



**DESARROLLO DE UNA ESTRATEGIA PARA EL USO RACIONAL DE
ENERGÍA PARA LA PLANTA DE ANHÍDRIDO FTÁLICO EN
CARBOQUÍMICA S.A.**

LUISA FERNANDA RÍOS PINTO

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA
2006**



**DESARROLLO DE UNA ESTRATEGIA PARA EL USO RACIONAL DE
ENERGÍA PARA LA PLANTA DE ANHÍDRIDO FTÁLICO EN
CARBOQUÍMICA S.A.**

LUISA FERNANDA RÍOS PINTO

Proyecto de Grado para optar el Título de
Ingeniera Química

Director

EDGAR FERNANDO CASTILLO

Codirector

OSCAR MAURICIO SANTOS

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2006

A mi hermano, que sin su incansable ayuda no hubiera podido seguir con este camino.

A mi madre, por todo el amor que me ha brindado.

A mi familia por su apoyo, y a Dios que me ha dado la fuerza suficiente para continuar.

AGRADECIMIENTOS

Oscar Mauricio Santos, Gerente de Operaciones de Carboquímica S.A., su excelente visión y apoyo permitieron la realización de cada una de las etapas de este proyecto.

Víctor Manuel Guzmán, Jefe de Procesos de Carboquímica S.A., su interés por enseñar hicieron cada una de las etapas realizables.

Darío Polo, Ingeniero Mecánico, excontratista de Carboquímica S.A., su amable disposición y enorme conocimiento apoyaron en cada una de las fases de este proyecto.

Todo el personal de Carboquímica S.A., que me brindo su apoyo, guiándome en cada una de las ramas respectivas, muchas gracias.

Edgar Fernando Castillo, Director del Proyecto, por su respaldo.

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN.....	13
1. CONCEPTOS TEÓRICOS.....	15
1.1 DISEÑO PINCH DE REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR	15
2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE ANHÍDRIDO FTÁLICO.....	20
2.1 OXIDACIÓN	20
2.2 CONDENSACIÓN (DESUBLIMACIÓN, FUSIÓN)	21
2.3 DEPURACIÓN.....	21
2.4 DESTILACIÓN	21
3. DIAGNOSTICO DE LA SITUACIÓN ACTUAL	23
3.1 DESCRIPCIÓN INICIAL.....	23
3.1.1 CONSUMO DE AGUA	23
3.1.2 CONSUMO DE VAPOR	24
3.1.3 CONSUMO DE GAS NATURAL.....	26
3.2 BLANCES DE MASA Y ENERGÍA.....	27
3.2.1 CASO 1.....	27
3.2.2 CASO 2.....	27
4. IDENTIFICACIÓN DE OPORTUNIDADES	29
4.2 USO RACIONAL DEL VAPOR.....	29
4.3 INTEGRACIÓN ENERGÉTICA.....	30



4.3.1 CÁLCULO DEL DELTA MÍNIMO DE TEMPERATURA.	32
4.3.2 DISEÑO DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR.....	34
5. ANÁLISIS ECONÓMICO	37
6. CONCLUSIONES.....	39

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Consumo de agua.	24
Tabla 2. Consumo de vapor.	24
Tabla 3. Equipos productores y consumidores de vapor.	25
Tabla 4. Consumo promedio de gas natural	27
Tabla 5. Descripción de las corrientes del proceso	31
Tabla 6. Ahorro en servicios industriales	36

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Curvas compuestas.	16
Figura 2. Curva compuesta dividida en tramos verticales.	17
Figura 3. Costos del equipo de intercambio.	18
Figura 4. Curva del cálculo del delta de temperatura mínimo	19
Figura 5. Descripción del proceso de Anhídrido Ftálico	22
Figura 6. Gráfica estadística del consumo de vapor de 31 y 16 bar.	25
Figura 7. Gráfica estadística del consumo de vapor de 10 bar.	25
Figura 8. Diagrama de flujo de proceso.	31
Figura 9. Cálculo de la diferencia mínima de temperatura.	32
Figura 10. Curvas compuestas del proceso, problema umbral.	33
Figura 11. Algoritmo de la tabla problema.	33
Figura 12. Diagrama de cascada .	34
Figura 13. Topologías de la red de intercambio de calor	35
Figura 14. VPN Vs TIR, del proyecto de inversión.	38

LISTA DE ANEXOS

ANEXO A: Simulación Balance de Vapor

ANEXO B: Especificación de los equipos.

ANEXO C: Datos fisicoquímicos y propiedades.

ANEXO D: Memoria de cálculo de los balances de masa y energía.

ANEXO E: Costos de equipos, mantenimiento y producción de vapor.

ANEXO F: Análisis Económico.

RESUMEN

TITULO: DESARROLLO DE UNA ESTRATEGIA PARA EL USO RACIONAL DE ENERGÍA PARA LA PLANTA DE ANHÍDRIDO FTÁLICO EN CARBOQUÍMICA S.A.*

AUTOR: LUISA FERNANDA RÍOS PINTO**

PALABRAS CLAVES: Anhídrido Ftálico, Uso Racional de Energía, Red de Vapor, Análisis Pinch.

DESCRIPCIÓN

Carboquímica S.A. requiere un modelo integrado, el cual tiene como objetivo esencial, buscar las causas del desaprovechamiento de la energía en el proceso. La práctica de Uso Racional de Energía se realizó partiendo de la selección de la fuente energética, en este caso el vapor, optimizando su producción, transformación, transporte, distribución y consumo e incluyendo su reutilización cuando sea posible.

La eficiencia energética de producción del Anhídrido Ftálico, se obtuvo mediante un análisis Pinch, el cual consiste en integrar las corrientes del proceso para disminuir el consumo de energía proveído por los servicios auxiliares. El objetivo es encontrar la temperatura Pinch que minimice los costos de la red de intercambio y el requerimiento energético, esto asegura la máxima recuperación de energía en el proceso y un mínimo costo de capital.

Por medio de la integración energética, y la implementación de la nueva red de intercambio de calor, se reduce la captación de agua en un valor promedio de 1.232,6 kg/ton_{PF}, del mismo modo se reduce el consumo de vapor, de 1055,9 kg/ ton_{PF}. El servicio de calentamiento se abastece en su totalidad, y se obtiene un ahorro en servicio de enfriamiento de 0,79 MW. El proyecto tiene una inversión inicial de \$1.060.277.235 y el ahorro anual en servicios auxiliares es de \$262.539.331, cabe notar que el ahorro en combustible (gas natural, recurso no renovable), utilizado en las calderas para producir vapor, genera menos emisiones de CO₂, un gas influyente en el efecto invernadero, y el ahorro obtenido en agua, disminuye el vertimiento de aguas residuales de la empresa. Con este proyecto no solo se aumenta el rendimiento energético de la empresa, sino también se disminuye el impacto ambiental.

* Trabajo de Grado

** Facultad de Ingenierías Físico Químicas, Escuela de Ingeniería Química, Director Ph.D. Edgar Fernando Castillo Monroy.

SUMMARY

TITLE: DEVELOPMENT OF A STRATEGY FOR RATIONAL USED OF ENERGY FOR THE PHTHALIC ANHYDRIDE PLANT IN CARBOQUÍMICA S.A.*

AUTHOR: LUISA FERNANDA RÍOS PINTO**

KEY WORD: Phthalic Anhydride, Rational Used of Energy, Vet of Steam, Pinch analysis

DESCRIPTION:

Carboquímica S.A. requires an integrated model which main goal is to find the causes of energy waste in the process. The rational used of energy was carry out by selecting the steam as the energy source, followed by the optimization of its production, transformation, transport, distribution and consumption, including its reutilization when possible.

The energetic efficiency of Phthalic Anhydride production was obtained through the Pinch analysis, which lies in the integration of the process streams in order to decrease the energy consumption provided by the auxiliary services. The objective is to find the Pinch temperature that minimizes the costs of the exchanges and requirements of the energy network, assuring the maximum energy recovering in the process and the minimum capital cost.

The reduction of the absorb water to 1.232,6 kg/ton_{PF}, the steam consumption to 1055,9 kg/ ton_{PF}, the complete supply for the heat system and the savings in the cooling system of 0,79MW is achieved through the energetic integration and the implementation of a new network of heat exchange. The initial investment for this project is \$1.060.277.235, the annual savings in the auxiliary services is \$262.539.331 and a lower environmental impact is obtained by the savings of fuel used in the boiler, which is used to produce steam. The fuel, natural gas, generates less emission of CO₂, and the water savings decrease dumps of waste water. This project increases the energetic efficiency of the plant and decreases the environmental impact.

* Grade Work.

** College of Engineering's Physique Chemicals, School of Chemical Engineering, Director Ph.D. Edgar Fernando Castillo Monroy.

INTRODUCCIÓN

CARBOQUÍMICA S.A. Es una empresa productora de materias primas para la industria de PVC, recubrimientos y adhesivos, se encuentra ubicada en la autopista sur kilómetro 4 en la ciudad de Bogotá, cuenta con plantas de producción para plastificantes, resinas, tratamiento de aguas residuales y oxidación. La planta de oxidación (producción de Anhídrido Ftálico) es uno de los procesos más complejos que posee la empresa.

Carboquímica S.A. viene trabajando en los últimos años en programas tendientes a disminuir y racionalizar la energía consumida por sus plantas, es así que en la actualidad se requiere un modelo integrado de Uso Racional de la Energía (URE) en la planta de Anhídrido Ftálico, que tiene como objetivo esencial, buscar en el proceso las causas del desaprovechamiento de la energía ocasionado por deterioros de equipos, malos manejos de estos o variables no controladas. Se quiere concientizar a la compañía en general para que esto sea un trabajo en equipo, obteniendo un modelo claro y ordenado el cual se sistematice para el beneficio de la empresa.

La práctica de URE debe realizarse partiendo de la selección de la fuente energética, en este caso el vapor, optimizando su producción, transformación, transporte, distribución y consumo e incluyendo su reutilización cuando sea posible. De esta manera se constituye en una medida efectiva para propiciar el crecimiento económico, el desarrollo social, la sostenibilidad ambiental y por tanto el bienestar de la empresa.

Este proyecto se basó en la evaluación de la eficiencia energética en la planta de anhídrido ftálico, y se realizó con el propósito de establecer si el vapor utilizado se usa racionalmente y qué posibilidades tiene Carboquímica S.A. para aumentar su eficiencia energética.

El texto se encuentra dividido en 4 capítulos, en el capítulo 1, se encuentran los conceptos teóricos y el procedimiento del diseño Pinch de redes de intercambio.

En el capítulo 2 se describe el proceso de producción de Anhídrido Ftálico y todas las etapas de este.

El capítulo 3, trata del diagnóstico de la situación actual de la planta de producción de Anhídrido Ftálico, la descripción de las etapas metodológicas, la distribución del vapor y los índices de consumo.

El capítulo 4, abarca la identificación de oportunidades dando un uso racional del vapor y utilizando la integración energética de corrientes del proceso.

Finalmente, en el capítulo 5, se realiza un análisis económico del proyecto.

Los apéndices constan de las especificaciones de los equipos, propiedades del vapor de agua, anhídrido ftálico y ortoxileno, las memorias de cálculo de los balances de masa y energía, costos del vapor, agua y mantenimiento y el flujo de caja del proyecto.

1. CONCEPTOS TEÓRICOS

1.1 DISEÑO PINCH DE REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR¹

El diseño de una nueva planta química o de proceso, o la optimización de una planta existente, es un problema complejo, ya que siempre existen interacciones entre las unidades que conforman el proceso, los cuales dificultan abordar el diseño de cada una de estas unidades de forma individual.

La tecnología Pinch, toma en cuenta características específicas de la planta como antigüedad, ubicación, procesos, equipos, preferencias operacionales, productos, etc. El diseño óptimo de una red de intercambiadores de calor implica conseguir la mayor integración entre las corrientes², esto es, aprovechar las corrientes calientes para calentar las frías o viceversa. Como es improbable que la disminución de entalpía necesaria de las corrientes calientes, sea igual al aumento de entalpía necesario para las corrientes frías, se requieren servicios auxiliares como vapor o agua de refrigeración. El diseño óptimo deberá minimizar el consumo de servicios auxiliares y por tanto el consumo energético.

Las curvas compuestas son el perfil del proceso para la recuperación de energía, en la figura 1, se muestra la integración de una corriente caliente con un fría; la distancia horizontal común a las dos líneas identifica la cantidad de calor que se puede recuperar, la parte de la corriente fría que se extiende más allá de la corriente caliente, no puede ser calentada mediante recuperación, y se necesitará vapor. Este es el requerimiento mínimo de vapor, u objetivo de energía, Q_{hmin} .

¹ Para más información, revisar la bibliografía 3.

² Corriente caliente es aquella que debe enfriarse durante el proceso y la corriente fría aquella que debe ser calentada.

La parte de la corriente caliente que se extiende más allá del comienzo de la corriente fría, no puede ser enfriada por recuperación de calor y se necesitará agua de enfriamiento. Este es el requerimiento mínimo de agua fría Q_{cmin} .

Las curvas tienen un punto en el que la diferencia de temperatura es mínima, llamado punto Pinch. En la zona delimitada por las dos curvas, se puede transferir energía desde la corriente caliente a la fría.

La manera en que se construyen las curvas (monotonicamente decreciente la caliente y monotonicamente creciente la fría) permite que la región de entalpías comunes a las dos curvas sea máxima, y por tanto se logre la máxima recuperación de calor.

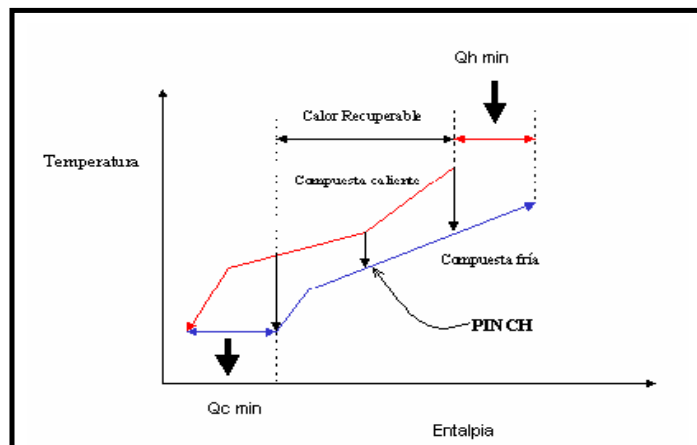


Figura 1. Curvas Compuestas

Para poder determinar la integración de corrientes es necesario obtener un delta de temperatura mínimo. Para lograr este objetivo, se realiza un método de cálculo optimizando la ecuación 1, obteniendo el valor mínimo y óptimo del costo de la red de intercambio y de los servicios industriales.

$$C = \sum C_K + C_{Q_c} + C_{Q_h} \quad \text{Ecuación 1}$$

La Ecuación 1, corresponde al costo total de la nueva red de intercambio que se propone implementar, el término C_K corresponde al costo anualizado de inversión fija de los intercambiadores de calor que requiera la nueva distribución del proceso y los términos C_{QC} y C_{QH} son el costo de suministro de energía de enfriamiento y calentamiento, respectivamente.

Para calcular el área de la red de intercambiadores, se utiliza el método de transferencia de calor vertical³, el cual se basa en dividir la curva compuesta balanceada en tramos verticales de entalpía como se muestra en la figura 6, el método se basa en la Ecuación 2, con esta ecuación se obtiene el área mínima de la red de intercambio, considerando que cada equipo tiene la misma área.

Ecuación 2

$$A_{\min} = \sum_i^{\text{Intervalos}} \left(\frac{1}{\Delta T_{\ln}} \right) * \sum_j^{\text{Corrientes}} \left(\frac{Q_j}{h_j} \right)_i$$

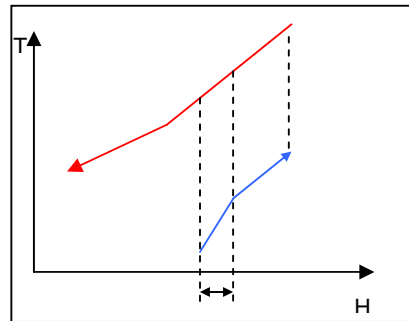


Figura 2. Curva compuesta, dividida en tramos verticales

Para calcular el área del intervalo que se está estudiando, el área mínima debe dividirse por el mínimo número de unidades, que viene dado por la Ecuación 3, donde el parámetro C , corresponde al número de corrientes.

$$N_{\text{unidades}} = (C_{\text{sobre el pinch}} - 1) + (C_{\text{bajo pinch}} - 1)$$

Ecuación 3

³ Método expuesto por Linnhoff y Ahmad (1990)

El área de la red, esta dada por al ecuación 4.

$$A_K = \frac{A_{\min}}{N_{\text{unidades}}} \quad \text{Ecuación 4}$$

Utilizando la ecuación de costos mostrada en la figura 3, se calcula el costo anualizado de los intercambiadores que conforman la red, para cada intervalo de temperatura escogido.

Se puede suponer que el costo anual del equipo es igual al valor de la depreciación que experimenta el equipo y este valor viene dado por la apropiación anual requerida para acumular la suma necesaria para reponer el activo y esta dado por la Ecuación 5.

$$C_K = \alpha \cdot a \cdot \left(\frac{A_{\min}}{N_{\text{unidades}}} \right)^b$$

$$\alpha = \frac{M \& S_{2004}}{M \& S_{2000}} (1 + \text{inf})^{nk} \left[\frac{i}{(1+i)^{nk} - 1} \right] \quad \text{Ecuación 5}$$

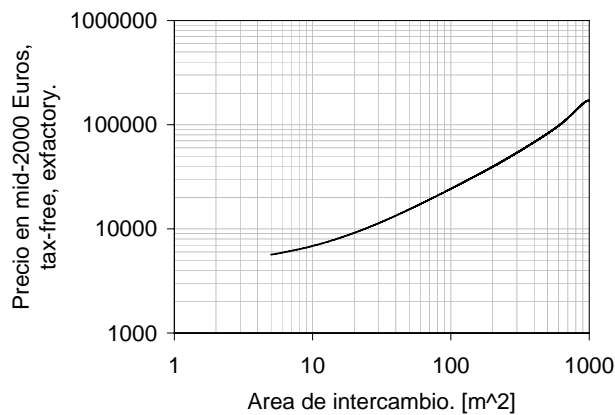


Figura 3. Costos⁴ del equipo de intercambio.

⁴ CHAUVEL, Alain; FOURNIER, Gilles and RAIMBAULT, Claude. Manual of process economic evaluation. 2 ed. Paris : TECHNIP, 2003. p. 341.

La posición relativa y los consumos energéticos se fijan al elegir el valor del delta de temperatura que minimiza los costos totales, costos de la red de intercambio C_K , y los costos del requerimiento de servicios auxiliares C_{QC} y C_{QH} .

En una grafica de Costos vs. Delta de temperatura como la mostrada en la figura 4, se grafican estos valores y la suma de estos, dando un total de costos, y encontrándose un punto óptimo, el cual corresponde al mínimo valor del delta de temperatura.

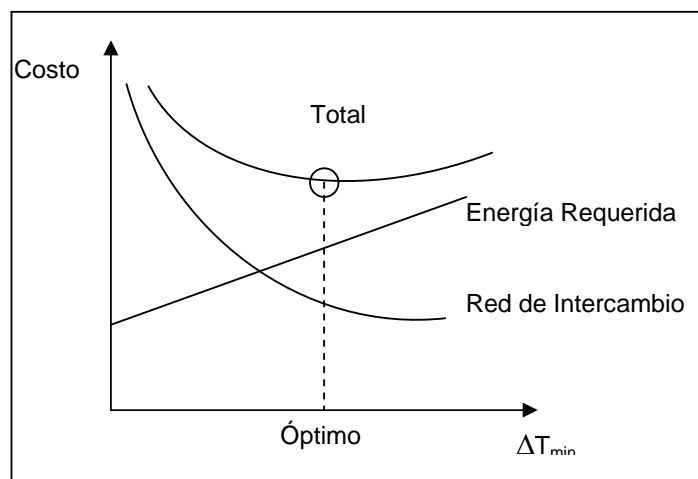


Figura 4. Curva del cálculo del delta de temperatura mínimo

Especificando el calor aportado por el vapor, el calor sustraído por el agua o la diferencia de temperatura mínima, queda fijada la posición relativa de las curvas compuestas.

Una vez fijado los objetivos, que hemos localizado el Pinch, que no hay transferencia a través de el, y que usamos correctamente los servicios generales, se puede lograr una red de intercambiadores que cumpla con el objetivo de energía.

2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE ANHÍDRIDO FTÁLICO

El Anhídrido Ftálico es la principal forma comercial del ácido ftálico y es producido por la oxidación catalítica del ortoxileno en una reacción exotérmica que por medio de intercambio de calor entre una sal eutéctica (59% nitrato de potasio y 41% nitrito de sodio) y agua, genera vapor. Se emplea en plastificantes, resinas alquídicas y poliésteres no saturados.

La temperatura de operación en el reactor es de 350 a 400°C. El catalizador utilizado en esta reacción es un sólido compuesto por dióxido de titanio y pentóxido de vanadio.

2.1 OXIDACIÓN

Para la oxidación se mezcla un flujo de aire precalentado, con ortoxileno a una temperatura cercana a su punto de ebullición y luego, esta mezcla se pasa por un reactor tubular con el catalizador anteriormente mencionado.

La composición de ortoxileno en aire a la entrada del reactor debe estar entre 1-5 molar, porque a mayores concentraciones, se corre el riesgo de explosión. Esta relación de ortoxileno-aire incide directamente sobre el perfil de temperatura del reactor, por ejemplo un aumento en el flujo de aire, provoca una disminución de la temperatura de la reacción, cuando se aumenta la cantidad de ortoxileno al sistema manteniendo la relación anterior, el volumen de impurezas producidas aumentará, especialmente la ftálida, siendo necesario aumentar, la relación tomando como primera medida disminuir el flujo de aire (cambiando la relación ortoxileno/aire), y como segunda aumentar la temperatura de la sal en caso de baja actividad del catalizador.

La cantidad de ftálida deseada en el anhídrido ftálico crudo es de 0.1%. Cuando existe suboxidación el porcentaje de ftálida aumentará al igual que el

ácido benzoico y el rendimiento de la reacción con un descenso en la cantidad de ácido maléico. En caso de sobreoxidación el caso es contrario al anterior.

2.2 CONDENSACIÓN (desublimación, fusión)

Los gases que emergen del reactor son preenfriados. Estos se pasan por un sistema de switch condenser, donde el Anhídrido Ftálico se desublima y por último se funde. Los switch condenser se enfrían y se calientan alternativamente, utilizando un aceite que transfiere calor en un ciclo automático. Durante este ciclo de calentamiento, el Anhídrido Ftálico fundido se recolecta en un tanque de almacenamiento.

2.3 DEPURACIÓN

Además del Anhídrido Ftálico, la reacción produce pequeñas cantidades de anhídrido maléico, ácido benzoico, ácido citracónico, toluico y aldehidos, los cuales es necesario separar. El Anhídrido Ftálico, es sometido a un tratamiento térmico, que consiste en mantenerlo a una temperatura cercana a su punto de ebullición para eliminar impurezas volátiles y deshidratar la fracción de ácido ftálico que pueda contener.

2.4 DESTILACIÓN

Por último, el Anhídrido Ftálico depurado se destila con el fin de remover de la masa impurezas (ácido benzoico, principalmente); la destilación es batch, con agitación en el hervidor y al vacío, produciéndose tres clases de pureza del anhídrido.

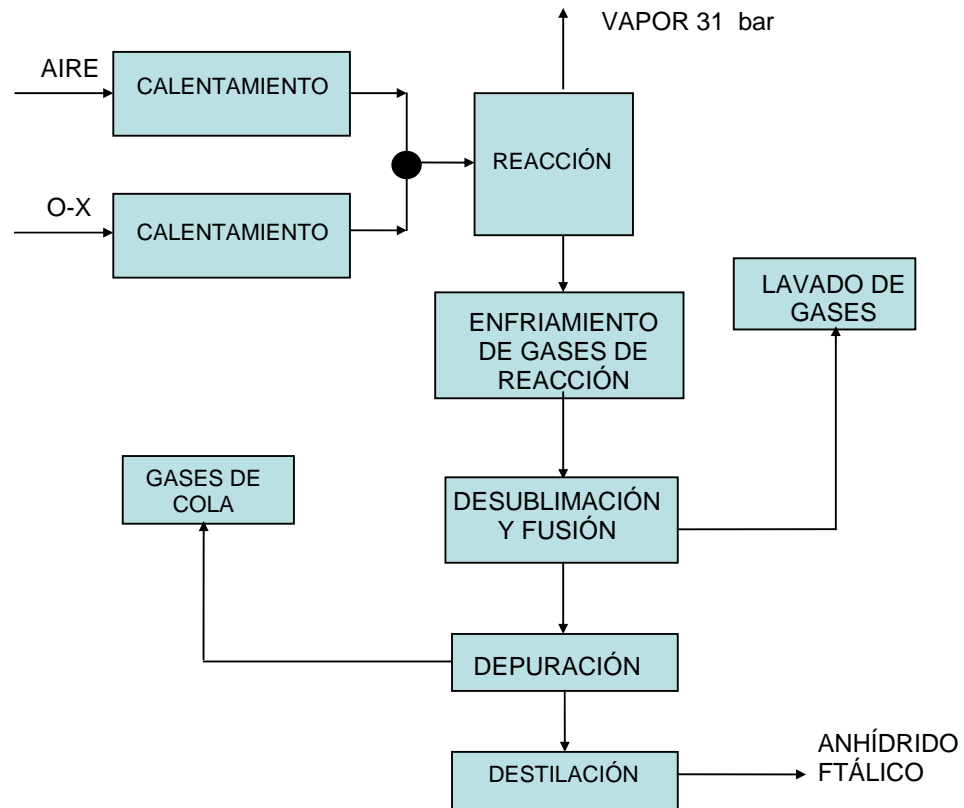


Figura 5. Descripción del proceso de Anhídrido Ftálico

3. DIAGNOSTICO DE LA SITUACIÓN ACTUAL

La planta arranca con una carga de 50 g OX /Nm³ aire; pero no se opera con este valor, normalmente se trabaja en dos cargas de materia prima: 70 y 90 g OX /Nm³ aire, donde la primera es la carga típica en la que opera la planta y la última corresponde al máximo valor de operación.

Actualmente en la planta de Anhídrido Ftálico de Carboquímica S.A. se produce vapor por medio de dos fuentes generadoras, que son: la transferencia de calor entre la sal eutéctica y el agua, la cual genera vapor de alta presión y las calderas.

El diagnóstico del estado actual de las redes de vapor y condensado permite identificar la influencia que tiene este factor en el funcionamiento del sistema.

3.1 DESCRIPCIÓN INICIAL

En esta etapa se tomaron los datos suficientes para realizar un promedio de los consumos totales.

3.1.1 Consumo de Agua

En Carboquímica S.A. el agua de alimentación tiene dos tipos de tratamiento: suavizada, la cual se distribuye en el sistema de 10, 6 y 3 bar y agua desmineralizada que es utilizada en el sistema de 31 y 16 bar.

En la tabla 2, se muestra el total de consumo mensual de agua por tonelada de Anhídrido Ftálico.

Tabla 1. Consumo de agua.

Suavizada m³/ton	Desmineralizada m³/ton
3,46	4,32

3.1.2 Consumo de Vapor

El consumo mensual de vapor de la planta de Anhídrido Ftálico es de 16 bar, 10 bar y 3 bar y se detalla en la tabla 2.

En Carboquímica S.A., el sistema de vapor de 31 bar y de 16 bar se trabaja con agua desmineralizada, ya que dentro de este sistema se encuentra la turbina y por tanto se requiere de un mayor tratamiento al agua de alimentación; el sistema de 10 bar hasta 3 bar trabaja con agua suavizada, estos dos sistemas están conectados por medio del transformador de vapor, pero son sistemas independientes. En las figuras 4 y 5, se esquematiza el mayor consumo de vapor que es el de 16 y 10 bar y en la tabla 3 se listan todos los equipos consumidores y productores de vapor.

Tabla 2. Consumo de Vapor

16 bar kg/ton	10 bar kg/ton	3 bar kg/ton
7366,1	1356,9	94,573

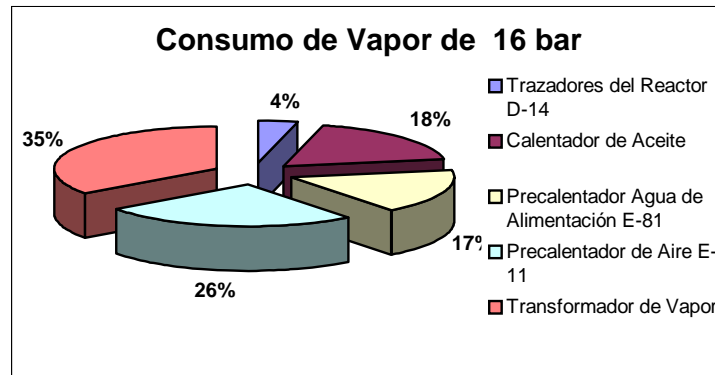


Figura 6. Gráfica estadística del consumo de vapor de 31 y 16 bar.

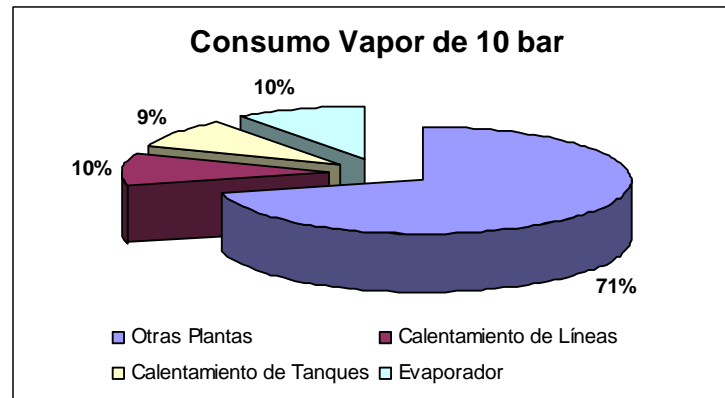


Figura 7. Gráfica estadística del consumo de vapor de 10 bar.

Tabla 3. Equipos productores y consumidores de vapor.

Presión del Vapor	Función	Equipo	Descripción del Equipo
31 bar	Producción	E-14	Enfriador de la sal
	Consumo	GT-10	Turbina
16 bar	Producción	Válvula	Expansión del vapor de 31 bar
	Producción	Caldera # 8	Caldera de 16 bar
	Consumo	E-11	Precalentador de Aire
	Consumo	E-81	Precalentador de Agua de Alimentación

Presión del Vapor	Función	Equipo	Descripción del Equipo
16 bar	Consumo		Calentador de Aceite
	Consumo		Transformador de Vapor
	Consumo	Trazadores	Reactor y Mezclador
10 bar	Producción		Transformador de Vapor
	Producción	Caldera 1 y 2	Calderas
	Producción	E-1	Enfriador de Gases de Reacción # 1
	Consumo	Tanques	Tanques de Almacenamiento
	Consumo	Otras Plantas	Plastificantes y Resinas
	Consumo	Trazadores	Líneas de Anhídrido Ftálico
	Consumo	Evaporador	Evaporador
	Consumo		
6 bar	Producción	Válvula	Expansión del Vapor de 10 barg
	Producción	E-2	Enfriador de Gases de Reacción # 2
	Producción	Condensador	Condensador de Destilación
3 bar	Producción	Válvula	Expansión del Vapor de 6 barg
	Consumo	E-12	Precalentador de Orto Xileno

3.1.3 Consumo de Gas Natural

En la tabla 4, se da el consumo de Gas para la planta de Anhídrido ftálico en Carboquímica S.A.

Tabla 4. Consumo promedio⁵ de gas natural.

Caldera # 1 (m ³ /h)	Caldera # 2 (m ³ /h)	Caldera # 7 (m ³ /h)	Caldera de 16 bar. (m ³ /h)
240	140	75	10,42

Las calderas 1 y 2, no operan simultáneamente, es un sistema de refuerzo; y este consumo es para toda la planta de Carboquímica S.A. . La caldera de 16 bar, opera únicamente cuando esta encendida la turbina y la caldera 7 es para calentar el aceite del ciclo automático de los switch condenser.

3.2 BLANCES DE MASA Y ENERGÍA

Para realizar los balances se tuvo en cuenta dos casos especiales en la planta de Anhídrido Ftálico de Carboquímica S.A.

3.2.1 CASO 1

En este caso la turbina se encuentra fuera de servicio, el vapor producido por la exotermia de la reacción es expandido a 16 bar, y este es alimentado al transformador de vapor, la caldera de 16 bar esta apagada y la caldera de 10 bar esta encendida, hay destilación.

3.2.2 CASO 2

En este caso la turbina se encuentra en funcionamiento (carga de 90 g OX /Nm³ aire) y el vapor producido por la exotermia de la reacción es consumido en esta, dejando un remanente en la línea de 4409 lb/h y este es expandido a 16 barg, la caldera de 16 bar. se enciende y la caldera de 10 bar esta encendida, hay destilación.

⁵ Datos suministrados por la empresa Gas Natural.

Estos casos se estudiaron mediante una simulación de la planta que se realizó en una hoja de cálculo de Excel, la cual genera los consumos y producción de cada equipo y se encuentra en el ANEXO A.

En esta etapa se revisaron los planos de los equipos existentes en Carboquímica S.A., tomando los datos de diseño y recopilándolos en cuadros para realizar los balances de energía y masa (ver ANEXO B).

Los datos fisicoquímicos y propiedades de las materias primas del proceso se encuentran en el ANEXO C y la memoria de cálculo de los balances de energía y masa de estos casos se muestran en el ANEXO D, el cual contiene todos los datos de consumos y producción del vapor por equipo a las diferentes cargas de operación de la planta.

4. IDENTIFICACIÓN DE OPORTUNIDADES

En esta etapa se identificaron las posibles causas del desaprovechamiento de la energía, en el área térmica, en las redes de vapor y agua en la planta de Anhídrido Ftálico, utilizando como herramienta un análisis Pinch.

Carboquímica S.A. , es una empresa que se ha empeñado en realizar un uso más eficiente de la energía, por esto cuenta con varios equipos que por medio de integraciones de corrientes del proceso intercambian calor produciendo vapor para su utilización, como son, los enfriadores de gases y condensador de destilación. Otra gran recuperación de energía es el retorno de condensados; la planta cuenta con los equipos y tubería necesaria para retornar todos los condensados, para la producción de vapor, y así la reposición de agua a la planta se vuelve mínima.

No obstante, la pérdida de energía aún sigue siendo grande debido a procesos poco eficientes, equipos subdiseñados y sobrediseñados, pérdidas de energía por aislamientos térmicos, fugas y poca instrumentación.

4.2 USO RACIONAL DEL VAPOR

Una identificación de oportunidad, es revisar los mayores consumos del vapor y estudiar a fondo la eficiencia del proceso. Anteriormente se explicó que en la planta de Carboquímica S.A., se tratan dos tipos de agua, suavizada y desmineralizada. El vapor de 10 bar (vapor de agua suavizada), es utilizado en el calentamiento de tanques, líneas de proceso y en las otras plantas, el vapor de 16 bar (vapor de agua desmineralizada), se utiliza en el proceso de producción del Anhídrido Ftálico, pero no todo el vapor producido se consume, por esto es necesario expandir este vapor a 10 bar, sabiendo que el sistema de 10, 6 y 3 bar es de agua suavizada, no puede existir contacto directo entre el vapor de 16 bar y el de 10 bar, ya que se contaminaría el agua

desmineralizada con el agua suavizada, es por esto que Carboquímica S.A., cuenta con en el transformador de vapor, el cual es un equipo que recibe vapor de 16 bar (vapor de agua desmineralizada) de alimentación por la carcaza y por los tubos agua a 10 bar (suavizada), y por medio de intercambio de calor, transforma el vapor de 16 bar a vapor de 10 bar, sin tener contacto directo. Este equipo tiene una eficiencia⁶ aproximada del 70%, y no todo el vapor de 16 bar se transforma en vapor de 10 bar esto conlleva a una pérdida⁷ de energía y en términos de libras por hora de vapor se estima que es aproximadamente 3074,21 lb/h cuando se mantiene la planta en una carga de 70 g OX /Nm³ aire y en pesos, se espera ahorrar aproximadamente \$125.570.117 pesos.

La manera de poder aprovechar esta energía y no perder esa cantidad alta de vapor, es juntar los dos sistemas de vapor, esto es, diseñar una planta de tratamiento de agua de osmosis inversa la cual le realice el tratamiento adecuado al agua de alimentación y crear solo un sistema de agua, que en este caso sería de agua desmineralizada; esto eliminaría el transformador de vapor y la expansión del vapor de 16 a 10 bar se haría mediante una válvula de expansión como se hace actualmente con el vapor de 31 a 16 bar, de 10 a 6 y de 6 a 3 bar.

4.3 INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

El análisis Pinch de la planta se realizó para integrar las corrientes del proceso y así disminuir el consumo de energía proveído por los servicios auxiliares. Este rediseño de la distribución de las corrientes de la planta genera incertidumbre, sobretodo, en la parte de controlabilidad del proceso.

Para la realización del análisis, se tuvieron en cuenta cuatro corrientes del proceso a integrar, en la Figura 8 se muestra la parte del proceso analizado. El estudio de la red de intercambiadores de calor comienza identificando las

⁶ Dato suministrado por balances anteriores en la planta.

⁷ Dato tomado de la simulación del proceso de producción de Anhídrido Ftálico.

fuentes de calor (corrientes calientes) y los sumideros (corrientes frías) del proceso. En la tabla 4 se listan estas corrientes con sus respectivas temperaturas de suministro y objetivo, la necesidad de energía y el flujo multiplicado por la capacidad calorífica de cada una de ellas.

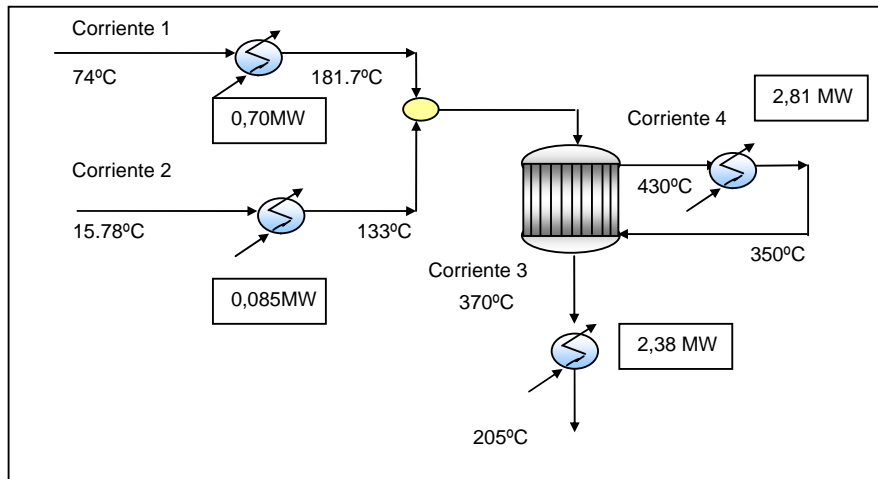


Figura 8. Diagrama de flujo de proceso.

Tabla 5. Descripción de las corrientes del proceso.

Corriente	Tipo	Temperatura Suministro Ts (°C)	Temperatura Objetivo Tt (°C)	H (MW)	mCp (MW°C-1)
1. Alimentación Reactor, Aire.	Fría	74	181,7	0,7011	0,00651
2. Alimentación Reactor, OX.	Fría	15,78	133	0,0852	7,2683E-4
3. Enfriamiento Gases de Reacción	Caliente	370	170	-2,381	0,01191
4. Enfriamiento de Sal	Caliente	430	350	-2,805	0,0351

4.3.1 Cálculo del delta mínimo de temperatura.

Con el método expuesto en el capítulo 1, se obtiene la diferencia mínima de temperatura, con la cual se diseñó la red de intercambio, teniendo en cuenta, el costo de la producción de vapor, instalación, mantenimiento y especificación de los equipos se detallan en el ANEXO E. En la figura 9 se observa que el delta de temperatura óptimo se encuentra en un rango bastante amplio, y debido a esto se tomó una diferencia mínima de temperatura de 248,3 °C, que en este caso es la temperatura a la cual hay dos corrientes en el punto Pinch.

En la figura 10, se observa que el problema que se presenta, es un problema umbral, por tanto el punto Pinch no divide el proceso en dos partes. En este caso en particular no se necesitan servicios de calefacción, y es por esto, que en la curva de los costos totales, existe un rango en el cual los costos son constantes, ya que la necesidad de servicios generales se hace constante y tanto el punto umbral como el punto óptimo coinciden en el mismo lugar.

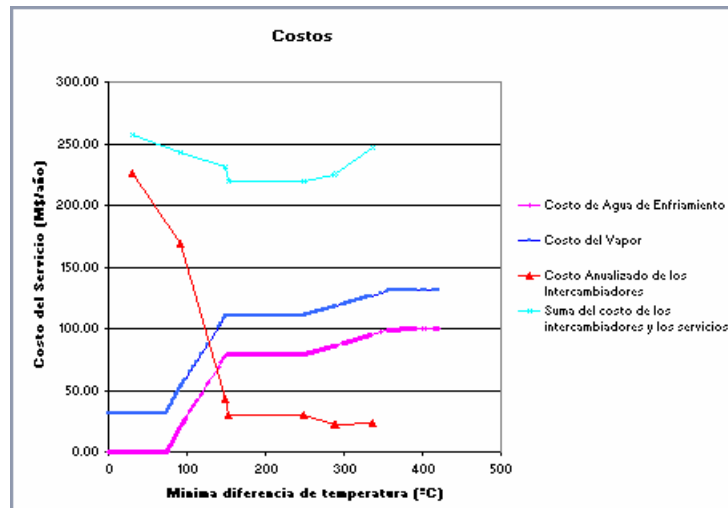


Figura 9. Cálculo de la diferencia mínima de temperatura.

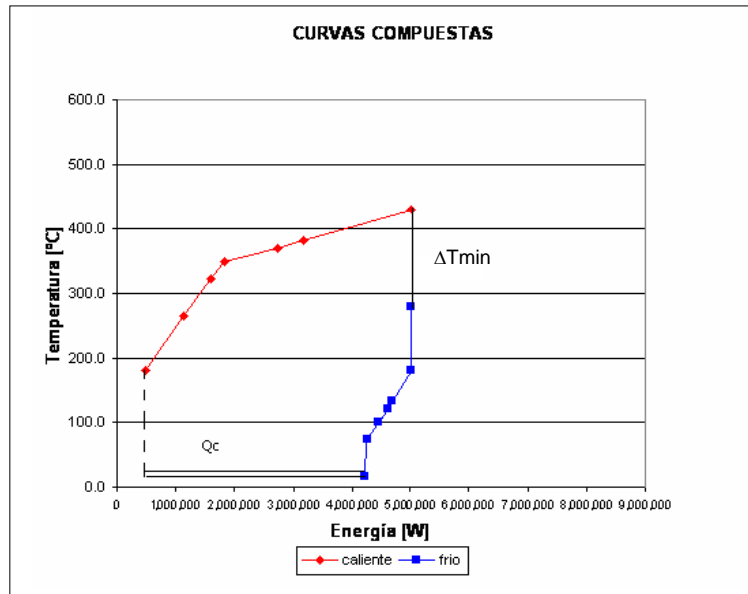


Figura 10. Curvas compuestas del proceso, Problema Umbral.

En la figura 11, se presenta un método adicional para encontrar la temperatura Pinch, el algoritmo de la tabla problema, el cual incluye dentro de su método la población de corrientes que muestra que este punto se encuentra en el extremo del proceso, a una temperatura de 305,85°C. La figura 12 esquematiza el diagrama de cascada para el proceso.

Intervalo de Temperatura	Población de Corrientes	$\Delta T_{\text{interval}}$	$\Sigma CP_C - \Sigma CP_H$	$\Delta h_{\text{intervalo}}$ kW	Exceso/Déficit
305.85°C	4				
257.15°C		48,7	-0,439	-21,379	Exceso
245.85°C	3	11,3	1,49	16,927	Déficit
225.85°C		20,0	0,33	6,7	Déficit
198.15°C		27,7	1,80	49,943	Déficit
139.93°C	1	58,22	0,77	45,295	Déficit
45.85°C	2	94,0	1,15	109,0	Déficit

Figura 11. Algoritmo de la tabla problema

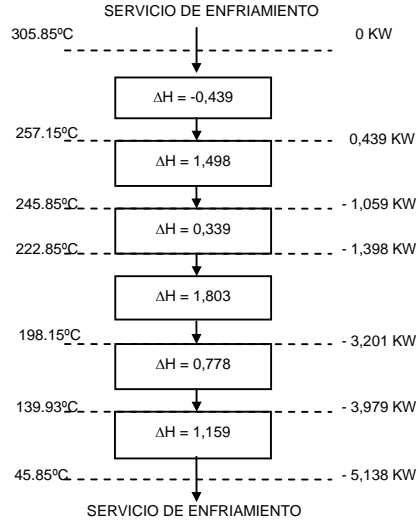


Figura 12. Diagrama de cascada

4.3.2 Diseño de la Red de Intercambio de Calor

Se encontraron dos topologías diferentes para la integración de corrientes. En este caso se tienen dos corrientes frías y dos calientes y existe dos opciones de integración entre ellas, el análisis Pinch indica que se debe comenzar por integrar las corrientes que interactúan en el punto Pinch. En la figura 13, se esquematizan las topologías del diseño de la red de intercambio.

Como se observa en la figura 13, el servicio de calentamiento se suple en totalidad por las corrientes calientes (problema umbal), en las dos topologías el servicio de enfriamiento es de la misma magnitud de $Q_C = 4,4 \text{ MW}$, es por esto que para la escogencia de la mejor topología se tuvo en cuenta las restricciones del proceso.

Cuando disminuye la presión a la entrada del reactor se aumenta la temperatura de reacción, esta temperatura es uno de los parámetros más importantes en el proceso de producción de Anhídrido Ftálico y el más estricto, ya que si se aumenta la temperatura podría sobre-oxidarse el ortoxileno, y

una disminución de esta, podría provocar una baja homogeneidad de la mezcla gaseosa, debido a la condensación del ortoxileno; en los dos casos anteriores, se podría favorecer la formación de subproductos, por esto el sistema de control de temperatura, que tiene acción directa con la temperatura de entrada de la sal de enfriamiento, es una de las restricciones del proceso y se debe tener un control preciso.

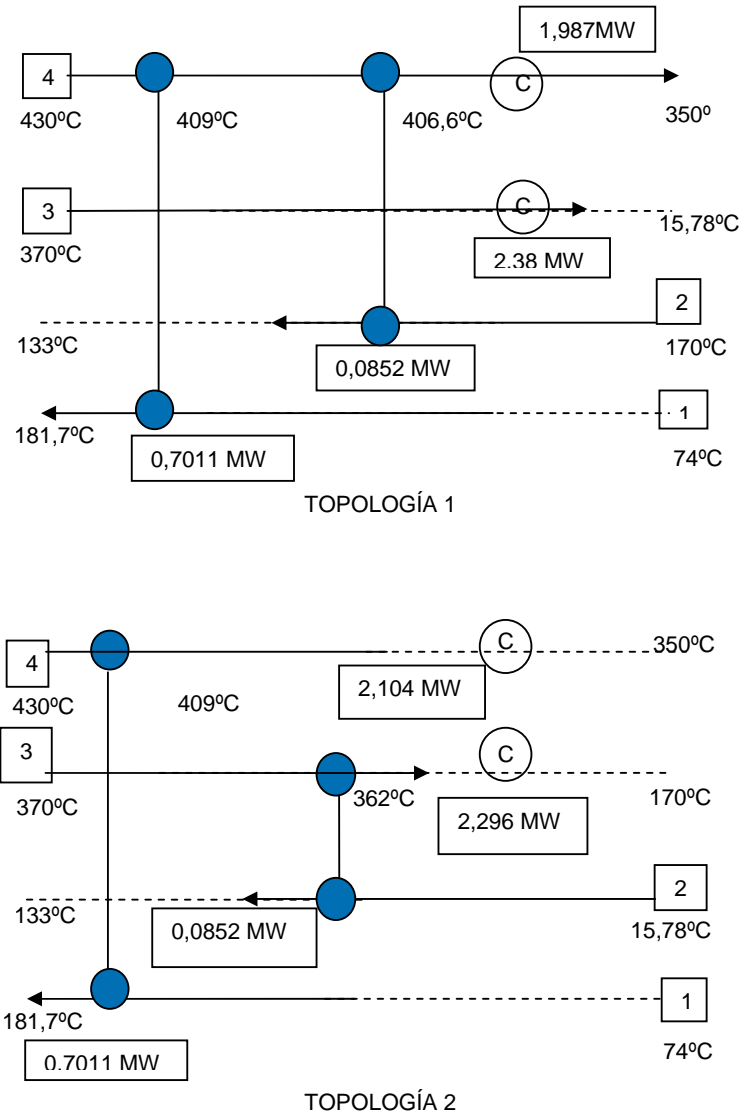


Figura 13. Topologías de la red de intercambio de calor.

Debido a lo anterior, se descarta la topología 1, ya que la integración de la corriente 2 con la corriente 4, tiene una diferencia de temperatura muy pequeña y una disminución en la presión por la caída de esta en el intercambiador, lo único que va a generar es alteración en el proceso por el tiempo de residencia en el equipo. Por esto la mejor opción es la topología 1, dando así un mejor control en la temperatura de la reacción.

Para esta topología el valor de $Q_H = 0$ y el $Q_C = 4,4$ MW y se tiene un ahorro en calefacción de 0,786 MW, ya que con la integración de corrientes, las corrientes calientes son necesarias y suficientes para calentar las corrientes frías. Y un ahorro en servicio de enfriamiento de 0,79 MW. Además de la integración de corrientes, el sistema exporta vapor para los demás procesos como, calentamiento de líneas y tanques.

El área total de la topología es de 683 m² y el costo total de la red es de 897 M\$. En el ANEXO E se muestran las especificaciones de los equipos y el costo de la instalación de estos.

Con esta topología se consigue un ahorro significativo de los servicios auxiliares, es importante tener en cuenta que el rediseño de la red de intercambio de calor se realizó para el CASO 1, expuesto anteriormente de la sección 3.2.1; el cual es el caso actualmente utilizado en Carboquímica S.A., en la tabla 5 se muestran los ahorros obtenidos de servicios, por la instalación de la red de intercambio.

Tabla 6. Ahorro en servicios industriales.

	(kg/s)	% Ahorro
Total Agua	2,9221	17,95
Total Vapor 16 barg	1,5883	28,29

5. ANÁLISIS ECONÓMICO

El objetivo de este proyecto es disminuir los costos de la energía térmica que necesita la planta de anhídrido ftálico en Carboquímica S.A., el comportamiento de la producción del producto, gastos de organización, etc. permanecen constantes, por consiguiente los flujos de ingresos del proyecto serán exclusivamente los ahorros de agua, gas y energía requerida que corresponde a \$ 281.419.331 de pesos anualmente. El valor de la inversión, incluye el costo de instalación de los equipos, tuberías y accesorios para la nueva red, este valor es de \$1.060.970.000 de pesos y el flujo de egresos viene dado por el mantenimiento preventivo semestral de los equipos que durante el tiempo de prolongación del proyecto, diez años, viene creciendo a la tasa de inflación actual (4.12%) al igual que los ahorros, este valor es de \$18.880.00 de pesos.

En la figura 14, se muestra una grafica del VPN vs TIR del proyecto de inversión, obteniendo un VPN (valor presente neto) positivo de \$ 458.916.546 de pesos, ante este indicador de rentabilidad, se recomienda invertir en el proyecto, la tasa de oportunidad de la empresa es de 15% y al analizar la TIR (tasa interna de retorno), esta arroja un valor mayor al de la tasa de oportunidad de 24%, según este criterio, el proyecto es suficiente para compensar el costo de oportunidad de la compañía y produce un rendimiento adicional. La recuperación de la inversión se hace al sexto año de haber comenzado el proyecto, los datos del flujo de caja del proyecto se detallan en el ANEXO F.

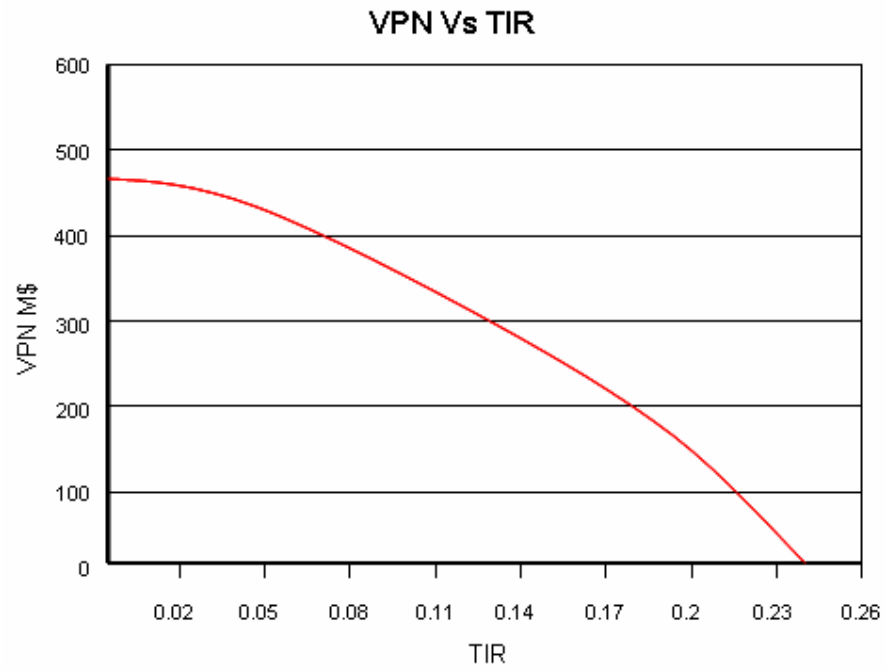


Figura 14. VPN Vs TIR del proyecto de inversión

6. CONCLUSIONES

El desarrollo de este trabajo introduce los métodos del análisis Pinch para rediseñar la unidad de servicios industriales en el proceso de producción de Anhídrido Ftálico de la planta de Carboquímica S.A., se obtuvo un modelo sistemático para obtener los flujos de vapor, agua y energía del proceso de producción, el cual varía con la carga de la planta y automáticamente genera los valores de los flujos en cada corriente.

El argumento principal del trabajo se basó en la búsqueda de un requerimiento energético mínimo, que por medio del uso de los métodos expuestos, se logró mejorar los flujos calóricos en el proceso, teniendo en cuenta que estos, corresponden a los valores mínimos. Para la consecución de estos valores de consumo, se realizó una estimación del área de la red de intercambio de calor para diferentes valores de delta de temperatura mínimo y se seleccionó el conjunto de valores que proporcionó el menor costo de acuerdo al área mínima de la red, obteniendo como resultado un delta de temperatura óptimo de 248,3°C, para el cual se diseñó la red de intercambiadores de calor, todos estos con la misma área.

Por medio de la integración energética, y la implementación de la nueva red de intercambio de calor, se reduce el consumo de captación de agua en un valor promedio de 17,95 %, que corresponde a 1.232,6 kg/ton_{PF}, del mismo modo se reduce el consumo de vapor, en un valor de 28,29% que equivale a cerca de 1055,9 kg/ ton_{PF}. El ahorro en servicio de calentamiento es de 0,786 MW y se abastece en su totalidad, el proceso de producción de anhídrido ftálico no requerirá calentamiento, ya que el vapor producido por el enfriamiento de la sal suple las necesidades de energía de calefacción en el proceso (calentamiento de líneas y tanques) y se obtuvo un ahorro en servicio de enfriamiento de 0,79 MW.

La inversión total inicial que requiere el nuevo sistema es de \$1.060.277.235, el ahorro en dinero, es de \$262.539.331 sustrayendo el valor del mantenimiento

preventivo de los equipos que se haría semestralmente. El proyecto de integración energética en la planta de Anhídrido Ftálico, arrojó resultados positivos en los índices de la evaluación de proyectos, la inversión se recupera al sexto año.

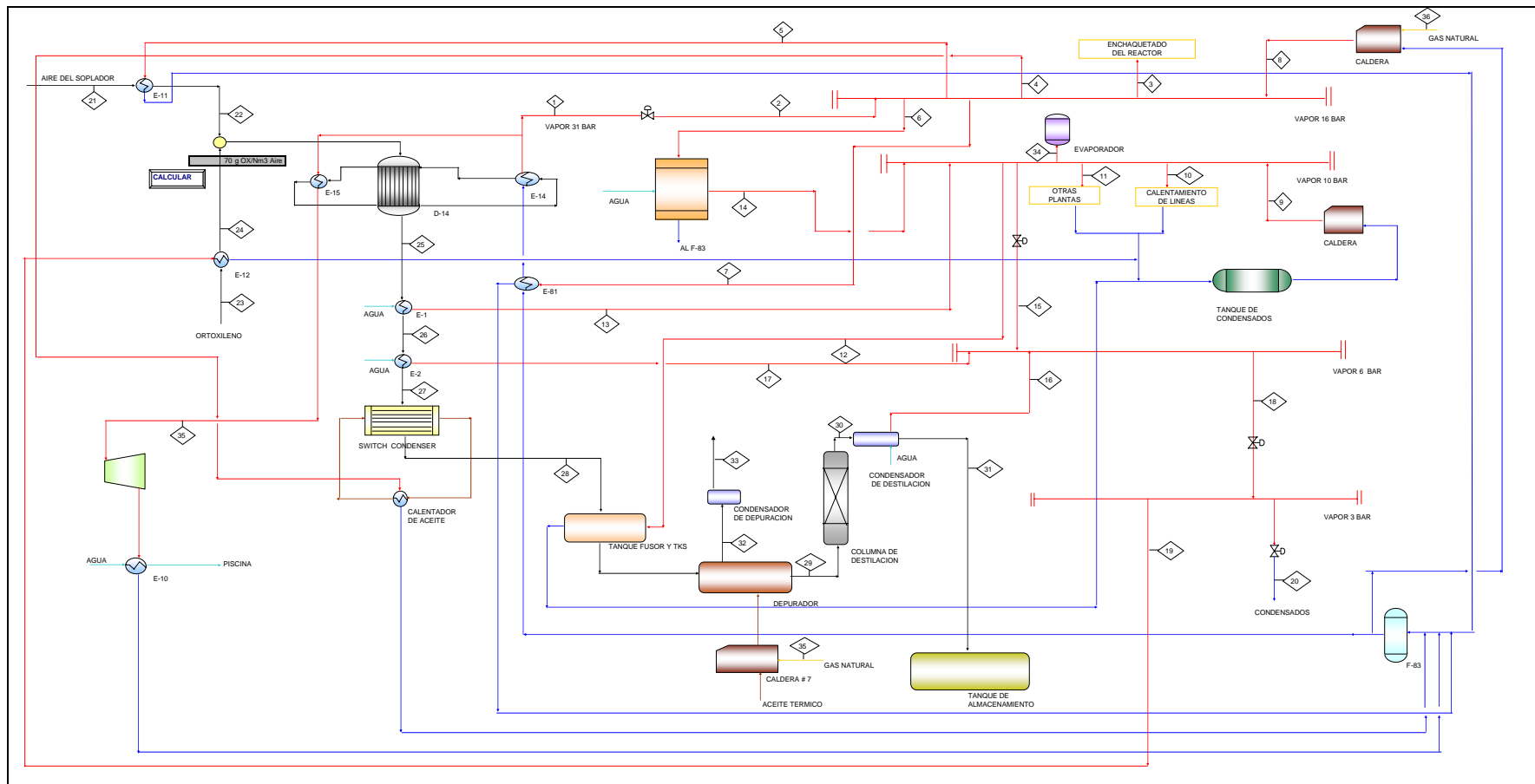
Cabe notar que el ahorro en combustible (gas natural, recurso no renovable), utilizado en las calderas para producir vapor, genera menos emisiones de CO₂, el cuál es un gas importante en contribución al efecto invernadero, y actualmente empieza a tener un alto costo en las industrias, cotizado entre 20 y 30 euros por tonelada de CO₂ emitida, y el ahorro obtenido en agua, disminuye el vertimiento de aguas residuales de la empresa. Con este proyecto no solo se aumenta el rendimiento energético de la empresa, sino también se disminuye el impacto ambiental.

BIBLIOGRAFÍA

1. AHMAD, S.; LINNHOFF, B. and SMITH, R.. Cost optimum heat exchanger networks-2. : Targets and design for detailed capital cost models. En : Computers and Chemical Engineering. Vol. 7, No. 7 (1990); p. 751-767
2. LINNHOFF, Bodo. Use pinch analysis to knock down capital costs and emissions. En : Chemical Engineering Progress. Vol. 90, No. 8 (aug, 1994); p. 32-57
3. HERRAIZ T. Israel. "Optimización del consumo energético de procesos industriales. Tecnología de Pinch. Combinación con el análisis de Exergía." Año 2001.
4. DOUGLAS. James. "Conceptual desing of chemical process". Mc Graw Hill, 1988.
5. KERN. Donald Q; "Procesos de Transferencia de Calor". Mc Graw Hill Book Co., 1965.
6. PERRY. Robert. "Manual del Ingeniero Químico". Mc Graw Hill. Séptima Edición. 2001
7. CHAUVEL, Alain; FOURNIER, Gilles and RAIMBAULT, Claude. Manual of process economic evaluation. 2 ed. Paris : TECHNIP, 2003. p. 341
8. INFANTE VILLAREAL, Arturo. Evaluación financiera de proyectos de inversión. Bogotá, 1993. p. 45
9. www.heatintegration.com



ANEXO A: SIMULACIÓN BALANCE DE VAPOR



NOTAS

PLANOS DE REFERENCIA

- Plano No 1134
- Plano No 604-M-076
- Plano No 1585-9992-0001
- Plano No 12321-1
- Plano No 12321-3
- Plano No 12321-4
- Plano No 050696

NUMERO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25		
CORRIENTE	Produccion	Exposion	Enchafetado	Caldera Aceite	Piscina Aire	Tranq. Vapor	Caldera Agua	Caldera 16	Caldera 10	Caldera Lineas	Chim. Paredes	Caldera Tls	E-1	Tranq. Vapor	Exposion	Exposion	Exposion	Exposion	Exposion	Exposion	Exposion	Exposion	Exposion	Exposion	Exposion		
FLUJO m ³ /h	12,530.24	485.01	2,306.26	3,214.20	4,386.22	2,136.55	0.00	16,998.40	2,425.06	17,574.19	2,167.17	4,779.26	2,263.41	74.68	74.68	1,504.55	1,132.12	2,711.35	2,711.35	2,711.35	2,711.35	2,711.35	2,711.35	2,711.35	2,711.35	2,711.35	
TEMPERATURA °C	237.45	204.33	204.33	204.33	204.33	204.33	204.33	204.33	184.12	184.12	184.12	184.12	184.12	184.12	184.12	184.12	184.12	184.12	184.12	184.12	184.12	184.12	184.12	184.12	184.12	184.12	184.12
Calor Latente BTU/lb	763.87	826.01	826.01	826.01	826.01	826.01	826.01	826.01	859.10	859.10	859.10	859.10	859.10	859.10	859.10	859.10	859.10	859.10	859.10	859.10	859.10	859.10	859.10	859.10	859.10	859.10	859.10
ENERGIA (G) BTU/h	9,717,477.58	10,359,198.62	400,624.76	1,204,924.88	2,654,961.34	3,624,714.30	1,763,811.87	0.00	14,603,324.41	2,053,329.05	15,097,986.08	1,853,224.75	4,105,892.57	2,637,200.91	84,198.10	84,298.73	1,339,493.72	1,024,907.38	2,426,679.88	2,426,679.88	2,426,679.88	2,426,679.88	2,426,679.88	2,426,679.88	2,426,679.88	2,426,679.88	2,426,679.88

NUMERO	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33
CORRIENTE	Aire	Ortoxileno	Ortoxileno	Gas de Ro	Gas de Ro	Gas de Ro	Anhídrido F	Anhídrido des	Anhídrido Conol	Anhídrido Deso	Gas de Coa		
FLUJO m ³ /h	51,117.84	3,052.77	3,052.77	54,159.59	54,159.59	54,159.59	54,159.59	54,159.59	54,159.59	54,159.59	54,159.59	54,159.59	54,159.59
TEMPERATURA °C	72	181.70	15.78	133	370	205	170	180	250	275	185	180.00	0.0073
CP BTU/lb°F	0.287	0.343	1.625	0.45	0.27	0.4691	0.465	0.2592	0.7308	0.7308	0.7308	0.7308	0.7308
ENERGIA (G) BTU/h	1,295,834.17	2,392,406.91	1,726.87	280,827.66	9,877,953.90	4,182,835.74	876,837.42	2,141,000.97	2,770,562.12	989,486.47	2,572,664.82	2,374,767.33	0.5224

NUMERO	35	36
CORRIENTE	Caldera # 2	Caldera 16 bar
FLUJO m ³ /h	0.000	0
Capacidad Calorifica	35.315	35.315
ENERGIA (G) BTU/h	2,942,916.67	0.00

BALANCE DE ENERGÍA GENERAL
GENERACIÓN-OXIDACIÓN-DESTILACIÓN

CARBOQUÍMICA S.A.

PROYECTO: DESARROLLO DE UNA ESTRATEGIA PARA EL USO RACIONAL DE ENERGÍA PARA LA PLANTA DE ANHÍDRIDO FTÁLICO
ELABORADO POR: LUIS FERNANDO ROSA PINTO
FECHA: 19 ENERO DE 2006

ANEXO B: Especificación de Equipos

1. PRECALENTADOR DE AIRE E-11

DATOS DE DISEÑO		
Diámetro externo del tubo (do)	in	1.32
espesor de la pared del tubo (tw)	in	0.18
Espacio entre tubos (Horizontal) (Pt)	in	2.73
Espacio entre tubos (Vertical) (P1)	in	2.36
Altura de aleta (lf)	in	0.50
Promedio de espesor de aletas (tf)	in	0.05
Número de aletas por unidad de longitud (nf)	aleta/in	6
Ancho de aleta (Ws)	in	0.16
Longitud de tubo aleteado (Lf)	ft	3.37
Área representativa del flujo del conducto que incluye el paquete (Ad)	ft ²	16.32
Otras obstrucciones al flujo (Xc)	ft ²	1
Conductividad térmica promedio de aleta (kf)	BTU/h.ft.°F	29.78
Conductividad térmica promedio de pared del tubo (Kw)	BTU/h.ft.°F	29.96
Resistencia externa basada en el área superficial externa (Rfo)	h.ft.°F/BTU	0.0020
Resistencia interna basada en el área superficial interna (Rfi)	h.ft.°F/BTU	0.0010

GEOMETRIA ADICIONAL			
Diámetro interno del tubo	di	0.96	in
Área total interna por unidad de longitud del tubo	Ai	0.25	ft ² /ft
Media del área por unidad de longitud del tubo	Aw	0.30	ft ² /ft
Diámetro externo del tubo con Aleta	df	2.32	in
espacio de la aleta	sf	0.12	in
Área superficial externa por unidad de longitud	Apo	0.24	ft ² /ft
Área total externa por unidad de longitud del tubo	Ao	3.19	ft ² /ft
	Afo	2.94	ft ² /ft
	Ac	0.13	ft ² /ft
Área seccional del flujo que encierra el haz	Ad	16.32	ft ²
Numero de tubos por fila	Nt	4	
Área libre por fila de tubos	An	13.52	ft ²
Número de filas en la dirección de flujo	Nr	19	

2. PRECALENTADOR DE ORTOXILENO E-12

DATOS DE DISEÑO		
Diámetro externo del tubo (do)	in	1.32
Diámetro interno del tubo (di)	in	1.05
Espesor del tubo (e)	in	0.13
Numero de tubos		10
Longitud de tubos	in	185.20
Diámetro de la coraza	in	14
Espaciado de los deflectores	in	32.78
Longitud de la coraza	in	196.84

3. ENFRIADORES DE GASES E-1 Y E-2

DATOS DE DISEÑO		
Diámetro externo del tubo (do)	in	1.32
Diámetro interno del tubo (di)	in	1.05
Espesor del tubo (e)	in	0.13
Número de tubos		597
Longitud de tubos	in	145.28
Diámetro de la coraza	in	55.12
Sección libre entre tubos C´	in	0.79
Espaciado de los tubos Pt	in	2.10
Espaciado de los deflectores	in	19.69

4. TRANSFORMADOR DE VAPOR

DATOS DE DISEÑO		
Diámetro externo del tubo (do)	in	1.25
Diámetro interno del tubo (di)	in	1.03
Espesor del tubo (e)	in	0.11
Numero de tubos		381
Longitud de tubos	in	117.99
Diámetro de la coraza	in	36.14
Sección libre entre tubos C´	in	1.36
Espaciado de los tubos Pt	in	1.57
Espaciado de los deflectores	in	22.64

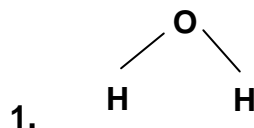
5. CALENTADOR DE ACEITE

DATOS DE DISEÑO		
Diámetro externo del tubo (do)	in	1
Diámetro interno del tubo (di)	in	0.87
Espesor del tubo (e)	in	0.07
Numero de tubos		430.00
Longitud de tubos	in	125.20
Diámetro de la coraza	in	31
Sección libre entre tubos C´	in	0.02
Espaciado de los tubos Pt	in	1.26
Espaciado de los deflectores	in	12
Numero de pasos		4

6. CONDENSADOR DE DESTILACIÓN

DATOS DE DISEÑO		
Diámetro externo del tubo (do)	in	1.50
Diámetro interno del tubo (di)	in	1.28
Espesor del tubo (e)	in	0.11
Numero de tubos		314
Longitud de tubos	in	118.35
Diámetro de la coraza	in	37.90
Sección libre entre tubos C´	in	1.18
Espaciado de los tubos Pt	in	1.97
Espaciado de los deflectores	in	13.78

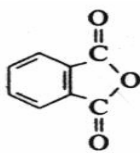
ANEXO C: Datos Fisicoquímicos y Propiedades



Propiedades Físicas del Vapor de Agua

PROPIEDAD	UNIDADES	VAPOR 3 BAR T=290,75°F		VAPOR 6 BAR T=329,06°F		VAPOR 10 BAR T=363,41°F		VAPOR 16 BAR T=399,8°F		VAPOR 31 BAR T=459,42°F	
		LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR
Entalpía	Btu/lb	260,22	1.177,1	299,84	1187,5	335,90	1.195	374,84	1.200,8	440,86	1.204,7
Entropía	Btu/lb.°F	0,4246	1,6464	0,4759	1,6014	0,5205	1,5643	0,5665	1,5276	0,6399	1,4709
Energía Interna	Btu/lb	260,03	1.097,6	299,51	1105,4	335,37	1.111,1	373,98	1.115,5	439,17	1.118,7
Densidad	Lb/ft ³	57,589	0,1355	56,316	0,2294	55,074	0,3523	53,648	0,5354	51,013	0,9993
Entalpía de Vaporización	Btu/lb	916,87		887,63		859,1		826,01		763,87	
Viscosidad	Lb/ft.h	0,4611	0,033	0,3967	0,03485	0,3527	0,03650	0,3160	0,03826	0,2704	0,04121
Capacidad Calorífica	Btu/lb.°F	1,0267	0,5363	1,0405	0,5767	1,057	0,625	1,0799	0,6899	1,1340	0,8327
Conductividad Térmica	Btu/ft.h.°F	0,3973	0,01787	0,3949	0,01971	0,3904	0,02149	0,3830	0,02355	0,3648	0,0275

PROPIEDAD	UNIDADES	VAPOR 3 BAR T=143,75°C		VAPOR 6 BAR T=165,03°C		VAPOR 10 BAR T=184,12°C		VAPOR 16 BAR T=204,33°C		VAPOR 31 BAR T=237,45°C	
		LÍQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR
Entalpía	kJ/kg	605,00	2736,7	697,13	2760,9	780,97	2778,4	871,49	2792	1025	2801
Entropía	kJ/kg.K	1,7772	6,8919	1,9921	6,7034	2,1786	6,5484	2,3712	6,3946	2,6785	6,1570
Energía Interna	kJ/kg	604,57	2551,9	696,36	2570	779,72	2583,2	869,51	2593,6	1021,1	2601
Densidad	Kg/m ³	922,49	2,1711	902,09	3,6747	882,21	5,6435	859,36	8,5766	817,15	16
Entalpía de Vaporización	kJ/kg	2131,7		2063,7		1997,4		1920,5		1776	
Viscosidad	Kg/m.s	1,906E-4	1,364E-5	1,64E-4	1,440E-5	1,458E-4	1,508E-5	1,306E-4	1,581E-5	1,117E-4	1,704E-5
Capacidad Calorífica	kJ/kg.K	4,2977	2,2450	4,3556	2,4139	4,4247	2,6164	4,5204	2,8878	4,7468	3,4857
Conductividad Térmica	W/m.K	0,6837	0,0309	0,6833	0,03410	0,6754	0,0372	0,6626	0,0407	0,6311	0,04758



2.

Propiedades Físicas del Anhídrido Ftálico

Propiedades Físicas	Valor S.I.	Valor Sistema Ingles
Densidad del sólido (39,2°C)	1.527 g/cm ³	9.5327E-5 lb/ft ³
Densidad específica del vapor (1013 mbar)	6.61 Kg / m ³	0,412649 lb/ft ³
Solubilidad en agua (77 °F)	19. g /100 g	0.042 lb /100 lb
Solubilidad en etanol	Ligeramente soluble	Ligeramente Soluble
Punto de solidificación	131.6 °C	268,88 °F
Punto de ebullición (1013 mbar)	295.1 °C	563,18 °F
Calor de fusión	159.1 J/g	68,40 BTU/lb
Calor de combustión	22160.7 J/g	9527,39 BTU/lb
Calor de formación a partir de naftaleno	12058 J / g	5184 BTU/lb
Calor de formación a partir del o-xileno	8625 J/g	3708,08 BTU/lb
Calor de sublimación	601 J/g	258.38 BTU/lb
Calor de evaporación	441.7 J/g	189,9 BTU/lb
Punto de inflamación	152 °C	305,60 °F
Temperatura de ignición	580 °C	1.076 °F
Límite superior de inflamabilidad (1013 mbar)	10.5 vol%	10.5 vol%
Límite inferior de inflamabilidad (1013 mbar)	1.7 vol%	1.7 vol%

3.  **Propiedades Físicas del Ortóxileno**

Propiedades Físicas	Valor S.I.	Valor Sistema Ingles
Densidad específica del líquido (86 °F)	0,871 g/cm ³	54375 lb/ft ³
Densidad específica del vapor (428 °F)	0,682 g/cm ³	42575 lb/ft ³
Punto de ebullición (1013 mbar)	142,5 °C	288,5 °F
Punto de fusión	-29 °C	-20,2 °F
Calor de combustión	43165,9 kJ/kg	18558 BTU/lb
Calor de formación	230,27 kJ/kg	99 BTU/lb
Calor de fusión	128,16 kJ/kg	55,1 BTU/lb
Calor de evaporación (77 °F)	604,66	259,96 BTU/lb
Temperatura de ignición	502°C	935,6 °F
Límite superior de explosión OX en Aire (1000 mbar)	270-335 g/Nm ³	270-335 g/Nm ³
Límite inferior de explosión OX en Aire (1000 mbar)	47 g/Nm ³	47 g/Nm ³

ANEXO D: Memoria de Cálculo de los Balances de Masa y Energía

1. BALANCE DE MASA

CARGA: 70 g /Nm³ aire

FUENTES DE GENERACIÓN Y CONSUMO			
CASO I			
GENERACIÓN	lb/h	CONSUMIDORES	lb/h
VAPOR 31 bar			
Enfriador de sal E-14	12.530,24		
VAPOR 16 bar			
Expansión de vapor de 31 bar.	12.530,24	Trazadores del Reactor D-14	485,01
		Calentador de Aceite	2.306,26
		Pre calentador Agua de Alimentación E-81	2.136,55
		Pre calentador de Aire E-11	3.214,20
		Transformador de Vapor	4.388,22
TOTAL	12.530,24	TOTAL	12.530,24
VAPOR 10 bar			
Caldera	16.998,40	Otras Plantas	17.574,19
Transformador de Vapor	2.953,44	Calentamiento de Líneas	2.425,06
Enfriador de gases No 1 E-1	4.779,26	Calentamiento de Tanques	2.157,17
		Evaporador	2.500
TOTAL	24.731,10	TOTAL	24.656,42
VAPOR 6 bar			
Expansión de vapor de 10 bar.	74,68		
Enfriador de gases No 2 E-2	1.132,12		
Condensador de destilación	1.504,55		
TOTAL	2.711,35		
VAPOR 3 bar			
Expansión de vapor de 6 bar.	2.711,35	Calentador de Orto Xileno	319,31
TOTAL	2.711,3	TOTAL	319,31
CONDENSADOS	2.392,04		

CARGA: 90 g/Nm³ aire

FUENTES DE GENERACIÓN Y CONSUMO			
CASO I			
GENERACIÓN	lb/h	CONSUMIDORES	lb/h
VAPOR 31 bar			
Enfriador de sal E-14	17.544,39		
VAPOR 16 bar			
Expansión de vapor de 31 bar.	17.544,39	Trazadores del Reactor D-14	485,01
		Calentador de Aceite	2.306,26
		Precalentador Agua de Alimentación E-81	2.136,55
		Precalentador de Aire E-11	3.214,20
		Transformador de Vapor	9.402,36
TOTAL	17.544,39	TOTAL	17.544,39
VAPOR 10 bar			
Caldera	16.998,40	Otras Plantas	17.574,19
Transformador de Vapor	6.328,15	Calentamiento de Líneas	2.425,06
Enfriador de gases No 1 E-1	4.916,79	Calentamiento de Tanques	2.157,17
		Evaporador	2.500
TOTAL	28.243,34	TOTAL	24.656,42
VAPOR 6 bar			
Expansión de vapor de 10 bar.	3.586,92		
Enfriador de gases No 2 E-2	1.161,50		
Condensador de destilación	1.504,55		
TOTAL	6.252,97		
VAPOR 3 bar			
Expansión de vapor de 6 bar.	6.252,97	Calentador de Orto Xileno	410,55
TOTAL	6.252,97	TOTAL	410,55
CONDENSADOS	5.842,43		

CARGA 90 g/Nm³ aire

FUENTES DE GENERACIÓN Y CONSUMO			
CASO II			
GENERACIÓN	lb/h	CONSUMIDORES	lb/h
VAPOR 31 bar			
Enfriador de sal E-14	17.544,39	Turbina	13.135,19
TOTAL	17.544,39	TOTAL	13.135,19
VAPOR 16 bar			
Expansión de vapor de 31 bar.	4.409,20	Trazadores del Reactor D-14	485,01
Caldera	11.023	Calentador de Aceite	2.306,26
		Pre calentador Agua de Alimentación E-81	2.136,55
		Pre calentador de Aire E-11	3.214,20
		Transformador de Vapor	7.290,18
TOTAL	15.432,20	TOTAL	15.432,20
VAPOR 10 bar			
Caldera	16.998,40	Otras Plantas	17.574,19
Transformador de Vapor	4.906,57	Calentamiento de Líneas	2.425,06
Enfriador de gases No 1 E-1	4.916,79	Calentamiento de Tanques	2.157,17
		Evaporador	2.500
TOTAL	26.821,76	TOTAL	24.656,42
VAPOR 6 bar			
Expansión de vapor de 10 bar.	2.165,34		
Enfriador de gases No 2 E-2	1.161,50		
Condensador de destilación	1.504,55		
TOTAL	4.831,39		
VAPOR 3 bar			
Expansión de vapor de 6 bar.	4.831,39	Calentador de Orto Xileno	410,55
TOTAL	4.831,39	TOTAL	410,55
CONDENSADOS	4.420,84		

2. BALANCE DE ENERGÍA

PRECALENTADOR DE AIRE E-11

TEMPERATURAS PROMEDIO			
Temperatura promedio fluido 1	Tb	262,13	°F
Temperatura promedio fluido 2	Ti	399,74	°F
Temperatura promedio de la aleta	Ts	358,46	°F
Temperatura promedio pared del tubo	Tw	385,98	°F

CONDICIONES DEL VAPOR		
Flujo de vapor	3214,2	lb/h
Calor latente	2.654.961	Btu/h

PROPIEDADES FISICOQUIMICAS DEL AIRE			
Capacidad calorífica evaluada a Tb	Cp a Tb	0,243	Btu/lb.°F
Viscosidad evaluada a Tb	Ub a Tb	0,056	lb/h.ft
Conductividad térmica evaluada a Tb	Kb a Tb	0,020	Btu/(h.ft.°F)

TRANSFERENCIA DE CALOR			
Número de Reynolds	Re	7401,15	
Corrección del numero de Reynolds	C1	0,01	Adimen.
Factor de corrección de geometría	C3	0,65	Adimen.
Corrección del factor j	C5	0,99	Adimen.
Factor de transferencia de calor de Colburn	j	0,01	Adimen.
Coefficiente promedio de transferencia de calor por convección	hc	10,88	Btu/h.ft ² .°F
Coefficiente promedio de transferencia de calor por radiación	hr	0	
Coefficiente promedio de transferencia de calor constante	ho	10,64	Btu/h.ft ² .°F
constante	b	0,52	
constante	m	1,23	
constante	x	0,88	
Eficiencia de la aleta	E	0,87	
Coefficiente efectivo de transferencia de calor	he	9,41	Btu/h.ft ² .°F
Resistencia térmica total (incluye eficiencia de aleta) basada en área total	Ro	0,11	h.ft ² .°F/Btu
Resistencia térmica paredes de tubo basada en el área total	Rwo	0,01	h.ft ² .°F/Btu
	hi	1.500	Btu/h.ft ² .°F
Resistencia térmica total basada en área total	Rio	0,02	h.ft ² .°F/Btu
Resistencia térmica total basada en área total	Rto	0,13	h.ft ² .°F/Btu

Coeficiente global de transferencia de calor (U_o)	7,53	Btu/h.ft ² .°F
Calor total Q	2.406.215,74	Btu/h
Delta T	110,66	°F
Área de transferencia de calor (A_t)	2.888,91	ft ²

PRECALENTADOR DE ORTO XILENO E-12

Fluido Caliente : lado de la coraza		
Área de flujo (a_s)	6,99	ft ²
Flujo másico de vapor 3 bar. (W)	319,32	lb/h
Masa velocidad (Gs)	45,67	lb/(h.ft ²)
Temperatura media T_m	143,75	°F
C_p a T_m	1,00	Btu/lb.°F
U a T_m	1,02	lb/(h.ft)
Reynolds en la carcaza	114,84	
Conductividad térmica k	0,38	Btu/(h.ft.°F)
Coeficiente de transferencia de calor fluido exterior h_o	1.500	Btu/h.ft ² °F

Fluido Frío: lado de los tubos		
Área de flujo (a_t)	0,06	ft ²
Flujo másico de ortoxileno (W)	3.042,80	lb/h
Masa velocidad (Gt)	50698,46	lb/(h.ft ²)
Temperatura media T_m	165,20	°F
C_p a T_m	0,45	Btu/(lb.°F)
U a T_m	0,001	lb/(ft.h)
Reynolds en los tubos	9.357,54	
Conductividad térmica k	0,10	Btu/(lb.h.°F)
Número de Prandtl	0,005	
Coeficiente de transferencia de calor fluido interior h_i	1.077,66	Btu/(h.ft ² °F)

Coeficiente global de transferencia de calor U_c	149,03	Btu/(h.ft ² °F)
Calor requerido	288.096,64	Btu/h
Delta T	85,54	°F
Área de transferencia de calor (A_t)	22,60	ft ²
Sup. externa/línea pie	0,26	ft ² /ft
Por vuelta	8,42	ft ²

ENFRIADOR DE GASES E-1

Fluido Frío : lado de la coraza		
Área de flujo (as)	2,82	ft ²
Flujo másico de agua (W)	4.779,31	lb/h
Masa velocidad (Gs)	1.639,25	lb/(h.ft ²)
Diámetro equivalente (de)	0,20	ft
Temperatura media Tm	363,42	°F
Cp a Tm	1,06	Btu/lb.°F
U a Tm	0,37	lb/(h.ft)
Reynolds en la carcaza	1.973,97	
Conductividad térmica k	0,39	Btu/(h.ft.°F)
Coeficiente de transferencia de calor fluido exterior ho	46,50	Btu/h.ft ² °F

Fluido Caliente: lado de los tubos		
Área de flujo (at)	3,57	ft ²
Flujo másico de gases de reacción (W)	54.159,6	lb/h
Masa velocidad (Gt)	15.173,32	lb/(h.ft ²)
Temperatura media Tm	549,50	°F
Cp a Tm	0,27	Btu/(lb°F)
U a Tm	0,08	lb/(ft.h)
Reynolds en los tubos	17.484,37	
Conductividad térmica k	0,04	Btu/(lb.h°F)
Número de Prandtl	0,51	
Coeficiente de transferencia de calor fluido interior hi	21,55	Btu/(h.ft ² °F)

Coeficiente global de transferencia de calor Uc	11,80	Btu/(h.ft ² °F)
Calor requerido	4.387.489,67	Btu/h
Delta T	135,85	°F
At	2.736,71	ft ²

ENFRIADOR DE GASES E-2

Fluido Frío : lado de la coraza		
Área de flujo (as)	2,82	ft ²
Flujo másico de agua (W)	1.132,14	lb/h
Masa velocidad (Gs)	401,10	lb/(h.ft ²)
Diámetro equivalente (de)	0,20	ft
Temperatura media Tm	329,05	°F
Cp a Tm	1,04	Btu/lb.°F

U a Tm	0,42	lb/(h.ft)
Reynolds en la carcaza	190,36	
Conductividad térmica k	0,40	Btu/(h.ft.°F)
Coefficiente de transferencia de calor fluido exterior ho	13,37	Btu/h.ft ² °F

Fluido Caliente: lado de los tubos		
Área de flujo (at)	3,57	ft ²
Flujo másico de gases de reacción (W)	54.159,64	lb/h
Masa velocidad (Gt)	15.173,32	lb/(h.ft ²)
Temperatura media Tm	369,50	°F
Cp a Tm	0,27	Btu/(lb°F)
U a Tm	0,08	lb/(ft.h)
Reynolds en los tubos	17.484,37	
Conductividad térmica k	0,04	Btu/(lb.h°F)
Número de Prandtl	0,51	
Coefficiente de transferencia de calor fluido interior hi	21,55	Btu/(h.ft ² °F)

Coefficiente global de transferencia de calor Uc	7,92	Btu/(h.ft ² °F)
Calor requerido	930.679,63	Btu/h
Delta T	30,22	°F
At	3.890,79	ft ²

TRANSFORMADOR DE VAPOR

Fluido Caliente : lado de la coraza		
Área de flujo (as)	4,92	ft ²
Flujo másico de vapor 16 bar. (W)	7.716,18	lb/h
Masa velocidad (Gs)	1.568,42	lb/(h.ft ²)
Diámetro equivalente (de)	0,08	ft
Temperatura media Tm	399,74	°F
Cp a Tm	0,46	Btu/lb.°F
U a Tm	0,04	lb/(h.ft)
Reynolds en la carcaza	3.018,29	
Conductividad térmica k	0,03	Btu/(h.ft.°F)
Coefficiente de transferencia de calor fluido exterior ho	1.500	Btu/h.ft ² °F

Fluido Frío: lado de los tubos		
Área de flujo (at)	2,20	ft ²
Flujo másico de agua (W)	5.646,04	lb/h
Masa velocidad (Gt)	2.561,04	lb/(h.ft ²)
Temperatura media Tm	329,05	°F
Cp a Tm	1,04	Btu/(lb°F)
U a Tm	0,40	lb/(ft.h)

Reynolds en los tubos	551,0	
Conductividad térmica k	0,59	Btu/(lb.h°F)
Número de Prandtl	0,71	
Coefficiente de transferencia de calor fluido interior hi	22,09	Btu/(h.ft ² °F)

Coefficiente Global de Transferencia de calor Uc	19,95	Btu/(h.ft ² °F)
Calor requerido	6.373.641,16	Btu/h
Delta T	70,69	°F
At	4.519,17	ft ²

CALENTADOR DE ACEITE

Fluido frío : lado de la coraza		
Área de flujo (as)	0,04	ft ²
Flujo másico de aceite térmico (W)	195.281,85	lb/h
Masa velocidad (Gs)	4.397.997,04	lb/(h.ft ²)
Diámetro equivalente (de)	0,06	ft
Temperatura media Tm	254,12	°F
Cp a Tm	0,54	Btu/lb.°F
U a Tm	5,84	lb/(h.ft)
Reynolds en la carcasa	46.335,52	
Conductividad térmica k	0,08	Btu/(h.ft.°F)
Coefficiente de transferencia de calor fluido exterior ho	584,01	Btu/h.ft ² °F

Fluido Caliente : lado de los tubos		
Área de flujo (at)	0,44	ft ²
Flujo másico de vapor (W)	10.000	lb/h
Masa velocidad (Gt)	22.533,34	lb/(h.ft ²)
Temperatura media Tm	399,74	°F
Cp a Tm	0,46	Btu/(lb°F)
U a Tm	0,04	lb/(ft.h)
Reynolds en los tubos	40.897,45	
Conductividad térmica k	0,03	Btu/(lb.h°F)
Número de Prandtl	0,64	
Coefficiente de transferencia de calor fluido interior hi	1.500	Btu/(h.ft ² °F)

Para el cálculo del coeficiente global de transferencia de energía U, se realizó un método iterativo y se tomó el promedio de todos los cálculos y a partir de este dato se calculó la masa de vapor necesaria para fundir el Anhídrido ftálico.

T1	Cp Aceite	T2	T1h	dT/dt	T Nuevo	Iteración	tiempo	Calor SC	Calor Acumulado SC	U	Masa Vapor	Flujo Vapor
122,0	0,47	162,8	120,0	434,8	141,7	0	0	205,100	205.100	19,8		
141,7	0,48	182,6	141,7	423,1	162,9	1	0,05	199,596	404.696	27,2	490,5	9.810,81
162,9	0,49	203,7	162,9	432,4	184,5	2	0,1	203,960	608.656	35,2	368,9	7.377,64
184,5	0,51	225,4	184,5	441,8	206,6	3	0,15	208,418	817.074	43,4	330,1	6.602,62
206,6	0,52	247,4	206,6	451,5	229,2	4	0,2	212,975	1.030.049	51,7	312,1	6.242,72
229,2	0,53	270,0	229,2	461,3	252,2	5	0,25	217,631	1.247.679	60,2	302,5	6.049,35
252,2	0,54	293,1	252,2	0,5	252,3	6	0,3	222,388	1.470.067	69,0	297,0	5.939,67
252,3	0,54	293,1	252,3	0,5	252,3	7	0,35	222,393	1.692.461	69,0	293,1	5.861,34
252,3	0,54	293,1	252,3	0,5	252,3	8	0,4	222,399	1.914.860	69,0	290,1	5.802,60
252,3	0,54	293,2	252,3	0,5	252,3	9	0,45	222,404	2.137.263	69,0	287,8	5.756,94
252,3	0,54	293,2	252,3	428,9	273,8	10	0,5	222,409	2.359.672	69,0	286,0	5.720,42
273,8	0,55	314,6	273,8	437,4	295,7	11	0,55	226,832	2.586.504	77,1	285,0	5.700,28
295,7	0,56	336,5	295,7	446,1	318,0	12	0,6	231,343	2.817.847	85,4	284,6	5.692,62
318,0	0,57	358,8	318,0	455,0	340,7	13	0,65	235,943	3.053.790	93,8	284,7	5.694,71
340,7	0,58	381,6	340,7	464,0	363,9	14	0,7	240,635	3.294.426	102,4	285,2	5.704,63
363,9	0,59	404,8	363,9	473,3	387,6	15	0,75	245,421	3.539.846	111,1	286,0	5.720,96
387,6	0,61	428,4	387,6	482,7	411,7	16	0,8	250,301	3.790.147	120,1	287,1	5.742,65
411,7	0,62	452,6	411,7	492,3	436,3	17	0,85	255,279	4.045.426	129,2	290,0	5.768,88
436,3	0,63	477,2	436,3	502,1	461,4	18	0,9	260,355	4.305.781	138,5	290,0	5.799,03
461,4	0,64	502,3	461,4	512,0	487,0	19	0,95	265,533	4.571.314	147,9	291,6	5.832,62

Este equipo trabaja 75 minutos por 12 horas al día.

CONDENSADOR DE DESTILACIÓN

Fluido Frío : lado de la coraza		
Área de flujo (as)	2,18	ft ²
Flujo másico de agua (W)	1.504,57	lb/h
Masa velocidad (Gs)	691,27	lb/(h.ft ²)
Diámetro equivalente (de)	0,11	ft
Temperatura media Tm	329,05	°F
Cp a Tm	1,02	Btu/lb.°F
U a Tm	0,42	lb/(h.ft)
Reynolds en la carcasa	184,18	
Conductividad térmica k	0,40	Btu/(h.ft.°F)
Coefficiente de transferencia de calor fluido exterior ho	23,22	Btu/h.ft ² °F

Fluido Caliente: lado de los tubos		
Área de flujo (at)	2,81	ft ²
Flujo másico de A.F (W)	6.613,87	lb/h
Masa velocidad (Gt)	2357,10	lb/(h.ft ²)
Temperatura media Tm	419	°F
Cp a Tm	0,41	Btu/(lb°F)
U a Tm	0,08	lb/(ft.h)
Reynolds en los tubos	3320,56	
Conductividad térmica k	0,04	Btu/h.ft.°F
Número de Prandtl	0,76	
Coefficiente de transferencia de calor fluido interior hi	5,26	Btu/h.ft ² °F

Coefficiente global de transferencia de calor Uc	4,21	Btu/(h.ft ² °F)
Calor requerido	1.466.319	Btu/h
Delta T	72,57	°F
At	4.796,99	ft ²

ANEXO E. COSTOS DE PRODUCCIÓN DE VAPOR, DE EQUIPOS, MANTENIMIENTO E INSTALACIÓN

Costo de Producción de Vapor	
Calor latente del agua (λ)	1920,5 kJ/kg
Poder calorífico del gas natural (PC)	2,8674E-5 m ³ /kJ
Precio del gas natural	430 \$/m ³
Eficiencia de la caldera	0,76
Horas trabajadas /día	24 h
Días trabajados en la planta/ año	250 dia/año
TOTAL	107.978 \$.h/kg.año

Costo de Agua	
Volumen específico	0,001 m ³ /kg
Precio del agua tratada	2000 \$/m ³
Recuperación de agua en la planta por retorno de condensados	0,3
Horas trabajadas /día	24 h
Días trabajados en la planta/ año	250 dia/año
TOTAL	3600 \$.h/kg.año

Costo de Instalación de Equipos	
Costo mano de obra	\$40.000.000
Tuberías y accesorios	\$80.000.000
Labor de supervisión	\$5.000.000
TOTAL	\$163.000.000

Costo de Mantenimiento de Equipos	
Contrato de mantenimiento	\$6.500.000
Materiales	\$2.000.000
Labor de supervisión	\$940.000
No de mantenimientos al año	2
TOTAL	\$18.880.000

ESPECIFICACIÓN DEL EQUIPO

Característica	Valor	
Tipo	BES	
Pasos por los tubos	2	
Pasos por la carcaza	1	
Banco de Tubos		
Material	Acero al carbón	
Longitud activa del tubo	2,4 m	8 ft
Diámetro nominal	$\frac{3}{4}$ "	
Diámetro interno del tubo (di)	21 mm	0,824 in
Diámetro externo del tubo (do)	26,7 m	1,05 in
Cédula	40	
Arreglo de tubos	Triangular	

ANEXO F. ANÁLISIS ECONOMICO

Tasa de Oportunidad Carboquímica S.A. : 15%

AÑO	AGUA AHORRADA	VAPOR AHORRADO	VAPOR AHORRADO CALENTAMIENTO DE LINEAS	AHORRO TOTAL	MANTENIMIENTO DE EQUIPOS	FLUJO DE INGRESOS	VPN	TIR
0						-1,060,277,235		
2,006	5,663,320	160,755,811.00	115,000,000	281,419,131	18,880,000	262,539,131	-831,982,339	
2,007	5,896,649	167,378,950.41	119,738,000	293,013,599	19,657,856	273,355,743	-625,286,125	-0.3536
2,008	6,139,591	174,274,963.17	124,671,206	305,085,759	20,467,760	284,618,000	-438,145,170	-0.1166
2,009	6,392,542	181,455,091.65	129,807,659	317,655,293	21,311,031	296,344,261	-268,709,376	0.0207
2,010	6,655,915	188,931,041.43	135,155,735	330,742,691	22,189,046	308,553,645	-115,303,683	0.1043
2,011	6,930,138	196,715,000.34	140,724,151	344,369,290	23,103,235	321,266,055	23,588,499	0.1579
2,012	7,215,660	204,819,658.35	146,521,986	358,557,304	24,055,088	334,502,217	149,340,272	0.1937
2,013	7,512,945	213,258,228.27	152,558,692	373,329,865	25,046,157	348,283,708	263,194,834	0.2184
2,014	7,822,478	222,044,467.28	158,844,110	388,711,056	26,078,059	362,632,997	366,277,764	0.2359
2,015	8,144,765	231,192,699.33	165,388,487	404,725,951	27,152,475	377,573,476	459,608,153	0.2485

VPN = \$ 459.608.153

TIR = 25%