functional Chemical (FUN)*; *Masterbatches (MB)*; *Pigmentos y Aditivos (P&A)* y *Textil, Leather and Paper (TLP)*. La primera división (FUN), se encarga de la producción de materia prima para diferentes sectores industriales, entre los cuales se encuentran las industrias de: cosméticos, detergentes, lubricantes, especialidades químicas y farmacéuticas aplicadas a las necesidades de los clientes, así como también reactivos y materia prima en general para la industria de petróleo, minera y automotriz. Para esta división opera la Planta de Sulfonación (SO<sub>3</sub>) la cual se divide en dos unidades productivas: planta de sulfonación N°1 y planta de sulfonación N°2, considerándose que la misma está conformada por una gama de

equipos importantes en cuanto a la transferencia de masa y energía.

Para los efectos del control energético del proceso, se dispone de dos torres de enfriamiento acopladas a ambas plantas; dos enfriadores, uno conectado a la planta N°2 y el otro interconectado entre las dos unidades. Adicionalmente, cada una de las plantas de sulfonación cuenta con alrededor de siete (7) intercambiadores de calor de distintos tipos. La estructura del sistema bajo estudio se muestra en la Figura 1.1:



**Figura 1.1: Sistema de enfriamiento de la planta de sulfonación de Clariant Venezuela**

Por otra parte, la diagramación y funcionamiento de la planta de sulfonación se muestra según las figuras 1.2 y 1.3, respectivamente.

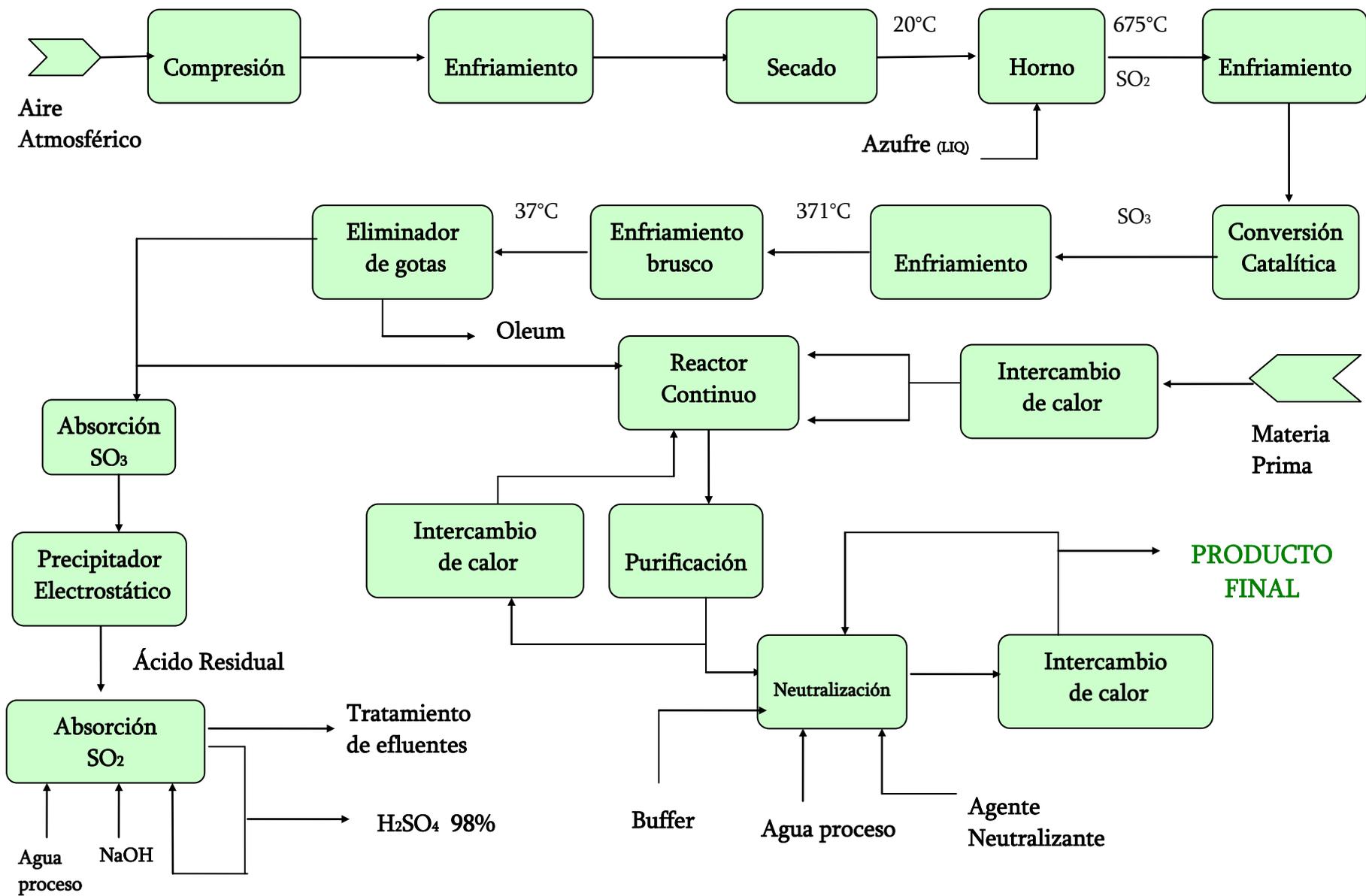


Figura 1.2: Diagrama de bloques de la Planta de Sulfonación N° 2 de Clariant Venezuela

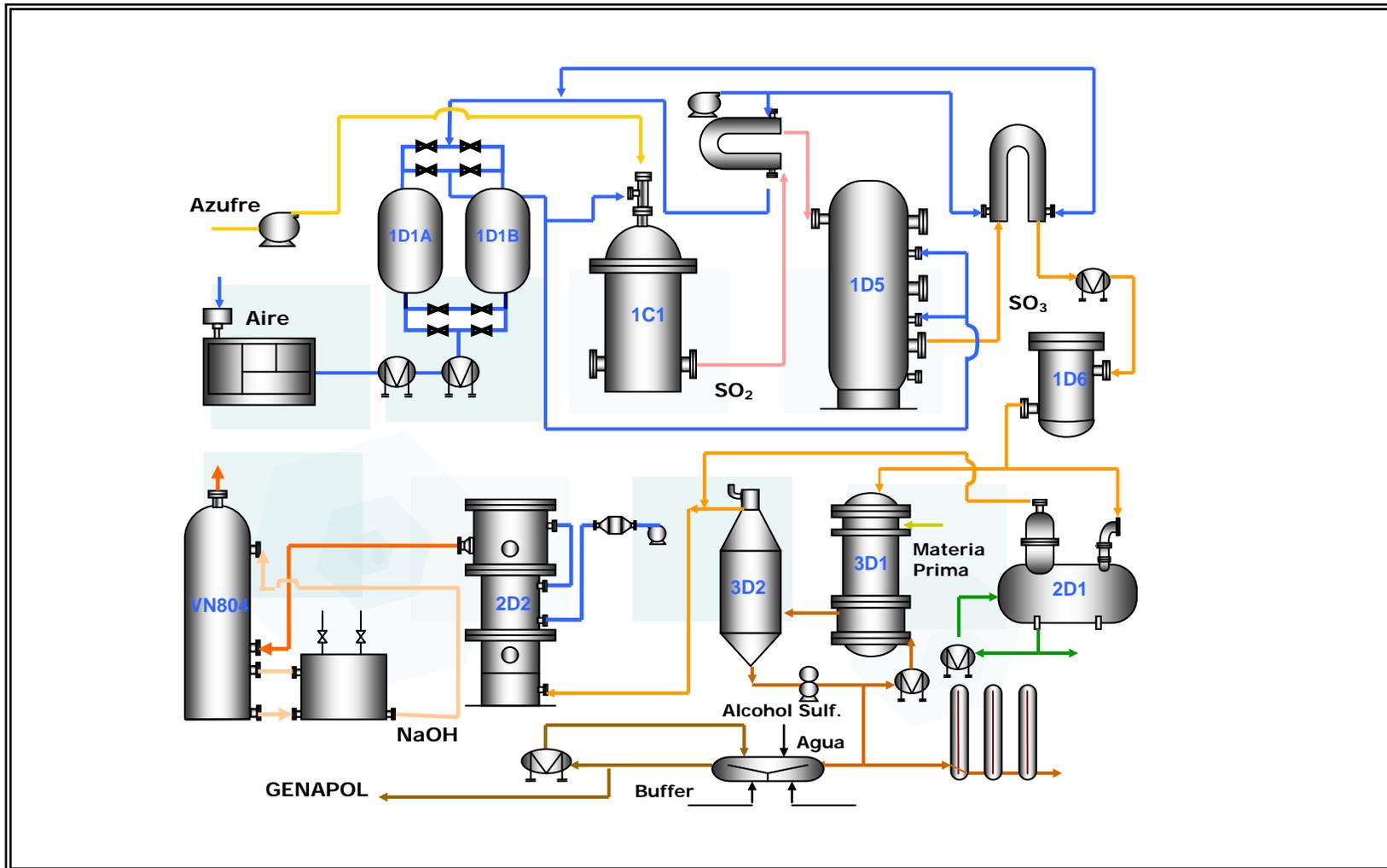


Figura 1.3: Diagrama de flujo de la Planta de Sulfonación

Se introduce aire atmosférico a un horno de reacción, el cual inicialmente es tratado a través de una etapa de compresión, enfriamiento y finalmente secado hasta alcanzar una temperatura de aproximadamente 20°C y un porcentaje muy bajo de humedad (temperatura de rocío de -80°C). Al horno también ingresa una corriente de azufre líquido proveniente de un tanque de almacenamiento, que se encuentra en un rango de temperatura comprendido entre (135-150)°C y es enviado a través de una tubería enchaquetada al horno, en el cual se lleva a cabo la reacción de oxidación del azufre (S) para la formación dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>), el cual sale a una temperatura 675°C aproximadamente.

Debido a este valor de temperatura tan elevado, el gas se hace pasar por un intercambiador de calor en “U” para la unidad 2 y un intercambiador de tubo y carcasa para la unidad 1 que logra disminuir la temperatura hasta 450°C y luego es llevado a un convertidor catalítico que opera en tres (3) etapas y utiliza pentóxido de vanadio como catalizador. En cada etapa se va aumentando la conversión del SO<sub>2</sub> a SO<sub>3</sub> hasta alcanzar un porcentaje de aproximadamente 98% en SO<sub>3</sub>. Posteriormente, la corriente de salida va a un enfriador y la temperatura se disminuye hasta 370°C; luego se pasa por un intercambiador de calor de tubo y coraza en el cual se da una variación de temperatura extrema, logrando llevar la misma a un valor aproximado de 40°C.

La corriente resultante, pasa por un eliminador de gotas donde se produce oleum y ácido sulfúrico (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) por la humedad presente en el gas, además emerge una corriente que se subdivide en dos (2) etapas posteriores. La primera de ellas corresponde a una etapa de absorción, en la cual el SO<sub>3</sub> es enviado a un precipitador electrostático para carbonizar las trazas de humedad y luego a una torre de absorción para el tratamiento de los gases residuales que no reaccionaron, para así liberar al ambiente gases menos tóxicos.

Por otra parte, en la segunda etapa la corriente resultante es enviada a un reactor de película y se pone en contacto con la materia prima dosificada, la cual varía dependiendo del producto que se desee obtener (puede ser alquilbenceno lineal o ramificado, alcohol láurico y alcohol láurico etoxilado). La corriente resultante se envía a un ciclón para retirar las trazas de  $\text{SO}_3$ , mientras que el alcohol sulfatado obtenido como producto es llevado a una bomba de mezcla a la cual se alimenta un neutralizante, este último varía según el tipo de producto que se desee obtener (hidróxido de sodio, amoniaco, trietanolamina) una solución buffer para el control de pH (ácido cítrico), así como también agua de proceso formándose de esta manera el producto final, el cual antes de su almacenamiento y posterior comercialización es pasado por un sistema de intercambio de calor para estabilizar dicha corriente de producto, utilizando agua de enfriamiento como fluido refrigerante.

Los tipos de productos a obtener son: ácido fenilsulfónico lineal o ramificado y una gama de productos conocidos con el nombre comercial de genapoles líquidos o pasta, los cuales varían según cambios en las condiciones de operación y etapas del proceso, así como también por modificaciones en la materia prima.

En particular, los equipos que se evaluarán en el presente trabajo corresponden a: dos (2) torres de enfriamiento, dos (2) *chillers*, siete (7) intercambiadores de calor en planta 1 y seis (6) intercambiadores de calor en planta 2; de los cuales sólo tres (3) son de placas y el resto de tubo y carcasa. Debido a la importancia del control de temperaturas en el proceso, ya que todas las reacciones son exotérmicas, se requiere realizar una evaluación energética en la planta de sulfonación con el fin de determinar la demanda energética global y al mismo tiempo evaluar las condiciones actuales de operación y compararlos con sus respectivos parámetros de diseño, extrapolando los aumentos de capacidad realizados.

## 1.2 FORMULACIÓN DEL PROBLEMA

Las especialidades químicas constituyen un importante sector de la industria lo cual implica una ardua competencia en el mercado. Actualmente, *Clariant Venezuela* abarca gran parte del mercado nacional y el mismo está en crecimiento; debido a esto surge una interrogante: es factible realizar una evaluación energética de la planta de sulfonación de Clariant Venezuela y técnicamente valorar y cuantificar hasta donde sería posible incrementar la rata de producción considerando las condiciones actuales de los equipos y el proceso en sí.

### 1.2.1 Situación Actual

La empresa *Clariant Venezuela* no dispone de datos actualizados con los valores reales de operación que le permitan conocer y poder evaluar las condiciones energéticas de su planta de sulfonación, de manera integrada e individual. Debido a esto, no es posible cuantificar realmente el consumo de energía, además existe la posibilidad de que la oferta de enfriamiento sea menor a la demanda de la planta, lo cual se puede interpretar como una deficiencia en el sistema de enfriamiento, que a su vez representa una limitante para un posible aumento en la capacidad de producción.

### 1.2.2 Situación Deseada

Debido al interés que siempre ha reflejado *Clariant Venezuela* en evaluar y realizar mejoras continuas de sus plantas y procesos de producción, requiere realizar un balance energético en su planta de sulfonación, para así determinar la demanda energética de las mencionadas unidades productivas de la planta, de forma cuantitativa; a partir de un estudio detallado de todos los equipos que allí se encuentran y de las condiciones de operación que varían según el día y el producto en proceso.

En cuanto al alcance de la presente investigación, se determinará la factibilidad de aumentar la capacidad de producción de la planta de sulfonación en base a variaciones en las condiciones de operación de los equipos de intercambio térmico existentes o con la inclusión de un nuevo equipo, determinando sus parámetros característicos de diseño.

### **1.3 OBJETIVOS**

#### **1.3.1 Objetivo General**

Evaluar energéticamente la planta de sulfonación de la empresa Clariant Venezuela a fin de determinar su demanda energética y verificar la capacidad disponible para nuevos proyectos de mejoras en la planta.

#### **1.3.2 Objetivos Específicos**

1.3.2.1 Identificar las condiciones de diseño de los equipos de intercambio térmico presentes en la planta de sulfonación a fin de determinar sus rangos de operación.

1.3.2.2 Cuantificar la demanda energética global de la planta de sulfonación de acuerdo a las condiciones actuales de operación, con el fin de determinar su consumo real.

1.3.2.3 Determinar la capacidad disponible del sistema de enfriamiento de la planta, a fin de establecer comparaciones respecto a su demanda energética.

1.3.2.4 Determinar los parámetros característicos de los equipos de intercambio térmico que conforman la planta, con la finalidad de verificar si operan en condiciones adversas.

1.3.2.5 Presentar propuestas que permitan aumentar la capacidad de enfriamiento de la planta, a partir de la adquisición de un nuevo equipo de enfriamiento o de

modificaciones en los ya existentes.

#### 1.4 JUSTIFICACIÓN

La ejecución de la presente investigación proporciona un aporte significativo para la empresa *Clariant Venezuela*, ya que le permite conocer de forma precisa la demanda energética de su planta de Sulfonación y tener un diagnóstico de la calidad operativa de los equipos presentes en la misma. Además, proporciona un panorama de posibilidades en cuanto a un aumento en su capacidad de enfriamiento.

Por otra parte, esta investigación también realiza un aporte metodológico y científico de las condiciones del proceso, de cómo se puede evaluar en el ámbito energético una planta de producción continua, además de suministrar información que pueda servir de base teórica en el desarrollo de otras investigaciones referidas a la mejora de sistemas de enfriamiento en una planta con características similares.

Como un valor agregado, este trabajo de investigación puede originar el establecimiento de nuevos o más sólidos vínculos entre la Universidad de Carabobo y la Industria Química, favoreciendo de esta forma la participación activa del estudiantado en el desarrollo tecnológico industrial.

Finalmente en el ámbito personal, el desarrollo del presente Trabajo Especial de Grado le brinda a su autor la posibilidad de consolidar conocimientos teóricos adquiridos a lo largo del estudio integral de su carrera y obtener otros de orígenes prácticos y experimentales durante su estadía en la empresa.

## 1.5 LIMITACIONES

El presente trabajo incluye algunas restricciones o limitantes que pueden afectar el desarrollo del mismo, entre las cuales destacan: dificultad en la toma y recolección de datos ya que la planta de sulfonación opera de forma continua, lo cual al momento de realizar las mediciones correspondientes, puede resultar incomodo tanto para el usuario que realiza las mediciones como para el personal que normalmente labora en la planta. Por otra parte, la limitante en la recolección de data también se debe a la inexistencia de algunos instrumentos, específicamente medidores de flujo; así como también, el registro de datos erróneos debido al mal funcionamiento de algunas termocuplas presentes en el sistema bajo estudio.

Adicionalmente, las condiciones climáticas (específicamente de humedad) representan un factor importante que se debe tomar en cuenta en la toma de datos, ya que podría contribuir a la variabilidad de las condiciones de operación del sistema de enfriamiento, debido a que este opera con aire atmosférico.

En importante destacar que la información requerida, consultada y suministrada por la empresa no puede ser publicada en su totalidad en el informe final del Trabajo de Grado, debido a una política interna de confidencialidad que impide que parte de la data sea del dominio público, específicamente la información concerniente a diagramas de bloques, flujo, de instrumentación y tuberías de equipos en particular, correspondientes a la planta de sulfonación.

## CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO REFERENCIAL

*En este capítulo, se presentan todos los antecedentes bibliográficos que sirven de soporte para el progreso de la presente investigación; así como también los fundamentos teóricos asociados al tema, permitiendo una mayor comprensión en el desarrollo del mismo.*

### 2.1 ANTECEDENTES

2.1.1 DÍAZ, Maryori (2001). **“Evaluación energética del aprovechamiento térmico del gas metano en el proceso de producción de envases de vidrio”**. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

El propósito de este estudio consistió en evaluar desde el punto de vista energético el aprovechamiento térmico del gas metano en el proceso de producción de envases de vidrio, mediante el desarrollo de un análisis cualitativo, tecnológico y cuantitativo del mismo, con el fin de determinar las características del desempeño energético de la empresa evaluada. En base a los resultados obtenidos, se puede concluir que la eficiencia de la planta no es lo suficientemente óptima debido a la ausencia de hornos con recuperación de calor, aunado al gran consumo de energía perdida en los gases de chimenea emanados por los hornos. Esta investigación es semejante a la que se realiza actualmente, ya que incluye un balance energético integral en la planta de producción de envases de vidrio, sin embargo, difiere en el enfoque del mismo ya que el estudio es basado en un único servicio industrial, en este caso es el gas metano que está siendo usado como recurso energético (combustible).

2.1.2 LIENDO, K. y A. ROJAS (2002). **“Auditoría energética del sistema de intercambio térmico de una planta de fabricación de lubricantes”**. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

Este trabajo tuvo como objetivo principal realizar una auditoría desde el punto de vista energético en una planta de fabricación de lubricantes, para así determinar las deficiencias del sistema y plantear posibles soluciones, orientadas al ahorro energético

del proceso de producción de la planta. Para ello se estudió detalladamente cada área a través de la elaboración de diagramas de instrumentación y tuberías, seleccionando los equipos de medición de acuerdo a los requerimientos del sistema a auditar; así como también se determinó la demanda energética de acuerdo a condiciones actuales y teóricas del sistema.

Entre las conclusiones más relevantes de esta investigación, se tiene que el máximo requerimiento de aceite térmico se presenta con la mayor combinación de equipos en funcionamiento; así como también que la mayor demanda energética no depende del escenario de operación y los equipos que conforman el sistema de calentamiento de la planta no pueden operar óptimamente en condiciones teóricas.

Esta investigación coincide con la realizada actualmente, debido a que se determina la demanda energética de la planta y se evalúan posibles mejoras del sistema para un aprovechamiento energético más eficiente. Sin embargo, difiere en el tipo de empresa donde se realizó dicha investigación ya que corresponde a una fábrica de lubricantes, mientras que la realizada actualmente es una planta de sulfonación dedicada a la fabricación de surfactantes para el área de limpieza y cosméticos.

2.1.3 MENDOZA, F. y J. MONTILLA (2001). **“Balance energético del sistema de generación y consumo de energía de la industria azucarera Santa Clara C.A.”** Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

El objetivo general de esta investigación fue realizar un balance energético del sistema de generación y consumo de energía en la industria azucarera Santa Clara. Este trabajo incluye un estudio minucioso de la caldera así como también de los equipos rotativos, específicamente de las turbinas, además de un estudio de carácter económico del sistema de generación y consumo. Se concluye una vez obtenidos los resultados

correspondientes, que la demanda energética de la industria es considerablemente mayor que la capacidad actual de generación de los turbogeneradores existentes en dicha industria.

Este estudio difiere del que se realiza en la actualidad, debido a que el mismo se realizó en una industria azucarera y no una planta química donde se fabrican diferentes productos, además de que fue referido a una parte muy específica de la planta, correspondiente al sistema de generación de vapor y consumo y no a la totalidad de la unidad productiva, como es el caso de la investigación actual.

2.1.4 SOTELDO, P. y A. GASSAN (2000). **“Evaluación energética integral de la planta de amoníaco en el complejo morón PDVSA Pequiven”**. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

Este Trabajo Especial de Grado fue basado en la evaluación energética, bajo un enfoque integral de la planta de Amoníaco del complejo Morón de PDVSA Pequiven, a través de la determinación de la demanda energética y el planteamiento de alternativas de mejora con la finalidad de disminuir el consumo energético. A partir de los resultados obtenidos, se concluye que la demanda energética de la planta en operación para la producción de amoníaco es mayor que la requerida en el diseño, debido fundamentalmente a un excesivo uso de la energía en la sección de reformación de dicha planta.

Al comparar con la investigación actual se puede verificar que presentan similitud ya que la finalidad principal del estudio energético es básicamente el mismo; no obstante, la diferencia radica en el tipo de producto fabricado ya que una corresponde a la producción de Amoníaco (líquido) y la otra a la producción de Surfactantes en general.

2.1.5 PENIDO, Enrique (1999). **“Recuperación y aprovechamiento energético de gas metano del Relleno Sanitario de Las Rosas (Departamento de Maldonado)”**. UCC (unidad de cambio climático). Montevideo, Uruguay.

El presente Trabajo Especial de Grado tuvo como objetivo general evaluar la factibilidad de realizar un proyecto de instalación y operación de un sistema que permita capturar el metano originado en el relleno sanitario y utilizarlo como combustible para generar electricidad. Entre los resultados más relevantes se tiene que la implementación del proyecto logra disminuir considerablemente las emisiones a la atmósfera del gas metano así como también aporta un beneficio económico y social debido a la generación de electricidad.

La analogía que presenta dicho trabajo con el desarrollado actualmente está orientada básicamente a la determinación de la demanda energética y a la verificación de un aprovechamiento energético eficiente o ineficiente. Sin embargo, difiere en el enfoque de la investigación ya que la misma está orientada principalmente al ámbito ambiental a partir de la disminución de las emisiones de CH<sub>4</sub>. Por otra parte, la investigación no se lleva a cabo en una planta industrial, además de que involucra el diseño de un sistema para el logro del aprovechamiento energético lo cual difiere con la presente investigación que busca un ahorro de la energía, en caso de que pudiera existir, a partir de la evaluación del sistema ya instalado (planta de sulfonación).

2.1.6 CHAURELL, A. y F. ZURITA (1991). **“Evaluación del sistema de enfriamiento de una planta productora de aceite comestible”**. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

El objetivo primordial de esta investigación fue la evaluación del sistema de enfriamiento de una planta de aceite comestible a fin de diagnosticar sus fallas y aplicar las medidas correctivas pertinentes. Con el establecimiento de balances de masa y

energía se concluye que las torres de enfriamiento operan por encima de su capacidad de diseño.

De todos los trabajos anteriores, este difiere mayormente en la investigación ya que no se refiere a un balance energético de una determinada planta. Sin embargo, sirve de soporte y base para el estudio de los parámetros de diseño y operación de la torre de enfriamiento presente en la planta de Sulfonación, aportando información que puede ser utilizada para el desarrollo y mejor utilización de esta unidad.

## 2.2 FUNDAMENTOS TEÓRICOS

### 2.2.1 Definición de Surfactantes

Los agentes de actividad superficial o **surfactantes**, son moléculas que contienen un segmento liposoluble (soluble en aceite) y otro hidrosoluble (soluble en agua); la solubilidad parcial tanto en agua como en aceite permite al surfactante ocupar la interfase. También se consideran sustancias químicas que reducen la tensión superficial de los líquidos (*tensoactivos*) y pueden ser clasificados por la carga iónica de la parte superficialmente activa de la molécula. (Salager, 2004).

### 2.2.2 Clasificación de los Surfactantes

Desde el punto de vista comercial los surfactantes se clasifican de acuerdo a su uso, es decir a su propiedad de mayor interés práctico en cuanto a la aplicación: jabón, detergente, emulsionante, bactericida, inhibidor de corrosión, dispersante, tensoactivo, humectante, etc. Sin embargo, la mayoría de los surfactantes poseen varias de estas propiedades simultáneamente y por lo tanto una clasificación de este tipo sería muy confusa. En consecuencia, resulta más adecuado clasificar los surfactantes de acuerdo a su tipo de

molécula, más particularmente en base al tipo de disociación de su molécula en solución como se muestra a continuación:

#### 2.2.2.1 Surfactantes Aniónicos

Son aquellos que en solución acuosa se disocian en un anión anfífilo y un catión, el cual es generalmente un metal alcalino o un amonio cuaternario. Contienen generalmente uno de cuatro grupos polares solubles (carboxilato, sulfonato, sulfato o fosfato) combinado con una cadena hidrocarbonada lipofílica. Si dicha cadena es corta, resultan compuestos muy hidrosolubles y en caso contrario, tendrán baja hidrosolubilidad y actuarán en sistemas no acuosos como aceites lubricantes. Dentro de esta clasificación, se encuentran los surfactantes de mayor producción: detergentes como alquilbenceno sulfonatos lineales (LABS), jabones o sales de ácidos carboxílicos grasos, espumantes como el lauril éster sulfato y los alquil sulfatos (AS) derivados principalmente del petróleo y de alta utilización en la industria de detergentes.

#### 2.2.2.2 Surfactantes Catiónicos

Son aquellos que se disocian en un catión anfífilo y un anión generalmente de tipo halogenado. Estos surfactantes se usan solamente en aplicaciones especiales donde la carga positiva del anfífilo produce ventajas como en enjuagues o emulsiones asfálticas.

En la mayoría de los casos corresponden a un grupo amonio terciario o cuaternario; las sales de cadenas larga de amonio terciarias, obtenidas por neutralización de las aminas con ácidos orgánicos o inorgánicos, son raramente usadas en detergentes y preparaciones para limpieza. Su principal aplicación está en el tratamiento de textiles y ocasionalmente como suavizantes tipo rinse; así como también en el área cosmética su aplicación está restringida a especialidades. Las sales de amonio cuaternarias con un solo grupo alquilo (C12-C18), o dos grupos más cortos (C8-C10) son usados como sustancias activas antimicrobianas. Debido a su

capacidad para adsorber sobre fibras o cabello, los inicialmente mencionados sirven como acondicionadores para el cabello.

#### 2.2.2.3 Surfactantes No-Iónicos

En contraste a sus contrapartes iónicas, este tipo de surfactantes no se disocian en iones hidratados en medios acuosos; las propiedades hidrofílicas son provistas por hidratación de grupos amido, amino, éter o hidroxilo. Cuando existe un número suficiente de estos grupos la solubilidad acuosa es comparable con la de los surfactantes iónicos.

Por orden de importancia industrial vienen justo después de los aniónicos, y hoy en día su producción está aumentando. Las aplicaciones son extensas y dependen de la cantidad de grupos polares presentes, que determinaran la solubilidad tanto en agua como en aceite. Una gran parte de estos surfactantes son alcoholes o fenoles etoxilados (lavaplatos, champúes), ciertos derivados del sorbitol producen surfactantes no-tóxicos para uso farmacéutico o alimenticio.

#### 2.2.2.4 Otros Surfactantes

La combinación en la misma molécula de un grupo con tendencia aniónica y de un grupo con tendencia catiónica produce un surfactante anfotérico, como por ejemplo los aminoácidos, las betainas o los fosfolípidos. Una de las características principales de este tipo de surfactantes es que según el pH del medio una de las dos disociaciones prevalece.

Este tipo de surfactante se usa sólo en casos particulares debido a su alto costo, recientemente se ha producido surfactantes poliméricos al injertar sobre una macromolécula un cierto número de grupos hidrofílicos, o al producir la policondensación de grupos con ciertas características polares y apolares (óxido de etileno, óxido de propileno).

### 2.2.3 Propiedades de los Surfactantes

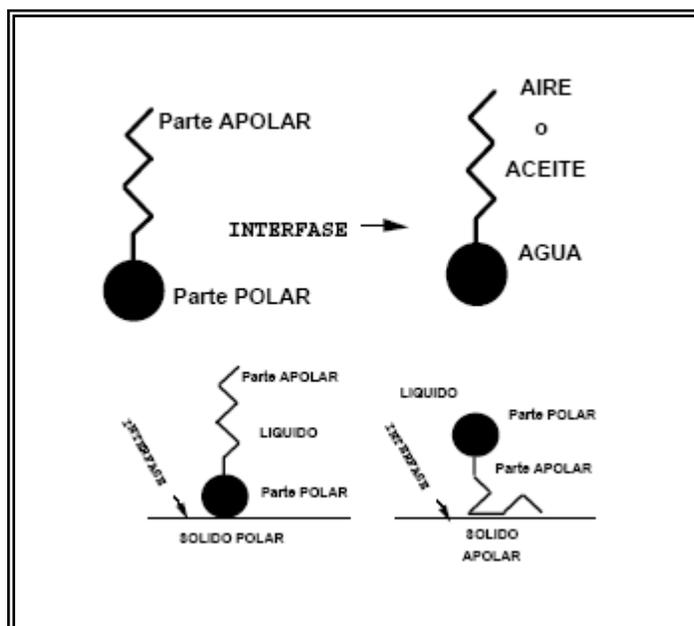
#### 2.2.3.1 Carácter Anfífilo

Típicamente un **anfífilo** tiene una molécula que se puede dividir en dos partes, de un lado una parte *polar* que contiene heteroátomos tales como: O, S, N, P, los cuales se presentan en grupos funcionales como: alcohol, tiol, éter, éster, sulfato, sulfonato, fosfato, amina, amida, etc., y de otra parte, un grupo *apolar* compuesto en general por un hidrocarburo parafínico, cicloparafínico o aromático, el cual puede eventualmente contener halógenos. El segmento polar tiene afinidad por los solventes polares, particularmente el agua, mientras que la región apolar tiene correspondencia por los solventes orgánicos, específicamente los hidrocarburos, aceites o grasas o simplemente se dice que está repelida por el agua. Por esta razón, la fracción polar se denomina también *hidrofílica*, mientras que a la apolar le corresponde el nombre de *lipofílico* o *hidrófobo*. (Salager, 2004).

Debido a su doble afinidad, una molécula anfífila no se encuentra "*cómoda*" ni en solvente polar, ni en solvente orgánico. Para satisfacer ambos tipos de afinidades, el grupo polar debe estar solvatado por un solvente polar, mientras que el grupo apolar debe encontrarse en un solvente orgánico o por lo menos fuera del solvente polar y tales condiciones, ocurren solamente en la frontera de dos fases. Se llamará **superficie** la frontera entre una fase condensada y un gas, e **interfase** la frontera entre dos fases condensadas, es decir dos líquidos, o un líquido y un sólido. Ya que las sustancias anfífilas tienen una fuerte tendencia en migrar hacia una superficie o una interfase (*adsorción*), se han denominado también *Surfactantes*.

La figura 2.1 muestra que la ubicación hacia la superficie o a la interfase es la única forma que tiene un surfactante para satisfacer su doble afinidad, grupo hidrofílico-agua y grupo apolar-aceite. Nótese, que las interacciones entre el grupo polar ionizado o el agua son típicamente diez veces más intensas, que las interacciones apolares (London) entre grupos

metilenos. En consecuencia, un balance de interacciones polar-apolar implica que un surfactante posee un grupo apolar netamente más grande que su grupo polar ionizado, por ello un surfactante se esquematiza a menudo con una pequeña “cabeza” polar y una larga “cola” apolar.



*Fuente: (Rojas, 1995)*

**Figura 2.1: Ubicación de la molécula de surfactante en la interfase**

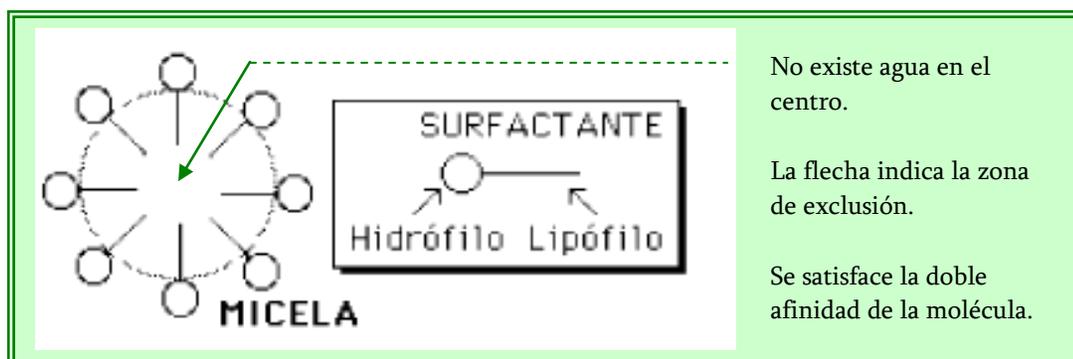
### 2.2.3.2 Adsorción

Cuando una molécula de surfactante se ubica en forma orientada en una interfase se dice que se adsorbe. La adsorción es un fenómeno espontáneo impulsado por la disminución de energía libre del surfactante al ubicarse en la interfase y satisfacer su doble afinidad.

### 2.2.3.3 Asociación (CMC)

Una propiedad fundamental de los surfactantes en solución acuosa es su capacidad de auto-asociación. La formación de una monocapa más o menos densa de surfactante en una interfase es la primera manifestación de la tendencia a asociarse. Cuando la concentración de

surfactante aumenta en la fase acuosa, se produce rápidamente la saturación del área interfacial, y como consecuencia el número de moléculas disueltas tiende a aumentar. A partir de cierta concentración, llamada concentración micelar crítica (CMC), el surfactante produce estructuras poliméricas de asociación llamadas micelas. Generalmente, esféricas y contienen varias decenas de moléculas orientadas de tal forma que la parte apolar se sustrae del ambiente acuoso (véase figura 2.2).



*Fuente: (Rojas, 1995)*

**Figura 2.2: Formas de asociación de un surfactante**

La concentración micelar crítica o CMC es la concentración a partir de la cual las fuerzas que favorecen la formación de micelas (efecto hidrófobo), dominan a las fuerzas que se oponen a esta (repulsión entre partes polares). Las soluciones micelares poseen una propiedad muy importante, llamada capacidad de solubilización. Pueden solubilizar sustancias apolares (aceites) o anfífilas en cantidades considerables, dentro o en la superficie de las micelas. En casos extremos, se pueden producir soluciones micelares que contienen más aceite que agua, tales sistemas de alta solubilización se llaman microemulsiones o cristales líquidos según el estado de fluidez.

#### 2.2.3.4 Influencia de la Temperatura

La temperatura influye de forma significativa dependiendo del tipo de surfactante, según la presencia de carga iónica. A continuación, se presentan los términos asociados a la

variación de la temperatura y a su influencia en la molécula del surfactante, siendo temperatura de kraft para surfactantes iónicos y punto de turbidez para los no-iónicos.

❖ Punto de Turbidez

En los surfactantes no-iónicos existe una característica muy especial que es el punto de turbidez, este es esencialmente independiente de la concentración de surfactante. A medida que aumenta la temperatura, se van desolvatando las cadenas polióxido de etileno y como consecuencia se reduce la hidrofiliidad del surfactante. La CMC del surfactante disminuye y el número de agregación crece; las micelas aumentan de tamaño, y al llegar a cierto valor (centenares de Angstroms) empiezan a interactuar con la luz, produciendo una opalescencia que se denomina punto de turbidez. Si se sigue aumentando la temperatura, las micelas llegan a un tamaño suficiente (micrómetro) para que la gravedad las pueda sedimentar, produciéndose una separación de fase.

❖ Temperatura de Kraft

Al aumentar la temperatura, la solubilidad de los surfactantes iónicos tiende a aumentar. Este aumento es relativamente lento, sin embargo, a partir de una cierta temperatura llamada temperatura de Kraft, se observa que la solubilidad aumenta muy rápidamente y puede llegar a una miscibilidad en todo el rango de composición unos pocos grados después.

Esto indica que el modo de solubilización del surfactante cambia a la temperatura de Kraft; de solubilización monomolecular, pasa a ser una solubilización micelar. Por lo tanto, la temperatura de Kraft corresponde al punto donde la solubilidad del surfactante alcanza su CMC. Debajo de la temperatura de Kraft, el surfactante no es bastante soluble para que esté en concentración suficiente como para formar micelas, y el equilibrio se hace entre una solución monomolecular y el surfactante sólido precipitado.

## 2.2.4 Sulfonación y Sulfatación

Los productos sulfonados o sulfatados representan aproximadamente la mitad de la producción de surfactantes. Con pocas excepciones de menor importancia, se fabrican por sulfonación o sulfatación de alquilbencenos, alfa-olefinas, y alcoholes con o sin grupos óxido de etileno. Los principales reactivos son el ácido sulfúrico, el oleum, el ácido clorosulfónico y en su mayoría el trióxido de azufre, desde hace unas dos décadas aproximadamente.

A partir de la Sulfonación/Sulfatación se producen sustancias químicas básicas para la fabricación de detergentes, emulsificantes, entre otros. Considerándose el  $\text{SO}_3$  como materia prima, se denomina entonces sulfonación cuando se produce la reacción entre el trióxido de azufre y un grupo alquil lineal o ramificado (alquilbenceno), mientras que en la sulfatación, es la reacción del trióxido de azufre con un alcohol láurico o alcohol láurico etoxilado.

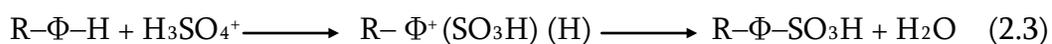
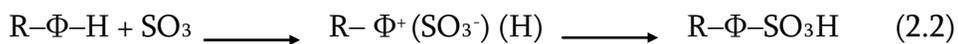
### 2.2.4.1 Mecanismos de Sulfonación

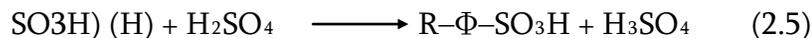
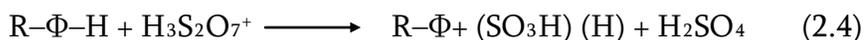
#### ❖ *Sustitución electrofílica sobre un aromático*

Se aplica a los alquil-bencenos, y se procede en dos etapas. Primero se produce un complejo sigma, el cual expulsa el protón en la segunda etapa.



Donde  $\text{X}^+$  es el electrófilo:  $\text{SO}_3$ ,  $\text{H}_2\text{SO}_4\text{H}^+$  ó  $\text{SO}_3\text{H}^+$  según las condiciones de reacción, la temperatura y la acidez del medio influyen la posición de la sulfonación. Sin embargo, con alquilbencenos de cadena larga los efectos estéricos orientan la sustitución casi siempre en posición *para* respecto a la cadena alquil. Las reacciones pueden escribirse de diferentes formas según el medio, como se muestra a continuación:





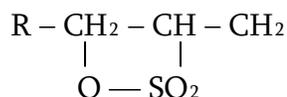
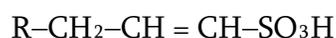
❖ *Adición sobre una olefina*

La reacción debe hacerse en presencia de trióxido de azufre o de un complejo concentrado de éste (oleum), ya que el ácido sulfúrico produce sulfatos. Dos mecanismos se han encontrado según los casos; uno con intermediario iónico y otro mediante radical libre.

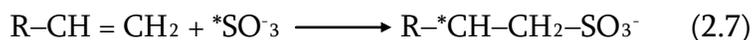
El mecanismo iónico empieza por una adición electrofílica sobre el alqueno para producir un complejo iónico. Ya que el enlace C-S es muy estable, no se produce migración del grupo sulfonato, el cual está en extremidad de cadena según la regla de Markovnikov.



El complejo puede evolucionar, según las condiciones, para dar paso a los siguientes productos:



La sulfonación puede producirse de la misma forma con acetyl sulfato (anhídrido acético/ ácido sulfúrico) o ácido clorosulfónico (SO<sub>3</sub>-HCl). Según las condiciones, el grupo ácido sulfónico sustituye el H del ácido, o un H en posición alfa del doble enlace. Con ésteres, se produce una adición sobre el doble enlace para producir sulfonatos, sulfatos o sulfosucinatos; también puede realizarse por un mecanismo que involucra un radical libre. Con bisulfato de amonio y con iniciador peracídico se obtiene la reacción que sigue:



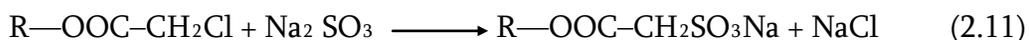
❖ *Sustitución sobre un carbono saturado*

Los ácidos grasos saturados con larga cadena reaccionan con el trióxido de azufre o el ácido clorosulfónico para producir un alfa-sulfoácido, véase las reacciones siguientes:



En presencia de un agente oxidante capaz de producir radicales por reacción fotoquímica (cloro, oxígeno), el dióxido de azufre puede combinarse con una parafina para producir un cloruro de sulfonilo ( $\text{RSO}_2\text{Cl}$ ) o un perácido sulfónico.

La reacción de Strecker entre el ión sulfito y un cloroalcano permite también introducir un grupo ácido sulfónico sobre una parafina. Se calienta un bisulfito con el cloroalcano para producir el desplazamiento del cloro por sustitución nucleofílica ( $\text{SN}_2$ ). Esto permite sulfonar surfactantes con cadena polióxido de etileno, o grupos ester (por ejemplo alquil-1-sulfoacetato).



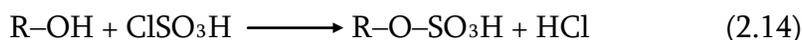
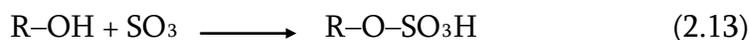
#### 2.2.4.2 Mecanismo de sulfatación

La sulfatación o adición de un grupo sulfato se produce o bien sobre un doble enlace, o bien por esterificación de un alcohol.

❖ *Esterificación de un alcohol*

Esta reacción se utiliza ampliamente para producir alcohol (éster) sulfato como el laurilsulfato (ampliamente utilizado en la industria del detergente y cosmética), a

partir de alcoholes derivados de ácidos grasos. La reacción puede producirse con trióxido de azufre, ácido sulfúrico o ácido clorosulfónico (en laboratorio), como se puede contemplar a continuación:



❖ *Adición sobre un doble enlace*

La adición de ácido sulfúrico sobre el etileno es la vía más utilizada para llegar al etanol sintético (por hidrólisis del ester). Con una alfa-olefina se obtiene el ácido alquil-1-sulfúrico:



❖ *Reacciones secundarias*

Varias reacciones secundarias pueden producirse durante el proceso de producción de surfactantes a partir del mecanismo de sulfatación, tales como:

-  Producción de un éter.
-  Deshidratación del alcohol (en particular un medio muy ácido).
-  Oxidación del alcohol a aldehído o ácido.

### 2.2.5 Balance de energía

La ley de la conservación de energía enuncia que toda la energía que entra a un proceso es igual a la energía que sale del mismo más la acumulada. Esta puede manifestarse de varias formas: entalpía, eléctrica, cinética, potencial, química (en términos de  $\Delta H$  de reacción), trabajo y flujo de calor. El balance de energía macroscópico global (véase ecuación I) alrededor de un sistema genérico, se muestra a continuación:

$$\left( \begin{array}{c} \text{Acumulación} \\ \text{de energía} \end{array} \right) = \left( \begin{array}{c} \text{Entrada} \\ \text{de energía} \end{array} \right) - \left( \begin{array}{c} \text{Salida} \\ \text{de energía} \end{array} \right) + \left( \begin{array}{c} \text{Generación} \\ \text{de energía} \end{array} \right) - \left( \begin{array}{c} \text{Consumo} \\ \text{de energía} \end{array} \right) \quad \text{(I) (Himmelblau, 1997)}$$

Aún cuando no sea posible determinar el contenido total de energía calorífica de un cuerpo, si puede medirse la cantidad que se toma o que cede al ponerse en contacto con otro cuerpo a diferente temperatura. Esta cantidad de energía en tránsito de los cuerpos de mayor temperatura a los de menor temperatura se denomina **calor**. Este se le llama *calor sensible* (véase ecuación II) cuando involucra una variación de temperatura y *calor latente* (véase ecuación III) cuando involucra un cambio de fase a temperatura constante.

$$Q = m \cdot C_p \cdot (T_f - T_i) \quad \text{(II) (Incropera, 1999)}$$

Donde:

Q: Flujo de calor sensible cedido o absorbido, kcal/h

m: Flujo másico del fluido de interés, kg/h

C<sub>p</sub>: Capacidad calorífica del fluido, kcal/kg K

T<sub>f</sub>: Temperatura final, °C

T<sub>i</sub>: Temperatura inicial, °C

$$Q = m \cdot h_{fg} \quad \text{(III) (Incropera, 1999)}$$

Donde:

Q: Flujo de calor latente, kcal/h

h<sub>fg</sub>: Entalpía de vaporización del fluido de interés, kcal/kg

## 2.2.6 Fundamentos Básicos de Transferencia de Calor

En la actualidad, la transferencia de calor se encuentra presente en la mayoría de las industrias y en especial en las plantas químicas, donde se hace necesario la transmisión de energía de un cuerpo frío a otro caliente o viceversa. Se dice entonces, que es la ciencia que trata de predecir el intercambio de energía que puede tener lugar entre cuerpos materiales, como resultado de una diferencia de temperatura. (Holman, 1998).

En la planta de sulfonación de Clariant, objeto de esta investigación, se encuentran una gama de equipos utilizados para la transferencia de energía, debido a la naturaleza altamente exotérmica de todas las reacciones que se llevan a cabo durante el proceso de producción. Entre estos equipos, se encuentran intercambiadores de calor de placas y de haz de tubos y carcasa, torres de enfriamiento y enfriadores (conocidos en el argot industrial como *chillers*).

### 2.2.6.1 Mecanismos de transferencia de calor

Existen tres formas distintas de transferencia de calor de un cuerpo a otro, los cuales pueden actuar de forma individual o combinada, estos son: *Conducción*, *Convección* y *Radiación*.

#### **Conducción**

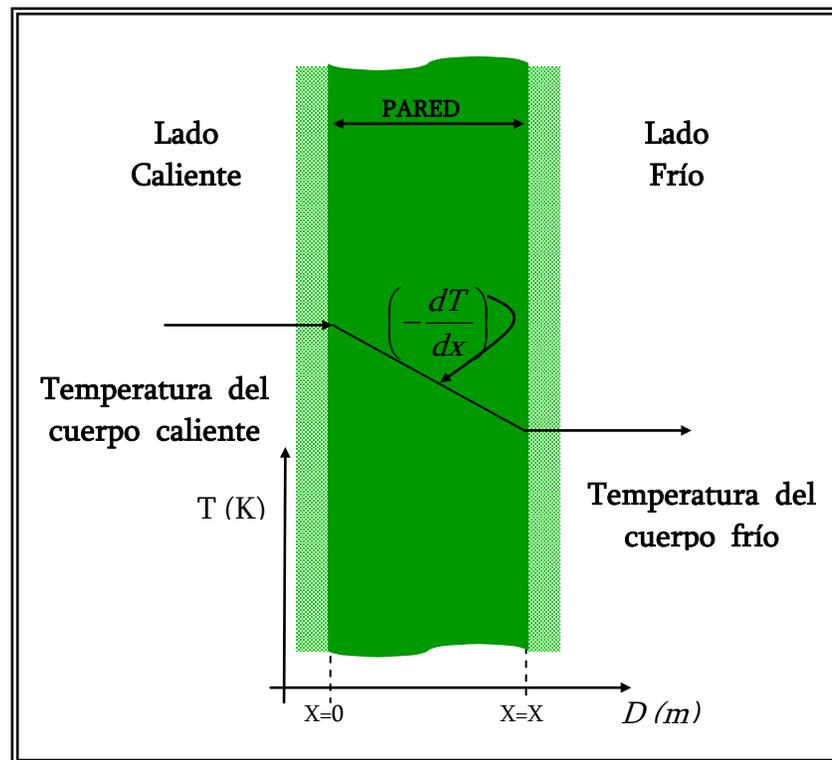
La conducción es una forma de transferencia térmica según la cual, el calor *viaja* desde una región de temperatura elevada a otra de menor temperatura, pudiendo aparecer en sólidos, líquidos y gases. Para el caso de los líquidos y gases, la conducción se encuentra normalmente en combinación con la convección, mientras que la conducción pura tiene lugar fundamentalmente, en los sólidos opacos. Es decir, la convección se considera la transferencia de calor a través de un material fijo. (Kern, 1984).

La transferencia de calor por medio de la conducción se logra a través de dos mecanismos, el primero es la interacción molecular, en el cual las moléculas de niveles energéticos relativamente mayores ceden energía a moléculas adyacentes en niveles inferiores. El segundo mecanismo de conducción es el de electrones libres, el cual se presenta principalmente en sólidos metálicos puros. La facilidad que tienen los sólidos para conducir el calor varía directamente con la concentración de electrones libres; por ello, se espera que los metales puros sean los mejores conductores de calor. (Welty, 1993).

El mecanismo de conducción se describe según la primera ley de Fourier, en la cual se establece que la tasa de transferencia de calor en una dirección dada ( $Q_x$ ) es proporcional al gradiente de temperatura diferencial ( $dT/dx$ ), a la naturaleza del medio conductor (la cual viene dada por la constante de conductividad,  $k$ ) y al área normal a la dirección del flujo de calor ( $A$ ), como se muestra a continuación:

$$Q_x = -k \cdot A \cdot \frac{dT}{dx} \quad (\text{IV}) \quad (\text{Kern, 1984})$$

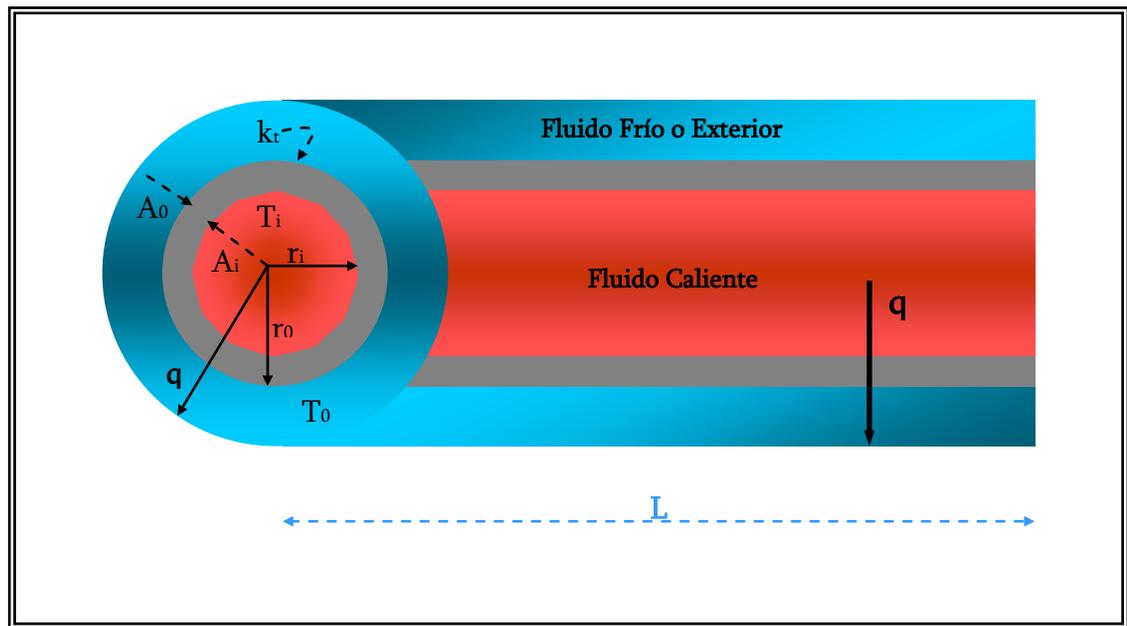
En dicha ecuación,  $T$  representa la temperatura en grados Kelvin,  $x$  es la dirección del flujo de calor expresada en metros,  $A$  es la superficie de intercambio térmico en  $m^2$ ,  $Q_x$  corresponde al flujo de calor en  $W$  y finalmente la conductividad térmica  $k$  se expresa en unidades de  $W/m \cdot K$ . A continuación, se muestra una figura representativa del flujo de calor por conducción a través de una pared estacionaria:



Fuente: (Kern, 1984)

Figura 2.3: Flujo de calor a través de una pared estacionaria

Por otra parte, el mecanismo de transferencia de calor por conducción está comúnmente presente en paredes cilíndricas, a continuación se ilustra la sección transversal de una tubería cilíndrica, en la cual la velocidad de transferencia de calor ( $q$ ) va en dirección radial, desde el interior del tubo (terminal caliente) hasta el exterior del mismo (terminal frío).



Fuente: propia

Figura 2.4: Flujo de calor a través de una tubería cilíndrica

Tomando como base la figura anterior, cabe presentar la ecuación que describe el flujo de calor por conducción a través de una tubería metálica:

$$q = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_t \cdot L \cdot (T_i - T_o)}{\ln\left(\frac{r_o}{r_i}\right)} \quad (V) \quad (\text{Kern, 1984})$$

### Convección

Este mecanismo de transmisión de calor involucra el intercambio de energía entre un fluido y una superficie o interfase. Existen dos tipos de procesos convectivos que son: la

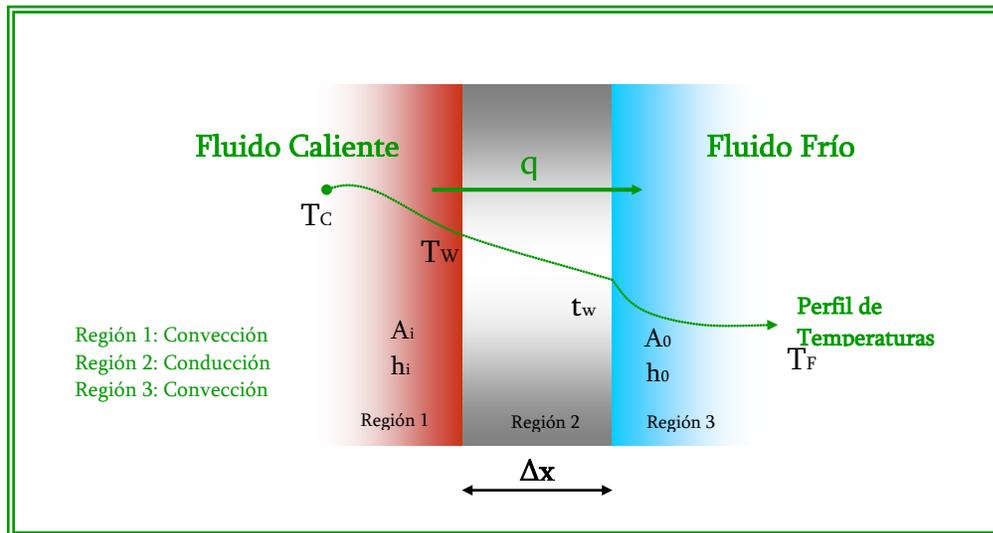
convección natural o libre y la convección forzada. En la primera, los cambios de densidad en el fluido a consecuencia del intercambio de energía provocan un movimiento natural del fluido; por el contrario, en la convección forzada se obliga el movimiento del fluido por una superficie, debido al efecto de un agente externo tal como un ventilador o una bomba. (Welty, 1993).

Para expresar el efecto global de la convección, se utiliza la ley de Newton del enfriamiento:

$$q = h \cdot A \cdot (T_p - T_\infty) \quad (\text{VI}) \quad (\text{Holman, 1998})$$

El flujo de calor transferido ( $q$ ), se relaciona con la diferencia global de temperaturas entre la pared ( $T_p$ ) y el fluido no perturbado ( $T_\infty$ ), así como el área de la superficie ( $A$ ). La magnitud  $h$  se denomina *coeficiente de transferencia de calor por convección*, para algunos sistemas puede hacerse un cálculo analítico del mismo; sin embargo, en situaciones complejas debe determinarse experimentalmente y se expresa en unidades de  $\text{W/m}^2 \text{ K}$ . Depende, en general, de algunas propiedades inherentes al flujo del fluido, como son su densidad, viscosidad y velocidad, y de sus propiedades térmicas: conductividad y calor específico.

Los dos mecanismos de transmisión de calor vistos anteriormente, *conducción y convección*, es muy común que se presenten de manera simultánea, es decir, que se combinen en un mismo caso particular. Obsérvese la figura 2.5, la cual muestra el perfil de temperaturas de una pared cilíndrica y permite presentar las ecuaciones correspondientes de mecanismos de transferencia de calor combinados:



Fuente: propia

Figura 2.5: Mecanismos combinados de transferencia de calor a través de una tubería cilíndrica

Como se ilustra en la figura anterior, desde el fluido caliente de temperatura  $T_c$  hasta la periferia de la pared de área  $A_i$  y temperatura  $T_w$ , se realiza la transferencia de energía mediante el mecanismo de convección. Seguidamente, desde el área interna de la tubería cilíndrica hasta la superficie externa de la misma, de temperatura  $t_w$ , se lleva a cabo la conducción y finalmente convección desde la pared metálica externa hacia la región del fluido frío. A continuación, se describe mediante las ecuaciones correspondientes lo ocurrido en cada una de las regiones mostradas en la figura anterior:

❖ *Región 1*

$$q = h_i \cdot A_i \cdot (T_c - T_w) \quad (\text{VII}) \quad (\text{Welty, 1993})$$

❖ *Región 2*

$$q = \frac{k_t \cdot A}{\Delta x} \cdot (T_w - t_w) \quad (\text{VIII}) \quad (\text{Welty, 1993})$$

❖ *Región 3*

$$q = h_o \cdot A_o \cdot (t_w - T_f) \quad (\text{IX}) \quad (\text{Welty, 1993})$$

Igualando las tres ecuaciones anteriores correspondientes a las resistencias convectivas y refiriéndolas al área externa  $A_0$ , se tiene la siguiente expresión de transferencia de calor en una pared cilíndrica:

$$q = \frac{A_0 \cdot (T_C - T_F)}{\frac{D_0}{h_i \cdot D_i} + \frac{D_0 \cdot \ln\left(\frac{D_0}{D_i}\right)}{2 \cdot k_t} + \frac{1}{h_0}} \quad (\text{X}) \quad (\text{Kern, 1984})$$

Tomando como base la ecuación anterior, conviene introducir una nueva expresión para la rapidez de transferencia de calor cuando están involucrados mecanismos combinados:

$$q = U_0 \cdot A_0 \cdot (T_C - T_F) \quad (\text{XI}) \quad (\text{Welty, 1993})$$

Esta ecuación involucra un término del cual aún no se ha hecho referencia, este es, el coeficiente global de transferencia de calor  $U$  ( $U_0$  para la ecuación XI, ya que está referido al área externa) el cual representa el inverso de las resistencias térmicas involucradas en la transmisión de energía, como se verá a continuación:

$$U = \frac{1}{A \cdot \Sigma R_i} \quad (\text{XII}) \quad (\text{Welty, 1993})$$

Aplicando la ecuación XII al ejemplo presentado con anterioridad (véase figura 2.5), la expresión del coeficiente global de transferencia de calor referida al área externa es la que sigue:

$$U_0 = \frac{1}{\frac{D_0}{h_i \cdot D_i} + \frac{D_0 \cdot \ln\left(\frac{D_0}{D_i}\right)}{2 \cdot k_t} + \frac{1}{h_0}} \quad (\text{XIII}) \quad (\text{Kern, 1984})$$

Donde:

$U_0$ : Coeficiente global de transferencia de calor referido al área externa,  $\text{W/m}^2 \text{K}$

$h_i$ : Coeficiente convectivo interno,  $\text{W/m}^2 \text{K}$

$h_0$ : Coeficiente convectivo externo,  $\text{W/m}^2 \text{K}$

$k_t$ : Conductividad térmica del material de los tubos,  $\text{W/m K}$

$D_i$ : Diámetro interno de los tubos, m

$D_o$ : Diámetro externo de los tubos, m

Esta ecuación es válida sólo para equipos nuevos, en el caso particular de intercambiadores de calor sólo es aplicable para tubos limpios (libre de incrustaciones en la superficie) y se conoce como *coeficiente global limpio*. Con frecuencia resulta imposible predecir el coeficiente de transferencia de calor global de un intercambiador de calor al cabo de un cierto tiempo de funcionamiento, teniendo sólo en cuenta el análisis térmico.

Durante el funcionamiento con la mayoría de los líquidos y con algunos gases, se van produciendo gradualmente unas películas de suciedad sobre la superficie en la que se realiza la transferencia térmica, que pueden ser óxidos, incrustaciones calizas, lodos, carbonilla u otros precipitados; el efecto que ésta suciedad origina se conoce con el nombre de *incrustaciones* y provoca un aumento de la resistencia térmica del sistema.

Debido a la incidencia que pueden tener estas incrustaciones en la obtención del flujo real de transferencia de calor, se hace necesaria su determinación cuantitativa. Esto se logra a partir de un término denominado *factor de ensuciamiento R*, el cual relaciona los coeficientes globales de transferencia calor en condiciones iniciales y en operación, como se verifica en la siguiente ecuación:

$$R = \frac{1}{U_s} - \frac{1}{U_L} \quad (\text{XIV}) \quad (\text{Fernández, 2002})$$

Donde:

$U_L$ : Coeficiente global de transferencia de calor limpio,  $\text{W/m}^2 \text{K}$

$U_s$ : Coeficiente global de transferencia de calor sucio,  $\text{W/m}^2 \text{K}$

La ecuación que permite determinar el coeficiente global sucio, es decir considerando las incrustaciones en la superficie de los tubos, es la que sigue a continuación:

$$U_s = \frac{U_L}{1 + R \cdot U_L} \quad (\text{XV}) \quad (\text{Fernández, 2002})$$

### **Radiación**

La forma radiativa de la transmisión del calor se caracteriza porque la energía se transporta en forma de ondas electromagnéticas, que se propagan a la velocidad de la luz. (Fernández, 2002).

La transferencia de calor por radiación no requiere de un medio para propagarse. Por el contrario, el intercambio radiante entre las superficies es máximo cuando no existe un material que ocupe el espacio intermedio. El intercambio de energía radiante puede ocurrir entre dos superficies, entre una superficie y un medio participante o una interacción compleja entre varias superficies y fluidos. Existen expresiones asociadas a la radiación que describen su comportamiento, sin embargo no son de interés para el desarrollo de esta investigación.

#### **2.2.6.2 Equipos de Transferencia de Calor**

A nivel industrial, la transferencia de calor representa una de las operaciones unitarias más comúnmente utilizada ya que se requiere calentar o enfriar diferentes sustancias, sea materia prima, productos finales o servicios industriales, en al menos una de las etapas del proceso de manufactura. Para ello existen distintos equipos de transferencia de calor, de los cuales se mencionará los de utilidad para el avance de este proyecto.

### **Intercambiadores de calor**

El papel de los intercambiadores de calor ha adquirido una gran importancia ante la necesidad de ahorrar energía y disponer de equipos óptimos no sólo en función de su análisis

térmico y del rendimiento económico de la instalación, sino también en función de otros factores como el aprovechamiento energético del sistema y la disponibilidad y cantidad de energía y de materias primas necesarias para cumplir una determinada función.

Los intercambiadores de calor son tan importantes y tan ampliamente utilizados en la industria, que su diseño ha experimentado un gran desarrollo, existiendo en la actualidad normas ideadas y aceptadas por TEMA que especifican con detalle los materiales, métodos de construcción, técnicas de diseño y sus dimensiones. (Fernández, 2002).

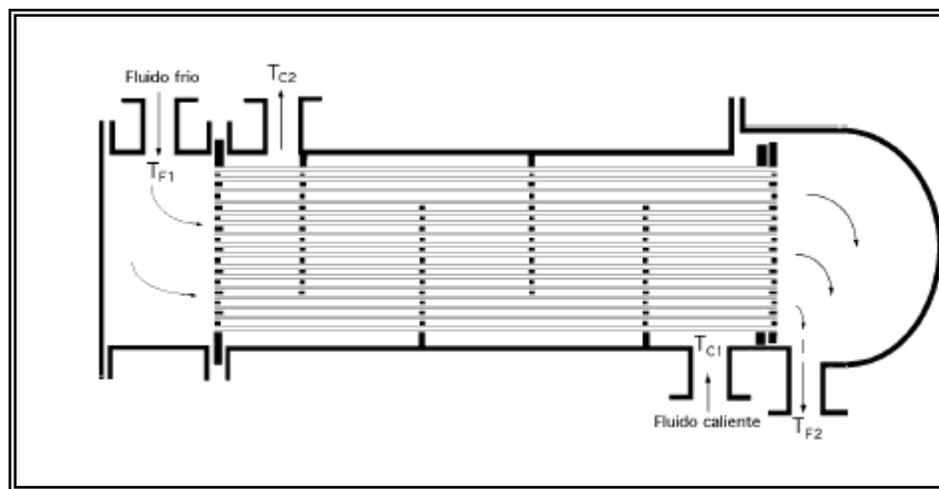
❖ ***Intercambiadores de haz de tubos y carcasa***

Con frecuencia se clasifican según las direcciones de flujo relativo de las dos corrientes fluidas y el número de pasadas que hace cada fluido al recorrer el intercambiador. A las direcciones relativas de flujo de las corrientes de fluido se les denomina *contracorriente* cuando los fluidos fluyen en sentidos opuestos, *paralelo* cuando fluyen en la misma dirección y sentido y flujo cruzado si las corrientes de fluido fluyen perpendiculares entre sí; en este último caso, existen variaciones que dependen de la mezcla o no mezcla de los fluidos involucrados.

*Intercambiador de paso simple (1-1)*: funciona con un solo paso de fluido por la carcasa y un solo paso de fluido en el lado de los tubos. En este tipo de intercambiador, uno de los fluidos circula por el interior de los tubos, mientras que el otro fluido se ve forzado a circular entre la carcasa y la parte exterior de los tubos, normalmente a ellos.

Cuando las temperaturas  $T_c$  del fluido caliente y  $T_f$  del fluido frío son variables de un punto a otro, a medida que el calor va pasando del fluido más caliente al más frío, la velocidad de intercambio térmico entre los fluidos también variará a lo largo del intercambiador, porque su valor depende, en cada sección, de la diferencia de

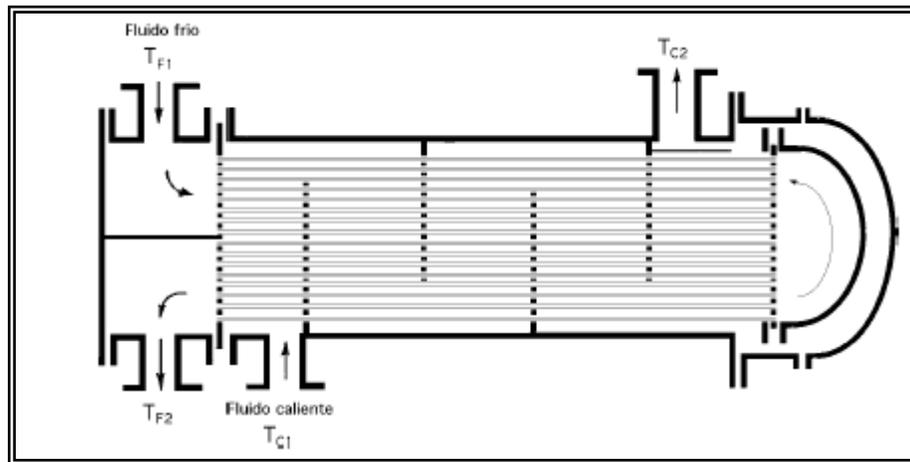
temperaturas entre los fluidos caliente y frío. En un flujo paralelo, la temperatura final del fluido más frío nunca puede llegar a ser igual a la temperatura de salida del fluido más caliente. Sin embargo, en un flujo en contracorriente, la temperatura final del fluido más frío puede superar la temperatura de salida del fluido más caliente, puesto que existe un gradiente de temperaturas más favorable en toda la longitud del intercambiador. A continuación se muestra un intercambiador de este tipo:



Fuente: (Fernández, 2002)

**Figura 2.6: Intercambiador de calor de paso simple (1-1)**

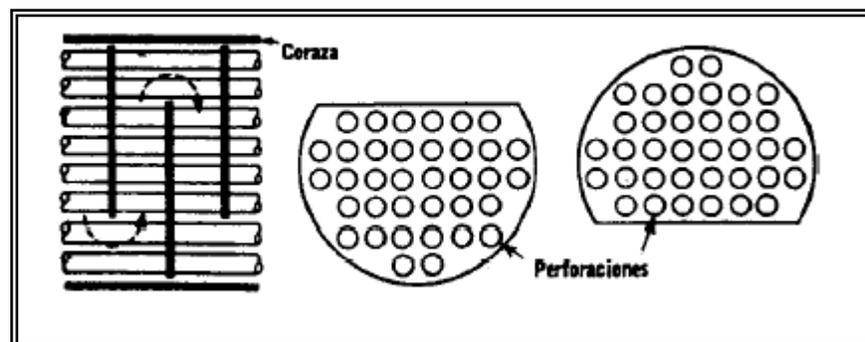
*Intercambiadores (1-2):* El flujo en un intercambiador de este tipo es parcialmente en contracorriente y parcialmente en corrientes paralelas. En los intercambiadores de paso múltiple se pueden utilizar velocidades más elevadas, tubos más cortos y resolver fácilmente el problema de las expansiones y dilataciones. Adicionalmente, se disminuye la sección libre para el flujo, con lo cual aumenta la velocidad, dando lugar a un incremento del coeficiente de transmisión de calor por convección. (Véase figura 2.7).



Fuente: (Fernández, 2002)

Figura 2.7: Intercambiador de calor de haz de tubos y carcasa (1-2)

Los intercambiadores de tubo y carcasa utilizan deflectores transversales con el fin de disminuir la sección de flujo del líquido del lado de la carcasa y obligarlo a circular perpendicular a la bancada de tubos en vez de hacerlo paralelamente a ellos. La turbulencia adicional debida al flujo transversal aumenta el coeficiente de transmisión de calor en la carcasa y por tanto, la transferencia de calor. Las placas deflectoras, son discos circulares de una plancha metálica a los que se ha cortado, para estos intercambiadores, un cierto segmento circular (véase figura 2.8) de forma que la altura de este segmento sea igual a la cuarta parte del diámetro interior de la carcasa, por lo que las placas deflectoras así obtenidas se denominan placas del 25%, viniendo perforadas para recibir los tubos; para evitar fugas, o hacer que estas sean mínimas.



Fuente: (Kern, 1984)

Figura 2.8: Estructura de un deflector segmentado

Para la determinación del flujo de calor en los intercambiadores vistos anteriormente en el caso de fluidos caliente y frío que circulan en la misma dirección, el verdadero gradiente de temperatura de la ecuación XI se sustituye por un término denominado *diferencia de temperaturas media logarítmica*  $\Delta T_{mL}$ , como se verifica en la siguiente ecuación:

$$\Delta T_{mL} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\text{Ln} \left( \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right)} \quad (\text{XVI}) \quad (\text{Kern, 1984})$$

Donde:

$\Delta T_1$ : Diferencia de temperaturas en un extremo del intercambiador, K

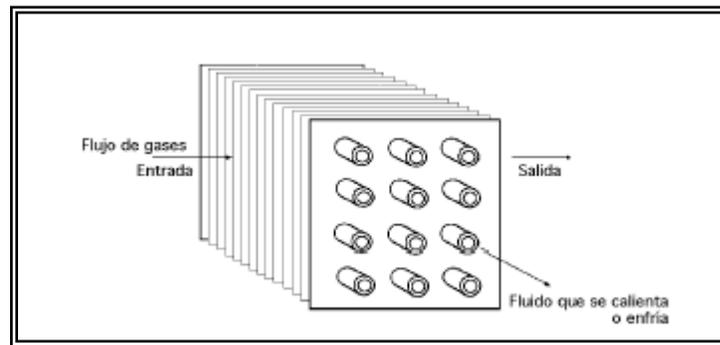
$\Delta T_2$ : Diferencia de temperaturas en el otro extremo del intercambiador, K

Para el caso particular de pasos múltiples por los tubos o la carcasa, así como también para flujo cruzado, el término  $\Delta T_{mL}$  se corrige a partir de un factor de corrección ( $F_T$ ), el cual varía dependiendo del tipo de intercambiador.

*Intercambiadores de flujo cruzado:* se hace mención de este tipo de intercambiadores, ya que es de interés para esta investigación. En el enfriamiento o calentamiento de gases es interesante utilizar un intercambiador de calor en flujo cruzado (véase figura 2.9) en el que uno de los fluidos (líquido o gas) circula por el interior de los tubos, mientras que al otro fluido (gaseoso) se le obliga a circular perpendicularmente al haz de tubos. El flujo del fluido exterior puede realizarse mediante convección forzada o libre; el gas que circula por el exterior de los tubos se considera de tipo de mezcla, mientras que el fluido del interior de los tubos se considera sin mezclar.

El flujo del gas exterior es con mezcla porque puede moverse libremente entre los tubos cuando intercambia calor, mientras que el fluido del interior de los tubos está

confinado y no puede mezclarse con ningún otro flujo o corriente durante el proceso de intercambio de calor.



*Fuente: (Fernández, 2002)*

**Figura 2.9: Intercambiador de calor de flujo cruzado**

#### ❖ *Intercambiadores de placas*

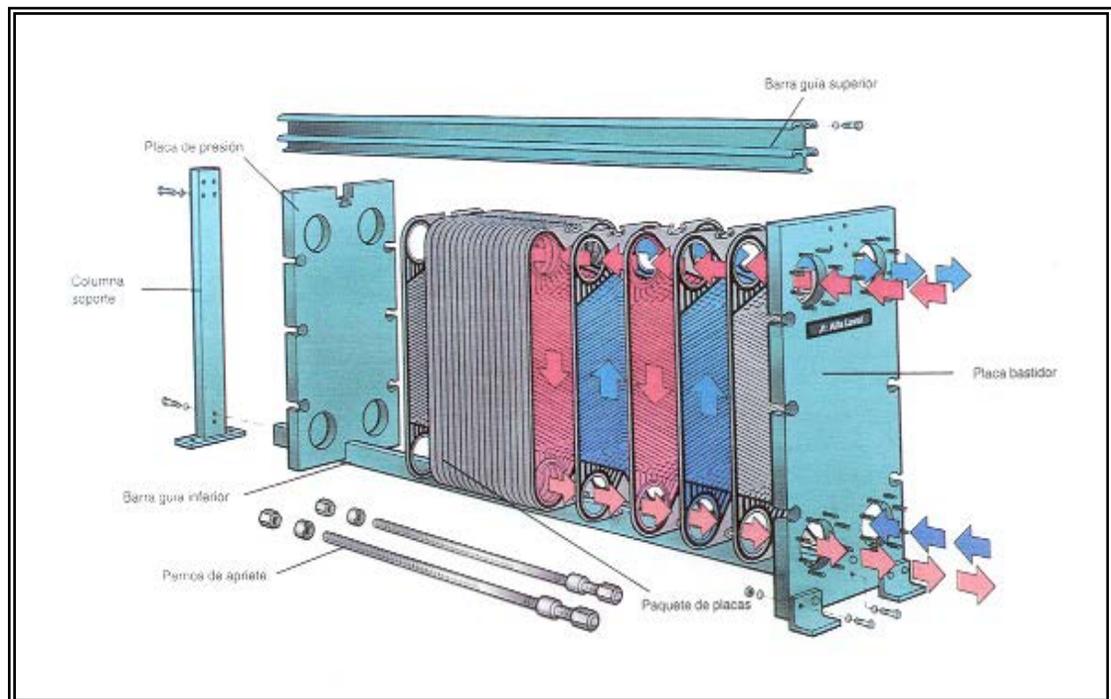
El intercambiador de este tipo a utilizar en la presente investigación corresponde al de placas paralelas rectas, el cual consiste en un conjunto de placas dispuestas en esta posición y acopladas entre sí mediante empacaduras. Las placas se encuentran corrugadas para así producir mayor turbulencia en el fluido y poseen bocas en las esquinas para pasar los tubos por donde circulan los fluidos. El espaciado entre placas varía entre 2 a 5 mm y se unen a partir de un bastidor; tanto el fluido frío como el caliente circulan entre placas en forma alterna y en contracorriente.

La tecnología modular de estos intercambiadores permite armar unidades con superficies de intercambio definido y modificarlas cuando sea necesario. Igualmente, su mantenimiento es muy sencillo pues se desarman y limpian fácilmente, sin tener que desoldar partes relacionadas con el equipo, por ello tienen una amplia aplicación en la industria bioquímica y alimenticia en donde las exigencias sanitarias son extremas. Son de reducido tamaño en comparación con otros sistemas de intercambio, pues su elevada eficiencia permite disminuir las áreas de transferencia para lograr el

mismo resultado. Adicionalmente, resulta fácil añadirle más placas para incrementar la superficie de transferencia de calor si el proceso lo requiere.

Las principales limitaciones en el uso de los intercambiadores de placas radican en la presión y la temperatura de operación. Altas presiones afectan el bastidor, las placas y los empaques; mientras que altas temperaturas impactan fundamentalmente las empaaduras.

A continuación, se presenta una diagramación de la forma y estructura de un intercambiador de este tipo:



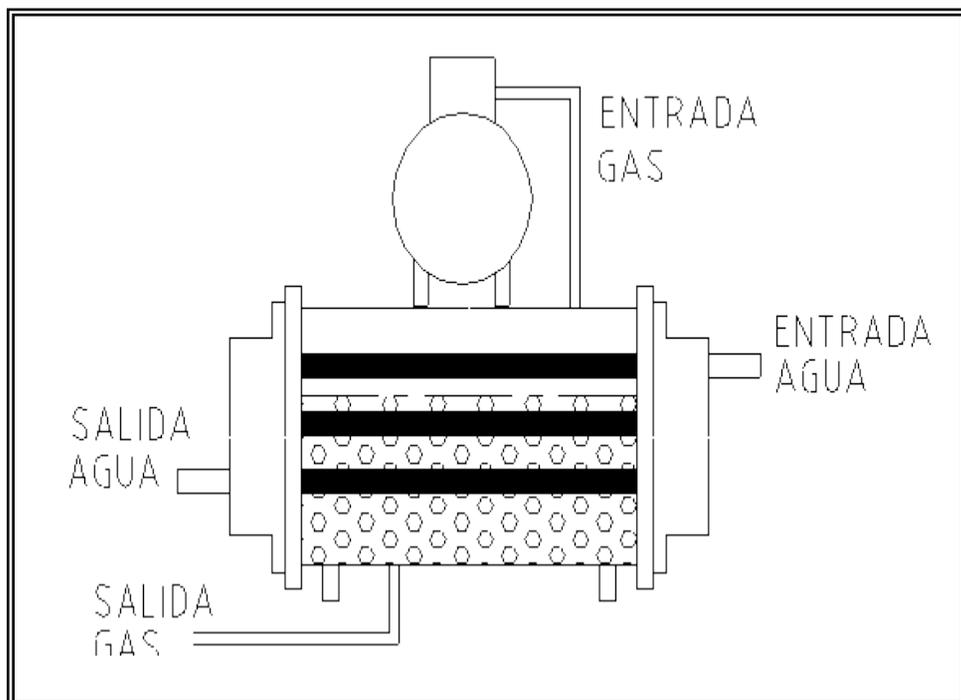
*Fuente: [www.calormatica.com](http://www.calormatica.com)*

**Figura 2.10: Estructura de un intercambiador de placas (Alfa Laval)**

### ✚ Enfriadores (*chillers*)

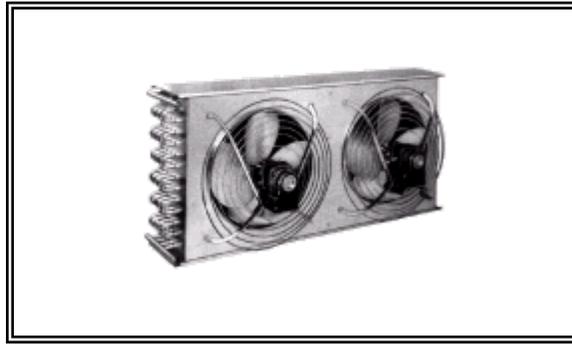
Este equipo de transferencia de calor está provisto de: evaporador, condensador, compresores y válvula de expansión; además de una adecuada carga de refrigerante (el cual junto al agua o aire representan los fluidos involucrados en la transferencia de calor). Todos estos equipos conforman un sistema de refrigeración, conocido como *chiller* y se describe su funcionamiento mediante el **ciclo de carnot inverso**.

- ❖ Condensador: tiene la función de poner en contacto los gases (refrigerante) que provienen del compresor con un medio para licuarlo. Por lo general, este medio corresponde a agua o aire ambiente. La capacidad de este equipo viene dada por la cantidad de calor que el condensador es capaz de extraer al refrigerante. A continuación se presentan modelos de condensadores de agua y de aire, respectivamente:



*Fuente: [www.terra.es](http://www.terra.es)*

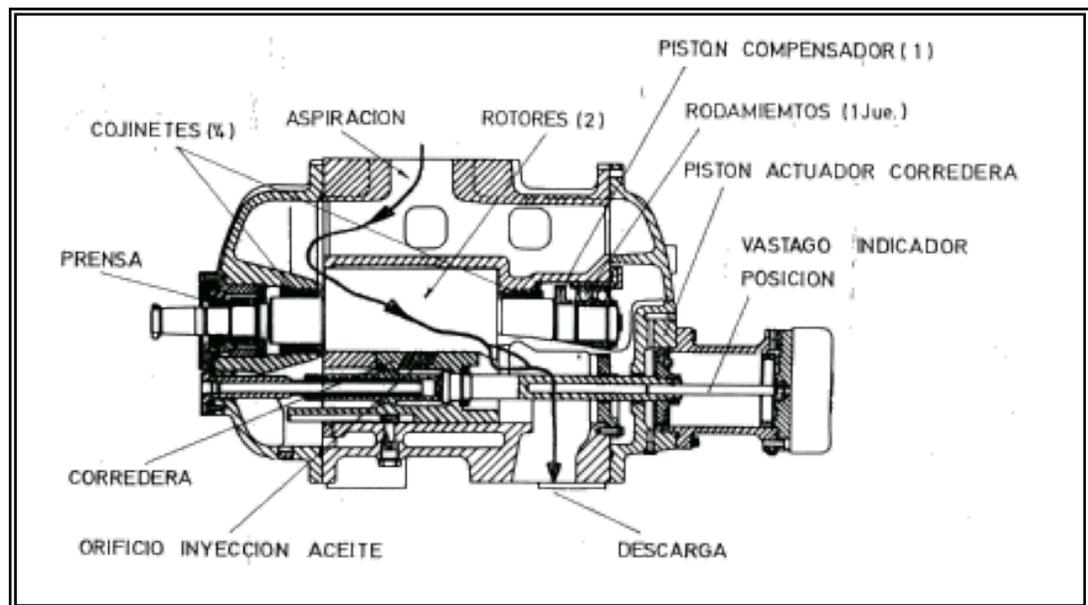
**Figura 2.11: Condensador tubular de agua**



Fuente: [www.terra.es](http://www.terra.es)

Figura 2.12: Condensador de aire (tiro forzado)

❖ **Compresor:** La misión del compresor es la de aspirar el gas que proviene del evaporador y transportarlo al condensador aumentando su presión y temperatura. El aceite de los compresores lubrica las partes móviles y cierra el espacio entre el cilindro y el pistón. El compresor bombea el aceite por toda la instalación, este circula por la parte baja de la tubería y es retornado nuevamente al compresor. (Véase figura 2.13).



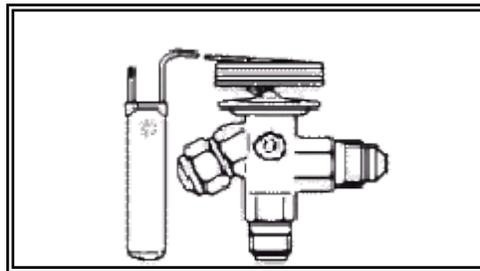
Fuente: [www.terra.es](http://www.terra.es)

Figura 2.13: Partes de un compresor tipo tornillo

❖ **Válvula de expansión:** La misión de los elementos de expansión es la de controlar el paso de refrigerante y separar la región de alta (alta presión) de la región de baja (baja

presión). Entre estos equipos se encuentra la válvula de expansión termostática (véase figura 2.14), constituida por un bulbo y un tornillo de recalentamiento.

El primero es un elemento cargado con el mismo refrigerante que se debe controlar, la presión que ejerce este refrigerante depende de la temperatura al final del evaporador y actúa sobre el orificio calibrado de la válvula. El segundo por su parte, va ajustado de fábrica con 4°C (respecto a la presión de baja) y la presión que ejerce contrarresta la presión del bulbo.



Fuente: [www.terra.es](http://www.terra.es)

**Figura 2.14: Válvula de expansión termostática**

❖ **Evaporador:** es el lugar de la instalación (*chiller*) donde se produce el intercambio térmico entre el refrigerante y el medio a enfriar. Cuando el líquido entra en el evaporador a través del elemento de expansión una parte se evapora para enfriarse a si mismo, el resto va tomando calor al exterior y va evaporándose a medida que atraviesa el evaporador. El medio utilizado para evaporar el flujo de refrigerante (agua) disminuye su temperatura debido a la pérdida de calor, el cual es absorbido por el refrigerante, para su posterior evaporación.

#### **Torre de Enfriamiento**

La humidificación es una de las operaciones donde se lleva a cabo el intercambio interfacial de masa y energía, como resultado del contacto de un gas con un líquido puro en el

cual es prácticamente insoluble. En una torre de enfriamiento por lo general se colocan los dos fluidos, aire atmosférico y agua, en contracorriente y debido a que no se encuentran en equilibrio en cuanto a sus energías, se produce una transferencia de calor. Dicho proceso comprende: la transferencia de calor latente, debido a la evaporación de una pequeña porción de agua y la transferencia de calor sensible, a causa de la diferencia de temperatura entre el agua y el aire. A continuación se muestra la ecuación que describe la transferencia de calor por difusión, la cual representa el 80% del calor total:

$$q_d = G_s \cdot (H_s - H_e) \cdot hfg \quad (\text{XVII}) \quad (\text{Perry, 1992})$$

Donde:

$q_d$ : Calor transferido por difusión, kcal/h

$G_s$ : Flujo másico de aire seco, kg/h

$H_s$ : Humedad absoluta del aire a la salida de la torre, kg de H<sub>2</sub>O/kg de aire seco

$H_e$ : Humedad absoluta del aire a la entrada de la torre, kg de H<sub>2</sub>O/kg de aire seco

$hfg$ : Entalpía de vaporización del agua, kcal/kg

Por otra parte, la transferencia de calor sensible representa aproximadamente un 20% del total y está asociada a la convección.

$$q_c = G_s \cdot C_{p_{\text{aire}}} (T_{b_{s1}} - T_{b_{s2}}) \quad (\text{XVIII}) \quad (\text{Kern, 1984})$$

Donde:

$q_c$ : Calor transferido por convección, kcal/h

$C_{p_{\text{aire}}}$ : Capacidad calorífica del aire, kcal/kg °C

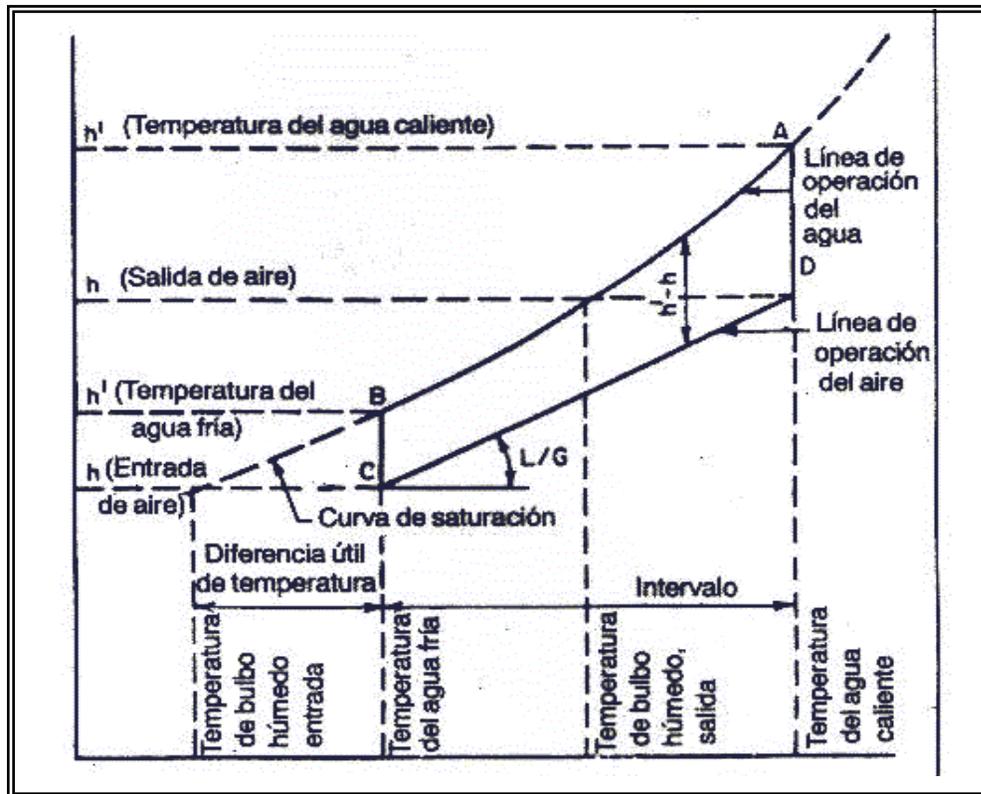
$T_{b_{s1}}$ : Temperatura de bulbo seco del aire a la salida de la torre, °C

$T_{b_{s2}}$ : Temperatura de bulbo seco del aire a la entrada de la torre, °C

La posible eliminación teórica de calor por libra de aire seco circulado en una torre de enfriamiento depende de la temperatura y el contenido de humedad del aire. La temperatura de bulbo húmedo es un indicador del contenido de humedad del aire; por tanto desde un

punto de vista ideal, es la temperatura teórica más baja a la que se puede enfriar el agua. La magnitud de acercamiento a la temperatura de bulbo húmedo depende del diseño de la torre. Entre otros factores importantes se encuentran: el tiempo de contacto entre aire y agua, la cantidad de superficie de llenado y la separación del agua en gotitas. (Perry, 1992).

La teoría del proceso de transferencia de calor en una torre de enfriamiento, es la que desarrolló Merkel. Este análisis se basa en la diferencia del potencial de entalpía como fuerza impulsora. Se supone que cada partícula de agua esta rodeada por una película de aire y que la diferencia de entalpía entre la misma y el aire circundante proporciona la fuerza impulsora para el proceso de enfriamiento. En la figura 2.15 se ilustran las relaciones del agua y aire y el potencial impulsor que existe en una torre de contraflujo, en donde el aire fluye en la misma dirección, pero siguiendo un sentido opuesto al flujo del agua.



Fuente: (Perry, 1992)

Figura 2.15: Balance calorífico de un proceso en una torre de enfriamiento

Las diferencias principales en las torres de enfriamiento, es en la forma de la cubierta y métodos para producir el tiro. Las clasificaciones usuales son: torres de tiro natural y de tiro mecánico, a continuación se profundiza sobre un tipo particular de torres de tiro mecánico que es la de interés para esta investigación.

❖ *Torres de tiro inducido:* en este tipo de torres el ventilador está ubicado en el techo y su función es succionar el aire, el cual penetra a lo largo de dos o más paredes de la torre. Estas torres son más satisfactorias en funcionamiento puesto que proporcionan una distribución de aire más uniforme y reducen el periodo de recirculación del mismo, proporcionando un rendimiento más elevado. La ventaja más notable es que puede enfriar el agua a temperaturas más cercanas a la del bulbo húmedo del aire.

Existen dos tipos de torre de tiro inducido: contraflujo y flujo transversal, la primera es más eficiente ya que el agua más fría entra en contacto con el aire más frío, sin embargo, la elección entre los dos sistemas depende de la eficiencia del relleno, las condiciones de diseño y los costos de construcción.

❖ **Parámetros característicos**

*Capacidad:* es la relación del flujo de agua si esta llegase a operar a las condiciones de diseño entre el flujo de agua preestablecido para el diseño, expresado en porcentaje. Para una capacidad satisfactoria de enfriamiento, la capacidad debe ser mayor o a lo sumo igual al 100%. En el presente trabajo, no se determinará este parámetro ya que no se disponen de los datos necesarios para su cálculo.

*Rango:* la carga nominal de agua para la cual ha sido diseñada la torre no siempre corresponde a la de operación. Se suele entonces, especificar el rendimiento de la torre en términos del rango de enfriamiento para una cierta cantidad de exceso o defecto de carga. Viene expresado como el cambio de temperatura que pueda experimentar el flujo de agua en una torre de enfriamiento.

*Temperatura de acercamiento:* se define como la diferencia de temperatura del agua de salida y la temperatura de bulbo húmedo del aire a la entrada de la torre. También se dice que es una medida de la fuerza impulsora disponible para la difusión en la parte inferior de la torre, y es un parámetro importante en su diseño ya que influye directamente en su altura.

## CAPÍTULO III. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

*A continuación se realiza una descripción detallada del proceso de producción de la planta de sulfonación, indicando cada una de las etapas y las operaciones más importantes que se llevan a cabo en cada una de ellas. Adicionalmente, se hace mención de los equipos directamente involucrados en este proyecto de investigación.*

### 3.1 GENERALIDADES

La planta de sulfonación de la empresa Clariant Venezuela está integrada por dos unidades de producción continua, las cuales varían en tecnología pero se asemejan en cuanto a los principios teóricos y prácticos, con algunas excepciones. En cuanto a la planta de sulfonación N° 1, esta posee tecnología alemana (Lurgi) y fue instalada en el año 1978 y dispone de una capacidad de producción de 6000 Ton/año. Por su parte, la planta de sulfonación N° 2 fue instalada en el año 1991 para satisfacer la creciente demanda y posee tecnología americana (Chemithon) con una capacidad de producción 9000 Ton/año. Actualmente, la planta N° 1 solo se dedica a la producción de ácidos a través del proceso de sulfonación, mientras que la planta N° 2 se utiliza para la fabricación de una amplia gama de productos, incluyéndose ácidos y genapoles a partir de los mecanismos de Sulfonación/Sulfatación.

El sistema objeto de estudio está conformado por ambas unidades productivas, en las cuales se evaluará en cada una de ellas el funcionamiento de su sistema de enfriamiento. Los equipos de interés son:

❖ Planta 1: Para esta unidad productiva se evaluará en total siete (7) intercambiadores de calor, de los cuales cinco (5) son de tubo y carcasa y el resto de placas. Estos son: 1E1A, 1E1B, 1E1C, 1E4, 2E1, 3E1, 4E1; además, se estudiara el reactor de película 3D1 (sólo para la determinación de la demanda energética) el cual se comporta como un intercambiador de calor.

- ❖ Planta 2: En este caso serán objeto de estudio seis (6) intercambiadores de calor, cinco (5) de tubo y carcasa y uno (1) de placas paralelas. La nomenclatura de los intercambiadores es: VN202-1, HE304-1, HE701-1, HE402-1, HE404-1, HE501-1. De igual forma que en la otra planta, se evaluará el reactor de película VN401-1 (sólo para la determinación de la demanda energética).
- ❖ Adicionalmente, se estudiarán los equipos que constituyen el sistema de enfriamiento de la planta de sulfonación, los cuales corresponden a dos (2) torres de enfriamiento y dos (2) chillers. Estos son los encargados de suministrar el agua de enfriamiento necesaria para la adecuada operación de los intercambiadores antes mencionados.

## **3.2 ETAPAS DEL PROCESO**

En general, para ambas unidades productivas el proceso se lleva a cabo en las siguientes etapas:

- ✚ Planta Gas para la producción de trióxido de azufre
- ✚ Absorción de trióxido de azufre para la producción de ácido sulfúrico
- ✚ Sistema de Sulfonación/Sulfatación
- ✚ Sistema de Neutralización para la formación del genapol
- ✚ Tratamiento de Efluentes para la purificación de los gases

### **3.2.1 Planta Gas**

#### **3.2.1.1 Obtención y Secado del Aire de Proceso**

Inicialmente el aire es capturado de la atmósfera pasando por un filtro de partículas y posteriormente ingresa a un compresor tipo tornillo hasta alcanzar una presión comprendida entre (0,9 –1,5) bar y una temperatura entre (120-160)°C. El aire comprimido pasa por un sistema de enfriamiento que varía dependiendo de la unidad de producción; para planta 1 se hace pasar por un intercambiador de tubo y carcasa (1E1A) que utiliza agua proveniente de la torre de enfriamiento y sale a una temperatura de

34°C aproximadamente, luego va a un intercambiador similar (1E1B) el cual utiliza agua proveniente del *chiller* de planta 1, alcanzando una temperatura de 18°C. En planta 2, este sistema de enfriamiento es sustituido por un solo intercambiador (VN 202-1), el cual opera en dos etapas: inicialmente ocurre un pre-enfriamiento con agua de la torre desde 120°C hasta aproximadamente 80°C y posteriormente el mismo flujo de aire pasa a la siguiente etapa, donde es enfriado con agua helada proveniente del *chiller* de planta 2, hasta alcanzar una temperatura de 18°C. Durante este proceso de enfriamiento, se obtiene un flujo de condensado, el cual corresponde al retiro de humedad del aire de proceso.

El aire enfriado es enviado a las unidades de secado, las cuales corresponden a dos torres de adsorción rellenas de sílica gel (compuesto higroscópico en forma de perlas que adsorbe y retiene humedad). Este sistema opera en paralelo, mientras una de las torres de adsorción, está secando el aire de proceso hasta llevarlo a una condición de humedad de -80°C de punto de rocío, la otra torre se está regenerando con aire caliente (aproximadamente 200°C) proveniente de las etapas de enfriamiento del gas SO<sub>2</sub> y SO<sub>3</sub>, respectivamente; el periodo de calentamiento tiene una duración de dos horas y media. A esta etapa le sigue una de enfriamiento, que consiste en el paso de aire, recirculando el que queda dentro de la unidad, a través de un intercambiador de calor llegando de nuevo a la unidad y dejándola lista para una nueva etapa de secado. Es importante destacar que para el caso de planta 1, el intercambiador opera con agua del *chiller*; mientras que para planta 2 utiliza agua de la torre y luego es impulsado por un soplador hacia otro intercambiador del mismo tipo para así concluir la etapa de enfriamiento, la cual transcurre en una hora y media aproximadamente.

De la totalidad del aire de proceso obtenido un 50% se dirige al horno de reacción y el resto se reparte entre cada etapa del convertidor catalítico incluyéndose la

salida del mismo, donde se adiciona aire de proceso para diluir el gas SO<sub>3</sub> formado; mientras que en las etapas anteriores se utiliza para que reaccione y además enfríe.

### **3.2.1.2 Dosificación de Azufre**

Al mismo tiempo que se está tratando el aire de proceso, se lleva a cabo la dosificación de azufre al horno de reacción, este se encuentra almacenado en un tanque cilíndrico de aproximadamente 60 TM y en fase líquida, la cual se logra por medio de un sistema de enchaquetamiento de vapor y condensado que recubre todo el sistema de tuberías por donde circula el azufre, bajo unas determinadas condiciones (temperatura de 300°C y presión de 4 bar aproximadamente) garantizando un rango de temperatura para el azufre comprendido entre (135-145)°C. Seguidamente el azufre es enviado a planta por medio de un sistema de dosificación, pasando a través de un filtro y luego a un sistema constituido por dos bombas dosificadoras dispuestas en paralelo, las cuales operan alternadamente enviando el flujo de azufre líquido al horno de cada unidad productiva y controlando dicha adición mediante medidores de flujo másico.

### **3.2.1.3 Oxidación del Azufre**

El azufre líquido es alimentado junto con el aire de proceso al horno de reacción, el cual para el caso de planta 1 corresponde a un horno de ladrillos refractarios dispuestos en forma piramidal, al poner en contacto los ladrillos con el azufre lo evaporan para que reaccione más rápidamente con el aire de proceso. En el caso de planta 2, el proceso de combustión es similar pero posee además un sistema de atomización que dispersa más fácilmente el azufre para ponerlo en contacto con aire en exceso y llevarse a cabo el proceso de oxidación a una temperatura aproximada de 680°C. La reacción que describe esta sub-etapa del proceso, es la siguiente:



Debido a que todas las reacciones del azufre son exotérmicas, durante los periodos de arranque de planta, el horno es precalentado hasta un rango de temperatura comprendido entre (450-480)°C mediante un quemador externo a gas en el caso de planta 1 y uno interno eléctrico para planta 2, garantizando una temperatura comprendida entre (600-700)°C cuando se inicie el desprendimiento de calor, ya que este rango de temperatura es óptimo para la conversión de todo el azufre líquido a gas SO<sub>2</sub>.

El gas SO<sub>2</sub> formado sale a una temperatura de 680°C aproximadamente y es enviado a un intercambiador de calor, que en el caso de planta 1 corresponde a un equipo de doble paso de tubo y carcasa (1E2), que utiliza como fluido de enfriamiento aire proveniente de un soplador y para planta 2 corresponde a un intercambiador en “U” (HE 302-1) cuyo fluido de enfriamiento también es aire ambiente, el cual luego de enfriar el gas es utilizado como aire de regeneración de las unidades de secado. Ambos intercambiadores de calor logran un enfriamiento del SO<sub>2</sub> desde 680°C hasta un rango de temperatura comprendido entre (400-450)°C.

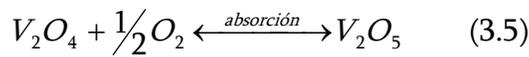
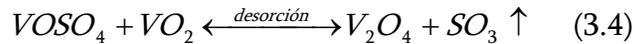
#### **3.2.1.4 Conversión del gas SO<sub>2</sub> a gas SO<sub>3</sub>**

Luego del enfriamiento del dióxido de azufre, este ingresa a un filtro para retener cualquier partícula de ladrillo o impureza proveniente del horno refractario que pueda contaminar el gas formado. Posteriormente, el SO<sub>2</sub> es enviado a un convertidor catalítico que utiliza pentóxido de vanadio como catalizador, el cual es de color amarillo y se encuentra distribuido aleatoriamente en forma de pequeños cilindros en cada una de las etapas del convertidor, las que a su vez se encuentran recubiertas con una perlas de cuarzo para una distribución óptima del aire caliente. Es importante destacar, que entre cada etapa se alimenta una pequeña porción de aire seco de proceso, para así dar paso a la oxidación del SO<sub>2</sub> a gas SO<sub>3</sub>, además de controlar la temperatura de la reacción

debido a su naturaleza exotérmica. La reacción que se lleva a cabo en el convertidor es la que sigue a continuación:



Esta reacción se efectúa en presencia del catalizador pentóxido de vanadio, cuyo mecanismo de reacción es el siguiente:



Por otra parte en la tabla que se muestra a continuación, se encuentran reportados los rangos de temperatura ideales para que se lleve a cabo la mayor formación de gas SO<sub>3</sub>:

**TABLA 3.1**  
RANGO ÓPTIMO DE TEMPERATURAS EN CADA ETAPA DEL  
CONVERTIDOR CATALÍTICO

Etapa	Temperatura de entrada	Temperatura de salida
1	430-450	580-590
2	440-460	480-500
3	410-420	415-430

*Fuente: propia*

En la primera etapa se lleva a cabo la mayor conversión de la reacción, debido a que se produce la variación de temperatura más apreciable como se puede verificar en la tabla 3.1. A medida que se avanza en cada una de las etapas, va disminuyendo la conversión de la reacción, así como también el gradiente de temperatura. Es relevante mencionar que luego de cada etapa, se produce un enfriamiento con aire seco de proceso ya que las reacciones son altamente exotérmicas, incluyendo la última etapa donde el

aire es utilizado para la dilución del gas SO<sub>3</sub> formado, conteniendo aproximadamente 3,5% en volumen de aire.

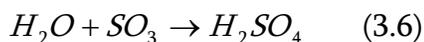
### **3.2.1.5 Enfriamiento del gas SO<sub>3</sub>**

El gas formado, sale a una temperatura de 430°C y se dirige a un sistema de enfriamiento constituido por dos intercambiadores de calor que varían en su tipo dependiendo de la unidad productiva donde estén ubicados. En el caso de planta 1, el gas es enviado a un intercambiador de tubo y carcasa (1E3) que enfría con aire proveniente de un soplador hasta una temperatura de 250°C aproximadamente y luego pasa a otro intercambiador del mismo tipo (1E4) el cual opera con agua proveniente de las torres de enfriamiento. Para planta 2 el gas SO<sub>3</sub> se dirige a un intercambiador en “U” (HE 302-2) que utiliza para el enfriamiento aire ambiente, este aumenta su temperatura hasta 250°C aproximadamente y se aprovecha luego como aire de regeneración en las torres de adsorción (unidades de secado).

De esta etapa de enfriamiento, el gas emerge a una temperatura aproximada de 350°C y se dirige a un intercambiador vertical de tubo y carcasa (HE 304-1), donde ocurre una variación de temperatura extrema alcanzando un valor de 40°C aproximadamente. Este intercambiador utiliza agua proveniente de las torres de enfriamiento y está dispuesto verticalmente para que condense el posible ácido sulfúrico presente y fluya más fácilmente hacia el eliminador de gotas; en este se separa el oleum del gas SO<sub>3</sub> a través de una malla interna que posee el sistema, evitándose así la formación de productos indeseados así como también el deterioro de los equipos debido a la presencia del oleum, correspondiente a ácido sulfúrico sobresaturado que puede alcanzar hasta 106% de concentración.

### 3.2.2 Absorción

Una vez que el gas sale del eliminador de gotas puede dirigirse a dos etapas diferentes, una de ellas corresponde a la absorción del gas SO<sub>3</sub> considerada intermitente en el proceso de producción, ya que funciona solo en casos de arranque y parada de planta, periodos de ajuste y en cambios de producción. Básicamente, el proceso viene dado por el paso del trióxido de azufre a través de una torre empacada en donde se pone en contacto con ácido sulfúrico de recirculación, al cual se le adiciona agua para controlar y mantener la solución al 98% de concentración y es monitoreada con un conductímetro ubicado en un tanque donde se deposita la solución. La reacción que se lleva a cabo se describe a continuación:



El ácido sulfúrico de recirculación se hace pasar por un intercambiador de tubo y carcasa que opera con agua de la torre de enfriamiento y es utilizado para absorber el calor de reacción desprendido en la misma. El gas no absorbido en este proceso se dirige al tratamiento de efluentes, donde se pasa por un electrofiltro para retener las gotas de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> y luego va a la unidad de absorción de SO<sub>2</sub> eliminando de esta forma las impurezas presentes en el gas para luego expulsarlo al ambiente.

### 3.2.3 Sistema de Sulfonación/Sulfatación

#### 3.2.3.1 Reactor de Película

Internamente, el reactor de película está conformado por dos cilindros colocados concéntricamente, uno dentro del otro, en el cual la materia prima orgánica es distribuida de manera uniforme en la parte externa del tubo interno y en la parte interna del tubo externo, formando una capa pelicular en ambas zonas.

Esta materia prima, puede ser alquilbenceno lineal o ramificado, alcoholes láuricos y alcoholes láuricos etoxilados; los cuales se encuentran almacenados en un parque de tanques, para posteriormente ser dosificados al reactor mediante dos sistemas de tuberías, haciéndose pasar por dos filtros que funcionan alternadamente, estos se cambian cuando uno de ellos se satura, para su posterior regeneración. Los caudales de materia prima son controlados por medidores de flujo másico y se hacen pasar por un intercambiador de calor de tubo y carcasa utilizado para calentar la materia prima y así disminuir su viscosidad característica.

Seguidamente, para dar paso a la formación del producto final se ponen en contacto la materia prima y el gas  $\text{SO}_3$ , produciéndose un fuerte desprendimiento de calor, el cual es controlado por una chaqueta de agua de enfriamiento proveniente de los chillers o de las torres (dependiendo de las exigencias del producto) que se conecta tanto a la parte interior como exterior del reactor, ya que se hace imperativo el retiro de calor para obtener un producto de alta calidad. Debido a esta estructura del equipo, se puede decir que los reactores de ambas plantas hacen las veces de un intercambiador de calor.

Adicionalmente, existe una recirculación de producto fresco proveniente del ciclón, en una proporción ocho veces mayor a la que se va formando. Este producto de recirculación, se hace pasar por un intercambiador y posteriormente ingresa nuevamente al reactor a un rango de temperatura apropiado.

El producto final, es enviado a la parte inferior del ciclón para separar la fase gaseosa de la líquida. Es conveniente acotar, que el tiempo de residencia del material orgánico dentro de la película del reactor es aproximadamente de 15 segundos, mientras que en la recirculación puede oscilar entre 35 a 45 minutos, dependiendo del nivel de ácido orgánico presente en el vaso de separación gas-líquido. Por otra parte, los flujos de

materia prima y producto sulfonado son cuantificados y controlados por sistemas automatizados, los cuales están ubicados en la sala de control de la planta. Finalmente, se puede puntualizar cuales son las características más resaltantes de las reacciones de sulfonación, como se muestra a continuación:

- ✚ La reacción entre el gas  $SO_3$  y la materia prima orgánica es casi instantánea.
- ✚ La reacción es altamente exotérmica.
- ✚ Pueden ocurrir reacciones paralelas o secundarias, dando paso a la formación de productos colaterales indeseables, debido principalmente al exceso de  $SO_3$  ó a temperaturas extremas.
- ✚ La viscosidad del producto orgánico supera significativamente la de la materia prima orgánica.

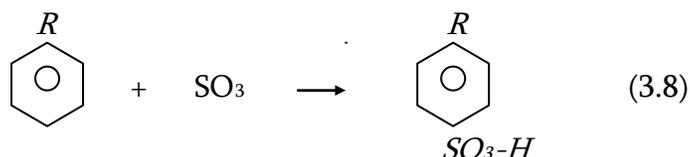
Los productos que se obtienen durante esta etapa se conocen con el nombre de sulfoácidos, llamándose sulfonación a la reacción del  $SO_3$  y un grupo alquilo y sulfatación cuando el gas  $SO_3$  reacciona con un alcohol laúrico o con un alcohol laúrico etoxilado. A continuación, se presentan las reacciones que describen los productos formados de acuerdo al tipo de producción de la planta:

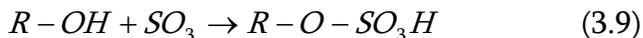
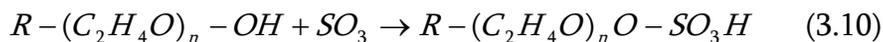
❖ **Específica**



❖ **Genérica**

*Sulfonación de Alquilbencenos*



*Sulfatación de Alcoholes Láuricos**Sulfatación de Alcoholes Láuricos Etoxilados***3.2.3.2 Ciclón**

Luego de la formación del producto en el reactor, este ingresa al ciclón donde ocurre la separación de fases por la acción de la presión de vacío creada por la chimenea de tiro inducido ubicada en este equipo; la cual permite el flujo de gases hacia el sistema de tratamiento de efluentes y el paso del alcohol sulfatado líquido a la parte inferior del ciclón, desde donde se dirige nuevamente al reactor. En este sistema de recirculación, el producto se hace pasar por un sistema de intercambio térmico que absorbe parte del calor desprendido en la reacción. Para planta 1, se dispone de un intercambiador de placas (3E1) que funciona con agua de las torres de enfriamiento; mientras que para planta 2 es de tubo y carcasa (HE402-1) y puede operar con agua del *chiller* o con agua de las torres dependiendo de las exigencias del sistema y del producto a enfriar.

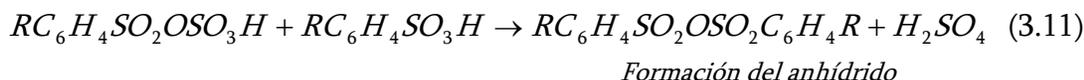
Es importante destacar que el nivel del ciclón permanece casi constante, aproximadamente a 1/3 de su capacidad máxima de volumen. Este se controla a partir de un indicador de nivel que envía una señal a un controlador de flujo presente en el panel de control, el cual hace los ajustes requeridos a partir de variaciones en las revoluciones de la bomba de descarga.

El flujo de producto que recircula al reactor representa un 80% del flujo total (corriente de salida del ciclón) y el 20% restante se divide entre una pequeña porción dirigida nuevamente al ciclón para humedecer las paredes del mismo y evitar la formación de sulfatos y otra que es enviada bien sea a la etapa de neutralización, si el

producto final son genapoles, o a los tanques de digestión si el producto corresponde a fenil sulfonatos.

### 3.2.3.3 Tanques de Digestión

En el caso que la corriente de salida del ciclón corresponda a ácido fenil sulfónico, esta se dirige a los tanques de post-reacción ya que la conversión de este producto está entre un 95 a 97% y se requiere aumentar el tiempo de residencia del mismo para que complete su reacción. Adicionalmente, se evita la formación de productos colaterales, agregando agua de proceso mediante una bomba dosificadora, para así a partir de la hidrólisis romper los anhídridos formados. Las reacciones que describen este proceso se presentan a continuación:



*Separación de sulfonas a partir de la hidrólisis*

Es válido acotar, que en contraste a lo descrito anteriormente, si la producción corresponde a genapoles, estos denominados tanques de digestión no se colocan en línea con el proceso y la corriente de salida del ciclón se dirige directamente a la etapa de neutralización.

### 3.2.4 Sistema de Neutralización

El sistema de neutralización, consiste en la adición de una base al alcohol sulfatado recién constituido en la etapa de sulfatación, para la formación de una sal correspondiente al producto final, los cuales pueden ser laurilsulfatos o lauriletorsulfatos. El agente neutralizante es uno de los factores que determina variaciones en los productos formados, debido a que

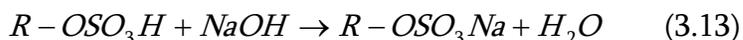
existen distintos tipos: soda cáustica al 50% (NaOH), solución de hidróxido de amonio al 28% (NH<sub>4</sub>OH) y trietanolamina al 99% (TEA).

El proceso de neutralización se inicia con la dilución de la base en agua de proceso y luego mediante el uso de una bomba, se envía a un mezclador estático donde también ingresa la corriente del ácido sulfónico y la correspondiente a la solución buffer. Es importante destacar, que la solución amortiguadora a la cual se hace referencia es ácido cítrico de 10 al 20% utilizada para el control de pH en el sistema; esta se prepara en un tanque cilíndrico y es dosificada mediante una bomba centrífuga.

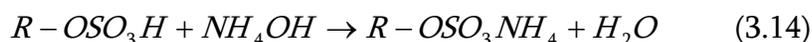
Posteriormente, la unión de todos los componentes del sistema ingresa a una bomba de mezcla donde termina de homogeneizarse el producto final y luego se recircula haciéndose pasar antes por un intercambiador de calor de placas (4E1 para planta 1 y HE 501-1 para planta 2) que opera con agua de las torres de enfriamiento. Adicionalmente, existe un control de las variables de proceso así como también de los flujos de producto, de los aditivos propios de la neutralización y del pH.

A continuación, se presentan las reacciones que se llevan a cabo con más frecuencia en la etapa de neutralización y que se corresponden con algunos de los productos formados en la planta de sulfonación:

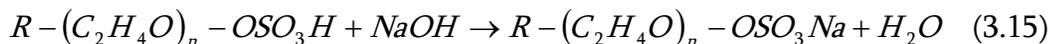
 *Lauril Sulfato de Sodio*



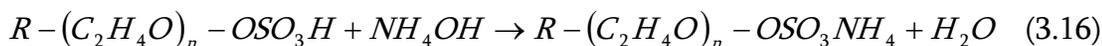
 *Lauril Sulfato de Amonio*



✚ *Lauril Éter Sulfato de Sodio*



✚ *Lauril Éter Sulfato de Amonio*



### 3.2.5 Tratamiento de Efluentes

En esta etapa del proceso se realiza el tratamiento y purificación de todos los gases residuales de la planta, para posteriormente ser liberados a la atmósfera cumpliendo con toda la normativa ambiental, nacional e internacional. El gas no absorbido en la etapa de absorción con ácido sulfúrico, así como también el gas separado en el ciclón en la fase de sulfonación/sulfatación, se envían por medio de un sistema de tuberías controladas por válvulas a un electrofiltro y a una torre de absorción de SO<sub>2</sub>, respectivamente.

#### 3.2.5.1 Precipitador Electrostático (ESP)

El gas residual de cada una de las etapas del proceso ingresa por la parte inferior del filtro electrostático, este funciona con una carga de 10 mA y 40000 V. El principio básico del mismo, consiste en el paso del gas a través de un plato perforado, ascendiendo por diferencia de presión hasta llegar a un campo electrostático, el cual está conformado por unos electrodos verticales que atraen las partículas sólidas y líquidas suspendidas en el gas y las adhieren a las paredes del electrofiltro. Posteriormente, estas partículas descienden fácilmente debido a la forma de embudo que presenta el equipo y son recolectadas en el fondo.

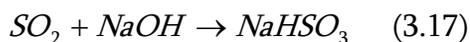
Para controlar la caída de producto en el fondo del precipitador, se utiliza un sistema de tubos colectores de ácido, a los cuales se le hace pasar aire caliente filtrado

proveniente de la atmósfera para facilitar el drenaje del ácido, el cual se dificulta a bajas temperaturas debido a su viscosidad característica.

### 3.2.5.2 Absorbedor de SO<sub>2</sub>

La corriente gaseosa, proveniente del precipitador electrostático entra por la parte inferior del absorbedor, ascendiendo a través de la torre empacada con polietileno y entrando en contacto con una solución de soda cáustica, utilizada para neutralizar las trazas de ácido y reaccionar con el SO<sub>2</sub> presente en la corriente gaseosa. Dicha solución alcalina, se prepara en un tanque cilíndrico cercano a la torre de absorción y se hace circular a través de una bomba de recirculación, ingresando por la parte superior de la torre y siendo rociada sobre el empaque para mezclarse en contracorriente con el gas; permitiendo así, aumentar el área de contacto entre la corriente gaseosa y la líquida.

Adicionalmente, se controla el pH de la solución ya que este es un indicativo de la concentración de la soda cáustica, la cual se va consumiendo a lo largo de la reacción. En este caso, cuando el pH alcanza valores menores o iguales a diez (10) se activa una alarma en el panel de control y la solución es renovada total o parcialmente, según sea necesario. Finalmente, el gas ya procesado el cual tiene una concentración mínima de SO<sub>2</sub> (ppm), es liberado a la atmósfera; el SO<sub>2</sub> que reacciona en esta etapa es enviado en forma líquida a la planta de efluentes como sales sulfatadas (bisulfito o sulfato de sodio), cumpliendo todo esto con la política ambiental de la empresa y con las normas nacionales e internacionales en este ámbito. A continuación se muestran las reacciones que se desarrollan en esta etapa del proceso de producción de la planta:





### 3.3 ENFRIADORES (*CHILLERS*)

Los denominados *chillers* son equipos de enfriamiento industrial ampliamente utilizados en plantas químicas. En el caso de la unidad productiva 1, el chiller (Carrier 30GT-050) se encuentra ubicado fuera de planta (abierto al ambiente) y está constituido por un evaporador (este opera con agua de retorno de la planta la cual representa el medio a enfriar), un condensador de aire de tiro forzado, dos (2) compresores que trabajan de forma alternada y una válvula de expansión termostática. Para la unidad productiva 2, el chiller (Carrier 30HK-050) está ubicado en la sala de máquinas de planta 2 y se constituye por la misma gama de equipos, con la salvedad de que el condensador opera con agua.

Adicionalmente, ambos equipos poseen una adecuada carga de refrigerante R-22, así como de aceite para el apropiado funcionamiento del compresor; dispone de un tablero eléctrico que contiene el cableado de todo el sistema, integrando los circuitos de protección, así como los indicadores de la operación normal del sistema, incluidos termocuplas, manómetros e indicadores de flujo. Es importante destacar, que dichos equipos son utilizados para suministrar el *agua helada* demandada por cada unidad productiva a la que pertenezcan, de acuerdo a los requerimientos de la misma.

### 3.4 TORRES DE ENFRIAMIENTO

Las torres de enfriamiento de la planta de sulfonación (SULZER/Escher-Wyss, modelo EWK-441-09) se encuentran ubicadas en el parque de tanques y junto con los chillers se encargan de suministrar el agua de enfriamiento requerida por ambas unidades productivas. Estas trabajan de forma paralela ya que el flujo de agua enfriada de ambas se une en uno solo y es enviado a la totalidad de la planta de sulfonación.

En resumen, el funcionamiento básico de estas torres se inicia a partir de un sistema de tuberías para la distribución de agua a lo largo de la superficie del relleno, que utiliza toberas a las que ingresa a altas temperaturas el medio a refrigerar y por la estructura de estas, se logra una pulverización proporcional del agua sobre el empaque, medio a través del cual se logra la transferencia de calor y masa por el constante circular del agua por los canales que posee en su estructura. Al mismo tiempo, circula el aire que asciende por el efecto que ejerce el ventilador de tipo axial, poniendo en contacto ambos medios, logrando la evaporación y enfriamiento simultáneo.

La construcción de estos equipos se destaca por aportar una alta potencia específica con respecto al tamaño que ellas poseen, aunado a esto su poco peso y lo reducido del espacio que requieren, factores que implican una versatilidad en lo que a su ubicación se refiere.

Los elementos que conforman su estructura están elaborados en perfiles de acero galvanizado y acoplados por adecuada tortillería. Las paredes que la protegen están elaboradas en fibrocemento prensado, protegidas por resinas sintéticas que previenen el deterioro causado por agentes externos. Este material es altamente resistente a todos los ambientes agresivos, así como a temperaturas extremas. Adicionalmente, las torres poseen bandejas recolectoras del agua fría elaboradas en poliéster reforzado con fibra de vidrio, de donde, por medio de una tubería lateral, sale el agua fría que retorna al proceso. El relleno de la torre es el componente más relevante en el proceso de enfriamiento, pues ofrece el área de contacto necesaria para que se lleve a cabo la transferencia de calor, enfriando el agua a las condiciones deseadas. Este relleno es capaz de resistir los efectos causados por aguas ácidas y contaminadas de aceites; además de resistir altas temperaturas, brindar una adecuada resistencia mecánica y disponer de una separación suficiente entre capas para evitar obstrucciones de flujo, las cuales son fácilmente removibles por lo sencillo del mantenimiento.

También es importante hacer mención de la llovizna de agua provocada por el proceso evaporativo, para el cual se instalan separadores de gotas, con un diseño especial que impide el arrastre de agua al exterior de la torre, por la acción del ventilador. Las torres están provistas de un sistema de distribución formado por toberas, con unos pasos para el agua suficientemente dimensionados para evitar la obstrucción por acumulación de sedimentos. Estas toberas, irrigan el agua uniformemente sobre el relleno, a una presión de descarga que garantice una adecuada distribución.

Finalmente, un componente de gran importancia en una torre de enfriamiento es el motor-ventilador, los cuales para este caso particular son helicoidales y fabricados en materiales ligeros, resistentes a la corrosión. Son de bajo nivel sonoro y están equilibrados estática y dinámicamente y poseen aspas ajustables a la posición adecuada para el arrastre de aire de diseño. El grupo formado por el ventilador y el motor, acoplado directamente al mismo, va montado en la parte superior de la carcasa conjuntamente con un anillo de sujeción de acero galvanizado. A continuación, se muestran ejemplos de torres de enfriamiento del modelo mencionado con anterioridad:



*Fuente: [www.sulzercoolingtowers.com](http://www.sulzercoolingtowers.com)*

**Figura 3.1: Torres de enfriamiento Sulzer/Escher-Wyss modelo EWK-441/09**

## CAPÍTULO IV. MARCO METODOLÓGICO

*En el siguiente capítulo se presenta de forma secuencial y específica las actividades a seguir para el cumplimiento de los objetivos planteados, de acuerdo a la planificación, desarrollo y ejecución de los mismos.*

Una vez planteados cada uno de los objetivos de esta investigación, la misma puede clasificarse **según el nivel de profundidad** como evaluativa, ya que busca medir o cuantificar las características y condiciones operacionales de la *Planta de Sulfonación* a partir de un enfoque orientado a la evaluación exhaustiva de los equipos de transferencia de calor y masa existentes en la misma, lo cual conlleva a la total comprensión del entorno estudiado y a la posterior toma de decisiones.

Por otra parte, **la estrategia o diseño de la investigación** es de campo, debido a que se dispone de una data primaria, es decir; la toma y recolección de datos se efectúa bajo condiciones reales de operación sin alteraciones en los parámetros o variables comúnmente manejados en el medio.

La presente investigación, puede desarrollarse de manera secuencial a partir de un conjunto de fases que se describen a continuación:

- ❖ Identificación de las condiciones de diseño de los equipos de intercambio térmico.
- ❖ Obtención de la demanda energética de la planta como un sistema completo.
- ❖ Determinación de la capacidad de enfriamiento total disponible.
- ❖ Estudio de los parámetros característicos de los equipos de intercambio térmico de la planta.
- ❖ Presentación de propuestas orientadas a aumentar la capacidad de enfriamiento de la planta, a partir de un análisis técnico-económico.

#### 4.1 IDENTIFICAR LAS CONDICIONES DE DISEÑO DE LOS EQUIPOS DE INTERCAMBIO TÉRMICO PRESENTES EN LA PLANTA DE SULFONACIÓN.

##### 4.1.1 Reconocimiento y Familiarización con el sistema bajo estudio.

Para el cumplimiento de esta actividad, inicialmente se realiza una revisión exhaustiva del material bibliográfico, así como también por medio de páginas web y del manual de operación de la planta de sulfonación donde se describe el principio básico de su funcionamiento. A través de estas consultas, se obtiene información sobre trabajos similares desarrollados con anterioridad y bases teóricas para una mejor comprensión del sistema bajo estudio.

Posteriormente, se lleva a cabo una revisión de los diagramas de instrumentación y tuberías (P&ID) y diagramas de flujo del proceso, estableciéndose de esa forma la instrumentación, accesorios y equipos que conforman la planta de sulfonación y más aún los involucrados en la presente investigación.

La revisión de los P&ID se complementa con la inspección visual en campo de los equipos constituyentes de la planta y los instrumentos de medición local tanto en el terreno como los ubicados en el panel de control de la planta, para así tenerlos plenamente identificados y considerarlos al momento de tomar la data correspondiente.

Adicionalmente, se realizan entrevistas con el personal encargado de la planta, constituidos en primera instancia por el jefe de turno y los dos operadores de primera y segunda, respectivamente; los cuales son parte fundamental para el conocimiento del proceso y la identificación de las cinco etapas que conforman la planta. Se ordena la información recabada de forma tabulada, especificando los equipos de mayor importancia presentes en cada etapa de proceso, excluyendo equipos referidos al transporte de fluidos como compresores y bombas y haciendo referencia especial a los

equipos de transferencia de calor a evaluar en el presente trabajo.

#### **4.1.2 Identificación de las condiciones de diseño de las torres de enfriamiento.**

La recolección de las especificaciones de diseño de las torres de enfriamiento se lleva a cabo mediante la consulta de los manuales técnicos presentes en la planta de sulfonación, los cuales suministran datos históricos según las características de diseño. También a partir de información obtenida *vía online* con los fabricantes de las torres de enfriamiento, los cuales proporcionan datos técnicos acerca del modelo en particular presente en la planta de SO<sub>3</sub>, el cual corresponde a torres SULZER/Escher-Wyss, modelo EWK-441/09/5,5.

Algunas de las características de diseño identificadas en las torres de enfriamiento se mencionan a continuación:

- ❖ Presión de operación
- ❖ Caudal máximo de agua que fluye en la torre
- ❖ Velocidad nominal del aire
- ❖ Temperatura de entrada y salida del agua
- ❖ Temperatura de bulbo húmedo a la entrada
- ❖ Potencia del motor
- ❖ Material del relleno y del separador de gotas
- ❖ Número y tipo de toberas
- ❖ Dimensiones del equipo, entre otras características de interés

#### **4.1.3 Identificación de las condiciones de diseño de los enfriadores (*chillers*)**

A partir de la información reflejada en los manuales técnicos de cada uno de los chillers se logra obtener sus especificaciones de diseño más importantes, entre las cuales se encuentran:

- ❖ Capacidad del sistema
- ❖ Presión a la entrada y salida del compresor
- ❖ Temperatura del agua a la entrada y salida del evaporador
- ❖ Fluido refrigerante, entre otras características

#### **4.1.4 Identificación de las condiciones de diseño de los intercambiadores de calor**

En este caso, se busca la información en los manuales de operación de cada una de las unidades productivas, ya que por tener tecnologías diferentes los datos y especificaciones de los intercambiadores se encuentran de manera separada. Para el caso de los intercambiadores de placas, se dispone de data similar en ambas plantas ya que tienen la misma marca de fabricante (Alfa Laval). Es importante destacar, que en algunos de los casos no se dispone de todos los valores de diseño en cuanto a dimensiones y parámetros de interés de los equipos de intercambio térmico. Entre las características más comunes y bien conocidas en la mayoría de los equipos se tiene:

- ❖ Tipo de intercambiador de calor
- ❖ Forma de flujo entre corrientes
- ❖ Fluido que circula por la carcasa (fluido caliente)
- ❖ Fluido que circula por el interior de los tubos (fluido frío)
- ❖ Temperaturas a la entrada y salida del fluido de enfriamiento
- ❖ Presión de operación, entre otras características las cuales varían según el tipo de intercambiador

#### **4.1.5 Determinación de los rangos de operación**

Una vez identificadas las condiciones de diseño de cada uno de los equipos involucrados en la presente investigación, se establecen valores mínimos y/o máximos de las variables más importantes como lo son: presión, temperatura, entre otras;

determinándose de esta forma lo que se ha denominado como rangos de operación de diseño.

## 4.2 CUANTIFICAR LA DEMANDA ENERGÉTICA GLOBAL DE LA PLANTA DE SULFONACIÓN DE ACUERDO A LAS CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN.

### 4.2.1 Determinación de las condiciones de operación y de las prácticas operativas de la planta.

Mediante visitas a la planta para una observación directa de los equipos a evaluar se determina las condiciones bajo las cuales opera cada uno de ellos, estableciéndose las variables de interés a medir, la disponibilidad de los instrumentos de medición en los puntos más convenientes y posteriormente el diseño de tablas para la toma de los datos correspondientes.

#### 4.2.1.1 *Establecimiento de las variables a medir en campo o en el panel de control de la planta.*

Para la determinación de las condiciones de operación de la planta, la primera subetapa corresponde al establecimiento de las variables a medir para la cuantificación de la demanda energética en cada uno de los intercambiadores bajo estudio. Inicialmente, se escoge el modelo matemático más adecuado y luego se verifica si es posible obtener experimentalmente, ya sea en el terreno o en el panel de control, las variables involucradas en dichas ecuaciones.

La disponibilidad de estos datos varía según el tipo de intercambiador, sin embargo en la mayoría de los equipos se tiene información sobre los flujos y temperaturas del fluido de enfriamiento, el cual corresponde a agua de proceso proveniente de varias unidades de refrigeración (chillers y torres de enfriamiento).

#### *4.2.1.2 Ubicación y selección de los instrumentos de medición, considerando los puntos de muestreo más adecuados.*

Una vez determinadas las variables a medir, se procede a la verificación de la existencia de los instrumentos requeridos para efectuar tal medición. En su mayoría, los intercambiadores poseen medidores de flujo de fluido que circula por el interior de los tubos, no así del que circula por la carcasa. No obstante, para algunos intercambiadores como el 1E1A de planta 1 es bien conocido el flujo de aire (lado carcasa), mientras que el flujo de agua (lado tubos) se determina de forma experimental a partir del método del tubo y el reloj.

En cuanto a los instrumentos de medición de temperaturas a la entrada y salida de ambas corrientes, entra en juego la consideración de los puntos de muestreos más adecuados, estos se refieren a la ubicación más inmediata a la entrada y salida de cada intercambiador para así obtener una medición más cercana a la real.

#### *4.2.1.3 Diseño de los instrumentos de recolección de datos de cada una de las unidades productivas para las condiciones actuales.*

Ya identificadas las variables y los instrumentos requeridos para la ejecución de las mediciones se hace necesario disponer de un modelo de recolección de data, la cual es similar en la mayoría de los equipos con algunas excepciones. El formato utilizado varía según el tipo de intercambiador, a continuación se presentan algunos de los formatos:

**TABLA 4.1**  
**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE**  
**INTERÉS DEL INTERCAMBIADOR 1E1-A (PLANTA 1)**

Hora de la Medición	Fluido Frío				Fluido Caliente		
	Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 0,5$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 0,5$ )°C	Volumen recolectado ( $V_r \pm 1$ )L	Tiempo de recolección ( $t_r \pm 0,1$ )s	Flujo de aire ( $F_{aire} \pm 10$ ) Nm <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada ( $T_{C1} \pm 1$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{C1} \pm 0,5$ )°C
08:00 am							
10:00 am							
12:00 pm							
2:00 pm							
4:00 pm							

**Fuente: Propia**

Fecha:

Jefe de Turno:

Producto en proceso:

Flujo de Azufre:

**TABLA 4.2**  
**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE**  
**INTERÉS DEL INTERCAMBIADOR 1E1-B (PLANTA 1)**

Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente		
	Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 1$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 1$ )°C	Flujo de agua ( $F_{agua} \pm 0,5$ )m <sup>3</sup> /h	Flujo de aire ( $F_{aire} \pm 10$ )Nm <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada ( $T_{C1} \pm 0,5$ ) °C	Temperatura de salida ( $T_{C1} \pm 0,5$ )°C
08:00 am						
10:00 am						
12:00 pm						
2:00 pm						
4:00 pm						

**Fuente: Propia**

Fecha:

Jefe de Turno:

Producto en proceso:

Flujo de Azufre:

**TABLA 4.3**  
**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE**  
**INTERÉS DEL INTERCAMBIADOR HE 304-1 (PLANTA 2)**

Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente	
	Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 0,01$ ) °C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 1$ ) °C	Flujo de agua ( $F_{\text{agua}} \pm 0,5$ )m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada ( $T_{C1} \pm 0,01$ ) °C	Temperatura de salida ( $T_{C2} \pm 0,01$ ) °C
08:00 am					
10:00 am					
12:00 am					
2:00 pm					
4:00 pm					

**Fuente: Propia**

Fecha:

Jefe de Turno:

Producto en proceso:

Flujo de Azufre:

**TABLA 4.4**  
**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE**  
**INTERÉS DEL INTERCAMBIADOR HE 404-1 (PLANTA 2)**

Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente	
	Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 1$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 1$ )°C	Flujo de Materia Prima ( $F_{MP} \pm 0,1$ )Kg/h	Temperatura de entrada ( $T_{C1} \pm 0,5$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{C2} \pm 1$ )°C
08:00 am					
10:00 am					
12:00 pm					
2:00 pm					
4:00 pm					

**Fuente: Propia**

Fecha:

Jefe de Turno:

Producto en proceso:

Flujo de Azufre:

**TABLA 4.5**
**VARIABLES NECESARIAS PARA LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE INTERÉS DEL INTERCAMBIADOR VN 202-1 (PLANTA 2)**

Hora de la Medición	Agua de Proceso			Agua de Enfriamiento		Agua del Chiller P2		Condensado 1		Condensado 2	
	Flujo Volumétrico ( $F_{aire \pm 1}$ ) Nm <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada ( $T_{E\ aire \pm}$ ) °C	Temperatura de salida ( $T_{S\ aire \pm}$ ) °C	Temperatura de entrada ( $T_{E\ torre \pm 0,5}$ ) °C	Temperatura de salida ( $T_{S\ torre \pm 0,5}$ ) °C	Temperatura de entrada ( $T_{E\ ch \pm 3}$ ) °C	Temperatura de salida ( $T_{S\ ch \pm 0,5}$ ) °C	Masa de Condensado ( $M_{C1 \pm}$ ) g	Tiempo de Recolección ( $t_{rec\ 1 \pm}$ ) s	Masa de Condensado ( $M_{C2 \pm}$ ) g	Tiempo de Recolección ( $t_{rec\ 2 \pm}$ ) s
08:00 am											
10:00 am											
12:00 pm											
2:00 pm											
4:00 pm											

**Fuente: Propia**

Fecha:

Jefe de Turno:

Producto en proceso:

Flujo másico de agua de la torre:

Flujo másico de agua del chiller P2:

Flujo de Azufre:

**TABLA 4.6**  
**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE**  
**INTERÉS DEL REACTOR DE PELÍCULA (PLANTA 2)**

Hora de la Medición	Parte Superior			Parte Inferior			Temperatura de salida del producto ( $T_{SP} \pm 1$ )°C
	Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 0,5$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 0,5$ )°C	Flujo de Agua ( $F_{Ai} \pm 0,5$ )m <sup>3</sup>	Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 0,5$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 0,5$ )°C	Flujo de Agua ( $F_{As} \pm 0,5$ )m <sup>3</sup>	
08:00 am							
10:00 am							
12:00 pm							
2:00 pm							
4:00 pm							

**Fuente: Propia**

Fecha:

Jefe de Turno:

Producto en proceso:

Sistema de enfriamiento utilizado:

Flujo de Azufre:

**TABLA 4.7**  
**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE**  
**INTERÉS DEL REACTOR (PLANTA 1)**

Hora de la Medición	Parte Superior			Parte Inferior		
	Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 0,5$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 0,5$ )°C	Flujo de Agua ( $F_{Ai} \pm 0,5$ )m <sup>3</sup>	Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 0,5$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 0,5$ )°C	Flujo de Agua ( $F_{As} \pm 0,5$ )m <sup>3</sup>
08:00 am						
10:00 am						
12:00 pm						
2:00 pm						
4:00 pm						

**Fuente: Propia**

Fecha:

Jefe de Turno:

Producto en proceso:

Sistema de enfriamiento utilizado:

Flujo de Azufre:

#### *4.2.1.4 Toma y recolección de los datos necesarios para la determinación de la demanda energética.*

A partir de los instrumentos seleccionados en los puntos de muestreo más convenientes, se procede a la toma y recolección de los datos mediante el uso de los formatos presentados con anterioridad. Entre estos datos, se encuentra la recopilación en campo y en el panel de control de las temperaturas de entrada y salida de las corrientes que operan en cada intercambiador; así como también el flujo volumétrico de los fluidos que circulan por ambos lados del equipo.

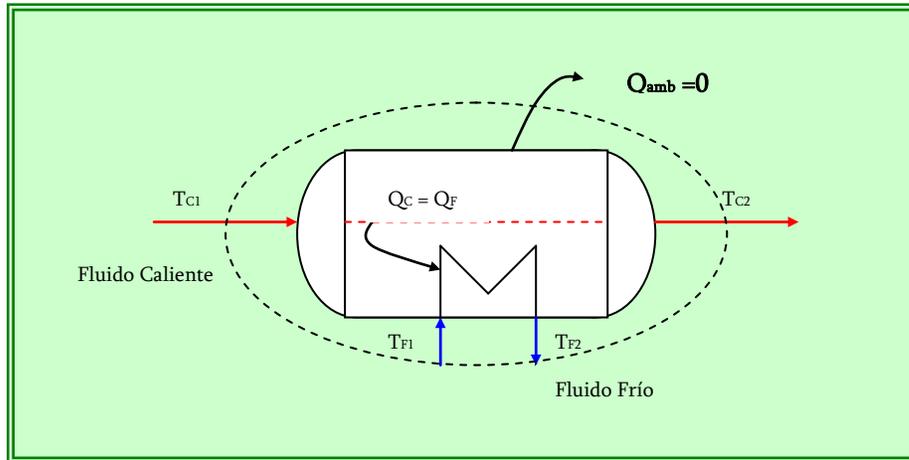
#### **4.2.2 Determinación de la demanda energética de cada equipo de transferencia de calor presente en la planta**

Una vez obtenidos los datos necesarios, estos se introducen en los modelos matemáticos correspondientes, determinándose de esta forma la demanda energética de cada equipo considerando algunos criterios en base a las condiciones de operación.

Mediante la aplicación de balance de energía utilizando como volumen de control cada uno de los intercambiadores, se obtiene el calor absorbido por el fluido de enfriamiento, el cual se asume igual al calor cedido por el fluido caliente (lado carcasa) es decir, se considera que no existen pérdidas de calor al ambiente.

Sin embargo, para el intercambiador VN-202-1 ubicado en la sala de máquinas de planta 2 sí se realiza el cálculo de las pérdidas de calor, debido fundamentalmente a que la temperatura de la pared externa del equipo alcanzaba valores significativamente elevados comparados con la temperatura del medio lo que hace suponer la existencia de considerables pérdidas de energía al ambiente.

A continuación, se presenta el balance de energía aplicado en los intercambiadores de calor en los cuales no se consideran las pérdidas de calor al ambiente y posteriormente el realizado en el intercambiador VN202-1, con sus respectivos modelos matemáticos utilizados:



Fuente: propia

Figura 4.1: Balance global de energía en un intercambiador de calor genérico (sistema adiabático)

Utilizando el volumen de control mostrado en la figura 4.1 se determina el calor de cada intercambiador, (lo cual a su vez representa la demanda energética de cada equipo) mediante la siguiente expresión:

$$Q_{ced} = Q_{abs} + Q_{amb} \quad (I) \quad (Propia)$$

Como se asume sistema adiabático el término asociado a las pérdidas de calor al ambiente se anula y la ecuación anterior se reduce a:

$$Q_{ced} = Q_{abs} \quad (II) \quad (Propia)$$

Donde:

$Q_{ced}$ = Calor cedido por el fluido caliente (lado carcasa), kcal/h

$Q_{abs}$ = Calor absorbido por el fluido frío (lado tubos), kcal/h

Donde ambos términos se pueden obtener a través de la ecuación que describe la transferencia de calor sin cambio de fase conocida como calor sensible:

$$m_C \cdot Cp_C \cdot (T_{C2} - T_{C1}) = m_F \cdot Cp_F \cdot (T_{F2} - T_{F1}) \quad \text{(III)} \quad \text{(Propia)}$$

Donde:

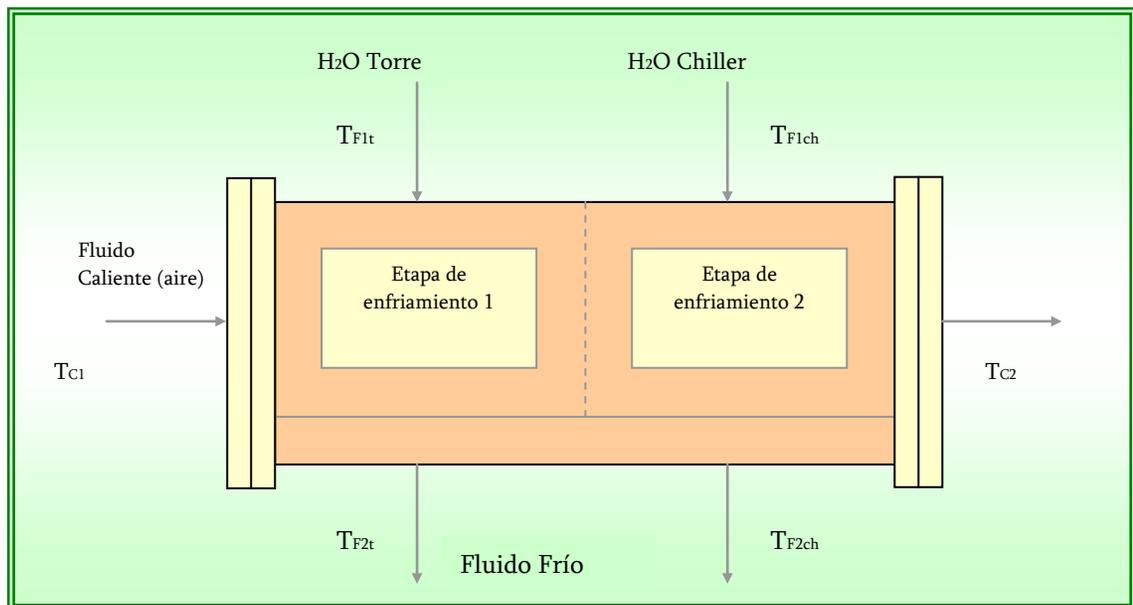
$m_C, m_F$ : Flujo másico del fluido caliente y frío respectivamente, kg/h

$Cp_C, Cp_F$ : Capacidad calorífica del fluido caliente y frío respectivamente, kcal/kg °C

$T_{C1}, T_{F1}$ : Temperatura de entrada del fluido caliente y frío respectivamente, °C

$T_{C2}, T_{F2}$ : Temperatura de salida del fluido caliente y frío respectivamente, °C

A continuación se muestra el balance de energía para el intercambiador VN202-1, el cual incluye las pérdidas de calor al ambiente:



Fuente: propia

Figura 4.2: Corrientes involucradas en la transferencia de calor del intercambiador VN202-1 de planta 2

El balance energético global en este intercambiador es igual al presentado en la ecuación I, con la salvedad de que el término correspondiente al calor perdido al ambiente no se anula, sino por el contrario se determina como se verá posteriormente. A continuación, se describe la forma de cálculo de cada uno de los términos que integran la ecuación I:

$$Q_{ced} = m_a \cdot (1 - H_a) \cdot Cp_a \cdot (T_{C2} - T_{C1}) + m_a \cdot H_a \cdot Cp_{ag} \cdot (T_{cond} - T_{C1}) + m_{cond} \cdot Hfg + (m_a \cdot H_a - m_{cond}) \cdot (T_{C2} - T_{cond}) \quad (IV) \quad (Propia)$$

Donde:

$m_a$ : Flujo másico de aire a la entrada del intercambiador, kg/h

$H_a$ : Humedad del aire a la entrada, kg H<sub>2</sub>O/kg as

$Cp_a$ : Capacidad calorífica del aire, kcal/kg °C

$m_{cond}$ : Flujo másico de condensado, kg/h

$T_{cond}$ : Temperatura del condensado, °C

$Hfg$ : Calor de condensación, kcal/kg

El flujo de condensado sale a través de dos tuberías, recolectándose el mismo en un beaker y midiendo el tiempo de llenado. Posteriormente, se procede al pesaje del líquido en una balanza analítica y se determina el flujo total mediante la suma del condensado que emerge de las dos tuberías.

$$Q_{abs} = m_{aT} \cdot Cp_{ag} \cdot (T_{F2t} - T_{F1t}) + m_{aCH} \cdot Cp_{ag} \cdot (T_{F2ch} - T_{F1ch}) \quad (V) \quad (Propia)$$

Donde:

$m_{aT}$ : Flujo másico de agua de la torre de enfriamiento, kg/h

$m_{aCH}$ : Flujo másico de agua del chiller, kg/h

El calor absorbido por el fluido de enfriamiento se representa con la expresión V, ya que como se menciona en el capítulo anterior el VN202-1 tiene dos etapas de enfriamiento, la primera con agua de la torre y la segunda con agua del chiller de planta

2. Por tanto, se procede a la toma de datos de las temperaturas y flujos de ambos fluidos de enfriamiento como se verifica en la tabla 4.5.

$$Q_{amb} = h_0 \cdot A_0 \cdot (T_w - T_\infty) \quad (\text{VI}) \quad (\text{Kern, 1984})$$

Donde:

$h_0$ : Coeficiente convectivo referido al área externa, W/m<sup>2</sup> K

$A_0$ : Área externa de transferencia de calor, m<sup>2</sup>

$T_w$ : Temperatura de pared externa, K

$T_\infty$ : Temperatura del medio, K

Por otra parte, las mediciones de temperatura de pared y del medio se realizan mediante el uso de un tester, el cual es comúnmente usado en planta para mediciones de corriente y voltaje; sin embargo se aprovecha su multifuncionalidad como medidor de temperatura. El uso de este instrumento se dificulta debido a su disponibilidad, ya que pertenece al personal de mantenimiento adscrito al departamento de ingeniería de la empresa y es utilizado continuamente para varios fines.

Para determinar el coeficiente convectivo referido al área externa se utiliza la siguiente ecuación:

$$h_0 = C \cdot \left( \frac{T_w - T_\infty}{b} \right)^n \quad (\text{VII}) \quad (\text{Kern, 1984})$$

Donde:

C, b, n: Constantes tabuladas

#### 4.2.3 Determinación de la demanda energética como un sistema unificado

Una vez determinada la demanda energética de cada uno de los intercambiadores que conforman ambas unidades productivas mediante la aplicación de balances

energéticos, se procede a la obtención de la demanda global de la planta mediante la expresión que se describe a continuación:

$$D_G = D_{P1} + D_{P2} \quad (\text{VIII}) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

$D_G$ : Demanda energética global de la planta de  $\text{SO}_3$ , kcal/h

$D_{P1}$ : Demanda energética de planta 1, kcal/h

$D_{P2}$ : Demanda energética de planta 2, kcal/h

Por su parte, para obtener la demanda de cada unidad productiva se realiza la sumatoria de la demanda energética de cada uno de los equipos que conforman dicha planta, que no es otra cosa que la suma del calor transferido por cada intercambiador.

$$D_{P1} = \sum D_{\text{int}_i} = D_{1E1A} + D_{1E1B} + D_{1E1C} + D_{1E4} + D_{2E1} + D_{3E1} + D_{4E1} + D_{3D1} \quad (\text{IX}) \quad (\text{Propia})$$

$$D_{P2} = \sum D_{\text{int}_j} = D_{VN202-1} + D_{HE304-1} + D_{HE701-1} + D_{HE402-1} + D_{HE404-1} + D_{HE501-1} + D_{VN401-1} \quad (\text{X}) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

$D_{\text{int}_i}$  : Demanda energética de cada intercambiador de calor de planta 1, kcal/h

$D_{\text{int}_j}$  : Demanda energética de cada intercambiador de calor de planta 2, kcal/h

#### 4.3 DETERMINAR LA CAPACIDAD DISPONIBLE DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE LA PLANTA.

##### 4.3.1 Determinación de las condiciones de operación de los equipos que conforman el sistema de enfriamiento de la planta

El establecimiento de las condiciones operativas de la planta se realiza a partir de un estudio visual de cada uno de los equipos que conforman el sistema de enfriamiento (chillers y torres de enfriamiento), apoyándose con los manuales técnicos y de operación disponibles en la planta y a partir del desarrollo de varias subetapas que se mostrarán

posteriormente. Es importante mencionar, que las mediciones se realizan cada dos horas como se verá en los instrumentos de recolección, para así establecer la influencia de las condiciones ambientales sobre la data recopilada (específicamente valores de temperatura).

#### *4.3.1.1 Establecimiento de las variables a medir en campo*

Inicialmente, para la determinación de las variables requeridas se hace un estudio preliminar de los modelos matemáticos necesarios para el cumplimiento del objetivo planteado y luego se establece los parámetros o variables a medir para tal fin.

Para el caso de los *chillers* se hace necesaria la medición en el terreno del flujo de agua que ingresa al evaporador, así como también su temperatura de entrada y salida. Por su parte, en las torres de enfriamiento se hace un análisis de ambos fluidos involucrados en la transferencia de calor y masa, como lo son el agua y el aire respectivamente. Para el agua, se mide en campo las temperaturas de entrada y salida para así establecer el rango de enfriamiento del equipo; mientras que para el aire se miden las temperaturas de bulbo seco y húmedo a la entrada y salida de la torre, además de la velocidad del aire para posteriormente determinar su flujo másico.

#### *4.3.1.2 Identificación de los instrumentos requeridos para la medición de las variables correspondientes y verificación de la existencia en planta de los mismos.*

Ya seleccionadas las variables a medir en campo se procede a ubicar los instrumentos necesarios para la toma de data, verificando la existencia y disponibilidad de los mismos en planta, así como también evaluando su estado físico para garantizar mediciones con un alto nivel de confiabilidad. Las temperaturas de los chillers se miden a partir de termocuplas dispuestas a la entrada y salida del agua. En el caso de las torres de enfriamiento, las temperaturas a la entrada y salida del agua se toman de forma

experimental con un termómetro de mercurio y las temperaturas de bulbo seco y húmedo del aire se miden con un higrómetro (medidor de humedad), finalmente el flujo de aire se obtiene a partir de su velocidad, la cual es medida con un anemómetro.

#### 4.3.1.3 Elaboración de los instrumentos de recopilación de data

Considerando las variables a medir y los instrumentos adecuados para llevar a cabo dicha medición, se diseñan las tablas de recolección de datos para cada uno de los equipos que conforman el sistema de enfriamiento. Es importante destacar que en las tablas que se mostrarán a continuación no se incluyen los flujos de agua, porque los equipos operan con un caudal constante:

**TABLA 4.8**  
**VARIABLES INFLUYENTES EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS**  
**DE INTERÉS DE LA TORRE DE ENFRIAMIENTO**

Hora de la Medición	Temperatura de Bulbo Seco		Temperatura de Bulbo Húmedo		Temperatura de entrada del agua ( $T_E \pm 0,5$ )°C	Temperatura de salida del agua ( $T_S \pm 0,5$ )°C	Velocidad del Aire ( $V_{aire} \pm 0,01$ ) m/s
	Entrada ( $T_{BS1} \pm 1$ )°F	Salida ( $T_{BS2} \pm 1$ )°F	Entrada ( $T_{BH1} \pm 1$ )°F	Salida ( $T_{BH2} \pm 1$ )°F			
08:00 am							
10:00 am							
12:00 pm							
2:00 pm							
4:00 pm							

**Fuente: Propia**

Fecha:

Jefe de Turno:

Flujo de agua:

**TABLA 4.9**  
**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DE LA CAPACIDAD DE ENFRIAMIENTO**  
**DE LOS CHILLERS DE LA PLANTA DE SULFONACIÓN**

Hora de la Medición	Chiller Planta 1				Chiller Planta 2			
	Evaporador		Compresor		Evaporador		Compresor	
	Temperatura de entrada del agua ( $T_{E1} \pm 1$ ) °C	Temperatura de salida del agua ( $T_{S1} \pm 1$ ) °C	Presión de baja ( $P_{B1} \pm 0,1$ ) bar	Presión de alta ( $P_{A1} \pm 1$ ) bar	Temperatura de entrada del agua ( $T_{E2} \pm 1$ )	Temperatura de salida del agua ( $T_{S2} \pm 1$ )	Presión de baja ( $P_{B2} \pm 0,1$ ) bar	Presión de alta ( $P_{A2} \pm 0,1$ ) bar
08:00 am								
10:00 am								
12:00 pm								
2:00 pm								
4:00 pm								

*Fuente: Propia*

Fecha:

Jefe de Turno:

Producto en proceso:

Fluido Refrigerante: Freón 22

#### *4.3.1.4 Medición y recopilación directa de las variables ya seleccionadas con anterioridad*

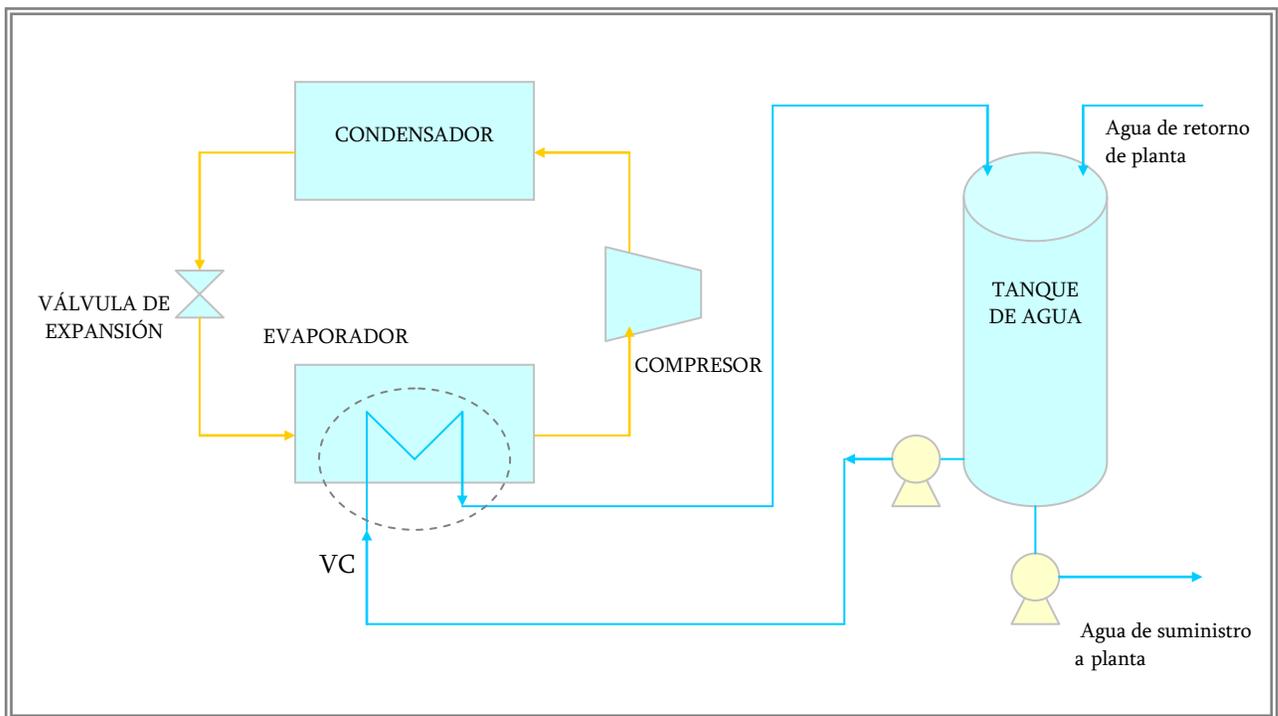
Una vez diseñadas las tablas, se procede a la recolección de datos cinco veces al día cada dos horas para cada equipo del sistema de enfriamiento. Las variables medidas corresponden en su mayoría a flujos de agua y a temperaturas del agua y del aire, respectivamente.

#### **4.3.2 Determinación de la capacidad de enfriamiento de cada equipo**

Mediante la aplicación de balance de energía en cada uno de los equipos y usando los modelos matemáticos más convenientes, se determina la capacidad de enfriamiento en cada una de las unidades estudiadas. Respecto a las torres de enfriamiento, las ecuaciones que describen la transferencia de calor y masa que se lleva a cabo (véase

capítulo II) incluye el parámetro humedad tanto a la entrada como a la salida de la torre, este no se obtiene experimentalmente sino a partir de la tabla psicrométrica, ingresando con las temperaturas de bulbo seco y húmedo respectivamente que sí se determinan de forma experimental como se había mencionado con anterioridad.

Por otra parte, para la determinación de la capacidad de los *chillers* se requiere realizar un balance energético, tomando en cuenta que el agua utilizada como parte del sistema de enfriamiento de la planta es la que ingresa al evaporador del chiller para así cambiar el estado del refrigerante (freón 22) de líquido a gas. Para presentar la ecuación que describe al calor cedido por el agua al gas se muestra el siguiente volumen de control:



Fuente: Propia

Figura 4.3: Diagrama de flujo del sistema de enfriamiento constituido por los chillers

El sistema mostrado describe el proceso de enfriamiento del agua de suministro utilizada en la planta de sulfonación, el agua de retorno de planta (agua caliente) ingresa

a un tanque de almacenamiento donde se mezcla con el agua helada que sale del evaporador. De esta mezcla, una parte se dirige nuevamente al chiller para repetir el ciclo y la otra se envía a planta para utilizarse como fluido de enfriamiento en algunos de los equipos de intercambio térmico presentes en la misma. El modelo matemático que describe el enfriamiento del agua que ingresa al evaporador se muestra a continuación según el volumen de control mostrado:

$$Q_{cedE} = m_{ag} \cdot Cp_{ag} \cdot (T_S - T_E) \quad (XI) \quad (\text{Incropera, 1999})$$

Donde:

$Q_{cedE}$ : Calor cedido por el agua en el evaporador, kcal/h

$m_{ag}$ : Flujo másico de agua en el evaporador, kg/h

$Cp_{ag}$ : Capacidad calorífica del agua, kcal/kg °C

$T_E$ : Temperatura de entrada del agua, °C

$T_S$ : Temperatura de salida del agua, °C

#### 4.3.3 Determinación de la capacidad total del sistema de enfriamiento de la planta.

Siguiendo la metodología descrita anteriormente, se logra obtener la capacidad de enfriamiento individual de cada equipo mediante la determinación de la velocidad de transferencia de calor; es decir, para el caso particular de los chillers su capacidad de enfriamiento viene dada por la ecuación XI. Posteriormente, para cuantificar la capacidad de enfriamiento total de la planta de  $SO_3$  se utiliza la siguiente expresión:

$$CE_T = \sum CE_i = CE_{T1} + CE_{T2} + CE_{CH1} + CE_{CH2} \quad (XII) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

$CE_T$ : Capacidad de enfriamiento total de la planta, kcal/h

$CE_{T1}$ : Capacidad de enfriamiento de la torre 1, kcal/h

$CE_{T2}$ : Capacidad de enfriamiento de la torre 2, kcal/h

$CE_{CH1}$ : Capacidad de enfriamiento del chiller de planta 1, kcal/h

$CE_{CH2}$ : Capacidad de enfriamiento del chiller de planta 2, kcal/h

#### 4.3.4 Determinación de la capacidad de enfriamiento de diseño del sistema de enfriamiento.

Este parámetro se obtiene a partir de la máxima capacidad disponible de cada uno de los equipos constituyentes del sistema de enfriamiento y mediante la sumatoria de cada uno de estos valores, los cuales a su vez fueron proporcionados por la empresa se determina la capacidad de enfriamiento del sistema para las condiciones de diseño, la cual corresponde a una capacidad máxima o ideal.

#### 4.3.5 Análisis comparativo entre la oferta de enfriamiento actual del sistema y la capacidad de enfriamiento ideal o de diseño para la determinación de una posible deficiencia energética.

Una vez determinada la capacidad de enfriamiento total, la cual corresponde a la oferta de enfriamiento, así como también el valor teórico se procede a un análisis cuantitativo de estos dos parámetros, para verificar la existencia o no de una deficiencia en el sistema de enfriamiento de la planta, mediante la siguiente ecuación:

$$DE = CE_D - CE_T \quad (\text{XIII}) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

$DE$ : Deficiencia energética, (TNE ó toneladas de enfriamiento)

$CE_D$ : Capacidad de enfriamiento ideal o de diseño, (TNE ó toneladas de enfriamiento)

$\text{Si } DE > 0 \longrightarrow$  Existe DEFICIENCIA en el sistema de enfriamiento de la planta

A partir de la ecuación condicionada de la deficiencia de enfriamiento, se determina la insuficiencia existente en toneladas de enfriamiento y se establece la condición más crítica de operación de la planta, para en base a este escenario plantear posibles soluciones como se verá en el desarrollo de objetivos posteriores.

#### 4.4 DETERMINAR LOS PARÁMETROS CARACTERÍSTICOS DE LOS EQUIPOS DE INTERCAMBIO TÉRMICO QUE CONFORMAN LA PLANTA.

##### 4.4.1 Identificación y determinación de los parámetros característicos de las torres de enfriamiento

Para el cumplimiento de esta actividad inicialmente se realizan consultas del material bibliográfico, para la identificación de los parámetros característicos de las torres de enfriamiento y cuales de estos, según las condiciones de operación de la planta, pueden determinarse cuantitativamente a partir de los datos recolectados.

###### 4.4.1.1 *Determinación del rango de enfriamiento de las torres*

Este parámetro esta directamente relacionado con uno de los fluidos involucrados en la transferencia de calor como lo es el agua, ya que se obtiene como la diferencia de temperatura existente entre la temperatura del agua a la entrada y salida de la torre, valores que se obtienen experimentalmente con un termómetro de mercurio ya que las termocuplas ubicadas en los puntos de muestreo adecuados para efectuar tal medición se encuentran deterioradas. Véase la siguiente expresión:

$$R_T = T_{Aent} - T_{Asal} \quad (XIV) \quad (\text{Perry, 1992})$$

Donde:

$R_T$ : Rango de enfriamiento, °C

$T_{Aent}$ : Temperatura del agua a la entrada de la torre, °C

$T_{Asal}$ : Temperatura del agua a la salida de la torre, °C

###### 4.4.1.2 *Determinación de la temperatura de acercamiento de las torres*

Recolectando valores de temperatura del agua y del aire respectivamente, a partir de un higrómetro y de un termómetro de mercurio se determina la temperatura de acercamiento de la torre mediante la siguiente expresión:

$$T_{ac} = T_{Asal} - T_{bh_{fondo}} \quad (XV) \quad (\text{Perry, 1992})$$

Donde:

$T_{ac}$ : Temperatura de acercamiento, °C

$T_{bhfondo}$ : Temperatura de bulbo húmedo en el fondo de la torre, °C

#### *4.4.1.3 Construcción de las curvas de operación de las torres de enfriamiento*

Para la elaboración de estas gráficas se toman datos de la temperatura de bulbo húmedo a la entrada y salida del aire así como también las referidas al agua, para a partir de estas mediciones y mediante el uso de la tabla psicrométrica determinar los valores de entalpía que representa el eje de las ordenadas en dichas curvas. El comportamiento de las curvas de operación de las torres sólo se pueden determinar para un único caudal ya que como se había mencionado anteriormente las torres de enfriamiento operan a un flujo constante de agua; en el siguiente capítulo se explicará con más detalle la construcción de estas gráficas.

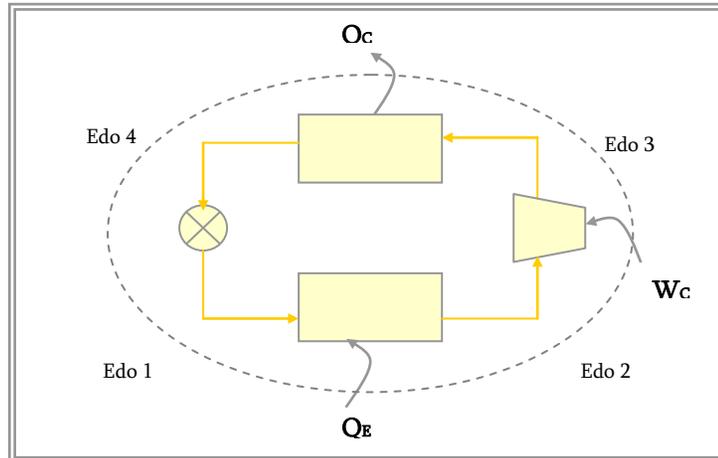
#### **4.4.2 Identificación y determinación de los parámetros característicos de los enfriadores (*chillers*)**

Como se puede observar en la figura 4.3 el chiller está constituido por varios equipos que cumplen con un ciclo de refrigeración conocido como el ciclo inverso de carnot. Para el estudio de los parámetros característicos del chiller, se debe analizar por separado y de manera conjunta cada una de las partes constituyentes del mismo; este estudio se realiza a partir de la determinación del coeficiente de funcionamiento del equipo, el cual es un indicativo de la calidad operativa del mismo.

##### *4.4.2.1 Determinación de la eficiencia del ciclo de carnot, el cual describe el sistema de refrigeración de los chillers*

La eficiencia del ciclo se obtiene a partir de la determinación de un parámetro denominado coeficiente de funcionamiento, el cual depende de los calores involucrados

en el sistema como lo son el calor de baja (calor en el evaporador) y calor de alta (calor en el condensador). A continuación se muestra la forma de cálculo de este parámetro:



Fuente: Propia

Figura 4.4: Volumen de control del ciclo inverso de Carnot

$$\beta = \frac{Q_E}{W_C} \quad (\text{XVI}) \quad (\text{Van Ness, 1993})$$

Donde:

$\beta$ : Coeficiente de funcionamiento, adim

$Q_E$ : Calor absorbido por el refrigerante en el evaporador, kW

$W_C$ : Trabajo requerido por el compresor, kW

A partir del volumen de control mostrado en la figura 4.4 y mediante la aplicación de la primera ley de la termodinámica se obtiene:

$$W_C + Q_E - Q_C = 0 \quad (\text{XVII}) \quad (\text{Propia})$$

Despejando el término de trabajo en el compresor se tiene la siguiente expresión:

$$W_C = Q_C - Q_E$$

Donde:

$Q_C$ : Calor en el condensador, kW

Por otro lado, para la determinación del calor en el condensador se aplica balance de energía en este equipo y se obtiene la siguiente expresión:

$$Q_C = m_{Ref} \cdot (h_4 - h_3) \cdot FC \quad (\text{XVIII}) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

$m_{Ref}$ : Flujo másico de refrigerante, kg/h

$h_3$ : Entalpía en el estado 3, kJ/kg

$h_4$ : Entalpía en el estado 4, kJ/kg

FC: Factor de conversión=  $\frac{1h}{3600s}$

La determinación del flujo de refrigerante se hace a partir de un balance energético usando como volumen de control el evaporador. A continuación se presenta la metodología de cálculo utilizada:

$$Q_E = Q_{cedE} \quad (\text{XIX}) \quad (\text{Propia})$$

$$Q_E = m_{Ref} \cdot (h_2 - h_1) \quad (\text{XX}) \quad (\text{Van Ness, 1993})$$

Donde:

$h_1$ : Entalpía en el estado 1, kJ/kg

$h_2$ : Entalpía en el estado 2, kJ/kg

Despejando el flujo de refrigerante y considerando lo expuesto en la ecuación XIX, se obtiene:

$$m_{Ref} = \frac{Q_{cedE}}{h_2 - h_1} \quad (\text{XXI}) \quad (\text{Propia})$$

#### 4.4.3 Identificación y determinación de los parámetros característicos de los intercambiadores de calor bajo estudio.

Los parámetros de interés a determinar en esta actividad corresponden al coeficiente global de transferencia de calor junto con la eficiencia del equipo para las condiciones actuales de cada uno de los intercambiadores. A continuación, se presenta los modelos matemáticos para la obtención de estos valores y los criterios utilizados en base a la disponibilidad o carencia de algunos datos, ya que estos últimos varían dependiendo del intercambiador de calor. Es importante destacar, que para algunos equipos se imposibilita la determinación de los parámetros mencionados anteriormente, debido a la inexistencia en planta de datos de diseño imperativamente necesarios como lo son las dimensiones y características internas del equipo.

La ecuación que define el coeficiente global de transferencia de calor para intercambiadores nuevos, es la que sigue:

$$U_L = \frac{1}{\frac{D_0}{h_i \cdot D_i} + \frac{D_0 \cdot \ln\left(\frac{D_0}{D_i}\right)}{2 \cdot k_t} + \frac{1}{h_0}} \quad (\text{XXII}) \quad (\text{Kern, 1984})$$

Donde:

$U_L$ : Coeficiente global de transferencia de calor limpio referido al área externa, W/ m<sup>2</sup>K

$h_i$ : Coeficiente convectivo interno, W/m<sup>2</sup>K

$h_o$ : Coeficiente convectivo externo, W/m<sup>2</sup>K

$k_t$ : Conductividad térmica del material de la tubería, W/m K

$D_o$ : Diámetro externo de los tubos, m

$D_i$ : Diámetro interno de los tubos, m

De igual forma, se presenta la ecuación que define el coeficiente global para equipos en operación:

$$U_s = \frac{U_L}{1 + R \cdot U_L} \quad (\text{XXIII}) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

Us: Coeficiente global de transferencia de calor sucio referido al área externa, W/m<sup>2</sup> K

R: Factor de obstrucción o de ensuciamiento, m<sup>2</sup> K/W

Sin embargo, para los intercambiadores de calor en los cuales se conoce las temperaturas de operación y el área de transferencia de calor, se puede obtener de forma más directa el coeficiente global de transferencia de calor referido al área externa para intercambiadores en operación, a partir de la siguiente expresión:

$$Q = U_0 \cdot A_0 \cdot \Delta T_V \quad (\text{XXIV}) \quad (\text{Fernández, 2000})$$

Despejando la expresión anterior se tiene:

$$U_s = U_0 = \frac{Q}{A_0 \cdot \Delta T_V}$$

Donde:

Q: Calor transferido en el equipo, W

A<sub>0</sub>: Área de transferencia de calor, m<sup>2</sup>

ΔT<sub>V</sub>: Verdadera diferencia de temperatura

❖ Intercambiadores de Tubo y Carcasa

$$A_0 = \pi \cdot Nt \cdot D_0 \cdot L \quad (\text{XXV}) \quad (\text{Fernández, 2000})$$

Donde:

Nt: Número de tubos en el intercambiador, adim

L: Longitud de los tubos, m

❖ Intercambiadores de Placas

$$A_0 = Np \cdot Lp \cdot W \quad (\text{XXVI}) \quad (\text{Kraus, 2000})$$

Donde:

$N_p$ : Número de placas, adim

$L_p$ : Longitud de las placas, m

$W$ : Ancho de las placas, m

$$\Delta T_V = F_T \cdot \Delta T_{mL} \quad (\text{XXVII}) \quad (\text{Fernández, 2000})$$

Donde:

$\Delta T_{mL}$ : Diferencia de temperatura media logarítmica, K

$F_T$ : Factor de corrección del promedio logarítmico, adim

El término  $F_T$  es función de los valores de  $R$  y  $S$ , respectivamente y del tipo de equipo (número de pasos por los tubos y por la coraza). Se obtiene gráficamente o a partir de expresiones analíticas, véase sección de apéndices. Los valores de  $R$  y  $S$  se determinan a partir de las temperaturas de entrada y salida de los fluidos involucrados en la transferencia de calor, como se verá a continuación:

$$R = \frac{T_{C1} - T_{C2}}{T_{F2} - T_{F1}} \quad (\text{XXVIII}) \quad (\text{Kern, 1984}) \quad S = \frac{T_{F2} - T_{F1}}{T_{C1} - T_{F1}} \quad (\text{XXIX}) \quad (\text{Kern, 1984})$$

Por su parte, la diferencia de temperatura media logarítmica se calcula mediante la siguiente expresión:

$$\Delta T_{mL} = \frac{\Delta T_C - \Delta T_F}{\text{Ln} \left( \frac{\Delta T_C}{\Delta T_F} \right)} \quad (\text{XXX}) \quad (\text{Kern, 1984})$$

Donde

$\Delta T_F$ : Diferencia de temperaturas en un extremo del intercambiador, K

$\Delta T_C$ : Diferencia de temperaturas en el otro extremo del intercambiador, K

$$\Delta T_C = T_{C1} - T_{F2} \quad (\text{XXXI}) \quad (\text{Kern, 1984}) \quad \Delta T_F = T_{C2} - T_{F1} \quad (\text{XXXII}) \quad (\text{Kern, 1984})$$

Es importante mencionar que en los intercambiadores 1E1C y 3E1, ambos de planta 1, no se puede determinar cuantitativamente los parámetros mencionados con anterioridad debido a la falta de data en cuanto a las dimensiones del equipo, así como también las temperaturas de entrada y salida del fluido caliente.

En cuanto al cálculo de la eficiencia se utiliza una metodología distinta al DTML conocido como el método de la Eficiencia-NUT, como se muestra a partir de las siguientes ecuaciones:

$$\varepsilon = \frac{q_{real}}{q_{max}} \quad (XXXIII) \quad (\text{Incropera, 1999})$$

Donde:

$\varepsilon$ : Eficiencia del intercambiador de calor, adim

$q_{real}$ : Calor total retirado por el equipo, kcal/h

$q_{max}$ : Calor máximo retirado por el equipo en condiciones ideales, kcal/h

Posteriormente, se calcula la capacitancia térmica del fluido caliente y del fluido frío respectivamente y dependiendo de las magnitudes relativas de estos parámetros se determina la capacitancia mínima.

$$C_F = m_F \cdot C_{pF} \quad (XXXIV) \quad (\text{Incropera, 1999})$$

Donde:

$C_F$ : Capacitancia del fluido (frío o caliente), J/hK

$m_F$ : Flujo másico del fluido (frío o caliente), J/hK

$C_{pF}$ : Capacidad calorífica del fluido (frío o caliente), J/kgK

Una vez definida la capacitancia mínima, la ecuación XXXIII se puede expresar mediante:

$$\varepsilon = \frac{C_{FC} \cdot (T_{C1} - T_{C2})}{C_{min} \cdot (T_{C1} - T_{F1})} \quad (XXXV) \quad (\text{Incropera, 1999})$$

$$\varepsilon = \frac{C_{FF} \cdot (T_{F2} - T_{F1})}{C_{\min} \cdot (T_{C1} - T_{F1})} \quad (\text{XXXVI}) \quad (\text{Incropera, 1999})$$

Donde:

$C_{FC}$ : Capacitancia del fluido caliente, J/hK

$C_{FF}$ : Capacitancia del fluido frío, J/hK

$C_{\min}$ : Capacitancia mínima, J/hK

El uso de una u otra ecuación está sujeta al fluido que represente la capacitancia mínima, si este corresponde al fluido caliente se utiliza la ecuación XXXV, en caso contrario se utiliza la ecuación XXXVI.

$$NUT = \frac{U_0 \cdot A_0}{C_{\min}} \quad (\text{XXXVII}) \quad (\text{Incropera, 1999})$$

Donde:

NUT: Número de unidades de transferencia del equipo, adim

El coeficiente global de transferencia de calor se puede obtener de la ecuación anterior sin necesidad de usar la metodología de la diferencia de temperatura media logarítmica, como se muestra a continuación:

$$U_0 = \frac{NUT \cdot C_{\min}}{A_0}$$

Por otro lado, los parámetros  $\varepsilon$  y NUT se pueden obtener gráficamente como se muestra en el apéndice E o a partir de correlaciones que varían dependiendo del tipo de intercambiador. En ambas metodologías de cálculo interviene una variable denominada  $C_r$ , la cual se obtiene como sigue a continuación:

$$C_r = \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \quad (\text{XXXVIII}) \quad (\text{Incropera, 1999})$$

Donde:

$C_r$ : Relación de capacidad de calor, adim

$C_{max}$ : Capacitancia máxima, J/hK

En general la eficiencia se obtiene a partir de las ecuaciones XXXV y XXXVI, con la figura E.3 y el término  $C_r$  se determina el NUT y posteriormente a partir de la ecuación XXXVII se calcula el coeficiente global de transferencia de calor. No obstante, para los equipos en los cuales no se conoce alguna de las temperaturas de los fluidos se utilizan las dos metodologías de manera combinada (DTML y Eficiencia-NUT); este procedimiento de cálculo se explica con más detalle en el capítulo V, así como también en el apéndice A.

#### **4.4.4 Determinación de la calidad operativa de los equipos de intercambio, a partir del análisis de sus parámetros correspondientes.**

Una vez obtenidos los parámetros característicos de los equipos bajo estudio en esta investigación a partir de los modelos matemáticos presentados, se realiza un análisis de los mismos basado en el comportamiento esperado teóricamente; es decir, estableciendo comparaciones entre los valores obtenidos y los reportados por la literatura o por el fabricante del equipo en el caso de disponer de esa data.

A partir de ese análisis cualitativo y cuantitativo se puede verificar si los equipos operan en condiciones adversas que de una u otra forma dificultan el buen desempeño de los mismos; o si por el contrario, funcionan de forma eficiente considerando las condiciones de operación.

#### 4.5 PRESENTAR PROPUESTAS QUE PERMITAN AUMENTAR LA CAPACIDAD DE ENFRIAMIENTO DE LA PLANTA.

##### **4.5.1 Identificación de las deficiencias en cada una de las secciones de la planta evaluadas anteriormente.**

Ya determinados los parámetros más importantes de cada uno de los equipos así como el calor transferido, se establece en que etapa del proceso se encuentra la mayor deficiencia o si por el contrario no se ubica en una sección particular, sino más bien que toda la planta opera con cierta deficiencia en cuanto a su capacidad de enfriamiento. Una vez vislumbrada la situación real de la planta, se procede al planteamiento de propuestas orientadas a disminuir o eliminar las deficiencias encontradas en el sistema operativo de la planta de sulfonación.

##### **4.5.2 Presentación de propuestas orientadas a aumentar la capacidad de enfriamiento en las secciones críticas ya identificadas.**

El primer paso para el desarrollo de esta actividad es la consulta bibliográfica en distintas fuentes de carácter impreso así como también por medio de consultas en páginas web especializada en equipos de enfriamiento o mejoras en los mismos. Ya en este punto se debe tener claramente definido sí la solución va dirigida a realizar modificaciones en los equipos presentes en la planta de sulfonación o más bien si se requiere la inclusión de un nuevo equipo de enfriamiento. Para el último de los casos se determina cuales propuestas de las existentes en el mercado se ajustan más a la situación real de la planta. Es importante destacar que las opciones planteadas hasta el momento aún no han sido evaluadas minuciosamente sino más bien representan un compendio de opciones a considerar al momento de elegir la más conveniente basándose en algunos criterios de interés.

**4.5.3 Evaluación de cada una de las propuestas planteadas a partir de un criterio técnico.**

*4.5.3.1 Elaboración de una matriz de selección*

Mediante el uso de esta herramienta de calidad se efectúa el análisis de las alternativas planteadas según criterios de: rendimiento, operabilidad, normativa ambiental y costo del equipo para así garantizar la escogencia de la alternativa que ofrezca mayores ventajas al proceso.

A cada uno de los criterios mencionados se le asigna una ponderación relativa de acuerdo al nivel de importancia, así como también a cada una de las alternativas planteadas utilizando diferentes escalas para cada caso. Se seleccionara la alternativa que sume más puntos como resultado de la multiplicación de la ponderación de cada criterio por la puntuación otorgada a cada alternativa. Para ilustrar mejor lo descrito anteriormente se muestra el modelo de matriz de selección a utilizar (véase tabla 4.12). Se maneja una escala de 0 a 5 para puntuar el cumplimiento de cada criterio dentro del conjunto de propuestas planteadas y una escala de 0 a 100 para expresar la importancia de un criterio en particular, respecto a los demás.

**TABLA 4.10**

**MATRIZ DE SELECCIÓN DE LA ALTERNATIVA MÁS FACTIBLE TÉCNICAMENTE**

CRITERIOS A EVALUAR	PONDERACIÓN (P) (0-100)	ALTERNATIVA 1 (0-5)		ALTERNATIVA 2 (0-5)		ALTERNATIVA 3 (0-5)	
		PUNTOS A1	P*A1	PUNTOS A2	P*A2	PUNTOS A3	P*A3
Rendimiento							
Operabilidad							
Normativa Ambiental							
Costo del Equipo							
<b>TOTAL</b>							

*Fuente: Propia*

#### **4.5.4 Establecimiento de la propuesta más adecuada**

##### *4.5.4.1 Análisis de la matriz de selección*

Esta actividad se lleva a cabo a partir de la interpretación de los resultados obtenidos en la matriz de selección mostrada anteriormente. Se extrae la información de interés y se verifica cual de las opciones arroja la mayor puntuación, lo cual significa que representa la opción más acorde al proceso desde el punto de vista técnico y por tanto es la alternativa escogida.

##### *4.5.4.2 Análisis económico de la alternativa seleccionada*

Una vez establecida la propuesta de mejora en cuanto a la capacidad de enfriamiento de la planta, se determina la rentabilidad del proyecto mediante un estudio económico. Esto se logra a partir de la estimación de la inversión requerida para llevar a cabo tal propuesta, así como la determinación del ahorro o ganancia que arroja la alternativa seleccionada, lo que se conoce como beneficio. Posteriormente, a partir de ecuaciones que se mostrarán en el capítulo VI se obtienen algunos indicadores de rentabilidad económica que permitirán conocer si la propuesta planteada es factible.

## CAPÍTULO V. ANÁLISIS DE RESULTADOS

*A continuación se presenta el análisis de resultados de cada uno de los objetivos planteados, así como las posibles causas que justifiquen el comportamiento de los equipos de transferencia de calor, comparando los valores obtenidos con los reportados en la bibliografía.*

### 5.1 IDENTIFICACIÓN DE LAS CONDICIONES DE DISEÑO DE LOS EQUIPOS DE INTERCAMBIO TÉRMICO PRESENTES EN LA PLANTA DE SO<sub>3</sub>.

Las condiciones de diseño a determinar se refieren principalmente a valores de temperatura y presión, correspondientes a cada uno de los equipos de intercambio térmico involucrados en la presente investigación. Inicialmente se lleva a cabo una inspección visual de la planta de sulfonación, observándose que todos los intercambiadores de calor están debidamente identificados, no así los chiller y las torres de enfriamiento, las líneas de proceso procedentes de las torres poseen recubrimiento a base de pintura y las líneas provenientes de los chillers están aisladas con poliuretano reforzado con aluminio. Adicionalmente las conexiones, soldaduras, bases metálicas, estructuras de concreto y las boquillas a la entrada y salida de los intercambiadores no presentan daños notables.

En cuanto a su estructura física, los chillers y los intercambiadores no muestran deformaciones, abolladuras y/o agrietamientos, caso contrario para las torres de enfriamiento en las cuales se observa algunas resquebrajaduras que ocasionan pequeñas fugas. Esto puede deberse en principio, al tiempo de uso del equipo sumado a la severidad de operación de las mismas, las cuales se encuentran fuera de planta y están a merced de la variabilidad de las condiciones ambientales.

Por otra parte, a partir de las inspecciones hechas en planta apoyadas en los P&ID se ubican los instrumentos de medición presentes tanto en el terreno como en la sala de control, observándose fallas específicamente en las termocuplas, además de que algunas tomas no poseen indicadores locales lo que imposibilita la recolección de data en esos puntos de

muestreo. Tal es el caso de los intercambiadores 1E1C y 3E1 de planta 1, donde no se dispone de las temperaturas de entrada y salida del fluido externo (circula por la carcasa).

Mediante las visitas a la planta y a partir del estudio de los diagramas de instrumentación y tuberías se identifican los equipos principales en cada etapa del proceso como se muestra a continuación:

**TABLA 5.1**  
**EQUIPOS PRINCIPALES EN LA FABRICACIÓN DE SURFACTANTES DE LA**  
**UNIDAD PRODUCTIVA 1**

Etapa	Equipo principal	Identificación
Planta Gas	Intercambiador de Calor*	1E1A
	Intercambiador de Calor*	1E1B
	Intercambiador de Calor*	1E1C
	Torre de Adsorción	1D1A
	Torre de Adsorción	1D1B
	Horno de Reacción	1C1
	Intercambiador de Calor	1E2
	Convertidor Catalítico	1D5
	Intercambiador de Calor	1E3
	Intercambiador de Calor*	1E4
Eliminador de Gotas	1D6	
Absorción	Absorbedor (Scrubber)	2D1
	Intercambiador de Calor*	2E1
Sulfonación/Sulfatación	Reactor de Película*	3D1
	Ciclón	3D2
	Intercambiador de Calor*	3E1
	Tanques de post-reacción	3D3
	Mezclador	3D4
Neutralización	Mezclador	4MD1
	Mezclador	4MD2
	Intercambiador de Calor*	4E1
Tratamiento de Efluentes	Torre de Absorción de SO <sub>2</sub>	VN804/2
	Precipitador Electrostático (ESP)	2D2
	Tanque de Recirculación	-

\*: Equipos bajo estudio en la presente investigación

**Fuente: propia**

**TABLA 5.2**  
**EQUIPOS PRINCIPALES EN LA FABRICACIÓN DE SURFACTANTES DE LA**  
**UNIDAD PRODUCTIVA 2**

Etapa	Equipo principal	Identificación
Planta Gas	Intercambiador de Calor*	VN202-1
	Torre de Adsorción	VN203-1
	Torre de Adsorción	VN203-2
	Horno de Reacción	VN301-1
	Intercambiador de Calor	HE302-1
	Convertidor Catalítico	VN303-1
	Intercambiador de Calor	HE302-2
	Intercambiador de Calor*	HE304-1
Absorción	Eliminador de Gotas	VN304-1
	Absorbedor (Scrubber)	VN701-1
Sulfonación/Sulfatación	Intercambiador de Calor*	HE701-1
	Reactor de Película*	VN401-1
	Ciclón	VN402-1
	Intercambiador de Calor*	HE402-1
	Intercambiador de Calor*	HE404-1
	Desgasificador	VN409-1
	Tanques de post-reacción	-
Neutralización	Mezclador	-
	Bomba de Mezcla	P501-1
	Mezclador	VN5012
Tratamiento de Efluentes	Intercambiador de Calor*	HE501-1
	Torre de Absorción de SO <sub>2</sub>	VN804-1
	Precipitador Electrostático (ESP)	VN803-1
	Tanque de Recirculación	VN804-2

\*: Equipos bajo estudio en la presente investigación

**Fuente: propia**

Una vez identificadas las etapas del proceso y sus equipos constituyentes se procede a la determinación de los rangos de trabajo de cada uno de ellos, además de otros parámetros de diseño que puedan servir de punto de comparación en el desarrollo del resto de los objetivos. En primera instancia, se tiene las torres de enfriamiento que son parte fundamental del

sistema de refrigeración, operan a presión ambiente y con un caudal máximo de 90m<sup>3</sup>/h. Pertenecen a la marca fabricante Sulzer y dependiendo del modelo presentan varias características particulares, como se verá a continuación:

**TABLA 5.3**  
**PARÁMETROS DE DISEÑO DE LAS TORRES DE ENFRIAMIENTO**  
**SULZER EWK-441/09/5,5**

Parámetro	Valor o Rango
Caudal Máximo de Agua, m <sup>3</sup> /h	90
Velocidad Nominal del Aire, m/s	10-15
Temperatura de Entrada del Agua, °C	34
Temperatura de Salida del Agua, °C	30
Temperatura de Bulbo Húmedo, °C	24
Rango de Enfriamiento, °C	4

*Fuente: manual de torres de refrigeración Sulzer EWK*

En cuanto a la estructura física de las torres el modelo EWK-441/09/5,5 posee cuatro toberas de cloruro de polivinilo, así como también un relleno fabricado en polipropileno/PVC y separadores de gotas del mismo material; la carcasa del equipo está constituida por resinas sintéticas y poliéster reforzado con fibra de vidrio. Todos estos materiales son absolutamente estables a la influencia de sales y otros elementos agresivos contenidos en el agua de circulación, también son resistentes a toda clase de condiciones meteorológicas y pueden resistir temperaturas de un rango comprendido entre -40 °C a 130 °C.

A continuación se muestran algunas características en cuanto a la potencia del equipo se refiere, proporcionadas por la marca fabricante para diversos modelos de torres de enfriamiento:

**TABLA 5.4**  
**POTENCIA DE DIVERSOS MODELOS DE TORRES DE ENFRIAMIENTO**

Torre Tipo	Potencia kW	Peso kg		Potencia del Ventilador kW
		En servicio	Vacío	
EWK-324/06/4	523	1810	600	4
EWK-324/09/4	581	1925	660	4
EWK-441/03	598	2700	685	4
EWK-441/06	697	2745	720	4
EWK-441/06/5,5	755	2745	730	5,5
EWK-441/09/5,5	785	2890	730	5,5

*Fuente: manual de torres de refrigeración Sulzer EWK*

Otros componentes del sistema de enfriamiento de la planta de SO<sub>3</sub> son los *chillers*, el de la unidad productiva 1 está ubicado fuera de planta y alimenta a los intercambiadores 1E1B y 1E1C de planta 1, el reactor 1D1 y el intercambiador HE402-1. Por su parte, el chiller de la unidad productiva 2 se ubica en la sala de máquinas de planta 2 y alimenta al reactor VN401-1 tanto en su parte superior como en su parte inferior y al intercambiador VN202-1 en una de sus etapas.

Es importante destacar que el enfriamiento del reactor de planta 2 se puede realizar con agua de las torres o de cualquiera de los chillers, ya que posee un sistema de tuberías controlado por válvulas de compuerta que permiten el paso de uno u otro flujo de agua; no obstante, la mayoría de las veces el fluido de enfriamiento proviene del chiller de planta 2 ya que este proporciona el agua más fría de todo el sistema y produce por tanto un enfriamiento más óptimo, el cual es requerido para la producción de genapoles (productos fabricados únicamente en el reactor VN401-1). A continuación se muestran las características más relevantes de estos equipos de enfriamiento:

**TABLA 5.5**  
**PARÁMETROS DE DISEÑO DE LOS CHILLERS**

Chiller	Capacidad (TNE)	Presión del Compresor (bar)		Temperatura del Evaporador (°C)		Fluido Refrigerante
		Entrada	Salida	Entrada	Salida	
Chiller P1	50	4	15	14	8	Freón 22
Chiller P2	45	4	15	10	5	Freón 22

*Fuente: Carrier Corporation*

Como se verifica en la tabla 5.5 el chiller de planta 2 tiene menor capacidad de enfriamiento que el de planta 1, por esta razón y como se refleja en la figura 1.1 este último se conecta al sistema de enfriamiento de ambas plantas y alimenta al intercambiador HE402-1 de planta 2, aprovechando de esta forma el exceso de capacidad de la unidad productiva 1 y compensando las deficiencias de la otra.

Por otra parte, para obtener los rangos y parámetros de diseño de los intercambiadores de calor se utilizan los manuales de operación de ambas unidades productivas, así como también a través de entrevistas con el personal de mantenimiento y los operadores de planta. A diferencia de los equipos que conforman el sistema de enfriamiento, los intercambiadores presentan mayores variaciones uno respecto a los otros en cuanto a: dimensiones, fluido externo, temperatura, presión, tipo de intercambiador, entre otras características.

Sin embargo, el principio básico es similar ya que son utilizados para enfriar el fluido que circula por la carcasa, a partir de la variación de temperatura del fluido de enfriamiento (calor sensible), salvo el intercambiador HE404-1 en el cual la materia prima es calentada para disminuir su viscosidad y el intercambiador VN202-1 donde el enfriamiento ocurre en dos etapas. Las tablas que reflejan la información obtenida para cada equipo en particular y requerida para el desarrollo de objetivos posteriores se muestran a continuación:

**TABLA 5.6**  
**PARÁMETROS DE DISEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE TUBO Y CARGASA**  
**DE LA UNIDAD PRODUCTIVA 1**

Intercambiador	1E1A	1E1B	1E1C	1E4	2E1
Coefficiente Global Limpio W/m <sup>2</sup> K	50	50	-	40	150-200
Lado Tubo					
Fluido	Agua Enf.	Agua Helada	Agua Helada	Agua Enf.	Agua Enf.
Temperatura de Diseño, °C	120	120	-	100	50
Presión de Diseño, bar	4	4	-	5,2	5,2
Número de Tubos	165	165	-	76	66
Material	Acero 304	Acero 304	Acero 304	Acero 304	Acero 304
Número de Pasos	2	2	-	2	2
Diámetro Interno, mm	25	25	-	17,2	25
Diámetro Externo, mm	29	29	-	20,8	27
Longitud, mm	2500	2500	-	4600	2100
Lado Carcasa					
Fluido	Aire	Aire	Aire	SO <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Temperatura de Diseño, °C	250	250	-	200	60
Presión de Diseño, bar	2,5	2,5	-	2,1	5,2
Material	Acero 316	Acero 316	Acero 316	Acero 316	Acero 316
Número de Pasos	1	1	-	1	1
Diámetro Externo, mm	524	524	-	285,6	326

*Fuente: manual de operación de la Planta de Sulfonación*

**TABLA 5.7**  
**PARÁMETROS DE DISEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE PLACAS**  
**DE LA UNIDAD PRODUCTIVA 1**

Intercambiador	3E1	4E1
Tipo de Intercambiador	Placas paralelas rectas	Placas paralelas rectas
Fluido Caliente	Alcohol Sulfatado	Genapol
Fluido Frío	Agua de Enfriamiento	Agua de Enfriamiento
Presión de Diseño, Psi	120	150
Temperatura de Diseño, °F	230	230
Número de Placas	38	112
Ancho de la Placa, mm	-	490
Longitud de la Placa, mm	-	910
Espaciado entre Placas, mm	2	3
Material de las Placas	AISI 316	AISI 316
Coefficiente Global Limpio, W/m <sup>2</sup> K	120	190

*Fuente: manual de operación de la Planta de Sulfonación*

**TABLA 5.8**  
**PARÁMETROS DE DISEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE TUBO Y CARCASA**  
**DE LA UNIDAD PRODUCTIVA 2**

Intercambiador	VN202-1	HE304-1	HE701-1	HE402-1	HE404-1
Coefficiente Global Limpio w/m <sup>2</sup> K	-	300	280	600	250
<b>Lado Tubo</b>					
Fluido	Agua	Agua Enf.	Agua Enf.	Agua Helada	Agua Caliente
Temperatura de Diseño, °F	-	300	200	200	200
Temperatura de Operación, °F	-	100	85	120	120
Presión de Diseño, Psig	-	80	150	150	150
Presión de Operación, Psig	-	40	47	60	40
Número de Tubos	-	77	212	538	76
Material	Acero 304	Acero 304	Acero 304	Acero 304	Acero 304
Número de Pasos	2	2	2	2	2
Diámetro Interno, in	-	0,543	0,277	0,277	0,277
Diámetro Externo, in	-	0,625	0,375	0,375	0,375
Longitud, in	-	108	72	48	30
<b>Lado Carcasa</b>					
Fluido	Aire	SO <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Alcohol Sulf.	Materia Prima
Temperatura de Diseño, °F	650	850	200	200	200
Temperatura de Operación, °F	120	800	120	140	105
Presión de Diseño, Psig	25	20	150	150	150
Presión de Operación, Psig	15	12	45	80	60
Material	Acero 316	Acero 316	Acero 316	Acero 316	Acero 316
Número de Pasos	-	1	1	1	1
Diámetro Externo, in	30	12	10	-	10

*Fuente: manual de operación de la Planta de Sulfonación*

**TABLA 5.9**  
**PARÁMETROS DE DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE PLACAS**  
**DE LA UNIDAD PRODUCTIVA 2**

Intercambiador	HE501-1
Tipo de Intercambiador	Placas paralelas rectas
Fluido Caliente	Genapol
Fluido Frío	Agua de Enfriamiento
Presión de Diseño, Psi	150
Temperatura de Diseño, °F	230
Número de Placas	114
Ancho de la Placa, mm	515
Longitud de la Placa, mm	870
Espaciado entre Placas, mm	3
Material de las Placas	AISI 316
Coefficiente Global Limpio, W/m <sup>2</sup> K	250-300

*Fuente: manual de operación de la Planta de Sulfonación*

A partir de toda la información recopilada en las tablas anteriores se tiene una idea más clara del funcionamiento del equipo, además de que los parámetros reflejados representan un factor importante a considerar al momento de someter los mismos a ciertas condiciones de operación, ya que son indicativo de los valores que pueden alcanzar cada una de las variables para garantizar un correcto funcionamiento de la unidad y así evitar someterlas a un escenario crítico, lo que trae como consecuencia su deterioro parcial o total.

## 5.2 CUANTIFICACIÓN DE LA DEMANADA ENERGÉTICA DE LA PLANTA DE SULFONACIÓN DE ACUERDO A LAS CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN.

La demanda energética se refiere a la energía requerida por la planta de sulfonación para poder llevar a cabo su proceso de producción. Para cuantificarla, se toma en cuenta todos los intercambiadores de calor que operan con agua proveniente de los equipos de enfriamiento (chillers y torres) y únicamente para el desarrollo de este objetivo, se considera también los

dos reactores de película, ya que realizan un consumo de agua que debe ser contabilizado en dicho cálculo. Por todo lo expuesto anteriormente, se dice entonces que la demanda energética viene dada por la cantidad de calor retirado por cada equipo, por lo tanto mediante la aplicación de balance de energía (véase figura 4.1) se obtiene lo reflejado en la ecuación I del capítulo anterior. Sin embargo, el término correspondiente a las pérdidas de calor al ambiente se anula, debido fundamentalmente a que los intercambiadores operan con temperaturas relativamente bajas en su superficie externa, por consiguiente se asume que las pérdidas de calor son despreciables. Adicionalmente, la ubicación inaccesible de algunos intercambiadores dispuestos en la parte superior de la planta, dificultan la toma de data de temperaturas de pared, aunado al hecho de que no se dispone a tiempo completo de un equipo apropiado (termopar) para efectuar tales mediciones.

En general, ocurre una variación de la temperatura del agua utilizada para enfriar o calentar el fluido que circula por la carcasa, siendo el modelo matemático para el cálculo de la demanda el de calor sensible, como se verifica en la ecuación III del capítulo anterior. No obstante, el estudio del intercambiador VN202-1 difiere del resto de los equipos, por lo tanto se le dará un tratamiento especial que se especificará más adelante ya que no se ajusta al procedimiento descrito anteriormente.

Posteriormente, se determina la factibilidad de medir directamente las variables involucradas en dicha ecuación: flujos y temperaturas de entrada y salida de uno de los fluidos; además se establecen los puntos de muestreo más adecuados para efectuar dichas mediciones, los cuales representan la toma más próxima a la entrada y salida de cada intercambiador, para así obtener una medición más confiable y cercana a la real. En algunos casos particulares este criterio no se considera, debido al mal funcionamiento de los instrumentos que se encuentran en la ubicación más adecuada para realizar la recolección de la data, sustituyéndose por otros dispuestos en una ubicación menos favorable o por

mediciones realizadas experimentalmente a través de bifurcaciones (en el caso del fluido que circula por los tubos) de las tuberías, recolectándose el fluido en un recipiente y midiendo su temperatura por inmersión de un termómetro de mercurio.

En cuanto a las mediciones, estas se realizan cada dos horas entre las ocho de la mañana y las cuatro de la tarde, efectuándose en total cinco diarias en un periodo comprendido entre el 06/12/05 al 24/01/06 para los productos más comúnmente fabricados en la planta, entre los cuales se tiene: AFS-L, LRO-Líquido, LRO-Pasta, XRO, ZRO y S-28. Esta recolección de data se lleva a cabo de la forma anteriormente señalada con el fin de determinar la influencia de las condiciones ambientales en las variables medidas, específicamente en los valores de temperatura. Es importante destacar, que para los intercambiadores 4E1 de planta1 y HE501-1 de planta 2 el total de mediciones es inferior al resto de los equipos, ya que ambos pertenecen a las etapas de neutralización de sus respectivas unidades productivas y como se menciona en el capítulo III esta etapa no se encuentra operativa durante la fabricación de AFS-L, por tanto en la data recolectada para este producto no se reportan valores de los equipos 4E1 y HE501-1 respectivamente. Además, surge el hecho de que en planta 1 no se fabrican genapoles y que su etapa de neutralización es utilizada únicamente en cambios de producción, donde se conecta la salida del ciclón de planta 2 con la etapa de neutralización de planta 1, lo que significa que los dos equipos no pueden operar de forma simultánea reduciéndose más aún el número de mediciones realizadas.

En otro orden de ideas, el intercambiador 1E1A ubicado en planta gas de la unidad productiva 1 opera con agua de las torres por el interior de los tubos y con aire atmosférico por la carcasa. El flujo de agua se determina experimentalmente a través del método del tobo y el reloj, utilizando un recipiente de 18L y midiendo el tiempo de llenado del mismo, el cual permanece casi constante oscilando entre 8000 y 9000kg/h luego de las conversiones correspondientes. Durante la data recolectada (véase tabla B.1 del apéndice B) se observa un

aumento en la temperatura de entrada del agua a medida que transcurre el día, tomando valores más altos entre las doce y las cuatro de la tarde, esto se debe a que las torres de enfriamiento se encuentran fuera de planta y expuestas a las condiciones climáticas las cuales son más severas durante el horario ya mencionado, verificándose de esta manera la incidencia del ambiente en las mediciones realizadas. El caso más crítico se presentó el 12/12/05, donde el agua ingresó al intercambiador a 26°C para las ocho de la mañana y para las cuatro de la tarde entró a 30°C, sin embargo el calor no varió en gran medida ya que el gradiente de temperatura permaneció constante. A continuación se muestra la información descrita de forma tabulada para el 12/12/06:

**TABLA 5.10**  
**VARIACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE INTERÉS DEL INTERCAMBIADOR**  
**1E1A DURANTE UNA JORNADA**

Hora de la Medición	AGUA DE ENFRIAMIENTO			
	Temperatura de Entrada ( $T_{F1} \pm 0,5$ ) °C	Temperatura de Salida ( $T_{F2} \pm 0,5$ ) °C	Flujo ( $F_{\text{agua}} \pm 500$ )kg/h	Calor Absorbido ( $Q_{\text{abs}} \pm 10000$ )kcal/h
08:00 a.m.	26,0	31,0	8698	43327
10:00 a.m.	28,0	33,0	8297	41356
12:00 p.m.	28,0	33,0	8394	41838
02:00 p.m.	29,0	34,0	8675	43251
04:00 p.m.	30,0	35,0	8449	42136

*Fuente: propia*

Con respecto a los intercambiadores 1E1B y 1E1C estos al igual que el 1E1A se encuentran en planta gas de la unidad productiva 1, utilizan como fluido de enfriamiento agua proveniente del chiller de planta 1 y como fluido caliente aire atmosférico. Estos equipos están provistos de medidores de flujos, no así de termocuplas ya que no se conoce las temperaturas de entrada y salida de aire del 1E1C. Para el primero de los intercambiadores ocurre un cambio de fase del aire, no obstante para el desarrollo de este objetivo sólo se considera la variación de temperatura que experimenta el agua de enfriamiento. En cuanto a la inestabilidad de las temperaturas por efecto de las condiciones ambientales, se

experimentan pequeñas variaciones en uno o dos grados en horas de la tarde, ya que al igual que las torres de enfriamiento el chiller de la unidad productiva 1 se ubica fuera de la planta de sulfonación.

Por su parte, el intercambiador 1E4 de planta 1 opera con agua de las torres de enfriamiento por el interior de los tubos y con trióxido de azufre por la coraza, las temperaturas de ambos fluidos son conocidas así como el flujo de agua, el cual es constante para cualquier tipo de producción. A diferencia de los equipos anteriores, en el intercambiador 1E4 el calor disminuye en el horario diurno (específicamente para las dos de la tarde) debido a que la temperatura a la entrada del equipo es mayor, por tanto el agua absorbe menos calor del que pudiera absorber si estuviera a una temperatura más baja. La siguiente tabla refleja lo descrito anteriormente para algunas de las mediciones realizadas, para verificar el comportamiento de toda la data recolectada véase tabla C.4:

**TABLA 5.11**  
**INFLUENCIA DE LAS CONDICIONES AMBIENTALES EN LOS PARÁMETROS**  
**DE INTERÉS DEL INTERCAMBIADOR 1E4**

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	AGUA DE ENFRIAMIENTO			
		Temperatura de Entrada ( $T_{F1} \pm 0,5$ ) °C	Temperatura de Salida ( $T_{F2} \pm 0,5$ ) °C	Flujo ( $F_{\text{agua}} \pm 1000$ )kg/h	Calor Absorbido ( $Q_{\text{abs}} \pm 15000$ )kcal/h
15/12/05	08:00 a.m.	28,0	33,0	7000	34891
	10:00 a.m.	28,0	33,0	7000	34891
	12:00 p.m.	29,0	33,0	7000	27917
	02:00 p.m.	30,0	34,0	7000	27925
	04:00 p.m.	30,0	35,0	7000	34911
16/12/05	08:00 a.m.	28,0	33,0	7000	34891
	10:00 a.m.	28,0	33,0	7000	34891
	12:00 p.m.	28,0	32,0	7000	27908
	02:00 p.m.	29,0	34,0	7000	34901
	04:00 p.m.	27,0	32,0	7000	34880
04/01/06	08:00 a.m.	29,0	34,0	7000	34901
	10:00 a.m.	30,0	35,0	7000	34911
	12:00 p.m.	30,0	35,0	7000	34911
	02:00 p.m.	31,0	35,0	7000	27933
	04:00 p.m.	30,0	35,0	7000	34911

*Fuente: propia*

Otro de los intercambiadores de planta 1 es el 2E1 ubicado en la etapa de absorción, el fluido externo es ácido sulfúrico y el interno es agua de enfriamiento de las torres de la cual se conoce las temperaturas y flujo, no así del  $H_2SO_4$  donde sólo se puede medir su temperatura de salida. El parámetro correspondiente al calor retirado por el equipo se mantiene prácticamente constante, sin embargo es relativamente pequeño ya que en condiciones teóricas este equipo puede retirar 56500 kcal/h (dato proporcionado por la marca fabricante Lurgi) y como se verifica en la tabla C.4 no alcanza las 30000kcal/h para las condiciones de operación. Como se ha mencionado en capítulos anteriores, la etapa de absorción es alterna con la etapa de sulfonación/sulfatación y en condiciones normales es esta última la que funciona de forma continua salvo algunas excepciones (arranque y parada de planta), no obstante siempre hay una cantidad pequeña de ácido recirculando en el sistema y es a esta cantidad de producto que se le retira aproximadamente 23000kcal/h de energía. Es importante destacar, que las mediciones se efectúan durante la operación de la etapa de sulfonación/sulfatación porque es para esta etapa que funcionan todos los equipos involucrados en el cálculo de la demanda energética, además es donde se generan los productos de interés para la empresa y por la tanto para la presente investigación. Todo el razonamiento antes descrito también aplica al intercambiador HE701-1 de planta 2 el cual también se ubica en la misma etapa y opera con los mismos fluidos, la única diferencia es que para este equipo se conoce todo su perfil de temperaturas y el agua de enfriamiento (flujo constante de 10000kg/h) logra absorber un flujo de calor de casi 30000kcal/h.

El intercambiador 3E1 es de placas paralelas rectas y pertenece a la etapa de sulfonación/sulfatación. El fluido frío es agua de las torres de enfriamiento y el caliente es el producto de recirculación proveniente del ciclón (alcohol sulfatado o sulfonato ácido); el rango de calentamiento del agua permanece casi constante oscilando entre (3 - 5) °C. Por su parte, el flujo de agua es invariable y corresponde a 7000kg/h y el calor retirado por el equipo es de aproximadamente 27000kcal/h. Otro de los intercambiadores de placas es el 4E1 ubicado

en la etapa de neutralización, se conoce todo su perfil de temperaturas y el flujo de agua (fluido frío), no así el flujo de producto que circula por la carcasa. El calor asociado a este equipo es de aproximadamente 50000kcal/h y a diferencia de el resto de los intercambiadores anteriormente vistos, las temperaturas no se ven significativamente afectadas por las condiciones climáticas a pesar de que utiliza agua de las torres, las cuales como se ha venido mencionando se encuentran fuera de la planta. No obstante, es importante acotar que durante la data recolectada (véase tabla B.7) no siempre se abarca el horario comprendido entre las ocho (8) de la mañana y las cuatro (4) de la tarde, ya que las mediciones realizadas en este equipo corresponden a cambios de producción de planta 2 los cuales se pueden presentar a cualquier hora del día, es por ello que resulta más difícil establecer la variabilidad de las temperaturas en un horario tan reducido.

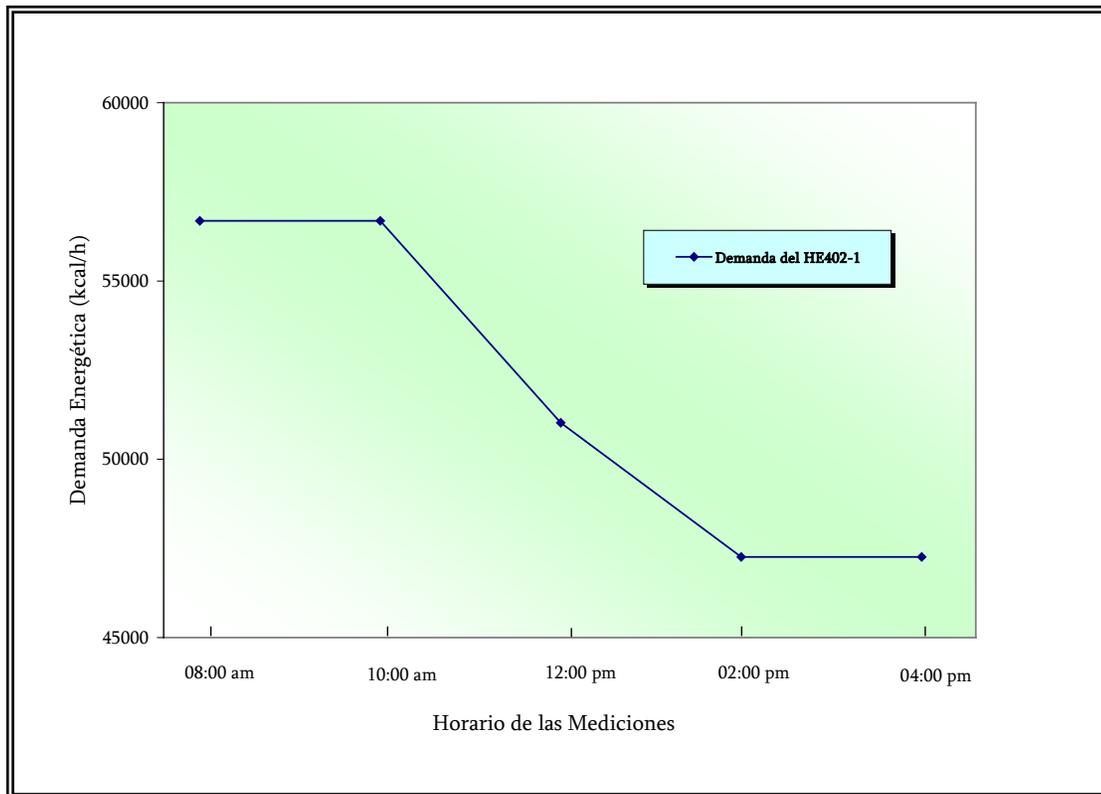
En cuanto a los reactores, el primero es el 3D1 ubicado en la unidad productiva 1, su sistema de enfriamiento está constituido por agua de las torres o del chiller de planta 1, dependiendo de los requerimientos del sistema. Se utiliza solamente para la producción de ácidos y logra absorber aproximadamente entre 30000 y 40000 kcal/h. En contraste a esto, el reactor de película VN401-1 de planta 2 es un poco más complejo ya que su enfriamiento se efectúa mediante dos sistemas de tuberías, uno inferior que enfría la parte externa del reactor y el superior que alimenta el fluido de enfriamiento a la región interna. Como se menciona en el objetivo anterior el agua puede provenir de los chillers o de las torres de enfriamiento, pero en general se utiliza el chiller de planta 2 sobre todo durante la producción de genapoles, ya que las reacciones son más exotérmicas y requieren de un mayor enfriamiento para lograr una temperatura de salida adecuada (véase apéndice D), evitándose la formación de productos colaterales. Obviamente como se requiere un mayor enfriamiento el flujo de agua alimentado es superior al del reactor de planta 1, para que pueda absorber un mayor flujo de calor desprendido por la reacción, siendo en total 27000kg/h (incluyéndose parte superior e inferior del reactor). Igualmente ocurre con la demanda energética del equipo, la cual oscila entre

(130000-160000)kcal/h dependiendo de la capacidad de producción de la planta y de las exigencias del producto en proceso. Adicionalmente las temperaturas del agua de entrada al reactor no varían significativamente, esto se debe a que durante la data recolectada el sistema de enfriamiento utilizado provenía del chiller de planta 2, el cual se encuentra en la sala de máquinas de esta unidad productiva y por lo tanto no resulta afectado en gran medida por las condiciones ambientales.

El intercambiador HE304-1 pertenece a la unidad productiva 2, utiliza agua de las torres por el interior de los tubos y  $\text{SO}_3$  por la carcasa el cual sufre una variación de temperatura extrema, ya que como se verifica en la tabla B.10 ingresa a más de  $300^\circ\text{C}$  y emerge a una temperatura aproximada de  $40^\circ\text{C}$ . Representa junto con el reactor VN401-1 uno de los equipos con mayor retiro de calor, tomando su valor máximo durante la data recolectada el 24/01/06 bajo una producción del genapol S-28 (lauril sulfato de sodio) siendo este de 167720kcal/h para las diez de la mañana (véase tabla C.5). Es importante destacar que el agua de enfriamiento que ingresa al equipo proviene de una mezcla entre agua fresca de las torres y agua de recirculación del sistema, es por ello que la temperatura de entrada al equipo es mucho mayor a la temperatura de salida del agua de las torres. El sistema de recirculación es controlado por una válvula electrónica que recibe una señal para permitir o no el paso de agua fresca dependiendo de la temperatura de la mezcla que ingresa al intercambiador, si esta última es muy elevada la válvula se abre permitiendo el paso del agua de enfriamiento.

Con respecto al intercambiador HE402-1 de planta 2 corresponde a la etapa de sulfonación/sulfatación utiliza como fluido interno agua del chiller de planta 1 (se describe con detalle en el objetivo anterior) y como fluido externo el producto de recirculación del ciclón, opera como el resto de los equipos a caudal de agua constante igual a 9500kg/h con temperaturas de (16 a 20)  $^\circ\text{C}$  a la entrada y de (24 a 27)  $^\circ\text{C}$  a la salida. De forma análoga a lo que ocurre en el intercambiador 1E4, las temperaturas aumentan en horas de la tarde por

efecto del calentamiento del sistema de tuberías perteneciente al chiller de planta 1 ya que se encuentran expuestas al ambiente, perturbando el flujo de calor como se verifica en la tabla C.5 donde este parámetro disminuye durante la tarde. A continuación se muestra una gráfica que describe el comportamiento antes descrito:



*Fuente: propia*

**Figura 5.1: Variación de la demanda energética del HE402-1 en función del tiempo**

Esta data corresponde al 18/01/06 durante la producción de ácido fenilsulfónico lineal donde se refleja la disminución del flujo de calor del equipo variando desde 56000kcal/h a 47000kcal/h como consecuencia del aumento de la temperatura de entrada del agua.

Por su parte el HE404-1 se conoce como el intercambiador de materia prima siendo esta la que circula por la carcasa, la cual varía dependiendo del producto en proceso (véase

parámetros de producción del apéndice D). Este equipo está conectado a un sistema de vapor que le suministra agua caliente, para así calentar la materia orgánica y por tanto disminuir su viscosidad. Es importante destacar que para algunos tipos de materia prima, generalmente para la producción de ácido fenilsulfónico, no se hace necesario el calentamiento de la alimentación orgánica, en ese caso se disminuye considerablemente la presión asociada al vapor de agua y se alimenta al equipo un flujo de agua a una temperatura mucho más baja. En estos casos el calor disminuye en gran medida y es por ello que el comportamiento de este parámetro no es constante durante todas las mediciones realizadas, además de que también se ve afectado por la capacidad calorífica la cual varía dependiendo del tipo de materia prima, ya que para el cálculo de la demanda energética de este intercambiador a diferencia del resto de los equipos anteriormente estudiados, no se considera la variación de temperatura que experimenta el agua porque su flujo másico se desconoce.

En cuanto al intercambiador de neutralización HE501-1 es el único de placas paralelas rectas que hay en planta 2, opera con agua de enfriamiento de las torres como fluido frío y con el producto final (genapol) como fluido caliente. Las temperaturas de entrada y salida de ambos fluidos son conocidas así como el flujo de agua el cual es de 19000kg/h, el flujo de calor permanece casi constante durante la data recopilada y es mucho mayor que el del intercambiador de neutralización perteneciente a la unidad productiva 1. Como se menciona anteriormente tanto el 4E1 como HE501-1 no pueden operar simultáneamente, este hecho se verifica al comparar las mediciones realizadas el 27/01/06, donde se neutraliza LRO-Pasta en planta 2 desde las ocho hasta las doce y luego de un cambio de producción se pasa a neutralizar ZRO en planta 1 desde las dos hasta las cuatro, respectivamente.

Para la determinación de la demanda energética del intercambiador VN202-1 ubicado en la sala de máquinas de la unidad productiva 2 se utiliza una metodología de cálculo que difiere de la empleada en el resto de los intercambiadores. Al aplicar balance energético en el

equipo (véase figura 4.2) el término correspondiente a las pérdidas de calor al ambiente no se aproxima a cero ya que las temperaturas de pared son muy elevadas, es por ello que se calculan a través de la ecuación VI del capítulo anterior. La temperatura de pared ( $T_w$ ) así como la temperatura del medio ( $T_\infty$ ) se miden experimentalmente mediante el uso de un tester (véase capítulo IV), el área de transferencia de calor se obtiene a partir de la longitud y diámetro externo de la coraza (datos reflejados en la tabla 5.8) y el coeficiente de película referido al área externa se determina por medio de la ecuación VII del capítulo IV, la cual describe la convección natural al aire que experimenta el equipo; las constantes  $c$ ,  $b$  y  $n$  reflejadas en la ecuación anterior se obtienen según la tabla E.5 considerando que el VN202-1 es un cilindro vertical y que el número de Rayleigh ( $R_a$ ) oscila entre  $10^4$ - $10^9$ . A continuación se muestran los valores promedios obtenidos para cada día de medición de todos los parámetros requeridos para la cuantificación de las pérdidas de calor:

**TABLA 5.12**
**PARÁMETROS INVOLUCRADOS EN LAS PÉRDIDAS DE CALOR AL AMBIENTE DEL VN202-1**

Fecha de la Medición	Producto en Proceso	Temperatura de Película ( $T_p \pm 0,01$ )K	Viscosidad Cinemática $\nu$ (adim)	Número de Prandtl Pr (adim)	Número de Grashof ( $Gr \pm 500000$ ) adim	Número de Rayleigh ( $Ra \pm 400000$ ) adim	Área de Transferencia $A_o$ (m <sup>2</sup> )	Coficiente de Película ( $h_o \pm 0,009$ ) w/m <sup>2</sup> k
06/12/05	AFS-L	325,60	0,00001774	0,7041	934460837	657957259	4,6407	3,492
07/12/05	AFS-L	325,46	0,00001773	0,7041	932263682	656436610	4,6407	3,488
08/12/05	AFS-L	325,51	0,00001773	0,7041	931050709	655574410	4,6407	3,487
09/12/05	AFS-L	325,39	0,00001772	0,7041	925730892	651848095	4,6407	3,481
12/12/05	LRO-P	325,38	0,00001772	0,7041	916035231	645021500	4,6407	3,471
13/12/05	LRO-P	325,06	0,00001769	0,7042	922485769	649616145	4,6407	3,474
15/12/05	ZRO-	325,41	0,00001772	0,7041	893739798	629317652	4,6407	3,451
16/12/05	XRO	324,75	0,00001766	0,7043	876360141	617180457	4,6407	3,426
04/01/06	AFS-L	325,63	0,00001774	0,7041	942081799	663322136	4,6407	3,499
05/01/06	AFS-L	325,63	0,00001774	0,7041	942081799	663322136	4,6407	3,499
06/01/06	AFS-L	325,63	0,00001774	0,7041	942081799	663322135	4,6407	3,499
09/01/06	ZRO	325,09	0,00001769	0,7042	883427500	622104931	4,6407	3,437
11/01/06	AFS-L	325,63	0,00001774	0,7041	942081799	663322136	4,6407	3,499
16/01/06	AFS-L	324,68	0,00001765	0,7043	870572043	613114894	4,6407	3,419
17/01/06	AFS-L	324,68	0,00001765	0,7043	870572043	613114894	4,6407	3,419
18/01/06	AFS-L	324,68	0,00001765	0,7043	870572043	613114894	4,6407	3,419
19/01/06	LRO-L	324,68	0,00001765	0,7043	870572043	613114894	4,6407	3,419
24/01/06	S-28	325,09	0,00001769	0,7042	883427500	622104931	4,6407	3,437

*Fuente: propia*

De igual forma se presentan el promedio de pérdidas de calor al ambiente para cada día de medición:

**TABLA 5.13**  
**PÉRDIDAS DE CALOR AL AMBIENTE DEL**  
**INTERCAMBIADOR VN202-1**

Fecha de la Medición	Producto en proceso	Pérdidas de Calor al Ambiente ( $q_{amb} \pm 1$ ) kcal/h
06/12/05	AFS-L	457
07/12/05	AFS-L	454
08/12/05	AFS-L	454
09/12/05	AFS-L	449
12/12/05	LRO-P	444
13/12/05	LRO-P	445
15/12/05	ZRO	430
16/12/05	XRO	415
04/01/06	AFS-L	461
05/01/06	AFS-L	461
06/01/06	AFS-L	461
09/01/06	ZRO	422
11/01/06	AFS-L	461
16/01/06	AFS-L	411
17/01/06	AFS-L	411
18/01/06	AFS-L	411
19/01/06	LRO-L	411
24/01/06	S-28	422

*Fuente: propia*

Como se ha mencionado en otros capítulos el intercambiador VN202-1 posee dos etapas de enfriamiento (véase figura 4.2), la primera es un pre-enfriamiento con agua de las torres a un flujo constante de 7500kg/h y temperaturas entre 26°C y 34°C. La segunda etapa está constituida por un post-enfriamiento con agua del chiller de planta 2 a un flujo de 10000kg/h

y con una variación de temperatura que va desde los 7°C como valor mínimo y los 17°C como máximo. Ambos fluidos de enfriamiento varían su temperatura en los rangos ya mencionados, es por ello que el modelo que describe la demanda energética de este equipo viene dado por la suma del calor sensible de cada etapa, como se verifica en la ecuación V del marco metodológico. A continuación se muestra el calor absorbido por cada etapa de enfriamiento según la siguiente tabla:

**TABLA 5.14**
**CALOR TOTAL ABSORBIDO POR EL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DEL VN202-1**

Fecha de la Medición	Producto en proceso	Agua torres	Agua chiller P2	Calor Total Absorbido ( $Q_{ABS} \pm 18000$ )kcal/h
		Calor Absorbido ( $Q_{abs T} \pm 7000$ ) kcal/h	Calor Absorbido ( $Q_{abs CH} \pm 10000$ ) kcal/h	
06/12/05	AFS-L	22416	49459	71875
07/12/05	AFS-L	20921	51442	72363
08/12/05	AFS-L	20922	51459	72381
09/12/05	AFS-L	21670	49473	71143
12/12/05	LRO-P	20918	51478	72397
13/12/05	LRO-P	22414	49508	71922
15/12/05	ZRO	22419	49514	71933
16/12/05	XRO	22414	49440	71854
04/01/06	AFS-L	22410	49465	71876
05/01/06	AFS-L	22413	49461	71874
06/01/06	AFS-L	21664	51453	73117
09/01/06	ZRO	20913	51447	72360
11/01/06	AFS-L	20918	51442	72360
16/01/06	AFS-L	17924	55406	73331
17/01/06	AFS-L	23903	47470	71373
18/01/06	AFS-L	22399	49450	71849
19/01/06	LRO-L	22399	49457	71857
24/01/06	S-28	22416	49477	71893

*Fuente: propia*

Los valores mostrados en la tabla anterior resultan del promedio obtenido durante cada día de la medición, para verificar todos los resultados obtenidos véase tabla C.1. Por otra parte, al comparar los valores obtenidos del calor absorbido con las pérdidas de calor al

ambiente, se observa que este último parámetro es muy inferior a pesar de las altas temperaturas medidas en su superficie externa, por tanto puede decirse que es prácticamente insignificante y que la transferencia de calor entre el aire atmosférico y el agua de enfriamiento es eficiente.

El término referido al calor cedido por el fluido caliente y que se determina mediante la ecuación IV del capítulo anterior no tiene aplicación en este objetivo ya que también puede ser calculado a partir de los dos calores obtenidos con anterioridad al realizar balance de energía (véase ecuación I del capítulo IV) utilizando como volumen de control el VN202-1 e incluyendo las seis corrientes mostradas en la figura 4.2. La siguiente tabla muestra el calor cedido obtenido por balance energético:

**TABLA 5.15**  
**CALOR TOTAL RETIRADO POR EL INTERCAMBIADOR VN202-1**

Fecha de la Medición	Producto en Proceso	Calor Cedido por el aire ( $Q_{ced} \pm 18000$ ) kcal/h
06/12/05	AFS-L	72333
07/12/05	AFS-L	72817
08/12/05	AFS-L	72835
09/12/05	AFS-L	71593
12/12/05	LRO-P	72841
13/12/05	LRO-P	72368
15/12/05	ZRO	72364
16/12/05	XRO	72270
04/01/06	AFS-L	72338
05/01/06	AFS-L	72336
06/01/06	AFS-L	73579
09/01/06	ZRO	72782
11/01/06	AFS-L	72821
16/01/06	AFS-L	73742
17/01/06	AFS-L	71785
18/01/06	AFS-L	72261
19/01/06	LRO-L	72269
24/01/06	S-28	72315

*Fuente: propia*

Una vez analizado el comportamiento de los equipos de manera individual, se procede a la determinación de la demanda energética de cada unidad productiva y posteriormente de toda la planta de sulfonación. Las ecuaciones IX y X del capítulo anterior describen la forma de cálculo de estos parámetros como la sumatoria de la demanda requerida por cada equipo perteneciente a su respectiva planta, véase las siguientes tablas:

**TABLA 5.16**  
**DEMANDA ENERGÉTICA DE LOS EQUIPOS DE INTERCAMBIO TÉRMICO**  
**QUE CONFORMAN LA UNIDAD PRODUCTIVA 1**

Fecha de la Medición	DEMANDA ENERGÉTICA ( $D_{int,}$ ) kcal/h							
	1E1A	1E1B	1E1C	1E4	2E1	3E1	4E1	3D1
06/12/05	44263	23854	23839	33169	23914	27921	IN	43678
07/12/05	44417	23852	23043	32111	23913	26518	IN	46118
08/12/05	47899	23050	23832	32103	23913	27920	IN	39741
09/12/05	45069	23845	23050	33508	23913	27920	IN	39741
12/12/05	42381	23061	23061	32109	20731	25129	IN	41345
13/12/05	43416	23060	22463	32091	24699	29300	IN	40547
15/12/05	44229	22356	25937	32107	24712	27920	44859	36570
16/12/05	42281	23053	23053	33494	23111	26517	IN	41331
04/01/06	44634	22348	23046	33514	23118	27922	IN	31778
05/01/06	42781	20381	23865	33507	23915	27918	IN	33409
06/01/06	47547	23054	23054	34899	23116	27920	IN	31792
09/01/06	45664	23868	23072	33483	23906	26510	46637	35006
11/01/06	44076	20684	19888	32113	23918	26529	IN	33409
17/01/06	44246	22442	23835	34911	24720	29310	IN	42910
18/01/06	44357	19859	23238	33511	23925	26526	IN	38129
19/01/06	44882	23837	20663	33497	23915	27912	44854	41311
24/01/06	45535	23050	21849	34895	23928	26518	44883	39899

IN: Inoperativo

**Fuente: propia**

**TABLA 5.17**  
**DEMANDA ENERGÉTICA DE LOS EQUIPOS DE INTERCAMBIO TÉRMICO**  
**QUE CONFORMAN LA UNIDAD PRODUCTIVA 2**

Fecha de la Medición	Producto en Proceso	DEMANDA ENERGÉTICA ( $D_{int_j}$ ) kcal/h						
		VN202-1	HE304-1	HE701-1	HE402-1	HE404-1	HE501-1	VN401-1
06/12/05	AFS-L	72333	149131	29902	56648	6566	IN	137106
07/12/05	AFS-L	72817	157693	29890	56648	8399	IN	142681
08/12/05	AFS-L	72835	159514	27894	54751	8399	IN	140181
09/12/05	AFS-L	71593	163021	29892	54749	2838	IN	139332
12/12/05	LRO-P	72841	147646	27905	52512	6461	113674	144771
13/12/05	LRO-P	72368	148899	27888	50803	6909	106019	141014
15/12/05	ZRO	72364	156557	28240	53190	2140	IN	142035
16/12/05	XRO	72270	151526	28638	51919	5438	108880	140343
04/01/06	AFS-L	72338	151171	28898	54765	7296	IN	136990
05/01/06	AFS-L	72336	155092	29882	54788	3145	IN	138468
06/01/06	AFS-L	73579	153878	29892	56640	3483	IN	132389
09/01/06	ZRO	72782	156107	29882	52908	3662	IN	130202
11/01/06	AFS-L	72821	153786	29897	51194	3618	IN	155154
17/01/06	AFS-L	71785	155850	27910	52891	2556	IN	144999
18/01/06	AFS-L	72261	154227	25926	51784	2574	IN	140399
19/01/06	AFS-L	72269	156791	25901	54776	2497	IN	133879
24/01/06	LRO-L	72315	164827	29904	54776	2235	IN	144950

IN: Inoperativo

**Fuente: propia**

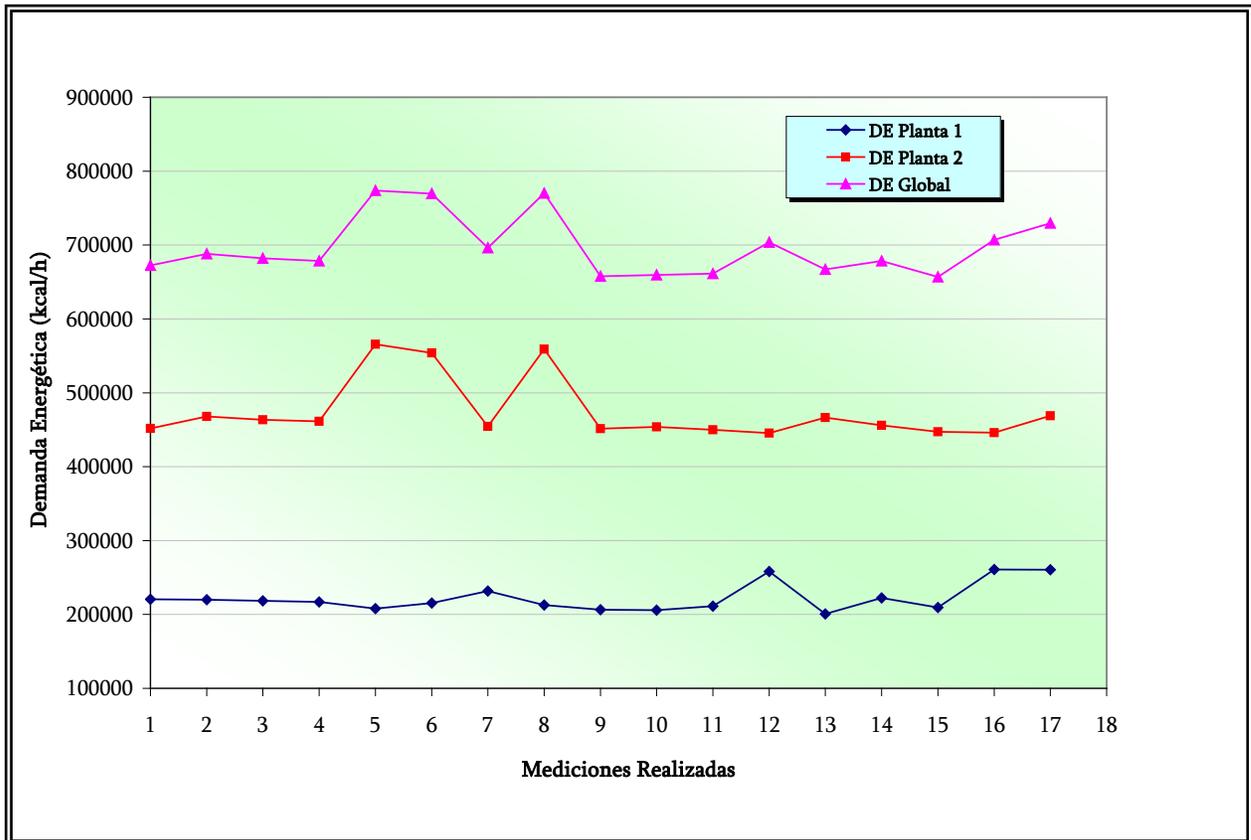
Una vez determinada la demanda energética de cada equipo, se puede obtener la demanda de cada unidad productiva así como también la demanda global de la planta de sulfonación la cual se obtiene a partir de la ecuación VIII del capítulo IV, la siguiente tabla describe cada uno de los parámetros anteriormente señalados:

**TABLA 5.18**  
**DEMANDA ENERGÉTICA GLOBAL DE LA PLANTA DE SO<sub>3</sub>**

Fecha de la Medición	DEMANDA ENERGÉTICA (kcal/h)				
	Unidad Productiva 1		Unidad Productiva 2		Global (D <sub>G</sub> ± 190000)
	Producto en Proceso	(D <sub>P1</sub> ±90000)	Producto en Proceso	(D <sub>P2</sub> ±100000)	
06/12/05	AFS-L	220638	AFS-L	451685	672323
07/12/05	AFS-L	219972	AFS-L	468129	688101
08/12/05	AFS-L	218457	AFS-L	463574	682031
09/12/05	AFS-L	217047	AFS-L	461425	678472
12/12/05	AFS-L	207818	LRO-P	<b>565809</b>	<b>773627</b>
13/12/05	AFS-L	215577	LRO-P	553900	769477
15/12/05	AFS-L	231774	ZRO	454525	696102
16/12/05	AFS-L	212840	XRO	559014	770265
04/01/06	AFS-L	206359	AFS-L	451457	657817
05/01/06	AFS-L	205776	AFS-L	453712	659488
06/01/06	AFS-L	211382	AFS-L	449861	661243
09/01/06	AFS-L	258146	ZRO	445544	703690
11/01/06	AFS-L	200616	AFS-L	466471	667088
17/01/06	AFS-L	222374	AFS-L	455992	678366
18/01/06	AFS-L	209546	AFS-L	447171	656725
19/01/06	AFS-L	<b>260871</b>	LRO-L	446114	706985
24/01/06	AFS-L	260557	S-28	469007	729564

*Fuente: propia*

La información mostrada en la tabla anterior también está reflejada en la figura que se presenta a continuación:



Fuente: propia

Figura 5.2: Variación de la Demanda Energética de la Planta de Sulfonación de Clariant

Al comparar los valores reflejados en la tabla 5.18 así como a través de un análisis del comportamiento que exhibe la figura 5.2, se observa una marcada diferencia entre la demanda energética de cada una de las unidades productivas de la planta, siendo significativamente mayor una (planta 2) respecto a la otra (planta 1). La demanda energética es directamente proporcional a la capacidad de producción, por su parte la unidad productiva 2 tiene una capacidad anual de 9000TM entre ácidos y genapoles en contraste con 6000TM/año que fabrica la unidad productiva 1 por concepto de ácidos. En general, para una producción de AFS-L en planta 1 se alimenta un flujo de azufre de 80kg/h, mientras que en planta 2 se ingresa al horno un flujo igual a 95kg/h, por consiguiente se genera una mayor cantidad de

producto. Adicionalmente, como se ha mencionado en reiteradas ocasiones la producción de genapoles implica un alto consumo energético debido a la característica altamente exotérmica de las reacciones que se llevan a cabo, es por ello que la demanda energética de la unidad productiva 2 es mayor, puesto que en la otra unidad no se fabrican estos productos.

La unidad productiva 1 presenta su máxima demanda energética correspondiente al día 19/01/06 durante una jornada completa de 260871 kcal/h, dato reflejado en la tabla 5.18. En cuanto a la unidad productiva 2, su mayor demanda energética se presenta para el 12/12/05 bajo una producción de LRO-Pasta tomando un valor promedio de 565809 kcal/h y el mínimo requerimiento energético fue para el día 09/01/06 durante la fabricación de ZRO siendo 445544 kcal/h. Es importante acotar, que en la producción de ZRO el proceso de neutralización se llevó a cabo en la unidad productiva 1 y es por ello que la demanda energética toma un valor tan bajo a pesar de que se está fabricando un genapol, ya que el intercambiador HE501-1 se encuentra inoperativo. Por su parte, la demanda energética global varía según el comportamiento descrito por la unidad productiva 2 como se verifica en la figura 5.2, en términos generales este parámetro ( $D_G$ ) presenta valores superiores a 700000kcal/h durante la producción de genapoles y menores a dicho valor durante la producción de AFS-L (véase tabla 5.18). Para denotar mayor especificidad, su máximo requerimiento energético coincide con el de planta 2 presentando un valor igual a 773627 kcal/h tal como lo indica la tabla 5.18, este resultado concuerda con el comportamiento esperado ya que para el 12/12/05 se está bajo una producción de LRO-Pasta, genapol de alto consumo energético según datos de producción históricos de la planta de sulfonación. En cuanto al mínimo requerimiento, este se presenta el 18/01/06 debido a la inoperatividad de los intercambiadores 4E1 de planta 1 y HE501-1 de planta 2, ya que ambas unidades producen AFS-L, por tanto dichos equipos no aportan consumo energético alguno y por consiguiente se reduce de manera significativa la demanda energética global del sistema.

### 5.3 DETERMINACIÓN DE LA CAPACIDAD DISPONIBLE DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE LA PLANTA Y ESTABLECIMIENTO DE COMPARACIONES DE ACUERDO A SU DEMANDA ENERGÉTICA.

La capacidad del sistema está referida a la energía disponible por los equipos de enfriamiento para satisfacer el requerimiento energético de la planta de sulfonación. Las unidades que integran este sistema como se ha venido mencionando corresponden a dos chillers y dos torres de enfriamiento, los primeros operan individualmente en cada unidad productiva, mientras que las torres trabajan de forma paralela y alimentan indistintamente intercambiadores de ambas plantas.

El modelo matemático utilizado para el cálculo de la capacidad varía dependiendo del tipo de equipo. En cuanto a los chillers se realiza un balance energético utilizando como volumen de control el evaporador (este procedimiento se describe con detalle en el capítulo anterior a partir de la figura 4.3), ya que es en este equipo donde ocurre el enfriamiento del agua utilizada por la planta como consecuencia de la transferencia de calor entre esta y el fluido refrigerante. La ecuación XI del capítulo IV representa el comportamiento descrito anteriormente donde se involucran términos como flujos y temperaturas, el primer parámetro es constante para ambos chillers mientras que las temperaturas se miden experimentalmente, ya que la unidad está equipada con termocuplas a la entrada y salida del evaporador así como también a la entrada y salida del tanque de almacenamiento de agua. El chiller de planta 1 opera con un caudal de  $16 \text{ m}^3$ , su gradiente de temperatura se ubica entre  $6$  y  $7 \text{ }^\circ\text{C}$  y el calor total retirado por el equipo oscila entre  $(95000-110000) \text{ kcal/h}$ , no obstante para el 19/01/06 la capacidad del chiller fue de  $79350 \text{ kcal/h}$  debido a las altas temperaturas registradas durante esa medición (véase tabla C.7). En cuanto al chiller de planta 2, el flujo de agua que ingresa al evaporador es de  $27 \text{ m}^3$ , las temperaturas de entrada y salida se ubican entre  $(5-12) \text{ }^\circ\text{C}$  y el flujo de calor se encuentra en un rango de  $(106000-133000) \text{ kcal/h}$ . Al comparar la capacidad de operación de los equipos se observa que la del chiller de planta 2 es superior, debido a que

trabaja con un mayor flujo de agua y sus temperaturas de operación son más bajas lo cual le permite un retiro de calor más eficiente, adicionalmente se ubica dentro de las instalaciones de la unidad productiva 2 y por tanto no está sometido a las severas condiciones ambientales. Para verificar la capacidad de enfriamiento obtenida para cada una de las mediciones realizadas durante un día de medición véase tabla C.7, a continuación se muestra la capacidad de enfriamiento promedio en cada unidad productiva:

**TABLA 5.19**  
**CAPACIDAD DE ENFRIAMIENTO DE LOS CHILLERS UBICADOS EN LA PLANTA DE SULFONACIÓN**

Fecha de la Medición	CAPACIDAD DE ENFRIAMIENTO (kcal/h)			
	Unidad Productiva 1		Unidad Productiva 2	
	Producto	( $CE_{CH1 \pm 6000}$ )	Producto	( $CE_{CH2 \pm 6000}$ )
06/12/05	AFS-L	95185	AFS-L	106784
07/12/05	AFS-L	98342	AFS-L	106789
08/12/05	AFS-L	95144	AFS-L	106780
09/12/05	AFS-L	98340	AFS-L	106780
12/12/05	AFS-L	98374	LRO-P	112141
13/12/05	AFS-L	101552	LRO-P	112150
15/12/05	AFS-L	98370	ZRO	112141
16/12/05	AFS-L	107055	XRO	120132
04/01/06	AFS-L	98327	AFS-L	112132
05/01/06	AFS-L	95259	AFS-L	112115
06/01/06	AFS-L	98379	AFS-L	106816
09/01/06	AFS-L	95259	ZRO	106780
11/01/06	AFS-L	95245	AFS-L	106807
16/01/06	AFS-L	95144	AFS-L	112132
17/01/06	AFS-L	98295	AFS-L	106816
18/01/06	AFS-L	95144	AFS-L	112123
19/01/06	AFS-L	95135	LRO-L	112164
20/01/06	AFS-L	95123	LRO-L	106815
24/01/06	AFS-L	98343	S-28	112123

*Fuente: propia*

Para la determinación de la capacidad de las torres de enfriamiento se utilizan las ecuaciones XII y XIII mostradas en el capítulo II. La primera describe la transferencia de calor latente producida por la evaporación de una pequeña porción de agua, originada por la humedad de la mezcla aire-agua/vapor, la cual aumenta durante la saturación, debido fundamentalmente a que la presión de vapor del agua que sale del líquido es mayor que aquella en el aire no saturado; sin embargo, cuando la presión de vapor del agua en el aire se iguala a la del líquido, el aire se satura y cesa la vaporización. Es necesario destacar, que cuando se promueve el movimiento de material entre dos fases (o concentración), se está hablando del mecanismo de difusión y se caracteriza por el hecho de que el material se transfiere de una fase a la otra o entre fases, por lo que el proceso de evaporación involucra *la difusión*.

La ecuación XII involucra términos como la humedad del aire a la entrada y salida de las torres, estas se obtienen a partir de la tabla psicrométrica mostrada en el apéndice E ingresando con las temperaturas de bulbo seco y bulbo húmedo respectivamente, las cuales se obtienen de forma experimental como se verifica en la tabla B.17. Adicionalmente, el flujo de aire seco se determina como una relación entre el flujo de aire húmedo y la humedad a la salida de las torres, este procedimiento de cálculo se muestra con detalle en el apéndice A ya que incluye otros parámetros como lo son la presiones parciales del agua y del aire, el peso molecular de la mezcla y su densidad. Finalmente, el término  $h_{fg}$  correspondiente a la entalpía de vaporización del agua evaluada a la presión de operación se obtiene mediante la tabla E.2

Por su parte, la ecuación XIII describe el calor sensible debido a la diferencia de temperaturas existente entre el agua y el aire atmosférico y asociado al mecanismo de transferencia de calor por convección. A continuación se muestran los parámetros de mayor

importancia obtenidos para la cuantificación del calor por difusión y por convección, respectivamente:

**TABLA 5.20**  
**CALOR POR DIFUSIÓN DE LAS TORRES DE ENFRIAMIENTO DE LA**  
**PLANTA DE SULFONACIÓN**

Fecha de la medición	TORRE DE ENFRIAMIENTO 1			TORRE DE ENFRIAMIENTO 2		
	Flujo de Agua Evaporada (W <sub>E</sub> ±0,9)kg/h	Entalpía de Vaporización (hfg) kcal/kg	Calor por Difusión (q <sub>d</sub> ± 500) kcal/h	Flujo de Agua Evaporada (W <sub>E</sub> ±0,9)kg/h	Entalpía de Vaporización (hfg) kcal/kg	Calor por Difusión (q <sub>d</sub> ± 500) kcal/h
06/12/05	335,3	540,6411	181260	339,1	540,6411	183319
07/12/05	351,1	540,6411	189833	350,7	540,6411	189614
08/12/05	355,2	540,6411	192010	355,4	540,6411	192144
09/12/05	329,6	540,6411	178179	329,4	540,6411	178086
12/12/05	329,6	540,6411	178183	329,6	540,6411	178169
13/12/05	335,1	540,6411	181151	335,3	540,6411	181263
15/12/05	336,7	540,6411	182033	335,7	540,6411	181493
16/12/05	334,6	540,6411	180920	336,2	540,6411	181755
04/01/06	337,2	540,6411	182284	348,1	540,6411	188222
05/01/06	356,9	540,6411	192958	357,0	540,6411	193000
06/01/06	339,1	540,6411	183308	339,5	540,6411	183551
09/01/06	332,9	540,6411	179970	330,5	540,6411	178687
11/01/06	338,9	540,6411	183227	342,1	540,6411	184967
16/01/06	334,9	540,6411	181055	335,7	540,6411	181475
17/01/06	334,5	540,6411	180824	334,2	540,6411	180697
18/01/06	347,1	540,6411	187654	347,8	540,6411	188014
19/01/06	346,2	540,6411	187146	340,4	540,6411	184029
20/01/06	333,0	540,6411	180020	335,2	540,6411	181215
24/01/06	336,1	540,6411	181692	336,7	540,6411	182061

*Fuente: propia*

**TABLA 5.21**  
**CALOR POR CONVECCIÓN DE LAS TORRES DE ENFRIAMIENTO DE LA**  
**PLANTA DE SULFONACIÓN**

Fecha de la medición	TORRE DE ENFRIAMIENTO 1			TORRE DE ENFRIAMIENTO 2		
	Flujo de Aire Seco (Gs±130) kg/h	Capacidad Calorífica del Aire (Cp ± 0,02) cal/kg °C	Calor por Convección (qc ± 14000) kcal/h	Flujo de Aire Seco (Gs±130) kg/h	Capacidad Calorífica del Aire (Cp ± 0,02) cal/kg °C	Calor por Convección (qc ± 14000) kcal/h
06/12/05	49888	239,43	56198	50460	239,43	56829
07/12/05	50450	239,43	64372	50402	239,43	64294
08/12/05	50109	239,43	62650	50157	239,43	62685
09/12/05	48695	239,42	60657	48671	239,42	60623
12/12/05	49424	239,42	60275	49424	239,42	60267
13/12/05	51549	239,43	57555	51581	239,43	57586
15/12/05	50448	239,43	56174	50296	239,43	57350
16/12/05	50856	239,43	56788	50360	239,43	57437
04/01/06	50512	239,43	56262	52096	239,43	58312
05/01/06	49677	239,43	61978	49668	239,43	61988
06/01/06	51536	239,43	54830	51600	239,43	54887
09/01/06	51213	239,43	58540	50125	239,43	59874
11/01/06	49752	239,43	64796	49416	239,43	62680
16/01/06	49448	239,42	57576	49568	239,42	57714
17/01/06	51468	239,44	57534	51428	239,44	57479
18/01/06	50369	239,42	56112	50925	239,42	56904
19/01/06	52421	239,43	60039	51581	239,43	58959
20/01/06	51384	239,43	57373	49433	239,43	57794
24/01/06	51072	239,43	57031	51176	239,43	57146

**Fuente: propia**

Al comparar el calor por convección y por difusión en ambas torres de enfriamiento se observa que este último es significativamente mayor que el primero. Dicho comportamiento coincide con lo esperado teóricamente, ya que en procesos de enfriamiento donde se pone en contacto aire atmosférico con agua en contracorriente, la mayor transferencia de calor aproximadamente el 80%, es aportada por el mecanismo de difusión y el 20% restante corresponde a la convección. Este resultado se obtiene debido al aporte energético del calor latente del vapor, el cual es tan grande que una pequeña cantidad de evaporación (véase tabla 5.20) produce grandes efectos de enfriamiento.

Por otra parte, el flujo de calor tanto por difusión como por convección así como el resto de los parámetros necesarios para su cálculo no varían notoriamente durante el periodo de mediciones y tampoco de una torre respecto a la otra. En general, las temperaturas de bulbo seco y húmedo reportadas en la recolección de la data se mantuvieron en un mismo rango y la velocidad del aire apenas variaba entre (11-13) m/s, es por ello que el flujo de calor se mantiene casi constante, ya que estos datos son los directamente involucrados en su cuantificación. El flujo total de calor o capacidad de las torres de enfriamiento viene dado por la sumatoria de los dos calores (difusión y convección) mostrados anteriormente, a continuación se muestra esta información de forma tabulada:

**TABLA 5.22**  
**CALOR TOTAL TRANSFERIDO AL AIRE EN LAS TORRES DE ENFRIAMIENTO**  
**DE LA PLANTA DE SULFONACIÓN**

Fecha de la medición	Calor Total Transferido ( $Q_{TOTAL} \pm 14000$ ) kcal/h	
	Torre de Enfriamiento 1	Torre de Enfriamiento 2
06/12/05	237458	240147
07/12/05	254205	253908
08/12/05	254661	254829
09/12/05	238836	238709
12/12/05	238458	238436
13/12/05	238706	238849
15/12/05	238207	238843
16/12/05	237708	239193
04/01/06	238545	246534
05/01/06	254936	254989
06/01/06	238138	238438
09/01/06	238510	238562
11/01/06	248023	247647
16/01/06	238631	239189
17/01/06	238358	238176
18/01/06	243766	246860
19/01/06	247185	242988
20/01/06	237393	239009
24/01/06	238723	239207

*Fuente: propia*

Posteriormente, se determina la capacidad de enfriamiento total del sistema mediante la ecuación XII del capítulo IV. Es importante destacar que a diferencia de la demanda energética, la capacidad del sistema de enfriamiento no se puede determinar para cada unidad productiva sino más bien un valor global de toda la planta de sulfonación, debido a la configuración de las torres de enfriamiento las cuales operan en paralelo y por tanto en contraste con el funcionamiento de los chillers, no se puede establecer si cada torre corresponde a una unidad productiva en particular. Adicionalmente, se observa que el periodo de mediciones coincide con el de la demanda energética ya que como se verá posteriormente se va establecer comparaciones entre uno y otro valor. A continuación se muestra la capacidad de enfriamiento promedio para cada día de medición:

**TABLA 5.23**
**CAPACIDAD TOTAL DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE LA PLANTA DE SULFONACIÓN**

Fecha de la medición	Capacidad de Enfriamiento Total ( $CE_T \pm 40000$ ) kcal/h
06/12/05	679575
07/12/05	713244
08/12/05	711414
09/12/05	682665
12/12/05	687409
13/12/05	691257
15/12/05	687562
16/12/05	704724
04/01/06	695539
05/01/06	717299
06/01/06	681770
09/01/06	679110
11/01/06	697722
17/01/06	681644
18/01/06	697893
19/01/06	697471
24/01/06	688396

*Fuente: propia*

Al establecer comparaciones entre la capacidad de enfriamiento actual del sistema y la demanda energética global se observa diferencias entre uno y otro valor; esto se debe a pérdidas de calor no cuantificadas ya que se consideró sistema adiabático en la mayoría de los equipos, además de los errores inherentes a la toma y recolección de data así como también los introducidos por los modelos matemáticos y figuras bibliográficas utilizadas para la resolución del sistema.

En otro orden de ideas, la deficiencia energética se refiere a la insuficiencia del sistema de enfriamiento para satisfacer el requerimiento energético de los equipos constituyentes de la planta de  $\text{SO}_3$ . Este parámetro se obtiene como una diferencia entre la capacidad de enfriamiento para condiciones ideales y la capacidad actual del sistema como se expresa en la ecuación XIII del capítulo anterior.

Para todas las mediciones se espera que el resultado sea positivo ya que la capacidad de enfriamiento en condiciones ideales obviamente debe ser superior a la del sistema actual; sin embargo si los valores se encuentran muy alejados uno respecto al otro, dicho comportamiento sugiere la existencia de una significativa deficiencia de enfriamiento, lo cual se refleja en fallas en el proceso de producción de la planta de  $\text{SO}_3$ .

A continuación se muestra una tabla con la deficiencia energética promedio para cada día de medición, no obstante en la tabla C.11 se refleja todos los resultados obtenidos durante el periodo bajo estudio.

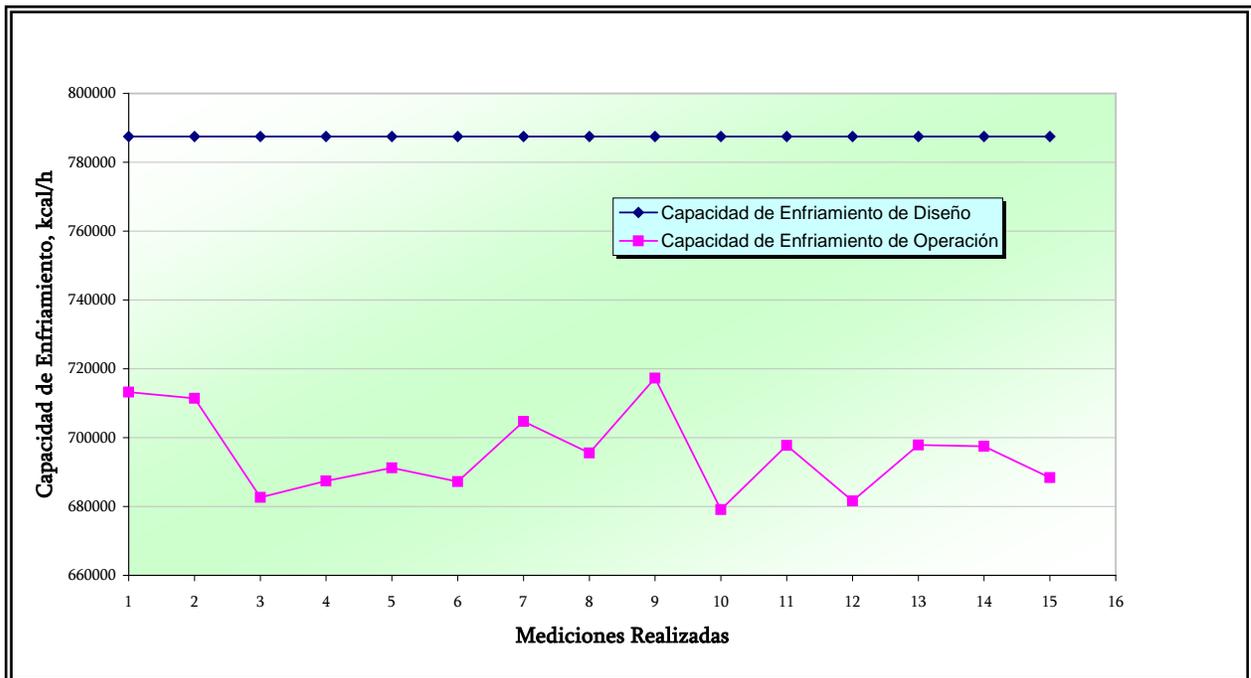
**TABLA 5.24**  
**DEFICIENCIA ENERGÉTICA EN LA PLANTA DE SULFONACIÓN**

Fecha de la Medición	Unidad Productiva 1		Unidad Productiva 2		Deficiencia Energética (DE) TNE
	Flujo de Azufre (kg/h)	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	Producto en Proceso	
07/12/05	70	AFS-L	92	AFS-L	24,6
08/12/05	80	AFS-L	92	AFS-L	25,2
09/12/05	80	AFS-L	92	AFS-L	34,7
12/12/05	80	AFS-L	65	LRO-P	33,1
13/12/05	80	AFS-L	65	LRO-P	31,8
15/12/05	80	AFS-L	65	ZRO	33,2
16/12/05	80	AFS-L	50	XRO	27,4
04/01/06	82	AFS-L	84	AFS-L	30,4
05/01/06	82	AFS-L	82	AFS-L	23,2
09/01/06	82	AFS-L	55	ZRO	35,9
11/01/06	82	AFS-L	95	AFS-L	29,7
17/01/06	80	AFS-L	94	AFS-L	35
18/01/06	80	AFS-L	94	AFS-L	29,6
19/01/06	80	AFS-L	55	LRO-L	29,8
24/01/06	82	AFS-L	77	S-28	32,8

*Fuente: propia*

Según la información reflejada en la tabla anterior se observa que existe deficiencia energética en el sistema la cual varía dependiendo del tipo de producción. Este resultado coincide con el comportamiento esperado ya que actualmente en planta los rangos de temperatura en cada una de las etapas del proceso se encuentran por encima de su valor máximo permisible (véase sección de apéndices, tabla de datos y parámetros de producción) lo cual ocasiona que el producto final se encuentre fuera de las especificaciones de calidad impuestas por Clariant y por su cartera de clientes, además de favorecer el medio para la formación de productos colaterales mediante la deshidratación u oxidación del alcohol sulfatado lo que a su vez disminuye el rendimiento de la reacción, afectando directamente la capacidad de producción de la planta.

La máxima deficiencia energética se presenta el día 09/01/06 bajo una producción de AFS-L en planta 1 y ZRO en planta 2 arrojando un valor de 35,9 TNE. Es importante destacar que ya definida la máxima deficiencia energética, este valor se tomará como escenario crítico para el planteamiento de alternativas de solución orientadas a aumentar la capacidad de enfriamiento del sistema, por lo tanto las propuestas presentadas a lo sumo deben asegurar un incremento en el sistema de refrigeración igual a 36 TNE, para garantizar la eliminación total de la deficiencia energética anteriormente determinada.



Fuente: propia

**Figura 5.3: Variación de la capacidad de enfriamiento de la planta durante un mismo periodo de mediciones**

La figura 5.3 describe el comportamiento promedio para cada día de medición de la capacidad de enfriamiento total de la planta de sulfonación así como también su valor máximo anteriormente determinado (véase apéndice A). Los puntos de la curva de capacidad de operación que presentan los valores más bajos corresponden a las mediciones donde la

deficiencia energética es más significativa superando las 30TNE; este hecho se refleja en la mayoría de los casos durante la producción en planta 2 de genapoles, lo cuales como a se verificó en el desarrollo del objetivo anterior presentan el mayor consumo energético debido a que sus reacciones son altamente exotérmicas.

#### 5.4 DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS CARACTERÍSTICOS DE LOS EQUIPOS DE INTERCAMBIO TÉRMICO QUE CONFORMAN LA PLANTA.

Los equipos de intercambio térmico a analizar en el desarrollo de este objetivo corresponden a las torres de enfriamiento, los chillers y los intercambiadores de calor; se determina en cada uno de ellos sus parámetros característicos más importantes siempre y cuando lo permita la data recolectada durante el periodo de mediciones.

En primera instancia, se determina el rango de enfriamiento de cada una de las torres, según la ecuación XIV mostrada en el capítulo anterior, la cual viene dada por la diferencia entre la temperatura del agua a la entrada y a la salida de la torre. Durante la data recolectada se observa como aumenta la temperatura en uno o dos grados tanto a la entrada como a la salida de la torres de enfriamiento específicamente en horas de la tarde, debido a que las condiciones ambientales varían, no obstante este parámetro se mantiene prácticamente constante salvo algunas excepciones; la tabla 5.25 muestra los valores promedios del rango de enfriamiento de ambas torres y la C.12 los presenta para cada una de las mediciones realizadas durante el día. En ambas se verifica que su rango de enfriamiento es de 3°C, este valor puede resultar pequeño ya que en general este tipo de equipos operan con rangos mayores o a lo sumo igual a 10°C, sin embargo la torres de la planta de SO<sub>3</sub> están diseñadas para lograr un enfriamiento teórico de 4°C como se contempla en la tabla 5.3, por tanto el valor obtenido en condiciones de operación no está alejado del valor de diseño. Este gradiente de temperatura tan pequeño se debe a que las torres están diseñadas para manejar grandes caudales de agua lo cual las imposibilita para lograr un enfriamiento mayor; esta situación también se presenta

bajo las condiciones de operación ya que las torres de enfriamiento operan con un caudal de agua (80 m<sup>3</sup>/h) muy cercano al máximo permitido (90m<sup>3</sup>/h). Adicionalmente estos equipos están operativos desde hace más de quince años, lo cual se refleja en el deterioro que presenta su estructura física, factor que puede ser influyente en el rendimiento de los mismos evitando que funcionen óptimamente. A continuación se muestra el rango de enfriamiento promedio de cada una de las torres:

**TABLA 5.25**  
**RANGO DE OPERACIÓN DE LAS TORRES DE ENFRIAMIENTO DE LA PLANTA DE SULFONACIÓN**

Fecha de la Medición	Rango de Enfriamiento ( $R_T \pm 1$ ) °C	
	Torre de Enfriamiento 1	Torre de Enfriamiento 2
06/12/05	3	3
07/12/05	3	3
08/12/05	3	3
09/12/05	3	3
12/12/05	3	3
13/12/05	3	3
15/12/05	3	3
16/12/05	3	3
04/01/06	3	3
05/01/06	3	3
06/01/06	3	3
09/01/06	3	3
11/01/06	3	3
16/01/06	3	3
17/01/06	3	3
18/01/06	3	3
19/01/06	3	3
20/01/06	3	3
24/01/06	3	3

*Fuente: propia*

Como se observa en la tabla anterior el rango de enfriamiento no presenta variaciones de

una torre respecto a la otra, esto se debe a que los puntos de muestreo son comunes a ambas unidades, determinándose la temperatura de entrada del agua a las torres a partir de una termocupla ubicada en la tubería del agua de retorno de planta, antes de la bifurcación hacia cada torre; mientras que la temperatura de salida del agua se obtiene experimentalmente al sumergir un termómetro en la bandeja recolectora, común a ambas torres de enfriamiento.

Por su parte en la tabla C.12 (véase sección de apéndices) se verifica que para algunas mediciones el rango de enfriamiento es de 4°C, todas bajo una producción en ambas plantas de AFS-L, exceptuando el día 19/01/06 en el cual se estaba produciendo LRO-Líquido en planta 2. Durante estos días y para la hora específica en la que el rango es igual al valor de diseño no existe deficiencia energética ya que la capacidad de enfriamiento total aumenta a causa de un mayor retiro de calor en las torres de enfriamiento. Para que esta situación se mantenga siempre bajo cualquier tipo de producción, es necesario disminuir la carga nominal de agua alimentada a cada torre, considerando el hecho de que todo el flujo de agua en circulación no es utilizado en su totalidad, ya que al contabilizar el flujo másico de todos los intercambiadores que operan con agua de enfriamiento se obtiene un valor inferior a 160m<sup>3</sup>/h que es el flujo total aportado por las dos torres, es por ello que se recomienda disminuir el caudal de operación debido a que a menor caudal de agua mayor será el rango de enfriamiento.

Por otra parte, la temperatura de acercamiento es otro parámetro a estudiar en la presente investigación y se define, mediante la ecuación XV del capítulo IV, como la diferencia de temperaturas entre el agua a la salida de la torre y la temperatura de bulbo húmedo del aire en el fondo de la misma. La siguiente tabla muestra los valores promedios obtenidos de dicho parámetro durante el periodo de mediciones:

TABLA 5.26

 TEMPERATURA DE ACERCAMIENTO DE LAS TORRES DE ENFRIAMIENTO  
DE LA PLANTA DE SULFONACIÓN

Fecha de la Medición	Temperatura de Acercamiento ( $T_{ac} \pm 1$ ) °C	
	Torre de Enfriamiento 1	Torre de Enfriamiento 2
06/12/05	5	5
07/12/05	5	5
08/12/05	5	5
09/12/05	5	5
12/12/05	5	5
13/12/05	4	4
15/12/05	5	5
16/12/05	4	4
04/01/06	6	6
05/01/06	5	5
06/01/06	4	4
09/01/06	4	5
11/01/06	5	5
16/01/06	5	5
17/01/06	5	5
18/01/06	6	7
19/01/06	4	4
20/01/06	5	5
24/01/06	6	6

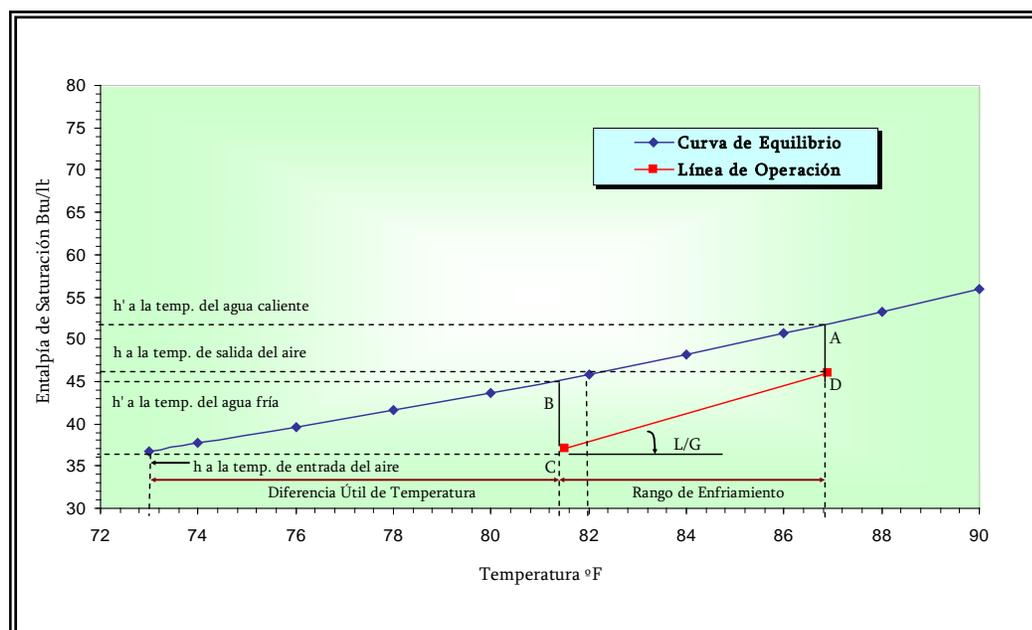
*Fuente: propia*

Como se observa en la tabla anterior la menor temperatura de acercamiento promedio es de 4°C y según la tabla C.12 el valor menor es igual a 3°C, este comportamiento se corresponde con lo esperado teóricamente ya que rara vez se diseñan torres de enfriamiento con acercamientos menores a 2,8°C, a causa de que prácticamente la temperatura del agua se acerca pero no llega a ser equivalente a la de bulbo húmedo del aire y esto se debe a que resulta casi imposible poner en contacto toda el agua con el aire fresco, conforme esta desciende por la superficie mojada de llenado hasta el estanque.

De igual forma en las tablas anteriormente mencionadas se verifica que la temperatura de acercamiento toma valores entre 6 y 7°C para algunas de las mediciones, estos valores

corresponden en su mayoría al horario comprendido entre las doce y las cuatro de la tarde, debido al aumento de la temperatura del agua a la salida de las torres, obteniéndose por tanto una mayor diferencia entre las temperaturas involucradas en la ecuación XV. En general y según los resultados obtenidos, se puede decir que las torres de enfriamiento de la planta de sulfonación operan eficientemente, ya que la temperatura de acercamiento representa una medida de la fuerza impulsora disponible para la difusión, además de que influye en otros factores como lo son: el tiempo de contacto entre aire y agua, la cantidad de superficie de llenado, entre otros. Adicionalmente los fluidos involucrados en la transferencia de calor y masa se ponen en contacto en contracorriente, es por ello que se lleva a cabo un enfriamiento más eficaz, debido a que el agua más fría entra en contacto con el aire más frío, obteniéndose así un potencial máximo de entalpía.

Una forma práctica de comprender un proceso de enfriamiento de este tipo es a través de un diagrama representativo del sistema, en el cual se describe el comportamiento de las sustancias involucradas (agua y aire) mediante un balance de energía, como se refleja en la siguiente figura:



Fuente: propia

Figura 5.4: Balance calorífico del sistema agua-aire en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO<sub>3</sub> (06/12/06)

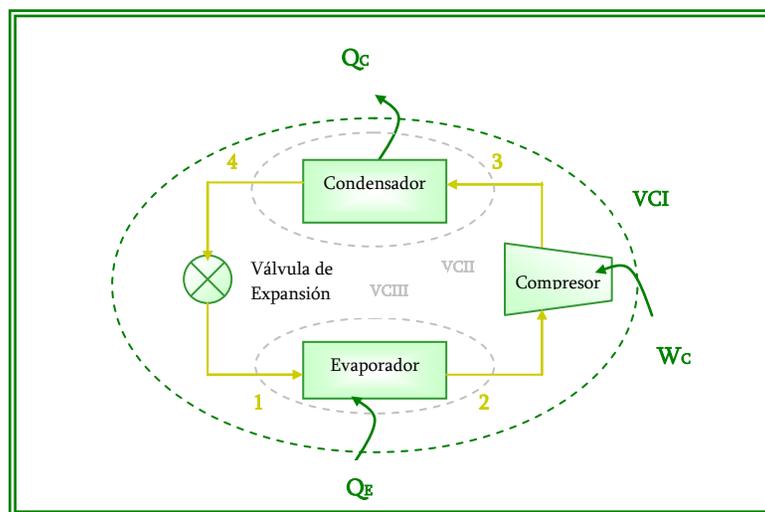
La curva de equilibrio se obtiene a partir de datos tabulados de temperatura en función de entalpía de saturación en estado líquido (véase apéndice E) y el segmento AB ubicado sobre esta línea y limitado por las temperaturas del agua a la entrada y salida de la torre es lo que se denomina línea de operación del agua. Por su parte, el segmento CD conocido como línea de operación del aire se determina gráficamente estableciendo los puntos de tope (punto C) y fondo (punto D) de la torre de enfriamiento. El primero se obtiene ingresando con la temperatura de salida del agua y proyectando una línea paralela al eje de las ordenadas, luego con la temperatura de bulbo húmedo a la entrada se intercepta la curva de equilibrio y proyectando una línea paralela al eje de las abscisas se encuentra el punto de tope que tiene como coordenadas la temperatura del agua fría y la entalpía de entrada del aire. En cuanto al punto de fondo, este tiene como coordenada en el eje de las abscisas la temperatura de entrada del agua al sistema, mientras que su coordenada en el eje de las ordenadas se establece ingresando con la temperatura de bulbo húmedo del aire a la salida e interceptando la curva de equilibrio, cuyo punto de corte corresponde a la entalpía a la salida del aire. Al trazar una recta paralela al segmento BC dentro del área ABCD de la figura 5.4 se obtiene la fuerza impulsora asociada al sistema de enfriamiento y representada por la expresión  $(h' - h)$ ; siendo BC la fuerza impulsora inicial y AD la final.

A partir de este diagrama también se puede determinar los parámetros anteriormente calculados, donde la gama de enfriamiento de las torres es la longitud proyectada de la línea CD sobre la escala de temperaturas y la diferencia útil de temperaturas no es otra cosa que la magnitud de acercamiento, tal como se verifica en la figura 5.4.

El término  $L/G$  constituye la relación líquido/gas del sistema y está representada por la pendiente de la línea de operación del aire (segmento CD). Para las mediciones realizadas siempre toma valores mayores a la unidad, indicativo de que el flujo de agua a enfriar es mayor que el flujo de aire circulante.

Como se observa a partir de la figura anterior, pequeños cambios en la temperatura del agua así como también en la temperatura de bulbo húmedo del aire resultará en una variación de los parámetros característicos de las torres: rango, temperatura de acercamiento y L/G. En el apéndice C se muestran las figuras correspondientes al resto de las mediciones efectuadas durante el periodo de experimentación, en su mayoría corresponden a la torre de enfriamiento 1 ya que los datos son similares para ambos equipos, exceptuando el día 18/01/06 donde se presentan variaciones de una torre respecto a la otra, por lo tanto se exhiben ambas figuras, C.15 y C.16 respectivamente.

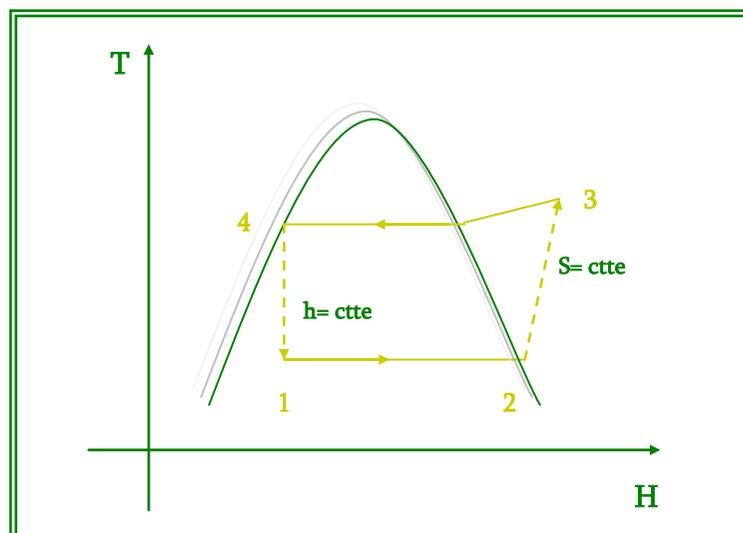
En otro orden de ideas, los chillers funcionan como un ciclo de refrigeración, específicamente según el ciclo de Carnot inverso, donde el calor se transfiere desde un nivel a baja temperatura hasta otro a una temperatura superior, mediante el uso de energía externa. El parámetro característico a determinar en estos equipos corresponde al coeficiente de funcionamiento o rendimiento ( $\beta$ ), el cual permite medir cuán efectivo es un ciclo de refrigeración. Este se obtiene a partir de la ecuación XVI del capítulo anterior, la cual resulta del análisis del sistema mostrado a continuación:



*Fuente: propia*

**Figura 5.5: Volumen de control aplicado a los chillers de la planta de sulfonación**

Entre los términos involucrados en la ecuación XVI se encuentra el  $Q_E$  el cual ya fue calculado en el objetivo 3 (véase capacidad de enfriamiento de los chillers); mientras que el trabajo requerido por el compresor se determina al aplicar la primera Ley de la Termodinámica en el volumen de control uno (véase figura 5.5), quedando lo reflejado en la ecuación XVII del capítulo IV. Posteriormente para la determinación de dicho parámetro se requiere el cálculo del  $Q_C$ , este resulta de la aplicación de balance energético en el VCII como lo manifiesta la figura 5.5, obteniéndose la ecuación XVIII del marco metodológico. A su vez, en esta ecuación se hace necesario el cálculo del flujo de refrigerante a partir de un balance energético usando como volumen de control el evaporador (VCIII, según figura 5.5), considerando sistema adiabático, por lo tanto el calor cedido por el agua que ingresa al evaporador (véase ecuación XI) es igual al calor absorbido por el fluido refrigerante y denotado por el término  $Q_E$ ; este procedimiento se expresa mediante las ecuaciones XIX, XX y XXI del capítulo IV. En la mayoría de las ecuaciones anteriores se citan las entalpías en cada uno de los estados constituyentes del sistema cíclico, a continuación se muestra el diagrama T-H a través del cual se presenta un análisis de cada punto del proceso, para así definir sus propiedades.



Fuente: propia

Figura 5.6: Diagrama T-H de un ciclo de refrigeración de Carnot inverso

En el punto 1 del diagrama, el refrigerante se encuentra a la entrada del evaporador en la región de líquido-vapor, en dicho punto ocurre un cambio de fase (presión y temperatura constante) debido a la inyección de calor al R-22 proveniente del agua, la cual representa el medio a enfriar. Posteriormente se alcanza el punto 2 mostrado en el domo de saturación, este se encuentra como vapor saturado, por lo tanto con esta condición y junto a la presión a la entrada del compresor (dato tomado durante la fase experimental) se puede conocer la entalpía en este punto del proceso. La línea punteada desde 2 hasta 3 indica que el compresor opera isentrópicamente, es por ello que el estado 3 también se encuentra definido ya que se conocen dos propiedades como lo son la entropía y la presión a la salida del compresor (dato experimental); este punto se encuentra por encima del estado 2 debido a que al pasar por dicho equipo el R-22 sufre un aumento en su presión y temperatura, alcanzando la condición de vapor sobrecalentado. A partir del punto 3 debe haber un enfriamiento hasta la temperatura de saturación antes de comenzar la condensación por efecto del retiro de calor del sistema (freón 22) al medio (agua o aire atmosférico), llegándose hasta el estado 4 en la condición de líquido saturado. En los procesos de condensación (3-4) y evaporación (1-2) existen caídas de presión debido a la fricción del fluido, sin embargo se consideran despreciables por ser bastante pequeñas, además de que resulta más práctico para la resolución del sistema ya que no se conoce los valores de presión reales en los puntos 1 y 4 respectivamente, por lo tanto se asume que operan a presión constante. El punto 4 se ubica a la entrada de la válvula de expansión la cual realiza una función de estrangulamiento del líquido a entalpía constante, disminuyendo su presión y temperatura como se ilustra en la figura 5.6 hasta alcanzar el punto 1 el cual se define por su entalpía y la presión a la entrada del compresor.

A continuación se muestran los valores promedios de los parámetros requeridos para la determinación del coeficiente de funcionamiento en los chillers 1 y 2 de la planta de sulfonación:

**TABLA 5.27**  
**PARÁMETROS CARACTERÍSTICOS DEL CHILLER DE LA UNIDAD PRODUCTIVA 1**  
**DE LA PLANTA DE SULFONACIÓN**

Fecha de la Medición	Flujo de Refrigerante ( $m_{Ref} \pm 130$ )kg/h	Calor en el Condensador ( $Q_C \pm 3$ )kJ/h	Calor en el Evaporador ( $Q_E \pm 7$ )kW	Trabajo en el Compresor ( $W_C \pm 7$ )kW	Coficiente de Funcionamiento ( $\beta \pm 4$ )adim
06/12/05	2713	447264	111	14	8
07/12/05	2803	462099	114	14	8
08/12/05	2712	447074	110	14	8
09/12/05	2803	462092	114	14	8
12/12/05	2804	462250	114	14	8
13/12/05	2894	477186	118	15	8
15/12/05	2804	462234	114	14	8
16/12/05	3051	503043	124	15	8
04/01/06	2802	462031	114	14	8
05/01/06	2715	447613	111	14	8
06/01/06	2804	462273	114	14	8
09/01/06	2715	447613	111	14	8
11/01/06	2715	447547	111	14	8
16/01/06	2712	447074	110	14	8
17/01/06	2801	461879	114	14	8
18/01/06	2712	447074	110	14	8
19/01/06	2711	447029	110	14	8
20/01/06	2711	446972	110	14	8
24/01/06	2803	462104	114	14	8

*Fuente: propia*

**TABLA 5.28**  
**PARÁMETROS CARACTERÍSTICOS DEL CHILLER DE LA UNIDAD PRODUCTIVA 2**  
**DE LA PLANTA DE SULFONACIÓN**

Fecha de la Medición	Flujo de Refrigerante ( $m_{Ref} \pm 150$ )kg/h	Calor en el Condensador ( $Q_C \pm 5$ )kJ/h	Calor en el Evaporador ( $Q_E \pm 6$ )kW	Trabajo en el Compresor ( $W_C \pm 6$ )kW	Coefficiente de Funcionamiento ( $\beta \pm 4$ )adim
06/12/05	2877	495158	124	14	9
07/12/05	2874	484630	124	11	13
08/12/05	2872	481840	124	10	13
09/12/05	2900	496448	124	14	9
12/12/05	2981	495407	130	7	18
13/12/05	2991	499991	130	9	15
15/12/05	3041	522456	130	15	9
16/12/05	3245	549992	139	13	12
04/01/06	3044	521154	130	15	9
05/01/06	3044	508467	130	11	12
06/01/06	2901	488791	124	12	11
09/01/06	2894	495577	124	14	9
11/01/06	2898	485213	124	11	12
16/01/06	3050	511535	130	12	11
17/01/06	2858	483858	124	10	12
18/01/06	3024	513669	130	12	11
19/01/06	3004	507458	130	11	14
20/01/06	2849	476401	124	8	15
24/01/06	3008	502897	130	10	15

*Fuente: propia*

Una vez determinado el coeficiente de funcionamiento de ambos chillers como se refleja en las tablas anteriores, toma valores elevados en comparación con otros ciclos de refrigeración ya que estos equipos se rigen por el ciclo de Carnot inverso, el cual representa un patrón de comparación operando en condiciones prácticamente ideales y por tanto, arrojando los valores más altos posibles en cuanto a eficiencia del proceso se refiere. Según la

tabla 5.27 se verifica que el término ( $\beta$ ) se mantiene constante durante todas las mediciones efectuadas, esto se debe a que las presiones a la entrada y salida del compresor no varían (véase tabla B.16 del chiller de planta 1), y a partir de estos datos experimentales es que se obtienen la mayoría de los parámetros requeridos para el cálculo posterior del coeficiente de funcionamiento. Al establecer comparaciones entre los coeficientes de rendimiento de ambas plantas se observa que el chiller de P2 opera con mayor eficiencia ya que toma valores mucho más altos que el chiller de P1. En el desarrollo de objetivos anteriores se verifica esta situación debido a que la capacidad de operación del chiller 2 es mayor y más cercana a la capacidad de diseño, aunado al hecho de que el otro equipo funciona bajo condiciones ambientales muy rigurosas que pueden estar afectando su rendimiento.

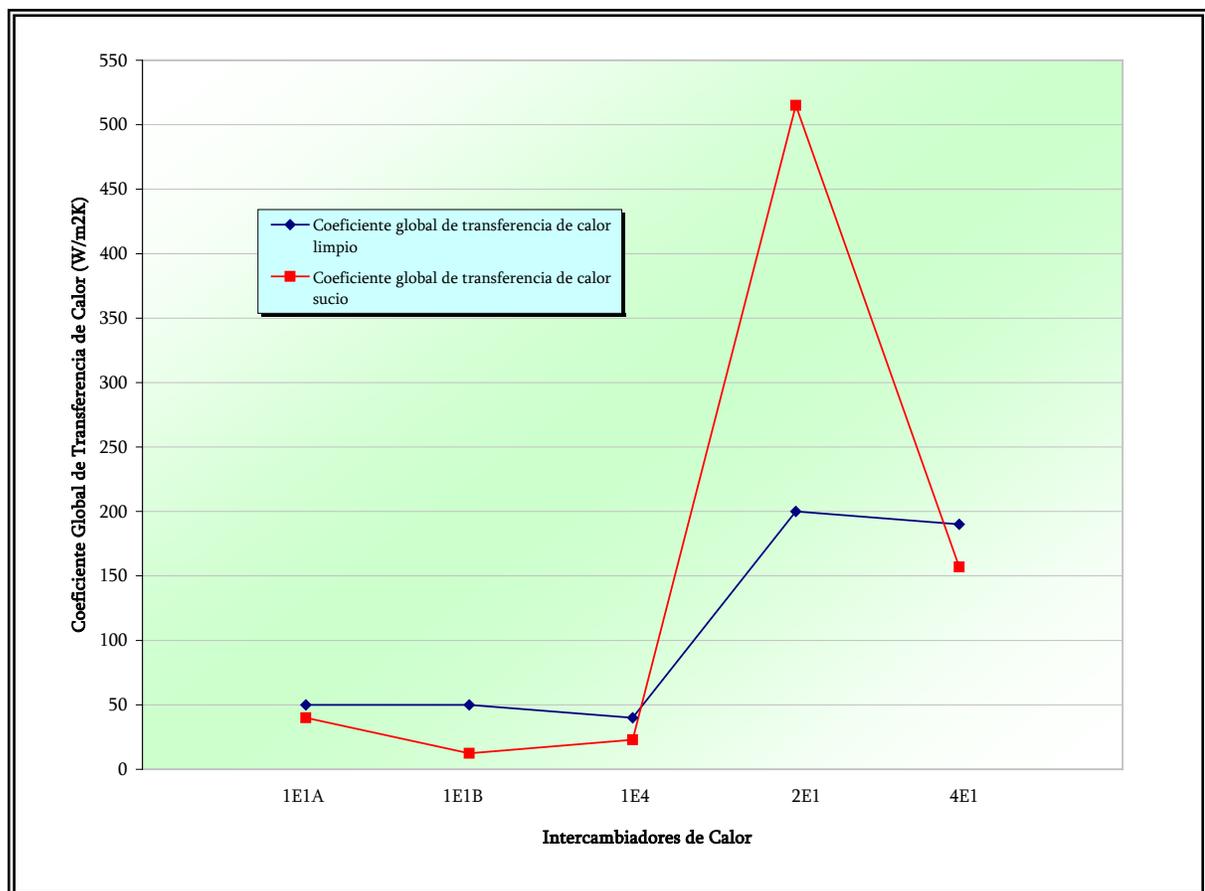
En cuanto al estudio de los intercambiadores de calor se determinan dos parámetros característicos como lo son: el coeficiente global de transferencia de calor y la eficiencia, a partir de los métodos de la diferencia de temperaturas media logarítmica (DTML) y del número de unidades de transferencia (NUT). Generalmente, a medida que un intercambiador se encuentra en operación se van formando películas de suciedad sobre la superficie de transferencia de calor conocidas como incrustaciones, las cuales constituyen una resistencia adicional al flujo de calor asociado al equipo y que a su vez originan una disminución del coeficiente global de transferencia de calor, lo cual conlleva a un aumento de la temperatura de salida del fluido que se requiere enfriar; para verificar la calidad operativa de los equipos se establecen comparaciones entre el coeficiente global de transferencia de calor proporcionado por el fabricante ( $U_L$ ) y el determinado analíticamente para equipos en operación ( $U_s$ ). En cuanto a la eficiencia, es un parámetro que permite establecer cuán cercana es la transferencia de calor real del equipo respecto a una condición máxima o ideal, por tanto es un indicativo de la efectividad de la transferencia de calor. Se dice entonces, que la determinación cuantitativa de estos parámetros permitirá establecer si los intercambiadores están o no operando en condiciones inadecuadas; es importante aclarar que la metodología de cálculo

varía entre unos y otros intercambiadores, ya que como se contempla en el apéndice B la disponibilidad de datos es diferente según el equipo.

Para los intercambiadores 1E1A, 1E1B, 1E4, HE304-1, HE701-1 y HE404-1 se conoce las temperaturas a la entrada y salida de los fluidos, es por ello que ambos parámetros se pueden determinar fácilmente. En primera instancia, se obtiene la eficiencia a partir de la relación de temperaturas mostrada en las ecuaciones XXXV y XXXVI del capítulo anterior según el fluido que posea la menor capacitancia térmica; posteriormente a partir de la figura E.3 se determina el NUT ingresando con la eficiencia y el término  $C_r$  y finalmente mediante la ecuación XXXVII se despeja el coeficiente global de transferencia de calor, conocida el área y la capacitancia mínima del fluido. En el caso de los intercambiadores de placas paralelas 4E1 y HE501-1 la eficiencia se obtiene de la forma anteriormente descrita, no obstante el coeficiente global se determina a través de la ecuación XXIV del marco metodológico debido a que para intercambiadores de placas no existen figuras o expresiones analíticas que relacionen la eficiencia con el número de unidades de transferencia, es por ello que para obtener los dos parámetros ( $\epsilon$ ,  $U_0$ ) se deben combinar ambas metodologías, donde se calcula la eficiencia según el método del NUT y el coeficiente global según DTML; es importante destacar que para estos dos equipos no se emplea ningún factor de corrección al  $\Delta T_{mL}$  ya que dicho factor únicamente es aplicable en intercambiadores multitubulares. En cuanto a los intercambiadores 2E1 y HE402-1 se desconoce la temperatura de entrada del fluido caliente, por tanto se parte de una suposición inicial de dicho término ( $T_{C1}$ ) y por medio de un método iterativo se calcula el valor real. Inicialmente ya supuesta  $T_{C1}$  se determinan los diferenciales de temperatura en los extremos frío y caliente del equipo a través de las ecuaciones XXXI y XXXII para posteriormente establecer el valor de la diferencia de temperaturas media logarítmica ( $\Delta T_{mL}$ ) según la ecuación XXX y finalmente corregir dicho valor determinando gráficamente el factor de corrección  $F_T$  ingresando a la figura E.5 con los términos R y S calculados mediante las ecuaciones XXVIII y XXIX, respectivamente. Hecho esto se procede a

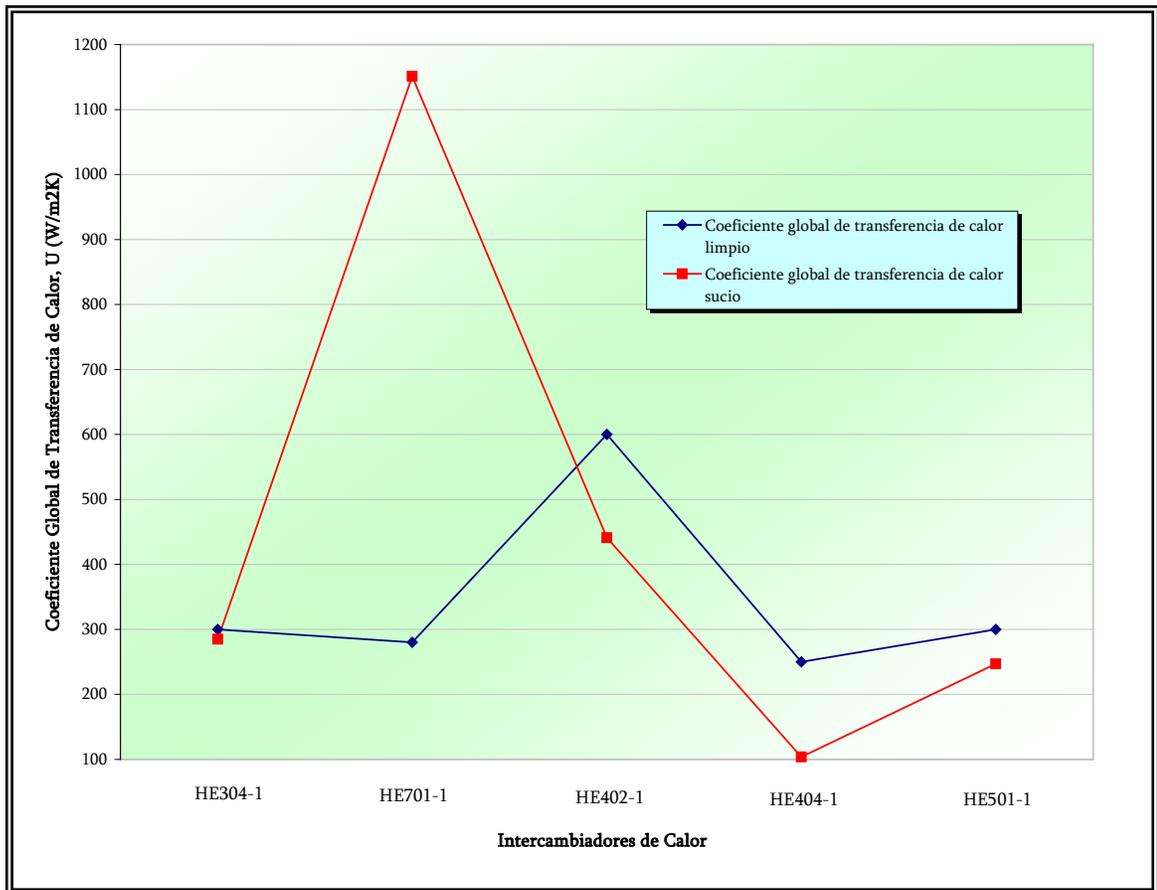
obtener el  $U_0$  a partir de la ecuación XXIV y seguidamente determinar el NUT con la ecuación XXXVII, luego ingresando a la figura E.3 e interceptando el eje de las ordenadas se establece el valor de la eficiencia del equipo y finalmente con las ecuaciones XXXV y XXXVI que involucran la temperatura de entrada del fluido caliente se despeja este término y se compara con el valor supuesto, repitiéndose este proceso hasta alcanzar convergencia.

Las figuras que se muestran a continuación reflejan la variación del coeficiente global para equipos nuevos con respecto a los equipos en operación tanto para la unidad productiva 1 como para la unidad productiva 2.



Fuente: propia

Figura 5.7: Variación del coeficiente global de transferencia de calor en los intercambiadores de la unidad productiva 1 (15/12/05)



Fuente: propia

**Figura 5.8: Variación del coeficiente global de transferencia de calor en los intercambiadores de la unidad productiva 2 (16/12/05)**

En ambas figuras se puede notar que existen diferencias entre los dos coeficientes, indicando una pérdida de capacidad en los equipos ocasionada por depósitos o incrustaciones en las superficies de los tubos. No obstante la mayor diferencia corresponde a los dos (2) intercambiadores pertenecientes a la etapa de absorción, donde se observa que el coeficiente global sucio es mayor que el coeficiente global para equipos limpios, lo cual obviamente no corresponde al comportamiento esperado. Esta situación puede deberse al hecho de que las condiciones de operación actuales son totalmente distintas a las condiciones de diseño, ya que las mediciones realizadas durante el periodo de estudio corresponden al funcionamiento de la

etapa de sulfonación/sulfatación y no a la etapa de absorción; pues como se menciona en el desarrollo de objetivos anteriores así como también en la descripción del proceso, estas dos etapas son mutuamente excluyentes, es decir si funciona una de ellas la otra se encuentra inoperativa, por tanto las temperaturas y el calor retirado por el equipo durante la sulfonación/sulfatación son diferentes a las condiciones de diseño de los intercambiadores de absorción 2E1 y HE701-1, respectivamente.

Continuando con el análisis se observa en la figura 5.7 que para los intercambiadores 1E1A y 1E4 los valores de ambos coeficientes globales se encuentran bastante cercanos, esto indica que los equipos están limpios o más bien ligeramente sucios ya que tienen un determinado tiempo en operación. Igualmente, al analizar los valores de eficiencia reflejados en la tabla 5.31 se verifica que la mayor eficiencia corresponde precisamente a estos dos equipos, es por ello que se corrobora que no contienen en su superficie incrustaciones y/o depósitos que puedan disminuir su transferencia de calor debido a que la misma es óptima y casi cercana a la máxima transferencia de calor posible, lo cual se refleja en los valores tan elevados de eficiencia que arroja el estudio de estos dos equipos.

Por su parte, el intercambiador 1E1B como lo refleja la figura 5.7 posee un mayor ensuciamiento que el 1E1A a pesar de que son equipos que operan en condiciones similares; sin embargo es importante acotar que el fluido que circula por la carcasa es aire húmedo que condensa y entra en contacto con la superficie externa de los tubos generando incrustaciones adicionales por sus características de fluido corrosivo y ensuciador. A pesar de este posible ensuciamiento los valores de eficiencia son elevados oscilando entre 0,7 y 0,8 adim, pero siempre menores a los reportados por el intercambiador 1E1A.

Para la unidad productiva 2 se observa (figura 5.8) que existen diferencias entre los coeficientes globales para equipos nuevos y en operación, a excepción del intercambiador

HE304-1 donde casi presentan el mismo valor, significando entonces que el equipo se encuentra limpio o a lo sumo libre de películas de suciedad. Adicionalmente, la eficiencia del HE304-1 es de 0,99 adim constatándose nuevamente la correspondencia que existe entre un equipo limpio y una transferencia de calor óptima; este resultado en cuanto a la eficiencia del equipo se esperaba debido a que en el mismo se logra un enfriamiento extremo del fluido caliente de aproximadamente 300°C.

Para los intercambiadores HE402-1 y HE404-1 mostrados en la figura 5.8 se observa una diferencia significativa entre los dos coeficientes lo cual notoriamente afecta la eficiencia del equipo que oscila entre 0,40 y 0,50 adim.

Con respecto a los intercambiadores de neutralización 4E1 de planta 1 y HE501-1 de planta 2 respectivamente, se observa tanto en la figura 5.7 como en la 5.8 que sus coeficientes de transferencia de calor no experimentan tanta variación uno respecto al otro; no obstante el ligero ensuciamiento que presentan debido a las características de los fluidos de trabajo (agua de enfriamiento corrosiva y ensuciadora y genapol altamente viscoso) está afectando el funcionamiento del equipo ya que presentan una eficiencia aproximada entre (0,40-0,50) adim.

A continuación se presenta de forma tabulada los valores promedios del coeficiente global de transferencia de calor sucio, así como la eficiencia de los intercambiadores de calor de ambas plantas:

**TABLA 5.29**  
**COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR SUCIO EN LOS**  
**INTERCAMBIADORES DE LA UNIDAD PRODUCTIVA 1**

Fecha de la Medición	Coeficiente Global de Transferencia de Calor Sucio, $U_0$ (W/m <sup>2</sup> K)				
	1E1A ( $U_0 \pm 15$ )	1E1B ( $U_0 \pm 0,06$ )	1E4 ( $U_0 \pm 12$ )	2E1 ( $U_0 \pm 80$ )	4E1 ( $U_0 \pm 70$ )
06/12/05	40	13,43	25	455	-
07/12/05	40	13,43	25	467	-
08/12/05	48	12,29	24	467	-
09/12/05	41	13,06	26	467	-
12/12/05	42	13,01	23	469	-
13/12/05	39	12,11	24	485	-
15/12/05	40	12,46	23	515	157
16/12/05	39	12,29	24	443	-
04/01/06	54	12,58	29	479	-
05/01/06	45	13,04	28	467	-
06/01/06	47	12,44	29	422	-
09/01/06	44	11,50	36	585	168
11/01/06	46	13,63	28	444	-
17/01/06	42	12,82	25	479	-
18/01/06	46	11,48	26	495	-
19/01/06	46	11,81	25	539	148
20/01/06	44	12,18	24	563	171
24/01/06	40	12,73	26	564	168

*Fuente: propia*

**TABLA 5.30**  
**COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR SUCIO EN LOS**  
**INTERCAMBIADORES DE LA UNIDAD PRODUCTIVA 2**

Fecha de la Medición	Coeficiente Global de Transferencia de Calor Sucio, $U_0$ (W/m <sup>2</sup> K)				
	HE304-1 ( $U_0 \pm 60$ )	HE701-1 ( $U_0 \pm 150$ )	HE402-1 ( $U_0 \pm 150$ )	HE404-1 ( $U_0 \pm 0,04$ )	HE501-1 ( $U_0 \pm 80$ )
06/12/05	244	1445	441	186,56	-
07/12/05	275	1378	410	129,82	-
08/12/05	283	1342	401	210,92	-
09/12/05	285	1199	380	122,44	-
12/12/05	311	1194	427	168,77	199
13/12/05	312	1184	474	200,15	167
15/12/05	349	1030	497	56,67	-
16/12/05	285	1151	431	103,84	247
04/01/06	176	1199	389	149,83	-
05/01/06	213	1186	424	109,65	-
06/01/06	228	1133	388	109,23	-
09/01/06	193	1057	339	65,74	-
11/01/06	212	1252	308	265,60	-
16/01/06	268	1041	346	287,68	-
17/01/06	285	1124	427	157,97	-
18/01/06	310	1291	329	192,99	-
19/01/06	322	922	441	106,25	-
24/01/06	341	1146	444	196,01	-
25/01/06	-	-	-	-	202
26/01/06	-	-	-	-	213
27/01/06	-	-	-	-	211

*Fuente: propia*

TABLA 5.31

## EFICIENCIA DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA UNIDAD PRODUCTIVA 1

Fecha de la Medición	EFICIENCIA, $\varepsilon$ (adim)				
	1E1A ( $\varepsilon \pm 0,02$ )	1E1B ( $\varepsilon \pm 0,02$ )	1E4 ( $\varepsilon \pm 0,02$ )	2E1 ( $\varepsilon$ )	4E1 ( $\varepsilon \pm 0,1$ )
06/12/05	0,96	0,80	0,94	0,45	-
07/12/05	0,96	0,80	0,94	0,47	-
08/12/05	0,97	0,70	0,94	0,47	-
09/12/05	0,96	0,80	0,94	0,47	-
12/12/05	0,97	0,80	0,93	0,46	-
13/12/05	0,96	0,70	0,93	0,53	-
15/12/05	0,96	0,70	0,93	0,49	0,5
16/12/05	0,96	0,70	0,93	0,45	-
04/01/06	0,97	0,80	0,94	0,45	-
05/01/06	0,97	0,80	0,94	0,46	-
06/01/06	0,96	0,70	0,93	0,43	-
09/01/06	0,96	0,70	0,93	0,54	0,5
11/01/06	0,96	0,80	0,93	0,43	-
17/01/06	0,97	0,80	0,93	0,44	-
18/01/06	0,97	0,70	0,94	0,50	-
19/01/06	0,96	0,70	0,94	0,54	0,5
20/01/06	0,96	0,70	0,94	0,52	0,5
24/01/06	0,96	0,80	0,94	0,52	0,5

Fuente: propia

TABLA 5.32

## EFICIENCIA DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA UNIDAD PRODUCTIVA 2

Fecha de la Medición	EFICIENCIA, $\epsilon$ (adim)				
	HE304-1 ( $\epsilon \pm 0,0001$ )	HE701-1 ( $\epsilon \pm 0,2$ )	HE402-1 ( $\epsilon$ )	HE404-1 ( $\epsilon \pm 0,08$ )	HE501-1 ( $\epsilon \pm 0,05$ )
06/12/05	0,9853	0,6	0,49	0,46	-
07/12/05	0,9864	0,5	0,50	0,40	-
08/12/05	0,9866	0,5	0,50	0,46	-
09/12/05	0,9866	0,5	0,49	0,39	-
12/12/05	0,9869	0,6	0,51	0,42	0,34
13/12/05	0,9888	0,5	0,56	0,44	0,31
15/12/05	0,9861	0,5	0,57	0,28	-
16/12/05	0,9915	0,5	0,53	0,37	0,45
04/01/06	0,9508	0,6	0,45	0,43	-
05/01/06	0,9607	0,6	0,48	0,38	-
06/01/06	0,9702	0,5	0,50	0,40	-
09/01/06	0,9184	0,5	0,39	0,30	-
11/01/06	0,9722	0,5	0,39	0,55	-
16/01/06	0,9819	0,5	0,51	0,50	-
17/01/06	0,9831	0,5	0,55	0,40	-
18/01/06	0,9851	0,5	0,44	0,44	-
19/01/06	0,9863	0,5	0,51	0,37	-
24/01/06	0,9853	0,5	0,51	0,55	-
25/01/06	-	-	-	-	0,46
26/01/06	-	-	-	-	0,45
27/01/06	-	-	-	-	0,45

Fuente: propia

Para el estudio del intercambiador VN202-1 se considera como si fueran dos equipos en serie, ya que como se ha mencionado anteriormente se constituye a partir de dos etapas de enfriamiento, se determina la eficiencia tanto en el pre-enfriamiento con agua de las torres como en el post-enfriamiento con agua del chiller. Para ello, se calcula la temperatura de la

corriente intermedia de aire (corresponde a la salida de la primera etapa y a la entrada de la segunda) igualando el calor cedido por el aire y el absorbido por el agua de enfriamiento en la primer etapa, sin tomar en cuenta las pérdidas de calor al ambiente debido a que en objetivos anteriores se demostró que eran insignificantes. Es importante destacar que la condensación del agua presente en el aire húmedo ocurre en el post-enfriamiento, por esta razón se determina de manera más sencilla la temperatura a partir de la primera etapa donde ambas expresiones corresponden a un calor sensible. A continuación se detalla de forma tabulada lo descrito anteriormente:

**TABLA 5.33**
**PARÁMETROS OBTENIDOS EN EL ESTUDIO DEL INTERCAMBIADOR VN202-1**

Fecha de la Medición	Temperatura intermedia del aire ( $T_{int,A} \pm 16$ )°C	PRE-ENFRIAMIENTO	POST-ENFRIAMIENTO
		Eficiencia ( $\epsilon \pm 0,03$ )adim	Eficiencia ( $\epsilon \pm 0,07$ )adim
06/12/05	84	0,49	0,87
07/12/05	92	0,43	0,89
08/12/05	93	0,43	0,90
09/12/05	90	0,45	0,89
12/12/05	93	0,42	0,91
13/12/05	88	0,47	0,91
15/12/05	88	0,47	0,91
16/12/05	89	0,46	0,87
04/01/06	89	0,45	0,89
05/01/06	89	0,46	0,88
06/01/06	93	0,43	0,89
09/01/06	88	0,45	0,88
11/01/06	94	0,41	0,89
16/01/06	97	0,37	0,90
17/01/06	86	0,48	0,87
18/01/06	89	0,43	0,88
19/01/06	87	0,44	0,88
24/01/06	87	0,46	0,89

*Fuente: propia*

Una vez obtenida la temperatura del aire en la corriente intermedia ya se puede calcular la eficiencia en ambas etapas según las ecuaciones XXXV y XXXVI del capítulo IV, calculando previamente la capacitancia térmica de los fluidos y estableciendo cual corresponde al mínimo valor, siendo en ambos casos la capacitancia del fluido caliente. Al comparar los valores reflejados en la tabla 5.33 se observa que la eficiencia en la segunda etapa o post-enfriamiento es elevada, además de significativamente mayor que en el pre-enfriamiento. Este comportamiento coincide con lo esperado ya que el calor retirado (véase objetivo 2) en la segunda etapa es mayor, lo cual se ve reflejado en la disminución de temperatura que experimenta el aire en esta etapa variando desde aproximadamente 80°C hasta 18°C

En general, todos los equipos evaluados en este objetivo como lo son: torres de enfriamiento, chillers e intercambiadores de calor operan en condiciones adecuadas salvo algunas excepciones ya anteriormente explicadas y originadas por condiciones de operación particulares. No obstante se recomienda aplicar mantenimiento preventivo sobre todo a los intercambiadores de calor, para evitar la acumulación de sedimentos, precipitados e incrustaciones causadas por la naturaleza del fluido. El mantenimiento al cual se hace referencia debe aplicarse de manera inmediata en los intercambiadores: 2E1, 4E1, HE701-1, HE402-1, HE404-1 y HE501-1 debido a que son los equipos que presentan mayor diferencia entre los coeficiente globales de transferencia de calor y que adicionalmente la eficiencia se encuentra en un entorno cercano a 0,5adim.

## CAPÍTULO VI. PRESENTACIÓN DE PROPUESTAS Y ESTUDIO ECONÓMICO

*A continuación se presentan un conjunto de alternativas que permitan aumentar la capacidad de enfriamiento de la planta, para un posterior aumento en su capacidad de producción, seleccionando la que ofrezca mayores beneficios desde el punto de vista técnico. Adicionalmente, se realiza un estudio económico que permita determinar la factibilidad de la propuesta, a partir de indicadores de rentabilidad comúnmente utilizados en proyectos de inversión.*

### 6.1 PRESENTACIÓN DE PROPUESTAS

Como se mencionó anteriormente, el sistema de enfriamiento de la planta de sulfonación de Clariant está constituido por dos (2) torres y dos (2) chillers, los cuales se encargan de suministrar el agua (fluido de enfriamiento) requerida por los equipos de intercambio térmico que operan en la misma. En el capítulo V, se verificó la existencia de una deficiencia energética en la mayoría de las mediciones efectuadas durante el periodo de estudio, tomándose como escenario crítico para la presentación de alternativas de solución la máxima deficiencia obtenida, la cual corresponde al 09/01/06 para una producción de AFS-L en planta1 y ZRO en planta2, siendo esta de aproximadamente 36 toneladas de enfriamiento.

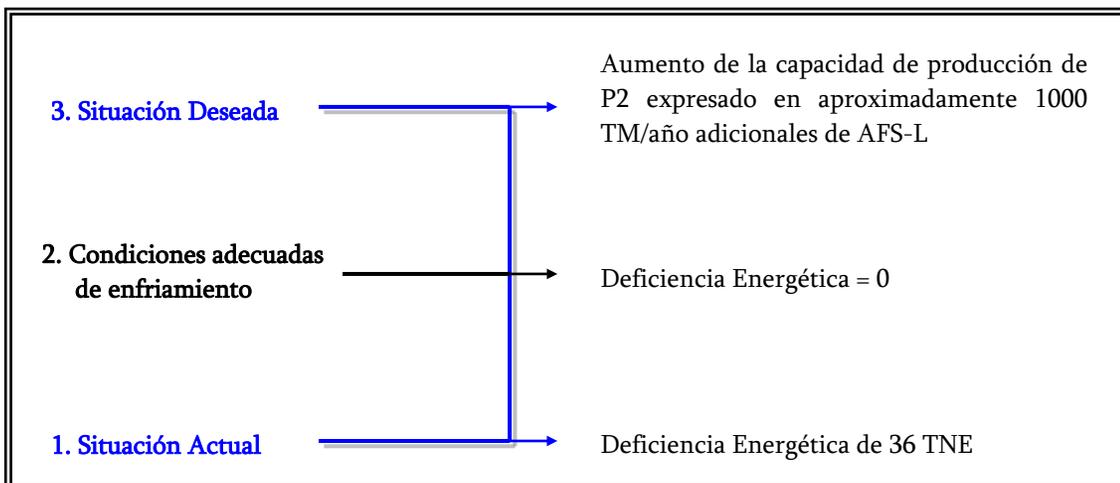
Debido a la magnitud de la deficiencia energética, las propuestas planteadas se refieren a la inclusión de un nuevo equipo de refrigeración, ya que pequeñas variaciones en el sistema actual no garantizan la eliminación total del problema. Además, al insertar dicho equipo no sólo se permite un aumento en la capacidad de producción de la planta, hecho que está limitado por la capacidad actual del sistema de enfriamiento, sino también se asegura un óptimo control en el rango de temperaturas de todo el proceso, logrando una disminución en la severidad de operación de los equipos y evitando así que los productos salgan fuera de las especificaciones de calidad impuestas por la propia empresa y por su cartera de clientes.

En el mercado existen numerosas opciones en cuanto a equipos de enfriamiento se refiere, no obstante, por requerimiento de la empresa sólo se tomará en cuenta equipos iguales

a los actualmente instalados, es decir, torres de enfriamiento o chillers y que adicionalmente pertenezcan a los mismos fabricantes, Sulzer y Carrier respectivamente.

Al hacer una evaluación de las condiciones requeridas para la instalación en planta de uno u otro equipo, se determinó en consenso con el supervisor de producción de SO<sub>3</sub> la factibilidad de incluir un chiller en el sistema de enfriamiento, debido a que ofrece mayores ventajas en cuanto al espacio disponible para su instalación, mantenimiento y condiciones operacionales. Por su parte, la torre de enfriamiento requiere de un espacio adicional (bandeja recolectora) para el almacenamiento del agua enfriada ya que la disponible actualmente, común a ambas torres, no tiene suficiente capacidad para almacenar un mayor caudal de agua. Asimismo, las temperaturas de salida del agua de las torres de enfriamiento son superiores al *agua helada* proveniente de los chillers, lo cual resulta desfavorable para las condiciones de operación del sistema desde el punto de vista energético.

Es importante destacar, que el nuevo equipo a instalar va a alimentar sólo a la unidad productiva 2 pues es en esta sección donde se genera la deficiencia energética, originada por la fabricación de genapoles como se verifica en la tabla 5.24, debido a que este tipo de producto por sus características particulares, requiere de un mayor enfriamiento en comparación con los fabricados en la unidad productiva 1. En la figura 6.1 se muestra el comportamiento actual de la planta sin la inclusión del nuevo chiller, así como también el punto 2 de la escala que indica un sistema sin deficiencia de enfriamiento y finalmente la situación deseada, la cual abarca un aumento de aproximadamente 20% de la capacidad de producción de AFS-L en planta 2. Es válido acotar que para alcanzar la situación deseada, el equipo a instalar debe tener una capacidad superior a la deficiencia energética determinada, razón por la cual todas las opciones planteadas cumplen esta condición.



Fuente: propia

**Figura 6.1: Comportamiento del sistema de enfriamiento de la unidad productiva 2 en varios escenarios**

Actualmente, para una producción estándar de AFS-L en planta 2 se fabrican 860kg/h, al considerar un aumento de la rata de producción de esta unidad se generan 1020kg/h de AFS-L según balance de masa efectuado por el personal de la planta de sulfonación. El total de horas trabajadas anuales es de 8000h, excluyendo los días inoperativos de la planta correspondiente a mantenimiento preventivo, correctivo, días no laborables e imprevistos. Como se ha mencionado anteriormente, en planta 2 se fabrican una gama de productos, por tanto del total de horas trabajadas el 80% corresponde a la producción de AFS-L, arrojando un total de 6400h. En la siguiente tabla, se muestra la producción anual de AFS-L actual y la que se obtiene con el aumento de producción, como consecuencia de la inserción del nuevo equipo de enfriamiento.

**TABLA 6.1  
PRODUCCIÓN DE ÁCIDO FENILSULFÓNICO LINEAL EN PLANTA 2**

Producción Anual (TM/año)	
Situación Actual	Situación Deseada
5504	6528

Fuente: Clariant Venezuela

Al interpretar los valores reflejados en la tabla 6.1 se obtiene un total de 1024 TM/año adicionales por concepto de fabricación de AFS-L en planta 2, lo cual representa un incremento del volumen de producción anual de aproximadamente 20%.

### 6.1.1 Matriz de Selección

Para la elaboración y posterior análisis de la matriz de selección de criterios ponderados, se tomará en cuenta algunos factores de interés como lo son: rendimiento, operabilidad, normativa ambiental y costo del equipo. Seguidamente, se muestra una breve descripción de lo que cada uno significa así como también su ponderación según el orden de importancia.

❖ **Rendimiento:** es el criterio de mayor importancia con una ponderación del 35% y se refiere a la garantía de fabricar productos bajo las condiciones de enfriamiento adecuadas. Está directamente relacionado con la capacidad nominal del equipo a instalar, sin estar por debajo o por encima del valor requerido según las exigencias del sistema.

❖ **Operabilidad:** este criterio busca evaluar la funcionalidad y practicidad de cada uno de los equipos propuestos y se le asigna una ponderación del 25%.

❖ **Normativa Ambiental:** el siguiente factor es un indicativo del cumplimiento o no de las políticas ambientales en cuanto a este tipo de equipos se refiere, ya que los mismos utilizan para su funcionamiento una carga de refrigerante, el cual dependiendo de sus componentes principales puede ocasionar deterioro ambiental. Su ponderación es del 20%.

❖ **Costo del Equipo:** Establece comparaciones en cuanto al costo neto del equipo principal involucrado en la propuesta, seleccionando la más rentable para la empresa; Sin embargo, no siempre los mayores beneficios se obtienen a través de costos reducidos. Se le asigna una ponderación del 20% ya que desde el punto de vista técnico no representa el criterio de mayor importancia.

### 6.1.2 Alternativas de Solución

A continuación, se presenta una breve descripción de cada uno de los equipos propuestos y de su beneficio al sistema de acuerdo al cumplimiento de los criterios anteriormente descritos. Es importante destacar, que los chillers presentan características similares en cuanto a su operabilidad debido a que todos pertenecen al mismo fabricante.

#### 6.1.2.1 Alternativa 1

Esta propuesta se refiere a un chiller marca carrier modelo 30HK de serie 040-060 enfriado por agua, con una capacidad de 40 toneladas de enfriamiento, compresor tipo reciprocante y refrigerante freón 22. Adicionalmente, posee las siguientes características en cuanto a su diseño y funciones:

- ❖ Diseño compacto (menor a 36 pulgadas de ancho)
- ❖ Conexiones tipo victaulic en el evaporador y sello ASME
- ❖ Casco y tubo del condensador con sello ASME
- ❖ Compresores reciprocantes semi-herméticos
- ❖ Cargadores de alta eficiencia en la succión
- ❖ Circuitos de refrigeración duales independientes
- ❖ Sistema de control con microprocesador basado en la temperatura del fluido a la salida
- ❖ Bomba y calentador de aceite en cada compresor
- ❖ Válvulas de succión y descarga en el compresor
- ❖ Válvula de alivio de alta presión, mirilla de refrigerante, filtro deshidratador, y válvula de servicio en la línea líquida

**TABLA 6.2**  
**DIMENSIONES DEL CHILLER 30HK**

Serie	Largo (mm)	Ancho (mm)	Alto (mm)	Peso (kg)
040	2499	853	1615	1283,7
050	2499	853	1615	1456,0
060	2499	853	1615	1515,0

*Fuente: Carrier*

Evaluando esta propuesta tomando en cuenta el criterio de rendimiento, no resulta la más adecuada para el sistema estudiado, ya que la capacidad nominal del equipo es de 40 TNE y la deficiencia máxima actual es de 36 TNE; esto es sin considerar el incremento en la capacidad de producción de AFS-L, el cual se estima en un 20% y para el que se requiere 9 TNE adicionales como mínimo, lo cual arroja un total de 45 TNE. Adicionalmente, a mediano plazo se incluirá en el aumento de producción no sólo los ácidos sino también los genapoles, productos que presentan un alto consumo energético y para el cual un equipo de 40TNE no sería suficiente para cubrir la demanda de enfriamiento, repitiéndose el escenario que se presenta actualmente donde se incurriría en una nueva deficiencia energética. Debido a lo anteriormente expuesto esta opción no se considera óptima, por tanto se le asigna una puntuación de dos (2) en la matriz de selección.

En cuanto al factor de operabilidad, a partir del análisis de todas sus características se determina que es un equipo funcional, compacto, de alta eficiencia y simplicidad en su manejo lo cual lo acredita como una unidad de alta operabilidad. Se le asigna una valoración de cuatro (4) puntos.

Por otra parte, desde el punto de vista ambiental esta propuesta no es factible ya que utiliza como refrigerante el freón- 22, el cual por contener cloro como uno de sus componentes principales, es un potencial destructor de la capa de azono.

Adicionalmente, estos refrigerantes presentan numerosas regulaciones a nivel ambiental y los equipos con dicha tecnología están próximos a ser discontinuados; se le asigna una calificación de dos (2) puntos en la matriz de criterios ponderados. Finalmente, en cuanto al costo del equipo en comparación con los otros chillers propuestos, es el que representa la menor inversión debido a que tiene una capacidad de enfriamiento pequeña, por tanto es el más recomendado para su instalación desde este punto de vista.

#### **6.1.2.2 Alternativa 2**

La siguiente alternativa, consta de un chiller marca carrier modelo 30RB-080 enfriado por aire con circuito hidráulico integrado, compresores tipo scroll y una capacidad nominal de 70 toneladas de enfriamiento. Adicionalmente, utiliza un refrigerante ecológico conocido como PURON (R-410a) y presenta las siguientes características estándar:

- ❖ Carga completa de refrigerante, prueba del equipo a carga completa y reporte de la prueba
- ❖ Circuitos de refrigeración independientes
- ❖ Compresores rotativos tipo scroll con protección
- ❖ Ventiladores axiales de muy bajo nivel sonoro
- ❖ Válvula de expansión electrónica
- ❖ Casco y tubo del evaporador de expansión directa
- ❖ Aislamiento del evaporador
- ❖ Filtro deshidratador
- ❖ Mirilla de refrigerante indicadora de humedad
- ❖ Válvulas de servicio del circuito a la descarga
- ❖ Circuito de agua helada con interruptor de flujo
- ❖ Microprocesador de control y paneles de acceso con visagras
- ❖ Display de temperatura y presión

- ❖ Reajuste de la temperatura del agua helada (desde el fluido de retorno o desde la temperatura exterior)
- ❖ Limite de demanda (ajuste simple)
- ❖ Protección contra baja temperatura del agua
- ❖ Protección por baja y alta presión
- ❖ Control en los compresores para arranque-parada y ciclado
- ❖ Protección contra ciclado excesivo del compresor
- ❖ Recubrimientos en el serpentín del condensador
- ❖ Panel de control montado en la unidad
- ❖ Entrada de energía primaria en un sólo punto
- ❖ Interruptor de encendido/apagado (apagado de emergencia)

**TABLA 6.3**  
**DIMENSIONES DEL CHILLER 30RB**

Serie	Largo (mm)	Ancho (mm)	Alto (mm)	Peso (kg)
060	2394	2237	2283	2134,2
070	2394	2237	2283	2227,6
080	2394	2237	2283	2385,0

*Fuente: Carrier*

Al analizar esta propuesta de enfriamiento, se determina su factibilidad en cuanto al rendimiento de la misma otorgándose la máxima puntuación, ya que posee una capacidad de enfriamiento intermedia, 70 TNE, valor que permite eliminar la deficiencia existente en el sistema así como también favorecer el aumento de la capacidad de producción, no sólo de AFS-L sino del resto de los productos actualmente fabricados en ambas plantas; garantizando una capacidad superior a la demanda energética sin incurrir en gastos adicionales innecesarios.

Con respecto al nivel de operabilidad, esta es la alternativa que presenta mayores ventajas en ese ámbito como se evidencia al comparar sus funciones con las del

resto de los equipos, presentando un conjunto de características que lo hace un equipo multifuncional, de fácil mantenimiento, silencioso, práctico, eficiente, seguro y con alto nivel tecnológico. Adicionalmente, debido a su mecanismo de enfriamiento por aire en el condensador, representa un ahorro en cuanto al consumo de agua de la planta en comparación con la alternativa 1. Se le concede una valoración de cinco (5) puntos.

Con respecto a la normativa ambiental, se puede acotar que el R-410a se conoce como un refrigerante ecológico, ya que no origina perjuicios en la capa de ozono por estar constituido con una mezcla azeotrópica de componentes hidro-fluoro-carbonados (HFC). Además, presenta ventajas en cuanto a sus propiedades termodinámicas, ofreciendo alta eficiencia y reducción del consumo energético. Finalmente, a través del desarrollo y la innovación tecnológica, las unidades con *Puron* establecen nuevas normas en materia de calidad, rendimiento, fiabilidad, confort acústico y protección del medio ambiente. Por todas las razones antes señaladas se le asigna una calificación de cinco (5) puntos.

Por otra parte, el costo de este chiller es intermedio al comparar con las tres alternativas descritas, por tanto se le acredita una puntuación de cuatro (4). Sin embargo, debido a todas las ventajas que proporciona desde el punto de vista operacional, de rendimiento y ecológico, además de su adecuada capacidad nominal para el sistema bajo estudio, su costo no representa una limitante para la adquisición del mismo. A causa de sus múltiples funciones es factible implementar este equipo, considerando que se pueden generar mayores beneficios a costa de una mayor inversión.

### **6.1.2.3 Alternativa 3**

Esta unidad de enfriamiento corresponde a un chiller marca carrier modelo 30XA-140 enfriado por aire, cargado con refrigerante HCF-134a. Posee una capacidad

nominal de 120 toneladas de enfriamiento y utiliza compresores tipo tornillo. Sus características principales se muestran a continuación:

- ❖ Carga completa de refrigerante R-134a
- ❖ Prueba del equipo a carga completa y reporte de la prueba
- ❖ Circuitos de refrigeración independientes
- ❖ Compresores rotativos tipo tornillo
- ❖ Válvula de expansión electrónica
- ❖ Evaporador inundado del tipo tubo y carcasa
- ❖ Aislamiento en el evaporador
- ❖ Filtro deshidratador
- ❖ Mirilla de refrigerante indicadora de humedad
- ❖ Compartimiento para reducción de ruido en compresor
- ❖ Recubrimientos en el serpentín del condensador
- ❖ Válvula de servicio a la succión del compresor
- ❖ Aislamiento en línea de succión
- ❖ Válvulas de servicio a la descarga
- ❖ La descarga hacia arriba del flujo de aire minimiza el ruido direccional y se lleva al calor lejos de las áreas adyacentes

**TABLA 6.4**  
**DIMENSIONES DEL CHILLER 30XA**

Serie	Largo (mm)	Ancho (mm)	Alto (mm)	Peso (kg)
140	5975	2235	2299	2340,1
160	5975	2235	2299	2387,3
180	7169	2235	2299	2761,0

*Fuente: Carrier*

Este equipo ofrece una capacidad nominal de 120 TNE lo cual considerando la deficiencia energética existente así como el aumento de la capacidad de producción

resulta muy superior a lo requerido, razón por la cual no se considera una opción óptima para el sistema, ya que de tomarla se estaría realizando una inversión adicional en un equipo que no se va a utilizar en su totalidad y se estaría incurriendo en costos operacionales innecesarios. Sin embargo, por cumplir con el requerimiento de eliminar la deficiencia de enfriamiento y permitir el aumento de la capacidad de producción se le asigna una valoración de tres (3) puntos en la matriz de selección.

En referencia a la operabilidad de equipo, de manera análoga a la alternativa anterior, esta propuesta ofrece numerosas ventajas en cuanto a funcionalidad y desempeño operacional del equipo, por tanto se le asigna la puntuación máxima.

Con respecto a la normativa ambiental, relacionada directamente con el tipo de refrigerante utilizado por el equipo, para este caso corresponde al R-134a el cual es un HFC, por lo tanto no origina daños potenciales en la capa de ozono y resulta apto para su utilización según las normativas ambientales en el ámbito nacional e internacional. No obstante, por no ofrecer mayores ventajas en cuanto a la transferencia óptima del calor en comparación con el R-410a se le otorga una puntuación de cuatro (4) unidades.

Finalmente, el costo de este equipo es bastante elevado en comparación con las otras alternativas, lo cual se justifica por su alta capacidad de enfriamiento. Sin embargo de seleccionar esta alternativa, aún considerando el incremento en la capacidad de producción tanto en ácidos como genapoles el equipo estará muy sobrediseñado; por lo tanto no se respalda una inversión tan elevada para el uso que se le va a dar al equipo, así como también para los beneficios a obtener. Es por ello que esta opción no es factible para este criterio en particular y se le asigna una puntuación igual a dos (2).

A continuación, se muestra una tabla con el costo neto de las propuestas y posteriormente la matriz de selección con el total de puntos obtenidos en cada una de las alternativas planteadas, según el criterio evaluado:

**TABLA 6.5**  
**COSTO NETO DE LOS EQUIPOS DE ENFRIAMIENTO**

Modelo Chiller	Costo Neto (\$)
30HK-040-060	26550
30RB-080	32850
30XA-140	54352

*Fuente: Carrier*

**TABLA 6.6**  
**MATRIZ DE SELECCIÓN DE LAS ALTERNATIVAS PLANTEADAS**

CRITERIOS A EVALUAR	PONDERACIÓN (P) (0-100)	ALTERNATIVA 1 (0-5)		ALTERNATIVA 2 (0-5)		ALTERNATIVA 3 (0-5)	
		PUNTOS A1	P*A1	PUNTOS A2	P*A2	PUNTOS A3	P*A3
Rendimiento	35	2	70	5	175	3	105
Operabilidad	25	4	100	5	125	5	125
N. Ambiental	20	2	40	5	100	4	80
Costo del Equipo	20	5	100	4	80	2	40
<b>TOTAL</b>	<b>100</b>	-	<b>310</b>	-	<b>480</b>	-	<b>350</b>

*Fuente: propia*

Analizando la matriz, se observa que la alternativa con mayor puntuación corresponde a la opción N°2, ya que cumple en mayor grado con todos los criterios establecidos y por tanto es la alternativa seleccionada.

A continuación, se muestra los parámetros más importantes de esta unidad proporcionados por Carrier Venezuela.

**TABLA 6.7**  
**PARÁMETROS CARACTERÍSTICOS DEL CHILLER 30RB-080**

Tipo de condensador	Air Cooled
Tipo de compresor	Scroll
Tipo de refrigerante	R-410a
Nº de ventiladores del condensador	4
Temperatura mín. de operación al aire libre, °F	32,0
Capacidad de enfriamiento, TNE	70
Potencia del compresor, kW	86,1
Potencia del ventilador, kW	9,8
Tipo de fluido en el evaporador	Agua Fresca
Temperatura de entrada del fluido, °F	54,0
Temperatura de salida del fluido, °F	44,0
Rata de flujo, gpm	182,0
Factor de incrustación, hft <sup>2</sup> F/BTU	0,0001
Temp. del aire a la entrada del condensador, °F	95,0
Flujo total de aire en los ventiladores, CFM	49600
Voltaje de la unidad, V	460

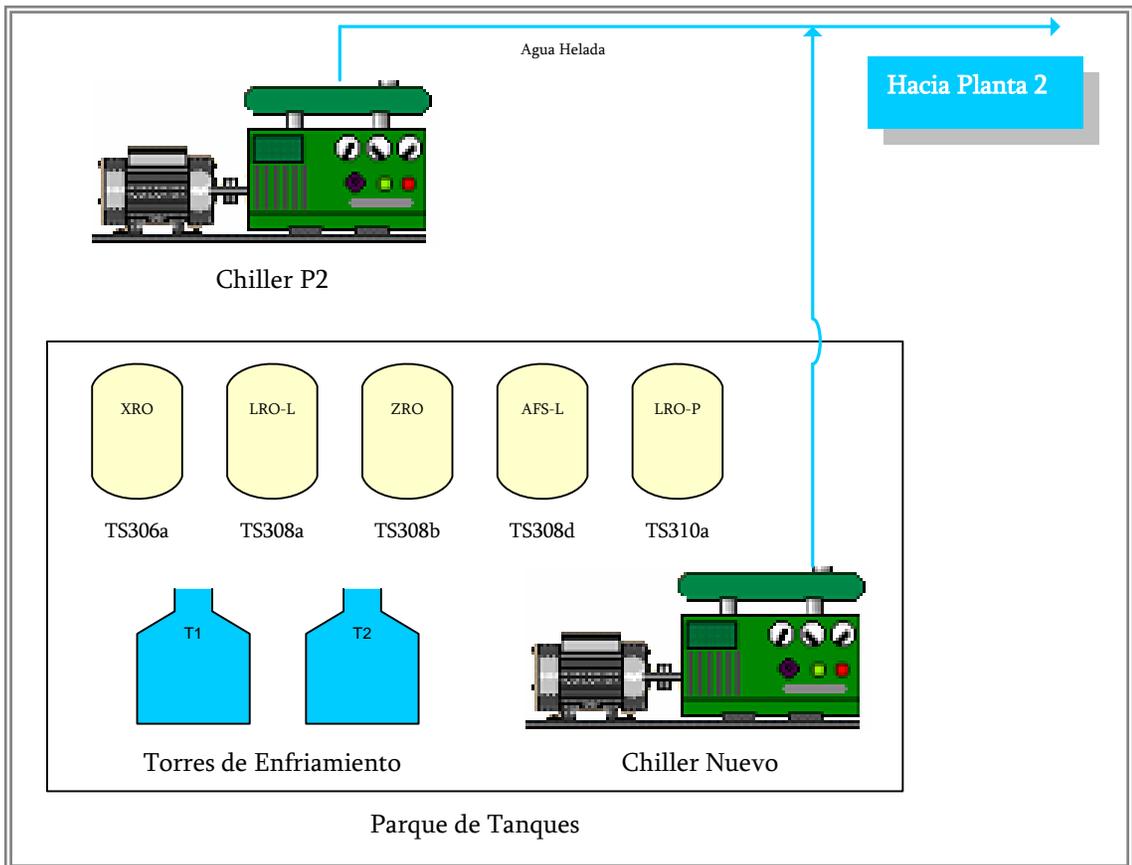
*Fuente: carrier*

Ya definido el equipo a instalar (véase figura 6.3) y sus parámetros de diseño más relevantes, se procede a su ubicación en planta la cual corresponde al área de parque de tanques, específicamente en un espacio disponible justo al lado de las torres de enfriamiento.

El nuevo chiller se va a conectar con el que se encuentra actualmente en operación y va alimentar a los equipos ubicados en la unidad productiva 2. Para ello, se requiere un trazado de tuberías de 30m de acero comercial con 3in de diámetro nominal, conformado por una línea de descarga de 15m y una de retorno de igual longitud. Este sistema de tuberías va a estar aislado con poliuretano reforzado con aluminio, debido a que el equipo como ya se mencionó se va ubicar fuera de planta y las condiciones ambientales (específicamente en el horario diurno) son muy severas, garantizando de esta manera el rango de temperaturas de enfriamiento mencionados en la tabla 6.7.

Adicionalmente, se requiere de un tanque de fibra de vidrio para el almacenamiento del agua helada que emerge del chiller, específicamente del evaporador, y que se mezcla con el agua de retorno proveniente de planta (véase capítulo IV, figura 4.3); así como también cuatro (4) termocuplas ubicadas en las corrientes de entrada y salida de agua del tanque.

Este arreglo entre los dos chillers permitirá a la planta tener varias opciones de enfriamiento de acuerdo a las exigencias del sistema, para un determinado tipo de producción, pudiendo operar sólo con el nuevo equipo instalado o con ambos simultáneamente, véase figuras 6.2.



Fuente: Propia

Figura 6.2: Ubicación en el sistema del nuevo equipo de enfriamiento



Figura 6.3: Chiller marca Carrier modelo 30RB

## 6.2 ESTUDIO ECONÓMICO

A continuación, se muestra la evaluación económica de la propuesta seleccionada para el aumento de la capacidad de enfriamiento de la unidad productiva 2. Este análisis se lleva a cabo para determinar si es factible la implementación del proyecto sin correr riesgo alguno y para ello es necesario conocer el beneficio económico que origina dicha inversión.

Como se mencionó anteriormente, su puesta en marcha generará un aumento en la capacidad de producción de la planta expresado en 1024TM/año de Ácido Fenilsulfónico Lineal, por lo tanto el beneficio (B) viene dado por el producto entre la manufactura adicional de AFS-L y su precio de venta el cual es suministrado por la empresa (\$1670/TM), teniéndose la siguiente expresión:

$$B = 1024TM / año \cdot \$1670 / TM = \$1710080 / año$$

Para la determinación de los indicadores de rentabilidad se toma un horizonte económico de 17 años, ya que este es el tiempo estimado de vida útil del equipo principal a instalar según la tabla E.8 del apéndice E. A continuación se definen algunos parámetros intervinientes en el cálculo de la rentabilidad económica del proyecto:

❖ **Valor Residual ( $V_R$ ):** es la remuneración neta obtenida por la venta de un activo fijo tangible una vez culminada la vida del proyecto y se estima como el 10% de la inversión inicial. En este caso la inversión inicial viene dada por el costo fijo del chiller el cual es de \$32850, por tanto el valor residual corresponde a \$3285.

❖ **Depreciación ( $Dt$ ):** se refiere a la pérdida de valor del equipo a través del tiempo, debido a su deterioro y desgaste; se obtiene mediante la siguiente expresión:

$$Dt = \frac{CF_P - V_R}{n} \quad (I) \quad (\text{Hernández, 2005})$$

Donde:

Dt: Depreciación, \$/año

V<sub>R</sub>: Valor residual, \$

CF<sub>P</sub>: Costo fijo del equipo principal, \$

n: Vida útil del equipo, años

Al sustituir los valores correspondientes al chiller 30RB-080, se tiene:

$$Dt = \frac{\$32850 - \$3285}{17 \text{ años}} = \$1739,1176 / \text{año}$$

Otro de los parámetros corresponde al valor en libro (V<sub>L</sub>), el cual para este caso no se determinará debido a que el tiempo de vida útil del equipo coincide con los años del horizonte económico, por lo tanto el V<sub>L</sub> es equivalente al valor residual. En la siguiente tabla se reflejan los resultados obtenidos para el equipo de enfriamiento propuesto:

**TABLA 6.8**  
**PARÁMETROS INTERVINIENTES EN EL ANÁLISIS ECONÓMICO**  
**DE LA ALTERNATIVA PROPUESTA**

Activo	Costo fijo del equipo principal (\$)	Vida útil del equipo (años)	Valor residual (\$)	Depreciación (\$/año)	Beneficio de la inversión (\$)
Chiller 30RB-080	32850	17	3285	1739,1176	1710080

*Fuente: propia*

Hasta ahora sólo se ha mencionado el costo del equipo principal involucrado en el proyecto, no obstante existen un conjunto de activos tangibles e intangibles requeridos para la puesta en marcha de la alternativa planteada. Es importante destacar, que para la determinación de algunos costos se hace una estimación en base a porcentajes de aproximación reportados en la literatura con respecto al costo del equipo principal, véase tabla 6.9.

TABLA 6.9

## COSTOS FIJOS DE LOS ACTIVOS TANGIBLES E INTANGIBLES EN LA PROPUESTA DE AUMENTO DE LA CAPACIDAD DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO

Tipo de activo	Activo	Porcentaje de aproximación (%) *	Costo (\$)
Tangible	Chiller 30RB-080	-	32850,00
	Tanque de fibra de vidrio	-	7700,00
	Sistema de tuberías	-	567,00
	Aislante (poliuretano reforzado con Al)	-	320,70
	Termocuplas	-	400,00
	Termopozos	-	532,09
Intangible	Instalación y acondicionamiento	30	9855,00
	Contratista	4	1314,00
	Imprevistos	5	1643,00
TOTAL COSTOS FIJOS TANGIBLES E INTANGIBLES			55181,29

\* Valores obtenidos de Hernández, 2005

**Fuente:** propia

Además de los parámetros mencionados anteriormente, existen unos denominados flujos monetarios que inciden en gran medida en la rentabilidad de un proyecto y se aplican sólo a la mejora propuesta, por tanto se obtienen a partir de una diferencia entre la situación actual del sistema y la situación deseada. Se determinan mediante las siguientes expresiones:

❖ **Ingresos Brutos (IB):** representan el producto de las ventas de los bienes producidos por la implementación de la mejora propuesta, en este caso coincide con el beneficio obtenido. Se determina mediante:

$$IB = P_v \cdot Q \quad (\text{II}) \quad (\text{Hernández, 2005})$$

Donde:

IB: Ingresos brutos, \$

P<sub>v</sub>: Precio de venta, \$/TM

Q: Volumen de ventas, TM

Sustituyendo cada uno de los valores indicados en la ecuación anterior se tiene:

$$IB = \$1670/TM \cdot 1024TM = \$1710080$$

❖ **Costos Operacionales (C<sub>OP</sub>):** se refiere a todos los desembolsos requeridos para la operación normal del proyecto una vez puesto en marcha. En este caso los costos operacionales correspondientes a la fabricación del AFS-L son de \$1,37/kg (dato proporcionado por la empresa) incluyendo materia prima, mano de obra, costos fijos y variables, logística, laboratorio, servicios, mantenimiento, entre otros. Se obtiene a partir de la siguiente ecuación:

$$C_{OP} = \$1,37 / kg \cdot \frac{1000kg}{1TM} \cdot 1024TM = \$1402880$$

❖ **Amortización de Activos Fijos Intangibles (AAFI):** representa la cantidad de dinero destinada a reponer la inversión correspondiente a los activos fijos intangibles por cada año del horizonte de planeación. Se obtiene como se muestra a continuación:

$$AAFI = \frac{CAFI}{Tt} \quad (\text{III}) \quad (\text{Hernández, 2005})$$

Donde:

AAFI: Amortización de activos fijos intangibles, \$/año

CAFI: Costos asociados a los activos fijos intangibles, \$

Tt: Total de años del horizonte económico, años

Según la ecuación anterior se obtiene lo siguiente:

$$AAFI = \frac{\$12811,50}{17años} = \$753,6176/año$$

❖ **Ingreso Neto Gravable (ING):** es el enriquecimiento neto que recibe la empresa y se obtiene mediante la diferencia entre los ingresos brutos y los costos, los cuales corresponden a costos operacionales, depreciación de los activos tangibles, amortización de los intangibles e intereses por financiamiento de capital, este último es nulo debido a que el capital es aportado por la empresa y no por entidades financieras; la ecuación se reduce a la siguiente expresión:

$$ING = IB - C_{Op} - (Dt + AAFI) \quad (IV) \quad (\text{Hernández, 2005})$$

El ingreso neto gravable se obtiene al sustituir los datos correspondientes en la ecuación anterior, quedando lo que sigue:

$$ING = \$1710080 - \$1402880 - (\$1736,1176 + \$753,6176) = \$304710,2648$$

❖ **Impuesto Sobre la Renta (ISR):** es el costo en el que se incurre por la obtención de beneficios. Es una remuneración que percibe el Estado que se deriva de la obligación que tienen las personas naturales y jurídicas de retribuirle un porcentaje de las ganancias. En forma general, para un año  $t$  cualquiera el ISR se determina mediante la siguiente expresión:

$$ISR = T \cdot ING_{UT} \quad (V) \quad (\text{Hernández, 2005})$$

Donde:

T: Tasa impositiva fijada por la ley y mostrada en la tabla E.7 del apéndice E

ING<sub>UT</sub>: Ingreso neto gravable expresado en unidades tributarias, UT

Para la determinación del impuesto sobre la renta se debe llevar el valor de ING a unidades tributarias. Actualmente, 1 UT está fijada por el SENIAT en Bs33600,00 y la tasa de cambio según el Banco Central de Venezuela indica que \$1 equivale a Bs2150,00; aplicando estas conversiones se tiene:

$$ING_{UT} = \$304710,2648 \cdot \frac{Bs2150}{\$1} \cdot \frac{1UT}{Bs33600} = 19497,8294UT$$

A partir de la tabla E.7 del apéndice E se obtiene la tarifa del impuesto sobre la renta en unidades tributarias y se obtiene el ISR como se muestra a continuación:

$$ISR = (0,34 \cdot 19497,8294UT) - 500UT = 6129,2620UT$$

Haciendo las conversiones requeridas se obtiene un impuesto sobre la renta de \$95787,5363.

En la tabla 6.10 se muestran las variables necesarias para la obtención del impuesto sobre la renta (ISR):

**TABLA 6.10**

**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DEL ISR EN EL ANÁLISIS DE LA IMPLEMENTACIÓN DEL EQUIPO DE ENFRIAMIENTO**

Año	IB (\$)	CoP (\$)	Dt (\$)	AAFI (\$)	ING (\$)	ING <sub>UT</sub> (UT)	ISR (\$)
1	1710080	1402880	1739,1176	753,6176	304710,26	19497,83	95787,53
2	1710080	1402880	1739,1176	753,6176	304710,26	19497,83	95787,53
3	1710080	1402880	1739,1176	753,6176	304710,26	19497,83	95787,53
4	1710080	1402880	1739,1176	753,6176	304710,26	19497,83	95787,53
5	1710080	1402880	1739,1176	753,6176	304710,26	19497,83	95787,53
6	1710080	1402880	1739,1176	753,6176	304710,26	19497,83	95787,53
7	1710080	1402880	1739,1176	753,6176	304710,26	19497,83	95787,53
8	1710080	1402880	1739,1176	753,6176	304710,26	19497,83	95787,53
9	1710080	1402880	1739,1176	753,6176	304710,26	19497,83	95787,53
10	1710080	1402880	1739,1176	753,6176	304710,26	19497,83	95787,53
11	1710080	1402880	1739,1176	753,6176	304710,26	19497,83	95787,53
12	1710080	1402880	1739,1176	753,6176	304710,26	19497,83	95787,53
13	1710080	1402880	1739,1176	753,6176	304710,26	19497,83	95787,53
14	1710080	1402880	1739,1176	753,6176	304710,26	19497,83	95787,53
15	1710080	1402880	1739,1176	753,6176	304710,26	19497,83	95787,53
16	1710080	1402880	1739,1176	753,6176	304710,26	19497,83	95787,53
17	1710080	1402880	1739,1176	753,6176	304710,26	19497,83	95787,53

*Fuente: propia*

Por otra parte, los flujos monetarios anuales de la alternativa propuesta representan todo costo o ingreso que se efectúa como consecuencia del estudio, implantación y operación

de un proyecto. El flujo neto asociado a la propuesta se obtiene como la suma algebraica de cada uno de los flujos monetarios al final del año  $t$ .

$$F_0 = -CF \quad (\text{VI}) \quad (\text{Hernández, 2005})$$

$$F_t = IB - C_{OP} - ISR - CT + V_R \quad (\text{VII}) \quad (\text{Hernández, 2005})$$

A continuación, se muestra una tabla con todos los flujos monetarios anuales así como también el flujo neto correspondiente a la propuesta de aumento de la capacidad de enfriamiento de la unidad productiva 2.

**TABLA 6.11**  
**FLUJOS MONETARIOS DEL ESTUDIO ECONÓMICO DEL NUEVO SISTEMA DE**  
**ENFRIAMIENTO DE LA UNIDAD PRODUCTIVA 2 DE SO<sub>3</sub>**

Año	Costos Fijos CF (\$)	Ingresos Brutos IB (\$)	Costos Operacional C <sub>OP</sub> (\$)	Impuesto Sobre la Renta (ISR) (\$)	Valor Residual V <sub>R</sub> (\$)	Flujos Netos (\$)
0	-55181,29	0	0	0	0	-55181,29
1	0	1710080	-1402880	-95787,53	0	211412,47
2	0	1710080	-1402880	-95787,53	0	211412,47
3	0	1710080	-1402880	-95787,53	0	211412,47
4	0	1710080	-1402880	-95787,53	0	211412,47
5	0	1710080	-1402880	-95787,53	0	211412,47
6	0	1710080	-1402880	-95787,53	0	211412,47
7	0	1710080	-1402880	-95787,53	0	211412,47
8	0	1710080	-1402880	-95787,53	0	211412,47
9	0	1710080	-1402880	-95787,53	0	211412,47
10	0	1710080	-1402880	-95787,53	0	211412,47
11	0	1710080	-1402880	-95787,53	0	211412,47
12	0	1710080	-1402880	-95787,53	0	211412,47
13	0	1710080	-1402880	-95787,53	0	211412,47
14		1710080	-1402880	-95787,53	0	211412,47
15	0	1710080	-1402880	-95787,53	0	211412,47
16	0	1710080	-1402880	-95787,53	0	211412,47
17	0	1710080	-1402880	-95787,53	3285	214697,47

*Fuente: propia*

Una vez determinados los flujos netos anuales durante los 17 años del horizonte de planeación se procede al cálculo de los indicadores de rentabilidad económica:

❖ **Valor Actual (VA):** representa la cantidad de dinero que sería necesario invertir en la actualidad, para obtener los flujos de caja previstos a un determinado interés. Se dice que el proyecto es rentable sí este parámetro es positivo, se estima mediante la siguiente expresión:

$$VA(i) = F_0 + \frac{F_1}{(1+i)^1} + \frac{F_2}{(1+i)^2} + \frac{F_3}{(1+i)^3} + \dots + \frac{F_n}{(1+i)^n} \quad \text{(VIII) (Hernández, 2005)}$$

Donde:

VA(i): Valor Actual, \$

i: Tasa pasiva de interés (adim)

Ft: Flujos netos en cada año del horizonte económico

Se toma una tasa pasiva de interés del 10% según el Banco Central de Venezuela ([www.bcv.org.ve](http://www.bcv.org.ve)) y sustituyendo en la ecuación anterior se obtiene:

$$\begin{aligned} VA(i) = & \$ - 55181,29 + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^1} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^2} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^3} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^4} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^5} + \\ & + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^6} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^7} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^8} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^9} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^{10}} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^{11}} + \\ & + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^{12}} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^{13}} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^{14}} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^{15}} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^{16}} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^{17}} \end{aligned}$$

$$VA(i) = \$1641333,1582$$

Debido a que se obtuvo un valor positivo se determina que la inclusión del nuevo equipo de enfriamiento es rentable ya que los ingresos asociados al proyecto superan los

costos, incluyéndose la tasa de interés pasiva (10%) y se obtiene un beneficio equivalente a \$1641333.

❖ **Equivalente Anual (EA):** se refiere a la cantidad de dinero en el tiempo distribuido en los años del horizonte de económico de manera equivalente. El proyecto es rentable cuando el EA es mayor a cero y se obtiene a partir de la siguiente ecuación:

$$EA = VA(i) \cdot \left[ \frac{R}{P_{i,n}} \right] \quad (\text{IX}) \quad (\text{Hernández, 2005})$$

Donde:

EA: Equivalente Anual, \$/año

$\left[ \frac{R}{P_{i,n}} \right]$ : Factor de recuperación de capital, adim

El factor de recuperación se obtiene a partir de la tabla E.9 del apéndice E ingresando con un total de 17 años y una tasa de interés del 10%, arrojando un valor de 0,12466. Sustituyendo los datos correspondientes se tiene lo siguiente:

$$EA = \$1641333,1582 \cdot 0,12466 = \$204608,5915 / \text{año}$$

Se ratifica la rentabilidad del proyecto ya que el equivalente anual obtenido es mayor a cero, este valor corresponde al beneficio obtenido por la implementación de la propuesta, representando los flujos monetarios del proyecto en forma de una serie anual uniforme.

❖ **Tasa Interna de Retorno (TIR):** expresa el beneficio neto anual que se obtiene en relación con la inversión pendiente por recuperar al comienzo de cada año. Esta relación, se suele expresar en porcentaje y representa el interés anual que genera la inversión. Se dice que el proyecto es factible cuando su TIR es mayor a la tasa de interés impuesta por entidades financieras de carácter comercial. Se determina hallando el valor de  $i$  para un valor actual nulo, como se verifica a continuación:

$$\begin{aligned}
 & \$ - 55181,29 + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^1} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^2} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^3} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^4} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^5} + \\
 & + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^6} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^7} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^8} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^9} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^{10}} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^{11}} + \\
 & + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^{12}} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^{13}} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^{14}} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^{15}} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^{16}} + \frac{\$211413,48}{(1+0,1)^{17}} = 0
 \end{aligned}$$

La ecuación anterior se satisface para un valor de  $i = 3,831253$  por lo tanto la tasa interna de rendimiento,  $TIR = 383,1253 \%$ .

**TIR: 383 % >>> TMR: 10%  Rentabilidad del Proyecto**

Al comparar el valor obtenido de la TIR con la tasa de interés impuesta por los bancos comerciales (la cual representa las ganancias mínimas exigidas y se denomina tasa mínima de rendimiento) se observa que esta última es menor, por lo tanto se verifica a partir de los tres indicadores de rentabilidad la factibilidad desde el punto de vista económico de instalar el chiller 30RB-080 en el sistema de enfriamiento de planta 2. La tabla 6.12 refleja los valores obtenidos de cada uno de los indicadores de rentabilidad económica:

**TABLA 6.12**  
**INDICADORES DE RENTABILIDAD ECONÓMICA DE LA PROPUESTA DE AUMENTO DE CAPACIDAD DE ENFRIAMIENTO EN LA UNIDAD PRODUCTIVA 2**

Valor Actual VA (\$)	Equivalente Anual EA (\$/año)	Tasa Interna de Retorno TIR (%)
1641333,1582	204608,5915	383,1253

*Fuente: propia*

*A continuación se presentan las conclusiones obtenidas de acuerdo a los análisis realizados en capítulos anteriores, así como también las recomendaciones que facilitarían el cumplimiento de los objetivos planteados, con miras a mejorar la eficiencia del proceso de producción de ácidos y genapoles en la planta de sulfonación de Clariant Venezuela.*

## CONCLUSIONES

### ***Condiciones de diseño de los equipos de intercambio térmico***

1. La estructura física de los chillers y de los intercambiadores de calor se encuentran en buen estado, mientras que las torres de enfriamiento presentan agrietamientos y resquebrajaduras que originan pequeñas fugas.
2. El rango de enfriamiento teórico de las torres es de 4°C.
3. La capacidad de enfriamiento teórica del chiller de planta 1 es de 50TNE, entre tanto que la del chiller de planta 2 es de 45TNE y ambos equipos utilizan freón-22 como refrigerante.
4. Los intercambiadores 1E1A, 1E4, 2E1, 3E1, 4E1, HE304-1, HE701-1, HE404-1 y HE501-1 operan con agua proveniente de las torres como fluido de enfriamiento o calentamiento, mientras que los intercambiadores 1E1B, 1E1C y HE402-1 utilizan agua de los chillers, finalmente el intercambiador VN202-1 y los reactores 3D1 y VN401-1 pueden operar con agua proveniente de ambos equipos de enfriamiento.

### ***Demanda energética de la planta de sulfonación***

5. La severidad de las condiciones ambientales influye en los valores de temperatura del agua de enfriamiento a la entrada de los intercambiadores de calor, específicamente la proveniente de las torres o del chiller de planta 1.
6. El intercambiador 2E1 de planta 1 puede retirar 56500kcal/h en condiciones teóricas, no obstante en condiciones de operación (etapa de sulfonación/sulfatación) sólo alcanza a retirar aproximadamente 23000kcal/h.

7. El reactor 3D1 de planta 1 retira un máximo de calor equivalente a  $(47704 \pm)$ kcal/h, mientras que para el reactor VN401-1 de planta 2 es de  $(160774 \pm)$ kcal/h.
  8. El intercambiador de calor de la planta de sulfonación con mayor demanda energética corresponde al HE304-1, tomando un valor máximo de  $(167720 \pm)$ kcal/h el 24/01/06 durante la producción de S-28.
  9. Los intercambiadores 4E1 de planta 1 y HE501-1 de planta 2 pertenecientes a la etapa de neutralización no pueden operar simultáneamente.
  10. Las pérdidas de calor al ambiente en el intercambiador VN202-1 son inferiores a 500kcal/h, lo cual representa menos del 1% del calor total retirado por el equipo.
  11. La demanda energética de planta 2 es significativamente mayor que la de planta 1 debido a que la primera posee una mayor capacidad de producción, así como también por el alto consumo energético asociado a la fabricación de genapoles.
  12. La máxima demanda energética en la unidad productiva 1 durante el periodo de evaluación corresponde a  $(260871 \pm 91901)$ kcal/h bajo una producción de AFS-L; mientras que para la unidad productiva 2 es de  $(565809 \pm 97123)$ kcal/h durante la fabricación de LRO-Pasta.
  13. La máxima demanda energética global de la planta de sulfonación corresponde a  $(773627 \pm 189024)$ kcal/h bajo la producción de AFS-L en planta 1 y LRO-Pasta en planta 2; mientras que el mínimo requerimiento energético se presenta durante la producción de AFS-L en ambas plantas y arrojando un valor igual a  $(656725 \pm 189024)$ kcal/h.
- ❖ ***Capacidad de enfriamiento del sistema***
14. La máxima capacidad de enfriamiento del chiller de planta 1 corresponde a una producción de AFS-L y es igual a  $(111131 \pm 5600)$ kcal/h, entre tanto el chiller de planta 2 presenta su máxima capacidad durante la fabricación de LRO-Líquido, siendo igual a  $(133591 \pm 5800)$ kcal/h.

15. El máximo calor transferido por la torre de enfriamiento 1 es de  $(254936 \pm 14490)$  kcal/h y por la torre 2 es igual a  $(254989 \pm 14490)$  kcal/h, ambos valores correspondientes al 05/01/06 bajo una producción de AFS-L.

16. La máxima capacidad de enfriamiento de la planta de sulfonación para las condiciones de operación es equivalente a  $(717299 \pm 40380)$  kcal/h.

17. La capacidad de enfriamiento ideal del sistema corresponde a 787462 kcal/h.

18. La máxima deficiencia energética se presenta durante la fabricación de AFS-L en planta 1 y ZRO en planta 2, siendo igual a 35,9 y considerándose como escenario crítico de producción.

❖ ***Parámetros característicos de los equipos de intercambio térmico***

19. El rango de enfriamiento de las torres de la planta de SO<sub>3</sub> es de  $(3 \pm 1)^\circ\text{C}$  en condiciones de operación.

20. La temperatura de acercamiento de ambas torres de enfriamiento oscila entre  $(3 \pm 1)^\circ\text{C}$  y  $(7 \pm 1)^\circ\text{C}$  y se ve afectada por el aumento de la temperatura del agua.

21. Los chillers de la planta de sulfonación operan según el principio del ciclo de refrigeración inverso de Carnot, es por ello que el condensador y el evaporador operan a presión constante, el compresor funciona isentrópicamente y la válvula de expansión a entalpía constante.

22. El coeficiente de funcionamiento de la unidad productiva 1 corresponde a  $(8 \pm 4)$  adim, mientras que en la unidad productiva 2 oscila entre  $(9 \pm 4)$  adim y  $(18 \pm 4)$  adim, respectivamente, lo cual implica que el ciclo de refrigeración de la unidad 2 es más eficaz.

23. Los intercambiadores de calor 1E1A, 1E4 y HE304-1 se encuentran limpios mientras que los intercambiadores 1E1B, 2E1, 4E1, HE701-1, HE402-1, HE404-1 y HE501-1 se encuentran sucios debido a la diferencia que presentan entre sus coeficientes globales de transferencia de calor.

24. Los intercambiadores de calor con mayor eficiencia en el proceso de transferencia de calor corresponden a los equipos: 1E1A, 1E1B, 1E4 de planta 1 y HE304-1 de la planta 2.

25. En el intercambiador VN202-1 el post-enfriamiento con agua del chiller de la unidad productiva 2 es más efectivo que el pre-enfriamiento con agua de las torres.

❖ *Alternativas de solución*

26. El equipo seleccionado para instalarse en el sistema de enfriamiento de la unidad productiva 2 corresponde al chiller marca Carrier modelo 30RB-080.

27. La instalación del nuevo chiller aparte de eliminar la deficiencia energética existente, asegura un mejor control en el rango de temperaturas de todo el proceso logrando una disminución en la severidad de operación de los equipos, además de permitir un incremento en la capacidad de producción de AFS-L en la unidad productiva 2 de aproximadamente 20%.

28. La estimación de la inversión económica requerida para la instalación y acondicionamiento del nuevo sistema de enfriamiento corresponde a \$55181, mientras que el beneficio generado es de \$1710080/año.

29. Los indicadores de rentabilidad valor actual (VA), equivalente anual (EA) y tasa interna de retorno (TIR) corresponden a \$1641669, \$204609 y 383% respectivamente.

30. La alternativa de solución propuesta para el aumento de la capacidad de enfriamiento de la planta de sulfonación es factible desde el punto de vista técnico y económico.

 **RECOMENDACIONES**

1. Implantar la alternativa de solución propuesta a fin de eliminar la deficiencia energética del sistema, al mismo tiempo que aumentar la capacidad de producción de la unidad productiva 2.
2. Realizar mantenimiento preventivo a todos los equipos de intercambio térmico que conforman la planta de sulfonación y específicamente a los intercambiadores de calor, a fin de evitar el mal funcionamiento de los mismos durante la producción, ocasionando paradas de planta imprevistas.
3. Disminuir la carga nominal de agua que ingresa a las torres con la finalidad de aumentar su rango de enfriamiento.
4. Aislar el sistema de tuberías que se encuentran fuera de planta y que provienen de las torres de enfriamiento, además de reemplazar el aislante de las líneas de proceso del chiller de planta 1, para garantizar los valores de la temperatura de salida de estos equipos y así lograr un enfriamiento más óptimo en los reactores e intercambiadores de calor.
5. Adquirir un medidor de temperatura, humedad y velocidad del aire para así establecer un seguimiento de las variables involucradas en la transferencia de calor y masa en las torres de enfriamiento de la planta de sulfonación.
6. Instalar indicadores de temperatura en los puntos de muestreo donde no se dispone de los mismos así como también reemplazar los que se encuentran deteriorados, a fin de establecer un mayor control en el rango de temperaturas de todo el proceso, además de facilitar el desarrollo de futuros trabajos de investigación de esta índole.
7. Instalar medidores de flujo en la parte externa de los intercambiadores de calor, para monitorear la cantidad de fluido que circula por la carcasa.

---

**REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS**

1. Chaurell, A. y F. Zurita (1991). **Evaluación del sistema de enfriamiento de una planta productora de aceite comestible**. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.
2. Clariant Venezuela. (2001). [Página Web en línea]. Disponible: <http://www.clariant.com>.
3. De Groot, H. (1991). **Sulphonation Technology in the detergent industry**. Primera edición. Kluwer Academic Publishers. Dordrecht. The Netherlands.
4. Díaz, Maryori (2001). **Evaluación energética del aprovechamiento térmico del gas metano en el proceso de producción de envases de vidrio**. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.
5. Fernández Díez, Pedro. (2000). **Ingeniería Térmica de Fluidos**. Universidad de Cantabria. Departamento de Ingeniería Eléctrica y Energética. España.
6. Foster, N. **Sulfonation and Sulfation Processes**. [Documento en línea]. Disponible: <http://www.chemithon.com>.
7. Heredia, P. C. (2005). **Surfactantes**. [Documento en línea]. Disponible: [pheredia@terra.com](mailto:pheredia@terra.com).
8. Hernández, Carlos. (2005). **Evaluación de Proyectos de Inversión**. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

9. Himmelblau, David. (1997). **Principios Básicos y Cálculos en Ingeniería Química**. Sexta edición. México.
10. Holman, J. P. (1998). **Transferencia de Calor**. Octava edición. Editorial Mc Graw-Hill. España.
11. Incropera, F. y D. De Witt. (1999). **Fundamentos de Transferencia de Calor**. Cuarta edición. México.
12. Kern, Donald. (1984). **Procesos de Transferencia de Calor**. Décimo séptima edición. Editorial Continental. México.
13. Kraus, Allan. (2000). **Heat Transfer Handbook**. Universidad de Akron. Ohio.
14. Liendo, K. y A. Rojas (2002). **Auditoría energética del sistema de intercambio térmico de una planta de fabricación de lubricantes**. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.
15. McCabe, W. y J. Smith. (1991). **Operaciones Básicas de Ingeniería Química**. Cuarta edición. Editorial Mc Graw-Hill. Madrid.
16. Mendoza, F. y J. Montilla. (2001). **Balance energético del sistema de generación y consumo de energía de la industria azucarera Santa Clara C.A.** Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.
17. Ministerio de Planificación Federal. Secretaría de Energía. (1990). [Transcripción en línea]. En AIE (Agencia Internacional de Energía). Disponible:

[http://www.AIE.com/balances\\_energéticos](http://www.AIE.com/balances_energéticos).

18. Penido, Enrique (1999). **Recuperación y aprovechamiento energético de gas metano del Relleno Sanitario de Las Rosas (Departamento de Maldonado)**. UCC (unidad de cambio climático). Montevideo, Uruguay.
19. Perry, Robert. (1992). **Manual del Ingeniero Químico**. Sexta edición. McGraw Hill. México.
20. Rojas, O y J. Bullon. (1995). **Fisicoquímica del Destintado**. Módulo AVTCP. Maracay, Venezuela.
21. Salager, J. L, Fernández, A. (2004). **Plan piloto en especialidades químicas. Surfactentes**. [Modulo en línea]. Laboratorio FIRP. Universidad de los Andes. Mérida, Venezuela. Disponible: <http://www.firp.ula.ve>.
22. Smith, J. y H. Van Ness. (1993). **Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química**. Cuarta edición. México.
23. Soteldo, P. y A. Gassan. (2000). **Evaluación energética integral de la planta de amoníaco en el complejo morón PDVSA Pequiven**. Universidad de Carabobo. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.
24. The Carrier Corporation. **Manual de datos y/o especificaciones técnicas de los enfriadores**.
25. The Chemithon Corporation. (1990). **Manual de operación de la planta de SO<sub>3</sub> de**

**Clariant Venezuela.**

26. Torres de Refrigeración EWK. (2000). [Página Web en línea]. Disponible: <http://www.sulzercoolingtowers.com>
  
27. Treybal, Robert. (1988). **Operaciones de Transferencia de Masa**. Segunda edición. McGraw Hill. Latinoamericana de México.
  
28. Welty, James. (2001). **Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa**. Segunda edición. Editorial Limusa. México.

## APÉNDICE A. CÁLCULOS TÍPICOS

*En este apéndice se presentan los cálculos realizados para el cumplimiento de cada uno de los objetivos, mostrándose los resultados obtenidos con su respectivo error para una medición en particular.*

## Determinación de la Demanda Energética de la Planta de Sulfonación

El ejemplo de cálculo corresponde a la medición efectuada el 07/12/05 a la ocho (8) de la mañana, durante una producción de AFS-L en P1 a partir de 70kg/h de azufre y AFS-L en P2 a partir de 92kg/h de azufre, respectivamente. Para obtener la demanda energética de cada intercambiador se utiliza la misma ecuación (excepto para el VN202-1), es por ello que sólo se presentará el cálculo para el intercambiador 1E1A de planta 1.

### 1. Flujo másico de agua que circula por el interior de los tubos (1E1A)

$$m = \frac{V}{t} \cdot \rho \cdot FC \quad (\text{I}) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

m: Flujo másico del fluido de interés, kg/h

V: Volumen recolectado del fluido de interés, L

t: Tiempo de recolección, s

$\rho$ : Densidad del fluido, kg/m<sup>3</sup>

FC: Factor de Conversión=  $3,6 \frac{m^3 \cdot s}{L \cdot h}$

$$m = \frac{18L}{7,28s} \cdot 1000kg / m^3 \cdot 3,6 \frac{m^3 \cdot s}{L \cdot h} = 8901,0989kg / h$$

A continuación se presenta el cálculo del error de este parámetro según el método de las derivadas parciales:

$$\Delta m = \left| \frac{\partial m}{\partial V} \right| \cdot \Delta V + \left| \frac{\partial m}{\partial t} \right| \cdot \Delta t = \left| \frac{1}{t} \right| \cdot \Delta V + \left| -\frac{1}{t^2} \cdot V \right| \cdot \Delta t = 506,73kg / h$$

$$m = (8901 \pm 507)kg/h$$

### 2. Temperatura promedio del agua de enfriamiento (1E1A)

$$T_{Pr om} = \frac{T_i + T_f}{2} \quad (\text{II}) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

T<sub>Prom</sub>: Temperatura promedio, K

T<sub>i</sub>: Temperatura inicial del agua, K

T<sub>f</sub>: Temperatura final del agua, K

$$T_{Pr om} = \frac{(27 + 273)K + (32 + 273)K}{2} = 302,50K$$

A continuación se muestra la determinación del error a partir del método de las derivadas parciales:

$$\Delta T_{Pr om} = \left| \frac{\partial T_{Pr om}}{\partial T_i} \right| \cdot \Delta T_i + \left| \frac{\partial T_{Pr om}}{\partial T_f} \right| \cdot \Delta T_f = \left| \frac{1}{2} \right| \cdot \Delta T_i + \left| \frac{1}{2} \right| \cdot \Delta T_f = 0,50K$$

$$T_{Prom} = (302,5 \pm 0,5)K$$

### 3. Capacidad calorífica del agua (1E1A)

$$Cp = (18,2964 + 0,4712 \cdot T_{Pr om} + (-0,001338) \cdot T_{Pr om}^2 + 0,000001314 \cdot T_{Pr om}^3) \cdot FC$$

(III) (Himmelblau, 1997)

Donde:

Cp: Capacidad Calorífica del agua, kcal/kg K

FC: Factor de Conversión= 0,01327

$$Cp = (18,2964 + 0,4712 \cdot 302,5 + (-0,001338) \cdot 302,5^2 + 0,000001314 \cdot 302,5^3) \cdot 0,01327$$

$$Cp = 0,9949 \text{ kcal} / \text{kg} \cdot K$$

Mediante el método de las derivadas parciales se presenta el error de la capacidad calorífica del agua:

$$\Delta Cp = \left| \frac{\partial Cp}{\partial T_{Pr om}} \right| \cdot \Delta T_{Pr om} = \left| (0,4712 - (2 \cdot 0,001338 \cdot T_{Pr om}) + (3 \cdot 0,000001314 \cdot T_{Pr om}^2)) \cdot FC \right| \cdot \Delta T_{Pr om}$$

$$\Delta Cp = 0,00015 \text{ kcal} / \text{kg} \cdot K$$

$$Cp = (0,9949 \pm 0,0001) \text{ kcal} / \text{kg} \cdot K$$

### 4. Demanda Energética del intercambiador 1E1A

$$D_{1E1A} = m \cdot Cp \cdot (T_f - T_i) \quad \text{(IV)} \quad \text{(Incropera, 1999)}$$

Donde:

D<sub>1E1A</sub>: Demanda energética del intercambiador 1E1A, kcal/h

$$D_{1E1A} = 8901 \text{ kg} / \text{h} \cdot 0,9949 \text{ kcal} / \text{kgK} \cdot (32 - 27)^\circ C \cdot \frac{1\Delta K}{1\Delta^\circ C} = 44353,90 \text{ kcal} / \text{h}$$

A continuación se presenta el cálculo del error de la demanda energética según el método de las derivadas parciales:

$$\Delta D_{1E1A} = \left| \frac{\partial D_{1E1A}}{\partial m} \right| \cdot \Delta m + \left| \frac{\partial D_{1E1A}}{\partial Cp} \right| \cdot \Delta Cp + \left| \frac{\partial D_{1E1A}}{\partial T_f} \right| \cdot \Delta T_f + \left| \frac{\partial D_{1E1A}}{\partial T_i} \right| \cdot \Delta T_i$$

$$\Delta D_{1E1A} = |Cp \cdot (T_f - T_i)| \cdot \Delta m + |m \cdot (T_f - T_i)| \cdot \Delta Cp + |m \cdot Cp| \cdot \Delta T_f + |m \cdot Cp| \cdot \Delta T_i = 11395,92 \text{ kcal / h}$$

$$D_{1E1A} = (44353 \pm 11395) \text{ kcal / h}$$

A continuación se muestra los cálculos más relevantes para la determinación de la demanda energética del intercambiador VN202-1, ya que esta difiere del resto de los equipos. Particularmente se presentará la forma de cálculo de las pérdidas de calor al ambiente para luego determinar su demanda energética, no obstante el calor absorbido por el agua de enfriamiento se reflejará de forma resumida, debido a que sigue una metodología similar a la mostrada anteriormente para el 1E1A.

## 5. Calor absorbido por el VN202-1 en sus dos etapas de enfriamiento

$$Q_{abs} = m_{aT} \cdot Cp_{ag} \cdot (T_{F2t} - T_{F1t}) + m_{aCH} \cdot Cp_{ag} \cdot (T_{F2ch} - T_{F1ch}) \quad (V) \quad (Propia)$$

Donde:

$Q_{abs}$ : Calor absorbido por el agua de enfriamiento, kcal/h

$m_{aT}$ : Flujo másico de agua de la torre de enfriamiento, kg/h

$m_{aCh}$ : Flujo másico de agua del chiller, kg/h

$T_{F2t}$ ,  $T_{F2ch}$ : Temperaturas de salida de la torre y del chiller, K

$T_{F1t}$ ,  $T_{F1ch}$ : Temperaturas de salida de la torre y del chiller, K

$$Q_{abs} = 7500 \text{ kg / h} \cdot 0,9962 \text{ kcal / kgK} \cdot (33 - 30)^\circ\text{C} \cdot \frac{1\Delta\text{K}}{1\Delta^\circ\text{C}} + 10000 \text{ kg / h} \cdot 0,9889 \text{ kcal / kgK} \cdot (13 - 7)^\circ\text{C} \cdot \frac{1\Delta\text{K}}{1\Delta^\circ\text{C}}$$

$$Q_{abs} = (71864 \pm 18500) \text{ kcal/h}$$

## 6. Temperatura de película del aire

$$T_p = \frac{T_w + T_\infty}{2} \quad (\text{VI}) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

$T_p$ : Temperatura de película, K

$T_w$ : Temperatura de pared externa, K

$T_\infty$ : Temperatura del medio, K

$$T_p = \frac{(341,30 + 309,00)K}{2} = 325,15K$$

Mediante el método de las derivadas parciales se presenta el error de la temperatura de película como sigue a continuación:

$$\Delta T_p = \left| \frac{\partial T_p}{\partial T_w} \right| \cdot \Delta T_w + \left| \frac{\partial T_p}{\partial T_\infty} \right| \cdot \Delta T_\infty = \left| \frac{1}{2} \right| \cdot \Delta T_w + \left| \frac{1}{2} \right| \cdot \Delta T_\infty = 0,01K$$

$$T_p = (325,15 \pm 0,01)K$$

Este valor se obtiene para posteriormente ser utilizado en el cálculo de los números adimensionales de Grashof y de Prandtl respectivamente.

## 7. Propiedades evaluadas a la temperatura de película

Estos valores se obtienen a partir de la tabla E.4 mediante una interpolación lineal como se mostrará a continuación:

TEMPERATURA DE PELÍCULA ( $T_p$ )	NÚMERO DE PRANDTL (ADIM)	VISCOSIDAD
300,00	0,707	0,00001589
325,15	0,704	0,00001770
350,00	0,700	0,00002092

## 8. Número adimensional de Grashof

$$Gr = \frac{g}{\nu^2} \cdot \frac{1}{T_p} \cdot |T_w - T_\infty| \cdot D_0^3 \quad (\text{VII}) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

$Gr$ : Número de Grashof, adim

$g$ : Gravedad específica,  $m/s^2$

$\nu$ : Viscosidad cinemática,  $m^2/s$

$D_0$ : Diámetro externo del intercambiador VN202-1, m

$$Gr = \frac{9,8m / s^2}{(0,00001770m^2 / s)^2} \cdot \frac{1}{325,15K} \cdot |341,30 - 309,00| \cdot (0,6684m)^3 = 927683168,0879a \text{ dim}$$

A continuación se presenta el cálculo del error de la demanda energética según el método de las derivadas parciales:

$$\Delta Gr = \left| \frac{\partial Gr}{\partial T_p} \right| \cdot \Delta T_p + \left| \frac{\partial Gr}{\partial T_w} \right| \cdot \Delta T_w + \left| \frac{\partial T_p}{\partial T_\infty} \right| \cdot \Delta T_\infty$$

$$\Delta Gr = \left| -\frac{g}{\nu^2} \cdot |T_w - T_\infty| \cdot D_0^3 \cdot \frac{1}{T_p^2} \right| \cdot \Delta T_p + \left| \frac{g \cdot D_0^3}{\nu^2 \cdot T_p} \right| \cdot \Delta T_w + \left| -\frac{g \cdot D_0^3}{\nu^2 \cdot T_p} \right| \cdot \Delta T_\infty = 574560,13 \text{ adim}$$

$$Gr = (927683168 \pm 574560) \text{ adim}$$

## 9. Número dimensional de Rayleigh

$$Ra = Gr \cdot Pr \quad (\text{VIII}) \quad (\text{Fernández, 2000})$$

Donde:

Ra: Número de Rayleigh, adim

Pr: Número de Prandtl, adim

$$Ra = (927683168 \cdot 0,704) a \text{ dim} = 653261741,76 a \text{ dim}$$

A continuación se presenta el cálculo del error de este parámetro según el método de las derivadas parciales:

$$\Delta Ra = \left| \frac{\partial Ra}{\partial Gr} \right| \cdot \Delta Gr = |Pr| \cdot \Delta Gr = 404490,24$$

$$Ra = (653261741 \pm 404490) \text{ adim}$$

## 10. Coeficiente convectivo referido al área externa

❖ Convección natural al aire

$$h_0 = C \cdot \left( \frac{T_w - T_\infty}{b} \right)^n \quad (\text{IX}) \quad (\text{Kern, 1984})$$

Donde:

$h_0$ : Coeficiente convectivo referido al área externa,  $W/m^2 K$

C, b, n: Constantes tabuladas

TIPO DE SUPERFICIE	RANGO DEL NÚMERO DE RAYLEIGH	CONSTANTES (S.I)		
		C	b	n
Cilindro Horizontal	$(10^4 - 10^9)$ adim	1,32	$D_0$	$1/4$

$$h_0 = 1,32 \cdot \left( \frac{(341,30 - 309,00)K}{0,6684m} \right)^{1/4} = 3,4803 W / m^2 K$$

Mediante el método de las derivadas parciales se presenta el error del coeficiente convectivo:

$$\Delta h_0 = \left| \frac{\partial h_0}{\partial T_w} \right| \cdot \Delta T_w + \left| \frac{\partial h_0}{\partial T_\infty} \right| \cdot \Delta T_\infty = \left| \frac{C}{b^n} \cdot n \cdot T_w^{n-1} \right| \cdot \Delta T_w + \left| -\frac{C}{b^n} \cdot n \cdot T_\infty^{n-1} \right| \cdot \Delta T_\infty = 0,009 W / m^2 K$$

$$h_0 = (3,480 \pm 0,009) W/m^2 K$$

## 10. Área externa de transferencia de calor

$$A_0 = \pi \cdot D_0 \cdot L \quad (X) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

$A_0$ : Área de transferencia de calor,  $m^2$

L: Longitud del intercambiador, m

$$A_0 = \pi \cdot 0,6684m \cdot 2,21m = 4,6407m^2$$

## 11. Pérdidas de calor al ambiente

$$Q_{amb} = h_0 \cdot A_0 \cdot (T_w - T_\infty) \cdot FC \quad (XI) \quad (\text{Kern, 1984})$$

Donde:

FC: Factor de conversión =  $0,8612 \frac{kcal}{hW}$

$$Q_{amb} = 3,480 \frac{W}{m^2 K} \cdot 4,6407 m^2 \cdot (341,30 - 309,00) K \cdot 0,8612 \frac{kcal}{h} \cdot \frac{1}{W} = 449,2640 \frac{kcal}{h}$$

A continuación se presenta el cálculo del error de este parámetro según el método de las derivadas parciales:

$$\Delta Q_{amb} = \left| \frac{\partial Q_{amb}}{\partial h_0} \right| \cdot \Delta h_0 + \left| \frac{\partial Q_{amb}}{\partial T_W} \right| \cdot \Delta T_W + \left| \frac{\partial Q_{amb}}{\partial T_\infty} \right| \cdot \Delta T_\infty$$

$$\Delta Q_{amb} = |A_0 \cdot FC \cdot (T_W - T_\infty)| \cdot \Delta h_0 + |h_0 \cdot A_0 \cdot FC| \cdot \Delta T_W + |-h_0 \cdot A_0 \cdot FC| \cdot \Delta T_\infty = 1,44 \frac{W}{m^2 K}$$

$$Q_{amb} = (449 \pm 1) \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

## 12. Calor total del intercambiador VN202-1

$$Q_{ced} = Q_{abs} + Q_{amb} \quad (\text{XII}) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

$Q_{ced}$ : Calor cedido por el fluido caliente (lado carcasa, aire atmosférico), kcal/h

$$Q_{ced} = (71864 + 449) \frac{kcal}{h} = 72313,2983 \frac{kcal}{h}$$

Para la determinación del error del calor total transferido en el equipo, se aplica el método de las derivadas parciales, resultando:

$$\Delta Q_{ced} = \left| \frac{\partial Q_{ced}}{\partial Q_{abs}} \right| \cdot \Delta Q_{abs} + \left| \frac{\partial Q_{ced}}{\partial Q_{amb}} \right| \cdot \Delta Q_{amb} = \Delta Q_{abs} + \Delta Q_{amb} = (18500 + 1) \frac{kcal}{h} = 18501 \frac{kcal}{h}$$

El término  $Q_{ced}$  representa la demanda energética del intercambiador estudiado, por tanto se expresa de la siguiente manera:

$$D_{VN202-1} = (72313 \pm 18501) \text{ kcal/h}$$

## 13. Demanda energética de la unidad productiva 1

Este parámetro está conformado por la sumatoria de todos los intercambiadores de calor pertenecientes a la unidad 1 que operan con agua como fluido de enfriamiento, la ecuación presenta la siguiente estructura:

$$D_{P1} = \sum D_{int_i} = D_{1E1A} + D_{1E1B} + D_{1E1C} + D_{1E4} + D_{2E1} + D_{3E1} + D_{4E1} + D_{3D1} \quad \text{(XIII)} \quad \text{(Propia)}$$

Donde:

$D_{P1}$ : Demanda energética de planta 1, kcal/h

$D_{int_i}$  : Demanda energética de cada intercambiador de calor de planta 1, kcal/h

$$D_{P1} = (44353 + 23852 + 23835 + 34901 + 23910 + 27900 + 53790 + 47704) \text{ kcal} / \text{ h} = 226455 \text{ kcal} / \text{ h}$$

Para obtener el error de este parámetro se deriva parcialmente respecto a cada uno de los términos de la ecuación:

$$\Delta D_{P1} = \Delta D_{1E1A} + \Delta D_{1E1B} + \Delta D_{1E1C} + \Delta D_{1E4} + \Delta D_{2E1} + \Delta D_{3E1} + \Delta D_{4E1} + \Delta D_{3D1} =$$

$$D_{P1} = (226455 \pm 91901) \text{ kcal/h}$$

#### 14. Demanda energética de la unidad productiva 2

Este término se constituye mediante la sumatoria de todos los intercambiadores de calor que operan en la unidad 2 con agua como fluido de enfriamiento, como se verá a continuación:

$$D_{P2} = \sum D_{int_j} = D_{VN202-1} + D_{HE304-1} + D_{HE701-1} + D_{HE402-1} + D_{HE404-1} + D_{HE501-1} + D_{VN401-1} \quad \text{(XIV)} \quad \text{(Propia)}$$

Donde:

$D_{P2}$ : Demanda energética de planta 2, kcal/h

$D_{int_j}$  : Demanda energética de cada intercambiador de calor de planta 2, kcal/h

$$D_{P2} = (72313 + 152724 + 29879 + 56648 + 2557 + 113592 + 139556) \text{ kcal} / \text{ h} = 459417 \text{ kcal} / \text{ h}$$

A continuación se presenta el cálculo del error de este parámetro según el método de las derivadas parciales:

$$\Delta D_{P2} = \Delta D_{VN202-1} + \Delta D_{HE304-1} + \Delta D_{HE701-1} + \Delta D_{HE402-1} + \Delta D_{HE404-1} + \Delta D_{HE501-1} + \Delta D_{VN401-1}$$

$$\Delta D_{P2} = 97123 \text{ kcal/h}$$

$$D_{P2} = (459417 \pm 97123) \text{ kcal/h}$$

### 15. Demanda energética global de la planta de sulfonación

$$D_G = D_{P1} + D_{P2} \quad (\text{XV}) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

D<sub>G</sub>: Demanda energética global de la planta de SO<sub>3</sub>, kcal/h

$$D_G = (226455 + 459417) \text{ kcal/h} = 685872 \text{ kcal/h}$$

A través del método de las derivadas parciales se determina el error de la demanda global:

$$\Delta D_G = \left| \frac{\partial D_G}{\partial D_{P1}} \right| \cdot \Delta D_{P1} + \left| \frac{\partial D_G}{\partial D_{P2}} \right| \cdot \Delta D_{P2} = \Delta D_{P1} + \Delta D_{P2} = (+) \text{ kcal/h} = \text{ kcal/h}$$

$$D_G = (685872 \pm 189024) \text{ kcal/h}$$

### ✚ Determinación de la Capacidad de Enfriamiento Total de la Planta de Sulfonación

En este parámetro intervienen las dos torres de enfriamiento y los dos chillers, sin embargo únicamente se presentarán los cálculos para uno sólo de los equipos, específicamente para la torre 1 y el chiller 1. El ejemplo de cálculo es el utilizado en el objetivo anterior, correspondiente al 07/12/05. Para el caso particular de los chillers no se detalla en cuanto a la metodología de cálculo, ya que es análoga a la utilizada en la determinación de la demanda energética de los intercambiadores.

#### ❖ Torres de enfriamiento

Con los datos de temperatura de bulbo seco y húmedo del aire a la entrada y salida de la torre, se ingresa a la tabla psicrométrica (véase apéndice E) y se determina la humedad de la mezcla a la entrada y salida del equipo.

TEMPERATURA DE BULBO SECO		TEMPERATURA DE BULBO HÚMEDO		HUMEDAD (KG H <sub>2</sub> O/KG)	
Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida

## 16. Presión parcial del agua

$$P^0_{\text{agua}} = \frac{P_{\text{amb}} \cdot H_s}{1 + H_s} \quad (\text{XVI}) \quad (\text{Van Ness, 1993})$$

Donde:

$P^0_{\text{agua}}$ : Presión parcial del agua, atm

$P_{\text{amb}}$ : Presión ambiente, atm

$H_s$ : Humedad a la salida, (kg H<sub>2</sub>O/kg aire seco)

$$P^0_{\text{agua}} = \frac{1 \text{ atm} \cdot 0,0235 \text{ kgH}_2\text{O} / \text{kgas}}{1 + 0,0235 \text{ kgH}_2\text{O} / \text{kgas}} = 0,0229 \text{ atm}$$

## 17. Presión parcial del aire

$$P^0_{\text{aire}} = P_{\text{amb}} - P^0_{\text{agua}} \quad (\text{XVII}) \quad (\text{Van Ness, 1993})$$

Donde:

$P^0_{\text{aire}}$ : Presión parcial del aire, atm

$$P^0_{\text{aire}} = (1 - 0,02296) \text{ atm} = 0,9770 \text{ atm}$$

## 18. Peso molecular de la mezcla

$$\overline{PM} = \frac{1}{P_{\text{amb}}} \cdot (P^0_{\text{agua}} \cdot PM_{\text{agua}} + P^0_{\text{aire}} \cdot PM_{\text{aire}}) \quad (\text{XVIII}) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

$\overline{PM}$ : Peso molecular de la mezcla

$PM_{\text{agua}}$ : Peso molecular del agua

$PM_{\text{aire}}$ : Peso molecular del aire

$$\overline{PM} = \frac{1}{1 \text{ atm}} \cdot (0,0229 \text{ atm} \cdot 18 \text{ kg} / \text{kgmol} + 0,9770 \text{ atm} \cdot 29 \text{ kg} / \text{kgmol}) = 28,7474 \text{ kg/kgmol}$$

## 19. Densidad de la mezcla

$$\rho_M = \frac{P_{amb} \cdot \overline{PM}}{R \cdot Tb_{s1}} \quad (\text{XIX}) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

$\rho_M$ : Densidad de la mezcla, kg/m<sup>3</sup>

R: Constante universal de los gases, bar m<sup>3</sup>/kgmol K

Tb<sub>s1</sub>: Temperatura de bulbo seco a la salida, K

$$\rho_M = \frac{1,0133 \text{ bar} \cdot 28,7474 \text{ kg} / \text{kgmol}}{0,08314 \text{ bar m}^3 / \text{kgmol K} \cdot 301,9 \text{ K}} = 1,161 \text{ kg} / \text{m}^3$$

A partir del método de las derivadas parciales se obtiene la siguiente expresión:

$$\Delta \rho_M = \left| \frac{\partial \rho_M}{\partial Tb_{s1}} \right| \cdot \Delta Tb_{s1} = \left| \frac{P_{amb} \cdot \overline{PM}}{R} \cdot -\frac{1}{Tb_{s1}^2} \right| \cdot \Delta Tb_{s1} = 0,002 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$\rho_M = (1,161 \pm 0,002) \text{ kg} / \text{m}^3$$

## 20. Flujo de aire húmedo

$$G_H = v_{aire} \cdot \rho_M \cdot A_V \cdot FC \quad (\text{XX}) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

G<sub>H</sub>: Flujo de aire húmedo, kg/h

v<sub>aire</sub>: Velocidad del aire, m/s

A<sub>V</sub>: Área del ventilador, m<sup>2</sup>

FC: Factor de conversión =  $\frac{3600s}{1h}$

$$G_H = 11,76 \text{ m/s} \cdot 1,161 \text{ kg} / \text{m}^3 \cdot 0,98 \text{ m}^2 \cdot \frac{3600s}{1h} = 48149,80 \text{ kg} / \text{h}$$

A través del método de las derivadas parciales se determina el error del flujo de aire húmedo:

$$\Delta G_H = \left| \frac{\partial G_H}{\partial v_{aire}} \right| \cdot \Delta v_{aire} + \left| \frac{\partial G_H}{\partial \rho_M} \right| \cdot \Delta \rho_M = |\rho_M \cdot A_V| \cdot \Delta v_{aire} + |v_{aire} \cdot A_V| \cdot \Delta \rho_M = 128,5 \text{ kg} / \text{h}$$

$$G_H = (48150 \pm 129) \text{ kg} / \text{h}$$

## 21. Flujo de aire seco

$$G_s = \frac{G_H}{1 + H_s} \quad (\text{XXI}) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

G<sub>s</sub>: Flujo de aire seco, kg/h

$$G_s = \frac{48150 \text{ kg/h}}{1 + 0,0235 \text{ kgH}_2\text{O/kgas}} = 47044,26 \text{ kg/h}$$

Para obtener el error de este parámetro se deriva parcialmente respecto a cada uno de los términos de la ecuación:

$$\Delta G_s = \left| \frac{\partial G_s}{\partial G_H} \right| \cdot \Delta G_H = \left| \frac{1}{1 + H_s} \right| \cdot \Delta G_H = 131,3 \text{ kg/h}$$

$$G_s = (47044 \pm 131) \text{ kg/h}$$

## 22. Calor por difusión

La ecuación utilizada para el cálculo de este parámetro involucra la entalpía de vaporización del agua, la cual se obtiene ingresando en la tabla E.2 con la presión de operación de las torres de enfriamiento (P<sub>amb</sub>).

$$q_d = G_s \cdot (H_s - H_e) \cdot hfg \quad (\text{XXII}) \quad (\text{Perry, 1992})$$

Donde:

q<sub>d</sub>: Calor transferido por difusión, kcal/h

H<sub>e</sub>: Humedad absoluta del aire a la entrada de la torre, (kg H<sub>2</sub>O/kg as)

hfg: Entalpía de vaporización del agua, kcal/kg

$$q_d = 47044 \text{ kg/h} \cdot (0,0235 - 0,0165) \text{ kgH}_2\text{O/kgas} \cdot 540,6411 \text{ kcal/kg} = 178038 \text{ kcal/h}$$

Mediante el método de las derivadas parciales se presenta el error del calor transferido a partir del mecanismo de difusión:

$$\Delta q_d = \left| \frac{\partial q_d}{\partial G_s} \right| \cdot \Delta G_s = |(H_s - H_E) \cdot hfg| \cdot \Delta G_s = 497 \text{ kcal/h}$$

$$q_d = (178038 \pm 497) \text{ kcal/h}$$

### 23. Capacidad calorífica del aire

$$CP_{\text{aire}} = \left[ 28,94 + 0,004147 \cdot \overline{Tb}_s + 0,000003191 \cdot \overline{Tb}_s^2 + (-0,000000001965 \cdot \overline{Tb}_s^3) \right] \cdot 8,2414$$

(XXIII) (Propia)

Donde:

$CP_{\text{aire}}$ : Capacidad calorífica del aire, cal/kg °C

$\overline{Tb}_s$ : Temperatura promedio de bulbo seco, °C

El cálculo de la  $\overline{Tb}_s$  no se muestra porque sigue la misma metodología mostrada en la temperatura promedio del agua de enfriamiento.

$$\overline{Tb}_s = (29,1 \pm 0,6)^\circ\text{C}$$

$$CP_{\text{aire}} = [28,94 + 0,004147 \cdot 29,1 + 0,000003191 \cdot 29,1^2 + (-0,000000001965 \cdot 29,1^3)] \cdot 8,2414$$

$$CP_{\text{aire}} = 239,416 \text{ cal/kg}^\circ\text{C}$$

El cálculo del error de este parámetro es semejante al presentado para la obtención del error de la capacidad calorífica del agua de enfriamiento, por tanto la expresión final del  $CP_{\text{aire}}$  es la que sigue a continuación:

$$CP_{\text{aire}} = (239,42 \pm 0,02) \text{ cal/kg}^\circ\text{C}$$

### 24. Calor transferido por convección

$$q_c = G_s \cdot CP_{\text{aire}} (Tb_{s1} - Tb_{s2}) \cdot FC \quad (\text{XXIV}) \quad (\text{Kern, 1984})$$

Donde:

$q_c$ : Calor transferido por convección, kcal/h

$CP_{\text{aire}}$ : Capacidad calorífica del aire, cal/kg °C

$Tb_{s2}$ : Temperatura de bulbo seco del aire a la entrada de la torre, °C

$$\text{FC: Factor de conversión} = \frac{1 \text{ kcal}}{1000 \text{ cal}}$$

$$q_C = 47044 \text{ kg} / \text{h} \cdot 239,42 \text{ cal} / \text{kg}^\circ\text{C} \cdot (28,9 - 23,3)^\circ\text{C} \cdot \frac{1 \text{ kcal}}{1000 \text{ cal}} = 62573 \text{ kcal} / \text{h}$$

Para obtener el error de este parámetro se deriva parcialmente respecto a cada uno de los términos de la ecuación:

$$\Delta q_C = \left| \frac{\partial q_C}{\partial G_S} \right| \cdot \Delta G_S + \left| \frac{\partial q_C}{\partial CP_{\text{aire}}} \right| \cdot \Delta CP_{\text{aire}} + \left| \frac{\partial q_C}{\partial Tb_{S1}} \right| \cdot \Delta Tb_{S1} + \left| \frac{\partial q_C}{\partial Tb_{S2}} \right| \cdot \Delta Tb_{S2}$$

$$\Delta q_C = |CP_{\text{aire}} \cdot (Tb_{S1} - Tb_{S2})| \cdot \Delta G_S + |G_S \cdot (Tb_{S1} - Tb_{S2})| \cdot \Delta CP_{\text{aire}} + |G_S \cdot CP_{\text{aire}}| \cdot \Delta Tb_{S1} + |G_S \cdot CP_{\text{aire}}| \cdot \Delta Tb_{S2} = 12694 \text{ kcal} / \text{h}$$

$$q_C = (62573 \pm 12694) \text{ kcal/h}$$

## 25. Calor total transferido en una torre de enfriamiento o capacidad de enfriamiento

$$q_{T_{\text{torre}}} = q_d + q_C \quad (\text{XXV}) \quad (\text{Perry, 1992})$$

Donde:

$q_{T_{\text{torre}}}$  : Calor total transferido en la torre de enfriamiento, kcal/h

$$q_{T_{\text{torre}}} = (178038 + 62573) \text{ kcal/h} = 240611 \text{ kcal/h}$$

Para obtener el error de este parámetro se deriva parcialmente respecto a cada uno de los términos de la ecuación:

$$\Delta q_{T_{\text{torre}}} = \left| \frac{\partial q_{T_{\text{torre}}}}{\partial q_d} \right| \cdot \Delta q_d + \left| \frac{\partial q_{T_{\text{torre}}}}{\partial q_C} \right| \cdot \Delta q_C = \Delta q_d + \Delta q_C = 13192 \text{ kcal/h}$$

El calor total transferido en el equipo ( $q_{T_{\text{torre}}}$ ) también representa la capacidad de enfriamiento total de las torres, por lo tanto se define mediante el término  $CE_{T1}$  para el caso particular de la torre 1 (es el cálculo presentado en este apéndice) y  $CE_{T2}$  para la torre 2, véase la siguiente expresión:

$$CE_{T1} = (240611 \pm 13192) \text{ kcal/h}$$

❖ *Chillers*

**26. Capacidad de enfriamiento del chiller de planta 1**

La determinación de este parámetro es idéntica al cálculo de demanda energética presentado para el intercambiador 1E1A, así como también la expresión del error a través del método de las derivadas parciales.

$$Q_{cedE} = m_{ag} \cdot Cp \cdot (T_S - T_E) \quad (XXVI) \quad (\text{Incropera, 1999})$$

Donde:

$Q_{cedE}$ : Calor cedido por el agua en el evaporador, kcal/h

$m_{ag}$ : Flujo másico de agua en el evaporador, kg/h

$T_E$ : Temperatura de entrada del agua, °C

$T_S$ : Temperatura de salida del agua, °C

$$Q_{cedE} = 16000 \text{ kg} / \text{h} \cdot 0,9894 \text{ kcal} / \text{kgK} \cdot (10 - 16)^\circ\text{C} \cdot \frac{1\Delta\text{K}}{1\Delta^\circ\text{C}} = -95130 \text{ kcal} / \text{h}$$

El valor resulta negativo ya que el calor sale del agua e ingresa al fluido refrigerante, no obstante para presentar los valores obtenidos de forma tabulada, se considera el valor absoluto del calor cedido por el agua en el evaporador. También es importante destacar que este término representa la capacidad de enfriamiento del equipo (chiller 1 para el ejemplo presentado) por ello se conoce con el término  $CE_{CH1}$ , el error se obtiene según:

$$\Delta CE_{CH1} = \left| \frac{\partial CE_{CH1}}{\partial m_{ag}} \right| \cdot \Delta m_{ag} + \left| \frac{\partial CE_{CH1}}{\partial Cp} \right| \cdot \Delta Cp + \left| \frac{\partial CE_{CH1}}{\partial T_S} \right| \cdot \Delta T_S + \left| \frac{\partial CE_{CH1}}{\partial T_E} \right| \cdot \Delta T_E = 23124 \text{ kcal} / \text{h}$$

$$CE_{CH1} = (95130 \pm 5646) \text{ kcal/h}$$

**27. Capacidad de enfriamiento total de la planta de sulfonación para las condiciones de operación**

Este término viene dado por la sumatoria del calor transferido por cada equipo perteneciente al sistema de enfriamiento, como se ilustra en la siguiente expresión:

$$CE_T = \sum CE_i = CE_{T1} + CE_{T2} + CE_{CH1} + CE_{CH2} \quad (XXVII) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

$CE_T$ : Capacidad de enfriamiento total de la planta, kcal/h

$CE_{T1}$ : Capacidad de enfriamiento de la torre 1, kcal/h

$CE_{T2}$ : Capacidad de enfriamiento de la torre 2, kcal/h

$CE_{CH1}$ : Capacidad de enfriamiento del chiller de planta 1, kcal/h

$CE_{CH2}$ : Capacidad de enfriamiento del chiller de planta 2, kcal/h

$$CE_T = (240611 + 239179 + 95130 + 106807) \text{ kcal/h} = 681727 \text{ kcal/h}$$

Para la determinación del error de la capacidad total de enfriamiento, se aplica el método de las derivadas parciales, resultando:

$$\Delta CE_T = \left| \frac{\partial CE_T}{\partial CE_{T1}} \right| \cdot \Delta CE_{T1} + \left| \frac{\partial CE_T}{\partial CE_{T2}} \right| \cdot \Delta CE_{T2} + \left| \frac{\partial CE_T}{\partial CE_{CH1}} \right| \cdot \Delta CE_{CH1} + \left| \frac{\partial CE_T}{\partial CE_{CH2}} \right| \cdot \Delta CE_{CH2}$$
$$\Delta CE_T = \Delta CE_{T1} + \Delta CE_{T2} + \Delta CE_{CH1} + \Delta CE_{CH2} = 91437 \text{ kcal/h}$$

$$CE_T = (681727 \pm 40048) \text{ kcal/h}$$

## 28. Capacidad de enfriamiento de diseño o ideal

$$CE_D = \sum CE_{Dideal}$$

Donde:

$CE_D$ : Capacidad de enfriamiento de diseño, kcal/h

Se obtiene a través de la sumatoria de la capacidad de enfriamiento máxima de cada uno de los equipos constituyentes del sistema.

$$CE_{DTORRES} = 250000 \text{ kcal/h}$$

$$CE_{DCH1} = 50 \text{ TNE} = 151296 \text{ kcal/h}$$

$$CE_{DCH2} = 45 \text{ TNE} = 136166 \text{ kcal/h}$$

$$CE_D = 250000 \text{ kcal/h} + 250000 \text{ kcal/h} + 151296 \text{ kcal/h} + 136166 \text{ kcal/h} = 787462 \text{ kcal/h}$$

## 29. Deficiencia energética

$$DE = (CE_D - CE_T) \cdot FC \quad (\text{XXVIII}) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

$DE$ : Deficiencia energética, (TNE ó toneladas de enfriamiento)

$$FC: \text{Factor de conversión} = \frac{1TNE}{3023,9491 \text{ kcal} / h}$$

$$DE = (787462 - 681727) \text{ kcal} / h \cdot \frac{1TNE}{3023,9491 \text{ kcal} / h} = 35TNE$$

$$DE = 35 \text{ TNE}$$

## ✚ Determinación de los parámetros característicos de los equipos de intercambio térmico que conforman la planta de sulfonación

Estos equipos de intercambio térmico corresponden a las torres de enfriamiento, los chillers y los intercambiadores para los cuales se presentará un único ejemplo de cálculo que corresponda a cada tipo de equipo. Los valores mostrados corresponden, al igual que los cálculos anteriores, a la medición del 07/12/06.

### ❖ Torres de enfriamiento

## 30. Rango de enfriamiento de la torre 1

$$R_T = T_{Aent} - T_{Asal} \quad (\text{XXIX}) \quad (\text{Perry, 1992})$$

Donde:

$R_T$ : Rango de enfriamiento, °C

$T_{Aent}$ : Temperatura del agua a la entrada de la torre, °C

$T_{Asal}$ : Temperatura del agua a la salida de la torre, °C

$$R_T = (30,0 - 27,0)^\circ C = 3^\circ C$$

El error del rango de enfriamiento de las torres se obtiene según la siguiente expresión:

$$\Delta R_T = \left| \frac{\partial R_T}{\partial T_{Aent}} \right| \cdot \Delta T_{Aent} + \left| \frac{\partial R_T}{\partial T_{Asal}} \right| \cdot \Delta T_{Asal} = \Delta T_{Aent} + \Delta T_{Asal} = 1^\circ C$$

$$R_T = (3 \pm 1)^\circ C$$

## 31. Temperatura de acercamiento de la torre 1

$$T_{ac} = T_{Asal} - T_{bh_{fondo}} \quad (XXX) \quad (\text{Perry, 1992})$$

Donde:

$T_{ac}$ : Temperatura de acercamiento, °C

$T_{bh_{fondo}}$ : Temperatura de bulbo húmedo en el fondo de la torre, °C

$$T_{ac} = (27,0 - 22,2) = 5^{\circ}C$$

A continuación se ilustra la expresión que determina el error de la temperatura de acercamiento de una torre de enfriamiento:

$$\Delta T_{ac} = \left| \frac{\partial T_{ac}}{\partial T_{Asal}} \right| \cdot \Delta T_{Asal} + \left| \frac{\partial T_{ac}}{\partial T_{bh_{fondo}}} \right| \cdot \Delta T_{bh_{fondo}} = \Delta T_{Asal} + \Delta T_{bh_{fondo}} = 1,06^{\circ}C$$

$$T_{ac} = (5 \pm 1)^{\circ}C$$

#### ❖ *Chillers*

Para la obtención de los parámetros de los enfriadores o chillers se requiere de la entalpía del fluido refrigerante en cada uno de los estados del ciclo de refrigeración. Estas propiedades se obtienen a partir de tablas mostradas en el apéndice E como se especifica en el capítulo V, a continuación se muestran los valores obtenidos de entalpía en los cuatro estados para la medición efectuada el 07/12/06.

$$h_1 = 455,130 \text{ kJ/kg}$$

$$h_2 = 601,793 \text{ kJ/kg}$$

$$h_3 = 620,000 \text{ kJ/kg}$$

$$h_4 = 455,130 \text{ kJ/kg}$$

### 32. Flujo de refrigerante (freón-22)

$$m_{Ref} = \frac{Q_{cedE}}{h_2 - h_1} \quad (XXXI) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

$m_{Ref}$ : Flujo másico de refrigerante, kg/h

$h_1$ : Entalpía en el estado 1, kJ/kg

$h_2$ : Entalpía en el estado 2, kJ/kg

$$m_{Ref} = \frac{397644 \text{ kJ/h}}{(601,793 - 455,130) \text{ kJ/kg}} = 2711,27 \text{ kg/h}$$

A través del método de las derivadas parciales se determina el error del flujo de refrigerante:

$$\Delta m_{Ref} = \left| \frac{\partial m_{Ref}}{\partial Q_{cedE}} \right| \cdot \Delta Q_{cedE} = \left| \frac{1}{h_2 - h_1} \right| \cdot \Delta Q_{cedE} = 161 \text{ kg/h}$$

$$m_{Ref} = (2711 \pm 161) \text{ kg/h}$$

### 33. Calor en el condensador

$$Q_C = m_{Ref} \cdot (h_4 - h_3) \cdot FC \quad (\text{XXXII}) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

$Q_C$ : Calor en el condensador, kW

$h_3$ : Entalpía en el estado 3, kJ/kg

$h_4$ : Entalpía en el estado 4, kJ/kg

FC: Factor de conversión =  $\frac{1h}{3600s}$

$$Q_C = 2711 \text{ kg/h} \cdot (455,130 - 620) \text{ kJ/kg} \cdot \frac{1h}{3600s} = 124,1689 \text{ kW}$$

A continuación se presenta el cálculo del error de este parámetro según el método de las derivadas parciales:

$$\Delta Q_C = \left| \frac{\partial Q_C}{\partial m_{Ref}} \right| \cdot \Delta m_{Ref} = |(h_4 - h_3) \cdot FC| \cdot \Delta Q_{cedE} = 0,001 \text{ kW}$$

$$Q_C = (124,169 \pm 0,001) \text{ Kw}$$

### 34. Trabajo requerido por el compresor

$$W_C = Q_C - (Q_E \cdot FC) \quad (\text{XXXIII}) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

$W_C$ : Trabajo requerido por el compresor, kW

$Q_E$ : Calor absorbido por el refrigerante en el evaporador, Kw

El calor absorbido por el R-22 en el evaporador es equivalente en modulo al  $Q_{cedE}$  como se verifica en el capítulo IV.

$$W_C = 124,169 kW - \left[ (397644 \text{ kJ/h}) \cdot \frac{1h}{3600s} \right] = 13,7123 kW$$

A continuación se presenta el cálculo del error del trabajo en el compresor según el método de las derivadas parciales:

$$\Delta W_C = \left| \frac{\partial W_C}{\partial Q_C} \right| \cdot \Delta Q_C + \left| \frac{\partial W_C}{\partial Q_E} \right| \cdot \Delta Q_E = \Delta Q_C + \Delta Q_E = 6,6 kW$$

$$W_C = (14 \pm 7) kW$$

### 35. Coeficiente de funcionamiento o rendimiento

$$\beta = \frac{Q_E \cdot FC}{W_C} \quad (\text{XXXIV}) \quad (\text{Van Ness, 1993})$$

Donde:

$\beta$ : Coeficiente de funcionamiento, adim

$$\beta = \frac{397644 \text{ kJ/h} \cdot \frac{1h}{3600s}}{14 kW} = 8,06 kW$$

El error del coeficiente de funcionamiento se obtiene según la siguiente expresión:

$$\Delta \beta = \left| \frac{\partial \beta}{\partial Q_E} \right| \cdot \Delta Q_E + \left| \frac{\partial \beta}{\partial W_C} \right| \cdot \Delta W_C = \left| \frac{FC}{W_C} \right| \cdot \Delta Q_E + \left| -\frac{Q_E \cdot FC}{W_C^2} \right| \cdot \Delta W_C = 4,33 a \text{ dim}$$

$$\beta = (8 \pm 4) \text{ adim}$$

#### ❖ *Intercambiadores de calor*

El ejemplo de cálculo corresponde al intercambiador 1E1A y es la misma metodología aplicada al resto de los intercambiadores a los cuales se les conoce todo su perfil de temperaturas (temperaturas a la entrada y salida de los fluidos frío y caliente). Por su parte, la medición corresponde al día 07/12/05 a la ocho (8) de la mañana, durante una producción de AFS-L en P1 y AFS-L en P2, respectivamente.

### 36. Área de transferencia de calor

❖ Intercambiadores de Tubo y Carcasa

$$A_0 = \pi \cdot Nt \cdot D_0 \cdot L \quad (\text{XXXV}) \quad (\text{Fernández, 2000})$$

Donde:

Nt: Número de tubos en el intercambiador, adim

L: Longitud de los tubos, m

Do: Diámetro externo de los tubos, m

$$A_0 = 3,1416 \cdot 165 \cdot 0,029 \text{ m} \cdot 2,5 \text{ m} = 37,6 \approx 38 \text{ m}^2$$

### 37. Capacitancia del fluido frío

$$C_{FF} = m_{FF} \cdot C_{p_{FF}} \quad (\text{XXXVI}) \quad (\text{Incropera, 1999})$$

Donde:

C<sub>FF</sub>: Capacitancia del fluido frío, J/hK

m<sub>FF</sub>: Flujo másico del fluido frío, kg/h

C<sub>p<sub>FF</sub></sub>: Capacidad calorífica del fluido frío, J/kgK

$$C_{FF} = 8901 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 4165,7 \frac{\text{J}}{\text{kgK}} = 37079026,03 \frac{\text{J}}{\text{hK}}$$

A partir del método de las derivadas parciales se presenta el error asociado a esta variable:

$$\Delta C_{FF} = \left| \frac{\partial C_{FF}}{\partial m_{FF}} \right| \cdot \Delta m_{FF} + \left| \frac{\partial C_{FF}}{\partial C_{p_{FF}}} \right| \cdot \Delta C_{p_{FF}} = |C_{p_{FF}}| \cdot \Delta m_{FF} + |m_{FF}| \cdot \Delta C_{p_{FF}} = 2111180 \frac{\text{J}}{\text{hK}}$$

$$C_{FF} = (37079026 \pm 2111180) \text{ J/hK}$$

### 38. Capacitancia del fluido caliente

Para el intercambiador 1E1A es conocido el flujo de aire que circula por la carcasa, sin embargo en la mayoría de los equipos no se dispone del flujo másico de fluido externo, por lo tanto se obtiene igualando las ecuaciones de flujo de calor sensible en el fluido frío y en el caliente respectivamente, como se mostrará a continuación:

$$C_{FC} = \frac{m_{FF} \cdot C_{p_{FF}} \cdot (T_{F2} - T_{F1})}{(T_{C1} - T_{C2})} = \frac{D_{1E1A}}{\Delta T_{FC}} \quad (\text{XXXVII}) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

$C_{FC}$ : Capacitancia del fluido caliente, J/hK

$\Delta T_{FC}$ : Diferencial de temperatura del fluido caliente

$$C_{FC} = \frac{8901 \frac{kg}{h} \cdot 4165,7 \frac{J}{kgK} \cdot (32,0 - 27,0)^{\circ}C}{(162 - 32,0)^{\circ}C} = 1426116 \frac{J}{hK}$$

A través del método de las derivadas parciales se determina el error la capacitancia del fluido caliente:

$$\Delta C_{FC} = \left| \frac{\partial C_{FC}}{\partial D_{1E1A}} \right| \cdot \Delta D_{1E1A} + \left| \frac{\partial C_{FC}}{\partial \Delta T_{FC}} \right| \cdot \Delta C_{FC} = \left| \frac{1}{\Delta T_{FC}} \right| \cdot \Delta D_{1E1A} + \left| \frac{D_{1E1A}}{\Delta T_{FC}^2} \right| \cdot \Delta C_{FC} = 366844 \frac{J}{hK}$$

$$C_{FC} = (1426116 \pm 366844) \text{J/hK}$$

$$C_{FC} < C_{FF} \longrightarrow C_{\min} = C_{FC}$$

### 39. Eficiencia del intercambiador de calor

$$\varepsilon = \frac{C_{FC} \cdot (T_{C1} - T_{C2})}{C_{\min} \cdot (T_{C1} - T_{F1})} \quad (\text{XXXVIII}) \quad (\text{Incropera, 1999})$$

Donde:

$\varepsilon$ : Eficiencia del equipo, adim

$C_{\min}$ : Capacitancia mínima, J/hK

$$\varepsilon = \frac{1426116 \frac{J}{hK} \cdot (162 - 32,0)^{\circ}C}{1426116 \frac{J}{hK} \cdot (162 - 27,0)^{\circ}C} = 0,9630 \text{a dim}$$

Para obtener el error de este parámetro se deriva parcialmente respecto a cada uno de los términos de la ecuación:

$$\Delta \varepsilon = \left| \frac{\partial \varepsilon}{\partial T_{Creal}} \right| \cdot \Delta(\Delta T_{Creal}) + \left| \frac{\partial \varepsilon}{\partial \Delta T_{ideal}} \right| \cdot \Delta(\Delta T_{ideal}) = \left| \frac{1}{\Delta T_{ideal}} \right| \cdot \Delta(\Delta T_{Creal}) + \left| \frac{\Delta T_{Creal}}{\Delta T_{ideal}^2} \right| \cdot \Delta(\Delta T_{ideal})$$

$$\Delta \varepsilon = 0,0218 \text{a dim}$$

$$\varepsilon = (0,96 \pm 0,02) \text{a dim}$$

#### 40. Relación de capacidad de calor

$$C_r = \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \quad (\text{IXL}) \quad (\text{Incropera, 1999})$$

Donde:

$C_r$ : Relación de capacidad de calor, adim

$C_{\max}$ : Capacitancia máxima, J/hK

$$C_r = \frac{1426116 \text{ J/hK}}{37079026 \text{ J/hK}} = 0,038 \text{ adim}$$

A partir del método de las derivadas parciales se obtiene la siguiente expresión:

$$\Delta C_r = \left| \frac{\partial C_r}{\Delta C_{\min}} \right| \cdot \Delta C_{\min} + \left| \frac{\partial C_r}{\Delta C_{\max}} \right| \cdot \Delta C_{\max} = \left| \frac{1}{\Delta C_{\max}} \right| \cdot \Delta C_{\min} + \left| \frac{\Delta C_{\min}}{\Delta C_{\max}^2} \right| \cdot \Delta C_{\max} = 0,012 \text{ adim}$$

$$C_r = (0,04 \pm 0,01) \text{ adim}$$

Con la relación de capacidad de calor y la eficiencia se ingresa a la figura E.3, se intercepta el eje de las abscisas correspondiente al número de unidades de transferencia (NUT) obteniéndose un valor correspondiente a 4adim para una  $\varepsilon = 0,96$ adim y una relación  $C_r = 0,04$  adim. Este parámetro también se puede determinar analíticamente a partir de las siguientes ecuaciones, para equipos de tubo y carcasa 1-2:

$$NUT = -(1 + C_r^2)^{-\frac{1}{2}} \cdot \ln \left[ \frac{E - 1}{E + 1} \right] \quad (\text{XL}) \quad (\text{Incropera, 1999})$$

$$E = \frac{2 / \varepsilon - (1 + C_r)}{(1 + C_r^2)^{\frac{1}{2}}} \quad (\text{XLI}) \quad (\text{Incropera, 1999})$$

Donde:

NUT: Número de unidades de transferencia, adim

E: Factor de cálculo, adim

$$E = \frac{2 / 0,96 - (1 + 0,04)}{(1 + 0,04^2)^{\frac{1}{2}}} = 1,0377$$

$$NUT = -(1 + 0,04^2)^{-\frac{1}{2}} \cdot \ln \left[ \frac{1,0377 - 1}{1,0377 + 1} \right] = 3,99 \approx 4a \text{ dim}$$

#### 41. Coeficiente global de transferencia de calor

$$U_0 = \frac{NUT \cdot C_{\min}}{A_0} \cdot FC \quad (\text{XLII}) \quad (\text{Propia})$$

Donde:

$U_0$ : Coeficiente global de transferencia de calor

$$U_0 = \frac{4a \text{ dim} \cdot 1426116 \frac{J}{hK}}{38m^2} \cdot \frac{1h}{3600s} = 42,03 \frac{W}{m^2 K}$$

Mediante el método de las derivadas parciales se presenta el error del coeficiente global:

$$\Delta U_0 = \left| \frac{\partial U_0}{\Delta C_{\min}} \right| \cdot \Delta C_{\min} = \left| \frac{NUT}{A_0} \cdot \frac{1}{3600} \right| \cdot \Delta C_{\min} = 10,81 \frac{W}{m^2 K}$$

$$U_0 = (42 \pm 11) \text{ W/m}^2\text{K}$$

Para los equipos en los cuales se desconoce una de las temperaturas (intercambiadores 2E1 y HE402-1) se ideó un método iterativo que involucra los dos mecanismos de análisis de un intercambiador, como lo son: el método de la Diferencia de Temperaturas Media Logarítmica y el método de la Eficiencia-NUT. A continuación, se muestran los cálculos más relevantes del intercambiador HE402-1 de planta 2 para el día 07/12/05 a las dos (2) de la tarde bajo una producción de AFS-L.

Datos:

$$T_{F1}=17,0^\circ\text{C}, T_{F2}=23,0^\circ\text{C}, T_{C2}=25,0^\circ\text{C}$$

Se supone la temperatura de entrada del fluido caliente,  $T_{C1(\text{sup})}=34^\circ\text{C}$

#### 42. Diferencia de temperatura en el terminal caliente

$$\Delta T_C = T_{C1} - T_{F2} \quad (\text{XLIII}) \quad (\text{Kern, 1984})$$

Donde:

$\Delta T_C$ : Diferencial de temperaturas en el extremo caliente, K

$$\Delta T_C = (34 - 23,0)^\circ C \cdot \frac{1\Delta K}{1\Delta^\circ C} = 11K$$

Se supone un error de  $T_{C1}$  igual a 1K, quedando la expresión como sigue a continuación:

$$\Delta(\Delta T_C) = \Delta T_{C1} + \Delta T_{F2} = 1,5K$$

$$\Delta T_C = (11 \pm 2)K$$

#### 43. Diferencia de temperatura en el terminal frío

$$\Delta T_F = T_{C2} - T_{F1} \quad (\text{XLIV}) \quad (\text{Kern, 1984})$$

Donde:

$\Delta T_F$ : Diferencial de temperaturas en el extremo frío, K

$$\Delta T_C = (25,0 - 17,0)^\circ C \cdot \frac{1\Delta K}{1\Delta^\circ C} = 8,0K$$

A partir del método de las derivadas parciales se obtiene la siguiente expresión:

$$\Delta(\Delta T_F) = \Delta T_{C2} + \Delta T_{F1} = 0,6K$$

$$\Delta T_F = (8,0 \pm 0,6)K$$

#### 44. Diferencia de temperaturas media logarítmica

$$\Delta T_{mL} = \frac{\Delta T_C - \Delta T_F}{\text{Ln}\left(\frac{\Delta T_C}{\Delta T_F}\right)} \quad (\text{XLV}) \quad (\text{Kern, 1984})$$

Donde:

$\Delta T_{mL}$ : Diferencia de temperatura media logarítmica, K

$$\Delta T_{mL} = \frac{11K - 8,0K}{\text{Ln}\left(\frac{11K}{8,0K}\right)} = 9,42K$$

A continuación se presenta el cálculo del error de este parámetro según el método de las derivadas parciales:

$$U = \frac{\Delta T_C}{\Delta T_F}; \quad \Delta(\Delta T_{mL}) = \left| \frac{\partial \Delta T_{mL}}{\partial \Delta T_C} \right| \cdot \Delta(\Delta T_C) + \left| \frac{\partial \Delta T_{mL}}{\partial \Delta T_F} \right| \cdot \Delta(\Delta T_F) + \left| \frac{\partial \Delta T_{mL}}{\partial U} \right| \cdot \Delta U$$

$$\Delta(\Delta T_{mL}) = \left| \frac{1}{LnU} \right| \cdot \Delta(\Delta T_C) + \left| -\frac{1}{LnU} \right| \cdot \Delta(\Delta T_F) + \left| \frac{1}{U} \cdot U' \right| \cdot \Delta U = 2,41$$

$$\Delta T_{mL} = (9 \pm 2)K$$

#### 45. Factores R y S para la corrección del $\Delta T_{mL}$

$$R = \frac{T_{C1} - T_{C2}}{T_{F2} - T_{F1}} \quad (\text{XLVI}) \quad (\text{Kern, 1984}) \quad S = \frac{T_{F2} - T_{F1}}{T_{C1} - T_{F1}} \quad (\text{XLVII}) \quad (\text{Kern, 1984})$$

Donde:

R, S: Factores utilizados para el cálculo del factor de corrección del  $\Delta T_{mL}$ , adim

$$R = \frac{(34 - 25,0)^\circ C}{(23,0 - 17,0)^\circ C} = 1,50a \text{ dim} \quad S = \frac{(23,0 - 17,0)^\circ C}{(34 - 17,0)^\circ C} = 0,35a \text{ dim}$$

A través del método de las derivadas parciales se determina el error de los factores R y S:

$$\Delta R = \left| \frac{\partial R}{\partial T_{C1}} \right| \cdot \Delta T_{C1} + \left| \frac{\partial R}{\partial T_{C2}} \right| \cdot \Delta T_{C2} + \left| \frac{\partial R}{\partial T_{F2}} \right| \cdot \Delta T_{F2} + \left| \frac{\partial R}{\partial T_{F1}} \right| \cdot \Delta T_{F1}$$

$$\Delta R = \left| \frac{1}{(T_{F2} - T_{F1})} \right| \cdot \Delta T_{C1} + \left| -\frac{1}{(T_{F2} - T_{F1})} \right| \cdot \Delta T_{C2} + \left| -\frac{(T_{C1} - T_{C2})}{T_{F2}^2} \right| \cdot \Delta T_{F2} + \left| \frac{(T_{C1} - T_{C2})}{T_{F1}^2} \right| \cdot \Delta T_{F1} = 0,2a \text{ dim}$$

$$R = (1,5 \pm 0,2) \text{ adim}$$

El error de S se obtiene a partir de una expresión similar a la mostrada anteriormente por el factor R, se tiene entonces:

$$S = (0,35 \pm 0,03) \text{ adim}$$

Una vez obtenidos estos factores se ingresa a la tabla E.5 y se determina el término  $F_T$  correspondiente al factor de corrección de la DTML o se determina analíticamente a través de correlaciones para equipos de coraza y tubos 1-2. El valor de  $F_T$  para  $R=1,5$  y  $S=0,35$  es de 0,89 adim.

#### 46. Verdadera diferencia de temperaturas

$$\Delta T_V = F_T \cdot \Delta T_{mL} \quad (\text{XLVIII}) \quad (\text{Fernández, 2000})$$

Donde:

$\Delta T_v$ : Verdadera diferencia de temperaturas, K

$F_T$ : Factor de corrección del  $\Delta T_{mL}$ , adim

$$\Delta T_v = 0,89 \cdot 9K = 8,38K$$

A continuación se presenta el cálculo del error de la verdadera diferencia de temperaturas según el método de las derivadas parciales:

$$\Delta(\Delta T_v) = \left| \frac{\partial \Delta T_v}{\partial \Delta T_{mL}} \right| \cdot \Delta(\Delta T_{mL}) = |F_T| \cdot \Delta(\Delta T_{mL}) = 1,3K$$

$$\Delta T_v = (8 \pm 1)K$$

#### 47. Coeficiente global de transferencia de calor en el HE402-1

$$U_0 = \frac{Q}{A_0 \cdot \Delta T_v} \cdot FC \quad (\text{IL}) \quad (\text{Fernández, 2000})$$

Donde:

Q: Calor transferido en el equipo, kcal/h

FC: Factor de conversión =  $1,163 \frac{W}{kcal/h}$

$$U_0 = \frac{56629 kcal/h}{20m^2 \cdot 8K} \cdot 1,163 \frac{W}{kcal/h} = 401,25 W/m^2 K$$

Según el método de las derivadas parciales se obtiene la siguiente expresión:

$$\Delta U_0 = \left| \frac{\partial U_0}{\partial Q} \right| \cdot \Delta Q + \left| \frac{\partial U_0}{\partial \Delta T_v} \right| \cdot \Delta(\Delta T_v) = \left[ \left| \frac{1}{A_0 \cdot \Delta T_v} \right| \cdot \Delta Q + \left| \frac{Q}{A_0 \cdot \Delta T_v^2} \right| \cdot \Delta(\Delta T_v) \right] \cdot 1,163 \frac{W}{kcal/h}$$

$$\Delta U_0 = 125,2 W/m^2 K$$

$$U_0 = (401 \pm 125) W/m^2 K$$

Posteriormente se determina los valores de la capacitancia del fluido frío y caliente respectivamente, siguiendo la metodología de cálculo mostrada con anterioridad y obteniéndose los siguientes valores:

$$C_{FC} = C_{\min} = (26300921 \pm 1800199) J/hK$$

$$C_{FF} = C_{\max} = (39451382 \pm 2080456) \text{ J/hK}$$

#### 48. Número de unidades de transferencia (NUT)

Sustituyendo los datos correspondientes en la ecuación XLII pero ahora para el cálculo del NUT, se tiene:

$$NUT = \frac{401 \text{ W/m}^2 \text{ K} \cdot 20 \text{ m}^2}{26300921 \text{ J/hK}} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 1,08 \text{ adim}$$

A continuación se presenta el cálculo del error de este parámetro según el método de las derivadas parciales:

$$\Delta NUT = \left| \frac{\partial NUT}{\partial U_0} \right| \cdot \Delta U_0 + \left| \frac{\partial NUT}{\partial C_{\min}} \right| \cdot \Delta C_{\min} = \left[ \left| \frac{A_0}{C_{\min}} \right| \cdot \Delta U_0 + \left| \frac{U_0 \cdot A_0}{C_{\min}^2} \right| \cdot \Delta C_{\min} \right] \cdot \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 0,41 \text{ adim}$$

$$NUT = (1,1 \pm 0,4) \text{ adim}$$

Mediante el valor del NUT en conjunto con el  $C_r = (0,7 \pm 0,1) \text{ adim}$  se ingresa a la figura E.3 y se determina el valor de eficiencia, el cual es de  $\varepsilon = 0,53 \text{ adim}$ .

#### 49. Comprobación del valor real de temperatura de entrada del fluido caliente ( $T_{C1}$ )

$$\varepsilon = \frac{C_{FC} \cdot (T_{C1} - T_{C2})}{C_{\min} \cdot (T_{C1} - T_{F1})}$$

Despejando el término  $T_{C1}$  de la ecuación anterior se tiene la siguiente expresión:

$$T_{C1} = \frac{\varepsilon \cdot T_{F1} - T_{C2}}{(\varepsilon - 1)} \quad (\text{L}) \quad (\text{Propia})$$

Sustituyendo los valores correspondientes se tiene:

$$T_{C1} = \frac{0,53 \cdot 17,0^\circ \text{C} - 25^\circ \text{C}}{(0,53 - 1)} = 34,02^\circ \text{C}$$

Para obtener el error de este parámetro se deriva parcialmente respecto a cada uno de los términos de la ecuación:

$$\Delta T_{C1} = \left| \frac{\partial T_{C1}}{\partial T_{F1}} \right| \cdot \Delta T_{F1} + \left| \frac{\partial T_{C1}}{\partial T_{C2}} \right| \cdot \Delta T_{C2} = \left[ \left| \frac{\varepsilon}{\varepsilon - 1} \right| \cdot \Delta T_{F1} + \left| -\frac{1}{\varepsilon - 1} \right| \cdot \Delta T_{C2} \right] = 0,9^\circ \text{C}$$

$$T_{C1} = (34,0 \pm 0,9)^\circ \text{C}$$

Debido a que  $T_{C1 (sup)} = T_{C1 (calc)}$  se detiene el método iterativo y todos los parámetros calculados a partir de la suposición de  $T_{C1} = 34^{\circ}\text{C}$  son correctos.

Finalmente, los cálculos correspondientes a la presentación de propuestas y el análisis económico se muestran en el capítulo VI del presente trabajo.

## B. DATOS EXPERIMENTALES

*A continuación, se presentan los datos recopilados en la fase experimental del presente trabajo indicando las fechas correspondientes a la medición, así como también el tipo de producto en operación y el flujo de azufre para cada una de las unidades productivas de la planta de sulfonación.*

**TABLA B.1**  
**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE**  
**INTERÉS DEL INTERCAMBIADOR 1E1C (PLANTA 1)**

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Flujo de agua ( $F_i \pm 0,5$ ) m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada del agua ( $T_E \pm 1$ )°C	Temperatura de salida del agua ( $T_s \pm 1$ )°C
AFS-L	70	06/12/05	10:00 am	4,0	16	22
			12:00 pm	4,0	16	22
			2:00 pm	4,0	18	24

			4:00 pm	4,0	16	22
AFS-L	70	07/12/05	08:00 am	4,0	16	22
			10:00 am	4,0	16	22
			12:00 pm	4,0	16	22
			2:00 pm	4,0	18	24
			4:00 pm	4,0	16	21
AFS-L	80	08/12/05	08:00 am	4,0	14	20
			10:00 am	4,0	16	22
			12:00 pm	4,0	16	22
			2:00 pm	4,0	16	22
			4:00 pm	4,0	16	22
AFS-L	80	09/12/05	08:00 am	4,0	16	22
			10:00 am	4,0	16	21
			12:00 pm	4,0	18	24
			2:00 pm	4,0	18	24
			4:00 pm	4,0	18	24
AFS-L	80	12/12/05	08:00 am	4,0	17	23
			10:00 am	4,0	18	23
			12:00 pm	4,0	18	24
			2:00 pm	4,0	20	26
			4:00 pm	4,0	20	26
AFS-L	80	13/12/05	08:00 am	4,0	16	22
			10:00 am	4,0	18	23
			12:00 pm	3,5	20	26
			2:00 pm	4,0	18	24
			4:00 pm	4,0	20	26
AFS-L	80	15/12/05	08:00 am	4,5	18	24
			10:00 am	4,5	17	22
			12:00 pm	4,5	18	24
			2:00 pm	4,5	18	24
			4:00 pm	4,5	18	24

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Flujo de agua ( $F_i \pm 0,5$ ) m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada del agua ( $T_E \pm 1$ )°C	Temperatura salida del agua ( $T_s \pm 1$ )°C
AFS-L	80	16/12/05	08:00 am	4,0	16	22
			10:00 am	4,0	16	22
			12:00 pm	4,0	18	23
			2:00 pm	4,0	18	24
			4:00 pm	4,0	20	26
AFS-L	82	04/01/06	08:00 am	4,0	16	22
			10:00 am	4,0	16	22
			12:00 pm	4,0	16	22
			2:00 pm	4,0	18	24
			4:00 pm	4,0	18	23
AFS-L	82	05/01/06	08:00 am	4,0	18	24
			10:00 am	4,0	20	26
			12:00 pm	4,0	20	26
			2:00 pm	4,0	20	26
			4:00 pm	4,0	20	26

AFS-L	82	06/01/06	08:00 am	4,0	18	24
			10:00 am	4,0	16	22
			12:00 pm	4,0	19	24
			2:00 pm	4,0	18	24
			4:00 pm	4,0	18	24
AFS-L	82	09/01/06	08:00 am	4,0	20	26
			10:00 am	4,0	20	26
			12:00 pm	4,0	20	26
			2:00 pm	4,0	20	26
			4:00 pm	4,0	20	25
AFS-L	82	11/01/06	08:00 am	4,0	19	24
			10:00 am	4,0	20	25
			12:00 pm	4,0	20	25
			2:00 pm	4,0	21	26
			4:00 pm	4,0	21	26
AFS-L	80	17/01/06	08:00 am	4,0	14	20
			10:00 am	4,0	14	20
			12:00 pm	4,0	16	22
			2:00 pm	4,0	18	24
			4:00 pm	4,0	18	24

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Flujo de agua ( $F_i \pm 0,5$ ) m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada del agua ( $T_E \pm 1$ )°C	Temperatura salida del agua ( $T_s \pm 1$ )°C
AFS-L	80	18/01/06	08:00 am	4,5	15	20
			10:00 am	4,5	15	20
			12:00 pm	4,0	14	20
			2:00 pm	4,0	18	24
			4:00 pm	4,0	18	24
AFS-L	80	19/01/06	08:00 am	4,0	14	20
			10:00 am	4,0	15	20
			12:00 pm	4,0	17	22
			2:00 pm	4,0	20	25
			4:00 pm	4,0	21	26
AFS-L	80	20/01/06	08:00 am	4,0	14	20
			10:00 am	4,0	16	22
			12:00 pm	4,0	16	22
			2:00 pm	4,0	16	22
			4:00 pm	4,0	18	24
			08:00 am	4,0	15	20
			10:00 am	4,0	15	20
			12:00 pm	4,0	16	21

AFS-L	82	24/01/06	2:00 pm	5,0	18	23
			4:00 pm	5,0	18	23

*Fuente: propia*

**TABLA B.2**

**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE INTERÉS DEL INTERCAMBIADOR 1E1-A (PLANTA 1)**

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío				Fluido Caliente		
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,5 )°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C	Volumen recolectado (V <sub>r</sub> ± 1)L	Tiempo de recolección ( t <sub>r</sub> ± 0,01)s	Flujo de aire ( F <sub>aire</sub> ± 1) Nm <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 1)°C	Temperatura de salida (T <sub>C1</sub> ± 0,5)°C
AFS-L	70	06/12/05	08:00 am	-	-	-	-	-	-	-
			10:00 am	27,0	32,0	18	7,54	1000	162	32,0
			12:00 pm	27,0	32,0	18	7,25	1000	170	33,0
			2:00 pm	29,0	34,0	18	7,14	1000	168	34,0
			4:00 pm	29,0	34,0	18	7,27	1000	166	35,0
AFS-L	70	07/12/05	08:00 am	27,0	32,0	18	7,28	1000	162	32,0
			10:00 am	27,0	32,0	18	7,19	1000	166	33,0
			12:00 pm	27,0	32,0	18	7,42	1000	166	33,0
			2:00 pm	28,0	33,0	18	7,12	1000	166	33,0
			4:00 pm	28,0	33,0	18	7,35	1000	164	33,0
AFS-L	80	08/12/05	08:00 am	26,0	32,0	18	7,23	1000	160	31,0
			10:00 am	27,0	32,0	18	7,51	1000	164	32,0
			12:00 pm	27,0	32,0	18	7,31	1000	164	32,0
			2:00 pm	27,0	32,0	18	7,19	1000	168	32,0
			4:00 pm	28,0	34,0	18	7,20	1000	166	32,0
AFS-L	80	09/12/05	08:00 am	27,0	32,0	18	7,13	1000	160	33,0
			10:00 am	27,0	32,0	18	7,21	1000	162	33,0
			12:00 pm	27,0	32,0	18	7,24	1000	164	34,0
			2:00 pm	28,0	33,0	18	7,16	1000	166	33,0
			4:00 pm	29,0	34,0	18	7,09	1000	164	33,0

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío				Fluido Caliente		
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C	Volumen recolectado (V <sub>r</sub> ± 1)L	Tiempo de recolección (t <sub>r</sub> ± 0,01)s	Flujo de aire (F <sub>aire</sub> ± 1) Nm <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 1)°C	Temperatura de salida (T <sub>C1</sub> ± 0,5)°C
AFS-L	80	12/12/05	08:00 am	26,0	31,0	18	7,45	1000	160	32,0
			10:00 am	28,0	33,0	18	7,81	1000	164	32,0
			12:00 pm	28,0	33,0	18	7,72	1000	166	33,0
			2:00 pm	29,0	34,0	18	7,47	1000	170	33,0
			4:00 pm	30,0	35,0	18	7,67	1000	170	34,0
AFS-L	80	13/12/05	08:00 am	25,0	30,0	18	7,68	1000	160	31,0
			10:00 am	26,0	31,0	18	7,57	1000	162	32,0
			12:00 pm	26,0	31,0	18	7,62	1000	166	32,0
			2:00 pm	26,0	31,0	18	7,59	1000	168	30,0
			4:00 pm	26,0	32,0	18	8,15	1000	170	32,0
AFS-L	80	15/12/05	08:00 am	27,0	32,0	18	7,51	1000	162	32,0
			10:00 am	27,0	32,0	18	7,28	1000	166	32,0
			12:00 pm	27,0	32,0	18	7,16	1000	168	32,0
			2:00 pm	28,0	33,0	18	7,42	1000	170	34,0
			4:00 pm	28,0	33,0	18	7,15	1000	170	34,0
AFS-L	80	16/12/05	08:00 am	26,0	31,0	18	7,64	1000	164	31,0
			10:00 am	26,0	31,0	18	7,77	1000	164	31,0
			12:00 pm	27,0	32,0	18	7,89	1000	170	32,0
			2:00 pm	27,0	32,0	18	7,74	1000	170	32,0
			4:00 pm	27,0	32,0	18	7,18	1000	168	32,0

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío				Fluido Caliente		
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,5 )°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C	Volumen recolectado (V <sub>r</sub> ± 1)L	Tiempo de recolección ( t <sub>r</sub> ± 0,01)s	Flujo de aire ( F <sub>aire</sub> ± 1) Nm <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 1)°C	Temperatura de salida (T <sub>C1</sub> ± 0,5)°C
AFS-L	82	04/01/06	08:00 am	28,0	33,0	18	7,28	1000	150	32,0
			10:00 am	28,0	33,0	18	7,24	1000	150	32,0
			12:00 pm	29,0	34,0	18	7,21	1000	158	32,0
			2:00 pm	29,0	34,0	18	7,17	1000	160	32,0
			4:00 pm	29,0	34,0	18	7,29	1000	160	32,0
AFS-L	82	05/01/06	08:00 am	27,0	32,0	18	7,18	1000	152	32,0
			10:00 am	27,0	32,0	18	7,45	1000	152	32,0
			12:00 pm	28,0	32,5	18	7,27	1000	158	32,0
			2:00 pm	28,0	33,0	18	7,13	1000	158	32,0
			4:00 pm	28,0	32,5	18	7,21	1000	158	32,0
AFS-L	82	06/01/06	08:00 am	26,0	32,0	18	7,18	1000	152	32,0
			10:00 am	27,0	32,5	18	7,24	1000	152	32,0
			12:00 pm	28,0	33,0	18	7,11	1000	158	33,0
			2:00 pm	28,0	33,0	18	7,28	1000	158	33,0
			4:00 pm	28,0	33,0	18	7,19	1000	158	33,0
AFS-L	82	09/01/06	08:00 am	27,0	32,0	18	7,21	1000	151	32
			10:00 am	27,0	32,0	18	7,18	1000	152	32
			12:00 pm	28,0	33,0	18	7,24	1000	158	33
			2:00 pm	28,0	32,5	18	7,27	1000	160	36
			4:00 pm	27,0	33,0	18	7,18	1000	162	32

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío				Fluido Caliente		
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,5 )°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C	Volumen recolectado (V <sub>r</sub> ± 1)L	Tiempo de recolección ( t <sub>r</sub> ± 0,01)s	Flujo de aire ( F <sub>aire</sub> ± 1) Nm <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 1)°C	Temperatura de salida (T <sub>C1</sub> ± 0,5)°C
AFS-L	82	11/01/06	08:00 am	27,0	32,0	18	7,27	1000	148	31,0
			10:00 am	27,0	32,0	18	7,54	1000	148	33,0
			12:00 pm	28,0	33,0	18	7,17	1000	160	33,0
			2:00 pm	29,0	34,0	18	7,36	1000	160	33,0
			4:00 pm	29,0	34,0	18	7,31	1000	160	33,0
AFS-L	80	17/01/06	08:00 am	28,0	33,0	18	7,32	1000	160	33,0
			10:00 am	28,0	33,0	18	7,36	1000	160	33,0
			12:00 pm	29,0	34,0	18	7,39	1000	168	34,0
			2:00 pm	29,0	34,0	18	7,28	1000	170	33,0
			4:00 pm	29,0	34,0	18	7,16	1000	170	34,0
AFS-L	80	18/01/06	08:00 am	25,0	30,0	18	7,31	1000	152	30,0
			10:00 am	26,0	31,0	18	7,27	1000	160	31,0
			12:00 pm	27,0	32,0	18	7,36	1000	162	32,0
			2:00 pm	29,0	34,0	18	7,40	1000	162	33,0
			4:00 pm	30,0	35,0	18	7,07	1000	162	33,0
AFS-L	80	19/01/06	08:00 am	29,0	34,0	18	7,27	1000	158	30,0
			10:00 am	30,0	35,0	18	7,15	1000	160	31,0
			12:00 pm	31,0	36,0	18	7,12	1000	162	32,0
			2:00 pm	31,0	36,0	18	7,14	1000	162	33,0
			4:00 pm	30,0	35,0	18	7,33	1000	160	31,0

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío				Fluido Caliente		
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,5 )°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C	Volumen recolectado (V <sub>r</sub> ± 1)L	Tiempo de recolección ( t <sub>r</sub> ± 0,01)s	Flujo de aire ( F <sub>aire</sub> ± 1) Nm <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 1)°C	Temperatura de salida (T <sub>C1</sub> ± 0,5)°C
AFS-L	80	20/01/06	08:00 am	27,0	32,0	18	7,41	1000	158	30
			10:00 am	27,0	32,0	18	7,16	1000	162	32
			12:00 pm	29,0	34,0	18	7,19	1000	162	32
			2:00 pm	30,0	35,0	18	7,35	1000	164	36
			4:00 pm	30,0	35,0	18	7,23	1000	162	36
AFS-L	82	24/01/06	08:00 am	29,0	34,5	18	7,14	1000	164	36
			10:00 am	29,0	34,5	18	7,53	1000	163	35
			12:00 pm	29,0	34,0	18	7,29	1000	165	36
			2:00 pm	30,0	35,0	18	7,19	1000	165	36
			4:00 pm	30,0	34,5	18	7,02	1000	162	34

**Fuente: Propia**

**TABLA B.3**

**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE INTERÉS DEL INTERCAMBIADOR 1E1-B (PLANTA 1)**

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente		
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 1)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 1)°C	Flujo de agua (F <sub>agua</sub> ± 0,5 )m <sup>3</sup> /h	Flujo de aire (F <sub>aire</sub> ± 1)Nm <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida (T <sub>C2</sub> ± 1)°C
AFS-L	70	06/12/05	08:00 am	-	-	-	-	-	-
			10:00 am	18	24	4,0	1000	32,0	21
			12:00 pm	18	24	4,0	1000	33,0	21
			2:00 pm	18	24	4,0	1000	34,0	22
			4:00 pm	19	25	4,0	1000	35,0	23
AFS-L	70	07/12/05	08:00 am	18	24	4,0	1000	32,0	21
			10:00 am	18	24	4,0	1000	33,0	21
			12:00 pm	18	24	4,0	1000	33,0	22
			2:00 pm	18	24	4,0	1000	33,0	22
			4:00 pm	18	24	4,0	1000	33,0	21
AFS-L	80	08/12/05	08:00 am	16	22	4,0	1000	31,0	21
			10:00 am	18	24	4,0	1000	32,0	21
			12:00 pm	18	24	4,0	1000	32,0	21
			2:00 pm	16	22	4,0	1000	32,0	20
			4:00 pm	18	23	4,0	1000	32,0	22
AFS-L	80	09/12/05	08:00 am	16	22	4,0	1000	33,0	20
			10:00 am	16	22	4,0	1000	33,0	20
			12:00 pm	18	24	4,0	1000	34,0	21
			2:00 pm	18	24	4,0	1000	33,0	22
			4:00 pm	18	24	4,0	1000	33,0	22

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente		
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 1)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 1)°C	Flujo de agua ( F <sub>agua</sub> ± 0,5 )m <sup>3</sup> /h	Flujo de aire ( F <sub>aire</sub> ± 1)Nm <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida (T <sub>C2</sub> ± 1)°C
AFS-L	80	12/12/05	08:00 am	17	22	4,0	1000	32,0	21
			10:00 am	18	24	4,0	1000	32,0	21
			12:00 pm	18	24	4,0	1000	33,0	22
			2:00 pm	20	26	4,0	1000	33,0	23
			4:00 pm	20	26	4,0	1000	34,0	23
AFS-L	80	13/12/05	08:00 am	16	21	4,0	1000	31,0	20
			10:00 am	18	24	4,0	1000	32,0	22
			12:00 pm	20	26	4,0	1000	32,0	23
			2:00 pm	18	24	4,0	1000	30,0	21
			4:00 pm	20	26	4,0	1000	32,0	23
AFS-L	80	15/12/05	08:00 am	18	23	4,5	1000	32,0	21
			10:00 am	17	22	4,5	1000	32,0	21
			12:00 pm	18	23	4,5	1000	32,0	21
			2:00 pm	18	23	4,5	1000	34,0	22
			4:00 pm	18	23	4,5	1000	34,0	23
AFS-L	80	16/12/05	08:00 am	16	21	4,0	1000	31,0	19
			10:00 am	16	22	4,0	1000	31,0	20
			12:00 pm	18	24	4,0	1000	32,0	22
			2:00 pm	18	24	4,0	1000	32,0	22
			4:00 pm	20	26	4,0	1000	32,0	23

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente		
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 1)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 1)°C	Flujo de agua ( F <sub>agua</sub> ± 0,5 )m <sup>3</sup> /h	Flujo de aire ( F <sub>aire</sub> ± 1)Nm <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida (T <sub>C2</sub> ± 1)°C
AFS-L	82	04/01/06	08:00 am	16	21	4,5	1000	32,0	20
			10:00 am	16	21	4,5	1000	32,0	20
			12:00 pm	16	21	4,5	1000	32,0	21
			2:00 pm	18	23	4,5	1000	32,0	21
			4:00 pm	18	23	4,5	1000	32,0	21
AFS-L	82	05/01/06	08:00 am	18	23	4,5	1000	32,0	22
			10:00 am	20	25	4,0	1000	32,0	22
			12:00 pm	20	25	4,0	1000	32,0	23
			2:00 pm	20	25	4,0	1000	32,0	23
			4:00 pm	20	25	4,0	1000	32,0	23
AFS-L	82	06/01/06	08:00 am	18	24	4,0	1000	32,0	21
			10:00 am	16	22	4,0	1000	32,0	19
			12:00 pm	19	24	4,0	1000	33,0	23
			2:00 pm	18	24	4,0	1000	33,0	23
			4:00 pm	18	24	4,0	1000	33,0	22
AFS-L	82	09/01/06	08:00 am	20	26	4,0	1000	29,0	22
			10:00 am	20	26	4,0	1000	30,0	23
			12:00 pm	20	26	4,0	1000	30,0	23
			2:00 pm	20	26	4,0	1000	30,0	23
			4:00 pm	20	26	4,0	1000	31,0	23

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente		
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 1)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 1)°C	Flujo de agua ( F <sub>agua</sub> ± 0,5 )m <sup>3</sup> /h	Flujo de aire ( F <sub>aire</sub> ± 1)Nm <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada (T <sub>Cl</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida (T <sub>C2</sub> ± 1)°C
AFS-L	82	11/01/06	08:00 am	16	21	4,5	1000	32,0	22
			10:00 am	16	21	4,5	1000	32,0	23
			12:00 pm	16	21	4,5	1000	32,0	23
			2:00 pm	18	23	4,5	1000	32,0	24
			4:00 pm	18	23	4,5	1000	32,0	23
AFS-L	80	17/01/06	08:00 am	18	23	4,5	1000	32,0	18
			10:00 am	20	25	4,0	1000	32,0	18
			12:00 pm	20	25	4,0	1000	32,0	20
			2:00 pm	20	25	4,0	1000	32,0	23
			4:00 pm	20	25	4,0	1000	32,0	22
AFS-L	80	18/01/06	08:00 am	18	24	4,0	1000	32,0	19
			10:00 am	16	22	4,0	1000	32,0	20
			12:00 pm	19	24	4,0	1000	33,0	19
			2:00 pm	18	24	4,0	1000	33,0	22
			4:00 pm	18	24	4,0	1000	33,0	22
AFS-L	80	19/01/06	08:00 am	20	26	4,0	1000	29,0	19
			10:00 am	20	26	4,0	1000	30,0	19
			12:00 pm	20	26	4,0	1000	30,0	21
			2:00 pm	20	26	4,0	1000	30,0	22
			4:00 pm	20	26	4,0	1000	31,0	21

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente		
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 1)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 1)°C	Flujo de agua ( F <sub>agua</sub> ± 0,5 )m <sup>3</sup> /h	Flujo de aire ( F <sub>aire</sub> ± 1)Nm <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida (T <sub>C2</sub> ± 1)°C
AFS-L	80	20/01/06	08:00 am	14	20	4,0	1000	30,0	18
			10:00 am	15	21	4,0	1000	31,0	19
			12:00 pm	16	22	4,0	1000	32,0	20
			2:00 pm	17	23	4,0	1000	33,0	21
			4:00 pm	16	22	4,0	1000	33,0	21
AFS-L	82	24/01/06	08:00 am	16	22	4,0	1000	30,0	20
			10:00 am	16	22	4,0	1000	31,0	20
			12:00 pm	18	24	4,0	1000	32,0	21
			2:00 pm	18	23	4,0	1000	33,0	21
			4:00 pm	18	24	4,0	1000	33,0	22

**Fuente: Propia**

**TABLA B.4**

**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE INTERÉS DEL INTERCAMBIADOR 1E4 (PLANTA 1)**

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente	
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 1)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C	Flujo de agua (F <sub>i</sub> ± 1) m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 3)°C	Temperatura de salida (T <sub>C2</sub> ± 0,1)°C
AFS-L	70	06/12/05	08:00 am	-	-	-	-	-
			10:00 am	30	35,0	7	235	42,3
			12:00 pm	29	34,0	7	250	43,4
			2:00 pm	32	36,0	7	250	45,4
			4:00 pm	31	36,0	7	250	45,0
AFS-L	70	07/12/05	08:00 am	29	34,0	7	235	41,6
			10:00 am	29	34,0	7	235	42,2
			12:00 pm	29	34,0	7	235	42,1
			2:00 pm	30	34,0	7	240	42,8
			4:00 pm	30	34,0	7	240	42,6
AFS-L	80	08/12/05	08:00 am	28	33,0	7	235	41,1
			10:00 am	29	33,0	7	235	41,9
			12:00 pm	28	33,0	7	235	41,6
			2:00 pm	28	33,0	7	240	42,2
			4:00 pm	30	34,0	7	240	43,3
AFS-L	80	09/12/05	08:00 am	29	34,0	7	235	42,2
			10:00 am	29	34,0	7	235	42,2
			12:00 pm	29	34,0	7	235	42,8
			2:00 pm	30	34,0	7	235	43,3
			4:00 pm	30	35,0	7	240	42,9

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente	
				Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 1$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 0,5$ )°C	Flujo de agua ( $F_i \pm 1$ ) m³/h	Temperatura de entrada ( $T_{C1} \pm 3$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{C2} \pm 0,1$ )°C
AFS-L	80	12/12/05	08:00 am	28	33,0	7	240	42,6
			10:00 am	29	33,0	7	245	43,2
			12:00 pm	29	34,0	7	245	43,7
			2:00 pm	30	34,0	7	250	44,2
			4:00 pm	30	35,0	7	245	44,4
AFS-L	80	13/12/05	08:00 am	26	31,0	7	235	40,1
			10:00 am	27	32,0	7	240	41,1
			12:00 pm	28	32,0	7	240	41,9
			2:00 pm	28	32,0	7	240	42,1
			4:00 pm	28	33,0	7	240	42,3
AFS-L	80	15/12/05	08:00 am	28	33,0	7	245	42,5
			10:00 am	28	33,0	7	245	43,1
			12:00 pm	29	33,0	7	245	43,2
			2:00 pm	30	34,0	7	250	44,0
			4:00 pm	30	35,0	7	250	44,0
AFS-L	80	16/12/05	08:00 am	28	33,0	7	250	42,2
			10:00 am	28	33,0	7	250	42,6
			12:00 pm	28	32,0	7	250	42,9
			2:00 pm	29	34,0	7	250	43,0
			4:00 pm	27	32,0	7	250	43,4

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente	
				Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 1$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 0,5$ )°C	Flujo de agua ( $F_i \pm 1$ ) m³/h	Temperatura de entrada ( $T_{C1} \pm 3$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{C2} \pm 0,1$ )°C
AFS-L	82	04/01/06	08:00 am	29	34,0	7	220	40,6
			10:00 am	30	35,0	7	220	41,4
			12:00 pm	30	35,0	7	220	41,4
			2:00 pm	31	35,0	7	225	42,0
			4:00 pm	30	35,0	7	230	42,3
AFS-L	82	05/01/06	08:00 am	28	33,0	7	220	40,9
			10:00 am	29	34,0	7	220	40,8
			12:00 pm	29	34,0	7	215	41,6
			2:00 pm	31	35,0	7	220	41,9
			4:00 pm	30	35,0	7	220	42,1
AFS-L	82	06/01/06	08:00 am	28	33,0	7	230	41,7
			10:00 am	28	33,0	7	225	41,9
			12:00 pm	29	34,0	7	220	41,9
			2:00 pm	29	34,0	7	215	41,7
			4:00 pm	30	35,0	7	210	41,3
AFS-L	82	09/01/06	08:00 am	26	31,0	7	170	36,5
			10:00 am	26	31,0	7	170	36,9
			12:00 pm	27	32,0	7	175	36,3
			2:00 pm	28	32,0	7	175	38,6
			4:00 pm	28	33,0	7	175	38,9

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente	
				Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 1$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 0,5$ )°C	Flujo de agua ( $F_i \pm 1$ ) m³/h	Temperatura de entrada ( $T_{C1} \pm 3$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{C2} \pm 0,1$ )°C
AFS-L	82	11/01/06	08:00 am	29	34,0	7	190	38,2
			10:00 am	29	34,0	7	210	42,2
			12:00 pm	30	34,0	7	220	43,0
			2:00 pm	30	34,0	7	220	43,0
			4:00 pm	30	35,0	7	240	43,2
AFS-L	80	17/01/06	08:00 am	30	35,0	7	240	44,3
			10:00 am	30	35,0	7	250	44,2
			12:00 pm	30	35,0	7	250	44,5
			2:00 pm	30	35,0	7	250	44,3
			4:00 pm	30	35,0	7	250	43,6
AFS-L	80	18/01/06	08:00 am	28	33,0	7	245	40,2
			10:00 am	29	34,0	7	25	40,8
			12:00 pm	30	35,0	7	250	42,1
			2:00 pm	32	36,0	7	245	43,2
			4:00 pm	30	35,0	7	245	43,4
AFS-L	80	19/01/06	08:00 am	26	31,0	7	245	40,2
			10:00 am	28	33,0	7	25	40,8
			12:00 pm	28	33,0	7	250	42,1
			2:00 pm	30	34,0	7	245	43,2
			4:00 pm	30	35,0	7	245	43,4

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente	
				Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 1$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 0,5$ )°C	Flujo de agua ( $F_i \pm 1$ ) m³/h	Temperatura de entrada ( $T_{C1} \pm 3$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{C2} \pm 0,1$ )°C
AFS-L	82	11/01/06	08:00 am	29	34,0	7	190	38,2
			10:00 am	29	34,0	7	210	42,2
			12:00 pm	30	34,0	7	220	43,0
			2:00 pm	30	34,0	7	220	43,0
			4:00 pm	30	35,0	7	240	43,2
AFS-L	80	17/01/06	08:00 am	30	35,0	7	240	44,3
			10:00 am	30	35,0	7	250	44,2
			12:00 pm	30	35,0	7	250	44,5
			2:00 pm	30	35,0	7	250	44,3
			4:00 pm	30	35,0	7	250	43,6

*Fuente: propia*

**TABLA B.5**

**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE INTERÉS DEL INTERCAMBIADOR 2E1 (PLANTA 1)**

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C	Flujo de agua (F <sub>i</sub> ± 1) m <sup>3</sup> /h	Temperatura de salida (T <sub>C2</sub> ± 0,5)°C
AFS-L	70	06/12/05	08:00 am	-	-	-	-
			10:00 am	27,0	30,0	8	32,0
			12:00 pm	28,0	31,0	8	32,0
			2:00 pm	28,0	31,0	8	33,0
			4:00 pm	27,0	30,0	8	33,0
AFS-L	70	07/12/05	08:00 am	27,0	30,0	8	31,0
			10:00 am	27,0	30,0	8	32,0
			12:00 pm	28,0	31,0	8	32,0
			2:00 pm	28,0	31,0	8	33,0
			4:00 pm	27,0	30,0	8	33,0
AFS-L	80	08/12/05	08:00 am	27,0	30,0	8	31,0
			10:00 am	27,0	30,0	8	32,0
			12:00 pm	28,0	31,0	8	32,0
			2:00 pm	28,0	31,0	8	33,0
			4:00 pm	27,0	30,0	8	33,0
AFS-L	80	09/12/05	08:00 am	27,0	30,0	8	31,0
			10:00 am	27,0	30,0	8	32,0
			12:00 pm	28,0	31,0	8	32,0
			2:00 pm	28,0	31,0	8	33,0
			4:00 pm	27,0	30,0	8	33,0

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente
				Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 0,5$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 0,5$ )°C	Flujo de agua ( $F_i \pm 1$ ) m³/h	Temperatura de salida ( $T_{C2} \pm 0,5$ )°C
AFS-L	80	12/12/05	08:00 am	27,0	30,0	8	32,0
			10:00 am	28,0	31,0	8	33,0
			12:00 pm	29,0	31,0	8	33,0
			2:00 pm	29,0	32,0	8	33,0
			4:00 pm	30,0	32,0	8	33,0
AFS-L	80	13/12/05	08:00 am	25,0	28,0	8	29,0
			10:00 am	25,5	29,0	8	30,0
			12:00 pm	26,0	29,0	8	30,0
			2:00 pm	26,0	29,0	8	32,0
			4:00 pm	27,0	30,0	8	31,0
AFS-L	80	15/12/05	08:00 am	27,0	30,0	8	31,0
			10:00 am	27,0	30,0	8	31,0
			12:00 pm	27,0	30,0	8	32,0
			2:00 pm	28,5	32,0	8	33,0
			4:00 pm	28,0	31,0	8	33,0
AFS-L	80	16/12/05	08:00 am	26,0	29,0	8	31,0
			10:00 am	26,0	29,0	8	31,0
			12:00 pm	27,0	30,0	8	32,0
			2:00 pm	27,5	30,0	8	32,0
			4:00 pm	27,0	30,0	8	32,0

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente
				Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 0,5$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 0,5$ )°C	Flujo de agua ( $F_i \pm 1$ ) m³/h	Temperatura de salida ( $T_{C2} \pm 0,5$ )°C
AFS-L	82	04/01/06	08:00 am	27,0	30,0	8	32,0
			10:00 am	27,5	30,0	8	32,0
			12:00 pm	28,0	31,0	8	33,0
			2:00 pm	28,0	31,0	8	33,0
			4:00 pm	28,0	31,0	8	32,0
AFS-L	82	05/01/06	08:00 am	27,0	30,0	8	31,0
			10:00 am	27,0	30,0	8	32,0
			12:00 pm	28,0	31,0	8	33,0
			2:00 pm	28,0	31,0	8	33,0
			4:00 pm	28,0	31,0	8	33,0
AFS-L	82	06/01/06	08:00 am	26,0	29,0	8	32,0
			10:00 am	27,0	29,5	8	32,0
			12:00 pm	28,0	31,0	8	33,0
			2:00 pm	28,0	31,0	8	33,0
			4:00 pm	28,0	31,0	8	33,0
AFS-L	82	09/01/06	08:00 am	25,0	28,0	8	29,0
			10:00 am	26,0	29,0	8	29,0
			12:00 pm	26,0	29,0	8	30,0
			2:00 pm	27,0	30,0	8	31,0
			4:00 pm	28,0	31,0	8	32,0

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente
				Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 0,5$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 0,5$ )°C	Flujo de agua ( $F_i \pm 1$ ) m³/h	Temperatura de salida ( $T_{C2} \pm 0,5$ )°C
AFS-L	82	11/01/06	08:00 am	27,0	30,0	8	31,0
			10:00 am	27,0	30,0	8	32,0
			12:00 pm	28,0	31,0	8	34,0
			2:00 pm	29,0	32,0	8	35,0
			4:00 pm	29,0	32,0	8	34,0
AFS-L	80	17/01/06	08:00 am	28,0	31,5	8	33,0
			10:00 am	28,0	31,0	8	33,0
			12:00 pm	29,0	32,0	8	34,0
			2:00 pm	29,0	32,0	8	34,0
			4:00 pm	29,0	32,0	8	34,0
AFS-L	80	18/01/06	08:00 am	29,0	32,0	8	33,0
			10:00 am	29,0	32,0	8	33,0
			12:00 pm	29,0	32,0	8	34,0
			2:00 pm	29,0	32,0	8	34,0
			4:00 pm	29,0	32,0	8	34,0
AFS-L	80	19/01/06	08:00 am	26,0	29,0	8	30,0
			10:00 am	26,0	29,0	8	30,0
			12:00 pm	27,0	30,0	8	31,0
			2:00 pm	29,0	32,0	8	33,0
			4:00 pm	30,0	33,0	8	34,0

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente
				Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 0,5$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 0,5$ )°C	Flujo de agua ( $F_i \pm 1$ ) m³/h	Temperatura de salida ( $T_{C2} \pm 0,5$ )°C
AFS-L	80	20/01/06	08:00 am	27,0	30,0	8	31,0
			10:00 am	27,0	30,0	8	31,0
			12:00 pm	29,0	32,0	8	33,0
			2:00 pm	30,0	33,0	8	34,0
			4:00 pm	30,0	33,0	8	34,0
AFS-L	82	24/01/06	08:00 am	29,0	32,0	8	33,0
			10:00 am	29,0	32,0	8	33,0
			12:00 pm	29,0	32,0	8	33,0
			2:00 pm	30,0	33,0	8	34,0
			4:00 pm	30,0	33,0	8	34,0

*Fuente: Propia*

**TABLA B.6**  
**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE**  
**INTERÉS DEL INTERCAMBIADOR 3E1 (PLANTA 1)**

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Flujo de agua (Fi ± 1) m³/h	Temperatura de entrada del agua (Te ± 0,5)°C	Temperatura de salida del agua (Ts ± 0,5)°C
AFS-L	70	06/12/05	10:00 am	7	28,0	32,0
			12:00 pm	7	30,0	34,0
			2:00 pm	7	30,0	34,0
			4:00 pm	7	30,0	34,0
AFS-L	70	07/12/05	08:00 am	7	27,0	31,0
			10:00 am	7	28,0	32,0
			12:00 pm	7	29,0	33,0
			2:00 pm	7	30,0	33,0
			4:00 pm	7	30,0	34,0
AFS-L	80	08/12/05	08:00 am	7	28,0	32,0
			10:00 am	7	29,0	33,0
			12:00 pm	7	30,0	34,0
			2:00 pm	7	30,0	34,0
			4:00 pm	7	30,0	34,0
AFS-L	80	09/12/05	08:00 am	7	29,0	33,0
			10:00 am	7	29,0	33,0
			12:00 pm	7	30,0	34,0
			2:00 pm	7	30,0	34,0
			4:00 pm	7	29,0	33,0
AFS-L	80	12/12/05	08:00 am	7	28,0	32,0
			10:00 am	7	30,0	34,0
			12:00 pm	7	30,0	33,0
			2:00 pm	7	30,0	34,0
			4:00 pm	7	31,0	34,0
AFS-L	80	13/12/05	08:00 am	7	26,0	31,0
			10:00 am	7	28,0	32,0
			12:00 pm	7	28,0	32,0
			2:00 pm	7	28,0	32,0
			4:00 pm	7	28,0	32,0
AFS-L	80	15/12/05	08:00 am	7	28,0	32,0
			10:00 am	7	29,0	33,0
			12:00 pm	7	30,0	34,0
			2:00 pm	7	30,0	34,0
			4:00 pm	7	30,0	34,0

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Flujo de agua (Fi ± 1) m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada del agua (T <sub>E</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida del agua (T <sub>S</sub> ± 0,5)°C
AFS-L	80	16/12/05	08:00 am	7	28,0	32,0
			10:00 am	7	28,0	32,0
			12:00 pm	7	28,0	32,0
			2:00 pm	7	29,0	32,0
			4:00 pm	7	30,0	34,0
AFS-L	82	04/01/06	08:00 am	7	29,0	33,0
			10:00 am	7	30,0	34,0
			12:00 pm	7	29,0	33,0
			2:00 pm	7	30,0	34,0
			4:00 pm	7	30,0	34,0
AFS-L	82	05/01/06	08:00 am	7	28,0	32,0
			10:00 am	7	28,0	32,0
			12:00 pm	7	30,0	34,0
			2:00 pm	7	30,0	34,0
			4:00 pm	7	30,0	34,0
AFS-L	82	06/01/06	08:00 am	7	28,0	32,0
			10:00 am	7	29,0	33,0
			12:00 pm	7	30,0	34,0
			2:00 pm	7	30,0	34,0
			4:00 pm	7	30,0	34,0
AFS-L	82	09/01/06	08:00 am	7	26,0	30,0
			10:00 am	7	26,0	30,0
			12:00 pm	7	28,0	32,0
			2:00 pm	7	30,0	33,0
			4:00 pm	7	29,0	33,0
AFS-L	82	11/01/06	08:00 am	7	28,0	32,0
			10:00 am	7	30,0	34,0
			12:00 pm	7	31,0	35,0
			2:00 pm	7	32,0	35,0
			4:00 pm	7	30,0	34,0
AFS-L	80	17/01/06	08:00 am	7	28,0	33,0
			10:00 am	7	29,0	33,0
			12:00 pm	7	29,0	33,0
			2:00 pm	7	29,0	33,0
			4:00 pm	7	28,0	32,0

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Flujo de agua (Fi ± 1) m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada del agua (T <sub>E</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida del agua (T <sub>S</sub> ± 0,5)°C
AFS-L	80	18/01/06	08:00 am	7	29,0	33,0
			10:00 am	7	29,0	33,0
			12:00 pm	7	31,0	34,0
			2:00 pm	7	30,0	34,0
			4:00 pm	7	30,0	34,0
AFS-L	80	19/01/06	08:00 am	7	27,0	31,0
			10:00 am	7	27,0	31,0
			12:00 pm	7	28,0	32,0
			2:00 pm	7	30,0	34,0
			4:00 pm	7	30,0	34,0
AFS-L	80	20/01/06	08:00 am	7	26,0	30,0
			10:00 am	7	27,0	31,0
			12:00 pm	7	28,0	32,0
			2:00 pm	7	29,0	33,0
			4:00 pm	7	29,0	33,0
AFS-L	82	24/01/06	08:00 am	7	28,0	32,0
			10:00 am	7	28,0	32,0
			12:00 pm	7	29,0	33,0
			2:00 pm	7	30,0	33,0
			4:00 pm	7	29,0	33,0

**Fuente: Propia**

**TABLA B.7**
**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE INTERÉS DEL INTERCAMBIADOR 4E1 (PLANTA 1)**

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente	
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C	Flujo de agua (F <sub>agua</sub> ± 1 )m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida (T <sub>C2</sub> ± 0,5)°C
ZRO	65	15/12/05	08:00 am	-	-	-	-	-
			10:00 am	-	-	-	-	-
			2:00 pm	28,0	33,0	9	40,0	34,0
			3:00 pm	28,0	33,0	9	41,0	34,0
			4:00 pm	28,0	33,0	9	40,0	34,0
ZRO	55	09/01/06	08:00 am	25,0	31,0	9	37,0	32,0
			10:00 am	26,0	31,0	9	37,0	31,0
			12:00 pm	27,0	32,0	9	39,0	32,0
			2:00 pm	28,0	33,0	9	41,0	35,0
			4:00 pm	28,0	33,0	9	41,0	35,0
LRO-Líquido	55	19/01/06	08:00 am	27,0	32,0	9	39,0	33,0
			10:00 am	27,0	32,0	9	40,0	33,0
			12:00 pm	28,0	33,0	9	41,0	35,0
			2:00 pm	28,0	33,0	9	41,0	35,0
			4:00 pm	28,0	33,0	9	41,0	34,0
LRO-Líquido	55	20/01/06	08:00 am	26,0	32,0	9	40,0	33,0
			10:00 am	26,0	31,0	9	37,5	31,7
			12:00 pm	26,0	31,0	9	37,5	31,5
			2:00 pm	-	-	-	-	-
			4:00 pm	-	-	-	-	-

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente	
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C	Flujo de agua (F <sub>agua</sub> ± 1) m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida (T <sub>C2</sub> ± 0,5)°C
S 28	77	24/01/06	08:00 am	29,0	34,0	9	41,0	35,0
			10:00 am	29,0	34,0	9	41,0	35,0
			12:00 pm	30,0	35,0	9	42,0	35,0
			2:00 pm	31,0	36,0	9	42,5	36,0
			4:00 pm	30,0	35,0	9	42,0	36,0
ZRO	55	27/01/06	08:00 am	30,0	35,0	9	41,5	35,0
			10:00 am	30,0	34,0	9	41,0	35,0
			12:00 pm	30,0	34,0	9	42,0	35,0
			2:00 pm	-	-	-	-	-
			4:00 pm	-	-	-	-	-

**Fuente: Propia**

**TABLA B.8**  
**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE**  
**INTERÉS DEL REACTOR 1D1 (PLANTA 1)**

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Flujo de agua ( $F_i \pm 1$ ) m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada del agua ( $T_E \pm 0,5$ )°C	Temperatura de salida del agua ( $T_s \pm 0,5$ )°C
AFS-L	70	06/12/05	10:00 am	8	14,0	20,0
			12:00 pm	8	14,0	20,0
			2:00 pm	8	16,0	22,0
			4:00 pm	8	16,0	20,0
AFS-L	70	07/12/05	08:00 am	8	18,0	24,0
			10:00 am	8	18,0	24,0
			12:00 pm	8	18,0	24,0
			2:00 pm	8	20,0	25,0
			4:00 pm	8	18,0	24,0
AFS-L	80	08/12/05	08:00 am	8	16,0	21,0
			10:00 am	8	18,0	23,0
			12:00 pm	8	18,0	23,0
			2:00 pm	8	18,0	23,0
			4:00 pm	8	18,0	23,0
AFS-L	80	09/12/05	08:00 am	8	16,0	21,0
			10:00 am	8	16,0	21,0
			12:00 pm	8	18,0	23,0
			2:00 pm	8	20,0	25,0
			4:00 pm	8	18,0	23,0
AFS-L	80	12/12/05	08:00 am	8	17,0	23,0
			10:00 am	8	18,0	23,0
			12:00 pm	8	18,0	23,0
			2:00 pm	8	20,0	25,0
			4:00 pm	8	20,0	25,0
AFS-L	80	13/12/05	08:00 am	8	16,0	21,0
			10:00 am	8	18,0	23,0
			12:00 pm	8	20,0	25,0
			2:00 pm	8	20,0	25,0
			4:00 pm	8	18,0	23,0
AFS-L	80	15/12/05	08:00 am	8	18,0	23,0
			10:00 am	8	17,0	22,0
			12:00 pm	8	18,0	23,0
			2:00 pm	8	20,0	24,0
			4:00 pm	8	20,0	24,0

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Flujo de agua (Fi ± 1) m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada del agua (T <sub>E</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida del agua (T <sub>S</sub> ± 0,5)°C
AFS-L	80	16/12/05	08:00 am	8	16,0	22,0
			10:00 am	8	16,0	21,0
			12:00 pm	8	18,0	23,0
			2:00 pm	8	18,0	23,0
			4:00 pm	8	20,0	25,0
AFS-L	82	04/01/06	08:00 am	8	16,0	20,0
			10:00 am	8	16,0	20,0
			12:00 pm	8	16,0	20,0
			2:00 pm	8	18,0	22,0
			4:00 pm	8	18,0	22,0
AFS-L	82	05/01/06	08:00 am	8	18,0	23,0
			10:00 am	8	20,0	24,0
			12:00 pm	8	22,0	26,0
			2:00 pm	8	22,0	26,0
			4:00 pm	8	20,0	24,0
AFS-L	82	06/01/06	08:00 am	8	18,0	22,0
			10:00 am	8	17,0	21,0
			12:00 pm	8	19,0	23,0
			2:00 pm	8	18,0	22,0
			4:00 pm	8	18,0	22,0
AFS-L	82	09/01/06	08:00 am	8	20,0	25,0
			10:00 am	8	20,0	25,0
			12:00 pm	8	20,0	24,0
			2:00 pm	8	22,0	26,0
			4:00 pm	8	22,0	26,0
AFS-L	82	11/01/06	08:00 am	8	19,0	24,0
			10:00 am	8	20,0	24,0
			12:00 pm	8	21,0	25,0
			2:00 pm	8	21,0	25,0
			4:00 pm	8	21,0	25,0
AFS-L	80	17/01/06	08:00 am	8	14,0	20,0
			10:00 am	8	14,0	20,0
			12:00 pm	8	16,0	21,0
			2:00 pm	8	20,0	25,0
			4:00 pm	8	21,0	26,0

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Flujo de agua (Fi ± 1) m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada del agua (T <sub>E</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida del agua (T <sub>S</sub> ± 0,5)°C
AFS-L	80	18/01/06	08:00 am	8	15,0	20,0
			10:00 am	8	15,0	20,0
			12:00 pm	8	14,0	18,0
			2:00 pm	8	18,0	23,0
			4:00 pm	8	18,0	23,0
AFS-L	80	19/01/06	08:00 am	8	15,0	21,0
			10:00 am	8	15,0	20,0
			12:00 pm	8	16,0	21,0
			2:00 pm	8	18,0	23,0
			4:00 pm	8	17,0	22,0
AFS-L	80	20/01/06	08:00 am	8	14	20
			10:00 am	8	15	20
			12:00 pm	8	16	21
			2:00 pm	8	17	22
			4:00 pm	8	16	22
AFS-L	82	24/01/06	08:00 am	8	30,0	35,0
			10:00 am	8	30,0	35,0
			12:00 pm	8	30,0	35,0
			2:00 pm	8	30,0	35,0
			4:00 pm	8	30,0	35,0

**Fuente: Propia**

**TABLA B.9**  
**VARIABLES NECESARIAS PARA LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE INTERÉS DEL INTERCAMBIADOR VN 202-1 (PLANTA 2)**

		Flujo de Agua de la Torre: 7,5m <sup>3</sup>					Flujo de Agua del Chiller: 10m <sup>3</sup>							
Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Temperaturas (K)		Aire de Proceso			Agua de Enfriamiento		Agua del Chiller P2		Condensado 1		Condensado 2	
		(T <sub>w</sub> ±0,01)	(T <sub>∞</sub> ±0,01)	(F <sub>aire</sub> ± 1) Nm <sup>3</sup> /h	(T <sub>Eaire</sub> ± 1)°C	(T <sub>Saire</sub> ± 1)°C	(T <sub>E,T</sub> ±0,5)°C	(T <sub>S,T</sub> ±0,5)°C	(T <sub>E,ch</sub> ± 3)°C	(T <sub>S,ch</sub> ± 0,5)°C	(M <sub>C1</sub> ± 0,0001)g	(t <sub>rec 1</sub> ± 0,01)s	(M <sub>C1</sub> ± 0,0001)g	(t <sub>rec 2</sub> ± 0,01)s
06/12/05	08:00 am	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	10:00 am	342,00	309,40	1230	135	18	30,0	33,0	8	13,0	175,4317	42,43	196,4602	16,63
	12:00 pm	342,20	308,90	1230	135	18	30,0	33,0	8	13,0	161,2128	34,97	204,4245	18,12
	2:00 pm	341,80	309,00	1240	135	18	30,0	33,0	10	15,0	171,9974	39,44	208,8850	19,68
	4:00 pm	342,00	309,70	1240	135	18	31,0	34,0	8	13,0	166,8212	36,76	188,0568	15,60
07/12/05	08:00 am	341,30	309,00	1230	140	18	30,0	33,0	8	13,0	159,8122	30,12	197,8417	19,40
	10:00 am	342,10	309,00	1220	138	18	30,0	33,0	8	13,0	167,6472	33,87	203,0814	20,67
	12:00 pm	342,20	308,90	1240	140	18	30,0	32,0	8	14,0	167,6110	33,90	189,5556	18,20
	2:00 pm	341,00	309,20	1220	140	18	31,0	34,0	10	15,0	163,8325	31,75	195,3052	19,03
	4:00 pm	342,20	309,70	1230	136	18	30,0	33,0	9	14,0	161,2604	30,46	196,4158	19,18
08/12/05	08:00 am	341,00	309,00	1250	138	18	29,0	32,0	10	15,0	171,7150	21,80	161,9074	21,70
	10:00 am	342,00	309,30	1240	139	18	29,0	32,0	10	15,0	175,6295	22,91	167,9820	22,39
	12:00 pm	342,20	309,20	1250	140	18	30,0	32,0	10	16,0	188,1311	23,10	185,0365	29,90
	2:00 pm	341,80	309,10	1230	140	18	32,0	35,0	9	14,0	178,2894	20,25	194,7156	34,40
	4:00 pm	342,00	309,50	1210	140	18	32,0	35,0	8	13,0	193,2768	20,21	170,9152	32,24
09/12/05	08:00 am	340,70	309,00	1250	135	18	30,0	32,5	8	13,0	186,0827	15,70	154,8930	37,30
	10:00 am	342,00	309,10	1250	135	18	30,0	33,0	9	14,0	195,4876	16,60	158,2269	39,90
	12:00 pm	341,30	308,90	1230	140	18	30,0	33,0	9	14,0	193,9748	15,31	157,9651	39,42
	2:00 pm	341,80	309,40	1230	140	18	31,0	34,0	10	15,0	195,6364	16,02	158,0387	40,80
	4:00 pm	342,00	309,70	1220	140	18	31,0	34,0	10	15,0	186,0925	15,72	163,6235	43,41

Flujo de Agua de la Torre: 7,5m <sup>3</sup>							Flujo de Agua del Chiller: 10m <sup>3</sup>							
Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Temperaturas (K)		Aire de Proceso			Agua de Enfriamiento		Agua del Chiller P2		Condensado 1		Condensado 2	
		(T <sub>w</sub> ±0,01)	(T <sub>∞</sub> ±0,01)	(F <sub>aire</sub> ± 1) Nm <sup>3</sup> /h	(T <sub>Eaire</sub> ± 1)°C	(T <sub>Saire</sub> ± 1)°C	(T <sub>E-T</sub> ±0,5)°C	(T <sub>S-T</sub> ±0,5)°C	(T <sub>Ech</sub> ± 3)°C	(T <sub>Sch</sub> ± 0,5)°C	(M <sub>C1</sub> ± 0,0001)g	(t <sub>rec 1</sub> ± 0,01)s	(M <sub>C1</sub> ± 0,0001)g	(t <sub>rec 2</sub> ±0,01)s
12/12/05	08:00 am	341,50	308,90	1250	138	18	29,0	32,0	11	16,0	173,2440	15,45	154,4868	42,30
	10:00 am	340,20	309,40	1270	140	18	30,0	32,0	10	16,0	172,1837	15,62	156,4100	44,02
	12:00 pm	340,80	309,90	1240	138	18	30,0	33,0	10	15,0	171,5785	14,94	156,3330	44,61
	2:00 pm	341,60	309,20	1230	140	18	30,0	33,0	11	16,0	176,0915	15,39	156,8269	44,20
	4:00 pm	342,80	309,50	1250	138	18	30,0	33,0	10	15,0	175,1228	15,25	156,7025	44,12
13/12/05	08:00 am	340,40	308,70	1220	136	18	29,0	32,0	10	15,0	185,7323	14,20	152,4521	42,11
	10:00 am	342,00	309,40	1230	136	18	30,0	33,0	10	15,0	188,1137	14,20	153,9753	44,00
	12:00 pm	341,20	308,90	1240	138	18	30,0	33,0	11	16,0	181,1593	15,22	152,9228	42,83
	2:00 pm	340,90	309,00	1250	140	18	30,0	33,0	12	17,0	185,8552	14,90	154,6742	44,11
	4:00 pm	341,00	309,10	1240	139	18	31,0	34,0	12	17,0	186,8121	15,64	153,0157	43,29
15/12/05	08:00 am	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	10:00 am	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	2:00 pm	341,20	309,90	1230	136	18	30,0	33,0	12	17	187,2569	14,31	148,8105	45,32
	3:00 pm	341,00	309,80	1250	140	18	31,0	34,0	12	17	193,8014	15,52	149,6206	45,30
	4:00 pm	340,90	309,70	1240	138	18	31,0	34,0	10	15	184,8940	14,63	146,7724	43,61
16/12/05	08:00 am	338,40	309,50	1240	135	18	29,0	32,0	8	13	197,0300	14,30	147,8997	49,21
	10:00 am	340,30	309,40	1250	138	18	30,0	33,0	7	12	197,0987	14,53	142,8257	45,42
	12:00 pm	341,20	309,90	1250	140	18	30,0	33,0	7	12	189,5134	13,71	142,5491	44,50
	2:00 pm	339,80	309,50	1250	140	18	31,0	34,0	8	13	197,9278	15,00	140,9035	43,84
	4:00 pm	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Flujo de Agua de la Torre: 7,5m <sup>3</sup>							Flujo de Agua del Chiller: 10m <sup>3</sup>							
Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Temperaturas (K)		Aire de Proceso			Agua de Enfriamiento		Agua del Chiller P2		Condensado 1		Condensado 2	
		(T <sub>w</sub> ±0,01)	(T <sub>∞</sub> ±0,01)	(F <sub>aire</sub> ± 1) Nm <sup>3</sup> /h	(T <sub>Eaire</sub> ± 1)°C	(T <sub>Saire</sub> ± 1)°C	(T <sub>ET</sub> ±0,5)°C	(T <sub>ST</sub> ±0,5)°C	(T <sub>Ech</sub> ± 3)°C	(T <sub>Sch</sub> ± 0,5)°C	(M <sub>C1</sub> ± 0,0001)g	(t <sub>rec1</sub> ± 0,01)s	(M <sub>C1</sub> ± 0,0001)g	(t <sub>rec2</sub> ± 0,01)s
04/01/06	08:00 am	341,90	309,20	1250	139	18	29,0	32,0	8	13,0	185,5781	15,10	161,2875	45,51
	10:00 am	342,10	309,00	1230	136	18	29,0	32,0	8	13,0	188,6214	14,90	158,6842	41,87
	12:00 pm	342,20	308,90	1230	140	18	29,0	32,0	9	14,0	187,2901	14,80	151,4598	37,60
	2:00 pm	342,50	309,00	1250	140	18	30,0	33,0	10	15,0	186,3956	15,04	154,5312	39,40
	4:00 pm	342,00	309,50	1250	140	18	30,0	33,0	9	14,0	185,2432	14,80	162,0008	45,20
05/01/06	08:00 am	341,90	309,20	1240	138	18	28,0	31,0	8	13,0	186,5786	16,10	160,4805	45,50
	10:00 am	342,10	309,00	1230	138	18	29,0	32,0	8	13,0	188,5327	15,90	159,6492	44,20
	12:00 pm	342,20	308,90	1250	140	18	30,0	33,0	9	14,0	189,3081	15,70	156,7215	41,50
	2:00 pm	342,50	309,00	1250	140	18	31,0	34,0	9	14,0	184,5467	15,30	160,8701	45,30
	4:00 pm	342,00	309,50	1240	138	18	31,0	34,0	9	14,0	184,8359	15,40	158,2678	42,90
06/01/06	08:00 am	341,90	309,20	1250	140	18	28,5	31,0	8	14,0	191,7493	16,00	160,8571	45,51
	10:00 am	342,10	309,00	1250	140	18	29,0	32,0	8	13,0	190,1247	15,90	159,4434	41,90
	12:00 pm	342,20	308,90	1250	140	18	30,0	33,0	10	15,0	188,2481	15,90	158,8311	42,50
	2:00 pm	342,50	309,00	1240	140	18	31,0	34,0	10	15,0	187,3573	15,40	160,0230	45,20
	4:00 pm	342,00	309,50	1240	138	18	28,0	31,0	10	15,0	186,1352	15,40	159,5208	41,90
09/01/06	08:00 am	338,40	309,50	1220	135	18	28,0	31,0	8	13,0	197,0300	14,30	147,8997	41,20
	10:00 am	340,30	309,40	1230	135	18	28,0	31,0	8	13,0	197,0987	14,50	149,8257	40,50
	12:00 pm	341,20	309,90	1230	135	18	29,0	32,0	8	13,0	189,5134	13,70	148,5491	41,10
	2:00 pm	341,20	309,90	1240	138	18	30,0	32,0	10	16,0	192,3458	14,20	148,6543	42,00
	4:00 pm	341,20	309,90	1220	135	18	30,0	33,0	10	15,0	196,1945	14,60	150,4782	42,10

Flujo de Agua de la Torre: 7,5m <sup>3</sup>							Flujo de Agua del Chiller: 10m <sup>3</sup>							
Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Temperaturas (K)		Aire de Proceso			Agua de Enfriamiento		Agua del Chiller P2		Condensado 1		Condensado 2	
		(T <sub>w</sub> ±0,01)	(T <sub>∞</sub> ±0,01)	(F <sub>aire</sub> ± 1) Nm <sup>3</sup> /h	(T <sub>Eaire</sub> ± 1)°C	(T <sub>Saire</sub> ± 1)°C	(T <sub>E,T</sub> ±0,5)°C	(T <sub>S,T</sub> ±0,5)°C	(T <sub>E,Ch</sub> ± 3)°C	(T <sub>S,Ch</sub> ± 0,5)°C	(M <sub>C1</sub> ± 0,0001)g	(t <sub>rec 1</sub> ± 0,01)s	(M <sub>C1</sub> ± 0,0001)g	(t <sub>rec 2</sub> ±0,01)s
11/01/06	08:00 am	341,90	309,20	1250	138	18	28,0	30,0	8	14,0	190,5245	16,10	162,3825	45,51
	10:00 am	342,10	309,00	1220	138	18	29,0	32,0	8	13,0	189,9627	14,90	156,6441	41,20
	12:00 pm	342,20	308,90	1240	140	18	30,0	33,0	9	14,0	186,2302	14,30	151,8315	37,50
	2:00 pm	342,50	309,00	1250	140	18	31,0	34,0	9	14,0	184,3993	15,03	162,0008	45,20
	4:00 pm	342,00	309,50	1240	140	18	30,0	33,0	9	14,0	185,8635	15,40	154,5268	39,40
16/01/06	08:00 am	338,40	309,50	1240	140	18	28,0	30,5	8	14,0	197,0300	14,30	147,8997	49,21
	10:00 am	340,30	309,40	1240	138	18	28,0	30,0	8	14,0	197,0987	14,53	142,8257	45,42
	12:00 pm	341,20	309,90	1250	140	18	28,0	30,0	8	14,0	189,5134	13,71	142,5491	44,5
	2:00 pm	339,80	309,50	1240	135	18	30,0	33,0	10	15,0	197,9278	15,00	140,9035	43,84
	4:00 pm	339,00	309,80	1230	130	18	30,0	32,5	10	15,0	202,7010	14,08	139,8348	44,61
17/01/06	08:00 am	338,40	309,50	1250	130	18	28,0	32,0	8	12	197,0300	14,30	147,8997	49,21
	10:00 am	340,30	309,40	1250	138	18	29,0	32,0	8	13	197,0987	14,53	142,8257	45,42
	12:00 pm	341,20	309,90	1250	140	18	30,0	33,0	8	13	189,5134	13,71	142,5491	44,50
	2:00 pm	339,80	309,50	1250	140	18	30,0	33,0	8	13	197,9278	15,00	140,9035	43,84
	4:00 pm	339,00	309,80	1250	138	18	29,0	32,0	8	13	202,7010	14,08	139,8348	44,61
18/01/06	08:00 am	338,40	309,50	1300	135	18	26,0	29,0	8	13	197,0300	14,30	147,8997	49,21
	10:00 am	340,30	309,40	1300	136	18	26,0	29,0	8	13	197,0987	14,53	142,8257	45,42
	12:00 pm	341,20	309,90	1310	135	18	27,0	30,0	8	13	189,5134	13,71	142,5491	44,50
	2:00 pm	339,80	309,50	1320	136	18	30,0	33,0	8	13	197,9278	15,00	140,9035	43,84
	4:00 pm	339,00	309,80	1300	135	18	30,0	33,0	8	13	202,7010	14,08	139,8348	44,61

Flujo de Agua de la Torre: 7,5m <sup>3</sup>							Flujo de Agua del Chiller: 10m <sup>3</sup>							
Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Temperaturas (K)		Aire de Proceso			Agua de Enfriamiento		Agua del Chiller P2		Condensado 1		Condensado 2	
		(T <sub>w</sub> ±0,01)	(T <sub>∞</sub> ±0,01)	(F <sub>aire</sub> ± 1) Nm <sup>3</sup> /h	(T <sub>Eaire</sub> ± 1)°C	(T <sub>Saire</sub> ± 1)°C	(T <sub>ET</sub> ±0,5)°C	(T <sub>ST</sub> ±0,5)°C	(T <sub>Ech</sub> ± 3)°C	(T <sub>Sch</sub> ± 0,5)°C	(M <sub>C1</sub> ± 0,0001)g	(t <sub>rec1</sub> ± 0,01)s	(M <sub>C1</sub> ± 0,0001)g	(t <sub>rec2</sub> ± 0,01)s
19/01/06	08:00 am	338,40	309,50	1280	135	18	26,0	29,0	8	13,0	197,0300	14,30	147,8997	49,21
	10:00 am	340,30	309,40	1300	135	18	28,0	31,0	8	13,0	197,0987	14,53	142,8257	45,42
	12:00 pm	341,20	309,90	1250	135	18	28,0	31,0	8	13,0	189,5134	13,71	142,5491	44,50
	2:00 pm	339,80	309,50	1280	135	18	28,0	31,0	8	13,0	197,9278	15,00	140,9035	43,84
	4:00 pm	339,00	309,80	1300	135	18	29,0	32,0	10	15,0	202,7010	14,08	139,8348	44,61
24/01/06	08:00 am	338,40	309,50	1250	138	18	30,0	33,0	8	13,0	197,0300	14,30	147,8997	49,21
	10:00 am	340,30	309,40	1250	135	18	30,0	33,0	8	13,0	197,0987	14,53	142,8257	45,42
	12:00 pm	341,20	309,90	1270	136	18	31,0	34,0	10	15,0	189,5134	13,71	142,5491	44,50
	2:00 pm	341,20	309,90	1240	135	18	30,0	33,0	11	16,0	184,9178	14,90	147,3143	44,01
	4:00 pm	341,20	309,90	1240	135	18	30,0	33,0	10	15,0	188,1708	14,80	147,4500	44,81

\*Masa del beaker vacío: 101,5025

**Fuente: Propia**

**TABLA B.10**
**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE INTERÉS DEL INTERCAMBIADOR HE 304-1 (PLANTA 2)**

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente	
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,01)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 1)°C	Flujo de agua (F <sub>agua</sub> ± 1)m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 0,01)°C	Temperatura de salida (T <sub>C2</sub> ± 0,01)°C
AFS-L	92	06/12/05	08:00 am	-	-	-	-	-
			10:00 am	34,67	41	24	384,88	39,85
			2:00 pm	34,57	41	24	385,8	39,63
			3:00 pm	35,01	41	24	387,52	40,03
			4:00 pm	34,87	41	24	386,9	40,27
AFS-L	92	07/12/05	08:00 am	34,63	41	24	387,14	40,16
			10:00 am	35,19	42	24	387,28	40,03
			12:00 pm	35,23	42	24	386,71	39,67
			2:00 pm	35,49	42	24	389,51	39,92
			4:00 pm	35,58	42	24	388,37	40,37
AFS-L	92	08/12/05	08:00 am	34,59	41	24	383,88	39,75
			10:00 am	35,45	42	24	386,32	39,96
			12:00 pm	35,19	42	24	388,65	39,74
			2:00 pm	35,18	42	24	387,8	39,75
			4:00 pm	35,33	42	24	390,27	39,93
AFS-L	92	09/12/05	08:00 am	35,24	42	24	390,06	39,82
			10:00 am	35,09	42	24	389,6	39,87
			12:00 pm	35,18	42	24	390,42	39,99
			2:00 pm	35,14	42	24	391,13	40,03
			4:00 pm	35,36	42	24	392,95	40,27

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente	
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,01)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 1)°C	Flujo de agua (F <sub>agua</sub> ± 1)m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 0,01)°C	Temperatura de salida (T <sub>C2</sub> ± 0,01)°C
LRO-P	65	12/12/05	08:00 am	34,72	41	24	343,27	39,41
			10:00 am	34,93	41	24	346,38	38,89
			2:00 pm	34,97	41	24	347,71	38,55
			3:00 pm	34,88	41	24	345,27	38,94
			4:00 pm	34,71	41	24	342,76	38,19
LRO-P	65	13/12/05	08:00 am	34,81	41	24	343,27	38,41
			10:00 am	35,79	42	24	346,38	38,59
			12:00 pm	34,72	41	24	347,71	38,55
			2:00 pm	34,71	41	24	345,27	38,34
			4:00 pm	34,92	41	24	342,76	38,19
ZRO	65	15/12/05	08:00 am	-	-	-	-	-
			10:00 am	-	-	-	-	-
			12:00 pm	33,52	40	24	315,26	37,39
			2:00 pm	33,48	40	24	316,35	37,43
			4:00 pm	33,41	40	24	314,61	37,67
XRO	50	16/12/05	08:00 am	34,65	41	24	312,02	36,95
			10:00 am	34,67	41	24	312,57	37,06
			12:00 pm	34,68	41	24	304,89	37,02
			2:00 pm	34,72	41	24	310,74	37,05
			4:00 pm	-	-	-	-	-

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente	
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,01)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 1)°C	Flujo de agua (F <sub>agua</sub> ± 1)m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 0,01)°C	Temperatura de salida (T <sub>C2</sub> ± 0,01)°C
AFS-L	84kg/h	04/01/06	08:00 am	28,65	35	24	375,57	46,2
			10:00 am	28,73	35	24	379,99	46,84
			2:00 pm	28,69	35	24	379,64	46,24
			3:00 pm	28,69	35	24	324,23	41,87
			4:00 pm	28,66	35	24	324,83	41,37
AFS-L	82kg/h	05/01/06	08:00 am	28,56	35	24	331,55	41,91
			10:00 am	28,68	35	24	332,17	42,73
			12:00 pm	28,46	35	24	333,39	39,18
			2:00 pm	28,39	35	24	330,57	37,93
			4:00 pm	28,51	35	24	330,17	37,99
AFS-L	81kg/h	06/01/06	08:00 am	27,52	34	24	330,64	36,99
			10:00 am	27,61	34	24	330,67	36,87
			12:00 pm	28,49	35	24	331,75	37,21
			2:00 pm	28,58	35	24	333,25	37,36
			4:00 pm	28,65	35	24	332,25	37,21
ZRO	55kg/h	09/01/06	08:00 am	27,47	34	24	287,27	49,9
			10:00 am	27,39	34	24	287,48	49,69
			12:00 pm	27,51	34	24	287,83	48,73
			2:00 pm	28,45	35	24	290,84	47,55
			4:00 pm	27,56	34	24	290,03	46,42

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente	
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,01)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 1)°C	Flujo de agua (F <sub>agua</sub> ± 1)m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 0,01)°C	Temperatura de salida (T <sub>C2</sub> ± 0,01)°C
AFS-L	95kg/h	11/01/06	08:00 am	28,46	35	24	332,97	39,26
			10:00 am	30,53	37	24	353,65	40,09
			2:00 pm	30,76	37	24	366,25	38,92
			3:00 pm	30,45	37	24	372,50	37,91
			4:00 pm	31,69	38	24	369,08	42,47
AFS-L	94kg/h	16/01/06	08:00 am	31,65	38	24	341,77	38,08
			10:00 am	32,74	39	24	342,00	37,97
			12:00 pm	32,62	39	24	342,00	38,02
			2:00 pm	32,59	39	24	341,00	37,88
			4:00 pm	31,52	38	24	342,30	37,61
AFS-L	94kg/h	17/01/06	08:00 am	31,45	38	24	343,73	36,81
			10:00 am	31,54	38	24	343,47	36,65
			12:00 pm	31,30	38	24	344,21	36,7
			2:00 pm	31,66	38	24	342,26	36,83
			4:00 pm	31,52	38	24	333,57	34,37
AFS-L	94kg/h	18/01/06	08:00 am	31,45	38	24	337,39	36,97
			10:00 am	31,70	38	24	339,56	37,27
			12:00 pm	33,59	40	24	341,20	37,22
			2:00 pm	33,60	40	24	343,89	37,18
			4:00 pm	33,48	40	24	343,54	37,10

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente	
				Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 0,01$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 1$ )°C	Flujo de agua ( $F_{\text{agua}} \pm 1$ )m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada ( $T_{C1} \pm 0,01$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{C2} \pm 0,01$ )°C
LRO-L	55kg/h	19/01/06	08:00 am	32,49	39	24000	337,39	36,97
			10:00 am	32,34	39	24000	339,56	37,27
			2:00 pm	33,52	40	24000	341,20	37,22
			3:00 pm	33,41	40	24000	343,89	37,18
			4:00 pm	34,53	41	24000	343,54	37,10
S-28	77kg/h	24/01/06	08:00 am	32,13	39	24000	337,39	36,97
			10:00 am	32,00	39	24000	339,56	37,27
			12:00 pm	33,17	40	24000	341,20	37,22
			2:00 pm	33,25	40	24000	343,89	37,18
			4:00 pm	33,06	40	24000	343,54	37,10

**Fuente: Propia**

**TABLA B.11**
**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE INTERÉS DEL INTERCAMBIADOR HE 701-1 (PLANTA 2)**

Producto en proceso	Flujo de Azufre kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente	
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C	Flujo de agua (F <sub>agua</sub> ± 1)m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida (T <sub>C2</sub> ± 0,5)°C
AFS-L	92kg/h	06/12/05	08:00 am	-	-	-	-	-
			10:00 am	28,0	31,0	10	35,0	31,0
			12:00 pm	28,0	31,0	10	35,0	31,0
			2:00 pm	29,0	32,0	10	36,0	32,0
			4:00 pm	29,0	32,0	10	36,0	32,0
AFS-L	92kg/h	07/12/05	08:00 am	26,0	29,0	10	32,0	29,0
			10:00 am	27,0	30,0	10	33,0	30,0
			12:00 pm	27,0	30,0	10	33,0	30,0
			2:00 pm	28,0	31,0	10	34,0	31,0
			4:00 pm	28,0	31,0	10	34,0	30,5
AFS-L	92kg/h	08/12/05	08:00 am	26,0	29,0	10	32,0	29,0
			10:00 am	27,0	30,0	10	32,5	29,0
			12:00 pm	27,0	30,0	10	33,0	30,0
			2:00 pm	27,0	30,0	10	33,0	30,0
			4:00 pm	28,0	30,0	10	33,0	30,0
AFS-L	92kg/h	09/12/05	08:00 am	27,0	30,0	10	33,0	30,0
			10:00 am	27,0	30,0	10	33,0	30,0
			12:00 pm	28,0	31,0	10	34,0	31,0
			2:00 pm	28,0	31,0	10	34,5	31,0
			4:00 pm	27,0	30,0	10	33,0	30,0

Producto en proceso	Flujo de Azufre kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente	
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C	Flujo de agua (F <sub>agua</sub> ± 1)m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida (T <sub>C2</sub> ± 0,5)°C
LROpasta	65	12/12/05	08:00 am	27,5	30,0	10	33,0	29,0
			10:00 am	27,0	30,0	10	33,0	30,0
			12:00 pm	28,5	31,0	10	34,0	31,0
			2:00 pm	29,0	32,0	10	35,0	32,0
			4:00 pm	29,0	32,0	10	35,5	32,0
LROpasta	65	13/12/05	08:00 am	25,5	28,0	10	31,0	28,0
			10:00 am	26,0	29,0	10	32,0	29,0
			12:00 pm	26,0	29,0	10	33,0	30,0
			2:00 pm	26,5	29,0	10	33,0	30,0
			4:00 pm	27,0	30,0	10	32,5	29,0
ZRO	65	15/12/05	08:00 am	-	-	-	-	-
			10:00 am	-	-	-	-	-
			2:00 pm	29,0	32,0	10	35,0	32,0
			3:00 pm	28,5	31,0	10	35,0	32,0
			4:00 pm	28,0	31,0	10	35,5	32,0
XRO	50	16/12/05	08:00 am	26,0	29,0	10	32,0	29,0
			10:00 am	26,0	29,0	10	32,0	29,0
			12:00 pm	27,5	30,0	10	33,0	30,0
			2:00 pm	27,0	30,0	10	33,0	30,0
			4:00 pm	-	-	-	-	-

Producto en proceso	Flujo de Azufre kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente	
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C	Flujo de agua (F <sub>agua</sub> ± 1)m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida (T <sub>C2</sub> ± 0,5)°C
AFS-L	84kg/h	04/01/06	08:00 am	27,0	30,0	10	34,0	30,0
			10:00 am	27,5	30,0	10	34,0	30,0
			12:00 pm	28,0	31,0	10	35,0	31,0
			2:00 pm	28,0	31,0	10	35,0	31,0
			4:00 pm	28,0	31,0	10	36,0	32,0
AFS-L	82kg/h	05/01/06	08:00 am	26,0	29,0	10	34,0	30,0
			10:00 am	26,0	29,0	10	33,0	29,0
			12:00 pm	27,0	30,0	10	34,0	30,0
			2:00 pm	27,0	30,0	10	34,0	30,0
			4:00 pm	26,0	29,0	10	34,0	30,0
AFS-L	81kg/h	06/01/06	08:00 am	26,0	29,0	10	33,0	30,0
			10:00 am	27,0	30,0	10	34,0	30,0
			12:00 pm	28,0	31,0	10	34,0	31,0
			2:00 pm	28,0	31,0	10	35,0	31,0
			4:00 pm	28,0	31,0	10	36,0	32,0
ZRO	55kg/h	09/01/06	08:00 am	25,0	28,0	10	33,0	29,0
			10:00 am	26,0	29,0	10	34,0	30,0
			12:00 pm	26,0	29,0	10	34,0	30,0
			2:00 pm	27,0	30,0	10	34,0	30,0
			4:00 pm	28,0	31,0	10	35,0	31,0

Producto en proceso	Flujo de Azufre kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente	
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C	Flujo de agua (F <sub>agua</sub> ± 1)m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida (T <sub>C2</sub> ± 0,5)°C
AFS-L	95kg/h	11/01/06	08:00 am	27,0	30,0	10	33,0	30,0
			10:00 am	27,0	30,0	10	33,0	30,0
			12:00 pm	28,0	31,0	10	34,0	31,0
			2:00 pm	29,0	32,0	10	35,0	32,0
			4:00 pm	29,0	32,0	10	35,0	32,0
AFS-L	94kg/h	16/01/06	08:00 am	26,0	29,0	10	34,0	30,0
			10:00 am	27,0	30,0	10	34,0	30,5
			12:00 pm	27,0	30,0	10	34,0	30,0
			2:00 pm	30,0	32,0	10	35,0	33,0
			4:00 pm	30,0	33,0	10	36,0	33,0
AFS-L	94kg/h	17/01/06	08:00 am	28,0	30,5	10	33,0	30,0
			10:00 am	29,0	32,0	10	35,0	32,0
			12:00 pm	29,0	32,0	10	35,0	32,0
			2:00 pm	29,0	31,5	10	35,0	32,0
			4:00 pm	29,0	32,0	10	36,0	33,0
AFS-L	94kg/h	18/01/06	08:00 am	29,0	32,0	10	35,0	32,0
			10:00 am	30,0	33,0	10	36,0	33,0
			12:00 pm	31,0	33,0	10	35,0	33,0
			2:00 pm	31,0	33,0	10	35,0	33,0
			4:00 pm	30,0	33,0	10	37,0	33,0

Producto en proceso	Flujo de Azufre kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente	
				Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 0,5$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 0,5$ )°C	Flujo de agua ( $F_{\text{agua}} \pm 1$ )m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada ( $T_{C1} \pm 0,5$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{C2} \pm 0,5$ )°C
LRO Líquido	55kg/h	19/01/06	08:00 am	26,0	29,0	10	33,5	30,0
			10:00 am	26,0	28,5	10	33,0	29,0
			12:00 pm	27,0	29,5	10	33,0	30,0
			2:00 pm	28,0	30,0	10	34,0	31,0
			4:00 pm	28,0	31,0	10	34,0	31,0
S 28	77kg/h	24/01/06	08:00 am	28,0	31,0	10	34,0	31,0
			10:00 am	28,0	31,0	10	35,0	32,0
			12:00 pm	29,0	32,0	10	35,0	32,0
			2:00 pm	29,0	32,0	10	35,0	32,0
			4:00 pm	30,0	33,0	10	36,0	33,0

**Fuente: Propia**

**TABLA B.12**
**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE INTERÉS DEL INTERCAMBIADOR HE 402-1 (PLANTA 2)**

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente
				Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 0,1$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 0,5$ )°C	Flujo de agua ( $F_i \pm 0,5$ ) m <sup>3</sup> /h	Temperatura de salida ( $T_{C2} \pm 0,5$ )°C
AFS-L	92	06/12/05	08:00 am				
			10:00 am	17,0	23,0	9,5	26,0
			12:00 pm	18,0	24,0	9,5	24,0
			2:00 pm	18,0	24,0	9,5	26,0
			4:00 pm	19,0	25,0	9,5	28,0
AFS-L	92	07/12/05	08:00 am	18,0	24,0	9,5	26,0
			10:00 am	18,0	24,0	9,5	25,0
			12:00 pm	19,0	25,0	9,5	27,0
			2:00 pm	17,0	23,0	9,5	25,0
			4:00 pm	18,0	24,0	9,5	28,0
AFS-L	92	08/12/05	08:00 am	16,0	22,0	9,5	25,0
			10:00 am	18,0	24,0	9,5	24,0
			12:00 pm	18,0	24,0	9,5	28,0
			2:00 pm	18,0	23,0	9,5	25,0
			4:00 pm	18,0	24,0	9,5	27,0
AFS-L	92	09/12/05	08:00 am	16,0	22,0	9,5	27,0
			10:00 am	16,0	22,0	9,5	23,0
			12:00 pm	20,0	25,0	9,5	28,0
			2:00 pm	18,0	24,0	9,5	25,0
			4:00 pm	18,0	24,0	9,5	28,0

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente
				Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 0,1$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 0,5$ )°C	Flujo de agua ( $F_i \pm 0,5$ ) m <sup>3</sup> /h	Temperatura de salida ( $T_{C2} \pm 0,5$ )°C
LROpasta	65	12/12/05	08:00 am	17,3	23,0	9,5	27,0
			10:00 am	19,6	25,0	9,5	26,0
			12:00 pm	19,4	25,0	9,5	28,0
			2:00 pm	20,2	26,0	9,5	26,0
			4:00 pm	19,7	25,0	9,5	27,0
LROpasta	65	13/12/05	08:00 am	16,5	22,0	9,5	24,0
			10:00 am	18,7	24,0	9,5	25,0
			12:00 pm	19,7	25,0	9,5	25,0
			2:00 pm	18,6	24,0	9,5	26,0
			4:00 pm	20,6	26,0	9,5	26,0
ZRO	65	15/12/05	08:00 am	-	-	-	-
			10:00 am	-	-	-	-
			2:00 pm	18,4	24,0	9,5	25,0
			3:00 pm	18,1	24,0	9,5	24,0
			4:00 pm	18,6	24,0	9,5	25,0
XRO	50	16/12/05	08:00 am	17,4	23,0	9,5	24,0
			10:00 am	17,3	23,0	9,5	25,0
			12:00 pm	17,7	23,0	9,5	25,0
			2:00 pm	18,6	24,0	9,5	25,0
			4:00 pm	-	-	-	-

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente
				Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 0,1$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 0,5$ )°C	Flujo de agua ( $F_i \pm 0,5$ ) m <sup>3</sup> /h	Temperatura de salida ( $T_{C2} \pm 0,5$ )°C
AFS-L	84kg/h	04/01/06	08:00 am	16,0	22,0	9,5	27,0
			10:00 am	18,0	24,0	9,5	27,0
			12:00 pm	18,0	24,0	9,5	29,0
			2:00 pm	20,0	25,0	9,5	28,0
			4:00 pm	20,0	26,0	9,5	26,0
AFS-L	82kg/h	05/01/06	08:00 am	18,0	24,0	9,5	27,0
			10:00 am	20,0	26,0	9,5	27,0
			12:00 pm	20,0	26,0	9,5	29,0
			2:00 pm	20,0	25,0	9,5	28,0
			4:00 pm	20,0	26,0	9,5	27,0
AFS-L	81kg/h	06/01/06	08:00 am	18,0	24,0	9,5	25,0
			10:00 am	16,0	22,0	9,5	25,0
			2:00 pm	18,0	24,0	9,5	26,0
			3:00 pm	18,0	24,0	9,5	26,0
			4:00 pm	18,0	24,0	9,5	29,0
ZRO	55kg/h	09/01/06	08:00 am	20,0	25,0	9,5	29,0
			10:00 am	20,0	25,0	9,5	29,0
			12:00 pm	20,0	26,0	9,5	30,0
			2:00 pm	21,0	27,0	9,5	30,0
			4:00 pm	20,0	26,0	9,5	31,0

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente
				Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 0,1$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 0,5$ )°C	Flujo de agua ( $F_i \pm 0,5$ ) m <sup>3</sup> /h	Temperatura de salida ( $T_{C2} \pm 0,5$ )°C
AFS-L	95kg/h	11/01/06	08:00 am	18,5	24,0	9,5	29,0
			10:00 am	19,0	25,0	9,5	29,0
			12:00 pm	19,3	25,0	9,5	30,0
			2:00 pm	20,1	25,0	9,5	30,0
			4:00 pm	21,0	26,0	9,5	30,0
AFS-L	94kg/h	16/01/06	08:00 am	18,0	24,0	9,5	27,0
			10:00 am	18,3	24,0	9,5	26,0
			12:00 pm	18,0	24,0	9,5	27,0
			2:00 pm	20,0	25,0	9,5	29,0
			4:00 pm	18,0	24,0	9,5	27,0
AFS-L	94kg/h	17/01/06	08:00 am	18,0	24,0	9,5	26,0
			10:00 am	18,0	24,0	9,5	27,0
			2:00 pm	18,0	24,0	9,5	27,0
			3:00 pm	22,0	27,0	9,5	27,0
			4:00 pm	21,0	26,0	9,5	26,0
AFS-L	94kg/h	18/01/06	08:00 am	20,0	26,0	9,5	30,0
			10:00 am	20,0	26,0	9,5	30,0
			12:00 pm	20,6	26,0	9,5	31,0
			2:00 pm	22,0	27,0	9,5	30,0
			4:00 pm	22,0	27,0	9,5	30,0

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente
				Temperatura de entrada ( $T_{F1} \pm 0,1$ )°C	Temperatura de salida ( $T_{F2} \pm 0,5$ )°C	Flujo de agua ( $F_i \pm 0,5$ ) m <sup>3</sup> /h	Temperatura de salida ( $T_{C2} \pm 0,5$ )°C
LRO-L	55kg/h	19/01/06	08:00 am	19,0	25,0	9,5	26,0
			10:00 am	18,0	24,0	9,5	27,0
			12:00 pm	18,0	24,0	9,5	27,0
			2:00 pm	20,0	25,0	9,5	27,0
			4:00 pm	20,0	26,0	9,5	26,0
S 28	77kg/h	24/01/06	08:00 am	18,0	24,0	9,5	26,0
			10:00 am	18,0	24,0	9,5	27,0
			12:00 pm	18,0	24,0	9,5	27,0
			2:00 pm	21,0	26,0	9,5	27,0
			4:00 pm	20,0	26,0	9,5	26,0

**Fuente: Propia**

**TABLA B.13**  
**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE INTERÉS DEL**  
**INTERCAMBIADOR HE 404-1 (PLANTA 2)**

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente	
				Flujo de Materia Prima (F <sub>MP</sub> ± 0,1)Kg/h	Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 1)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 1)°C	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida (T <sub>C2</sub> ± 1)°C
AFS-L	70	06/12/05	10:00 am	654,3	30	52	80	65
			12:00 pm	653,2	30	54	81	64
			2:00 pm	654,5	30	47	65	50
			4:00 pm	654,3	30	45	65	52
AFS-L	70	07/12/05	08:00 am	658,4	30	39	55,0	46
			10:00 am	658,5	30	39	54,0	46
			12:00 pm	658,5	30	41	55,0	47
			2:00 pm	659,0	30	41	56,0	47
AFS-L	80	08/12/05	4:00 pm	642,0	30	41	56,0	48
			08:00 am	658,5	30	52	85,0	62
			10:00 am	658,9	30	54	86,0	64
			12:00 pm	656,8	30	55	85,0	67
AFS-L	80	09/12/05	2:00 pm	659,7	30	56	87,0	66
			4:00 pm	659,8	30	49	65,0	50
			08:00 am	659,2	30	38	54,0	46
			10:00 am	655,9	30	39	55,0	46
AFS-L	80	09/12/05	12:00 pm	654,8	30	40	56,0	48
			2:00 pm	660,3	30	42	57,0	48
			4:00 pm	657,8	30	41	57,0	48
			08:00 am	552,1	30	52	83,0	60
LRO-P	65	12/12/05	10:00 am	553,1	30	50	81,0	64
			12:00 pm	553,5	30	50	85,0	66
			2:00 pm	553,8	30	50	86,0	68
			4:00 pm	552,7	30	50	65,0	51
LRO-P	65	13/12/05	08:00 am	553,5	30	53	85,0	61
			10:00 am	554,0	30	51	84,0	63
			12:00 pm	553,4	30	50	85,0	66
			2:00 pm	553,0	30	52	88,0	66
LRO-P	65	13/12/05	4:00 pm	552,9	30	53	65,0	51
			08:00 am	-	-	-	-	-
			10:00 am	-	-	-	-	-
			2:00 pm	530,4	30	39	63,0	58
ZRO	65	15/12/05	3:00 pm	532,3	30	40	62,0	57
			4:00 pm	530,9	30	39	64,0	59
			08:00 am	464,6	30	50	86,0	70
			10:00 am	463,1	30	50	86,0	69
XRO	50	16/12/05	12:00 pm	463,1	30	52	93,0	85
			2:00 pm	462,0	30	50	77,0	60
			4:00 pm	-	-	-	-	-
			08:00 am	593,3	30	53	89,0	70
AFS-L	84kg/h	04/01/06	10:00 am	555,3	30	53	89,0	70
			12:00 pm	555,9	30	55	88,0	69
			2:00 pm	552,5	30	58	90,0	70
			4:00 pm	552,6	30	49	70,0	60
AFS-L	82kg/h	05/01/06	08:00 am	566,4	30	45	75,0	66
			10:00 am	566,3	30	41	63,0	54
			12:00 pm	581,0	30	38	50,0	43
			2:00 pm	568,8	30	45	65,0	50
AFS-L	82kg/h	05/01/06	4:00 pm	568,6	30	45	65,0	50

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente	
				Flujo de Materia Prima (F <sub>MP</sub> ± 0,1)Kg/h	Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 1)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 1)°C	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida (T <sub>C2</sub> ± 1)°C
AFS-L	81kg/h	06/01/06	08:00 am	568,1	30	41	63,0	53
			10:00 am	571,9	30	42	65,0	54
			12:00 pm	575,1	30	44	65,0	55
			2:00 pm	564,2	30	47	67,0	55
			4:00 pm	564,0	30	47	67,0	55
ZRO	55kg/h	09/01/06	08:00 am	532,9	30	44	82,0	70
			10:00 am	532,8	30	44	82,0	69
			12:00 pm	536,1	30	45	81,0	68
			2:00 pm	540,9	30	48	85,0	70
			4:00 pm	540,1	30	48	85,0	71
AFS-L	95kg/h	11/01/06	08:00 am	680,0	30	43	50,0	39
			10:00 am	693,2	30	41	54,0	43
			12:00 pm	702,2	30	44	52,0	42
			2:00 pm	678,5	30	42	51,0	41
			4:00 pm	679,8	30	41	55,0	48
AFS-L	94kg/h	16/01/06	08:00 am	690,1	30	41	60,0	49
			10:00 am	690,4	30	42	62,0	51
			12:00 pm	683,0	30	40	50,0	40
			2:00 pm	679,3	30	43	52,0	40
			4:00 pm	686,9	30	45	52,0	43
AFS-L	94kg/h	17/01/06	08:00 am	687,4	30	39	50,0	39
			10:00 am	689,0	30	38	52,0	42
			12:00 pm	690,0	30	40	52,0	43
			2:00 pm	692,1	30	38	50,0	41
			4:00 pm	684,8	30	38	55,0	47
AFS-L	94kg/h	18/01/06	08:00 am	671,3	30	39	50,0	40
			10:00 am	680,0	30	39	49,0	39
			12:00 pm	678,4	30	38	49,0	40
			2:00 pm	678,9	30	38	52,0	41
			4:00 pm	679,9	30	40	50,0	41
LRO-L	55kg/h	19/01/06	08:00 am	567,3	30	39	55,0	43
			10:00 am	561,8	30	40	56,0	44
			2:00 pm	559,8	30	42	60,0	49
			3:00 pm	569,6	30	40	60,0	50
			4:00 pm	579,1	30	40	58,0	48
S 28	77kg/h	24/01/06	08:00 am	481,2	30	41	50,0	42
			10:00 am	475,4	30	41	51,0	42
			12:00 pm	480,5	30	40	49,0	41
			2:00 pm	478,4	30	40	48,0	40
			4:00 pm	481,7	30	42	50,0	40

**Fuente: Propia**

**TABLA B.14**

**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE INTERÉS DEL**

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Fluido Frío			Fluido Caliente	
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,1)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C	Flujo de agua (F <sub>i</sub> ± 1) m <sup>3</sup> /h	Temperatura de entrada (T <sub>C1</sub> ± 0,5)°C	Temperatura de salida (T <sub>C2</sub> ± 0,5)°C
LRO-Pasta	65	12/12/05	08:00 am	27,0	33,0	19000	47,0	40,0
			10:00 am	28,0	34,0	19000	48,0	41,0
			12:00 pm	28,0	34,0	19000	48,0	41,0
			2:00 pm	29,0	35,0	19000	48,0	41,0
			4:00 pm	30,0	36,0	19000	48,0	41,0
LRO-Pasta	65	13/12/05	08:00 am	26,0	32,0	19000	45,0	38,0
			10:00 am	26,0	32,0	19000	47,0	40,0
			12:00 pm	26,0	32,0	19000	48,0	41,0
			2:00 pm	27,0	32,0	19000	47,0	41,0
			4:00 pm	26,0	31,0	19000	47,0	41,0
XRO	50	16/12/05	08:00 am	27,0	32,0	19000	44,0	35,0
			10:00 am	27,0	33,0	19000	44,0	35,0
			12:00 pm	27,0	33,0	19000	43,0	36,0
			2:00 pm	26,0	32,0	19000	43,0	35,0
			4:00 pm	-	-	-	-	-
LRO-Pasta	55	25/01/06	08:00 am	26,6	32,0	19000	46,0	38,0
			10:00 am	27,7	33,0	19000	47,0	37,0
			12:00 pm	29,8	35,0	19000	49,0	41,0
			2:00 pm	28,8	34,0	19000	45,0	38,0

**INTERCAMBIADOR HE 501-1 (PLANTA 2)**

			4:00 pm	28,7	34,0	19000	46,0	37
LRO-Pasta	55	26/01/06	08:00 am	27,6	33,0	19000	45,0	38
			10:00 am	27,7	33,0	19000	45,0	38
			12:00 pm	28,7	34,0	19000	46,0	38
			2:00 pm	28,8	34,0	19000	46,0	37
			4:00 pm	28,8	34,0	19000	46,0	38
LRO-Pasta	55	27/01/06	08:00 am	27,7	33,0	19000	45,0	37
			10:00 am	27,5	33,0	19000	46,0	38
			12:00 pm	28,7	34,0	19000	46,0	38
			2:00 pm	-	-	-	-	-
			4:00 pm	-	-	-	-	-

*Fuente: Propia*

**TABLA B.15**

**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE INTERÉS DEL REACTOR VN401-1 (PLANTA 2)**

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Parte Superior			Parte Inferior	
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,1)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C	Flujo de Agua (F <sub>Ai</sub> ± 1)m <sup>3</sup>	Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,1)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C
AFS-L	92	06/12/05	08:00 am	-	-	-	-	-
			10:00 am	16,5	22,0	13	16,5	21,0
			12:00 pm	17,3	23,0	13	17,4	22,0
			2:00 pm	16,9	23,0	13	16,7	21,0
			4:00 pm	17,0	23,0	13	17,6	22,0
AFS-L	92	07/12/05	08:00 am	16,9	22,0	13	16,7	22,0
			10:00 am	17,3	23,0	13	16,9	22,0
			12:00 pm	17,0	23,0	13	17,0	22,0
			2:00 pm	17,5	23,0	13	18,0	23,0
			4:00 pm	17,2	23,0	13	18,2	23,0
AFS-L	92	08/12/05	08:00 am	16,7	22,0	13	16,9	22,0
			10:00 am	16,5	22,0	13	16,7	22,0
			12:00 pm	17,3	23,0	13	17,4	22,0
			2:00 pm	16,9	22,0	13	16,7	22,0
			4:00 pm	17,0	22,0	13	17,6	23,0
AFS-L	92	09/12/05	08:00 am	16,6	22,0	13	17,0	22,0
			10:00 am	16,9	22,0	13	17,2	22,0
			12:00 pm	17,1	22,0	13	17,0	22,0
			2:00 pm	17,4	23,0	13	16,9	22,0
			4:00 pm	17,3	23,0	13	17,6	23,0

				Parte Superior			Parte Inferior	
--	--	--	--	----------------	--	--	----------------	--

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,1)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C	Flujo de Agua (F <sub>Ai</sub> ± 1)m <sup>3</sup>	Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,1)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C
LRO-P	65	12/12/05	08:00 am	17,2	23,0	13	16,8	22,0
			10:00 am	16,5	22,0	13	17,0	22,0
			12:00 pm	17,1	23,0	13	17,8	23,0
			2:00 pm	17,1	23,0	13	18,0	23,0
			4:00 pm	17,3	23,0	13	18,1	23,0
LRO-P	65	13/12/05	08:00 am	16,9	22,0	13	16,7	22,0
			10:00 am	16,7	22,0	13	16,7	22,0
			12:00 pm	17,3	23,0	13	17,0	22,0
			2:00 pm	17,5	23,0	13	16,9	22,0
			4:00 pm	17,0	22,0	13	16,7	22,0
ZRO	65	15/12/05	08:00 am	-	-	-	-	-
			10:00 am	-	-	-	-	-
			2:00 pm	18,3	24,0	13	18,8	24,0
			3:00 pm	18,7	24,0	13	18,9	24,0
			4:00 pm	18,5	24,0	13	19,0	24,0
XRO	50	16/12/05	08:00 am	16,8	22,0	13	16,9	22,0
			10:00 am	16,8	22,0	13	16,9	22,0
			12:00 pm	17,4	23,0	13	17,0	22,0
			2:00 pm	17,5	23,0	13	17,8	23,0
			4:00 pm	-	-	-	-	-

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Parte Superior			Parte Inferior	
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,1)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C	Flujo de Agua (F <sub>Ai</sub> ± 1)m <sup>3</sup>	Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,1)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C
AFS-L	84	04/01/06	08:00 am	16,8	22,0	13	17,0	22,0
			10:00 am	16,9	22,0	13	17,2	22,0
			12:00 pm	16,8	22,0	13	17,1	22,0
			2:00 pm	17,6	23,0	13	17,7	23,0
			4:00 pm	17,0	22,0	13	17,8	23,0
AFS-L	82	05/01/06	08:00 am	17,5	23,0	13	17,0	22,0
			10:00 am	17,7	23,0	13	17,0	22,0
			12:00 pm	18,3	24,0	13	17,1	22,0
			2:00 pm	18,6	24,0	13	18,2	23,0
			4:00 pm	17,9	23,0	13	18,0	23,0
			08:00 am	17,1	22,0	13	17,2	22,0

AFS-L	81	06/01/06	10:00 am	17,2	22,0	13	17,2	22,0
			2:00 pm	17,0	22,0	13	17,1	22,0
			3:00 pm	17,8	23,0	13	18,1	23,0
			4:00 pm	17,6	23,0	13	18,3	23,0
ZRO	55	09/01/06	08:00 am	17,0	22,0	13	16,2	21,0
			10:00 am	17,0	22,0	13	16,3	21,0
			12:00 pm	16,8	22,0	13	17,4	22,0
			2:00 pm	17,1	22,0	13	17,3	22,0
			4:00 pm	17,1	22,0	13	18,2	23,0

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Parte Superior			Parte Inferior	
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,1)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C	Flujo de Agua (F <sub>Ai</sub> ± 1)m <sup>3</sup>	Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,1)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C
AFS-L	95	11/01/06	08:00 am	16,2	22,0	13	17,5	23,0
			10:00 am	16,9	23,0	13	17,7	23,0
			12:00 pm	17,3	23,0	13	17,4	23,0
			2:00 pm	16,8	23,0	13	18,2	24,0
			4:00 pm	17,0	23,0	13	18,1	24,0
AFS-L	93	16/01/06	08:00 am	16,5	22,0	13	16,7	22,0
			10:00 am	16,6	22,0	13	16,7	22,0
			12:00 pm	17,3	23,0	13	17,5	23,0
			2:00 pm	16,9	23,0	13	17,7	23,0
			4:00 pm	17,0	23,0	13	17,0	22,0
AFS-L	95	17/01/06	08:00 am	16,3	22,0	13	17,0	22,0
			10:00 am	16,7	22,0	13	16,9	22,0
			2:00 pm	17,4	23,0	13	17,6	23,0
			3:00 pm	16,4	22,0	13	17,5	23,0
			4:00 pm	17,6	23,0	13	17,5	23,0
AFS-L	94	18/01/06	08:00 am	17,2	23,0	13	17,3	22,0
			10:00 am	17,4	23,0	13	17,4	22,0
			12:00 pm	17,3	23,0	13	18,1	23,0
			2:00 pm	18,3	24,0	13	18,2	23,0
			4:00 pm	18,3	24,0	13	18,0	23,0

Producto en proceso	Flujo de Azufre Kg/h	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Parte Superior			Parte Inferior	
				Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,1)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C	Flujo de Agua (F <sub>Ai</sub> ± 1)m <sup>3</sup>	Temperatura de entrada (T <sub>F1</sub> ± 0,1)°C	Temperatura de salida (T <sub>F2</sub> ± 0,5)°C
LRO Líquido	55	19/01/06	08:00 am	16,7	22,0	13	16,3	21,0
			10:00 am	17,0	22,0	13	16,3	21,0
			12:00 pm	17,1	22,0	13	17,0	22,0
			2:00 pm	17,2	23,0	13	17,3	22,0
			4:00 pm	17,9	23,0	13	17,2	22,0
S 28	77	24/01/06	08:00 am	17,0	23,0	13	17,9	23,0
			10:00 am	17,2	23,0	13	18,1	23,0
			12:00 pm	17,3	23,0	13	17,3	22,0
			2:00 pm	18,2	24,0	13	18,2	23,0
			4:00 pm	17,9	24,0	13	17,7	23,0

*Fuente: Propia*

**TABLA B.16**  
**VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA DETERMINACIÓN DE LA CAPACIDAD DE ENFRIAMIENTO**  
**DE LOS CHILLERS DE LA PLANTA DE SULFONACIÓN**

Producto en proceso Planta 1	Producto en proceso Planta 2	Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Chiller Planta 1				Evaporador			
				Evaporador		Compresor		Temperatura de entrada del agua (T <sub>E1</sub> ± 1) °C	Temperatura de salida del agua (T <sub>S1</sub> ± 1) °C	Presión de baja (P <sub>B1</sub> ± 0,1) bar	Presión de alta (P <sub>A1</sub> ± 1) bar
				Temperatura de entrada del agua (T <sub>E2</sub> ± 1)	Tempo de del (T <sub>S</sub>						
AFS-L (80kg/h)	ZRSQ (65kg/h)	15/12/05	08:00 am	17	10	4,1	17	10	6		
			10:00 am	18	12	4,1	17	10	6		
			12:00 pm	18	12	4,1	17	10	6		
			2:00 pm	19	13	4,1	17	10	6		
			4:00 pm	18	12	4,1	17	10	6		
AFS-L (80kg/h)	XRSCL (90kg/h)	06/12/05	08:00 am	16	10	4,1	17	10	6		
			10:00 am	17	10	4,1	17	10	6		
			12:00 pm	18	11	4,1	17	10	6		
			2:00 pm	18	12	4,1	17	10	6		
			4:00 pm	18	12	4,1	17	10	6		
<del>AFS-L (80kg/h)</del>	<del>AFS-L (84kg/h)</del>	<del>08/12/05 04/01/06</del>	08:00 am	16	10	4,1	17	10	6		
			10:00 am	15	10	4,1	17	10	6		
			12:00 pm	18	10	4,1	17	10	6		
			2:00 pm	18	12	4,1	17	10	6		
			4:00 pm	18	12	4,1	17	10	6		
AFS-L (80kg/h)	AFS-L (82kg/h)	09/12/05	08:00 am	18	12	4,1	17	9	6		
			10:00 am	20	10	4,1	17	10	6		
			12:00 pm	20	12	4,1	17	9	6		
			2:00 pm	20	12	4,1	17	10	6		
			4:00 pm	20	12	4,1	17	10	6		
AFS-L (80kg/h)	LRS-P (85kg/h)	06/07/05	08:00 am	18	12	4,1	17	10	6		
			10:00 am	17	11	4,1	17	10	6		
			12:00 pm	19	13	4,1	17	10	6		
			2:00 pm	20	13	4,1	17	10	6		
			4:00 pm	18	12	4,1	17	10	6		
AFS-L (80kg/h)	LRSOP (65kg/h)	09/07/05	08:00 am	19	10	4,1	17	10	6		
			10:00 am	19	10	4,1	17	9	6		
			12:00 pm	20	12	4,1	17	10	6		
			2:00 pm	20	14	4,1	17	10	6		
			4:00 pm	20	12	4,1	17	10	6		

(82kg/h)	(84kg/h)	04/01/06	2:00 pm	18	12	4,1	17	11	7
			4:00 pm	17	11	4,1	17	9	5
AFS-L	AFS-L		08:00 am	18	12	4,1	17	9	5
			10:00 am	20	14	4,1	17	9	5
(82kg/h)	(82kg/h)	05/01/06	12:00 pm	20	14	4,1	17	9	5
Producto en	Producto en	Fecha de la	2:00 pm	20	Temperatura de	Temperatura de			
proceso	proceso	de la	4:00 pm	20	Bulbo Seco	Bulbo Húmedo			
AFS-L	AFS-L	de la	08:00 am	18	Entrada	Salida	Entrada	Salida	del agua
Planta 1	Planta 2	Medición	10:00 am	17	(T <sub>BS1</sub> ± 1)°F	(T <sub>BS2</sub> ± 1)°F	(T <sub>BH1</sub> ± 1)°F	(T <sub>BH2</sub> ± 1)°F	(T <sub>F</sub> + 0,5)°F
(82kg/h)	(81kg/h)	06/01/06	12:00 pm	19	13	4,1	17	10	6
			2:00 pm	19	13	4,1	17	11	7
			4:00 pm	18	11	4,1	17	10	6
AFS-L	AFS-L		08:00 am	19	75	84	4,1	73	82
AFS-L	ZBC	06/12/05	10:00 am	19	76	83	4,1	72	81
(76kg/h)	(92kg/h)	09/01/06	2:00 pm	20	74	84	4,1	72	82
(82kg/h)	(55kg/h)		4:00 pm	20	76	84	4,1	74	82
			08:00 am		74	84		72	82
									30,0

Fuente: propia

TABLA B.17  
VARIABLES INFLUYENTES EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS  
CARACTERÍSTICOS DE LA TORRE DE ENFRIAMIENTO Nº1

AFS-L (70kg/h)	AFS-L (92kg/h)	07/12/05	10:00 am	75	84	73	82	30.0
			12:00 pm	76	84	74	82	30.0
			2:00 pm	76	85	74	82	31.0
Producto en proceso	Producto en proceso	Fecha de la Medición	Medición	Entrada ( $T_{B1} + 1$ )°F	Salida ( $T_{B2} + 1$ )°F	Entrada ( $T_{B1} + 1$ )°F	Salida ( $T_{B2} + 1$ )°F	Temperatura de entrada de agua ( $T_E + 0.5$ )°F
Planta 1	Planta 2		08:00 am	74	84	72	82	29.0
AFS-L (80kg/h)	AFS-L (92kg/h)	08/12/05	10:00 am	75	84	73	82	30.0
			08:00 am	74	84	72	82	30.0
			12:00 pm	75	84	73	82	30.0
AFS-L (80kg/h)	LRO-Pasta (65kg/h)	12/12/05	10:00 am	74	84	72	82	31.0
			2:00 pm	76	83	72	81	30.0
			12:00 pm	76	84	74	82	31.0
			4:00 pm	74	86	72	84	32.0
			2:00 pm	75	84	73	82	32.0
			08:00 am	74	83	72	81	30.0
			4:00 pm	74	83	72	81	31.0
			10:00 am	74	84	72	82	30.0
AFS-L (80kg/h)	AFS-L (92kg/h)	09/12/05	08:00 am	75	84	73	82	30.0
			12:00 pm	74	84	72	82	30.0
			10:00 am	75	84	73	82	30.0
AFS-L (80kg/h)	LRO-Pasta (65kg/h)	13/12/05	2:00 pm	74	84	72	82	31.0
			12:00 pm	76	84	74	82	30.0
			4:00 pm	76	84	74	82	32.0
			2:00 pm	76	84	74	82	30.0
			4:00 pm	76	84	74	82	30.0

AFS-L (80kg/h)	ZRO (65kg/h)	15/12/05	08:00 am	74	84	72	82	30,0
			10:00 am	76	83	72	81	30,0
Producto en proceso Planta 1	Producto en proceso Planta 2	Fecha de la Medición	12:00 pm	Temperatura de 76 Bulbo Seco 84		Temperatura de 74 Bulbo Húmedo 82		30,0
			2:00 pm	76	84	74	82	de entrada
			4:00 pm	Entrada 75 (T <sub>BS1</sub> ± 1)°F	Salida 84 (T <sub>BS2</sub> ± 1)°F	Entrada 73 (T <sub>BH1</sub> ± 1)°F	Salida 82 (T <sub>BH2</sub> ± 1)°F	del agua 31,0 (T <sub>E</sub> ± 0,5)°C
AFS-L (80kg/h)	XRO (50kg/h)	16/12/05	08:00 am	75	84	73	82	29
			10:00 am	75	84	73	82	31,0
AFS-L (82kg/h)	AFS-L (84kg/h)	04/01/06	10:00 am	76	83	72	81	29
			12:00 pm	75	84	73	82	31,0
			12:00 pm	76	84	74	82	30
			2:00 pm	76	83	72	81	32,0
			2:00 pm	76	84	74	82	30
			4:00 pm	76	84	74	82	30
			4:00 pm	74	84	72	82	31,5
AFS-L (82kg/h)	AFS-L (82kg/h)	05/01/06	08:00 am	74	84	72	82	30,0
			10:00 am	76	83	72	81	30,0
			12:00 pm	74	86	72	84	32,0
			2:00 pm	76	84	74	82	31,0

			4:00 pm	74	84	72	82	31,0
			08:00 am	75	84	73	82	29,0
Proceso en (82kg/h) Planta 1	Proceso en (81kg/h) Planta 2	Fecha de la Medición 06/01/06	10:00 am	Temperatura de Bulbo Seco		Temperatura de Bulbo Húmedo		30,0
			12:00 pm	76	84	74	82	de 31,0
			Medición	Entrada	Salida	Entrada	Salida	del agua
			2:00 pm	(T <sub>BSE</sub> ± 1)°F	(T <sub>BSE</sub> ± 1)°F	(T <sub>BHE</sub> ± 1)°F	(T <sub>BHE</sub> ± 1)°F	(T <sub>E</sub> ± 0,5)°C
			4:00 pm	76	84	74	82	31,0
AFS-L (82kg/h) AFS-L (82kg/h)	AFS-L ZRO (95kg/h) (55kg/h)	11/01/06 09/01/06	08:00 am	74	84	72	82	30,0
			08:00 am	75	84	73	82	30,0
			10:00 am	75	84	73	82	30,0
			10:00 am	75	84	73	82	30,0
			12:00 pm	75	84	73	82	31,0
			12:00 pm	76	84	74	82	31,0
			2:00 pm	75	85	73	82	32,0
			2:00 pm	76	84	74	82	31,0
			4:00 pm	74	85	72	83	31,5
			4:00 pm	75	84	73	82	30,0
			08:00 am	75	84	73	82	29,0
AFS-L (80kg/h)	AFS-L (93kg/h)	16/01/06	10:00 am	76	83	72	81	30,0
			12:00 pm	76	84	74	82	30,0
			2:00 pm	74	84	72	82	31,0

			4:00 pm	74	84	72	82	31,0
			08:00 am	76	84	73	82	31,0
Producto en AFS-L	Producto en AFS-L	Fecha de la Medición	10:00 am	76	84	73	82	Temperatura de entrada de agua
(80kg/h)	(95kg/h)	17/01/06	12:00 pm	76	84	74	82	30,0
Producto en proceso	Producto en proceso	Fecha de la Medición	08:00 am	74	84	72	82	de 20:50 a
AFS-L	AFS-L	19/01/06	10:00 am	76	85	74	82	31,0
(80kg/h)	(55kg/h)	18/01/06	12:00 pm	76	84	74	82	32,0
AFS-L	AFS-L	18/01/06	2:00 pm	76	84	74	82	32,0
(80kg/h)	(94kg/h)	06/12/05	4:00 pm	76	84	74	82	32,0
AFS-L	AFS-L	06/12/05	08:00 am	76	85	75	81	30,0
(70kg/h)	(92kg/h)	06/12/05	10:00 am	75	84	73	82	31,0
AFS-L	S-28	24/01/06	12:00 pm	75	84	73	82	32,0
(82kg/h)	(77kg/h)	24/01/06	2:00 pm	76	83	72	81	31,5
			4:00 pm	76	84	74	82	31,0

Fuente: Propia

TABLA B.18  
VARIABLES INFLUYENTES EN LA DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS  
CARACTERÍSTICOS DE LA TORRE DE ENFRIAMIENTO N°2

			4:00 pm	74	84	72	82	31,0
			08:00 am	74	84	72	82	30,0
AFS-I Producto en (70kg/h) proceso  Planta 1	AFS-I Producto en (92kg/h) proceso  Planta 2	Fecha de la 07/12/05 Medición	10:00 am	75	84	73	82	30,0
			Medición	Entrada (T <sub>En1</sub> ± 1)°F	Salida (T <sub>So1</sub> ± 1)°F	Entrada (T <sub>En2</sub> ± 1)°F	Salida (T <sub>So2</sub> ± 1)°F	Temperatura de entrada de agua (T <sub>E</sub> ± 0,5)
			2:00 pm	76	85	74	82	31,0
			4:00 pm	74	86	72	84	32,0
AFS-L (80kg/h)	LRO-P AFS-L (65kg/h) (92kg/h)	10/12/05	08:00 am	74	84	72	82	30,0
			08:00 am	74	84	72	82	29,0
			10:00 am	74	84	72	82	31,0
			10:00 am	75	84	73	82	30,0
			12:00 pm	76	84	74	82	31,0
			12:00 pm	75	84	73	82	30,0
			2:00 pm	75	84	73	82	32,0
			2:00 pm	76	83	72	81	30,0
			4:00 pm	74	83	72	81	31,0
			4:00 pm	74	86	72	84	32,0
AFS-L AFS-L (80kg/h)	LRO-P AFS-L (65kg/h) (92kg/h)	13/12/05	08:00 am	75	84	73	82	30,0
			08:00 am	74	83	72	81	30,0
			10:00 am	75	84	73	82	30,0
			10:00 am	74	84	72	82	30,0
			12:00 pm	76	84	74	82	30,0
			12:00 pm	74	84	72	82	30,0
			2:00 pm	76	84	74	82	30,0
			2:00 pm	74	84	72	82	31,0
			4:00 pm	76	84	74	82	30,0
			4:00 pm	76	84	74	82	32,0

			08:00 am	75	84	73	82	30,0
			10:00 am	76	83	72	81	30,0
AFS-L (80kg/h) Producto en proceso Planta 1	ZRO (65kg/h) Producto en proceso Planta 2	15/12/05 Fecha de la Medición	12:00 pm	74	84	72	82	30,0
			2:00 pm	76	84	74	82	31,0
			Medición	Entrada (TBS1 ± 1)°F	Salida (TBS2 ± 1)°F	Entrada (TBH1 ± 1)°F	Salida (TBH2 ± 1)°F	Temperatura de entrada del agua (TE ± 0,5)°C
				75	84	73	82	31,0
AFS-L (80kg/h) (82kg/h)	XRO (50kg/h) (84kg/h)	16/12/05 04/01/06	08:00 am	74	84	72	82	29
			08:00 am	75	84	73	82	31,0
			10:00 am	75	84	73	82	29
			10:00 am	76	83	72	81	31,0
			12:00 pm	75	84	73	82	30
			12:00 pm	76	84	74	82	32,0
			2:00 pm	76	83	72	81	30
			2:00 pm	76	84	74	82	32,0
			4:00 pm	76	84	74	82	30
	4:00 pm	74	84	72	82	31,5		
AFS-L (82kg/h)	AFS-L (82kg/h)	05/01/06	08:00 am	74	84	72	82	30,0
			10:00 am	76	83	72	81	30,0
			12:00 pm	74	86	72	84	32,0
			2:00 pm	76	84	74	82	31,0

			4:00 pm	74	84	72	82	31,0
			08:00 am	75	84	73	82	29,0
Proceso en (82kg/h) Planta 1	Proceso en (81kg/h) Planta 2	Fecha de la Medición 06/01/06	10:00 am	76	83	72	81	30,0
			12:00 pm	76	84	74	82	30,0
			Medición	Entrada (T <sub>BS1</sub> ± 1)°F	Salida (T <sub>BS2</sub> ± 1)°F	Entrada (T <sub>BH1</sub> ± 1)°F	Salida (T <sub>BH2</sub> ± 1)°F	Temperatura del agua (T <sub>E</sub> ± 0,5)
			4:00 pm	76	84	74	82	31,0
AFS-L (82kg/h) AFS-L (82kg/h)	AFS-L ZRO (95kg/h) (55kg/h)	11/01/06 09/01/06	08:00 am	74	84	72	82	30,0
			08:00 am	75	84	73	82	30,0
			10:00 am	75	84	73	82	30,0
			10:00 am	75	84	73	82	30,0
			12:00 pm	76	84	74	82	31,0
			12:00 pm	74	84	72	82	31,0
			2:00 pm	76	85	74	82	32,0
			2:00 pm	76	84	74	82	31,0
			4:00 pm	74	86	72	84	31,5
			4:00 pm	75	84	73	82	30,0
AFS-L (80kg/h)	AFS-L (93kg/h)	16/01/06	08:00 am	75	84	73	82	29,0
			10:00 am	76	83	72	81	30,0
			12:00 pm	76	84	74	82	30,0
			2:00 pm	74	84	72	82	31,0

			4:00 pm	74	84	72	82	31,0
			08:00 am	76	84	73	82	31,0
Producto en AFS-L proceso (80kg/h) Planta 1	Producto en AFS-L proceso (95kg/h) Planta 2	Fecha de la Medición	10:00 am	76	84	73	82	31,0
			12:00 pm	76	84	74	82	31,0
			2:00 pm	76	85	74	82	32,0
			4:00 pm	76	85	74	82	31,0
			08:00 am	74	84	72	82	29,5
			08:00 am	74	83	72	81	32,0
			10:00 am	75	84	73	82	29,0
			10:00 am	76	83	72	81	32,0
			12:00 pm	76	84	74	82	30,0
			12:00 pm	76	84	74	82	32,0
			2:00 pm	76	84	74	82	32,0
			2:00 pm	76	83	72	81	32,0
			4:00 pm	76	84	74	82	32,0
			4:00 pm	74	85	72	83	33,0
			08:00 am	74	83	72	81	30,0
AFS-L (80kg/h)	LRO-L (55kg/h)	20/01/06	10:00 am	75	84	73	82	30,0
			12:00 pm	76	84	74	82	32,0
			2:00 pm	76	85	74	83	32,0
			4:00 pm	76	85	74	83	32,0
AFS-L (82kg/h)	S-28 (77kg/h)	24/01/06	08:00 am	75	84	73	82	31,0
			10:00 am	75	84	73	82	31,0
			12:00 pm	75	84	73	82	32,0
			2:00 pm	76	83	72	81	31,5
			4:00 pm	76	84	74	82	31,0

Fuente: Propia

### C. RESULTADOS OBTENIDOS

En este apéndice, se exponen los resultados obtenidos de forma tabulada y a través de gráficas de cada uno de los objetivos, para una mayor comprensión del trabajo realizado en la presente investigación.

**TABLA C.1**

**CALOR TOTAL ABSORBIDO POR EL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DEL VN202-1**

Fecha de la Medición	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	Hora de la Medición	Agua Torres	Agua Chiller P2	Calor Total Absorbido (Q <sub>abs</sub> ±18500)kcal/h
				Calor Absorbido (Q <sub>abs T</sub> ± 7200) kcal/h	Calor Absorbido (Q <sub>abs CH</sub> ± 11300) kcal/h	
06/12/05	AFS-L	92	08:00 am	-	-	-
			10:00 am	22414	49450	71864
			12:00 pm	22414	49450	71864
			02:00 pm	22414	49489	71903
			04:00 pm	22421	49450	71871
07/12/05	AFS-L	92	08:00 am	22414	49450	71864
			10:00 am	22414	49450	71864
			12:00 pm	14941	59351	74292
			02:00 pm	22421	49489	71910
08/12/05	AFS-L	92	04:00 pm	22414	49469	71884
			08:00 am	22408	49489	71896
			10:00 am	22408	49489	71896
			12:00 pm	14941	59398	74339
09/12/05	AFS-L	92	02:00 pm	22428	49469	71897
			04:00 pm	22428	49450	71877
			08:00 am	18677	49450	68127
			10:00 am	22414	49469	71884
			12:00 pm	22414	49469	71884
12/12/05	LRO-P	65	02:00 pm	22421	49489	71910
			04:00 pm	22421	49489	71910
			08:00 am	22408	49508	71916
			10:00 am	14941	59398	74339
			12:00 pm	22414	49489	71903
13/12/05	LRO-P	65	02:00 pm	22414	49508	71922
			04:00 pm	22414	49489	71903
			08:00 am	22408	49489	71896
			10:00 am	22414	49489	71903
			12:00 pm	22414	49508	71922
15/12/05	ZRO	65	02:00 pm	22414	49527	71941
			03:00 pm	22421	49527	71948
			04:00 pm	22421	49489	71910
			08:00 am	-	-	-
			10:00 am	-	-	-
16/12/05	XRO	50	02:00 pm	22421	49489	71910
			04:00 pm	22421	49489	71910
			08:00 am	49450	49450	71857
			10:00 am	49430	49430	71844
			12:00 pm	49430	49430	71844
			02:00 pm	49450	49450	71871
			04:00 pm	-	-	-
Fecha de la Medición	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	Hora de la Medición	Agua Torres	Agua Chiller P2	Calor Total Absorbido <sup>301</sup> (Q <sub>abs</sub> ±18500)kcal/h
				Calor Absorbido (Q <sub>abs T</sub> ± 7200) kcal/h	Calor Absorbido (Q <sub>abs CH</sub> ± 11300) kcal/h	

04/01/06	AFS-L	84	08:00 am	22408	49450	71857
			10:00 am	22408	49450	71857
			12:00 pm	22408	49469	71877
			02:00 pm	22414	49489	71903
			04:00 pm	22408	49469	71884
05/01/06	AFS-L	82	08:00 am	22401	49450	71851
			10:00 am	22408	49450	71857
			12:00 pm	22414	49469	71884
			02:00 pm	22421	49469	71890
			04:00 pm	22421	49469	71890
06/01/06	AFS-L	81	08:00 am	18669	59351	78020
			10:00 am	22408	49450	71857
			12:00 pm	22408	49489	71896
			02:00 pm	22414	49489	71903
			04:00 pm	22421	49489	71910
09/01/06	ZRO	55	08:00 am	22401	49450	71851
			10:00 am	22401	49450	71851
			12:00 pm	22408	49450	71857
			02:00 pm	14941	59398	74339
			04:00 pm	22414	49489	71903
11/01/06	AFS-L	95	08:00 am	14932	59351	74283
			10:00 am	22408	49450	71857
			12:00 pm	22414	49469	71884
			02:00 pm	22421	49469	71890
			04:00 pm	22414	49469	71884
16/01/06	AFS-L	94	08:00 am	18666	59351	78017
			10:00 am	14932	59351	74283
			12:00 pm	14932	59351	74283
			02:00 pm	22414	49489	71903
			04:00 pm	18677	49489	68166
17/01/06	AFS-L	94	08:00 am	29872	39552	69424
			10:00 am	22408	49450	71857
			12:00 pm	22414	49450	71864
			02:00 pm	22414	49450	71864
			04:00 pm	22408	49450	71857
18/01/06	AFS-L	94	08:00 am	22387	49450	71837
			10:00 am	22387	49450	71837
			12:00 pm	22394	49450	71844
			02:00 pm	22414	49450	71864
			04:00 pm	22414	49450	71864
19/01/06	LRO-L	55	08:00 am	22387	49450	71837
			10:00 am	22401	49450	71851
			12:00 pm	22401	49450	71851
			02:00 pm	22401	49450	71851
			04:00 pm	22408	49489	71896
24/01/06	S-28	77	08:00 am	22414	49450	71864
			10:00 am	22414	49450	71864
			12:00 pm	22421	49489	71910
			02:00 pm	22414	49508	71922
			04:00 pm	22414	49489	71903

Fuente: propia

TABLA C.3

302

PÉRDIDAS DE CALOR AL AMBIENTE DEL INTERCAMBIADOR VN202-1

Fecha de la Medición	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	Hora de la Medición	Pérdidas de Calor al Ambiente ( $Q_{amb \pm 1}$ ) kcal/h
			08:00 am	-

06/12/05	AFS-L	92	10:00 am	454
			12:00 pm	467
			02:00 pm	458
			04:00 pm	449
07/12/05	AFS-L	92	08:00 am	449
			10:00 am	463
			12:00 pm	467
			02:00 pm	441
08/12/05	AFS-L	92	04:00 pm	453
			08:00 am	444
			10:00 am	456
			12:00 pm	461
09/12/05	AFS-L	92	02:00 pm	456
			04:00 pm	453
			08:00 am	439
			10:00 am	460
12/12/05	LRO-P	65	12:00 pm	451
			02:00 pm	451
			04:00 pm	449
			08:00 am	454
13/12/05	LRO-P	65	10:00 am	423
			12:00 pm	425
			02:00 pm	451
			04:00 pm	467
15/12/05	ZRO	65	08:00 am	439
			10:00 am	454
			12:00 pm	449
			02:00 pm	442
16/12/05	XRO	50	04:00 pm	442
			08:00 am	391
			10:00 am	425
			12:00 pm	432
04/01/06	AFS-L	84	02:00 pm	415
			04:00 pm	-
			08:00 am	456
			10:00 am	463
			12:00 pm	467
			02:00 pm	470
			04:00 pm	453

Fecha de la Medición	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	Hora de la Medición	Pérdidas de Calor al Ambiente ( $Q_{amb} \pm 1$ ) kcal/h
05/01/06	AFS-L	82	08:00 am	456
			10:00 am	463
			12:00 pm	467
			02:00 pm	470
			04:00 pm	453
06/01/06	AFS-L	81	08:00 am	456
			10:00 am	463
			12:00 pm	467
			02:00 pm	470

			04:00 pm	453
09/01/06	ZRO	55	08:00 am	456
			10:00 am	463
			12:00 pm	467
			02:00 pm	470
			04:00 pm	453
11/01/06	AFS-L	95	08:00 am	391
			10:00 am	425
			12:00 pm	432
			02:00 pm	432
			04:00 pm	432
16/01/06	AFS-L	94	08:00 am	456
			10:00 am	463
			12:00 pm	467
			02:00 pm	470
			04:00 pm	453
17/01/06	AFS-L	94	08:00 am	391
			10:00 am	425
			12:00 pm	432
			02:00 pm	415
			04:00 pm	396
18/01/06	AFS-L	94	08:00 am	391
			10:00 am	425
			12:00 pm	432
			02:00 pm	415
			04:00 pm	396
19/01/06	LRO-L	55	08:00 am	391
			10:00 am	425
			12:00 pm	432
			02:00 pm	415
			04:00 pm	396
24/01/06	S-28	77	08:00 am	391
			10:00 am	425
			12:00 pm	432
			02:00 pm	432
			04:00 pm	432

*Fuente: propia*

**TABLA C.11**  
**CAPACIDAD TOTAL DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE LA**  
**PLANTA DE SULFONACIÓN**

307

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Capacidad de Enfriamiento Total ( $CE_T \pm 40380$ ) kcal/h
06/12/05	08:00 am	-
	10:00 am	678657
	12:00 pm	680083
	02:00 pm	681820
	04:00 pm	677738
	08:00 am	681727
	10:00 am	694828
	12:00 pm	676103

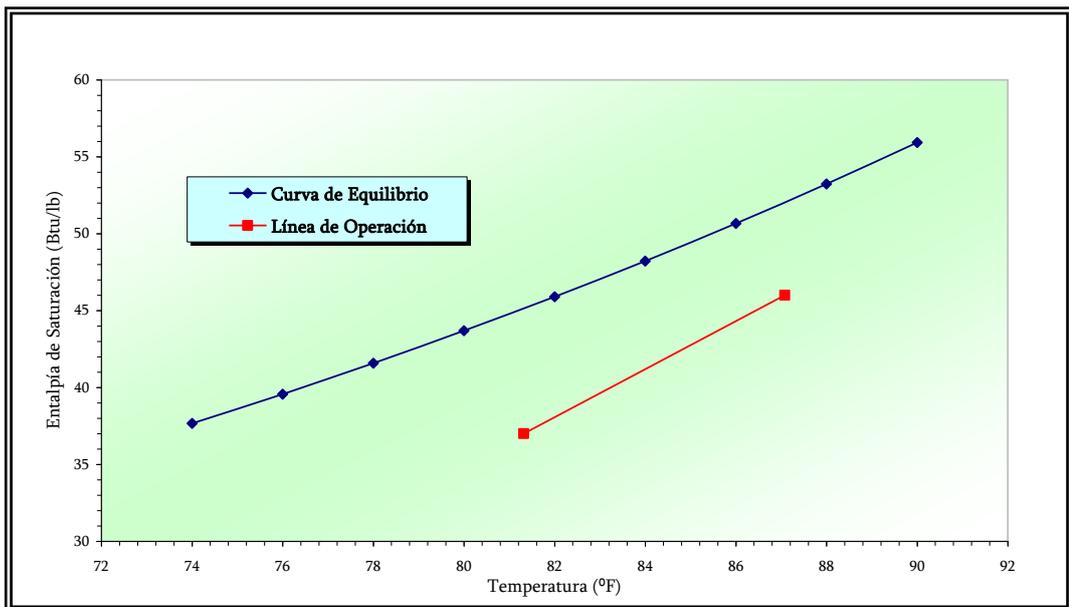
312

07/12/05	02:00 pm	676135
	04:00 pm	837426
08/12/05	08:00 am	682259
	10:00 am	678537
	12:00 pm	677776
	02:00 pm	677622
	04:00 pm	840874
09/12/05	08:00 am	692561
	10:00 am	681113
	12:00 pm	681550
	02:00 pm	681595
12/12/05	04:00 pm	676505
	08:00 am	705778
	10:00 am	679922
	12:00 pm	676183
	02:00 pm	695330
13/12/05	04:00 pm	679833
	08:00 am	695582
	10:00 am	695725
	12:00 pm	706739
	02:00 pm	678268
15/12/05	04:00 pm	679970
	08:00 am	697403
	10:00 am	678788
	12:00 pm	678755
	02:00 pm	676036
16/12/05	04:00 pm	706828
	08:00 am	697067
	10:00 am	720559
	12:00 pm	695435
	02:00 pm	705836
04/01/06	04:00 pm	-
	08:00 am	705060
	10:00 am	678484
	12:00 pm	693086
	02:00 pm	678425
	04:00 pm	722639

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Capacidad de Enfriamiento Total ( $CE_T \pm 40380$ ) kcal/h
05/01/06	08:00 am	682982
	10:00 am	676944
	12:00 pm	839668
	02:00 pm	704210
	04:00 pm	682689
06/01/06	08:00 am	677893
	10:00 am	678752
	12:00 pm	677867
	02:00 pm	678644
09/01/06	04:00 pm	695693
	08:00 am	678637
	10:00 am	679014
	12:00 pm	679986
	02:00 pm	678818
	04:00 pm	679094

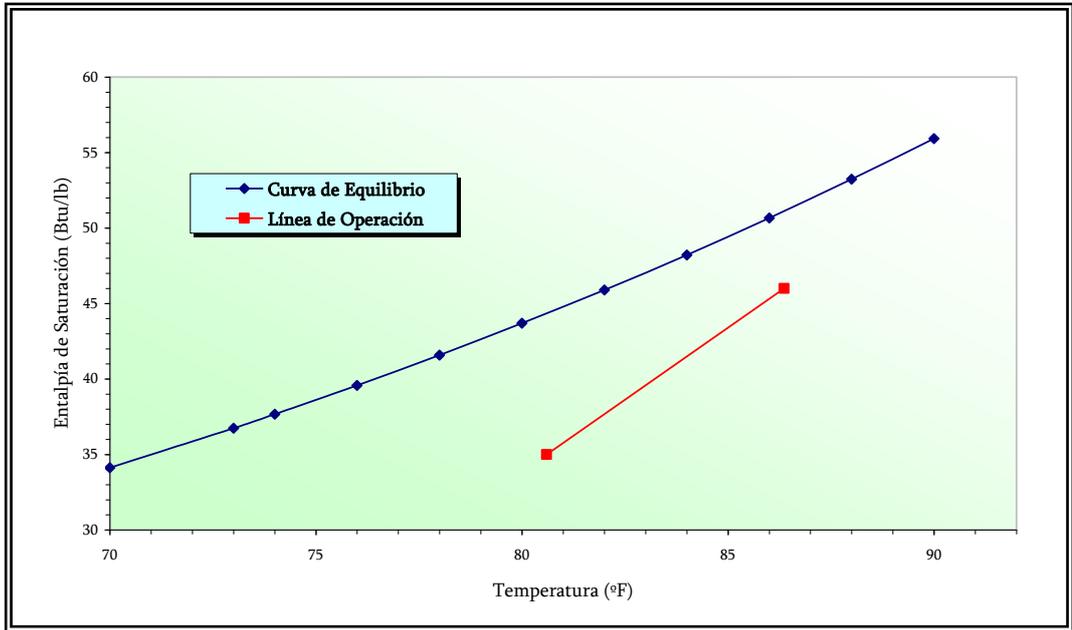
11/01/06	08:00 am	687324
	10:00 am	678305
	12:00 pm	677631
	02:00 pm	681346
	04:00 pm	764004
17/01/06	08:00 am	679924
	10:00 am	694851
	12:00 pm	675561
	02:00 pm	678798
	04:00 pm	679086
18/01/06	08:00 am	699673
	10:00 am	675126
	12:00 pm	674235
	02:00 pm	673882
	04:00 pm	766550
19/01/06	08:00 am	740820
	10:00 am	683815
	12:00 pm	677576
	02:00 pm	663994
	04:00 pm	721152
24/01/06	08:00 am	677964
	10:00 am	708452
	12:00 pm	681097
	02:00 pm	680239
	04:00 pm	694227

*Fuente: propia*



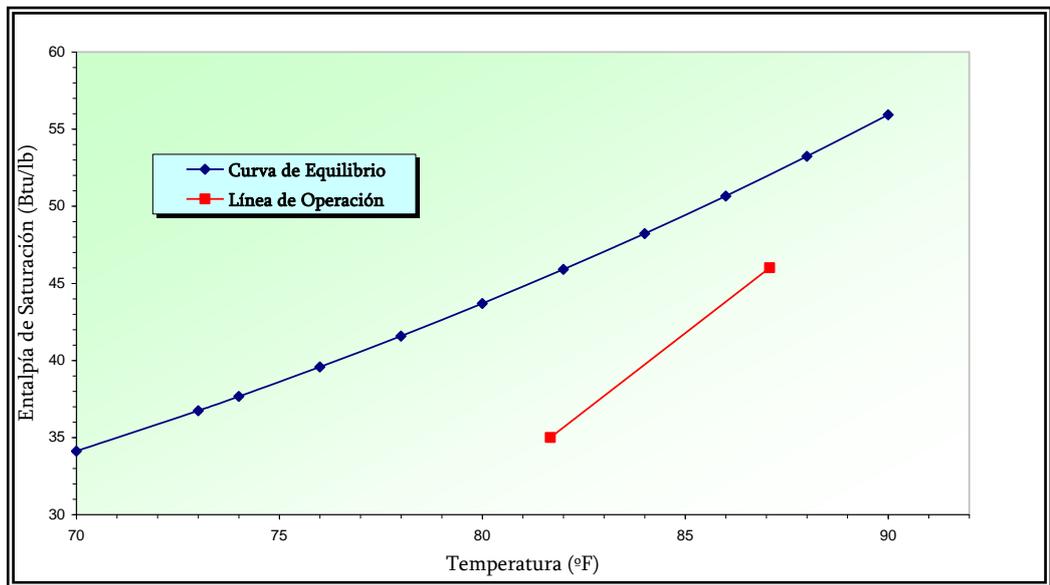
*Fuente: propia*

Figura C.1: Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO<sub>3</sub> (07/12/05)



Fuente: propia

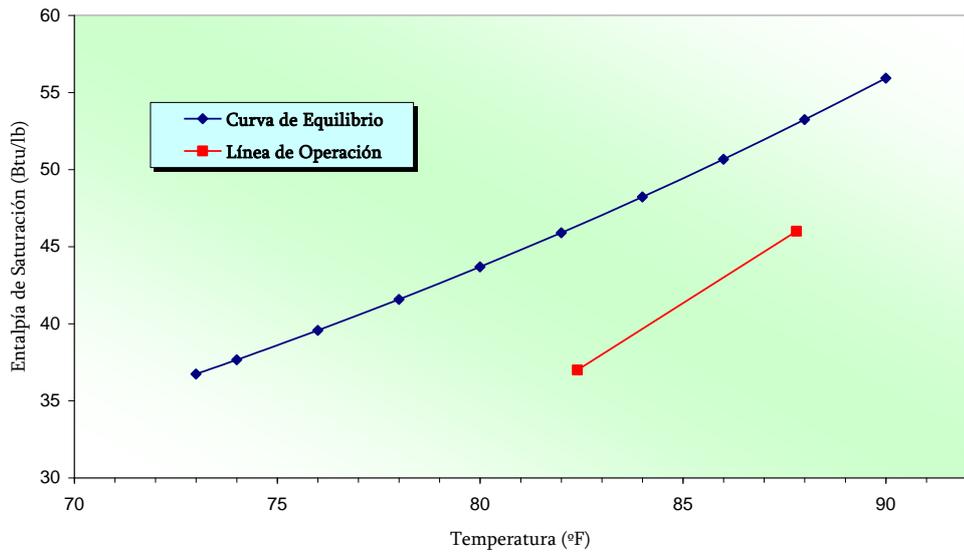
Figura C.2: Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO<sub>3</sub> (08/12/05)



Fuente: propia

Figura C.3: Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO<sub>3</sub> (09/12/05)

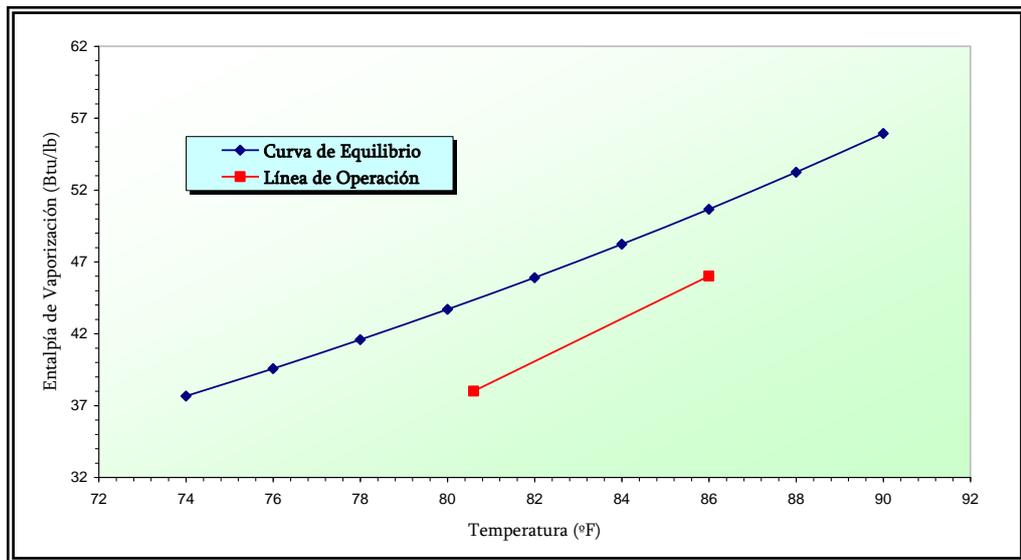




*Fuente: propia*

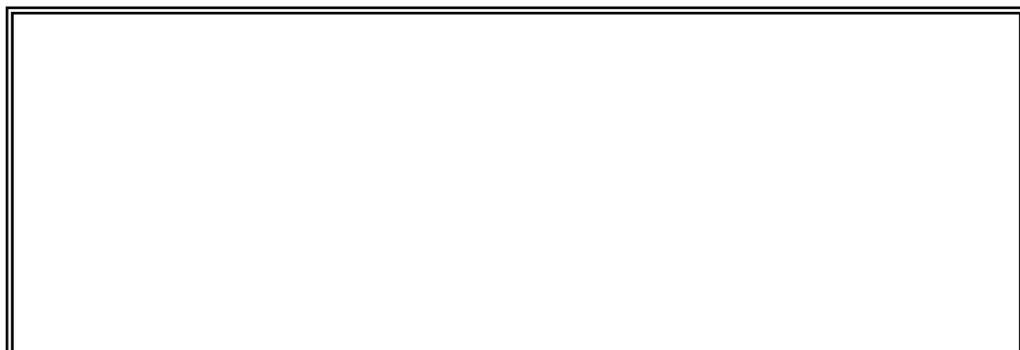
Figura C.4: Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO<sub>3</sub> (12/12/05)

339

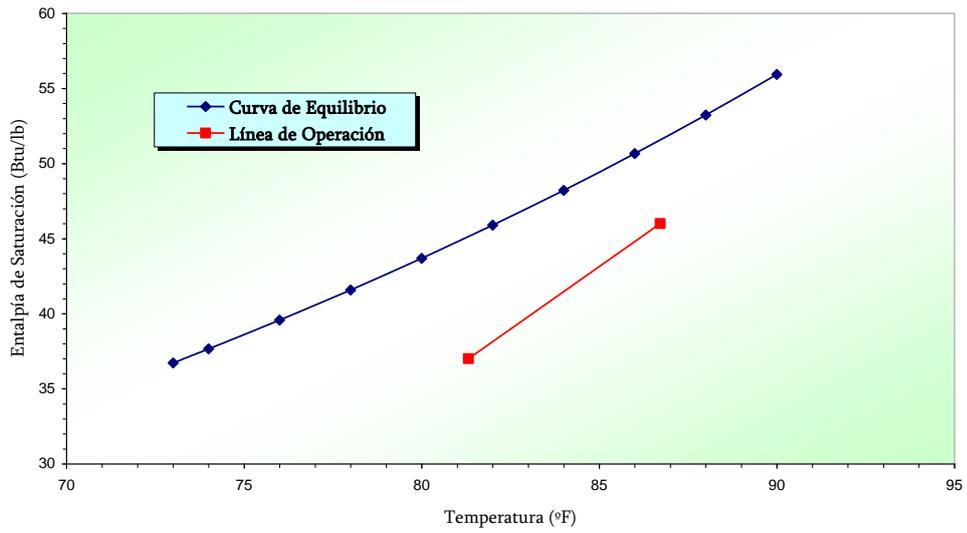


*Fuente: propia*

Figura C.5: Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO<sub>3</sub> (13/12/05)

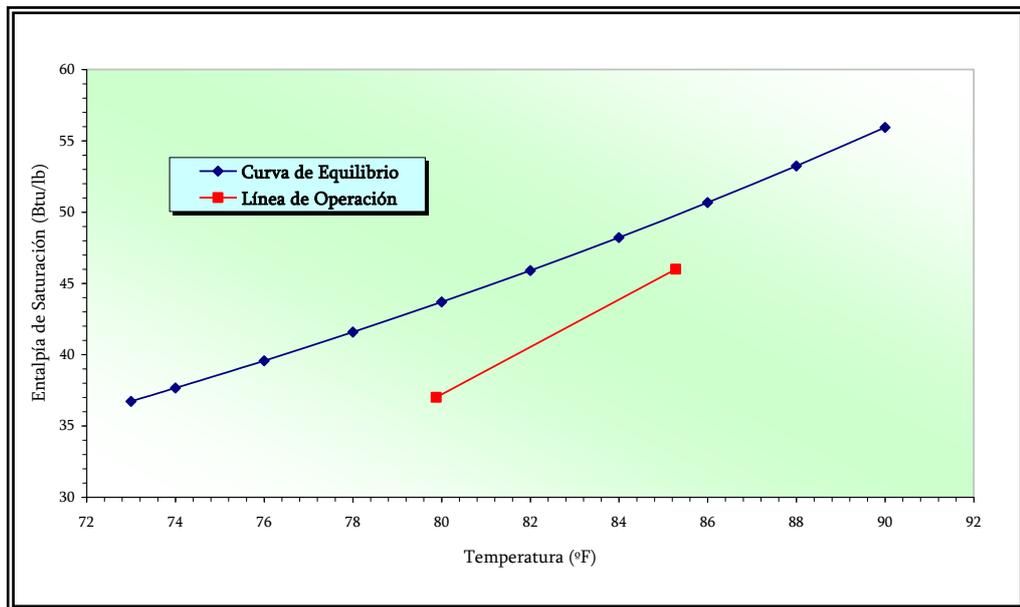


316



*Fuente: propia*

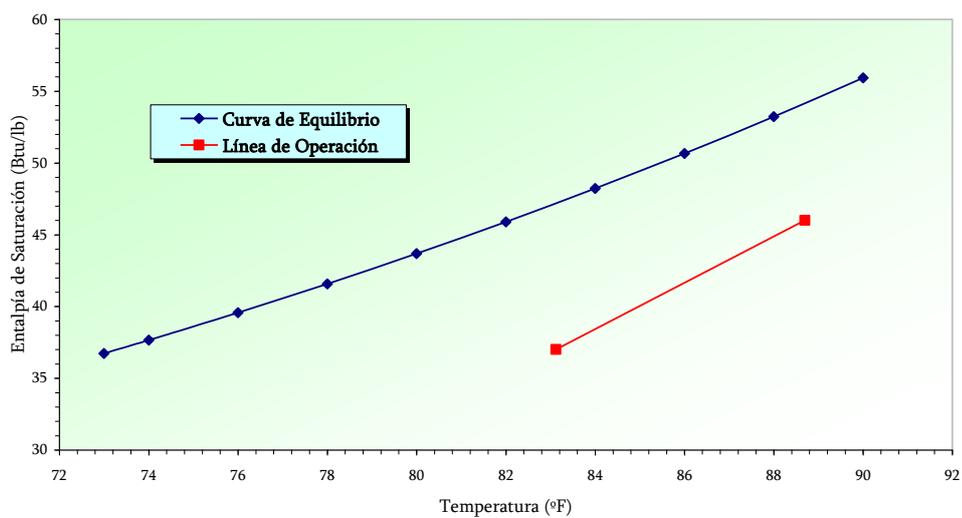
Figura C.6: Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO<sub>3</sub> (15/12/05)



*Fuente: propia*

Figura C.7: Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO<sub>3</sub> (16/12/05)

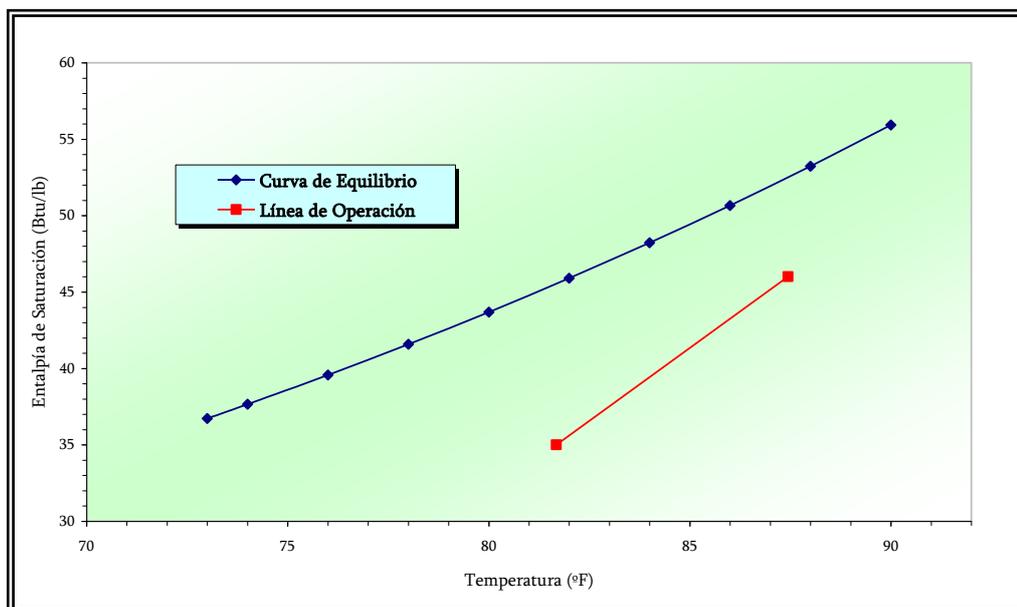




*Fuente: propia*

Figura C.8: Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO<sub>3</sub> (04/01/06)

341

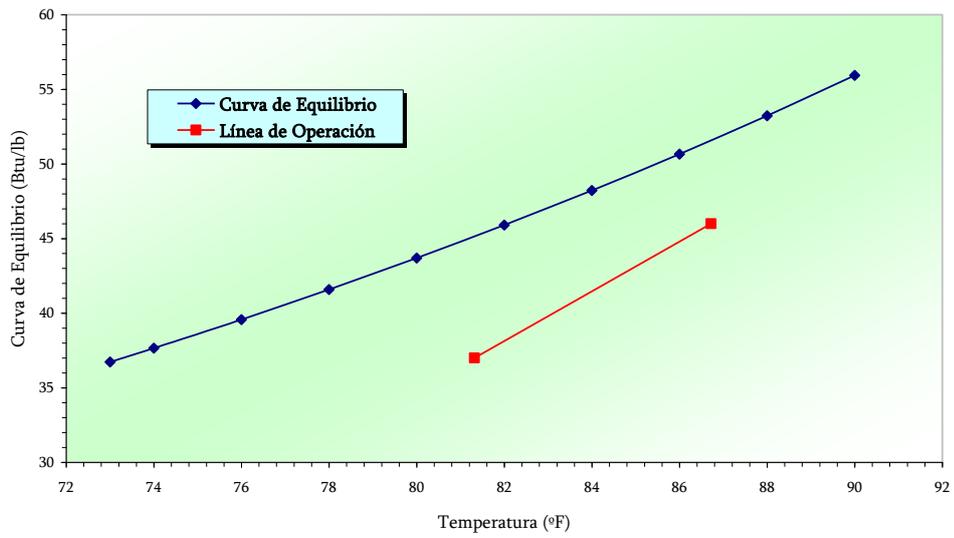


*Fuente: propia*

Figura C.9: Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO<sub>3</sub> (05/01/06)

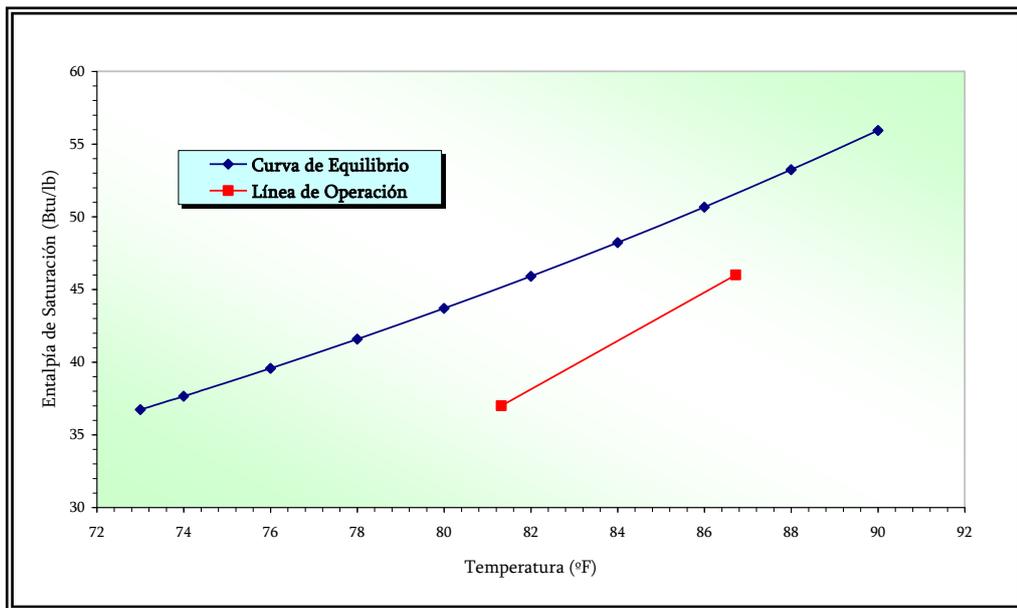


318



*Fuente: propia*

Figura C.10: Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO<sub>3</sub> (06/01/06)



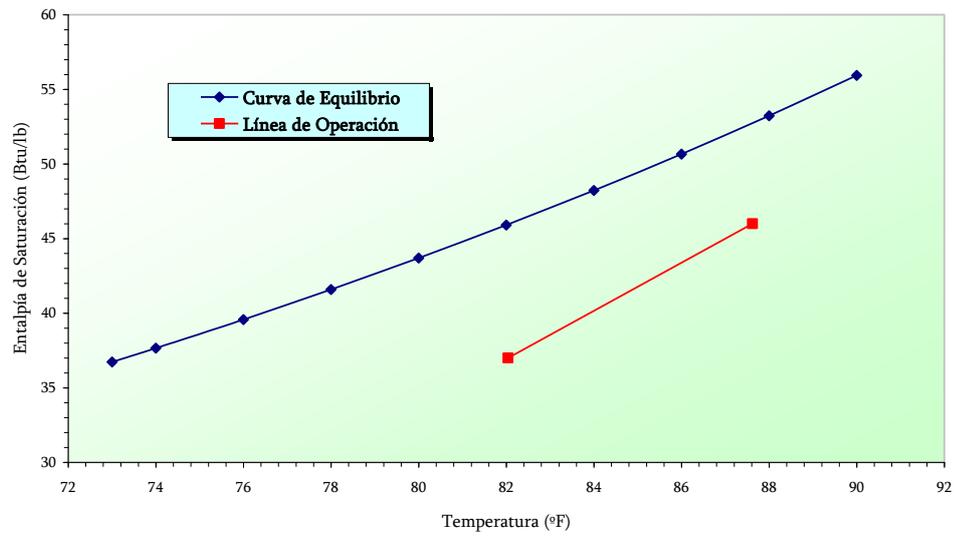
342

*Fuente: propia*

Figura C.11: Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO<sub>3</sub> (09/01/06)



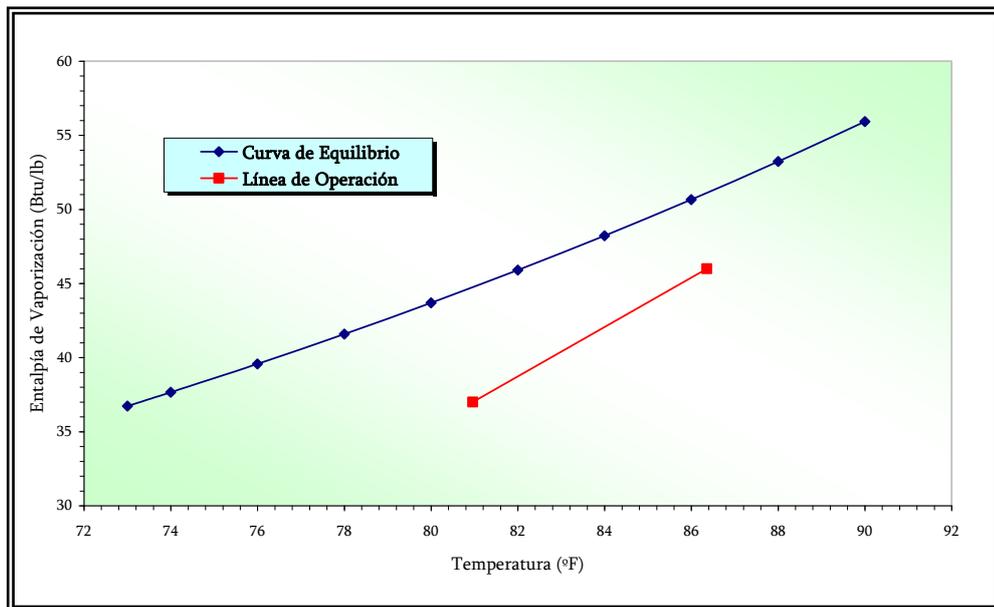
319



Fuente: propia

Figura C.12: Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO<sub>3</sub> (11/01/06)

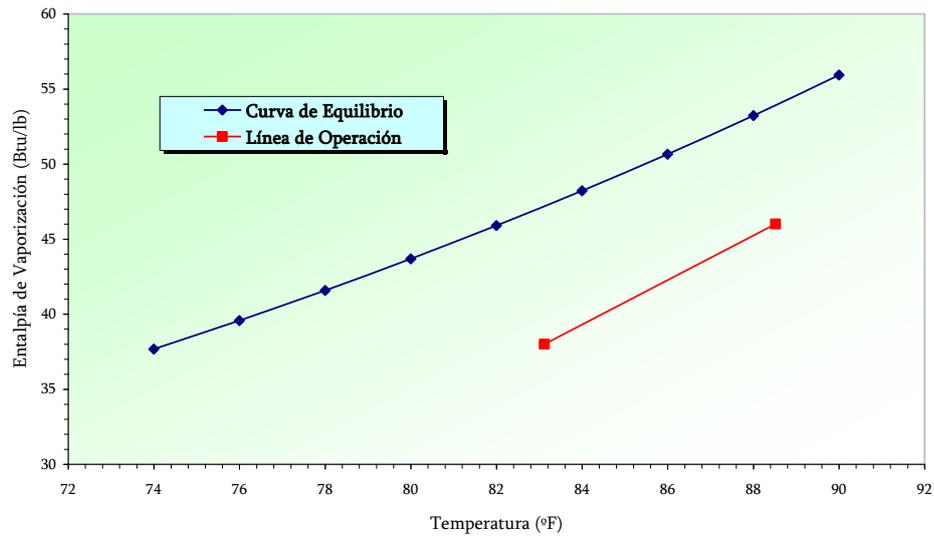
343



Fuente: propia

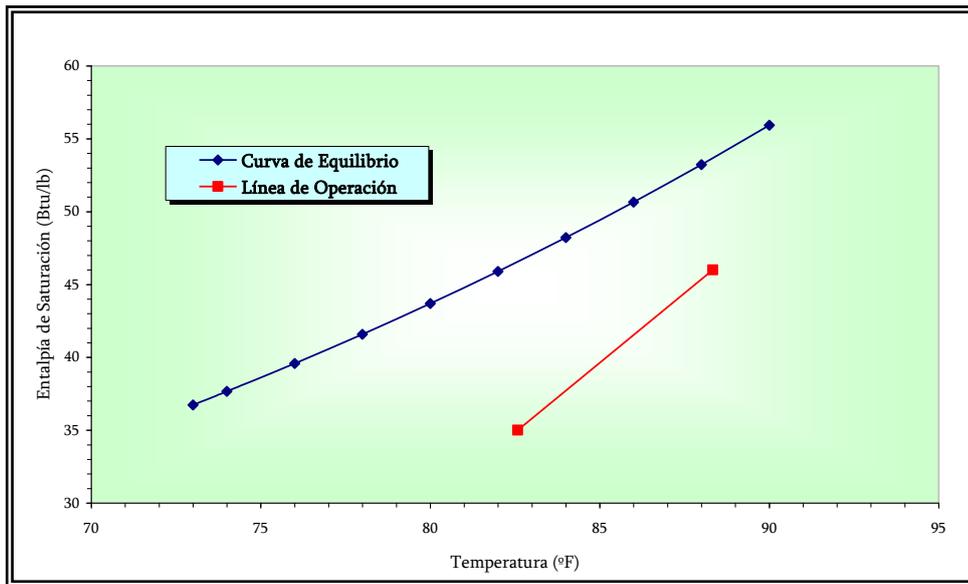
Figura C.13: Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO<sub>3</sub> (16/01/06)

320



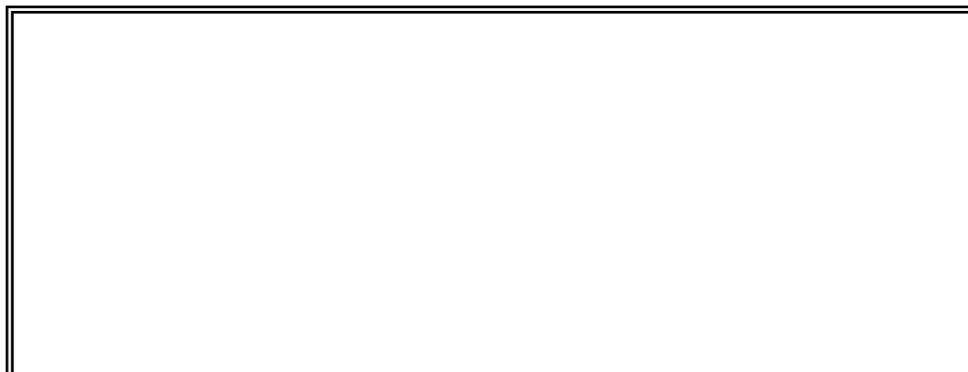
*Fuente: propia*

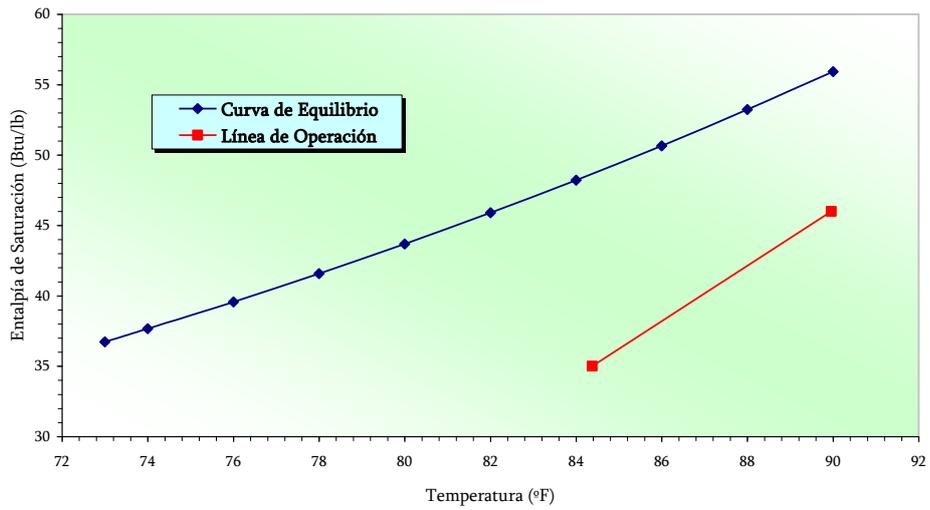
Figura C.14: Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO<sub>3</sub> (17/01/06)



*Fuente: propia*

Figura C.15: Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO<sub>3</sub> (18/01/06)

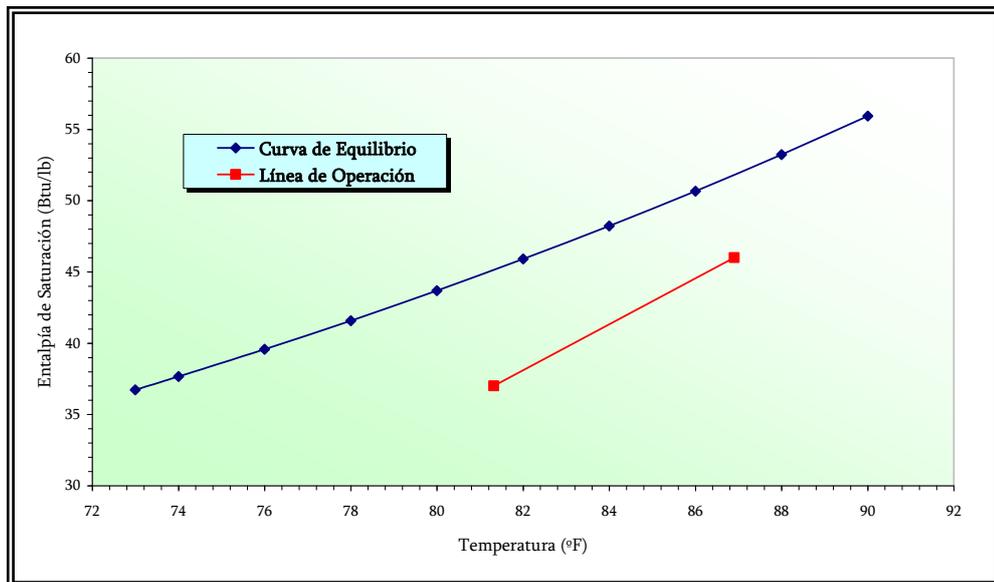




*Fuente: propia*

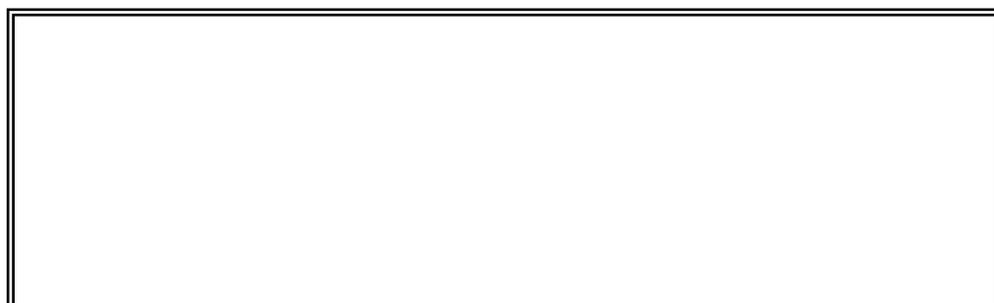
Figura C.16: Balance calorífico en la torre de enfriamiento 2 de la planta de SO<sub>3</sub> (18/01/06)

345

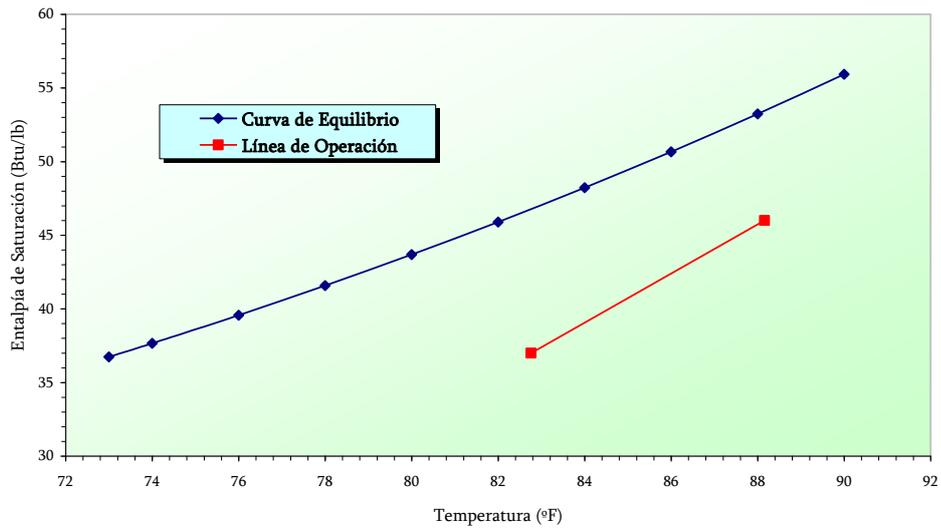


*Fuente: propia*

Figura C.17: Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO<sub>3</sub> (19/01/06)

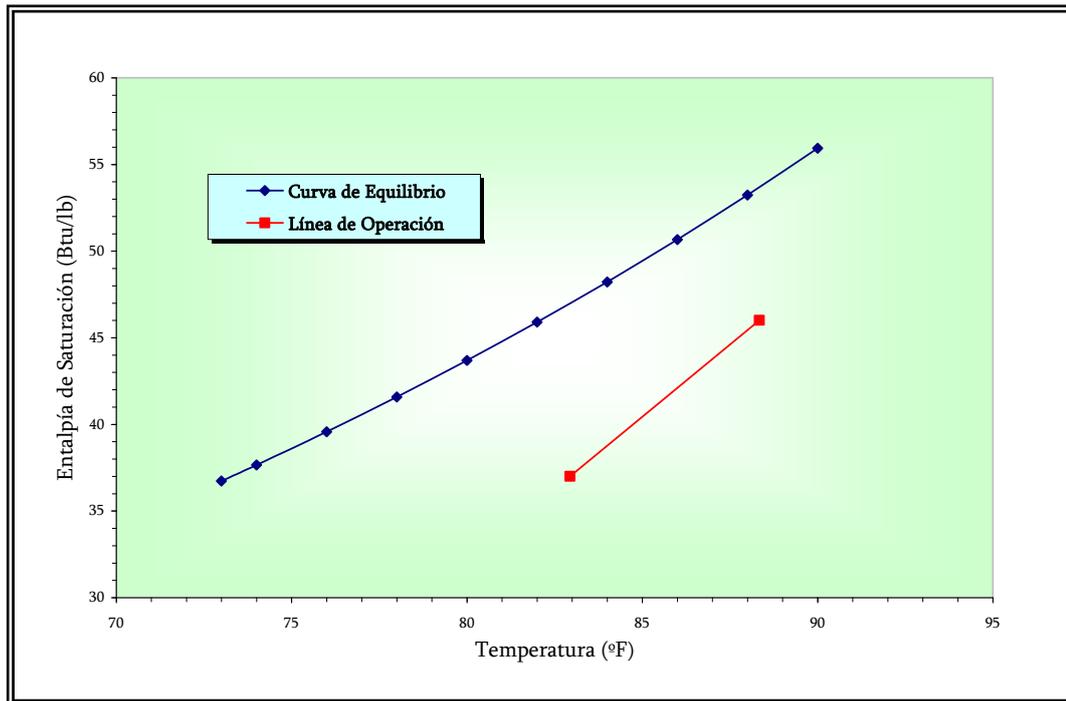


322



*Fuente: propia*

Figura C.18: Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO<sub>3</sub> (20/01/06)



346

*Fuente: propia*

Figura C.19: Balance calorífico en la torre de enfriamiento 1 de la planta de SO<sub>3</sub> (24/01/06)

**TABLA C.2**  
**PARÁMETROS INVOLUCRADOS EN LA DETERMINACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE CALOR**  
**AL AMBIENTE DEL VN202-1**

Fecha de la Medición	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	Hora de la Medición	Temperatura de Película (T <sub>P±</sub> 0,01)K	Viscosidad Cinemática $\nu$ (adim)	Número de Prandtl Pr (adim)	Número de Grashof (Gr ±574560)	Número de Rayleigh (Ra ± 574560)
06/12/05	AFS-L	92	10:00 am	325,70	0,00001775	0,7041	929196981	6542
			12:00 pm	325,60	0,00001774	0,7041	951120996	6696
			02:00 pm	325,40	0,00001773	0,7041	938787157	6610
			04:00 pm	325,90	0,00001777	0,7041	918738216	6468
07/12/05	AFS-L	92	08:00 am	325,20	0,00001770	0,7042	927683168	6532
			10:00 am	325,60	0,00001774	0,7041	945408557	6656
			12:00 pm	325,60	0,00001774	0,7041	951120996	6696
			02:00 pm	325,10	0,00001770	0,7042	913955783	6436
08/12/05	AFS-L	92	04:00 pm	326,00	0,00001778	0,7040	923149908	6499
			08:00 am	325,00	0,00001769	0,7042	920979584	6485
			10:00 am	325,70	0,00001775	0,7041	932692200	6567
			12:00 pm	325,70	0,00001775	0,7041	940598171	6622
09/12/05	AFS-L	92	02:00 pm	325,50	0,00001773	0,7041	935277347	6585
			04:00 pm	325,80	0,00001776	0,7041	925706247	6517
			08:00 am	324,90	0,00001767	0,7042	914244958	6438
			10:00 am	325,60	0,00001774	0,7041	939696119	6616
12/12/05	LRO-P	65	12:00 pm	325,10	0,00001770	0,7042	931200231	6557
			02:00 pm	325,60	0,00001775	0,7041	924774936	6511
			04:00 pm	325,90	0,00001777	0,7041	918738216	6468
			08:00 am	325,20	0,00001771	0,7042	935651009	6588
13/12/05	LRO-P	65	10:00 am	324,80	0,00001767	0,7042	888904729	6260
			12:00 pm	325,40	0,00001772	0,7042	885018715	6231
			02:00 pm	325,40	0,00001773	0,7041	927338533	6529
			04:00 pm	326,20	0,00001780	0,7040	943263167	6640
15/12/05	ZRO	65	08:00 am	324,60	0,00001764	0,7043	918058594	6465
			10:00 am	325,70	0,00001775	0,7041	929196981	6542
			12:00 pm	325,10	0,00001769	0,7042	928969690	6541
			02:00 pm	325,00	0,00001768	0,7042	918738164	6469
16/12/05	XRO	50	04:00 pm	325,10	0,00001769	0,7042	917465421	6460
			08:00 am	324,00	0,00001759	0,7044	843975135	5944
			10:00 am	324,90	0,00001767	0,7042	891172530	6275
			12:00 pm	325,60	0,00001774	0,7041	893996612	6294
04/01/06	AFS-L	84	02:00 pm	324,70	0,00001765	0,7043	876296288	6171
			04:00 pm	-	-	-	-	-
			08:00 am	325,60	0,00001774	0,7041	933983680	6576
			10:00 am	325,60	0,00001774	0,7041	945408557	6656
05/01/06	AFS-L	82	12:00 pm	325,60	0,00001774	0,7041	951120996	6696
			02:00 pm	325,80	0,00001776	0,7041	954189517	6718
			04:00 pm	325,80	0,00001776	0,7041	925706247	6517
			08:00 am	325,60	0,00001774	0,7041	933983680	6576
			10:00 am	325,60	0,00001774	0,7041	945408557	6656
			12:00 pm	325,60	0,00001774	0,7041	951120996	6696
			02:00 pm	325,80	0,00001776	0,7041	954189517	6718
			04:00 pm	325,80	0,00001776	0,7041	925706247	6517

			04:00 pm	325,80	0,00001776	0,7041	925706247	6517
06/01/06	AFS-L	81	08:00 am	325,60	0,00001774	0,7041	933983680	6576
			10:00 am	325,60	0,00001774	0,7041	945408557	6656
			12:00 pm	325,60	0,00001774	0,7041	951120996	6696
			02:00 pm	325,80	0,00001776	0,7041	954189517	6718
			04:00 pm	325,80	0,00001776	0,7041	925706247	6517
09/01/06	ZRO	55	08:00 am	324,00	0,00001759	0,7044	843975135	5944
			10:00 am	324,90	0,00001767	0,7042	891172530	6275
			12:00 pm	325,60	0,00001774	0,7041	893996612	6294
			02:00 pm	325,60	0,00001774	0,7041	893996612	6294
			04:00 pm	325,60	0,00001774	0,7041	893996612	6294

Fecha de la Medición	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	Hora de la Medición	Temperatura de Película (T <sub>P±</sub> )K	Viscosidad Cinemática $\nu$ (adim)	Número de Prandtl Pr (adim)	Número de Grashof (Gr $\pm$ 574560)	Número de Rayleigh (Ra)
11/01/06	AFS-L	95	08:00 am	325,60	0,00001774	0,7041	933983680	6517
			10:00 am	325,60	0,00001774	0,7041	945408557	6656
			12:00 pm	325,60	0,00001774	0,7041	951120996	6696
			02:00 pm	325,80	0,00001776	0,7041	954189517	6718
			04:00 pm	325,80	0,00001776	0,7041	925706247	6517
16/01/06	AFS-L	94	08:00 am	324,00	0,00001759	0,7044	843975135	5944
			10:00 am	324,90	0,00001767	0,7042	891172530	6275
			12:00 pm	325,60	0,00001774	0,7041	893996612	6294
			02:00 pm	324,70	0,00001765	0,7043	876296288	6155
			04:00 pm	324,40	0,00001763	0,7043	847419648	5916
17/01/06	AFS-L	94	08:00 am	324,00	0,00001759	0,7044	843975135	5944
			10:00 am	324,90	0,00001767	0,7042	891172530	6275
			12:00 pm	325,60	0,00001774	0,7041	893996612	6294
			02:00 pm	324,70	0,00001765	0,7043	876296288	6155
			04:00 pm	324,40	0,00001763	0,7043	847419648	5916
18/01/06	AFS-L	94	08:00 am	324,00	0,00001759	0,7044	843975135	5944
			10:00 am	324,90	0,00001767	0,7042	891172530	6275
			12:00 pm	325,60	0,00001774	0,7041	893996612	6294
			02:00 pm	324,70	0,00001765	0,7043	876296288	6155
			04:00 pm	324,40	0,00001763	0,7043	847419648	5916
19/01/06	LRO-L	55	08:00 am	324,00	0,00001759	0,7044	843975135	5944
			10:00 am	324,90	0,00001767	0,7042	891172530	6275
			12:00 pm	325,60	0,00001774	0,7041	893996612	6294
			02:00 pm	324,70	0,00001765	0,7043	876296288	6155
			04:00 pm	324,40	0,00001763	0,7043	847419648	5916
24/01/06	S-28	77	08:00 am	324,00	0,00001759	0,7044	843975135	5944
			10:00 am	324,90	0,00001767	0,7042	891172530	6275
			12:00 pm	325,60	0,00001774	0,7041	893996612	6294
			02:00 pm	325,60	0,00001774	0,7041	893996612	6294
			04:00 pm	325,60	0,00001774	0,7041	893996612	6294

Fuente: propia

**TABLA C.4**  
**DEMANDA ENERGÉTICA DE LOS EQUIPOS DE INTERCAMBIO TÉRMICO QUE CONFORMAN LA UNIDAD PRODUCTIVA 1**

Fecha de la Medición	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	Hora de la Medición	DEMANDA ENERGÉTICA ( $D_i$ )				
				1E1A	1E1B	1E1C	1E4	2E1
			08:00 am	-	-	-	-	-
			10:00 am	42823	23852	23835	34911	23910
			12:00 pm	44536	23852	23835	34901	23918

06/12/05	AFS-L	70	02:00 pm	45250	23852	23852	27941	23918
			04:00 pm	44441	23860	23835	34922	23910
07/12/05	AFS-L	70	08:00 am	44353	23852	23835	34901	23910
			10:00 am	44908	23852	23835	34901	23910
			12:00 pm	43516	23852	23835	34901	23918
			02:00 pm	45363	23852	23852	27925	23918
			04:00 pm	43944	23852	19859	27925	23910
08/12/05	AFS-L	80	08:00 am	53583	23835	23818	34891	23910
			10:00 am	42995	23852	23835	27917	23910
			12:00 pm	44171	23852	23835	34891	23918
			02:00 pm	44908	23835	23835	34891	23918
			04:00 pm	53839	19873	23835	27925	23910
09/12/05	AFS-L	80	08:00 am	45286	23835	23835	34901	23910
			10:00 am	44784	23835	19859	34901	23910
			12:00 pm	44598	23852	23852	34901	23918
			02:00 pm	45110	23852	23852	27925	23918
			04:00 pm	45569	23852	23852	34911	23910
			08:00 am	43327	19866	23844	34891	23910
			10:00 am	41356	23852	19873	27917	23918
			12:00 pm	41838	23852	23852	34901	15948
			02:00 pm	43251	23868	23868	27925	23925
			04:00 pm	42136	23868	23868	34911	15952
			08:00 am	42017	19859	23835	34869	23895
			10:00 am	42641	23852	19873	34880	27885
13/12/05	AFS-L	80	12:00 pm	42361	23868	20885	27908	23903
			02:00 pm	42528	23852	23852	27908	23903
			04:00 pm	47535	23868	23868	34891	23910

Fecha de la Medición	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	Hora de la Medición	DEMANDA ENERGÉTICA ( $D_i$ )				
				1E1A	1E1B	1E1C	1E4	2E1
15/12/05	AFS-L	80	08:00 am	42995	22357	26833	34891	23910
			10:00 am	44353	22350	22350	34891	23910
			12:00 pm	45096	22357	26833	27917	23910
			02:00 pm	43529	22357	26833	27925	27910
			04:00 pm	45173	22357	26833	34911	23918
16/12/05	AFS-L	80	08:00 am	42250	19859	23835	34891	23903
			10:00 am	41543	23835	23835	34891	23903
			12:00 pm	40924	23852	19873	27908	23910
			02:00 pm	41717	23852	23852	34901	19927
			04:00 pm	44971	23868	23868	34880	23910
04/01/06	AFS-L	82	08:00 am	44366	22342	23835	34901	23910
			10:00 am	44611	22342	23835	34911	19927
			12:00 pm	44811	22342	23835	34911	23918
			02:00 pm	45061	22357	23852	27933	23918
			04:00 pm	44319	22357	19873	34911	23918
05/01/06	AFS-L	82	08:00 am	44971	22357	23852	34891	23910
			10:00 am	43341	19887	23868	34901	23910
			12:00 pm	39982	19887	23868	34901	23918
			02:00 pm	45300	19887	23868	27933	23918
			04:00 pm	40314	19887	23868	34911	23918
06/01/06	AFS-L	82	08:00 am	53956	23852	23852	34891	23903
			10:00 am	49061	23835	23835	34891	19924
			12:00 pm	45427	19880	19880	34901	23918
			02:00 pm	44366	23852	23852	34901	23918
			04:00 pm	44922	23852	23852	34911	23918
			08:00 am	44784	23868	23868	34869	23895
			10:00 am	44971	23868	23868	34869	23903
			12:00 pm	44611	23868	23868	34880	23903

09/01/06	AFS-L	82	02:00 pm	39982	23868	23868	27908	23910
			04:00 pm	53973	23868	19887	34891	23918
Fecha de la Medición	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	Hora de la Medición	DEMANDA ENERGÉTICA ( $D_p$ )				
				1E1A	1E1B	1E1C	1E4	2E1
11/01/06	AFS-L	82	08:00 am	44414	23860	19880	34901	23910
			10:00 am	42823	19887	19887	34901	23910
			12:00 pm	45047	19887	19887	27925	23918
			02:00 pm	43897	19893	19893	27925	23925
			04:00 pm	44198	19893	19893	34911	23925
17/01/06	AFS-L	80	08:00 am	44124	23818	23818	34911	27906
			10:00 am	43884	23818	23818	34911	23918
			12:00 pm	43719	22342	23835	34911	23925
			02:00 pm	44380	19873	23852	34911	23925
			04:00 pm	45123	22357	23852	34911	23925
18/01/06	AFS-L	80	08:00 am	44144	19852	22334	34891	23925
			10:00 am	44400	19852	22334	34901	23925
			12:00 pm	43871	19845	23818	34911	23925
			02:00 pm	43660	19873	23852	27941	23925
			04:00 pm	45711	19873	23852	34911	23925
19/01/06	AFS-L	80	08:00 am	44441	23827	23818	34869	23903
			10:00 am	45200	23827	19852	34891	23903
			12:00 pm	45404	23835	19866	34891	23910
			02:00 pm	45276	23852	19887	27925	23925
			04:00 pm	44090	23844	19893	34911	23932
20/01/06	AFS-L	80	08:00 am	43575	23818	23818	34869	23910
			10:00 am	45096	23827	23835	27908	23910
			12:00 pm	44935	23835	23835	34891	23925
			02:00 pm	43970	23844	23835	34911	23932
			04:00 pm	44700	23835	23852	27933	23932
24/01/06	AFS-L	82	08:00 am	49779	23835	19852	34869	23925
			10:00 am	47200	23835	19852	34891	23925
			12:00 pm	44319	23852	19859	34891	23925
			02:00 pm	44948	19873	24841	34911	23932
			04:00 pm	41430	23852	24841	34911	23932

IN: Inoperativo

*Fuente; propia*

**TABLA C.5**  
**DEMANDA ENERGÉTICA DE LOS EQUIPOS DE INTERCAMBIO TÉRMICO QUE**  
**CONFORMAN LA UNIDAD PRODUCTIVA 2**

Fecha de la Medición	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	Hora de la Medición	DEMANDA ENERGÉTICA ( $D_{int}$ )				
				VN202-1	HE304-1	HE701-1	HE402-1	
06/12/05	AFS-L	92	08:00 am	-	-	-	-	
			10:00 am	72319	151766	29897	56629	
			12:00 pm	72331	154161	29897	56648	
			02:00 pm	72361	143621	29906	56648	
			04:00 pm	72320	146975	29906	56668	
07/12/05	AFS-L	92	08:00 am	72313	152724	29879	56648	
			10:00 am	72327	163308	29888	56648	
			12:00 pm	74759	162350	29888	56668	
			02:00 pm	72350	156121	29897	56629	
			04:00 pm	72336	153964	29897	56648	
08/12/05			08:00 am	72340	153682	29879	56609	
			10:00 am	72353	157079	29888	56648	
			12:00 pm	74800	163308	29888	56648	

	AFS-L	92	02:00 pm	72353	163548	29888	47199	
			04:00 pm	72330	159954	19928	56648	
09/12/05	AFS-L	92	08:00 am	68566	162110	29888	56609	
			10:00 am	72343	165704	29888	56609	
			12:00 pm	72335	163548	29897	47231	
			02:00 pm	72361	164506	29897	56648	
			04:00 pm	72359	159235	29888	56648	
12/12/05	LRO-P	65	08:00 am	72370	150568	24909	53800	
			10:00 am	74762	145537	29888	51006	
			12:00 pm	72328	144579	24916	52893	
			02:00 pm	72373	146735	29906	54799	
			04:00 pm	72370	150808	29906	50062	
13/12/05	LRO-P	65	08:00 am	72335	148412	24893	51896	
			10:00 am	72358	148932	29879	50045	
			12:00 pm	72372	150568	29879	50062	
			02:00 pm	72383	150808	24901	50989	
			04:00 pm	72390	145777	29888	51023	
Fecha de la Medición	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	Hora de la Medición	DEMANDA ENERGÉTICA ( $D_{int}$ )				
				VN202-1	HE304-1	HE701-1	HE402-1	
15/12/05	ZRO	65	08:00 am	-	-	-	-	
			10:00 am	-	-	-	-	
			02:00 pm	72373	155359	29906	52875	
			03:00 pm	72378	156317	24916	55705	
			04:00 pm	72340	157994	29897	50989	
16/12/05	XRO	50	08:00 am	72248	152245	29879	52857	
			10:00 am	72269	151766	29879	53800	
			12:00 pm	72276	151526	24909	50028	
			02:00 pm	72285	150568	29888	50989	
			04:00 pm	-	-	-	-	
04/01/06	AFS-L	84	08:00 am	72314	151984	29888	56609	
			10:00 am	72321	150071	24909	56648	
			12:00 pm	72344	151027	29897	56648	
			02:00 pm	72373	151027	29897	47231	
			04:00 pm	72336	151745	29897	56687	
05/01/06	AFS-L	82	08:00 am	72307	154136	29879	56648	
			10:00 am	72321	151266	29879	56687	
			12:00 pm	72350	156527	29888	56687	
			02:00 pm	72361	158201	29888	47231	
			04:00 pm	72343	155331	29879	56687	
06/01/06	AFS-L	81	08:00 am	78476	155046	29879	56648	
			10:00 am	72321	152895	29888	56609	
			12:00 pm	72363	155810	29897	56648	
			02:00 pm	72373	153658	29897	56648	
			04:00 pm	72363	151984	29897	56648	
09/01/06	ZRO	55	08:00 am	72241	156241	29869	47231	
			10:00 am	72276	158153	29879	47231	
			12:00 pm	72289	155285	29879	56687	
			02:00 pm	74771	156766	29888	56706	
			04:00 pm	72335	154090	29897	56687	

Fecha de la Medición	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	Hora de la Medición	DEMANDA ENERGÉTICA ( $D_{int}$ )			
				VN202-1	HE304-1	HE701-1	HE402-1
			08:00 am	74739	156527	29888	51932
			10:00 am	72321	154944	29888	56668
			12:00 pm	72350	149441	29897	53837

11/01/06	AFS-L	95	02:00 pm	72361	156858	29906	46287
			04:00 pm	72336	151159	29906	47247
16/01/06	AFS-L	94	08:00 am	78408	152117	29879	56648
			10:00 am	74708	150005	29888	53819
			12:00 pm	74715	152878	29888	56648
			02:00 pm	72318	153596	19940	47231
			04:00 pm	68562	155228	29915	56648
17/01/06	AFS-L	94	08:00 am	69815	156903	24912	56648
			10:00 am	72282	154749	29906	56648
			12:00 pm	72296	160493	29906	56648
			02:00 pm	72279	151877	24920	47262
			04:00 pm	72253	155228	29906	47247
18/01/06	AFS-L	94	08:00 am	72228	156903	29906	56687
			10:00 am	72262	150920	29915	56687
			12:00 pm	72276	153640	19946	51023
			02:00 pm	72279	153400	19946	47262
			04:00 pm	72260	156274	29915	47262
19/01/06	LRO-L	55	08:00 am	72228	155990	29879	56668
			10:00 am	72276	159581	24897	56648
			12:00 pm	72282	155316	24905	56648
			02:00 pm	72265	157950	19928	47231
			04:00 pm	72292	155119	29897	56687
24/01/06	S-28	77	08:00 am	72255	164608	29897	56648
			10:00 am	72289	167720	29897	56648
			12:00 pm	72342	163697	29906	56648
			02:00 pm	72354	161781	29906	47247
			04:00 pm	72335	166331	29915	56687

IN: Inoperativo

**Fuente: propia**

**TABLA C.6**  
**DEMANDA ENERGÉTICA GLOBAL DE LA PLANTA DE SO<sub>3</sub>**

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	DEMANDA ENERGÉTICA (kcal/h)				
		Unidad Productiva 1			Unidad Productiva 2	
		Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	(D <sub>P1</sub> ± 91901)	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)
06/12/05	08:00 am	AFS-L	70	-	AFS-L	92
	10:00 am			224877		
	12:00 pm			226604		
	02:00 pm			220408		
	04:00 pm			210662		
07/12/05	08:00 am	AFS-L	70	226455	AFS-L	92
	10:00 am			227019		
	12:00 pm			225643		
	02:00 pm			205624		
	04:00 pm			215119		
08/12/05	08:00 am	AFS-L	80	227665	AFS-L	92
	10:00 am			210172		
	12:00 pm			218338		
	02:00 pm			219058		
	04:00 pm			217055		
09/12/05	08:00 am	AFS-L	80	219403	AFS-L	92
	10:00 am			214925		
	12:00 pm			218792		
	02:00 pm			212355		
	04:00 pm			219758		

12/12/05	08:00 am	AFS-L	80	221434	LRO-P	65
	10:00 am			204587		
	12:00 pm			201077		
	02:00 pm			210536		
	04:00 pm			201456		
Fecha de la Medición	Hora de la Medición	DEMANDA ENERGÉTICA (kcal/h)				
		Unidad Productiva 1			Unidad Productiva 2	
		Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	(D <sub>PI</sub> ± 91901)	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)
13/12/05	08:00 am	AFS-L	80	223040	LRO-P	65
	10:00 am			216785		
	12:00 pm			206606		
	02:00 pm			209725		
	04:00 pm			221726		
15/12/05	08:00 am	AFS-L	80	218641	ZRO	65
	10:00 am			215502		
	12:00 pm			213785		
	02:00 pm			253153		
	04:00 pm			257791		
16/12/05	08:00 am	AFS-L	80	216341	XRO	50
	10:00 am			219610		
	12:00 pm			204122		
	02:00 pm			204929		
	04:00 pm			-		
04/01/06	08:00 am	AFS-L	82	209041	AFS-L	84
	10:00 am			205321		
	12:00 pm			209502		
	02:00 pm			202837		
	04:00 pm			205095		
05/01/06	08:00 am	AFS-L	82	217636	AFS-L	82
	10:00 am			205629		
	12:00 pm			202315		
	02:00 pm			200665		
	04:00 pm			202637		
06/01/06	08:00 am	AFS-L	82	220154	AFS-L	81
	10:00 am			211244		
	12:00 pm			203734		
	02:00 pm			210606		
	04:00 pm			211171		

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	DEMANDA ENERGÉTICA (kcal/h)						
		Unidad Productiva 1			Unidad Productiva 2			Global (D <sub>G</sub> ± 189024)
		Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	(D <sub>P1</sub> ± 91901)	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	(D <sub>P2</sub> ± 97123)	
09/01/06	08:00 am	AFS-L	82	272739	ZRO	55	440098	712837
	10:00 am			263976			440664	704640
	12:00 pm			255698			448730	704428
	02:00 pm			237171			450972	688143
	04:00 pm			261147			447257	708404
11/01/06	08:00 am	AFS-L	82	214634	AFS-L	95	468292	682926
	10:00 am			201147			469619	670766
	12:00 pm			196421			461285	657706
	02:00 pm			188311			469700	658012
	04:00 pm			202570			463460	666030
17/01/06	08:00 am	AFS-L	80	237105	AFS-L	94	454076	691181
	10:00 am			225903			455322	681225
	12:00 pm			216368			469768	686135
	02:00 pm			214631			447539	662170
	04:00 pm			217864			453254	671118
18/01/06	08:00 am	AFS-L	80	212766	AFS-L	94	458606	671372
	10:00 am			213033			448730	661763
	12:00 pm			199063			441014	640077
	02:00 pm			206923			435654	642577
	04:00 pm			215944			451848	667793
19/01/06	08:00 am	AFS-L	80	271257	LRO-L	55	450744	722001
	10:00 am			260122			445732	705855
	12:00 pm			260392			444858	705250
	02:00 pm			253396			440108	693504
	04:00 pm			259187			449127	708314
24/01/06	08:00 am	AFS-L	82	264940	S-28	77	474131	739071
	10:00 am			262383			471889	734272
	12:00 pm			259547			463652	723199
	02:00 pm			254245			455067	709312
	04:00 pm			261669			480298	741966

Fuente: propia

**TABLA C.7**  
**CAPACIDAD DE ENFRIAMIENTO DE LOS CHILLERS UBICADOS EN LA PLANTA DE SULFONACIÓN**

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	CAPACIDAD DE ENFRIAMIENTO (kcal/h)					
		Unidad Productiva 1			Unidad Productiva 1		
		Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	(CE <sub>CH1±25761</sub> )	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	(CE <sub>CH2± 49403</sub> )
06/12/05	08:00 am	AFS-L	70	-	AFS-L	92	-
	10:00 am			95167			106762
	12:00 pm			95167			106807
	02:00 pm			95203			106762
	04:00 pm			95203			106807
07/12/05	08:00 am	AFS-L	70	95130	AFS-L	92	106807
	10:00 am			111006			106807
	12:00 pm			95167			106762
	02:00 pm			95203			106762
	04:00 pm			95203			106807
08/12/05	08:00 am	AFS-L	80	95093	AFS-L	92	106762
	10:00 am			95093			106807
	12:00 pm			95130			106762
	02:00 pm			95203			106762
	04:00 pm			95203			106807
09/12/05	08:00 am	AFS-L	80	110964	AFS-L	92	106762
	10:00 am			95130			106807
	12:00 pm			95203			106762
	02:00 pm			95203			106807
	04:00 pm			95203			106762
12/12/05	08:00 am	AFS-L	80	95167	LRO-P	65	133480
	10:00 am			95167			106807
	12:00 pm			95203			106807
	02:00 pm			111131			106807
	04:00 pm			95203			106807
13/12/05	08:00 am	AFS-L	80	111006	LRO-P	65	106807
	10:00 am			111006			106762
	12:00 pm			95238			133480
	02:00 pm			95273			106807
	04:00 pm			95238			106894

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	CAPACIDAD DE ENFRIAMIENTO (kcal/h)					
		Unidad Productiva 1			Unidad Productiva 1		
		Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	(CE <sub>CH1±25761</sub> )	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	(CE <sub>CH2± 49403</sub> )
15/12/05	08:00 am	AFS-L	80	111006	ZRO	65	106807
	10:00 am			95203			106807
	12:00 pm			95203			106807
	02:00 pm			95238			106807
	04:00 pm			95203			133480
16/12/05	08:00 am	AFS-L	80	110964	XRO	50	106762
	10:00 am			111006			133480
	12:00 pm			111049			106807
	02:00 pm			95203			133480
	04:00 pm			-			-
04/01/06	08:00 am	AFS-L	82	95130	AFS-L	84	133480
	10:00 am			95130			106762
	12:00 pm			111006			106807
	02:00 pm			95203			106851
	04:00 pm			95167			106762
05/01/06	08:00 am	AFS-L	82	95203	AFS-L	82	106762
	10:00 am			95273			106762
	12:00 pm			95273			106762
	02:00 pm			95273			133480
	04:00 pm			95273			106807
06/01/06	08:00 am	AFS-L	82	95203	AFS-L	81	106807
	10:00 am			95167			106807
	12:00 pm			95238			106807
	02:00 pm			95238			106851
	04:00 pm			111049			106807
09/01/06	08:00 am	AFS-L	82	95238	ZRO	55	106762
	10:00 am			95238			106762
	12:00 pm			95273			106762
	02:00 pm			95273			106807
	04:00 pm			95273			106807

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	CAPACIDAD DE ENFRIAMIENTO (kcal/h)					
		Unidad Productiva 1			Unidad Productiva 1		
		Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	(CE <sub>CH1±25761</sub> )	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	(CE <sub>CH2± 49403</sub> )
11/01/06	08:00 am	AFS-L	82	95203	AFS-L	95	106807
	10:00 am			95238			106807
	12:00 pm			95238			106807
	02:00 pm			95273			106807
	04:00 pm			95273			106807
17/01/06	08:00 am	AFS-L	80	95055	AFS-L	94	106807
	10:00 am			110920			106807
	12:00 pm			95130			106807
	02:00 pm			95203			106851
	04:00 pm			95167			106807
18/01/06	08:00 am	AFS-L	80	95093	AFS-L	94	133480
	10:00 am			95093			106807
	12:00 pm			95130			106762
	02:00 pm			95203			106762
	04:00 pm			95203			106807
19/01/06	08:00 am	AFS-L	80	95093	LRO-L	55	106807
	10:00 am			95093			106807
	12:00 pm			95130			106807
	02:00 pm			79350			106807
	04:00 pm			111006			133591
24/01/06	08:00 am	AFS-L	82	95130	S-28	77	106762
	10:00 am			95130			133480
	12:00 pm			95203			106807
	02:00 pm			95203			106762
	04:00 pm			111049			106807

Fuente: propia

**TABLA C.8**  
**CALOR POR DIFUSIÓN DE LAS TORRES DE ENFRIAMIENTO DE LA PLANTA DE SULFONACIÓN**

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	TORRE DE ENFRIAMIENTO 1				TORRE DE ENFRIAMIENTO 2			
		Producto en Proceso	Flujo de Agua Evaporada (W <sub>E</sub> ±0,9)kg/h	Entalpía de Vaporización (hfg) kcal/kg	Calor por Difusión (q <sub>d</sub> ± 514) kcal/h	Producto en Proceso	Flujo de Agua Evaporada (W <sub>E</sub> ±0,9)kg/h	Entalpía de Vaporización (hfg) kcal/kg	Calor por Difusión (q <sub>d</sub> ± 514) kcal/h
06/12/05	08:00 am	AFS-L	-	-	-	AFS-L	-	-	-
	10:00 am		328.2	540.6411	177450		329.5	540.6411	178144
	12:00 pm		352.6	540.6411	190641		355.1	540.6411	191970
	02:00 pm		329.7	540.6411	178250		339.3	540.6411	183416
	04:00 pm		330.5	540.6411	178699		332.5	540.6411	179744
07/12/05	08:00 am	AFS-L	329.3	540.6411	178038	AFS-L	327.3	540.6411	176979
	10:00 am		328.7	540.6411	177692		329.4	540.6411	178114
	12:00 pm		336.5	540.6411	181910		336.7	540.6411	182050
	02:00 pm		324.3	540.6411	175356		324.6	540.6411	175492
	04:00 pm		436.8	540.6411	236168		435.5	540.6411	235437
08/12/05	08:00 am	AFS-L	328.2	540.6411	177433	AFS-L	329.3	540.6411	178038
	10:00 am		329.2	540.6411	177974		328.4	540.6411	177552
	12:00 pm		327.4	540.6411	176989		329.2	540.6411	177974
	02:00 pm		351.5	540.6411	190025		352.6	540.6411	190624
	04:00 pm		439.5	540.6411	237630		437.5	540.6411	236533
09/12/05	08:00 am	AFS-L	326.3	540.6411	176394	AFS-L	326.3	540.6411	176394
	10:00 am		329.0	540.6411	177887		326.8	540.6411	176676
	12:00 pm		328.5	540.6411	177584		327.9	540.6411	177281
	02:00 pm		327.3	540.6411	176979		329.0	540.6411	177887
	04:00 pm		336.7	540.6411	182050		337.0	540.6411	182191
12/12/05	08:00 am	AFS-L	326.2	540.6411	176373	LRO-P	326.8	540.6411	176676
	10:00 am		328.2	540.6411	177433		325.9	540.6411	176222
	12:00 pm		336.5	540.6411	181910		336.7	540.6411	182050
	02:00 pm		328.9	540.6411	177833		329.7	540.6411	178255
	04:00 pm		328.1	540.6411	177365		328.6	540.6411	177643
13/12/05	08:00 am	AFS-L	329.4	540.6411	178114	LRO-P	329.7	540.6411	178255
	10:00 am		330.2	540.6411	178536		329.2	540.6411	177974
	12:00 pm		339.9	540.6411	183737		338.8	540.6411	183175
	02:00 pm		338.0	540.6411	182753		338.0	540.6411	182753
	04:00 pm		337.8	540.6411	182613		340.6	540.6411	184159

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	TORRE DE ENFRIAMIENTO 1				TORRE DE ENFRIAMIENTO 2			
		Producto en Proceso	Flujo de Agua Evaporada (W <sub>E±0,9</sub> )kg/h	Entalpía de Vaporización (hfg) kcal/kg	Calor por Difusión (q <sub>d ± 514</sub> ) kcal/h	Producto en Proceso	Flujo de Agua Evaporada (W <sub>E±0,9</sub> )kg/h	Entalpía de Vaporización (hfg) kcal/kg	Calor por Difusión (q <sub>d ± 514</sub> ) kcal/h
15/12/05	08:00 am	AFS-L	329.3	540.6411	178038	ZRO	329.7	540.6411	178255
	10:00 am		352.3	540.6411	190474		353.4	540.6411	191073
	12:00 pm		337.0	540.6411	182191		327.6	540.6411	177130
	02:00 pm		335.7	540.6411	181488		337.3	540.6411	182332
	04:00 pm		329.2	540.6411	177974		330.5	540.6411	178676
16/12/05	08:00 am	AFS-L	327.1	540.6411	176849	XRO	331.6	540.6411	179250
	10:00 am		328.1	540.6411	177411		328.7	540.6411	177692
	12:00 pm		328.9	540.6411	177833		330.0	540.6411	178395
	02:00 pm		351.8	540.6411	190175		354.5	540.6411	191671
	04:00 pm		337.3	540.6411	182332		336.2	540.6411	181769
04/01/06	08:00 am	AFS-L	328.4	540.6411	177552	AFS-L	328.9	540.6411	177833
	10:00 am		352.6	540.6411	190624		352.9	540.6411	190773
	12:00 pm		336.0	540.6411	181629		338.8	540.6411	183175
	02:00 pm		336.5	540.6411	181910		339.9	540.6411	183737
	04:00 pm		332.4	540.6411	179704		380.3	540.6411	205592
05/01/06	08:00 am	AFS-L	329.3	540.6411	178038	AFS-L	329.0	540.6411	177887
	10:00 am		351.2	540.6411	189876		351.8	540.6411	190175
	12:00 pm		435.8	540.6411	235619		439.5	540.6411	237630
	02:00 pm		337.8	540.6411	182613		337.3	540.6411	182332
	04:00 pm		330.4	540.6411	178644		327.3	540.6411	176979
06/01/06	08:00 am	AFS-L	328.4	540.6411	177552	AFS-L	328.1	540.6411	177411
	10:00 am		351.5	540.6411	190025		354.2	540.6411	191521
	12:00 pm		338.0	540.6411	182753		337.5	540.6411	182472
	02:00 pm		337.3	540.6411	182332		339.3	540.6411	183456
	04:00 pm		340.1	540.6411	183878		338.3	540.6411	182894
09/01/06	08:00 am	AFS-L	330.2	540.6411	178536	ZRO	327.4	540.6411	176989
	10:00 am		329.2	540.6411	177974		328.9	540.6411	177833
	12:00 pm		337.3	540.6411	182332		329.0	540.6411	177887
	02:00 pm		339.3	540.6411	183456		337.5	540.6411	182472
	04:00 pm		328.4	540.6411	177552		329.7	540.6411	178255

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	TORRE DE ENFRIAMIENTO 1				TORRE DE ENFRIAMIENTO 2			
		Producto en Proceso	Flujo de Agua Evaporada (W <sub>E±0,9</sub> )kg/h	Entalpía de Vaporización (hfg) kcal/kg	Calor por Difusión (q <sub>d ± 514</sub> ) kcal/h	Producto en Proceso	Flujo de Agua Evaporada (W <sub>E±0,9</sub> )kg/h	Entalpía de Vaporización (hfg) kcal/kg	Calor por Difusión (q <sub>d ± 514</sub> ) kcal/h
11/01/06	08:00 am	AFS-L	336.3	540.6411	181823	AFS-L	327.9	540.6411	177281
	10:00 am		327.4	540.6411	176989		329.7	540.6411	178255
	12:00 pm		328.7	540.6411	177692		337.0	540.6411	182191
	02:00 pm		319.8	540.6411	172907		326.9	540.6411	176716
	04:00 pm		382.4	540.6411	206724		389.2	540.6411	210394
17/01/06	08:00 am	AFS-L	342.0	540.6411	184899	AFS-L	341.5	540.6411	184609
	10:00 am		340.4	540.6411	184029		341.7	540.6411	184754
	12:00 pm		335.7	540.6411	181488		336.7	540.6411	182050
	02:00 pm		326.1	540.6411	176308		326.4	540.6411	176444
	04:00 pm		328.1	540.6411	177396		324.9	540.6411	175628
18/01/06	08:00 am	AFS-L	323.2	540.6411	174729	AFS-L	324.2	540.6411	175284
	10:00 am		349.3	540.6411	188828		351.2	540.6411	189876
	12:00 pm		334.9	540.6411	181066		335.7	540.6411	181488
	02:00 pm		350.1	540.6411	189277		348.4	540.6411	188379
	04:00 pm		378.0	540.6411	204369		397.2	540.6411	214751
19/01/06	08:00 am	AFS-L	379.4	540.6411	205138	LRO-L	358.2	540.6411	193632
	10:00 am		335.4	540.6411	181347		329.4	540.6411	178114
	12:00 pm		338.0	540.6411	182753		337.3	540.6411	182332
	02:00 pm		339.3	540.6411	183456		339.1	540.6411	183316
	04:00 pm		338.6	540.6411	183034		338.0	540.6411	182753
24/01/06	08:00 am	AFS-L	327.6	540.6411	177130	S-28	329.2	540.6411	177974
	10:00 am		331.5	540.6411	179239		330.5	540.6411	178676
	12:00 pm		330.0	540.6411	178395		331.0	540.6411	178958
	02:00 pm		353.7	540.6411	191222		354.2	540.6411	191521
	04:00 pm		337.5	540.6411	182472		338.8	540.6411	183175

Fuente: propia

**TABLA C.9**  
**CALOR POR CONVECCIÓN DE LAS TORRES DE ENFRIAMIENTO DE LA PLANTA DE SULFONACIÓN**

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	TORRE DE ENFRIAMIENTO 1				TORRE DE ENFRIAMIENTO 2			
		Producto en Proceso	Flujo de Aire Seco (Gs±132) kg/h	Capacidad Calorífica del Aire (Cp ± 0,02) cal/kg °C	Calor por Convección (qc± 14100) kcal/h	Producto en Proceso	Flujo de Aire Seco (Gs±132) kg/h	Capacidad Calorífica del Aire (Cp ± 0,02) cal/kg °C	Calor por Convección (qc± 14100) kcal/h
06/12/05	08:00 am	AFS-L	-	-	-	AFS-L	-	-	-
	10:00 am		50496	239,43	60450		50693	239,43	60686
	12:00 pm		51104	239,43	47583		51461	239,43	47915
	02:00 pm		47100	239,42	62647		52193	239,44	55542
	04:00 pm		50851	239,44	54113		47495	239,42	63173
07/12/05	08:00 am	AFS-L	47044	239,42	62573	AFS-L	46764	239,42	62200
	10:00 am		50565	239,43	60532		50685	239,43	60676
	12:00 pm		51765	239,44	55086		51805	239,44	55128
	02:00 pm		51484	239,45	61638		51524	239,45	61686
	04:00 pm		51392	239,44	82033		51233	239,44	81779
08/12/05	08:00 am	AFS-L	46884	239,42	62360	AFS-L	47044	239,42	62573
	10:00 am		50645	239,43	60628		50525	239,43	60484
	12:00 pm		50365	239,43	60293		50645	239,43	60628
	02:00 pm		50939	239,43	47430		51100	239,43	47579
	04:00 pm		51710	239,44	82541		51471	239,44	82160
09/12/05	08:00 am	AFS-L	50979	239,41	61024	AFS-L	50979	239,41	61024
	10:00 am		47004	239,42	62520		46684	239,42	62094
	12:00 pm		46924	239,42	62413		46844	239,42	62307
	02:00 pm		46764	239,42	62200		47004	239,42	62520
	04:00 pm		51805	239,44	55128		51845	239,44	55171
12/12/05	08:00 am	AFS-L	46604	239,42	61988	LRO-P	46684	239,42	62094
	10:00 am		46884	239,42	62360		46564	239,42	61934
	12:00 pm		51765	239,44	55086		51805	239,44	55128
	02:00 pm		50605	239,43	60580		50725	239,43	60724
	04:00 pm		51260	239,41	61360		51340	239,41	61456
13/12/05	08:00 am	AFS-L	50685	239,43	60676	LRO-P	50725	239,43	60724
	10:00 am		50805	239,43	60820		50645	239,43	60628
	12:00 pm		52285	239,44	55639		52125	239,44	55469
	02:00 pm		52005	239,44	55341		52005	239,44	55341
	04:00 pm		51965	239,44	55299		52405	239,44	55767

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	TORRE DE ENFRIAMIENTO 1				TORRE DE ENFRIAMIENTO 2			
		Producto en Proceso	Flujo de Aire Seco (Gs±132) kg/h	Capacidad Calorífica del Aire (Cp ± 0,02) cal/kg °C	Calor por Convección (qc± 14100) kcal/h	Producto en Proceso	Flujo de Aire Seco (Gs±132) kg/h	Capacidad Calorífica del Aire (Cp ± 0,02) cal/kg °C	Calor por Convección (qc± 14100) kcal/h
15/12/05	08:00 am	AFS-L	47044	239,42	62573	ZRO	50725	239,43	60724
	10:00 am		51060	239,43	47542		51220	239,43	47691
	12:00 pm		51845	239,44	55171		46804	239,42	62254
	02:00 pm		51645	239,44	54958		51885	239,44	55213
	04:00 pm		50645	239,43	60628		50845	239,43	60867
16/12/05	08:00 am	AFS-L	50325	239,43	60245	XRO	47364	239,42	62999
	10:00 am		50485	239,43	60436		50565	239,43	60532
	12:00 pm		50605	239,43	60580		50765	239,43	60772
	02:00 pm		50979	239,43	47467		51380	239,43	47840
	04:00 pm		51885	239,44	55213		51725	239,44	55043
04/01/06	08:00 am	AFS-L	50525	239,43	60484	AFS-L	50605	239,43	60580
	10:00 am		51100	239,43	47579		51140	239,43	47616
	12:00 pm		51685	239,44	55001		52125	239,44	55469
	02:00 pm		51765	239,44	55086		52285	239,44	55639
	04:00 pm		47484	239,42	63158		54325	239,42	72257
05/01/06	08:00 am	AFS-L	47044	239,42	62573	AFS-L	47004	239,42	62520
	10:00 am		50899	239,43	47392		50979	239,43	47467
	12:00 pm		51272	239,44	81843		51710	239,44	82541
	02:00 pm		51965	239,44	55299		51885	239,44	55213
	04:00 pm		47204	239,42	62786		46764	239,42	62200
06/01/06	08:00 am	AFS-L	50525	239,43	60484	AFS-L	50485	239,43	60436
	10:00 am		50939	239,43	47430		51340	239,43	47803
	12:00 pm		52005	239,44	55341		51925	239,44	55256
	02:00 pm		51885	239,44	55213		52205	239,44	55554
	04:00 pm		52325	239,44	55682		52045	239,44	55384
09/01/06	08:00 am	AFS-L	50805	239,43	60820	ZRO	50365	239,43	60293
	10:00 am		50645	239,43	60628		50605	239,43	60580
	12:00 pm		51885	239,44	55213		47004	239,42	62520
	02:00 pm		52205	239,44	55554		51925	239,44	55256
	04:00 pm		50525	239,43	60484		50725	239,43	60724

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	TORRE DE ENFRIAMIENTO 1				TORRE DE ENFRIAMIENTO 2			
		Producto en Proceso	Flujo de Aire Seco (Gs±132) kg/h	Capacidad Calorífica del Aire (Cp ± 0,02) cal/kg °C	Calor por Convección (qc± 14100) kcal/h	Producto en Proceso	Flujo de Aire Seco (Gs±132) kg/h	Capacidad Calorífica del Aire (Cp ± 0,02) cal/kg °C	Calor por Convección (qc± 14100) kcal/h
11/01/06	08:00 am	AFS-L	48044	239,42	63903	AFS-L	46844	239,42	62307
	10:00 am		50365	239,43	60293		50725	239,43	60724
	12:00 pm		50565	239,43	60532		51845	239,44	55171
	02:00 pm		50765	239,44	67527		51883	239,45	62116
	04:00 pm		49021	239,43	71726		45783	239,44	73081
17/01/06	08:00 am	AFS-L	51045	239,44	54319	AFS-L	50965	239,44	54234
	10:00 am		50805	239,44	54064		51005	239,44	54277
	12:00 pm		51645	239,44	54958		51805	239,44	55128
	02:00 pm		51763	239,45	61972		51803	239,45	62020
	04:00 pm		52083	239,45	62355		51564	239,45	61733
18/01/06	08:00 am	AFS-L	50498	239,41	60448	AFS-L	50659	239,41	60640
	10:00 am		50618	239,43	47131		50899	239,43	47392
	12:00 pm		51525	239,44	54830		51645	239,44	54958
	02:00 pm		50739	239,43	47243		50498	239,43	47019
	04:00 pm		48463	239,43	70909		50925	239,43	74511
19/01/06	08:00 am	AFS-L	54205	239,42	72097	LRO-L	51165	239,42	68053
	10:00 am		51605	239,43	61777		50685	239,43	60676
	12:00 pm		52005	239,44	55341		51885	239,44	55213
	02:00 pm		52205	239,44	55554		52165	239,44	55511
	04:00 pm		52085	239,44	55426		52005	239,44	55341
24/01/06	08:00 am	AFS-L	50405	239,43	60341	S-28	50645	239,43	60628
	10:00 am		51005	239,43	61059		50845	239,43	60867
	12:00 pm		50765	239,43	60772		50925	239,43	60963
	02:00 pm		51260	239,43	47728		51340	239,43	47803
	04:00 pm		51925	239,44	55256		52125	239,44	55469

Fuente: propia

**TABLA C.10**  
**CALOR TOTAL TRANSFERIDO AL AIRE EN LAS TORRES DE ENFRIAMIENTO DE LA PLANTA DE SULFONACIÓN**

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Calor Total Transferido kcal/h					
		TORRE DE ENFRIAMIENTO 1			TORRE DE ENFRIAMIENTO 2		
		Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	(Q <sub>TOTAL</sub> ±14490)	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	(Q <sub>TOTAL</sub> ±14490)
06/12/05	08:00 am	AFS-L	70	-	AFS-L	92	-
	10:00 am			237899			238830
	12:00 pm			238225			239885
	02:00 pm			240898			238958
	04:00 pm			232812			242917
07/12/05	08:00 am	AFS-L	70	240611	AFS-L	92	239179
	10:00 am			238225			238790
	12:00 pm			236996			237179
	02:00 pm			236993			237177
	04:00 pm			318201			317216
08/12/05	08:00 am	AFS-L	80	239793	AFS-L	92	240611
	10:00 am			238602			238036
	12:00 pm			237282			238602
	02:00 pm			237455			238203
	04:00 pm			320171			318694
09/12/05	08:00 am	AFS-L	80	237418	AFS-L	92	237418
	10:00 am			240407			238770
	12:00 pm			239998			239588
	02:00 pm			239179			240407
	04:00 pm			237179			237362
12/12/05	08:00 am	AFS-L	80	238361	LRO-P	65	238770
	10:00 am			239793			238156
	12:00 pm			236996			237179
	02:00 pm			238413			238978
	04:00 pm			238725			239099
13/12/05	08:00 am	AFS-L	80	238790	LRO-P	65	238978
	10:00 am			239355			238602
	12:00 pm			239376			238644
	02:00 pm			238094			238094
	04:00 pm			237911			239926

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Calor Total Transferido kcal/h					
		TORRE DE ENFRIAMIENTO 1			TORRE DE ENFRIAMIENTO 2		
		Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	( $Q_{TOTAL} \pm 14490$ )	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	( $Q_{TOTAL} \pm 14490$ )
15/12/05	08:00 am	AFS-L	80	240611	ZRO	65	238978
	10:00 am			238016			238763
	12:00 pm			237362			239384
	02:00 pm			236446			237545
	04:00 pm			238602			239544
16/12/05	08:00 am	AFS-L	80	237094	XRO	50	242248
	10:00 am			237848			238225
	12:00 pm			238413			239167
	02:00 pm			237642			239511
	04:00 pm			237545			236812
04/01/06	08:00 am	AFS-L	82	238036	AFS-L	84	238413
	10:00 am			238203			238390
	12:00 pm			236629			238644
	02:00 pm			236996			239376
	04:00 pm			242862			277849
05/01/06	08:00 am	AFS-L	82	240611	AFS-L	82	240407
	10:00 am			237268			237642
	12:00 pm			317462			320171
	02:00 pm			237911			237545
	04:00 pm			241430			239179
06/01/06	08:00 am	AFS-L	82	238036	AFS-L	81	237848
	10:00 am			237455			239324
	12:00 pm			238094			237728
	02:00 pm			237545			239010
	04:00 pm			239560			238278
09/01/06	08:00 am	AFS-L	82	239355	ZRO	55	237282
	10:00 am			238602			238413
	12:00 pm			237545			240407
	02:00 pm			239010			237728
	04:00 pm			238036			238978

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Calor Total Transferido kcal/h					
		TORRE DE ENFRIAMIENTO 1			TORRE DE ENFRIAMIENTO 2		
		Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	( $Q_{TOTAL} \pm 14490$ )	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	( $Q_{TOTAL} \pm 14490$ )
11/01/06	08:00 am	AFS-L	82	245726	AFS-L	95	239588
	10:00 am			237282			238978
	12:00 pm			238225			237362
	02:00 pm			240434			238832
	04:00 pm			278450			283475
17/01/06	08:00 am	AFS-L	80	239218	AFS-L	94	238843
	10:00 am			238093			239031
	12:00 pm			236446			237179
	02:00 pm			238280			238464
	04:00 pm			239751			237361
18/01/06	08:00 am	AFS-L	80	235176	AFS-L	94	235923
	10:00 am			235959			237268
	12:00 pm			235897			236446
	02:00 pm			236520			235398
	04:00 pm			275278			289263
19/01/06	08:00 am	AFS-L	80	277235	LRO-L	55	261685
	10:00 am			243125			238790
	12:00 pm			238094			237545
	02:00 pm			239010			238827
	04:00 pm			238461			238094
24/01/06	08:00 am	AFS-L	82	237471	S-28	77	238602
	10:00 am			240298			239544
	12:00 pm			239167			239921
	02:00 pm			238950			239324
	04:00 pm			237728			238644

Fuente: propia

**TABLA C.12**  
**DEFICIENCIA ENERGÉTICA EN LA PLANTA DE SULFONACIÓN**

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Unidad Productiva 1		Unidad Productiva 2		Deficiencia Energética (DE) TNE
		Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	
06/12/05	08:00 am	AFS-L	70	AFS-L	92	-
	10:00 am					36
	12:00 pm					36
	02:00 pm					35
	04:00 pm					36
07/12/05	08:00 am	AFS-L	70	AFS-L	92	35
	10:00 am					31
	12:00 pm					37
	02:00 pm					37
	04:00 pm					-17
08/12/05	08:00 am	AFS-L	80	AFS-L	92	35
	10:00 am					36
	12:00 pm					36
	02:00 pm					36
	04:00 pm					-18
09/12/05	08:00 am	AFS-L	80	AFS-L	92	31
	10:00 am					35
	12:00 pm					35
	02:00 pm					35
	04:00 pm					37
12/12/05	08:00 am	AFS-L	80	LRO-P	65	27
	10:00 am					36
	12:00 pm					37
	02:00 pm					30
	04:00 pm					36
13/12/05	08:00 am	AFS-L	80	LRO-P	65	30
	10:00 am					30
	12:00 pm					27
	02:00 pm					36
	04:00 pm					36

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Unidad Productiva 1		Unidad Productiva 2		Deficiencia Energética (DE) TNE
		Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	
15/12/05	08:00 am	AFS-L	80	ZRO	65	-
	10:00 am					-
	12:00 pm					36
	02:00 pm					37
	04:00 pm					27
16/12/05	08:00 am	AFS-L	80	XRO	50	30
	10:00 am					22
	12:00 pm					30
	02:00 pm					27
	04:00 pm					-
04/01/06	08:00 am	AFS-L	82	AFS-L	84	27
	10:00 am					36
	12:00 pm					31
	02:00 pm					36
	04:00 pm					21
05/01/06	08:00 am	AFS-L	82	AFS-L	82	35
	10:00 am					37
	12:00 pm					-17
	02:00 pm					28
	04:00 pm					35
06/01/06	08:00 am	AFS-L	82	AFS-L	81	36
	10:00 am					36
	12:00 pm					36
	02:00 pm					36
	04:00 pm					30
09/01/06	08:00 am	AFS-L	82	ZRO	55	36
	10:00 am					36
	12:00 pm					36
	02:00 pm					36
	04:00 pm					36

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Unidad Productiva 1		Unidad Productiva 2		Deficiencia Energética (DE)* TNE
		Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	Producto en Proceso	Flujo de Azufre (kg/h)	
11/01/06	08:00 am	AFS-L	82	AFS-L	95	33
	10:00 am					36
	12:00 pm					36
	02:00 pm					35
	04:00 pm					8
17/01/06	08:00 am	AFS-L	80	AFS-L	94	36
	10:00 am					31
	12:00 pm					37
	02:00 pm					36
	04:00 pm					36
18/01/06	08:00 am	AFS-L	80	AFS-L	94	29
	10:00 am					37
	12:00 pm					37
	02:00 pm					38
	04:00 pm					7
19/01/06	08:00 am	AFS-L	80	LRO-L	55	15
	10:00 am					34
	12:00 pm					36
	02:00 pm					41
	04:00 pm					22
24/01/06	08:00 am	AFS-L	82	S-28	77	36
	10:00 am					26
	12:00 pm					35
	02:00 pm					35
	04:00 pm					31

\*: Los valores negativos indican que NO existe Deficiencia Energética

**Fuente: propia**

**TABLA C.13**  
**PARÁMETROS CARACTERÍSTICOS DE LAS TORRES DE ENFRIAMIENTO DE LA PLANTA DE SULFONACIÓN**

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	TORRE DE ENFRIAMIENTO 1			TORRE DE ENFRIAMIENTO 2		
		Producto en Proceso	Rango de Enfriamiento (R <sub>T</sub> ± 1) °C	Temperatura de Acercamiento (T <sub>AC</sub> ± 1) °C	Producto en Proceso	Rango de Enfriamiento (R <sub>T</sub> ± 1) °C	Temperatura de Acercamiento (T <sub>AC</sub> ± 1) °C
06/12/05	08:00 am	AFS-L	-	-	AFS-L	-	-
	10:00 am		3	4		3	4
	12:00 pm		3	5		3	5
	02:00 pm		3	6		3	5
	04:00 pm		3	5		3	6
07/12/05	08:00 am	AFS-L	3	5	AFS-L	3	5
	10:00 am		3	4		3	4
	12:00 pm		3	4		3	4
	02:00 pm		3	5		3	5
	04:00 pm		4	6		4	6
08/12/05	08:00 am	AFS-L	3	4	AFS-L	3	4
	10:00 am		3	4		3	4
	12:00 pm		3	4		3	4
	02:00 pm		3	5		3	5
	04:00 pm		4	6		4	6
09/12/05	08:00 am	AFS-L	3	5	AFS-L	3	5
	10:00 am		3	5		3	5
	12:00 pm		3	5		3	5
	02:00 pm		3	6		3	6
	04:00 pm		3	6		3	6
12/12/05	08:00 am	AFS-L	3	5	LRO-P	3	5
	10:00 am		3	6		3	6
	12:00 pm		3	5		3	5
	02:00 pm		3	6		3	6
	04:00 pm		3	6		3	6

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	TORRE DE ENFRIAMIENTO 1			TORRE DE ENFRIAMIENTO 2		
		Producto en Proceso	Rango de Enfriamiento (R <sub>T</sub> ± 1) °C	Temperatura de Acercamiento (T <sub>AC</sub> ± 1) °C	Producto en Proceso	Rango de Enfriamiento (R <sub>T</sub> ± 1) °C	Temperatura de Acercamiento (T <sub>AC</sub> ± 1) °C
13/12/05	08:00 am	AFS-L	3	4	LRO-P	3	4
	10:00 am		3	4		3	4
	12:00 pm		3	4		3	4
	02:00 pm		3	4		3	4
	04:00 pm		3	4		3	4
15/12/05	08:00 am	AFS-L	3	5	ZRO	3	4
	10:00 am		3	5		3	5
	12:00 pm		3	4		3	5
	02:00 pm		3	5		3	5
	04:00 pm		3	5		3	5
16/12/05	08:00 am	AFS-L	3	3	XRO	3	4
	10:00 am		3	3		3	3
	12:00 pm		3	4		3	4
	02:00 pm		3	5		3	5
	04:00 pm		3	4		3	4
04/01/06	08:00 am	AFS-L	3	5	AFS-L	3	5
	10:00 am		3	6		3	6
	12:00 pm		3	6		3	6
	02:00 pm		3	6		3	6
	04:00 pm		4	6		4	6
05/01/06	08:00 am	AFS-L	3	5	AFS-L	3	5
	10:00 am		3	5		3	5
	12:00 pm		4	6		4	6
	02:00 pm		3	5		3	5
	04:00 pm		3	6		3	6

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	TORRE DE ENFRIAMIENTO 1			TORRE DE ENFRIAMIENTO 2		
		Producto en Proceso	Rango de Enfriamiento (R <sub>T</sub> ± 1) °C	Temperatura de Acercamiento (T <sub>AC</sub> ± 1) °C	Producto en Proceso	Rango de Enfriamiento (R <sub>T</sub> ± 1) °C	Temperatura de Acercamiento (T <sub>AC</sub> ± 1) °C
06/01/06	08:00 am	AFS-L	3	3	AFS-L	3	3
	10:00 am		3	5		3	5
	12:00 pm		3	5		3	5
	02:00 pm		3	5		3	5
	04:00 pm		3	5		3	5
09/01/06	08:00 am	AFS-L	3	4	ZRO	3	4
	10:00 am		3	4		3	4
	12:00 pm		3	5		3	6
	02:00 pm		3	5		3	5
	04:00 pm		3	4		3	4
11/01/06	08:00 am	AFS-L	3	5	AFS-L	3	5
	10:00 am		3	4		3	4
	12:00 pm		3	5		3	5
	02:00 pm		3	6		3	6
	04:00 pm		4	6		4	6
16/01/06	08:00 am	AFS-L	3	3	AFS-L	3	3
	10:00 am		3	5		3	5
	12:00 pm		3	4		3	4
	02:00 pm		3	6		3	6
	04:00 pm		3	6		3	6
17/01/06	08:00 am	AFS-L	3	5	AFS-L	3	5
	10:00 am		3	5		3	5
	12:00 pm		3	6		3	6
	02:00 pm		3	6		3	6
	04:00 pm		3	5		3	5

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	TORRE DE ENFRIAMIENTO 1			TORRE DE ENFRIAMIENTO 2		
		Producto en Proceso	Rango de Enfriamiento (R <sub>T</sub> ± 1) °C	Temperatura de Acercamiento (T <sub>AC</sub> ± 1) °C	Producto en Proceso	Rango de Enfriamiento (R <sub>T</sub> ± 1) °C	Temperatura de Acercamiento (T <sub>AC</sub> ± 1) °C
18/01/06	08:00 am	AFS-L	3	5	AFS-L	3	7
	10:00 am		3	6		3	7
	12:00 pm		3	5		3	6
	02:00 pm		3	7		3	7
	04:00 pm		4	6		4	7
19/01/06	08:00 am	AFS-L	4	4	LRO-L	4	4
	10:00 am		3	3		3	3
	12:00 pm		3	4		3	4
	02:00 pm		3	6		3	6
	04:00 pm		3	6		3	6
20/01/06	08:00 am	AFS-L	3	5	LRO-L	3	5
	10:00 am		3	4		3	4
	12:00 pm		3	6		3	6
	02:00 pm		3	6		3	6
	04:00 pm		3	6		3	6
24/01/06	08:00 am	AFS-L	3	5	S-28	3	5
	10:00 am		3	5		3	5
	12:00 pm		3	6		3	6
	02:00 pm		3	6		3	6
	04:00 pm		3	5		3	5

*Fuente: propia*

**TABLA C.14**  
**PARÁMETROS CARACTERÍSTICOS DEL CHILLER DE LA UNIDAD PRODUCTIVA 1 DE LA PLANTA DE SULFONACIÓN**

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Producto en Proceso	Flujo de Refrigerante ( $m_{Ref} \pm 131$ )kg/h	Calor en el Condensador ( $Q_C \pm 3$ )kJ/h	Trabajo en el Compresor ( $W_C \pm 7$ )kW	Calor en el Evaporador ( $Q_E \pm 7$ )kW	Coefficiente de Funcionamiento ( $\beta \pm 4$ )adim
06/12/05	08:00 am	AFS-L	-	-	-	-	-
	10:00 am		2712	447179	14	110	8
	12:00 pm		2712	447179	14	110	8
	02:00 pm		2713	447348	14	111	8
	04:00 pm		2713	447348	14	111	8
07/12/05	08:00 am	AFS-L	2711	447008	14	110	8
	10:00 am		3164	521609	16	129	8
	12:00 pm		2712	447179	14	110	8
	02:00 pm		2713	447348	14	111	8
	04:00 pm		2713	447348	14	111	8
08/12/05	08:00 am	AFS-L	2710	446834	14	110	8
	10:00 am		2710	446834	14	110	8
	12:00 pm		2711	447008	14	110	8
	02:00 pm		2713	447348	14	111	8
	04:00 pm		2713	447348	14	111	8
09/12/05	08:00 am	AFS-L	3163	521408	16	129	8
	10:00 am		2711	447008	14	110	8
	12:00 pm		2713	447348	14	111	8
	02:00 pm		2713	447348	14	111	8
	04:00 pm		2713	447348	14	111	8
12/12/05	08:00 am	AFS-L	2712	447179	14	110	8
	10:00 am		2712	447179	14	110	8
	12:00 pm		2713	447348	14	111	8
	02:00 pm		3167	522197	16	129	8
	04:00 pm		2713	447348	14	111	8

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Producto en Proceso	Flujo de Refrigerante ( $m_{Ref} \pm 131$ )kg/h	Calor en el Condensador ( $Q_C \pm 3$ )kJ/h	Trabajo en el Compresor ( $W_C \pm 7$ )kW	Calor en el Evaporador ( $Q_E \pm 7$ )kW	Coefficiente de Funcionamiento ( $\beta \pm 4$ )adim
13/12/05	08:00 am	AFS-L	3164	521609	16	129	8
	10:00 am		3164	521609	16	129	8
	12:00 pm		2714	447515	14	111	8
	02:00 pm		2715	447679	14	111	8
	04:00 pm		2714	447515	14	111	8
15/12/05	08:00 am	AFS-L	3164	521609	16	129	8
	10:00 am		2713	447348	14	111	8
	12:00 pm		2713	447348	14	111	8
	02:00 pm		2714	447515	14	111	8
	04:00 pm		2713	447348	14	111	8
16/12/05	08:00 am	AFS-L	3163	521408	16	129	8
	10:00 am		3164	521609	16	129	8
	12:00 pm		3165	521808	16	129	8
	02:00 pm		2713	447348	14	111	8
	04:00 pm		-	-	-	-	-
04/01/06	08:00 am	AFS-L	2711	447008	14	110	8
	10:00 am		2711	447008	14	110	8
	12:00 pm		3164	521609	16	129	8
	02:00 pm		2713	447348	14	111	8
	04:00 pm		2712	447179	14	110	8
05/01/06	08:00 am	AFS-L	2713	447348	14	111	8
	10:00 am		2715	447679	14	111	8
	12:00 pm		2715	447679	14	111	8
	02:00 pm		2715	447679	14	111	8
	04:00 pm		2715	447679	14	111	8

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Producto en Proceso	Flujo de Refrigerante ( $m_{Ref} \pm 131$ )kg/h	Calor en el Condensador ( $Q_C \pm 3$ )kJ/h	Trabajo en el Compresor ( $W_C \pm 7$ )kW	Calor en el Evaporador ( $Q_E \pm 7$ )kW	Coefficiente de Funcionamiento ( $\beta \pm 4$ )adim
06/01/06	08:00 am	AFS-L	2713	447348	14	111	8
	10:00 am		2712	447179	14	110	8
	12:00 pm		2714	447515	14	111	8
	02:00 pm		2714	447515	14	111	8
	04:00 pm		3165	521808	16	129	8
09/01/06	08:00 am	AFS-L	2714	447515	14	111	8
	10:00 am		2714	447515	14	111	8
	12:00 pm		2715	447679	14	111	8
	02:00 pm		2715	447679	14	111	8
	04:00 pm		2715	447679	14	111	8
11/01/06	08:00 am	AFS-L	2713	447348	14	111	8
	10:00 am		2714	447515	14	111	8
	12:00 pm		2714	447515	14	111	8
	02:00 pm		2715	447679	14	111	8
	04:00 pm		2715	447679	14	111	8
16/01/06	08:00 am	AFS-L	2710	446834	14	110	8
	10:00 am		2710	446834	14	110	8
	12:00 pm		2711	447008	14	110	8
	02:00 pm		2713	447348	14	111	8
	04:00 pm		2713	447348	14	111	8
17/01/06	08:00 am	AFS-L	2709	446657	14	110	8
	10:00 am		3161	521203	16	129	8
	12:00 pm		2711	447008	14	110	8
	02:00 pm		2713	447348	14	111	8
	04:00 pm		2712	447179	14	110	8

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Producto en Proceso	Flujo de Refrigerante ( $m_{Ref} \pm 131$ )kg/h	Calor en el Condensador ( $Q_C \pm 3$ )kJ/h	Trabajo en el Compresor ( $W_C \pm 7$ )kW	Calor en el Evaporador ( $Q_E \pm 7$ )kW	Coefficiente de Funcionamiento ( $\beta \pm 4$ )adim
18/01/06	08:00 am	AFS-L	2710	446834	14	110	8
	10:00 am		2710	446834	14	110	8
	12:00 pm		2711	447008	14	110	8
	02:00 pm		2713	447348	14	111	8
	04:00 pm		2713	447348	14	111	8
19/01/06	08:00 am	AFS-L	2710	446834	14	110	8
	10:00 am		2710	446834	14	110	8
	12:00 pm		2711	447008	14	110	8
	02:00 pm		2262	372860	11	92	8
	04:00 pm		3164	521609	16	129	8
20/01/06	08:00 am	AFS-L	2710	446834	14	110	8
	10:00 am		2710	446834	14	110	8
	12:00 pm		2711	447008	14	110	8
	02:00 pm		2712	447179	14	110	8
	04:00 pm		2711	447008	14	110	8
24/01/06	08:00 am	AFS-L	2711	447008	14	110	8
	10:00 am		2711	447008	14	110	8
	12:00 pm		2713	447348	14	111	8
	02:00 pm		2713	447348	14	111	8
	04:00 pm		3165	521808	16	129	8

*Fuente: propia*

**TABLA C.15**  
**PARÁMETROS CARACTERÍSTICOS DEL CHILLER DE LA UNIDAD PRODUCTIVA 2 DE LA PLANTA DE SULFONACIÓN**

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Producto en Proceso	Flujo de Refrigerante ( $m_{Ref} \pm 148$ )kg/h	Calor en el Condensador ( $Q_C \pm 5$ )kJ/h	Trabajo en el Compresor ( $W_C \pm 6$ )kW	Calor en el Evaporador ( $Q_E \pm 6$ )kW	Coefficiente de Funcionamiento ( $\beta \pm 4$ )adim
06/12/05	08:00 am	AFS-L	-	-	-	-	-
	10:00 am		2877	500385	15	124	8
	12:00 pm		2864	500341	15	124	8
	02:00 pm		2869	486761	11	124	11
	04:00 pm		2897	493146	13	124	10
07/12/05	08:00 am	AFS-L	2838	471461	7	124	18
	10:00 am		2892	492178	13	124	10
	12:00 pm		2896	487146	11	124	11
	02:00 pm		2904	500902	15	124	8
	04:00 pm		2838	471461	7	124	18
08/12/05	08:00 am	AFS-L	2837	471263	7	124	18
	10:00 am		2892	492178	13	124	10
	12:00 pm		2896	487146	11	124	11
	02:00 pm		2837	471263	7	124	18
	04:00 pm		2897	487351	11	124	11
09/12/05	08:00 am	AFS-L	2904	500902	15	124	8
	10:00 am		2892	492178	13	124	10
	12:00 pm		2896	487146	11	124	11
	02:00 pm		2905	501112	15	124	8
	04:00 pm		2904	500902	15	124	8
12/12/05	08:00 am	LRO-P	3553	590340	9	155	17
	10:00 am		2843	472371	7	124	17
	12:00 pm		2837	472310	7	124	17
	02:00 pm		2832	470555	7	124	19
	04:00 pm		2838	471461	7	124	18

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Producto en Proceso	Flujo de Refrigerante (m <sub>Ref</sub> ± 148)kg/h	Calor en el Condensador (Q <sub>C</sub> ± 5 )kJ/h	Trabajo en el Compresor (W <sub>C</sub> ± 6)kW	Calor en el Evaporador (Q <sub>E</sub> ± 6)kW	Coefficiente de Funcionamiento (β ± 4)adim
13/12/05	08:00 am	LRO-P	2843	472371	7	124	17
	10:00 am		2850	477080	9	124	14
	12:00 pm		3563	596475	11	155	14
	02:00 pm		2851	477280	9	124	14
	04:00 pm		2848	476750	8	124	15
15/12/05	08:00 am	ZRO	2905	501112	15	124	8
	10:00 am		2892	492178	13	124	10
	12:00 pm		2892	492178	13	124	10
	02:00 pm		2911	502102	15	124	8
	04:00 pm		3607	624709	19	155	8
16/12/05	08:00 am	XRO	2837	471263	7	124	18
	10:00 am		3614	615093	16	155	10
	12:00 pm		2897	487351	11	124	11
	02:00 pm		3631	626259	19	155	8
	04:00 pm		-	-	-	-	-
04/01/06	08:00 am	AFS-L	3631	626259	19	155	8
	10:00 am		2885	499652	15	124	8
	12:00 pm		2897	487351	11	124	11
	02:00 pm		2907	492600	13	124	10
	04:00 pm		2898	499906	15	124	8
05/01/06	08:00 am	AFS-L	2902	479391	9	124	13
	10:00 am		2896	487146	11	124	11
	12:00 pm		2896	487146	11	124	11
	02:00 pm		3621	609061	14	155	11
	04:00 pm		2903	479593	9	124	13

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Producto en Proceso	Flujo de Refrigerante ( $m_{Ref} \pm 148$ )kg/h	Calor en el Condensador ( $Q_C \pm 5$ )kJ/h	Trabajo en el Compresor ( $W_C \pm 6$ )kW	Calor en el Evaporador ( $Q_E \pm 6$ )kW	Coefficiente de Funcionamiento ( $\beta \pm 4$ )adim
06/01/06	08:00 am	AFS-L	2903	479593	9	124	13
	10:00 am		2897	487351	11	124	11
	12:00 pm		2897	487351	11	124	11
	02:00 pm		2912	502310	15	124	8
	04:00 pm		2897	487351	11	124	11
09/01/06	08:00 am	ZRO	2890	491971	13	124	10
	10:00 am		2890	491971	13	124	10
	12:00 pm		2890	491971	13	124	10
	02:00 pm		2911	502102	15	124	8
	04:00 pm		2886	499872	15	124	8
11/01/06	08:00 am	AFS-L	2903	479593	9	124	13
	10:00 am		2892	492178	13	124	10
	12:00 pm		2897	487351	11	124	11
	02:00 pm		2897	487351	11	124	11
	04:00 pm		2903	479593	9	124	13
16/01/06	08:00 am	AFS-L	2902	479391	9	124	13
	10:00 am		2896	487146	11	124	11
	12:00 pm		3621	609061	14	155	11
	02:00 pm		2912	493573	13	124	10
	04:00 pm		2917	488502	12	124	11
17/01/06	08:00 am	AFS-L	2849	473275	7	124	17
	10:00 am		2857	478205	9	124	14
	12:00 pm		2864	486018	11	124	11
	02:00 pm		2860	490996	12	124	10
	04:00 pm		2859	490793	12	124	10

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Producto en Proceso	Flujo de Refrigerante ( $m_{Ref} \pm 148$ )kg/h	Calor en el Condensador ( $Q_C \pm 5$ )kJ/h	Trabajo en el Compresor ( $W_C \pm 6$ )kW	Calor en el Evaporador ( $Q_E \pm 6$ )kW	Coefficiente de Funcionamiento ( $\beta \pm 4$ )adim
18/01/06	08:00 am	AFS-L	3546	589203	9	155	18
	10:00 am		2878	491962	13	124	10
	12:00 pm		2896	487146	11	124	11
	02:00 pm		2904	500902	15	124	8
	04:00 pm		2894	499134	15	124	8
19/01/06	08:00 am	LRO-L	2838	471461	7	124	18
	10:00 am		2843	472371	7	124	17
	12:00 pm		2851	477280	9	124	14
	02:00 pm		2905	501112	15	124	8
	04:00 pm		3583	615064	16	155	10
20/01/06	08:00 am	LRO-L	2829	475696	8	124	15
	10:00 am		2848	476750	8	124	15
	12:00 pm		2855	472294	7	124	17
	02:00 pm		2837	471263	7	124	18
	04:00 pm		2877	486001	11	124	11
24/01/06	08:00 am	S-28	2837	471263	7	124	18
	10:00 am		3553	590340	9	155	17
	12:00 pm		2843	472371	7	124	17
	02:00 pm		2910	493161	13	124	10
	04:00 pm		2897	487351	11	124	11

*Fuente: propia*

**TABLA C.16**

**COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR SUCIO EN LOS  
INTERCAMBIADORES DE LA UNIDAD PRODUCTIVA 1**

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Coeficiente Global de Transferencia de Calor Sucio, $U_0$ (W/m <sup>2</sup> K)				
		1E1A ( $U_0 \pm 14$ )	1E1B ( $U_0 \pm 0,06$ )	1E4 ( $U_0 \pm 12$ )	2E1 ( $U_0 \pm 80$ )	4E1 ( $U_0 \pm 72$ )
06/12/05	08:00 am	-	-	-	-	-
	10:00 am	41	14,01	28	454	-
	12:00 pm	37	14,71	25	516	-
	02:00 pm	42	12,49	20	454	-
	04:00 pm	38	12,49	25	394	-
07/12/05	08:00 am	42	14,01	28	516	-
	10:00 am	38	14,71	27	454	-
	12:00 pm	37	11,87	27	516	-
	02:00 pm	42	11,87	21	454	-
	04:00 pm	41	14,71	21	394	-
08/12/05	08:00 am	54	9,74	27	516	-
	10:00 am	40	14,01	22	454	-
	12:00 pm	41	14,01	27	516	-
	02:00 pm	41	12,49	26	454	-
	04:00 pm	62	11,20	21	394	-
09/12/05	08:00 am	40	13,09	27	516	-
	10:00 am	39	13,09	27	454	-
	12:00 pm	36	15,38	27	516	-
	02:00 pm	42	11,87	21	454	-
	04:00 pm	48	11,87	27	394	-
12/12/05	08:00 am	38	11,86	26	454	-
	10:00 am	44	14,01	20	454	-
	12:00 pm	39	11,87	25	375	-
	02:00 pm	44	13,28	20	580	-
	04:00 pm	44	14,02	26	483	-
13/12/05	08:00 am	37	11,86	26	490	-
	10:00 am	37	11,20	26	530	-
	12:00 pm	36	12,49	21	499	-
	02:00 pm	43	12,49	20	384	-
	04:00 pm	41	12,49	26	521	-
15/12/05	08:00 am	41	13,90	25	521	-
	10:00 am	41	11,79	25	521	-
	02:00 pm	41	13,90	20	440	161
	03:00 pm	37	12,41	20	639	150
	04:00 pm	38	10,30	25	454	161
16/12/05	08:00 am	39	14,71	25	454	-
	10:00 am	39	11,86	25	454	-
	12:00 pm	37	11,20	19	454	-
	02:00 pm	38	11,20	25	407	-
	04:00 pm	41	12,49	24	449	-

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Coeficiente Global de Transferencia de Calor Sucio, $U_0$ (W/m <sup>2</sup> K)				
		1E1A ( $U_0 \pm 14$ )	1E1B ( $U_0 \pm 0,06$ )	1E4 ( $U_0 \pm 12$ )	2E1 ( $U_0 \pm 80$ )	4E1 ( $U_0 \pm 72$ )
04/01/06	08:00 am	51	12,40	30	454	-
	10:00 am	52	12,40	30	407	-
	12:00 pm	56	10,30	30	454	-
	02:00 pm	55	13,90	24	454	-
	04:00 pm	55	13,90	28	626	-
05/01/06	08:00 am	45	11,14	29	521	-
	10:00 am	44	16,61	30	454	-
	12:00 pm	42	12,49	30	454	-
	02:00 pm	50	12,49	24	454	-
	04:00 pm	43	12,49	30	454	-
06/01/06	08:00 am	52	14,01	27	384	-
	10:00 am	51	15,37	27	363	-
	12:00 pm	44	11,20	29	454	-
	02:00 pm	43	9,75	30	454	-
	04:00 pm	44	11,87	32	454	-
09/01/06	08:00 am	45	13,65	38	521	193
	10:00 am	45	10,74	38	671	190
	12:00 pm	44	10,74	39	521	176
	02:00 pm	31	10,74	29	607	139
	04:00 pm	54	11,65	37	607	139
11/01/06	08:00 am	52	12,49	37	521	-
	10:00 am	41	13,28	30	454	-
	12:00 pm	43	13,28	23	395	-
	02:00 pm	48	12,49	23	395	-
	04:00 pm	48	16,61	27	454	-
17/01/06	08:00 am	43	14,19	26	578	-
	10:00 am	42	14,19	25	454	-
	12:00 pm	40	13,55	25	454	-
	02:00 pm	46	9,75	25	454	-
	04:00 pm	41	12,41	26	454	-
18/01/06	08:00 am	44	11,86	27	522	-
	10:00 am	42	10,35	27	522	-
	12:00 pm	42	11,47	27	454	-
	02:00 pm	47	11,87	22	454	-
	04:00 pm	56	11,87	26	522	-
19/01/06	08:00 am	48	11,86	25	521	161
	10:00 am	40	12,49	26	505	150
	12:00 pm	49	10,35	25	521	139
	02:00 pm	49	11,87	21	522	139
	04:00 pm	42	12,49	26	627	150
20/01/06	08:00 am	48	12,49	25	521	167
	10:00 am	43	12,49	20	521	171
	12:00 pm	50	12,49	25	522	174
	02:00 pm	39	12,49	26	627	-
	04:00 pm	40	10,93	21	627	-
24/01/06	08:00 am	41	11,20	25	522	161
	10:00 am	42	11,86	26	522	161
	12:00 pm	36	14,01	25	522	176
	02:00 pm	39	14,71	26	627	183
	04:00 pm	43	11,87	26	627	161

*Fuente: propia*

TABLA C.17

COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR SUCIO EN LOS  
INTERCAMBIADORES DE LA UNIDAD PRODUCTIVA 2

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Coeficiente Global de Transferencia de Calor Sucio, $U_0$ (W/m <sup>2</sup> K)				
		HE304-1 ( $U_0 \pm 55$ )	HE701-1 ( $U_0 \pm 152$ )	HE402-1 ( $U_0 \pm 150$ )	HE404-1 ( $U_0 \pm 0,04$ )	HE501-1 ( $U_0 \pm 80$ )
06/12/05	08:00 am	-	-	-	-	-
	10:00 am	250	1445	367	187,58	-
	12:00 pm	258	1445	562	215,65	-
	02:00 pm	235	1446	445	195,80	-
	04:00 pm	234	1446	390	147,22	-
07/12/05	08:00 am	243	1251	417	113,64	-
	10:00 am	286	1251	486	116,99	-
	12:00 pm	300	1251	417	145,36	-
	02:00 pm	282	1252	401	141,19	-
	04:00 pm	264	1885	326	131,94	-
08/12/05	08:00 am	255	1251	367	187,60	-
	10:00 am	283	1884	572	201,98	-
	12:00 pm	297	1251	345	203,87	-
	02:00 pm	297	1251	352	216,31	-
	04:00 pm	284	1072	367	244,85	-
09/12/05	08:00 am	291	1251	299	99,86	-
	10:00 am	293	1251	447	113,21	-
	12:00 pm	285	1252	337	117,45	-
	02:00 pm	284	988	489	150,22	-
	04:00 pm	270	1251	326	131,46	-
12/12/05	08:00 am	290	1561	318	169,96	188
	10:00 am	305	1251	442	138,87	190
	12:00 pm	328	916	372	126,63	188
	02:00 pm	304	1252	615	120,70	206
	04:00 pm	327	989	390	287,68	224
13/12/05	08:00 am	322	851	399	172,95	205
	10:00 am	331	1251	451	146,10	176
	12:00 pm	330	724	560	126,61	166
	02:00 pm	293	851	394	139,17	148
	04:00 pm	285	2245	566	415,95	139
15/12/05	08:00 am	-	-	-	-	-
	10:00 am	-	-	-	-	-
	02:00 pm	315	1252	467	53,94	-
	03:00 pm	374	852	557	64,12	-
	04:00 pm	358	988	467	51,94	-
16/12/05	08:00 am	278	1251	466	97,91	211
	10:00 am	282	1251	426	99,22	261
	12:00 pm	314	851	389	83,34	265
	02:00 pm	265	1251	442	134,88	249
	04:00 pm	-	-	-	-	-

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Coeficiente Global de Transferencia de Calor Sucio, $U_0$ (W/m <sup>2</sup> K)				
		HE304-1 ( $U_0 \pm 55$ )	HE701-1 ( $U_0 \pm 152$ )	HE402-1 ( $U_0 \pm 150$ )	HE404-1 ( $U_0 \pm 0,04$ )	HE501-1 ( $U_0 \pm 80$ )
04/01/06	08:00 am	161	1445	311	146,00	-
	10:00 am	156	864	390	136,65	-
	12:00 pm	159	1445	312	159,19	-
	02:00 pm	199	1445	337	179,99	-
	04:00 pm	202	798	598	127,32	-
05/01/06	08:00 am	199	798	390	76,48	-
	10:00 am	191	1444	529	81,18	-
	12:00 pm	217	1445	390	115,11	-
	02:00 pm	231	1445	324	137,76	-
	04:00 pm	227	798	486	137,71	-
06/01/06	08:00 am	226	724	486	83,66	-
	10:00 am	224	1445	354	88,33	-
	12:00 pm	234	1252	401	106,68	-
	02:00 pm	229	1445	401	133,77	-
	04:00 pm	229	798	299	133,72	-
09/01/06	08:00 am	188	797	311	56,54	-
	10:00 am	191	798	311	57,38	-
	12:00 pm	190	798	345	64,60	-
	02:00 pm	199	1445	390	75,74	-
	04:00 pm	196	1445	338	74,46	-
11/01/06	08:00 am	217	1251	302	242,25	-
	10:00 am	214	1251	345	196,27	-
	12:00 pm	211	1252	314	428,87	-
	02:00 pm	227	1252	265	316,77	-
	04:00 pm	193	1252	315	143,85	-
16/01/06	08:00 am	251	798	355	123,05	-
	10:00 am	272	987	375	123,99	-
	12:00 pm	274	1445	355	246,82	-
	02:00 pm	279	724	292	482,52	-
	04:00 pm	263	1252	355	462,01	-
17/01/06	08:00 am	282	1542	401	224,24	-
	10:00 am	284	1252	367	134,62	-
	12:00 pm	289	1252	367	178,89	-
	02:00 pm	277	852	526	154,95	-
	04:00 pm	293	724	475	97,12	-
18/01/06	08:00 am	283	1252	345	197,71	-
	10:00 am	267	1252	345	232,99	-
	12:00 pm	334	1253	288	170,54	-
	02:00 pm	331	1253	324	141,21	-
	04:00 pm	337	1446	341	222,50	-
19/01/06	08:00 am	317	987	486	113,00	-
	10:00 am	306	864	367	120,39	-
	12:00 pm	338	851	390	112,99	-
	02:00 pm	340	655	371	86,30	-
	04:00 pm	308	1252	591	98,57	-
24/01/06	08:00 am	326	1252	422	174,06	-
	10:00 am	316	723	390	163,96	-
	12:00 pm	356	1252	367	165,07	-
	02:00 pm	349	1252	441	192,82	-
	04:00 pm	359	1252	599	284,14	-

*Fuente: propia*

**TABLA C.18**

**EFICIENCIA DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA UNIDAD PRODUCTIVA 1**

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	EFICIENCIA, $\varepsilon$ (adim)				
		1E1A ( $\varepsilon \pm 0,02$ )	1E1B ( $\varepsilon \pm 0,02$ )	1E4 ( $\varepsilon \pm 0,02$ )	2E1 ( $\varepsilon$ )	4E1 ( $\varepsilon \pm 0,1$ )
06/12/05	08:00 am	-	-	-	-	-
	10:00 am	0,96	0,80	0,94	0,44	-
	12:00 pm	0,96	0,80	0,93	0,54	-
	02:00 pm	0,96	0,80	0,94	0,44	-
	04:00 pm	0,96	0,80	0,94	0,37	-
07/12/05	08:00 am	0,96	0,80	0,94	0,54	-
	10:00 am	0,96	0,80	0,94	0,44	-
	12:00 pm	0,96	0,70	0,94	0,54	-
	02:00 pm	0,96	0,70	0,94	0,44	-
	04:00 pm	0,96	0,80	0,94	0,37	-
08/12/05	08:00 am	0,96	0,70	0,94	0,54	-
	10:00 am	0,96	0,80	0,94	0,44	-
	12:00 pm	0,96	0,80	0,93	0,54	-
	02:00 pm	0,96	0,80	0,93	0,44	-
	04:00 pm	0,97	0,70	0,94	0,37	-
09/12/05	08:00 am	0,95	0,80	0,94	0,54	-
	10:00 am	0,96	0,80	0,94	0,44	-
	12:00 pm	0,95	0,80	0,93	0,54	-
	02:00 pm	0,96	0,70	0,94	0,44	-
	04:00 pm	0,97	0,70	0,94	0,37	-
12/12/05	08:00 am	0,96	0,70	0,93	0,44	-
	10:00 am	0,97	0,80	0,93	0,44	-
	12:00 pm	0,96	0,70	0,93	0,43	-
	02:00 pm	0,97	0,80	0,94	0,50	-
	04:00 pm	0,97	0,80	0,93	0,49	-
13/12/05	08:00 am	0,96	0,70	0,93	0,60	-
	10:00 am	0,96	0,70	0,93	0,56	-
	12:00 pm	0,96	0,80	0,93	0,57	-
	02:00 pm	0,97	0,80	0,93	0,40	-
	04:00 pm	0,96	0,80	0,93	0,55	-
15/12/05	08:00 am	0,96	0,80	0,93	0,55	-
	10:00 am	0,96	0,70	0,93	0,55	-
	12:00 pm	0,96	0,80	0,93	0,47	0,5
	02:00 pm	0,96	0,80	0,94	0,47	0,5
	04:00 pm	0,96	0,70	0,94	0,44	0,5
16/12/05	08:00 am	0,96	0,80	0,94	0,44	-
	10:00 am	0,96	0,70	0,93	0,44	-
	12:00 pm	0,97	0,70	0,93	0,44	-
	02:00 pm	0,97	0,70	0,94	0,47	-
	04:00 pm	0,96	0,80	0,93	0,44	-

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	EFICIENCIA, $\varepsilon$ (adim)				
		1E1A ( $\varepsilon \pm 0,02$ )	1E1B ( $\varepsilon \pm 0,02$ )	1E4 ( $\varepsilon \pm 0,02$ )	2E1 ( $\varepsilon$ )	4E1 ( $\varepsilon \pm 0,1$ )
04/01/06	08:00 am	0,97	0,80	0,94	0,44	-
	10:00 am	0,97	0,80	0,94	0,47	-
	12:00 pm	0,98	0,70	0,94	0,44	-
	02:00 pm	0,98	0,80	0,94	0,44	-
	04:00 pm	0,98	0,80	0,94	0,47	-
05/01/06	08:00 am	0,96	0,70	0,93	0,55	-
	10:00 am	0,96	0,80	0,94	0,44	-
	12:00 pm	0,97	0,80	0,93	0,44	-
	02:00 pm	0,97	0,80	0,94	0,44	-
	04:00 pm	0,97	0,80	0,94	0,44	-
06/01/06	08:00 am	0,95	0,80	0,93	0,40	-
	10:00 am	0,96	0,80	0,93	0,44	-
	12:00 pm	0,96	0,70	0,93	0,44	-
	02:00 pm	0,96	0,70	0,93	0,44	-
	04:00 pm	0,96	0,70	0,94	0,44	-
09/01/06	08:00 am	0,96	0,80	0,93	0,55	0,4
	10:00 am	0,96	0,70	0,92	0,60	0,5
	12:00 pm	0,96	0,70	0,94	0,55	0,6
	02:00 pm	0,94	0,70	0,93	0,51	0,5
	04:00 pm	0,96	0,70	0,93	0,51	0,5
11/01/06	08:00 am	0,97	0,80	0,94	0,55	-
	10:00 am	0,95	0,80	0,93	0,44	-
	12:00 pm	0,96	0,80	0,93	0,37	-
	02:00 pm	0,97	0,80	0,93	0,37	-
	04:00 pm	0,97	0,80	0,94	0,44	-
17/01/06	08:00 am	0,96	0,80	0,93	0,44	-
	10:00 am	0,96	0,80	0,94	0,44	-
	12:00 pm	0,96	0,80	0,93	0,44	-
	02:00 pm	0,97	0,70	0,94	0,44	-
	04:00 pm	0,96	0,80	0,94	0,44	-
18/01/06	08:00 am	0,96	0,70	0,94	0,55	-
	10:00 am	0,96	0,70	0,95	0,55	-
	12:00 pm	0,96	0,70	0,95	0,44	-
	02:00 pm	0,97	0,70	0,95	0,44	-
	04:00 pm	0,98	0,70	0,94	0,55	-
19/01/06	08:00 am	0,97	0,70	0,94	0,55	0,5
	10:00 am	0,95	0,80	0,94	0,57	0,5
	12:00 pm	0,97	0,70	0,94	0,55	0,5
	02:00 pm	0,97	0,70	0,94	0,55	0,5
	04:00 pm	0,96	0,80	0,94	0,47	0,5
20/01/06	08:00 am	0,98	0,80	0,94	0,55	0,5
	10:00 am	0,96	0,80	0,94	0,55	0,5
	12:00 pm	0,98	0,80	0,94	0,55	0,5
	02:00 pm	0,96	0,80	0,94	0,47	-
	04:00 pm	0,95	0,70	0,94	0,47	-
24/01/06	08:00 am	0,95	0,70	0,94	0,55	0,5
	10:00 am	0,96	0,70	0,94	0,55	0,5
	12:00 pm	0,95	0,80	0,94	0,55	0,6
	02:00 pm	0,96	0,80	0,94	0,47	0,6
	04:00 pm	0,97	0,70	0,94	0,47	0,5

*Fuente: propia*

TABLA C.19

EFICIENCIA DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA UNIDAD PRODUCTIVA 2

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	EFICIENCIA, $\varepsilon$ (adim)				
		HE304-1 ( $\varepsilon \pm 0,0001$ )	HE701-1 ( $\varepsilon \pm 0,2$ )	HE402-1 ( $\varepsilon$ )	HE404-1 ( $\varepsilon \pm 0,08$ )	HE501-1 ( $\varepsilon \pm 0,05$ )
06/12/05	08:00 am	-	-	-	-	-
	10:00 am	0,9852	0,6	0,47	0,44	-
	12:00 pm	0,9856	0,6	0,60	0,47	-
	02:00 pm	0,9858	0,6	0,47	0,49	-
	04:00 pm	0,9847	0,6	0,44	0,43	-
07/12/05	08:00 am	0,9843	0,5	0,50	0,36	-
	10:00 am	0,9863	0,5	0,53	0,38	-
	12:00 pm	0,9874	0,5	0,50	0,44	-
	02:00 pm	0,9875	0,5	0,53	0,42	-
	04:00 pm	0,9864	0,6	0,44	0,42	-
08/12/05	08:00 am	0,9852	0,5	0,47	0,40	-
	10:00 am	0,9871	0,6	0,58	0,43	-
	12:00 pm	0,9871	0,5	0,41	0,45	-
	02:00 pm	0,9870	0,5	0,56	0,46	-
	04:00 pm	0,9870	0,6	0,47	0,54	-
09/12/05	08:00 am	0,9871	0,5	0,42	0,33	-
	10:00 am	0,9865	0,5	0,59	0,36	-
	12:00 pm	0,9865	0,5	0,47	0,38	-
	02:00 pm	0,9863	0,5	0,53	0,44	-
	04:00 pm	0,9863	0,5	0,44	0,41	-
12/12/05	08:00 am	0,9848	0,7	0,45	0,42	0,33
	10:00 am	0,9873	0,5	0,59	0,39	0,34
	12:00 pm	0,9886	0,5	0,45	0,36	0,32
	02:00 pm	0,9869	0,5	0,54	0,36	0,36
	04:00 pm	0,9887	0,5	0,52	0,57	0,38
13/12/05	08:00 am	0,9883	0,5	0,52	0,42	0,36
	10:00 am	0,9910	0,5	0,56	0,39	0,31
	12:00 pm	0,9878	0,4	0,60	0,36	0,31
	02:00 pm	0,9883	0,5	0,52	0,38	0,30
	04:00 pm	0,9894	0,6	0,60	0,66	0,29
15/12/05	08:00 am	-	-	-	-	-
	10:00 am	-	-	-	-	-
	02:00 pm	0,9863	0,5	0,55	0,27	-
	03:00 pm	0,9860	0,5	0,60	0,31	-
	04:00 pm	0,9849	0,5	0,56	0,26	-
16/12/05	08:00 am	0,9917	0,5	0,55	0,36	0,49
	10:00 am	0,9914	0,5	0,48	0,36	0,48
	12:00 pm	0,9913	0,5	0,52	0,35	0,41
	02:00 pm	0,9916	0,5	0,59	0,43	0,42
	04:00 pm	-	-	-	-	-

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	EFICIENCIA, $\varepsilon$ (adim)				
		HE304-1 ( $\varepsilon \pm 0,0001$ )	HE701-1 ( $\varepsilon \pm 0,2$ )	HE402-1 ( $\varepsilon$ )	HE404-1 ( $\varepsilon \pm 0,08$ )	HE501-1 ( $\varepsilon \pm 0,05$ )
04/01/06	08:00 am	0,9494	0,6	0,39	0,39	-
	10:00 am	0,9484	0,6	0,44	0,39	-
	12:00 pm	0,9500	0,6	0,39	0,43	-
	02:00 pm	0,9554	0,6	0,47	0,47	-
	04:00 pm	0,9571	0,5	0,57	0,48	-
05/01/06	08:00 am	0,9559	0,5	0,44	0,33	-
	10:00 am	0,9537	0,6	0,50	0,33	-
	12:00 pm	0,9648	0,6	0,44	0,40	-
	02:00 pm	0,9684	0,6	0,50	0,43	-
06/01/06	04:00 pm	0,9686	0,5	0,53	0,43	-
	08:00 am	0,9688	0,4	0,53	0,33	-
	10:00 am	0,9694	0,6	0,50	0,34	-
	12:00 pm	0,9712	0,5	0,53	0,40	-
09/01/06	02:00 pm	0,9712	0,6	0,53	0,46	-
	04:00 pm	0,9718	0,5	0,42	0,46	-
	08:00 am	0,9137	0,5	0,40	0,27	-
	10:00 am	0,9143	0,5	0,40	0,27	-
11/01/06	12:00 pm	0,9185	0,5	0,41	0,29	-
	02:00 pm	0,9272	0,6	0,44	0,33	-
	04:00 pm	0,9281	0,6	0,31	0,33	-
	08:00 am	0,9645	0,5	0,36	0,65	-
	10:00 am	0,9704	0,5	0,41	0,46	-
16/01/06	12:00 pm	0,9757	0,5	0,36	0,64	-
	02:00 pm	0,9782	0,5	0,41	0,57	-
	04:00 pm	0,9680	0,5	0,40	0,44	-
	08:00 am	0,9793	0,5	0,50	0,37	-
	10:00 am	0,9831	0,5	0,57	0,38	-
17/01/06	12:00 pm	0,9825	0,6	0,50	0,50	-
	02:00 pm	0,9828	0,4	0,48	0,59	-
	04:00 pm	0,9804	0,5	0,50	0,68	-
	08:00 am	0,9828	0,6	0,53	0,45	-
	10:00 am	0,9836	0,5	0,47	0,36	-
18/01/06	12:00 pm	0,9827	0,5	0,47	0,45	-
	02:00 pm	0,9834	0,5	0,63	0,40	-
	04:00 pm	0,9906	0,4	0,66	0,32	-
	08:00 am	0,9820	0,5	0,41	0,45	-
	10:00 am	0,9819	0,5	0,41	0,47	-
19/01/06	12:00 pm	0,9882	0,5	0,40	0,42	-
	02:00 pm	0,9885	0,5	0,50	0,36	-
	04:00 pm	0,9883	0,6	0,47	0,50	-
	08:00 am	0,9853	0,5	0,53	0,36	-
	10:00 am	0,9840	0,6	0,47	0,38	-
24/01/06	12:00 pm	0,9880	0,5	0,44	0,40	-
	02:00 pm	0,9879	0,5	0,53	0,33	-
	04:00 pm	0,9917	0,5	0,57	0,36	-
	08:00 am	0,9841	0,5	0,50	0,55	-
24/01/06	10:00 am	0,9829	0,4	0,44	0,52	-
	12:00 pm	0,9869	0,5	0,47	0,53	-
	02:00 pm	0,9873	0,5	0,57	0,56	-
	04:00 pm	0,9870	0,5	0,56	0,60	-

Fuente: propia

TABLA C.20

PARÁMTEROS OBTENIDOS EN EL ESTUDIO DEL INTERCAMBIADOR VN202-1

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Temperatura intermedia del aire $(T_{int_A} \pm 16)^\circ C$	PRE-ENFRIAMIENTO	POST-ENFRIAMIENTO
			Eficiencia $(\varepsilon \pm 0,03)_{adim}$	Eficiencia $(\varepsilon \pm 0,07)_{adim}$
06/12/05	08:00 am	-	-	-
	10:00 am	84	0,49	0,87
	12:00 pm	84	0,49	0,87
	02:00 pm	84	0,48	0,89
	04:00 pm	84	0,49	0,87
07/12/05	08:00 am	90	0,45	0,88
	10:00 am	87	0,47	0,87
	12:00 pm	107	0,30	0,90
	02:00 pm	90	0,46	0,90
	04:00 pm	85	0,48	0,88
08/12/05	08:00 am	89	0,45	0,90
	10:00 am	89	0,45	0,90
	12:00 pm	107	0,30	0,92
	02:00 pm	90	0,46	0,89
	04:00 pm	89	0,47	0,88
09/12/05	08:00 am	93	0,40	0,88
	10:00 am	85	0,48	0,88
	12:00 pm	90	0,45	0,89
	02:00 pm	90	0,46	0,90
	04:00 pm	90	0,46	0,90
12/12/05	08:00 am	89	0,45	0,91
	10:00 am	108	0,29	0,92
	12:00 pm	88	0,46	0,90
	02:00 pm	90	0,45	0,91
	04:00 pm	88	0,46	0,90
13/12/05	08:00 am	85	0,48	0,89
	10:00 am	85	0,48	0,89
	12:00 pm	88	0,46	0,91
	02:00 pm	91	0,45	0,92
	04:00 pm	89	0,46	0,92
15/12/05	08:00 am	-	-	-
	10:00 am	-	-	-
	02:00 pm	85	0,48	0,92
	03:00 pm	91	0,45	0,92
	04:00 pm	88	0,47	0,90
16/12/05	08:00 am	84	0,48	0,87
	10:00 am	89	0,46	0,87
	12:00 pm	91	0,45	0,87
	02:00 pm	91	0,45	0,88
	04:00 pm	-	-	-

Fecha de la Medición	Hora de la Medición	Temperatura intermedia del aire ( $T_{int_A} \pm 16$ )°C	PRE-ENFRIAMIENTO	POST-ENFRIAMIENTO
			Eficiencia ( $\varepsilon \pm 0,03$ )adim	Eficiencia ( $\varepsilon \pm 0,07$ )adim
04/01/06	08:00 am	90	0,45	0,88
	10:00 am	85	0,47	0,87
	12:00 pm	90	0,45	0,89
	02:00 pm	91	0,45	0,90
	04:00 pm	91	0,45	0,89
05/01/06	08:00 am	88	0,45	0,88
	10:00 am	88	0,46	0,87
	12:00 pm	91	0,45	0,89
	02:00 pm	91	0,45	0,89
	04:00 pm	88	0,47	0,89
06/01/06	08:00 am	99	0,37	0,89
	10:00 am	91	0,44	0,88
	12:00 pm	91	0,44	0,90
	02:00 pm	91	0,45	0,90
	04:00 pm	91	0,45	0,90
09/01/06	08:00 am	84	0,48	0,87
	10:00 am	84	0,48	0,87
	12:00 pm	84	0,48	0,87
	02:00 pm	105	0,31	0,92
	04:00 pm	83	0,49	0,89
11/01/06	08:00 am	106	0,29	0,90
	10:00 am	89	0,45	0,88
	12:00 pm	92	0,43	0,89
	02:00 pm	93	0,43	0,89
	04:00 pm	92	0,43	0,89
16/01/06	08:00 am	100	0,35	0,89
	10:00 am	106	0,29	0,90
	12:00 pm	108	0,28	0,90
	02:00 pm	86	0,47	0,89
	04:00 pm	87	0,43	0,90
17/01/06	08:00 am	63	0,66	0,82
	10:00 am	90	0,44	0,88
	12:00 pm	93	0,43	0,88
	02:00 pm	93	0,43	0,88
	04:00 pm	90	0,44	0,88
18/01/06	08:00 am	88	0,43	0,88
	10:00 am	89	0,42	0,88
	12:00 pm	88	0,43	0,88
	02:00 pm	90	0,43	0,88
	04:00 pm	88	0,45	0,88
19/01/06	08:00 am	87	0,44	0,87
	10:00 am	88	0,44	0,88
	12:00 pm	86	0,46	0,87
	02:00 pm	87	0,45	0,87
	04:00 pm	88	0,44	0,90
24/01/06	08:00 am	90	0,44	0,88
	10:00 am	86	0,47	0,87
	12:00 pm	88	0,46	0,90
	02:00 pm	86	0,47	0,91
	04:00 pm	86	0,47	0,89

*Fuente: propia*

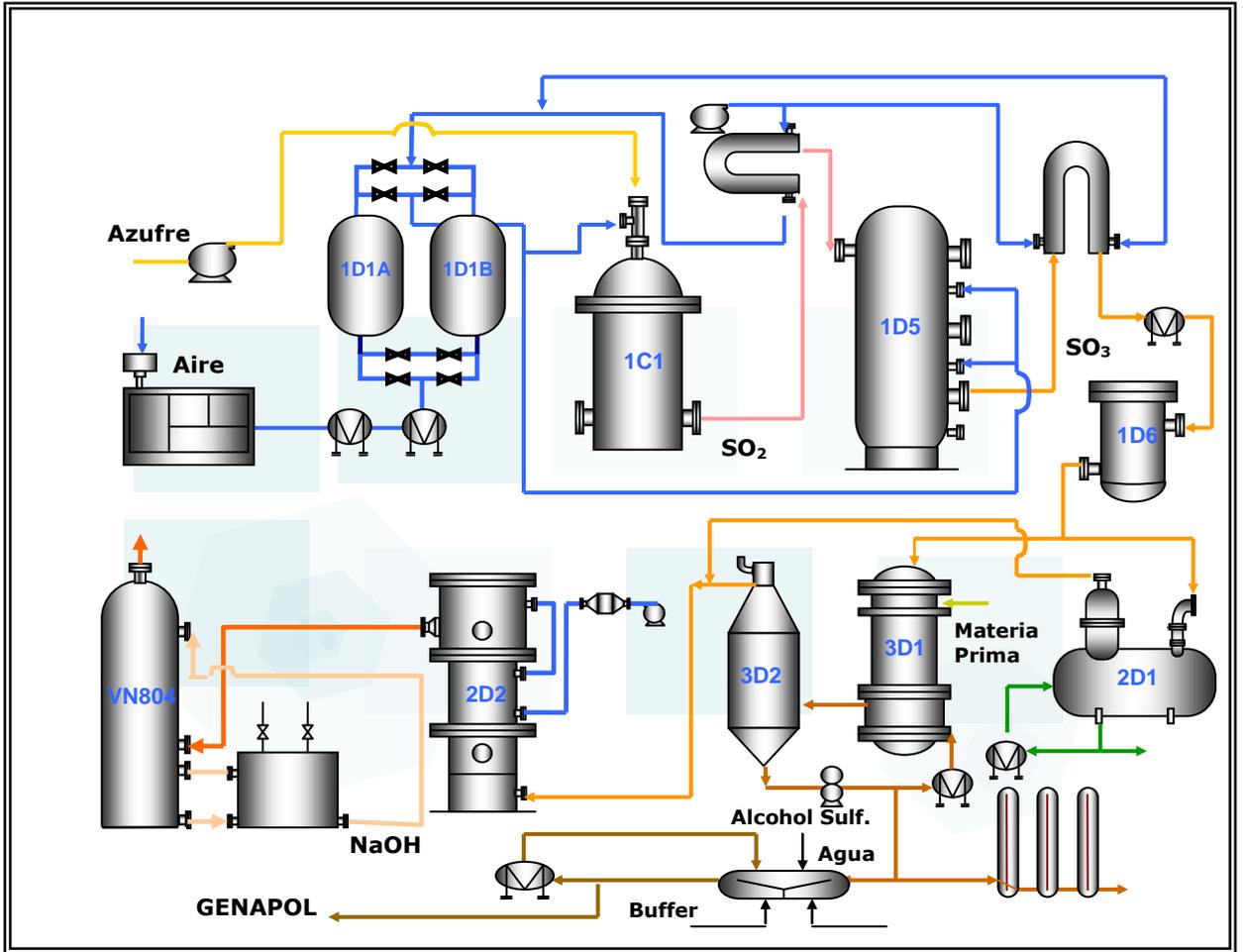


Figura 1.3: Diagrama de flujo de la Planta de Sulfonación

