

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y TEXTIL



**"MEJORA DE LA EFICIENCIA ENERGETICA EN UNA PLANTA
OLEAGINOSA"**

T E S I S

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO QUIMICO

PRESENTADO POR:

QUETVER LEANDRO JARA QUEZADA

LIMA – PERU

2005

DEDICATORIA

Primeramente agradezco el apoyo y cariño de mis padres por su esfuerzo y paciencia para lograr mi meta. De la misma manera para mi alma mater Universidad Nacional de Ingeniería por haberme enseñado y formado en las exigencias del perfil profesional.

A mis profesores por su entrega y dedicación, así como a todo el personal administrativo y técnico de la facultad.

En especial agradecimiento a mi profesor Ing. Jose Huapaya Barrientos, por su pedagogía y entrega total hacia el alumno ofreciendo su confianza, amistad, y sobre todo el saber escuchar y dar sabios consejos.

A todos los que me permitieron realizarles las consultas y asesoría para el desarrollo del estudio.

RESUMEN

El trabajo ha sido desarrollado en una planta procesadora de aceite comestible y derivados. Se hizo una evaluación de las condiciones operativas de las diversas unidades o áreas: Proceso de deodorizado, unidad generadora de vapor, líneas de distribución de vapor y condensado, aislamiento térmico, cambio de combustible, y otros.

En el área de deodorizado se encontraron las siguientes deficiencias: se trabajaba en condiciones operativas (alimentación de vapor a 175 PSI) no recomendadas por el fabricante para el sistema de vacío con eyectores, líneas de distribución de vapor y condensado mal diseñadas, fugas de vapor, desperdicio de condensado.

Proponiéndose las siguientes mejoras: mejora en las líneas de distribución de vapor y condensado, alimentación de vapor al sistema de vacío según condiciones de diseño (117 PSI), recuperación de condensado, vapor seco, líneas de vapor, agua, condensado exento de fugas. De tal forma que se llegue a las condiciones óptimas de operación. Las cuales han determinado un ahorro de \$ 320 938 anual.

En la Unidad generadora de vapor se encontraron las siguientes deficiencias: eficiencia de la caldera 80%, temperatura de los gases elevado, mala regulación sistema aire/combustible, parámetros de sólidos totales disueltos elevados, no existencia de sistema flash, sobre dimensionamiento de trampas de vapor, líneas de vapor y condensado sin aislamiento térmico, mal control de las condiciones operativas y programas de mantenimiento.

Luego de una evaluación técnica económica, se realizó las siguientes mejoras: Instalación de un economizador

aumentando la eficiencia a 85.05% y bajando la temperatura de los gases, regulación óptima de la mezcla aire/combustible para una reacción completa del combustible, regulación óptima en las purgas de fondo y superficie llegando a los parámetros recomendados, instalación e implementación del sistema flash, dimensionamiento técnico de trampas, aislamiento térmico, implementación de programas de mantenimiento, mejora en el control de las variables operativas. Estas mejoras determinaron ahorros significativos en la unidad generadora de vapor produciéndose ahorros económicos anuales de \$ 295 121.

De igual forma se han cambiado el sistema de mantenimiento correctivo por un sistema de mantenimiento preventivo con miras a un mantenimiento predictivo. Se diseñó un nuevo formato para seguir el control de las condiciones operativas de la unidad generadora de vapor.

En la pag 96 se establece un ahorro por cambio de combustible en \$ 328 140 anuales.

En los cuadros N° 4 y 5 de la Pág. 97 se tiene un ahorro de combustible por mejora en la Unidad generadora de vapor y el área de deodorizado por un monto de \$ 616 059 anuales.

En los cuadros N° 6, 7, 8 de las paginas 98 y 99, se han hecho los cálculos de las mejoras en función del costo de vapor sin optimizar y optimizado en dólares por tonelada de vapor.

La inversión para mejorar la eficiencia en la unidad generadora de vapor y líneas de vapor y condensado se requieren inversiones y evaluación de rentabilidad. En las paginas 101 al 103 se establece un resumen de la evaluación económica encontrándose una rentabilidad (TIR) del 198%.

A fin de hacer comparaciones típicas con simulaciones de las condiciones operativas, se utilizó el software CHEMCAD para cálculos de balance de masa y energía, y el Superpro Designer

para la evaluación económica, cuyos resultados concuerdan satisfactoriamente con los valores reales efectuados en las unidades analizadas.

Se ha simulado las condiciones operativas sin mejoras y con mejoras de proceso. Esta información está indicada entre las páginas 104 al 135. Los resultados concuerdan satisfactoriamente con los valores reales efectuados en las unidades analizadas.

De la evaluación de las mejoras de rendimiento en la unidad generadora y deodorizado, se ha reducido las emisiones de CO₂ a la atmósfera equivalente a 4696 toneladas métricas anuales, contribuyendo de esta forma con la mejora ambiental.

La tesis culmina con un número de conclusiones, una bibliografía actualizada y una apéndice donde se presenta un conjunto de datos y propiedades de materiales que son útiles para los cálculos en el presente trabajo.

MEJORA DE LA EFICIENCIA ENERGETICA EN UNA PLANTA OLEAGINOSA

I. INTRODUCCION

II. PRINCIPIOS BASICOS

- 2.1 Componentes de una planta oleaginosa
- 2.2 Componentes de una unidad generadora de vapor
- 2.3 Clasificación y tipos de generadores de vapor
- 2.4 Control de funcionamientos de calderas
- 2.5 Eficiencia térmica
- 2.6 Eficiencia de combustión
- 2.7 Eficiencia total del generador
- 2.8 Accesorios de control y seguridad de la caldera
- 2.9 Trampas de vapor
- 2.10 Válvula reductora de presión
- 2.11 Tratamiento de agua para unidad generadora de vapor
- 2.12 Combustibles para generadores de vapor

III. PROCESO PRODUCTIVO EN UNA PLANTA OLEAGINOSA

- 3.1 Refinería
- 3.2 Hidrogenación
- 3.3 Fraccionamiento
- 3.4 Deodorizado

IV. PROGRAMA DE EFICIENCIA ENERGETICA

4.1 UNIDAD GENERADORA DE VAPOR

- 4.1.1 Mejora de la eficiencia térmica
- 4.1.2 Mejora de la eficiencia térmica acondicionando un economizador
- 4.1.3 Mejora de la temperatura de gases
- 4.1.4 Mejora en el sistema de mezcla, aire / combustible
- 4.1.5 Mejora en las purgas de fondo
- 4.1.6 Mejoras en los sistemas de los tanques flash

- 4.1.7 Mejora en el sistema de aislamiento térmico
- 4.1.8 Mejora en las trampas de vapor
- 4.1.9 Mejora en los programas de mantenimiento
- 4.1.10 Mejoras en el mantenimiento de los quemadores
- 4.1.11 Mejora en las condiciones operativas de la caldera.

4.2 DEODORIZADO

- 4.2.1 Condiciones optimas de operación en los eyectores de vacío
- 4.2.2 Consumo de vapor en los eyectores.
- 4.2.3 Fugas de vapor
- 4.2.4 Recuperación de condensados
- 4.2.5 Mejora de proceso
- 4.2.6 Mejora del consumo de vapor en los eyectores
- 4.2.7 Retorno de condensados a la unidad generadora.

V. DIAGRAMAS DE LA UNIDAD GENERADORA DE VAPOR

- 5.1 Unidad generadora sin optimizar
- 5.2 Unidad generadora optimizada (condiciones actuales)
- 5.3 Diagrama de flujo sin optimizar
- 5.4 Diagrama de flujo optimizada
- 5.5 Diagrama de flujo optimizada con mayor retorno de condensado

VI. INGENIERIA ECONOMICA

- 6.1 Ahorro económico por cambio de combustible
- 6.2 Ahorro de combustible por mejoras de proceso.
- 6.3 Evaluación económica en experiencias reales de la unidad generadora de vapor.
 - 6.3.1 Costo de la generación de vapor
 - 6.3.2 Evaluación de la rentabilidad
- 6.4 Resultados de simulación con el software chemcad.

VII. IMPACTO AMBIENTAL

VIII. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

8.1 Conclusiones

8.2 Recomendaciones

IX. BIBLIOGRAFIA

X. APENDICE

I. INTRODUCCIÓN

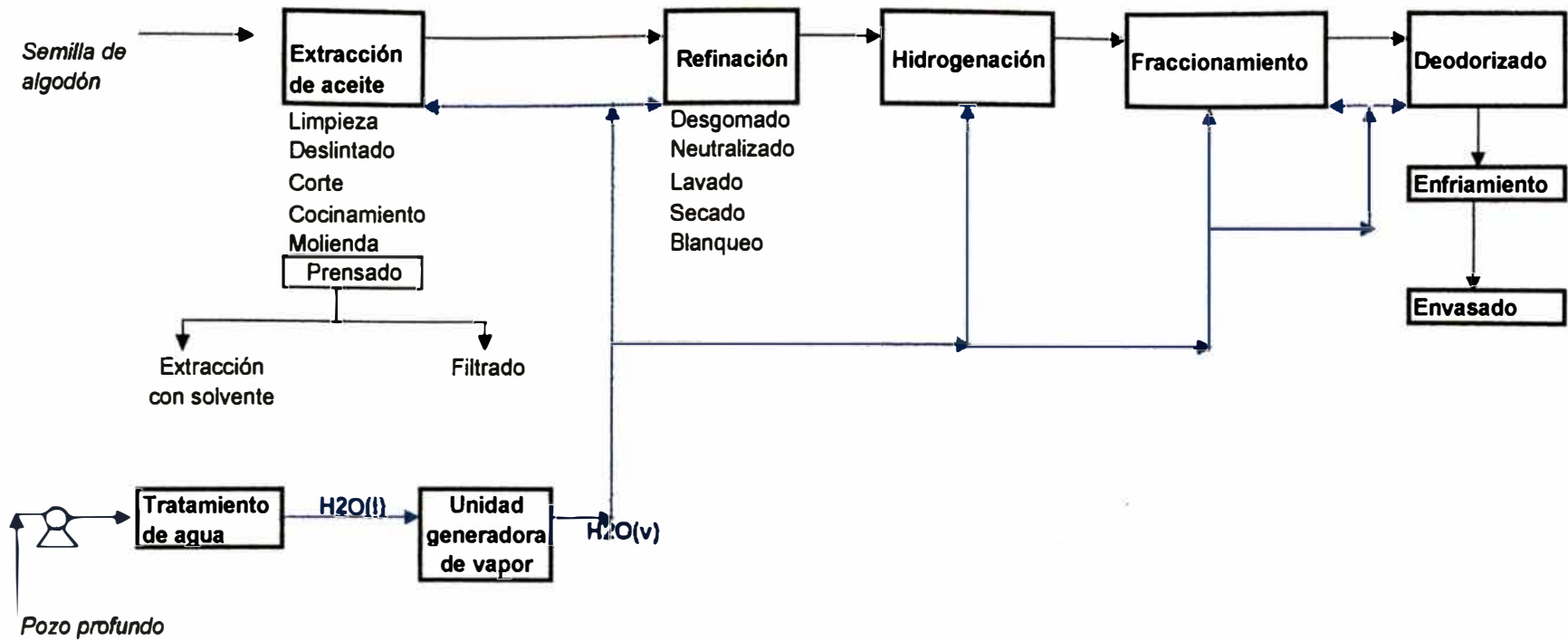
Es una realidad que dentro una economía globalizada la competitividad productiva de un país es uno de los parámetros que debemos mejorar. La Industria de los aceites y grasas (oleaginosa), constituye un sector muy dinámico y de alta competencia con el mercado internacional. Esta exigencia determina el uso óptimo de la energía, vapor, agua y otros insumos que influyen directamente en los costos de fabricación de los productos que se ofrecen en el mercado, teniendo la ventaja adicional de preservar el medio ambiente.

El presente trabajo está dirigido a optimizar el consumo de vapor en el proceso de deodorizado, reducción de combustible, cambio de combustible, mejora de algunos componentes del sistema de vapor y condensado, recuperación de condensado y la unidad generadora de vapor que consiste en: instalación de un economizador, sistema de recuperación por flasheo, aislamiento térmico, programas de mantenimiento y condiciones operativas. Los cuales contribuyen a elevar la eficiencia y reducir los costos operativos.

Toda la información ha sido obtenida en condiciones reales, de una empresa líder del sector alimenticio, habiéndose utilizado los cálculos de ingeniería convencional y se han comparado con los datos obtenidos mediante el uso del software CHEMCAD y SUPERPRO DESIGNER, cuyos resultados son muy próximos a los cálculos previstos.

Las mejoras propuestas se han implementado, lo cual ha permitido un ahorro anual de \$ 944 199. De esta forma se contribuye con la productividad empresarial y la competitividad a nivel internacional. Así mismo se va mejorando el impacto ambiental al reducir emisiones contaminantes a la atmósfera.

Diagrama N° 1
Componentes de una planta oleaginosa



II. PRINCIPIOS BÁSICOS

2.1 Componentes de una planta oleaginosa

Los componentes básicos de una planta generadora de aceites comestibles a partir de la semilla de algodón son:

Sección de extracción de aceites, sección de refinación, sección de envasado, sección de tratamiento de agua y la planta generadora de vapor.

En la sección de extracción se realizan las etapas de limpieza, deslizado, corte, cocinamiento, molienda y prensado.

En la sección de refinación se realizan las etapas de desgomado, neutralizado, lavado, secado, blanqueo, hidrogenación, fraccionamiento, deodorizado, enfriamiento y almacenamiento.

En la sección de envasado se realizan los envasados diversos que se ofrecen en el mercado nacional e internacional.

La sección de tratamiento de agua se encarga de la extracción y purificación del agua que se utilizará en la producción de vapor de agua a presión alta. La planta generadora de vapor utiliza calderos acuotubulares que producen vapor saturado y sobre calentado para la diversas etapas del proceso. En el diagrama siguiente se muestran la secuencia de las etapas y el uso del vapor.

2.2 Componentes de una unidad generadora de vapor

-Caldera o generador de vapor

-Economizador

-Desareador

-Tanque flash

- Ablandadores de agua y desionizadores de agua
- Tanques de combustible
- Intercambiadores de calor
- Sistema de control manual e instrumental
- Válvulas
- Bombas
- Tableros eléctricos
- Sistema de aire comprimido.

2.3. Clasificación y tipos de generadores de vapor

a. Por presión de trabajo

	Rango	Tipo de vapor	Flujo de Vapor	
Baja presión	0 – 125 Psi.	Saturado	15000	Lb/h
Media presión	125 – 750 Psi.	Saturado - sobre calentado	25000 – 55000	Lb/h
Alta presión	> 750 Psi.	Sobre calentado	> 55000	Lb/h

b. Por movimiento de los fluidos (gases o líquidos)

Generador Piro-tubular.- Es aquel caldero que tiene un horno u hogar donde se quema el combustible y produce el calor por radiación, este se absorbe en las paredes del mismo horno, y el calor por convección es transportado por los gases producidos en el horno a los tubos del caldero y al calentarse estos, se transmiten el calor al agua produciendo la vaporización.

Tipos:

- De acuerdo al número de pasos:

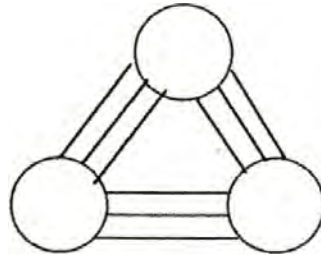
Dos pasos

Tres pasos

Cuatro pasos

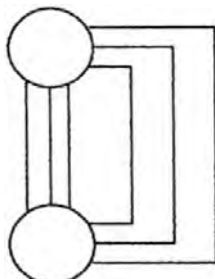
Generador acuotubular.- El agua circula a través de los tubos en la que se genera vapor y los gases de la combustión se encuentran fuera de estos, el agua es bombeada hacia el domo de vapor. El agua es subenfriada a la salida de la bomba y en el domo de vapor se mezcla con una mezcla de agua y vapor.

TIPO A: de tres domos:



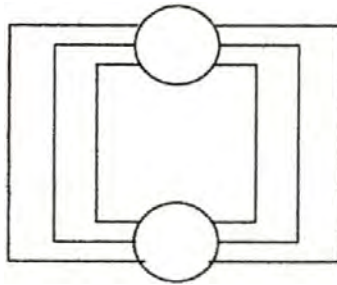
Son normalmente construidos en una unidad compacta permite una buena separación de líquido y vapor.

TIPO D: de dos domos



Utilizan menos altura y permite una mayor flexibilidad en la demanda de vapor.

TIPO O: de dos domos



Normalmente tiene mayor transferencia de calor con cierta dificultad en el mantenimiento de tubos.

2.4 Control de funcionamiento de calderas

Para que una caldera opere correctamente se lleva un control riguroso de todas las variables y a la vez un monitoreo por turno de trabajo.

El operador debe familiarizarse con todas las funciones individuales de los controles existentes entre ellos son:

- Revisión de la Foto celda
- Soplador de hollín
- Purga de fondo
- Limpieza de la boquilla del quemador
- Limpieza del filtro de petróleo
- Limpieza de la malla de entrada de aire al ventilador
- Control de las bombas
- Verificación de la llama, gases de combustión,

relación aire/combustible

- Regeneración de las resinas de los ablandadores y desionizadores.
- Adición de productos químicos para la caldera y para el petróleo.
- Purga de los filtros de aire.
- Verificación de las trampas de vapor
- Limpieza de la planta de vapor
- Llenado del reporte dentro de la planta de vapor
- Realizar el programa de mantenimiento diario, mensual, semestral, anual.

2.5 Eficiencia térmica

Es la relación de energía útil absorbida por el fluido térmico (para este caso vapor saturado) entre la energía química contenida en el combustible.

Método Directo

$$E = \frac{Q_u}{Q_f}$$

$$E = mg(h_s - h_w)/F \times PCI$$

E = Eficiencia térmica

η = Eficiencia total del generador

Q_u = Energía útil absorbida por el fluido o calor del vapor generado (Kj).

Q_f = Energía química del combustible o calor de Combustible (Kj).

m_g = Flujo de vapor saturado (kg/h)

F = Consumo de combustible (kg/h).

h_s = Entalpía de vapor saturado (kj/kg)

PCI= Poder calorífico inferior del combustible (kj/kg).

PCS= Poder Calorífico superior del combustible (kj/kg).

h_w = Entalpía de agua de alimentación (kj/kg).

Método Indirecto

$$E = 100 - (\% P_g + \% P_i + \% P_R + \% P_P)$$

P_g = pérdida de calor por gases se chimenea (%)

P_i = pérdida de calor por inquemados (%)

P_R = pérdida de calor por radiación (%)

P_P = pérdida de calor por purga (%)

$$P_g = \frac{M_g \times C_g \times (T_g)}{F \times PCI} \times 100$$

$$P_i = P_{CO} + P_{H_2}$$

$$P_{CO} = \frac{12644}{F \times PCI} \times 100 \times M_g$$

M_g = Flujo gases de chimenea (m³/h)

T_g = Temperatura de gases que sale de chimenea (°C)

T_a = Temperatura del medio externo (°C)

C_g = Calor específico de los gases(Kj/Kg°C)

Donde:

12644 = Poder calorífico del CO (kj/kg)

CO = % concentración volumétrica del CO en los gases seco de la chimenea.

P_{CO} = Pérdida de calor por la formación de CO

P_{H_2} = Perdida de calor por la forma de H₂

$P_{H_2} = 0.87 \times P_{CO}$

0.87 = Relación entre los poderes caloríficos por m³ de H₂ y de CO

$$P_p = \frac{M_p \times C_w \times (T_s - T_a)}{F \times PCI} \times 100$$

M_p = Caudal de purga (Kg/h)

C_w = Calor específico del líquido en la caldera
Kj/Kg°C

T_s = Temperatura del líquido saturado en la caldera °C

También puede medirse de la siguiente manera:

$$P_p = \frac{S D_w}{SD - SD_w} \times W$$

SD_w = Sólidos totales disueltos en el agua que se alimentan (PPM)

SD = Sólidos totales disueltos en el interior de la caldera (PPM)

W = Caudal de Agua de alimentación (Kg/h).

La eficiencia térmica del generador que utiliza distintos combustibles debe corresponder con las especificaciones del fabricante.

Combustible	%Eficiencia recomendada
Carbón	75-78
Petróleo residual	80-85
Petróleo Diesel	80-85
Gas natural	80-85

Referencia: Manual de eficiencia energética de calderas industriales
(Instituto de investigación tecnología industrial y de normas técnicas)

2.6 Eficiencia de Combustión

La eficiencia de combustión es una medida que nos indica cuando la energía química contenida en el combustible ha sido liberada en forma de calor durante el proceso de combustión.

Combustión completa : Cuando se realiza sin la producción de inquemados siendo óptima. Se realiza con el menor exceso de aire de combustión posible, este exceso de aire determina dos aspectos importante en el proceso.

Disminución de la temperatura máxima posible en la zona de combustión. Debido a la mayor cantidad de gases.

- Variación en la concentración de óxidos formados con respecto al nitrógeno. Estos dos efectos determinan una disminución de la eficiencia.

Combustión incompleta: Es aquella combustión que por defecto de oxígeno y las condiciones operativas, no realiza una combustión completa. Experimentalmente se produce CO y hollín.

Exceso de aire: Se expresa en porcentaje, restándole el aire teórico estequiométrico que es considerado como 100%.Ejemplo:si

una cantidad de aire de combustión con 150% respecto al estequiométrico, tendrá un exceso de aire del 50%. En la práctica se llama el índice de exceso de aire (n) para este caso $n = 1.5$.

Combustión estequiometrica: Se consigue mezclando y quemando las cantidades exactamente requeridos de combustible y oxígeno, los cuales reaccionan en forma completa y perfecta.

2.7 Eficiencia total del generador

La eficiencia total de un generador de vapor es la relación entre el calor transmitido por la energía suministrada en forma de combustión.

$$\eta = \frac{\sum \text{calor absorbido en la caldera}}{F \times \text{PCS}}$$

F = Flujo de combustible (Kg / h)

PCS = Poder calorífico superior (Kj / Kg)

2.8 Accesorios de Control y Seguridad de la Caldera

Los calderos de vapor se utilizan en la mayoría de las industrias debido a que sus procesos emplean vapor. La caldera se caracteriza por una capacidad nominal de producción de vapor a una presión especificada y con una capacidad adicional de caudal en horas punta de consumo. A la caldera se le exige mantener una presión de trabajo constante por la gran diversidad de caudales de consumo por tanto debe ser capaz de:

-Aportar una energía calorífica suficiente en la combustión de fuel – oil ó gas con el aire necesario.

-Garantizar una llama segura en la combustión.

-Sistema seguro en la puesta en marcha, en la operación y en el control de la caldera.

-Desde el punto de vista de seguridad, el nivel debe ser controlado y mantenido dentro de los límites de seguridad.

-El funcionamiento de la caldera debe ser optimizado para lograr una rentabilidad y economía adecuada.

Para obtener y llegar a un eficiencia energética ideal en una planta de vapor, se debe tener mayor énfasis en el generador de vapor y las líneas de distribución ya que es absolutamente necesario controlar y mantener constantes algunas magnitudes, tales como presión, caudal, nivel, temperatura, Ph, conductividad, etc. Los instrumentos de medición y control permiten el mantenimiento y la relación de estas constantes en condiciones idóneas superando la acción manual del operador.

El operador puede llevar un control manual utilizando solo instrumentos simples, manómetros, termómetros, válvulas manuales, etc. La automatización de los instrumentos de medición y control liberan al operario de su función de actuación física directa en la planta, permitiéndole una supervisión y vigilancia del proceso desde los centros de control situados en la propia sala de la planta de vapor.

El sistema de control que permite este mantenimiento de las variables mencionadas, se define como aquel

que compara el valor de la variable o condición a controlar con la desviación existente y toma una acción de corrección de acuerdo con la desviación programada.

Clases de instrumentos

Los instrumentos de medición y de control son relativamente complejos y su función puede comprender, desde indicadores, controladores y controladores registradores.

Instrumentos ciegos.- Considerados aquellos que no tienen indicación visible de la variable.

Presostatos (interruptor de presión)

Termostatos (interruptor de temperatura)

Transmisiones de caudal

Transmisiones de presión

Transmisiones de nivel

Instrumentos indicadores.- Disponen de un indicador y de una escala graduada en la que se puede leer el valor de la variable.

Manómetros

Termómetros

Amperímetros

Instrumentos registradores.- Registran con trazo continuo ó puntos la variable, puede ser circulares o de gráficos rectangular o alargado según sea la forma de gráfico.

Elementos primarios de medición.- Esta en contacto con la variable y utilizan o absorben energía del medio controlado para

dar al sistema de medición una indicación en respuesta a la variación de la variable controlada.

El efecto producido por el elemento primario puede ser un cambio de presión, fuerza, posición y medición eléctrica por ejemplo: termómetros de contacto (bulbo y capilar), termocuplas, pirómetros, placas de orificio.

Transmisores.- Captan la variable de proceso a través del elemento primario y la transmiten a distancia en forma de señal neumática de un margen de 3 –15 PSI ó eléctrica de 4 – 20 mA de corriente continua.

Transductores.- Reciben una señal de entrada que es función de una o más cantidades físicas y la convierten modificada o no, a una señal de salida. Son transductores un relé, un elemento primario, un transmisor, un convertidor PP/I (presión de proceso a intensidad) un convertidor PP/P (presión de proceso en señal neumática).




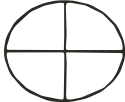
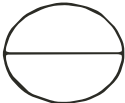
Convertidores.- Son aparatos que reciben una señal de entrada neumática (3 – 15 PSI) o eléctrica (4 – 20mA) procedente de un instrumento y después de modificarla envían la resultante en señal de salida estándar.

Controladores.- Compara la variable controlada (presión, nivel, temperatura) con un valor deseado y ejercen una acción correctiva de acuerdo con la desviación. La variable controlada lo pueden recibir directamente como controladores locales o bien indirectamente en forma de señal neumática electrónica ó digital procedente de un transmisor.

Elemento final de control.- Recibe la señal del controlador y modifica el flujo (caudal) ó agente de control neumático; el elemento suele ser una válvula neumática que efectúa una

carrera completa de 3 a 15 PSI. En el control Eléctrico, las válvulas son accionadas a través de un convertidor de intensidad / presión (I/P) que convierte la señal eléctrica de 4 a 20 mA o digital a neumática 3-15 PSI. En el control eléctrico el elemento suele ser una válvula motorizada que efectúa una carrera completa accionada por un posicionador eléctrico.

Simbología

		Primera letra	Segunda ó tercera letra
Tubería		F = flujo	C = Control
Línea		L = Nivel	I = Indicador
Conexiones eléctricas		P = Presión	R = Registrador
		T = temperatura	S = Seguridad
			G = Vidrio
Transmisor			
Instrumento panel	en 		

Control de combustión

La regulación de la combustión se basa en mantener la presión de vapor constante en la caldera. El controlador de la presión de vapor se ajusta la válvula de control de combustible. La señal que viene del caudal de aire es modificada por un relé de relación (a/c) para ajustar la relación entre el aire y el combustible y es transmitida a un controlador que la compara con la señal de caudal de combustible.

Tipo de control: Presión de vapor – caudal fuel / caudal vapor – caudal aire / analizador de gases.

Se caracteriza por mantener con mayor seguridad la relación correcta aire/combustible el controlador de presión de vapor. Este sistema es el más seguro contra la causa principal en calderas especialmente en tipo acuotubulares que es el riesgo de explosión, que se presenta ante un fallo de aire de combustión eliminando la formación de una mezcla explosiva.

También esta relacionado con los análisis de gases de combustión, que da una señal al controlador de flujo de aire para regular la cantidad de aire y combustible.

Control de nivel

El sistema de control de agua de alimentación se realiza de acuerdo con la capacidad de producción de la caldera.

Tabla N° 1

Tipos de controladores de nivel de agua

Variable	Variables	Capacidad de la caldera (kg/h)		
Un elemento	Nivel de agua.	< 6000 cargas irregulares	6000 – 15000 pequeño cambio de carga	> 15000 carga regulada
Dos elementos	Nivel de agua. Caudal de vapor.	Carga irregulares con grandes fluctuacion es	Cambios de carga moderada	Cambios lentos de carga moderada
Tres elementos	Nivel de agua. Caudal de vapor. Caudal alimentación de agua.	Nivel controlado	Nivel controlado	> 20 000

La regulación de tres elementos eliminan el fenómeno de oscilación del nivel de agua que se produce cuando la demanda de vapor crece o disminuye rápidamente.

Cuando la demanda de vapor aumenta bruscamente, la presión baja, con lo que se produce una vaporización rápida donde se produce burbujas de agua lo que da lugar al aumento aparente de nivel de la caldera y arrastre de vapor húmedo a la red de vapor.

Las tres variables que interviene en el sistema son:

- Caudal de vapor
- Caudal de alimentación de agua
- Nivel de agua

Control de llama o Programador

El elemento detector utiliza una foto celda ultra violeta debido a la gran seguridad que ofrece. El relé de llama conectado al detector puede realizar muchas funciones desde la más sencilla alarma y en las calderas realiza la siguiente secuencia:

- Prebarrido: Es decir limpieza de los gases que se acumularon en la última combustión.
- Encendido de la llama piloto
- Encendido de la llama principal
- Paro de la instalación según la secuencia en el que interviene los elementos: falla de llama, presostato de baja presión de combustible, alarma de nivel de la caldera, etc.
- Postbarrido: Es la fase donde el programador realiza una operación de entrada continua de aire con la finalidad de eliminar los gases acumulados luego de una parada de la caldera.

En el caso de un proceso continuo las calderas deben trabajar sin paradas en periodos prolongados aumenta el riesgo de incidencias entre el fallo del sistema de seguridad y la presencia de cantidades de combustible sin quemar.

El detector ultra violeta permite auto comprobar cada segundo el circuito electrónico del sistema de llama. Este se consigue mediante una placa que corta periódicamente la radiación de la llama hacia el detector en el cual se auto comprueba el circuito. Cualquier falla detectada hace parar la instalación.

Otros accesorios de Seguridad de la Caldera

- Válvula de seguridad
- Válvulas de alivio
- Válvulas de corte
- Relay térmico
- Gabinetes contra incendio
- Gabinetes de equipo de protección
- Sopladores de hollín
- Tapas de inspección
- Válvula de extracción o purga de fondo
- Válvula de extracción o purga de superficie(continua)

2.9 Trampas de Vapor

La diferencia de temperatura entre el vapor por las paredes metálicas son mayor en el periodo inicial de calentamiento de lo que será posteriormente. Sabemos que la mayor velocidad de transferencia de calor se da cuando la diferencia de temperatura es mayor y por esta razón se produce el máximo consumo de vapor durante los arranques, a medida que el sistema se calienta, la gradual disminución de diferencia de temperatura lleva consigo una

disminución en la velocidad de formación de condensado hasta que se alcanza un valor estable.

Los dos valores de cantidad de condensado formado se conocen como “carga de arranque y carga de régimen”. Por lo tanto se requiere algún dispositivo que descargue el condensado formado sin permitir el escape de vapor, siendo la única respuesta al problema usar una válvula automática que sea capaz de detectar la diferencia entre el vapor y el condensado. Esta válvula se conoce con el nombre de “trampa de vapor”.

Funciones

- Descargar el condensado sin permitir que escape vapor vivo.
- Eliminar gases no condensables (aire)
- Venteo de aire
- Mejora la eficiencia en la transmisión de calor en los equipos consumidores de vapor.

Aplicaciones

- Intercambiadores de calor
- Chaquetas de calentamiento
- Secador de vapor
- Separadores de condensado
- Al Final de las líneas / drenaje de líneas
- Línea tracer
- En general, en todos los equipos que trabaja con vapor habrá condensado, y por tanto tendrán trampas de vapor.

Tabla N° 2
Clasificación de las trampas de vapor

Clasificación	- Trampas termostáticas - Trampas Termodinámicas - Trampas mecánicas	
	Principio de Funcionamiento	Tipos
Trampas Termostáticas	Identifica el vapor y el condensado mediante la diferencia de temperatura la cual opera sobre un elemento termostático. El condensado debe enfriarse por debajo de la temperatura de vapor antes de ser eliminado.	-Expansión líquida -Expansión metálica -Presión balanceada - Bimetálico
Trampas termodinámicas	Se basa por la diferencia de velocidad(entalpía) entre el vapor y el condensado, esta diferencia de energía permite desplazar un disco que obstruye la salida de vapor.	- Con filtro - Sin filtro
Trampas mecánicas	Operan mecánicamente por la diferencia de densidad entre el vapor y el condensado. El movimiento de un flotador o de un balde actúa sobre la válvula de salida	-Flotador libre - Flotador y palanca -Flotador con eliminador termostático de aire

2.10 Válvula reductora de presión

Son válvulas que reducen la presión de vapor que utiliza, si esta presión es inferior a la producción del sistema y por la seguridad necesaria. La mayor parte de calderas están diseñadas para producir vapor a presión alta y no es conveniente trabajar a presiones menores por la disminución de eficiencia y por los arrastres de agua que pueden existir. Por esta razón es mejor generar vapor a alta presión e instalar

válvulas reductoras de presión antes de los equipos que los requiere de acuerdo a su especificación.

Tipos

- **Acción directa:** *Son aquellas válvulas que tienen una acción manual. Son instaladas en circuitos de flujos limitados.*
- **Con piloto:** *Son aquellas válvulas que tiene una acción automática, para ser regulado mediante compensación a través de un piloto que utiliza un circuito eléctrico ó vapor.*

2.11 Tratamiento de agua para Unidad Generadora de Vapor

El tratamiento de agua para la generación de vapor es una de las ramas más elaboradas de la química. Es importante por el aumento de la eficiencia del generador y de los equipos que usan vapor dentro de los procesos industriales.

El tratamiento químico interno consiste en el agregado de compuestos químicos al agua del generador, con el objeto de evitar los problemas que se pueden presentar debido a las impurezas y calidad del agua usada.

Los problemas mas frecuentes que se presentan en los generadores de vapor en relación con el agua son:

Tabla N° 3
Problemas mas comunes que generan una mala calidad de
agua en la caldera

Problemas	Principio	Presencia	Causa
Incrustaciones Depósitos	Formado de depósitos de sales de calcio y magnesio	Agua alimentada en pequeñas trazas de dureza y sílice fuera de los controles permisibles.	Sobrecalentamiento de los tubos ocasiona la corrosión, destrucción del equipo y pérdidas por paradas prolongadas.
Corrosión	Proceso por el cual se destruye el acero que está fabricado la caldera por oxidación del mismo	De oxígeno disuelto y de anhídrido carbónico que ingresa al sistema con el agua.	Destrucción de los tubos y líneas de vapor y condensado.
Arrastre	Proporción de agua líquida que sale del generador con el vapor	Concentración de sólidos disueltos y contaminación del agua con aceites o sustancias orgánicas.	Obstrucción de los tubos y pérdida de eficiencia de los equipos.

Objetivos del tratamiento químico interno

1. Formación de complejos solubles de calcio y magnesio que ingresa con el agua.
2. Acondicionar los lodos formados dándoles características no adherentes de forma que deben dispersarse en el agua. Luego son eliminados posteriormente mediante purgas..
3. Ajustar las condiciones químicas del agua como alcalinidad, PH, para controlar la corrosión.
4. Controlar la corrosión a base de secuestrantes del oxígeno residual y el uso de aminas para controlar la corrosión por acidez en la caldera y el retorno de condensado.

5. Obtener un vapor seco y sin arrastre.
6. Reducción del arrastre que se produce por alta salinidad.
7. Mantener el generador de vapor y los equipos en buenas condiciones, consiguiendo una operación eficiente y económica..

2.12 Combustibles para generadores de Vapor

Los combustibles derivados del petróleo para plantas de vapor existen en el mercado de varios tipos, clasificándose de acuerdo a las propiedades físico químicas, composición química y estado físico.

Cuadro N° 1

Características de los principales combustibles derivados del petróleo, usado en calderas

Combustible	Análisis de % en peso				Gravedad °API 15.5°C	Poder Calorífico		Viscosidad 50°C (cst)	Punto Fluidez °C	Temperatura de bombeo °C
	C	H	S	Cenizas		Bruto	Neto			
						(Btu/Lb)	(Btu/Lb)			
Residual 4	87	85	0.4	0.01	26.7	19220	18080	9.0	7	-5
Residual	87	12.5	0.9	0.03	18.9	18520	17500	69	10	13
Residual	86	12	1.3	0.04	13.5	18490	17470	618	12	45
Residual	85	11.5	1.3	0.02	13	18970	17440	1033	15	55
Diesel N° 2	86	13.4	0.5	0.003	33.1	19510	18320	312	2	-
GLP	82.5	17.5	-	-	-		19737	-	-	-

III. PROCESO PRODUCTIVO EN UNA PLANTA OLEAGINOSA

3.1 Refinación de aceites y grasas

Para obtener una buena calidad de aceites y grasas, deodorizadas, así como para lograr una homogeneidad de los productos hidrogenados relativo a sus parámetros y cinética de la reacción es indispensable y necesario, someter a los aceites crudos a un pre-tratamiento correcto con el propósito de prepararlos para los tratamientos sucesivos.

La etapa previa de adecuación de los aceites para la hidrogenación y deodorizado, se le denomina refinación en algunos casos se hace la re-refinación, cuando el aceite es rico en mucilagos, impurezas que pueden ser eliminados tratando con una solución diluida de NaOH. La finalidad es eliminar del aceite neutralizado los últimos trazos de ácidos grasos libres (AGL). La ventaja importante es la mayor facilidad de decoloración y deodorización.

La refinación alcalina comprende las siguientes etapas:

Desgomado

Neutralizado

Secado

3.2 Hidrogenación

Consiste en la adición directa de hidrógeno y propiciando el rompimiento de enlaces dobles en las cadenas de ácidos grasos. La hidrogenación además de convertir los aceites líquidos a semi-sólidos mejora el color aumenta la estabilidad reduce el olor, sabor

objetables de los aceites crudos, particularmente importante en los casos de aceite de pescado. Durante la hidrogenación, el catalizador se mantiene en suspensión en el aceite, y se separa del mismo, al final de la operación, por filtrado. Aunque los catalizadores disminuyen en actividad con el uso repetido, en la mayor parte de las veces esta inactividad es lenta y una misma carga de catalizador puede servir para varias operaciones.

Para que se produzca la hidrogenación, es necesario que estén presentes, a una temperatura adecuada, el hidrógeno gaseoso, el aceite líquido y catalizador sólido (níquel) en contacto íntimo bajo una adecuada presión de hidrógeno, la reacción se produce por contacto con la agitación del aceite y el catalizador en suspensión, dentro de un recipiente cerrado en una atmósfera de hidrógeno. La agitación de la mezcla de aceite y catalizador efectúa la doble función de promover la mezcla del hidrógeno en el aceite y tener el aceite presente en la superficie del catalizador, bajo tales condiciones pueden tener lugar la de transformación.

La hidrogenación puede ser parcial, selectiva, no selectiva.

3.3 Fraccionamiento

Los aceites y grasas se fraccionan con la finalidad de obtener productos de mayor utilidad que los originales. El fraccionamiento se lleva a cabo para

separar un producto graso denominado (estearina - oleina).

Este proceso tiene por objetivo, separar aquellos glicéridos de mas alto punto de fusión, que originan enturbamiento y aumento de viscosidad en los aceites al bajar la temperatura. Consiste en precipitar en forma de cristales en determinadas condiciones de temperatura – tiempo, los glicéridos saturados causante del enturbamiento. El proceso es una verdadera cristalización fraccionada, donde 3 factores son de vital importancia sobre la naturaleza y formación de los cristales y estos son: temperatura, tiempo y agitación.

3.4 Deodorizado

El deodorizado de aceites y grasas es un proceso de destilación por vapor, en el cual se extrae el pequeño porcentaje de sustancias volátiles, odoríferos existentes.

Estas sustancias se pueden clasificar en tres grupos:

- Hidratos de carbono no saturados
- Ácido grasos de bajo peso molecular
- Aldehídos y Cetonas.

Las condiciones operativas dentro del equipo de deodorizado son de baja presión y elevada temperatura. El vacío es generado por sistema de eyectores y la temperatura por el circulamiento de fluido térmico.

IV. PROGRAMA DE EFICIENCIA ENERGETICA

4.1 UNIDAD GENERADORA DE VAPOR

La unidad generadora utiliza una caldera acuotubular de las siguientes características:

Tipo:	D
Marca:	Babcock & Wilcox
Modelo:	FM 10 -79
Capacidad Máxima (Lb/h):	55 000
	Kg/h 25 000
Tipo petróleo:	Residual 500

Por razones económica y operativas solo se aprovecha el vapor saturado a presión alta. Antes de realizar las mejoras según se muestra en el diagrama(3) y diagrama(5) del capítuloV, se tiene los siguientes datos operativo:

ANTES

Flujo de petróleo (F) gl / h	339.10
Flujo de vapor (mg) kg/h	19000
Presión psig :	185
Vapor:	Saturado
% carga	76
Temp agua alimentación (°C) :	116
Temp gases de combustión(°C):	250

Luego de las mejoras realizadas, instalando un economizador y sistema de flasheo del condensado, según se muestra en el diagrama N° 4 y diagrama N° 6 del capítuloV, se obtienen los siguientes resultados:

DESPUES

Flujo de petróleo (F) gl / h :	296.78
	kg / h 1099.95
Flujo de vapor (mg) kg/h :	17500
Presión psig :	185
Vapor:	Saturado
% carga	70
Temp agua alimentación (°C) :	140
Temp gases de combustión(°C):	150

4.1.1 Mejora de la eficiencia térmica

Datos Físico-Químicos del Petróleo Residual - 500 (Fuente Relapasa)

Composición

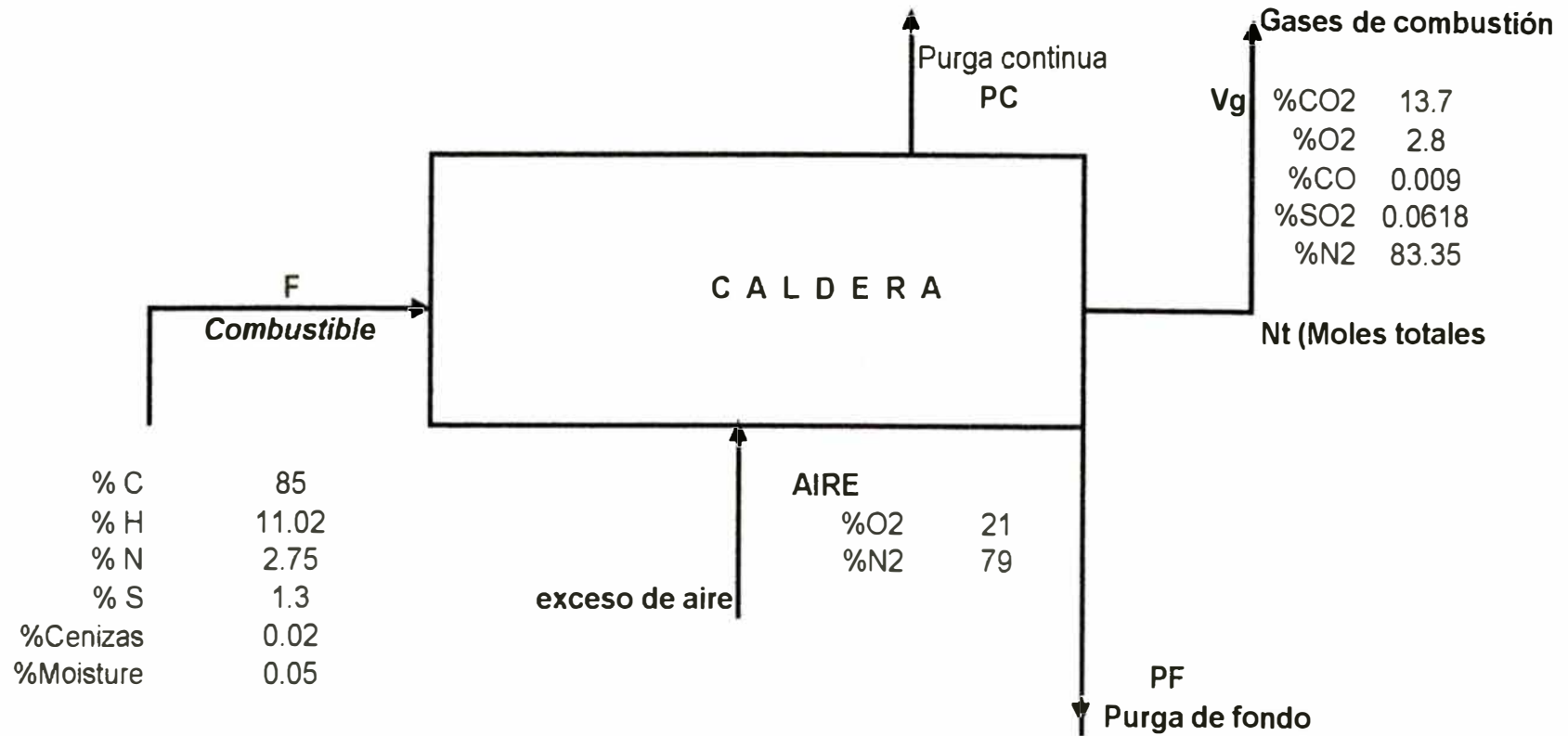
% C	85
% H	11.02
% N	2.75
% S	1.3
%Cenizas	0.02
%Moisture	0.05
Flash point (°F)	210
Gravedad específica	0.9792
Viscosidad en el Quemador (SSU)	170
Poder Calorífico Inferior (Kcal / kg)	10240

Composición de los gases de combustion(según analizador)

El analizador esta instalado en el mismo tablero de mando de la caldera. Las condiciones operativas durante la medición de gases fue: Ambiente = 27 °C, Presión = 185 Psig, Carga= 70 %, Régimen = en alta

%CO ₂	13.7
%O ₂	2.8
%CO	0.009
%SO ₂	0.0618
%N ₂	83.35

Diagrama N° 2
Diagrama de flujo en la caldera



Cálculo del volumen total de gases secos (Vg)

Balance atómico de carbono

$$N_t = V_g / V_{\text{molar}}$$

$$V_{\text{molar}} (\text{m}^3) = 22.415$$

$$\% C_x F / 12 = \% \text{CO}_2 \times N_t$$

$$V_g (\text{Nm}^3) = \frac{F \times \% C \times V_{\text{molar}}}{12 \times \% \text{CO}_2}$$

$$V_g (\text{Nm}^3) = 12747.58$$

Cálculo del volumen de agua

a). Por combustión

balance atómico de hidrogeno

$$\% H \times F = 2 \times N(\text{H}_2\text{O})_{\text{combustión}} = 2 \times V(\text{H}_2\text{O})_{\text{combustión}} / V_{\text{molar}}$$

$$V(\text{H}_2\text{O})_{\text{combustión}} = \% H \times 22.415 \times F / 2$$

$$V(\text{H}_2\text{O})_{\text{combustión}} (\text{Nm}^3) = 1358.51$$

b). Por humedad del combustible

$$N(\text{H}_2\text{O})_{\text{combustión}} = V(\text{H}_2\text{O})_{\text{combustión}} / V_{\text{molar}}$$

$$V(\text{H}_2\text{O})_{\text{combustión}} = \% \text{H}_2\text{O} \times F \times 22.415 / 18$$

$$V(\text{H}_2\text{O})_{\text{combustión}} (\text{Nm}^3) = 0.68487003$$

c). Por humedad del aire

$$V(\text{H}_2\text{O})_{\text{combustión}} (\text{Nm}^3) = V_{\text{aire combustión}} \times \text{Humedad Absoluta aire} \times \text{Volumen molar} / 18$$

$$V(\text{H}_2\text{O})_{\text{combustión}} (\text{Nm}^3) = 175.2058007$$

Cálculo del exceso de aire

$$n-1 (\text{exceso de aire}) = N(\text{O}_2)_{\text{exceso}} / N(\text{O}_2)_{\text{necesario}}$$

$$N(\text{O}_2)_{\text{necesario}} = N(\text{O}_2)_{\text{entra}} - N(\text{O}_2)_{\text{exceso}}$$

$$N(\text{O}_2)_{\text{exceso}} = N(\text{O}_2) - N(\text{CO}) / 2$$

$$n-1 (\text{exceso de aire}) = \frac{N(\text{O}_2) - N(\text{CO}) / 2}{21/79 N(\text{N}_2) - (N(\text{O}_2) - N(\text{CO}) / 2)}$$

$$n-1 (\text{exceso de aire}) = 0.1444 \quad \text{Exceso de aire}$$

$$n = 1.14 \quad \text{Índice de aire}$$

Cálculo del aire de combustión

$$\text{Aire de combustión} = (\%C/12 + \%H/4 + \%S/32) / 100 \times 100/21 \times n \times V_{\text{molar}} \times F$$

Aire de combustión(Nm3)= 13 273.22

Cálculo flujo de gases de chimenea (Mg)

Mg = Volumen gases secos + Volumen de agua (Combustión + Humedad combustible + Humedad del aire)

Mg(Nm3) = 14281.98

Cálculo de la pérdida de calor por gases de chimenea (Pg)

$$P_g = M_g \times C_g \times (T_g - T_a) / (F \times \text{PCI})$$

(Temperatura del aire ambiente °C) $T_a =$

20

(Calor específico medio de los gases) C_g (Kcal/ Nm³°C) =

0.335

(Fig 15 Fuente Aplesa)

$P_g =$ 9.77%

De calor entregado por el combustible, los cuales se pierden por los gases.

Cálculo de la pérdida de calor por inquemados (Pi)

$$P_i = P_{CO} + P_{H_2} + P_c$$

$$P_{CO} = 12644 \times \%CO \times M_g / F \times \text{PCI}$$

$P_{CO} =$ 0.14%

$$P_{H_2} = 0.87 \times P_{CO}$$

$P_{H_2} =$ 0.13%

$$P_c = 32780 \times M_{fg} \times 100 / F \times \text{PCI}$$

$P_c =$ 0.83%

$P_i =$ 1.10%

Cálculo de la pérdida de calor por radiación (Pr)

Carga máxima de la caldera (ton/hora) =

25

% carga de trabajo en la caldera =

70

Entrando a la Fig.10 (Fuente Aplesa)

$P_r =$ 3.00%

Cálculo de la pérdida de calor por purga (Pp)

$$P_p = M_p \times C_w \times (T_s - T_a) / (F \times PCI)$$

(Mp) Caudal de Purga (Kg/h) =	3 500
(Cw) Calor específico del líquido en la caldera(Kcal / kg°C)=	1
Presión Manométrica (Psig) =	185
Presión Absoluta (Psia) =	199.7
Presión Absoluta (Kg / cm2)=	14.04
(Ts)Temperatura del líquido saturado en la caldera(°C) =	194.10
(Ta) Temperatura del aire ambiente °C =	20

$$P_p = 5.41\%$$

La eficiencia térmica se calcula restando la energía total entregada del 100% las diversas pérdidas en el sistema. Esta forma se denomina método indirecto.

$$\text{Eficiencia térmica} = 100 - (\% P_g + \% P_i + \% P_R + \% P_p)$$

EFICIENCIA TERMICA 80.72%

4.1.2 Mejora de la eficiencia térmica acondicionando un economizador

Los datos de temperatura de alimentación de agua a la caldera y la temperatura de gases de combustión, fueron medidos con los termómetros instalados en el tanque de agua de alimentación y en la chimenea de la caldera.

Temp agua alimentación(°C):	140
Temp gases de combustión(°C):	150

Cálculo de la pérdida de calor por gases de chimenea (Pg)

$$P_g = M_g \times C_g \times (T_g - T_a) / (F \times PCI)$$

(Temperatura del aire ambiente °C)Ta=	20
(Calor específico medio de los gases Kcal / Nm ³ °C)Cg=	0.33
(Fig 15 Fuente Aplesa)	

$$P_g = 5.44\%$$

EFICIENCIA TERMICA CON ECONOMIZADOR = 85.05%

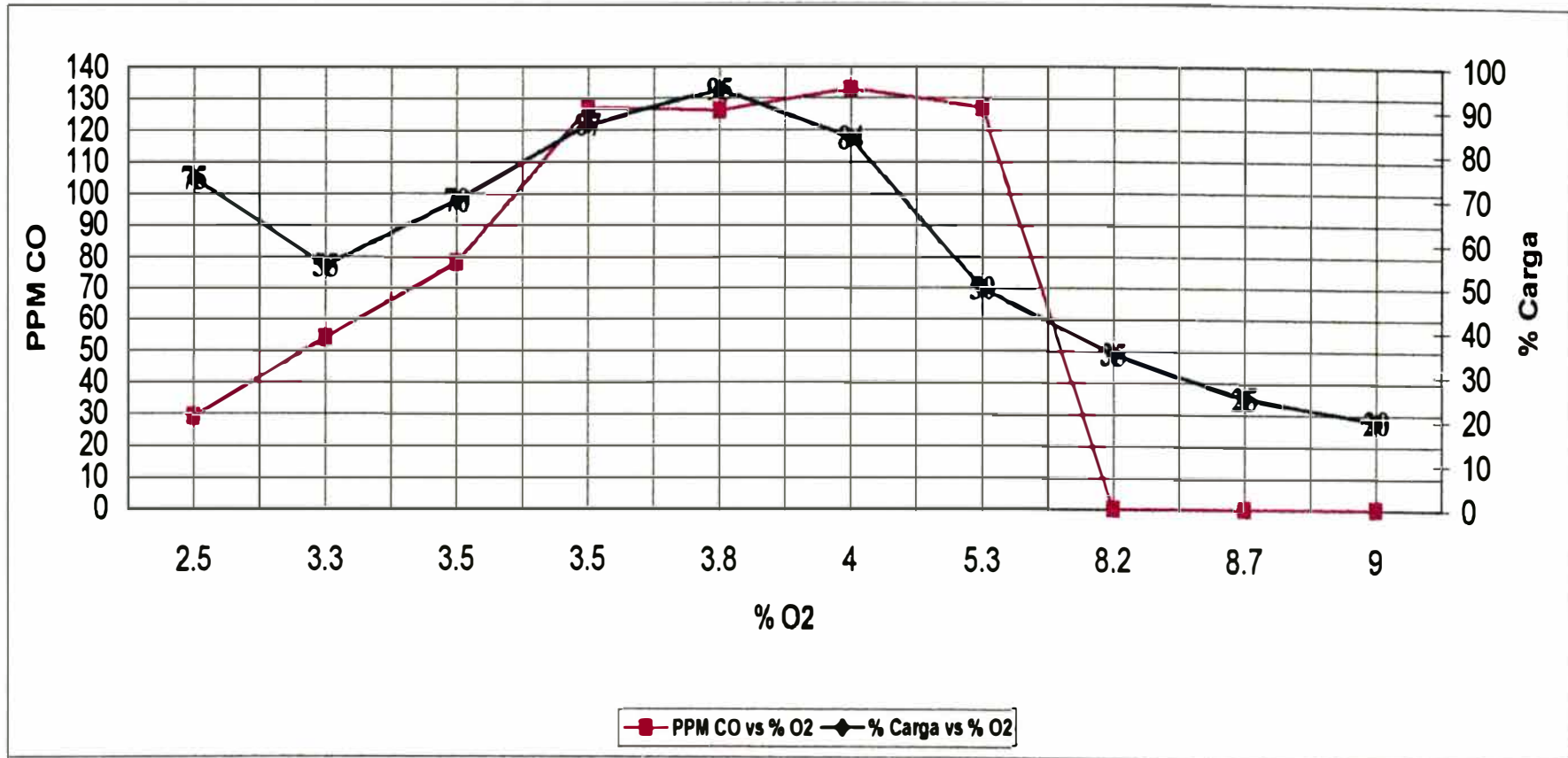
AUMENTO DE EFICIENCIA = 4.33%

Este aumento de eficiencia permite un ahorro de combustible, este valor se calcula de la siguiente manera:

$$\text{Ahorro de combustible} = \frac{\text{Incremento de eficiencia} \times \text{Flujo de petróleo}}{\text{Eficiencia térmica con economizador}}$$

AHORRO DE COMBUSTIBLE (Galones / hora) = 15.11

en función del exceso de oxígeno de combustión.



4.1.3 Mejora de la temperatura de gases.

Se mejora instalando el economizador, por la transferencia de calor de los gases de combustión hacia el agua de alimentación.

4.1.4 Mejora en el sistema de mezcla aire / combustible

Un aspecto fundamental al optimizar la eficiencia de una caldera es optimizar su combustión. Ajustando la relación (aire/combustible) a fin de encontrar el mínimo de exceso de aire de combustión para una reacción completa del combustible

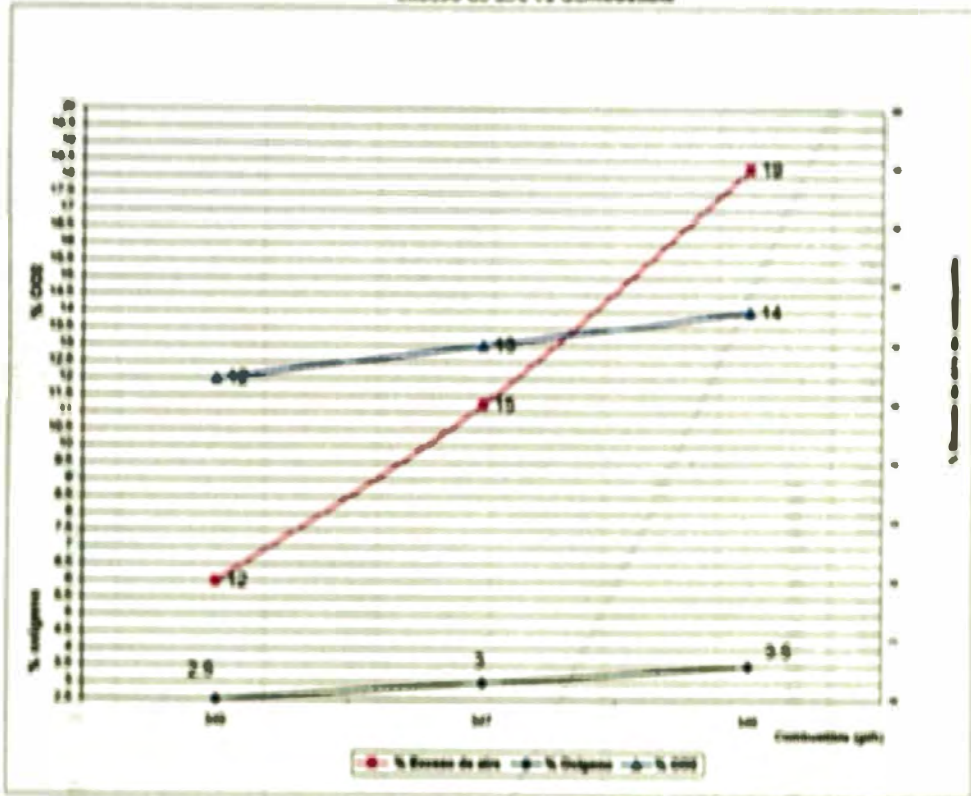
Cuadro N° 2
Ajuste sistema de combustión

% Carga	% O ₂	PPM CO
75	2.5	29
55	3.3	54
70	3.5	78
87	3.5	127
95	3.8	126
84	4	133
50	5.3	127
35	8.2	0
25	8.7	0
20	9	0

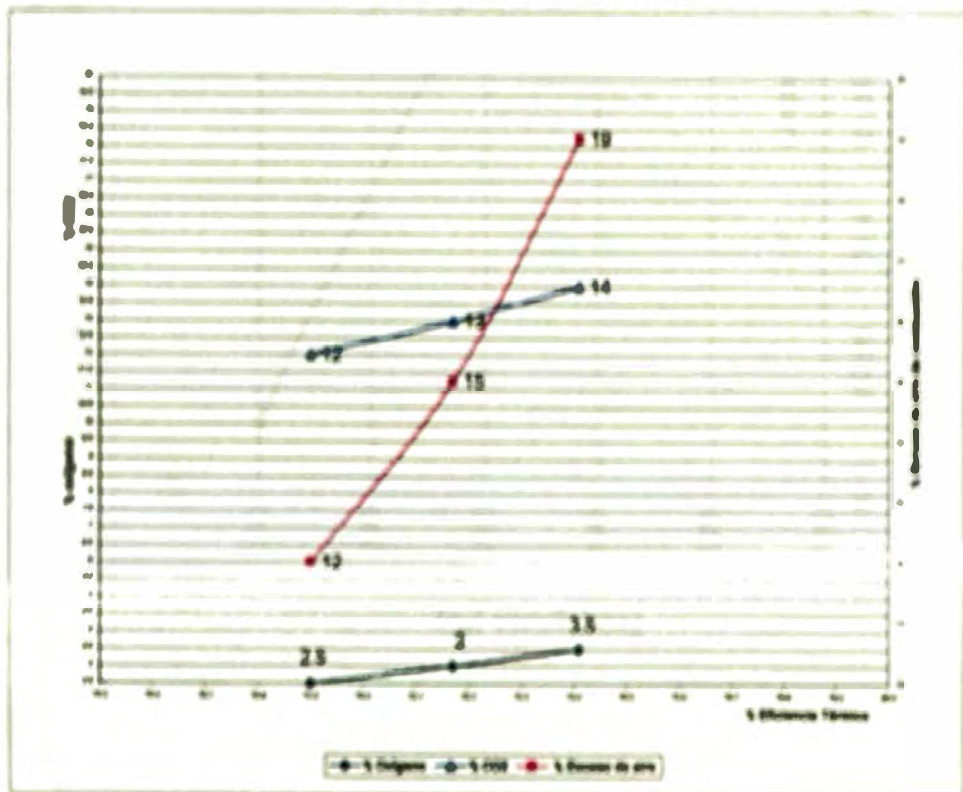
Cuadro N° 3

Resultado de Ajuste a las condiciones operativas de la caldera	Valor			
	Prueba 1	Prueba 2	Prueba 3	Recomendado
% O ₂	2.5	3	3.5	3-4 %
% CO ₂	12	13	14	12-14 %
% SO ₂	0.152	0.065	0.075	
CO (PPM)	40	90	80	
Temp. de gases (°C)	260	250	240	230-250
% Exceso de aire	12	15	19	14-20%
Eficiencia Térmica (%)	78.9	79.2	79.4	75-85 %
Combustible (gl/h)	349	347	346	

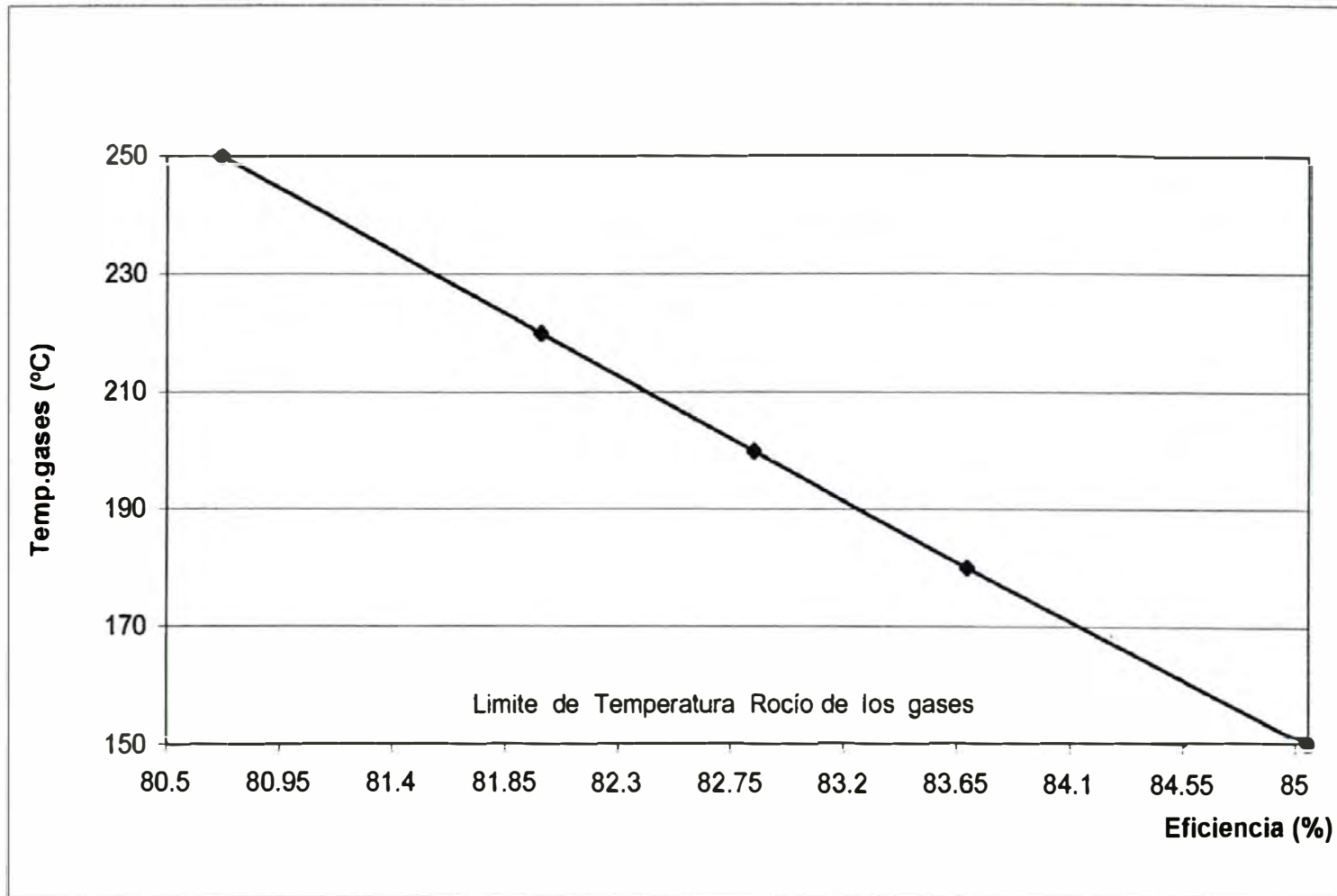
Gráfica N° 2
Exceso de aire vs Combustible



Gráfica N° 2a
Exceso de aire vs Eficiencia Térmica



Gráfica N° 3
Eficiencia térmica vs. Temperatura gases de chimenea



4.1.5 Mejora en las purgas de fondo

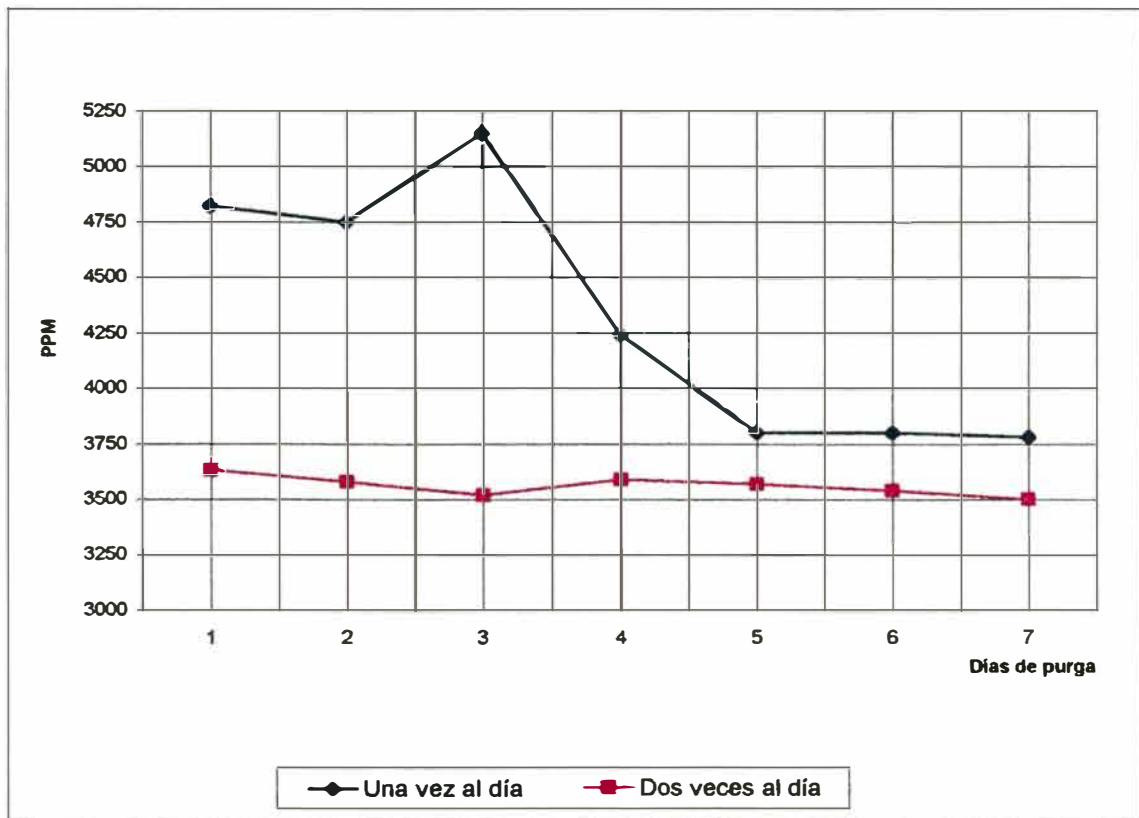
Nota: Según fabricante los SDT (Solidos totales disueltos) deber ser de 3500 ppm)

Purga de fondo una vez al día; Purga de fondo dos veces al día

SDT	Días de purga
4820	1
4750	2
5150	3
4240	4
3800	5
3800	6
3780	7

SDT	Días de purga
3630	1
3580	2
3520	3
3590	4
3570	5
3540	6
3500	7

Gráfica N° 4
Sólidos totales disueltos en la caldera vs Tiempo de purga de fondo



4.1.6 Mejora con sistemas de Tanques Flash

PURGA DE NIVEL(Purga continu BLOWDOWN WATER

Temperatura del agua de alimentación	116 °C
Flujo real blow-down water	3500 Kg/hora
Hslb (Entalpia de liquido saturado a presión de la caldera)	197.1 Kcal/kg
Hac(Entalpia de agua de alimentación a la caldera)	116.5 Kcal/kg

$$\text{Calor en la blowdown water} = \text{Flujo real blow-down water} \times (\text{Hslb}-\text{Hac})$$

Calor en la blowdown water = 282 100 Kcal/hora

Tanque flash (Blowdown water)

Presión en el tanque flash :	17 Psig
Calor latente en el tanque flash :	524 Kcal/kg
Hsltf(Entalpia de liquido saturado a presión del tanque flash):	123 Kcal/kg

$$\% \text{vapor flasheo} = (\text{Hslb} - \text{Hsltf}) / \text{Calor latente tanque flash}$$

%vapor flasheo = 14.14%

$$\text{Flujo de vapor flasheo} = \text{Flujo blowdown} \times \% \text{ Vapor flasheo}$$

Flujo de vapor flasheo= 494.94 Kg/hora

$$\text{Q1 (calor del vapor flasheo)} = \text{Flujo de vapor flasheo} \times \text{Calor latente}$$

Q1= 259 350 Kcal/hora

$$\text{(Fb)Flujo de agua Blowdown para el intercambio de calor con el agua para la caldera} = \text{Flujo blowdown}-\text{flujo vapor flash}$$

Fb = 3 005 Kg/hora

$$\text{Q2 (calor total del liquido blowdown)} = \text{Fb} \times \text{Hsltf}$$

Q2= 369 622 Kcal/hora

$$\text{Calor total por purga continua} = \text{Q1} + \text{Q2}$$

Calor total por purga continua = 628 972 Kcal/hora

Q3 (calor perdido en el IQ con el agua para la caldera)	=	Fb x (Hf blowdown in IQ-Hf blowdown out IQ)
---	---	---

Temperatura blowdown in IQ =	110 °C
Hf blowdown in IQ =	110.14 Kcal/kg
Temperatura blowdown out IQ =	70 °C
Hf blowdown out IQ=	69.94 Kcal/kg

Q3=	120 803	Kcal/hora
-----	---------	-----------

Calor aprovechado por el Flasheo de blowdown =	Q1+Q2-Q3
--	----------

Calor aprovechado por el Flasheo de blowdown (Kcal / hora) =	508 169
--	---------

EXPRESADO EN GALONES R-500 (Galones / hora) =	15.74
---	-------

TANQUE FLASH (Condensados)

Presión en el tanque flash (Psig) :	17
Calor latente en el tanque flash (Kcal / kg) :	524
Hsltf(Entalpia de líquido saturado a presión del tanque flash) (Kcal / kg) :	123
Hslc(Entalpia de líquido saturado a presión del retorno de condensado Psig=60) Kcal / kg	153.62
Flujo real retorno de condensados al tanque flash (Kcal / kg) :	2600

%vapor flasheo =(Hslc - Hsltf) / Calor latente tanque flash

%vapor flasheo =	5.84%
------------------	-------

Flujo de vapor flasheo = Flujo condensados x % Vapor flasheo
--

Flujo de vapor flasheo=	151.93	Kg/hora
-------------------------	--------	---------

Q1 (calor del vapor flasheo)=Flujo de vapor flasheo x Calor latente

Q1=	79 612	Kcal/hora
-----	--------	-----------

(Fc)Flujo de condensado para el intercambio de calor con el flash agua para la caldera = Flujo condensado-flujo vapor

Fc =	2 448	Kg/hora
------	-------	---------

Q2 (calor total del líquido condensado)=Fc x Hsltf
--

Q2=	301 112	Kcal/hora
-----	---------	-----------

Calor total por condensados =	Q1+Q2
-------------------------------	-------

Calor total por retorno de condensado (kcal / hora) =	380 724
---	---------

Q3 (calor perdido en el IQ con el agua para la caldera)	=	$F_c \times (H_f \text{ condensado in IQ} - H_f \text{ condensado out IQ})$
---	---	---

Temperatura condensados in IQ =		110 °C
Hf condensados in IQ =		110.14 Kcal/kg
Temperatura condensos out IQ =		70 °C
Hf condensados out IQ=		69.94 Kcal/kg
Q3=	98 412	Kcal/hora

Calor aprovechado por el Flasheo de Condensados	=	$Q1+Q2-Q3$
---	---	------------

Calor aprovechado por el Flasheo de condensados(Kcal / hora) =		282 312
EXPRESADO EN GALONES R-500=	8.75	Galones / hora

DESAREADOR

Presión en el tanque flash (Psig) :		10
Calor latente en el Desareador (Kcal / kg):		529
Hsltd(Entalpía de líquido saturado a presión del tanque desareador), (Kcal / kg):		115
Hslina(Entalpía de líquido saturado del agua de ingreso al Desareador) (Kcal / kg) :		69
Hslouta(Entalpía de líquido saturado del agua de salida del Desareador), (Kcal / kg):		116
Hsltf(Entalpía de líquido saturado del tanque flash), (Kcal / kg) :		123

Flujo de vapor flasheo=	53.04	Kg / hora
Calor aprovechado en el desareador (Kcal / hora)=		186 364
EXPRESADO EN GALONES R-500 (Galones / hora)=		5.77

4.1.7 Mejora en el sistema de aislamiento

Material: Tuberías de acero sch 40

Línea de vapor de la Caldera al Manifold Principal de distribución

Diámetro (pulg)	Longitud (m)	Temperatura (°C)	Accesorios	Unidades	Long. equivalente
6	20	190	Codos 90°	3	3
			Long. equiva total:	9	

Longitud Total: 29

Línea de vapor al tanque de petróleo

Diámetro (pulg)	Longitud (m)	Temperatura (°C)	Accesorios	Unidades	Long. equivalente
2	8.5	190	Codos 90°	5	1
			Tee	1	1
			Long. equiva total:	6	

Longitud Total: 14.5

Línea de vapor al precalentador de petróleo

Diámetro (pulg)	Longitud (m)	Temperatura (°C)	Accesorios	Unidades	Long. equivalente
1	5.16	190	Codos 90°	2	0.5
			Long. equiva total:	1	

Longitud Total: 6.16

Línea de vapor del tanque Flash al desareador

Diámetro (pulg)	Longitud (m)	Temperatura (°C)	Accesorios	Unidades	Long. equivalente
6	11.8	120	Codos 90°	2	3
			Tee	2	3
			Long. equiva total:	12	

Longitud Total: 23.8

Línea de vapor solpladores de Hollín a:

Caldera

Diámetro (pulg)	Longitud (m)	Temperatura (°C)	Accesorios	Unidades	Long. equivalente
2 1/2	7.54	190	Codos 90°	3	1.5
			Long. equiva total:	4.5	

Longitud Total: 12.04

Economizador

Diámetro (pulg)	Longitud (m)	Temperatura (°C)	Accesorios	Unidades	Long. equivalente
2 1/2	5.35	190	Codos 90°	2	1.5
			Codos 45°	1	1
			Tee	3	1.5
			Long. equiva total:	8.5	

Longitud Total: 13.85

Línea de Purga continua al Tanque flash

Diámetro (pulg)	Longitud (m)	Temperatura (°C)	Accesorios	Unidades	Long.equivalente
1 1/2	13.17	190	Codos 90°	4	0.8
			Long.equiva total:	3.2	

Longitud Total: 16.37

Línea de Purga continua del tanque flash al intercambiador de calor

Diámetro (pulg)	Longitud (m)	Temperatura (°C)	Accesorios	Unidades	Long.equivalente
1 1/2	13.3	120	Codos 90°	9	0.8
			Tee	5	0.8
			Long.equiva total:	11.2	

Longitud Total: 24.5

Línea de condensado al tanque flash

Diámetro (pulg)	Longitud (m)	Temperatura (°C)	Accesorios	Unidades	Long.equivalente
3	3.85	150	Codos 90°	2	1.8
			Long.equiva total:	3.6	

Longitud Total: 7.45

Línea de condensado del tanque flash al desareador

Diámetro (pulg)	Longitud (m)	Temperatura (°C)	Accesorios	Unidades	Long.equivalente
3	5.7	120	Codos 90°	6	1.8
			Tee	3	1.8
2	0.6	120	Codos 90°	1	1
1 1/2	10.1	120	Codos 90°	6	0.8
			Tee	2	0.8
			Long.equiva total:	23.6	

Longitud Total: 40

Línea de agua del Desareador al Economizador

Diámetro (pulg)	Longitud (m)	Temperatura (°C)	Accesorios	Unidades	Long.equivalente
3	10.92	115	Codos 90°	3	1.8
			Tee	1	1.8
2 1/2	7.12	115	Codos 90°	4	1.5
			Tee	2	1.5
			Long.equiva total:	16.2	

Longitud Total: 34.24

Línea de agua del Economizador a la Caldera

Diámetro (pulg)	Longitud (m)	Temperatura (°C)	Accesorios	Unidades	Long.equivalente
4	1.33	140	Codos 90°	2	2
2 1/2	1.24	140	Codos 90°	2	1.5
			Long.equiva total:	7	

Longitud Total: 9.57

Cálculo de las pérdidas de calor sin aislamiento

Temperatura Ambiente:

20 °C

DESCRIPCION	20 °C		Longitud (m)	Kcal / h
	Diámetro Tubería (pulg)	Diferencia de Temperatura (°C)		
Línea de vapor de la Caldera al Manifold Principal de distribución	6	170	29	46038
Línea de vapor al tanque de petróleo	2	170	15	9924
Línea de vapor al precalentador de petróleo	1	170	6	2713
Línea de vapor del tanque Flash al desareador	6	100	24	18518
Línea de vapor a sopladores de Hollin	2 1/2	170	26	20827
Línea de Purga continua al Tanque flash	1 1/2	170	16	9035
Línea de Purga continua del tanque flash al intercambiador de calor	1 1/2	100	25	8274
Línea de condensado al tanque flash	3	130	7	4139
Línea de condensado del tanque flash al desareador	2 - 1 1/2	100	40	10578
Línea de agua del Desareador al Economizador	3	95	34	19022
Línea de agua del Economizador a la caldera	4 - 2 1/2	120	10	6722
Tanques Flash (Blowdown, condensados) Tanque recep. condensados	D=1.52m, H=3.10m	100		104607

TOTAL: 260 395 Kcal / h

Cálculo de las pérdidas de calor con aislamiento

Temperatura Ambiente:

20 °C

DESCRIPCION	20 °C		Longitud (m)	Kca / h
	Diámetro Tubería (pulg)	Diferencia de Temperatura (°C)		
Línea de vapor de la Caldera al Manifold Principal de distribución	6	32	29	2946
Línea de vapor al tanque de petróleo	2	34	15	893
Línea de vapor al precalentador de petróleo	1	34	6	282
Línea de vapor del tanque Flash al desareador	6	30	24	1518
Línea de vapor a sopladores de Hollin	2 1/2	34	26	1874
Línea de Purga continua al Tanque flash	1 1/2	34	16	940
Línea de Purga continua del tanque flash al intercambiador de calor	1 1/2	30	25	1009
Línea de condensado al tanque flash	3	31	7	373
Línea de condensado del tanque flash al desareador	2 - 1 1/2	30	40	952
Línea de agua del Desareador al Economizador	3	31	34	1712
Línea de agua del Economizador a la caldera	4 - 2 1/2	30	10	565
Tanques Flash (Blowdown, condensados) Tanque recep. condensados	D=1.52m, H=3.10m	100		78468

TOTAL: 91 533 Kca / h

Calor ahorrado por aislamiento=

168 862

Kcal/hora

EXPRESADO EN GALONES R-500=

5.23

Galones / hora

NOTA: Cálculo de pérdida de calor por aislamiento según tablas técnicas (ver apéndice Nº 4 y 5)

4.1.8 Mejora en las trampas de vapor

Equipos con trampa de vapor

ITEM	EQUIPO	TRAMPA	DIAMETRO	Hr/Dia
1	Tracer Descarga de Petróleo Residual	TD-S-52	1/2"	1
2	Tanque de Stock de petróleo	FT-553	1/2"	3
3	Tanque Diario Caldera	FT-553	1/2"	24
4	Calentador de Petróleo Caldera N° 3	TLV	1/2"	24
5	Secado de Vapor de atomización	TD-52	1/2"	24
6	Purga manifold principal distribución de vapor	TD-S-52	3/4"	24

MEDICION DE CONDENSADO REAL EN LAS TRAMPAS DE VAPOR

ITEM	EQUIPO	TRAMPA	DIAMETRO	Hr/Dia	OBSERVACIONES	kg/h	kg/día	CAMBIO DE
								TRAMPA
1	Tracer Descarga de Petróleo Residual	TD-S-52	1/2"	1	Sobre dimensionado	40	40	TD-LC
2	Tanque de Stock de petróleo	FT-553	1/2"	3	Ok	350	1050	No
3	Tanque Diario Caldera	FT-553	1/2"	24	Ok	220	5280	No
4	Calentador de Petróleo Caldera N° 3	TLV	1/2"	24	Ok	200	4800	No
5	Secado de Vapor de atomización	TD-52	1/2"	24	Sobre dimensionado	40	960	TD-LC
6	Purga manifold principal distribución de vapor	TD-S-52	3/4"	24	Ok	150	3600	No

CONDENSADO 1 000 15 730

AHORRO DE VAPOR POR CAMBIO DE TRAMPA = 120 Kg/h

EXPRESADO EN GALONES R-500 = 2.04 Galones / hora

4.1.9 Mejora en los programas de mantenimiento

ANTES

Se realizaba el programa de mantenimiento correctivo vale decir en situaciones de consideración como:

- Fugas de vapor en la unidad generadora de vapor
- Fugas de vapor en las líneas red de vapor hacia las áreas y equipos consumidores.
- Recalentamiento de motores involucrados
- Falla de algún instrumento de control y de seguridad
- Falla de llama
- Incrustaciones en el quemador
- Falla en el electrodo de encendido
- Rotura del visor de nivel del Domo
- Falla de bombas involucradas
- Empaquetaduras sopladas
- Falla en los controles y paneles eléctricos
- etc

DESPUES

Implementación del mantenimiento como lo recomienda el fabricante, el conocimiento y la experiencia del personal involucrado.

PROGRAMA DE INSPECCION Y MANTENIMIENTO DIARIO DE LA CALDERA B&W

- 1.- Purga de la columna de agua y verificación de funcionamiento del sistema de corte por bajo nivel de agua y alarma.
- 2.- Verificar el sistema de detección de falla de llama
- 3.- Soplado de hollín de la caldera (2 sopladores) y el economizador
- 4.- Purga de fondo de acuerdo al programa indicado.
- 5.- Limpieza de la boquilla del quemador y del electrodo de encendido.
- 6.- Limpieza de filtros de petróleo.
- 7.- Limpieza de la malla de entrada de aire al ventilador.
- 8.- Control de las bombas de alimentación.
- 9.- Verificación de la combustión (relación aire-combustible, % O₂ en gases, observación de la llama y gases de salida de la chimenea).
- 10.- Verificación de presiones, temperaturas, flujos de agua, vapor, petróleo según reporte.
- 11.- Tipo de frecuencia de lubricación de motores y rodamientos.
- 12.- Control de calidad de aguas (pozo, alimentación, caldera, ablandadores, vapor, etc).

- 13.- Regeneración de la resina de los ablandadores.
- 14.- Adición de productos químicos para la caldera y para el petróleo.
- 15.- Limpieza de la planta de vapor.
- 16.- Purga de los filtros de aire.

OBS: Semanalmente se verificará el sistema de encendido y la operación del quemador y se verificará la condición de la foto celda (voltaje)

PROGRAMA DE INSPECCION Y MANTENIMIENTO MENSUAL DE LA CALDERA B&W

- 2.- Revisión y/o reparación de los dispositivos de corte siguientes:
 - a). Ventilador y flujo de aire
 - b). Válvulas de corte de combustible
 - c). Bajo fuego
 - d). Alta presión de vapor
 - e). Alta y baja temperatura de petróleo
- 3.- Limpieza de los controles y paneles eléctricos.
- 4.- Limpieza de filtros (Petróleo, aire, vapor, agua, etc)
- 5.- Revisión de las bombas de alimentación, lubricación, empaques, alineación.
- 6.- Desmontaje y limpieza del conjunto del quemador.
- 7.- Revisión y limpieza del sistema de encendido.
- 8.- Verificación de la cámara de combustión (hogar) y resane de refractarios.
- 9.- Verificar los tornillos de anclaje de la caldera, bombas y motores.
- 10.- Verificar el estado de todas las trampas de vapor
- 11.- Limpieza de tubos (lado de fuego) de la caldera.
- 12.- Lavado del economizador.
- 13.- Verificar el funcionamiento de las válvulas de seguridad.
- 14.- Verificación de válvulas y sopladores de hollín.(Empaquetado o Reparación)

15.- Verificación y ajuste de cero, y span si es necesario de los transmisores de señal siguiente:

- Flujo de aire
- Flujo de agua
- Flujo de petróleo
- Flujo de vapor
- Nivel de Domo
- Presión de vapor de salida
- Presión de vapor de atomización

16.- Limpieza de ductos del sensor de flujo de aire.

17.- Verificación y ajuste de cero, y span si es necesario de los Transductores/Posicionadores siguientes:

- Válvula de petróleo
- Damper de aire
- Válvula de purga continua
- Válvula de ingreso de agua
- Válvula de vapor de atomización

18.- Verificación de sintonía con la válvulas siguientes:

- Válvula de petróleo
- Damper de aire
- Válvula de purga continua
- Válvula de ingreso de agua
- Válvula de vapor de atomización

19.- Comprobación del indicador, y verificación de la señal de salida de los siguientes controladores:

- Nivel de agua del Tk. Desaereador
- Nivel alto de agua del Tk. Desaereador
- Presión del Tk. Desaereador
- Nivel del Tk. Flash
- Nivel del Tk. de purga continua

20.- Limpieza del elemento filtrante de los filtros de aire.

PROGRAMA DE INSPECCION Y MANTENIMIENTO SEMESTRAL DE LA CALDERA B&W

1.- Se realizará el programa de mantenimiento mensual

2.-Revisión y/o reparación de los componentes del sistema de encendido y el quemador.

3.- Revisión y/o reparación de sistema de alimentación de aire de combustión.

- 4.- Revisión y/o reparación de los componentes del sistema de detección de falla de llama.
- 5.- Revisión y/o reparación del sistema de tuberías, cableado y conexiones de todos los dispositivos y válvulas de corte.
- 6.- Revisión, calibración y/o reparación del Sistema de control de la combustión.
- 7.- Revisión, calibración y/o reparación del Sistema de control en general (instrumentación general).
- 8.- Revisión y lavado del lado de agua de la caldera. (Verificar que toda la incrustación y sedimentos sean removidos del interior de la caldera; verificar si hay indicios de corrosión y cambio de empaquetadura de las tapas de los domos.).
- 9.- Revisión de motores realizando una limpieza de estos y prueba de los aislamientos.
- 10.- Limpieza del tanque de alimentación de agua y el tanque de condensado.
- 11.- Limpieza de la chimenea.
- 12.- Comprobación de la calibración en servicio normal de los siguientes transmisores de señal:
 - Flujo de aire
 - Flujo de agua
 - Flujo de petróleo
 - Flujo de vapor
 - Nivel de Domo
 - Presión de vapor de salida
 - Presión de vapor de atomización
- 13.- Revisión y limpieza de todas las tomas y conexiones de presión y nivel de la planta de vapor.
- 14.- Revisión general de todos los componentes y calibración de los siguientes controladores:
 - Nivel de agua del Tk. Desaereador
 - Nivel alto de agua del Tk. Desaereador
 - Presión del Tk. Desaereador
 - Nivel del Tk. Flash
 - Nivel del Tk. de purga continua

15.- Comprobación de calibración de las siguientes válvulas de control:

- Alimentación de petróleo
- Salida Tk. Flash
- Salida Tk. Purga continua
- Ingreso de agua
- Vapor de atomización
- Ingreso de agua al Desaereador
- Ingreso de vapor al Desaereador
- Rebose de agua por sobrenivel del Desaereador
- Purga continua

16.- Verificación y/o calibración de los manómetros y termómetros.

PROGRAMA DE INSPECCION Y MANTENIMIENTO ANUAL DE LA CALDERA B&W

1.- Realizar el mantenimiento semestral

2.- Cambio de empaquetadura de las bombas (si se necesita)

3.- Verificar todos los acoples, rodamientos.

4.- Reparación de válvulas.

5.- Inspección completa.

6.- Revisión y limpieza de todos los componentes y las cámaras, montaje y calibración de los transmisores de señal siguiente:

- Flujo de aire
- Flujo de agua
- Flujo de petróleo
- Flujo de vapor
- Nivel de Domo
- Presión de vapor de salida
- Presión de vapor de atomización

7.- Inspección del bisel de las placas de orificio y los ductos de las bridas porta placas en los transmisores de agua y vapor.

8.- Inspección y limpieza interna del elemento wedge para el flujo de petróleo y conexiones.

9.- Revisión y limpieza de todos los componentes internos, montaje y calibración del instrumento de los Transductores/Posicionadores sigtes:

- Válvula de petróleo
- Damper de aire
- Válvula de purga continua
- Válvula de ingreso de agua
- Válvula de vapor de atomización

10.- revisión general y recalibración de las siguientes válvulas de control

- Alimentación de petróleo
- Salida Tk. Flash
- Salida Tk. Purga continua
- Ingreso de agua
- Vapor de atomización
- Ingreso de agua al Desaereador
- Ingreso de vapor al Desaereador
- Rebose de agua por sobrenivel del Desaereador
- Purga continua

11.- Revisión y limpieza de componentes internos de los reguladores de presión de aire.

12.- Inspección de aislamientos y comprobación de las termocuplas.

4.1.10 Mejora en el mantenimiento del quemador

- Cumplir los programas de mantenimiento
- Quemador en stock

4.1.11 Mejora en las condiciones operativas

Antes: Reporte Inicial

REPORTE PLANTA VAPOR			
FECHA:	PRIMER TURNO	SEGUNDO TURNO	TERCER TURNO
	7:30h - 15:30 h	15:30h - 23:30h	23:30h - 07:30h
VARIABLES			
Temp.Tk.diario petróleo (°C)			
Temp.Calentador de petróleo(°F)			
Presión de vapor en la caldera(PSIG)			
Presión de aire comprimido(PSIG)			
Porcentaje de carga(%)			
Temperatura de gases (°C)			
Presión desareador(PSIG)			
Nivel tanque fosfato			
Nivel tanque sulfito			
INSTRUMENTOS			
Flujo de aire (Ft3/h)			
Flujo de petróleo (GPM)			
Totalizador de agua (x100 Lbs)			
Totalizador de vapor (x100 Lbs)			
Totalizador de petróleo (glns)			
Presión de vapor en la caldera(PSIG)			
Purga de fondo			
Soplado de hollin			
Regeneración de ablandadores			
Stock de tanque de petróleo			
Adición de sulfito			
Adición de fosfato			
Observaciones:			
Operadores			

DESPUES: REPORTE MODIFICADO

REPORTE DIARIO PLANTA DE VAPOR						
FECHA / /	PRIMER TURNO		SEGUNDO TURNO		TERCER TURNO	
	08:00 a.m.	12:00 p.m.	04:00 p.m.	08:00 p.m.	0:00 Hrs	04:00 a.m.
VARIABLES						
Temp. Tk. Diario Petróleo	(°C)					
Temp. Calentador de Petróleo	(°F)					
Presión Petróleo Calentador	(PSIG)					
Temp. Petróleo Quemador	(°C)					
Presión Petróleo Quemador	(PSIG)					
Presión Atomización de Petróleo	(PSIG)					
Presión Vapor Atomización	(PSIG)					
Presión Vapor Quemador	(PSIG)					
Porcentaje de Carga	(%)					
Presión Vapor del Caldero	(PSIG)					
Presión de Aire Comprimido	(PSIG)					
Presión Desareador	(PSIG)					
Presión Bomba de Agua	(PSIG)					
Presión Tk. Flash.	(PSIG)					
Nivel Tk Fosfato						
Nivel Tk Sulfito						
Presión Bomba de Fosfato	(PSIG)					
Presión Bomba de Sulfito	(PSIG)					
Capacidad Bomba de Fosfato	(%)					
Capacidad Bomba de Sulfito	(%)					
Temp. Agua A/E	(°C)					
Temp. Agua D/E	(°C)					
Temp. Gases A/E	(°C)					
Temp. Gases D/E	(°C)					
TAYLOR						
Flujo de Aire	(ft ³ /h)					
Flujo de Petróleo	(GPM)					
% Válvula de Petróleo	(%)					
Presión Vapor de Caldera	(PSIG)					
Totalizador de Petróleo (Ghs)	(Ghs.)					
Totalizador de Agua	(x 100lbs)					
Totalizador de Vapor	(x 100 lbs)					
Totalizador de Energía Eléctrica	(Kwh)					
Adición de aditivos de Petróleo	(Ghs.)					
Adición de Fosfato	(Ghs.)					
Adición de Sulfito	(Kgs.)					
Consumo de Sal	(N° Bolsas)					
Soplado de Hollín						
Limpieza de Filtros de Petróleo						
Purga de Fondo						
Purga de Columna de nivel						
Regeneración de Ablandadores						
Bombeo de Condensos						
Observaciones						
Operadores						

ESTADO DE TANQUES DE PETROLEO AL FINAL DEL TURNO						
		1º TURNO	2º TURNO	3º TURNO	FACTOR G/P	STOCK
D-2	T-1				30.59	
	T-2				93.94	
Cap.: 28,512 Gins						
R-500	T-1				96.15	
	T-2				203.26	
	TD-1				12.1	
	TD-2				27.21	
	TD-3				34.72	
Cap.: 71,618 Gins						
TRASIEGOS DE PETROLEO DIESEL #2						
TK N°	L. INICIAL	L. FINAL	DESTINO	Hr. INICIAL	Hr. FINAL	
			DEOD # 1			
			DEOD # 2			
			G. CATERP			
			G. PAXMAN			
			G. SULZER			
			PTA. GAS			
			TK SERV.			
TRASIEGOS DE PETROLEO R-500						
			T-1			
			T-2			
			TD-1			
			TD-2			
			TD-3			
RECEPCION DE PETROLEO						
Tipo de Petróleo						
Cantidad (Gins)						
Hora Desc. E/S						
N° Factura						
Factor Factura						
Temp. Factura						
Capacidad Sistema						
Placa Camión						
Placa Sistema						
Chofer						
Peso Bruto						
Peso Neto						
Temp. Laboratorio						
Dens. Laboratorio						
<hr/> VºBº Jefe de Turno						

4.2 DEODORIZADO

4.2.1 Condiciones optimas de operación en los eyectores de vacio

- Vapor seco
- Presión de vapor libre de fluctuaciones
- Temperatura optima del agua hacia los condensadores
- Flujo de agua constante
- Líneas de vapor y agua exento de fugas

4.2.2 Consumo de vapor en los eyectores

DEODORIZADOR Nö 1

Presión de vapor saturado = 175 PSIG

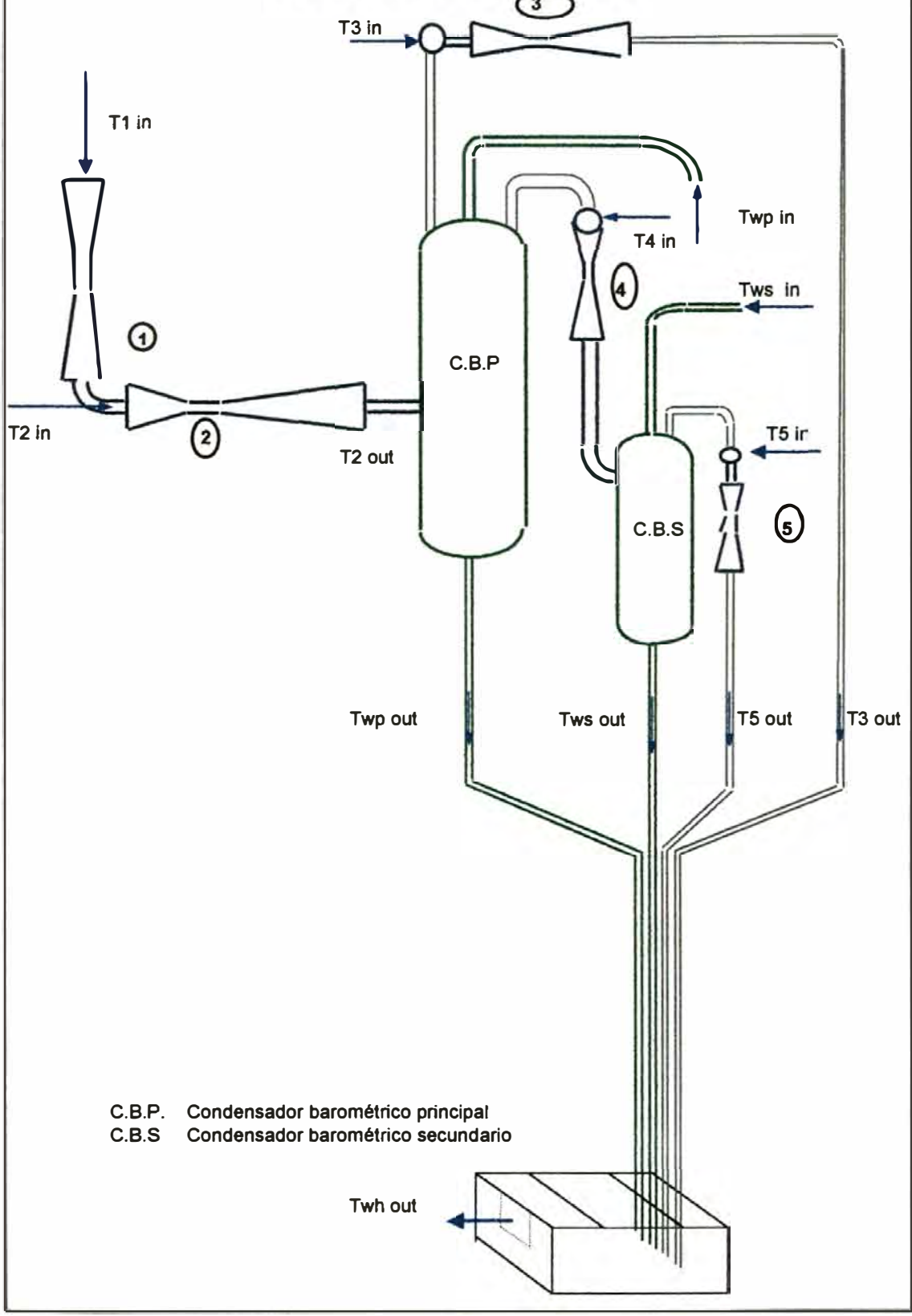
LÍNEA		T (°C)	H (KJ/Kg)
1 In	=	188	
2 In	=	188	
2 out	=	66	2620.1
wp In	=	27	113.1
wp out	=	39	163.3
3 In	=		
3 out	=		
4 In	=	188	
4 out	=	66	2620.1
ws In	=	27	113.1
ws out	=	66	276.2
5 In	=	188	
5 out	=	104	2682.2
wh out	=	43	180

Lp =	12.834	m	longitud de tubería de agua hacia el Condensador Barométrico Principal
Ls =	11.57	m	longitud de tubería de agua hacia el Condensador Barométrico Secundario
dp =	0.1541	m	diámetro de tubería de agua hacia el Condensador Barométrico Principal
ds =	0.0525	m	diámetro de tubería de agua hacia el Condensador Barométrico Secundario
Zp =	9.2	m	altura del Condensador Barométrico Principal
Zs =	8.45	m	altura del Condensador Barométrico Secundario

Caudal total real de descarga del D-1= 146.896 m³/h

Ver grafica N° 5 (sistema de vació del deodorizador N° 1)

Gráfica N° 5
 SISTEMA DE VACIO DEODORIZADOR N° 1



C.B.P. Condensador barométrico principal
 C.B.S. Condensador barométrico secundario

CALCULO DEL FLUJO DE DESCARGA DE LOS CONDENSADORES BAROMETRICOS

METODO: CORRELACION DE FLUJO EN TUBERIAS (según texto mecanica de fluidos mataix)

asumimos : $Z_j = 9.567$ m
 E rugosidad = 0.00025 m
 u (27°C agua) = 0.0093 g/cm*s = 9.3E-07 m2/s

	$Z_j - Z_i$	V_o (m/s)	f	V (m/s)	Q (m3/h)	Q_{total}	
C.B.P.	0.367	1.974736572	0.02216405	1.9747366	132.50		-5.5955E-14
C.B.S.	1.117	1.823291293	0.02991444	1.8232913	14.21	146.7146	-8.8818E-15

CALCULO DE VAPOR EN FUNCION AL FLUJO DE DESCARGA DE AGUA DE LOS CONDENSADORES**Balance de energía en el Cond. Bar. Principal**

AGUA in * Hwp in + Vapor * H2 out = AGUA out * Hwp out
Vapor CBP = 2653.26 Kg/h

Balance de energía en el Cond. Bar. Secundario

AGUA in * Hws in + Vapor * H4 out = AGUA out * Hws out
Vapor CBS = 924.48 Kg/h

Balance de energía en el Hotwell

AGUAp out * Hwp out + Vapor * H5 out + AGUAs out * Hws out = AGUAwh * Hwh
Vapor 5 = 327.48 Kg/h

FLUJO DE VAPOR TOTAL = 3905.22 Kg/h

Recalculando :

ingreso de agua a los Cond. Bar. D-1 142.990 m3/h

asumimos : $Z_j = 9.547$ m

	$Z_j - Z_i$	V_o (m/s)	f	V (m/s)	Q (m3/h)	Q_{total}	
C.B.P.	0.347	1.920175	0.022164	1.920175	128.84		-4.4187E-14
C.B.S.	1.097	1.806894	0.029914	1.806894	14.08	142.9257	-1.5543E-14

Balance de energía en el Cond. Bar. Principal

AGUA in * Hwp in + Vapor * H2 out = AGUA out * Hwp out
Vapor CBP = 2632.67 Kg/h (vapor eyectores 1,2 y vapor directo de borboteo en el deodorizador)

Balance de energía en el Cond. Bar. Secundario

AGUA in * Hws in + Vapor * H4 out = AGUA out * Hws out
Vapor CBS = 979.91 Kg/h (vapor eyector 4)

Balance de energía en el Hotwell

AGUAp out * Hwp out + Vapor * H5 out + AGUAs out * Hws out = AGUAwh * Hwh
Vapor Eyect.5 = 302.35 Kg/h (vapor eyector 5)

FLUJO DE VAPOR TOTAL 3914.93 Kg/h

DEODORIZADOR N° 2

Presion de vapor saturado = 176 PSIG

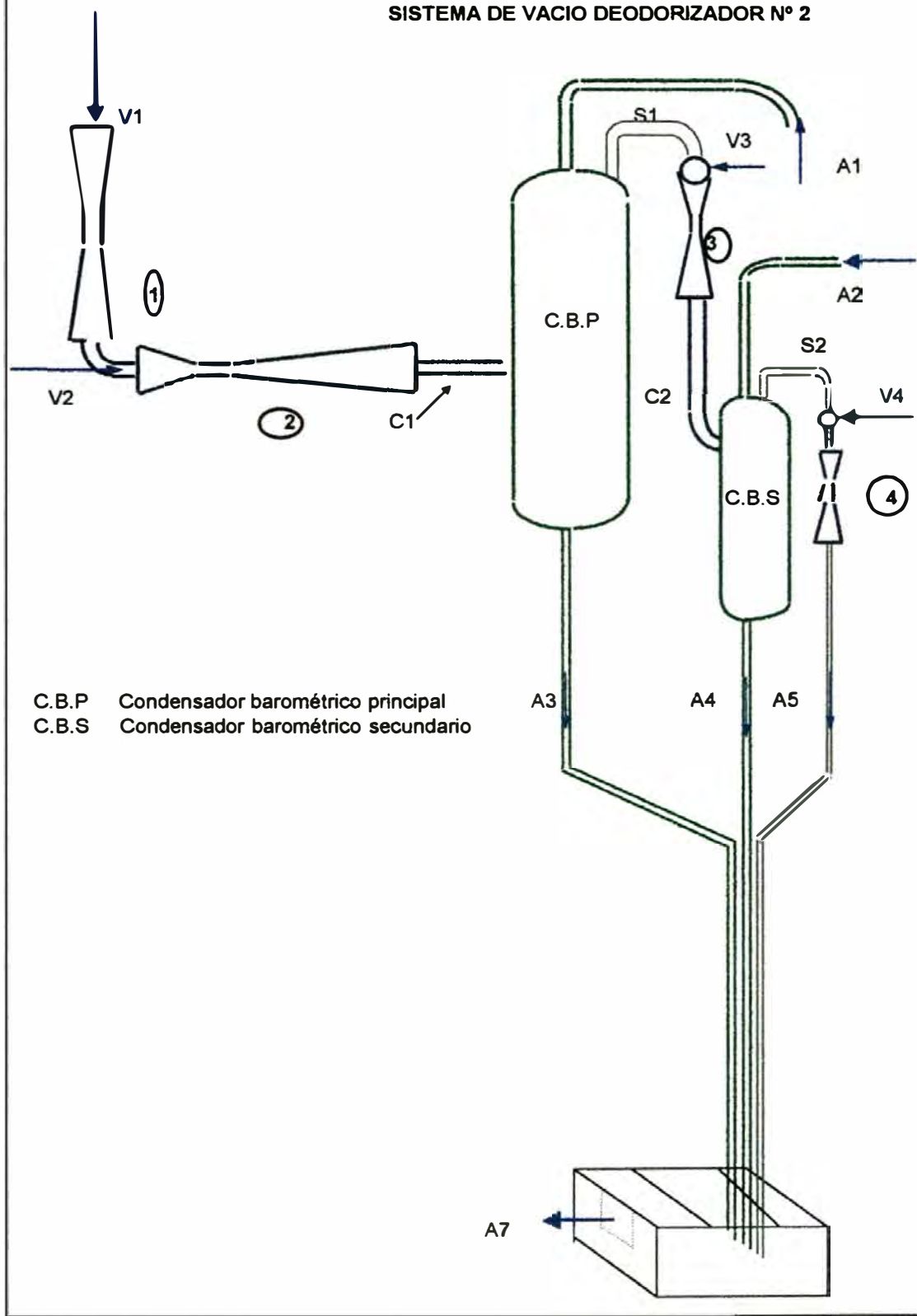
LINEA		T (°C)	H (KJ/Kg)
V1	=	192	2785.7
V2	=	192	2785.7
V3	=	192	2785.7
V4	=	192	2785.7
A1	=	24	100
A2	=	24	100
A3	=	37	154.17
A4	=	45	188.4
A5	=	106	2685.3
A7	=	38	159.1
C1	=	68	2608.3
C2	=	68	2608.3
S1	=	33	2561.8
S2	=	41	2576.2

Lp =	12.78	m	longitud de tubería de agua hacia el Cond. Barometrico Principal
Ls =	14.283	m	longitud de tubería de agua hacia el Cond. Barometrico Secundario
dp =	0.154051	m	diámetro de tubería de agua hacia el Cond. Barometrico Principal
ds =	0.0525018	m	diámetro de tubería de agua hacia el Cond. Barometrico Secundario
Zp =	10.4	m	altura del Cond. Barometrico Principal
Zs =	10.4	m	altura del Cond. Barometrico Secundario

Caudal total real de descarga del D-2 = 146.900 m3/h

Ver grafica N° 6 (sistema de vació del deodorizador N° 2)

Gráfica N° 6
SISTEMA DE VACIO DEODORIZADOR N° 2



C.B.P Condensador barométrico principal
C.B.S Condensador barométrico secundario

CALCULO DEL FLUJO DE DESCARGA DE LOS CONDENSADORES BAROMETRICOS

METODO: CORRELACION DE FLUJO EN TUBERIAS (según texto mecanica de fluidos mataix)

asumimos	$Z_j = 10.911843$ m
E rugosidad =	0.0002 m
u (27°C agua) =	0.0093 g/cm*s = 9.3E-07 m2/s
$L_{ep} = 2 * 0,169 * dp/f + f_v * dp/f$	accesorios : 2 codos y una válvula $f_v 10\% = 0.29$
$L_{es} = 3 * 0,173 * ds/f + f_v * ds/f$	accesorios : 3 codos y una válvula $f_v 5\% = 0.05$
$L_{ep} = 4.620$	
$L_{es} = 1.067$	

	$Z_i - Z_j$	V_o (m/s)	f	V (m/s)	Q (m3/h)	Qtotal	
C.B.P.	0.511843	2.0606363	0.021	2.060636282	138.27		0
C.B.S.	0.511843	1.1074684	0.028	1.107467423	8.63	146.900	9.93602E-07

CALCULO DE VAPOR EN FUNCION AL FLUJO DE DESCARGA DE AGUA DE LOS CONDENSADORES**Balance de energía en el Cond. Bar. Principal**

$$A1 * HA1 + C1 * HC1 = A3 * HA3$$

$$\text{Vapor CBP} = 3051.76 \text{ Kg/h} \quad (\text{vapor eyectores 1 ,2 y vapor directo de borboteo en el deodorizador})$$

Balance de energía en el Cond. Bar. Secundario

$$A2 * HA2 + C2 * HC2 = A4 * HA4$$

$$\text{Vapor CBS} = 315.30 \text{ Kg/h}$$

Balance de energía en el Hotwell

$$A3 * HA3 + A4 * HA4 + A5 * HA5 = A7 * HA7$$

$$A3 + A4 + A5 = A7$$

$$A3 = 141320.109 \text{ Kg/h}$$

$$A4 = 8946.50845 \text{ Kg/h}$$

$$A5 = 172.21 \text{ Kg/h}$$

$$A7 = 150438.83 \text{ Kg/h}$$

$$\text{VAPOR EYECTOR 4} = 172.21 \text{ Kg/h}$$

$$\text{FLUJO DE VAPOR TOTAL} = 3539 \text{ Kg/h}$$

CONSUMO DE VAPOR TOTAL EN EL SISTEMA DE VACIO Y VAPOR DIRECTO EN LOS DEODORIZADORES

7454 Kg/h

4.2.3 Fugas de vapor

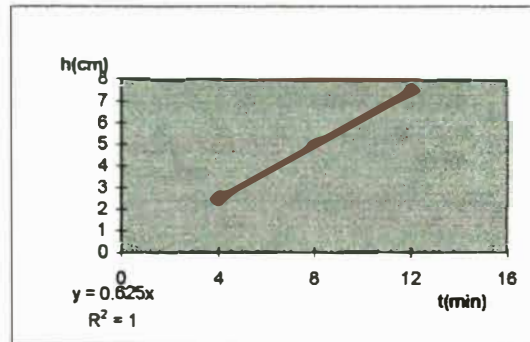
Línea tracer de calentamiento sin trampas de vapor

Mediciones reales de condensado

LINEA 1

t(mln)	h(cm)
4	2.5
8	5
12	7.5
Caudal:	96 Kg/h

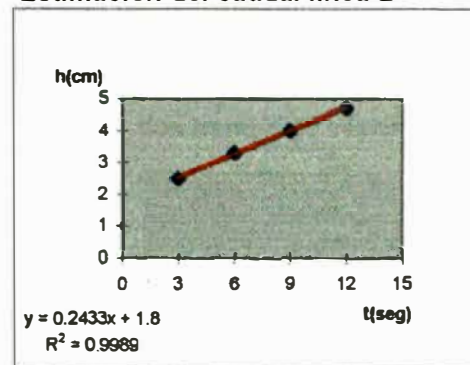
Gráfica N° 7
Estimación del caudal línea 1



LINEA 2

t(min)	h(cm)
3	2.5
6	3.3
9	4
12	4.7
Caudal:	37 Kg/h

Gráfica N° 8
Estimación del caudal línea 2



Tanques stock con chaqueta de calentamiento sin trampas de vapor.

El área de deodorizado consta de 12 tanques de igual capacidad con chaqueta de las cuales 10 No tienen trampas

Se tomo como referencia un tanque

Mediciones reales de condensado

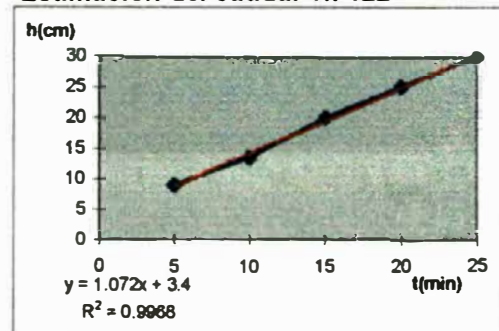
TK 122

Masa de Aceite: 20 Toneladas

T aceite inicial: 46°C

t(mln)	h(cm)	T(°C)
5	9	47
10	13.4	48
15	20	48.5
20	25	49
25	30	50
Caudal:	164 Kg/h	

Gráfica N° 9
Estimación del caudal Tk 122



TK 122

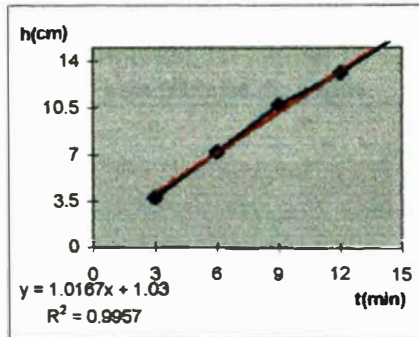
Masa de Aceite: 20 Toneladas

T aceite inicial: 69,5°C

t(min)	h(cm)	T(°C)
3	3.8	70
6	7.2	70.5
9	10.7	71
12	13.1	71.5
15	16.1	72

Caudal: 156 Kg/h

Gráfica N° 10
Estimación del caudal Tk 122

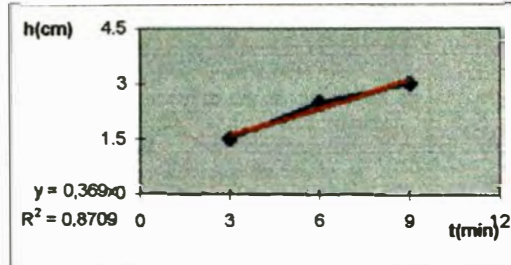
**Caudal promedio por tanque : 160 Kg/h****Caudal promedio por diez tanques: 1599 Kg/h****Total fugas de vapor : 1732 Kg/h****4.2.4 Recuperación de condensados**

Instalando trampas de vapor modelo TD S 52 termodinámico a línea 1 tracer

Gráfica N° 11**Estimación del caudal línea 1 con trampa de vapor**

t(min)	h(cm)
3	1.5
6	2.5
9	3

Caudal: 57 Kg/h

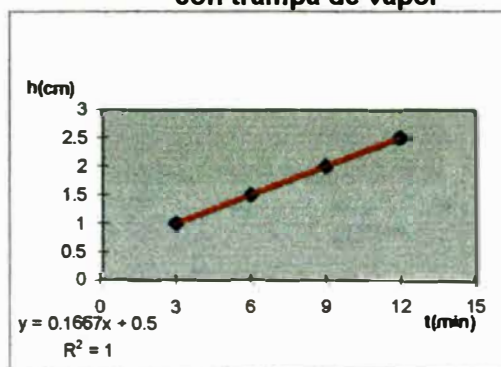


Instalando trampas de vapor modelo TD S 52 termodinámico a línea 2 tracer

Gráfica N° 12**Estimación del caudal línea 2 con trampa de vapor**

t(min)	h(cm)
3	1
6	1.5
9	2
12	2.5

Caudal: 26 Kg/h

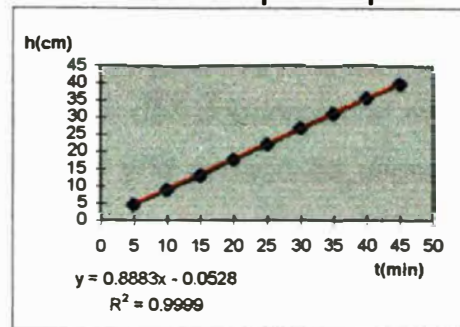


Instalando trampas de vapor modelo termostático a las chaquetas de calentamiento

MASA DE ACEITE: 20 TON
TEMPERATURA INICIAL: 38°C

t(min)	h(cm)	T(°C)
5	4.5	39
10	8.8	40
15	13.1	41
20	17.7	42
25	22.1	43
30	26.8	44
35	31	45
40	35.6	46
45	39.8	47
CAUDAL:		136 Kg/h

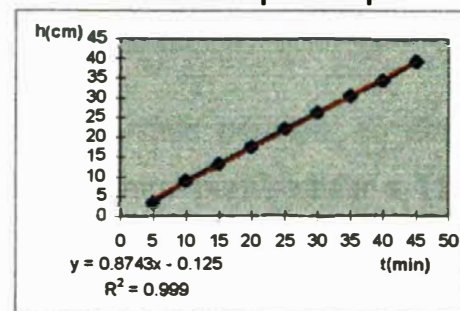
Gráfica N° 13
Estimación del caudal Tk 122
con trampa de vapor



TEMPERATURA INICIAL: 48°C

t(min)	h(cm)	T(°C)
5	3.5	49
10	9	50
15	13.2	51
20	17.5	52
25	22.1	53
30	26.2	53.5
35	30.5	54.5
40	34.4	55
45	39.2	56
CAUDAL:		134 Kg/h

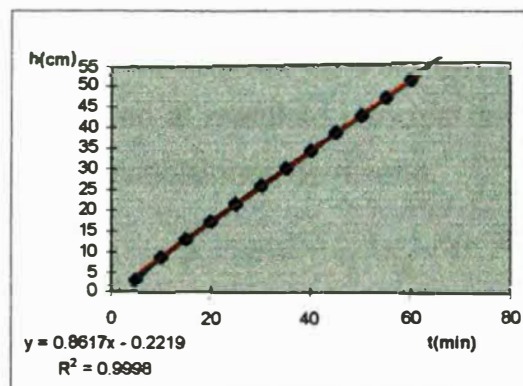
Gráfica N° 14
Estimación del caudal Tk 122
con trampa de vapor



TEMPERATURA INICIAL: 57°C

t(min)	h(cm)	T(°C)
5	3.2	58
10	8.6	59
15	12.9	60
20	17.2	61
25	21.4	61.5
30	25.9	62
35	30.1	63
40	34.4	63.5
45	38.7	64.8
50	42.8	65.2
55	47.1	66
60	51.4	67
65	55.7	68
70	60	69
75	64.3	70
CAUDAL:		132 Kg/h

Gráfica N° 15
Estimación del caudal Tk 122
con trampa de vapor



CAUDAL PROMEDIO POR TANQUE **134 Kg/h**

Total recuperación de condensado por instalación de trampas **1689 Kg/h**

Ahorro de vapor por utilización de trampas **43 Kg/h**

4.2.5 MEJORA DE PROCESO

ANOMALIAS ENCONTRADAS

1.- Según especificaciones técnicas del fabricante del deodorizador(DSMET), la presión de vapor requerida por los eyectores del sistema de vacío del deodorizador es de 117 PSIG equivalente a 8.24 Kg/cm^2 y la presión de vapor utilizada actualmente es 175 PSIG.

CAUSAS

- Exceso de consumo de vapor.
- Esta sobrepresión afecta directamente la capacidad del condensador barométrico generando contrapresión en los eyectores, ocasionando variaciones en la presión generada por el sistema de vacío.
- La alimentación de vapor al manifold principal es directa(175 PSIG) no existe una válvula de control para regular a 117 PSIG, trayendo como consecuencia que la alimentación de vapor a los eyectores absorba Las fluctuaciones de presión que pueden existir en la caldera como en la línea de alimentación de vapor al deodorizador.

ACCIONES

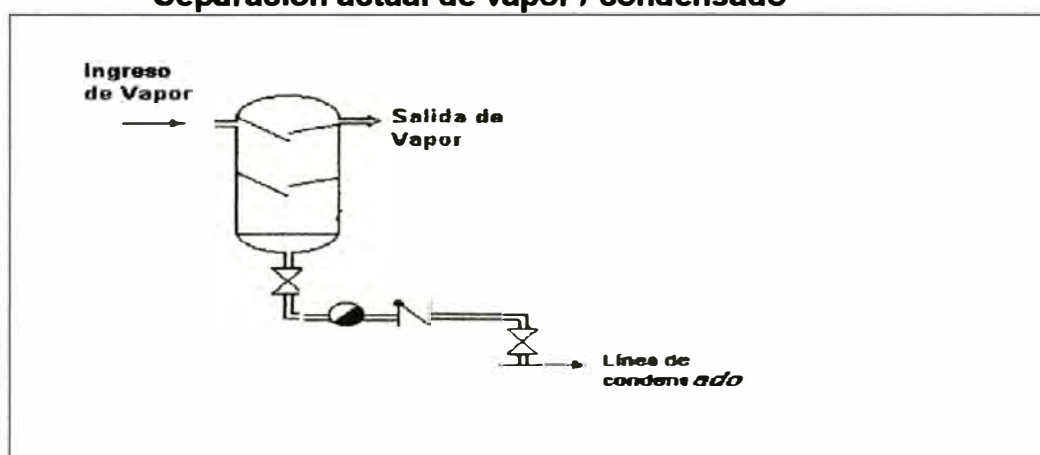
- Se recomienda adquirir un sistema de control para regular la presión de vapor de ingreso al manifold principal a 8 o 9 Kg /cm² y así poder llegar a las condiciones de diseño.

2.- Los separadores de condensado no esta técnicamente bien diseñados.

CAUSAS

- No es eficiente en la separación vapor/condensado
- La descarga del condensado esta ubicada en el fondo del separador, existiendo la posibilidad que se atore, quedando inoperativa el separador.

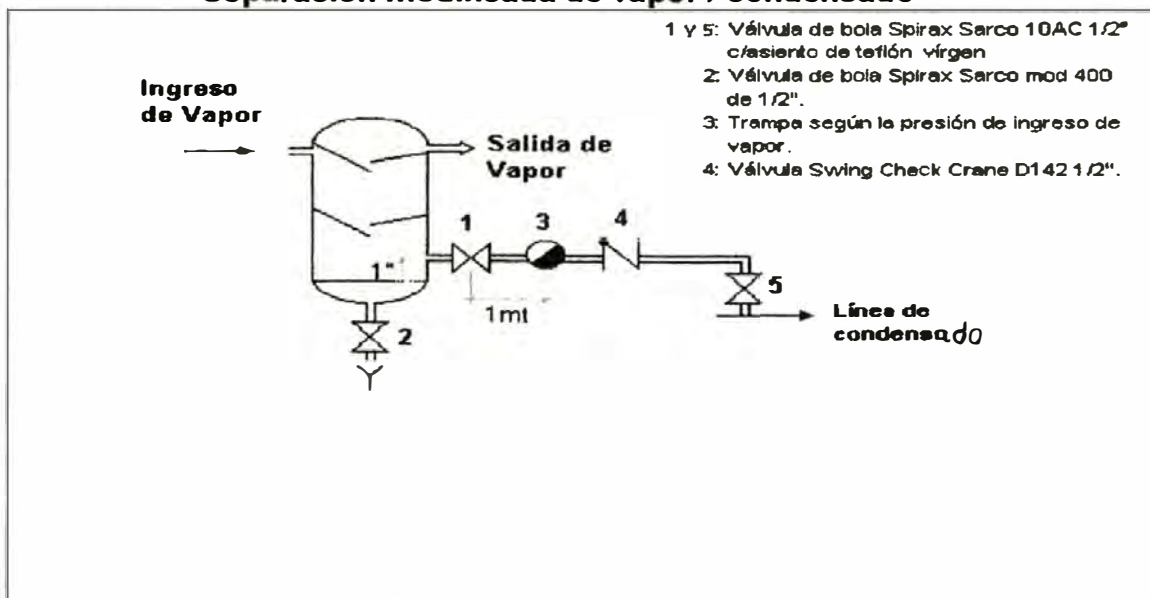
Gráfica N° 16
Separación actual de vapor / condensado



ACCIONES

- Modificar el diseño
- Instalar la descarga de condensado aproximadamente a 1" del fondo de la parte cilíndrica del separador utilizando un diámetro adecuado y manteniendo la salida del fondo para limpieza del mismo.

Gráfica N° 17
Separación modificada de vapor / condensado



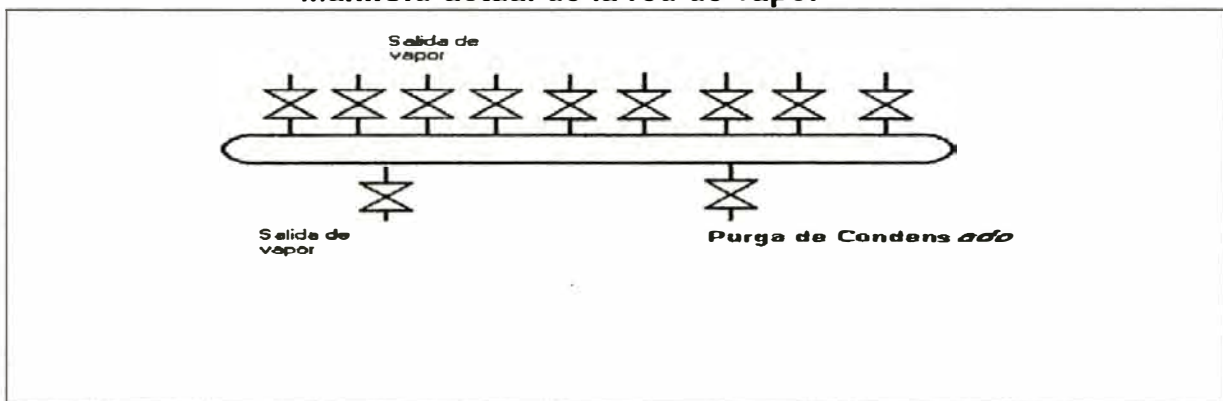
3.- El diseño de los manifolds principal y secundario existentes no son los adecuados, técnicamente estan mal diseñados. Todas las líneas de distribución no salen por la parte superior. No disponen de un sistema de purga de condensado así como el venteo respectivo para asegurar la eliminación de oxígeno del sistema.

CAUSAS

- Pérdida de energía
- Incremento en la humedad del vapor
- Problemas de corrosión en las tuberías.

Gráfica N° 18

Manifold actual de la red de vapor

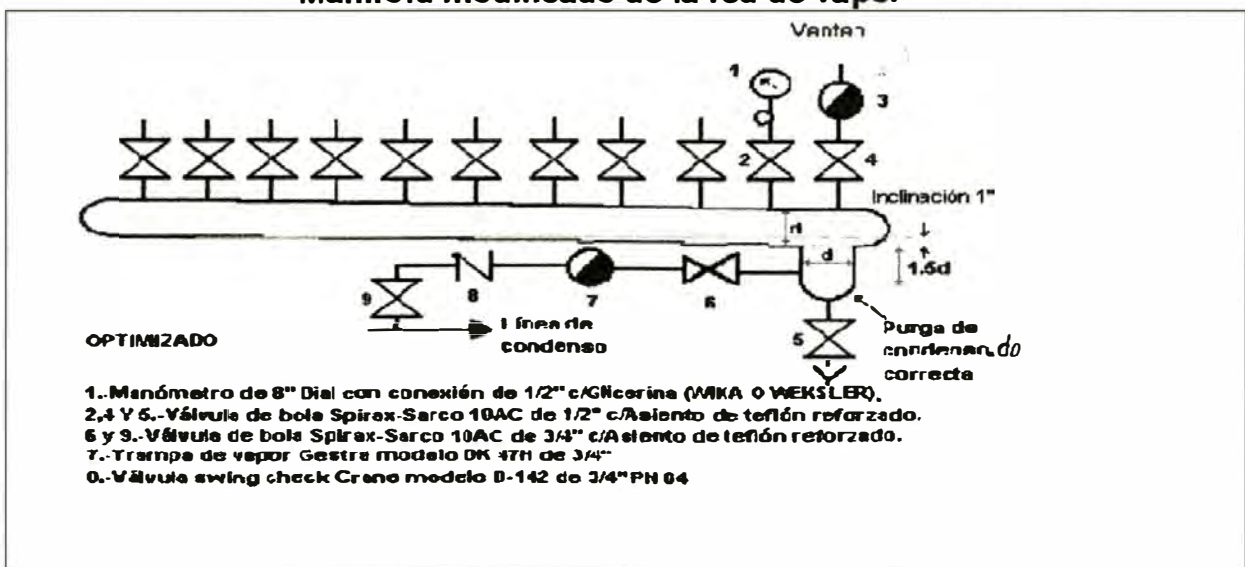


ACCIONES

- Diseñar e instalar nuevos manifold que reúnan los requisitos para mejorar la calidad del vapor suministrado.

Gráfica N° 19

Manifold modificado de la red de vapor



4.- Según fabricante la presión de vapor en el segundo manifold debe ser de 37 PSIG (2.57 Kg/cm²), esta se utiliza para vapor directo al deodorizador. Actualmente se está utilizando una presión de 50 PSIG.

La válvula reductora de presión está inoperativa y obsoleto se está regulando la presión en forma manual.

CAUSAS

- Variaciones en la presión de vapor.
- Pérdida de energía.
- Error en el medidor de caudal de vapor directo al deodorizador.

ACCIONES

- Cambiar de válvula reductora de presión de vapor.

5.- La válvula de seguridad del manifold secundario (segundo) no tiene capacidad suficiente para desalojar toda la masa de vapor, que podría pasar a través de la válvula reductora de presión, cuando esta sufra algún desperfecto.

CAUSAS

- Genera una sobrepresión del sistema la cual puede ocasionar serios daños a los equipos relacionados tales como chaquetas de calentamiento, bombas, intercambiadores de calor, líneas tracer, etc.

ACCIONES

- Reemplazar dicha válvula por una nueva que tenga la capacidad requerida.

6.- Se ha observado formación de hielo en el Booster N°1 y 2

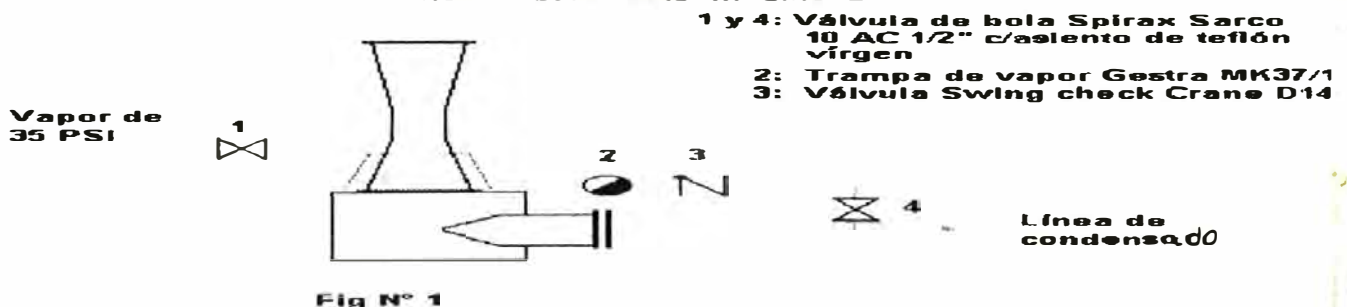
CAUSAS

- Origina una disminución de la velocidad del vapor a través de la zona de baja presión y por lo tanto un aumento de la presión absoluta afectando al vacío generado por el sistema.

ACCIONES

- Se recomienda instalar un tubo de cobre de 3/8" alrededor del eyector para calentar dicha zona con vapor de baja presión y forrarlo con manta de aislamiento térmico y con plancha de aluminio para proteger el forro.

Gráfica N° 20: Booster modificado



7.- Se ha observado en las líneas de vapor la utilización de reducciones concéntricas en tramos horizontales.

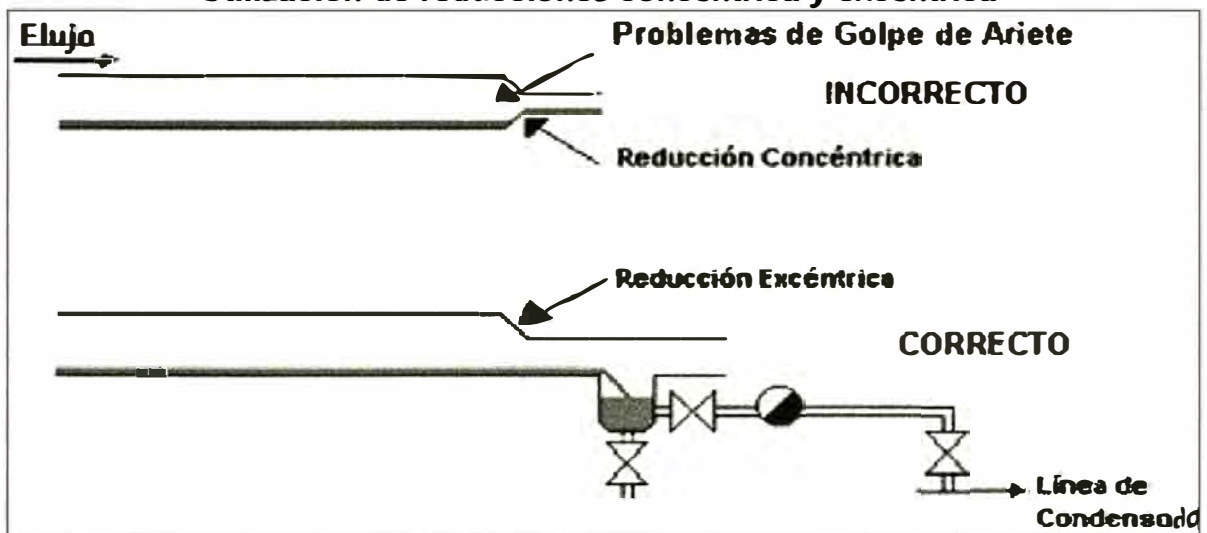
CAUSAS

-Esto origina golpes de ariete ya que el condensado que se va formando en la tubería es arrastrado por el vapor y cuando llega a la reducción se estrella en la parte inferior produciendo el golpe de ariete, el cual deteriora a los accesorios y produce desgaste en las tuberías.

ACCIONES

Se recomienda cambiar dichas reducciones por las de tipo excéntrico.

Gráfica N° 21
Utilización de reducciones concéntrica y excéntrica



8.- La línea de vapor al área de deodorizado no tiene final de línea, las elevaciones de la línea de vapor no presenta purgas adecuadas.

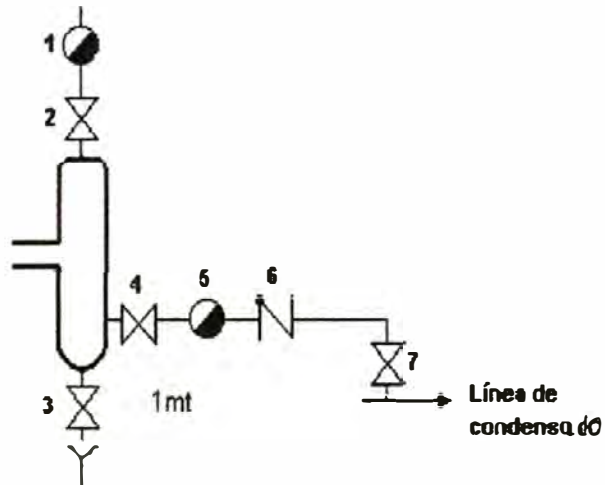
CAUSAS

- Acumulación de condensado en la línea de vapor.
- Problemas de corrosión.
- Vapor húmedo
- Pérdida de energía.

ACCIONES

- Instalar final de línea con sus accesorios respectivos.
- Modificar las purgas.

Gráfica N° 22
FINAL DE LINEA



- 1.- Trampa Gestra MK 37H de 1/2".
- 2,4 y 7.- Válvula de bola Spirax-Sarco 10 AC de 1/2" c/Asiento de teflón reforzado.
- 3.- Válvula de bola Spirax-Sarco modelo 400 de 1/2".
- 5.- Trampa Gestra DK 47H de 1/2"
- 6.- Válvula Swing Check Crane Modelo D 142 de 1/2"

Gráfica N° 23
PURGAS DE LINEA



INCORRECTO



CORRECTO

9.-Las trampas de vapor de los intercambiadores de calor(placas) para enfriar el producto deodorizado son inadecuadas(Termodinámicas).

También se ha encontrado varias trampas de vapor mal seleccionadas y algunas inoperativas.

Líneas tracer de calentamiento del producto deodorizado sin trampas de vapor.

Chaquetas y serpentines de calentamiento de tanques de stock de productos inicial y final del deodorizado sin trampas de vapor.

CAUSAS

- Pérdidas de energía
- Pérdidas tiempo de calentamiento
- Problemas en los equipos involucrados.
- Sobrepresión en la línea de condensados.
- Aniegos y atoros en las líneas de condensa.
- No tienen filtro para evitar que se atoren y/o deterioren.

ACCIONES

- Se van a seleccionar, colocar y/o cambiar las trampas de vapor técnicamente.
- Instalar un filtro a la salida del condensado de los intercambiadores de calor.

10.-Los manómetros existentes en las líneas de vapor no tienen válvulas de registro.

CAUSAS

-Impidiéndose con esto la recalibración o el cambio cuando sea necesario, sin tener que parar el funcionamiento de la instalación.

ACCIONES

- Se recomienda instalar válvulas de bola
- Cambiar las colas de chancho que se encuentren en mal estado.

Gráfica N° 24



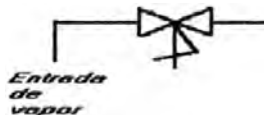
11.-La conexión del piloto de la válvula reductora de presión Leslie modelo GPKP-1 a la línea de presión reducida esta muy cercana al codo.

También se observó que ésta válvula no tiene un filtro de vapor aguas arriba.

CAUSAS

-Se produce una turbulencia por la acumulación de condensado que es transmitida al piloto de la válvula, el cual se deteriora en un período mas corto, incrementándose los gastos de mantenimiento.

Gráfica N° 25
Instalación actual de válvula reductora

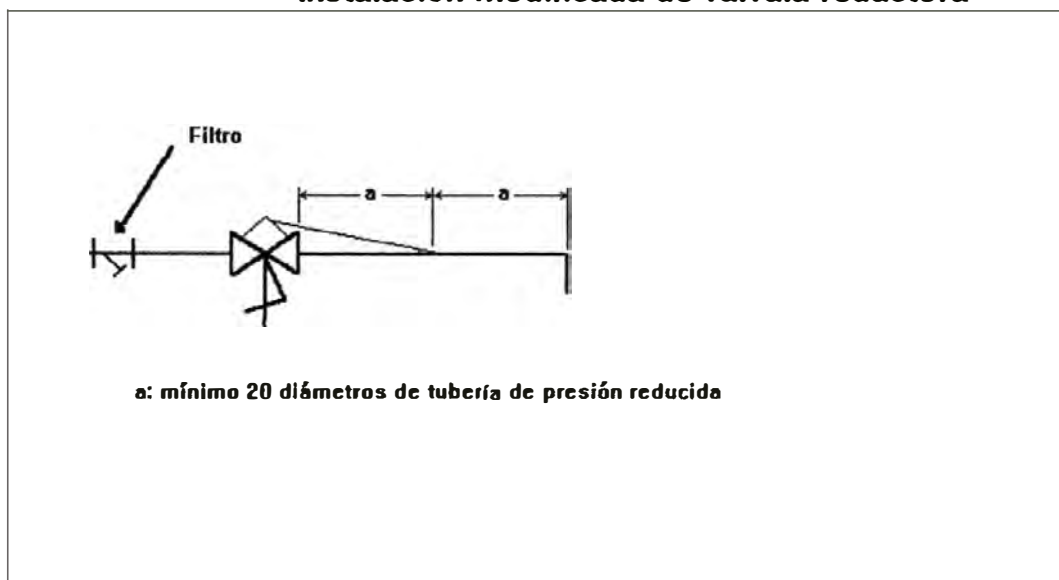


ACCIONES

-Cambiar la posición de ésta conexión a una distancia mínima tanto del codo como de la reductora de 20 diámetros y con una pendiente positiva hacia la línea de presión reducida.

-Instalar el filtro de vapor correspondiente.

Grafica N° 26
Instalación modificada de válvula reductora



12.- No se sabe si las chaquetas, serpentines de calentamiento con vapor de los tanques stock de productos terminados y el sistema de vacío están en buen estado.

CAUSAS

- Posible picaduras de las chaquetas ocasionando contaminación de los productos.
- Perdidas de energía
- Perdidas tiempo de calentamiento.
- Perdidas en la presión de vacío ocasionando la contaminación de productos que se deodorizan y arrastre hacia los sistemas de vacío.

ACCIONES

- Realización de pruebas hidrostáticas en las chaquetas y serpentines de calentamiento.
- Prueba de hermeticidad en el sistema de vacío.

13.- Todo el condensado formado en el deodorizado se pierde (se vota al desagüé) debido a que no se cuenta con un sistema de retorno de condensado.

CAUSAS

- Desperdicio de energía
- Perdidas tiempo de operación
- Posibles accidentes
- Calentamiento de efluentes.
- etc.

ACCIONES

- Diseñar línea de retorno de condensado hacia la unidad generadora de vapor.

4.2.6 MEJORA DEL CONSUMO DE VAPOR EN LOS EYECTORES DEODORIZADOR N° 1

Sistema de vacío

Presión entrada de vapor saturado = 117 PSIG

LINEA		T (°C)	H (KJ/Kg)
1 in	=	175	
2 in	=	175	
2 out	=	60	2595.8
wp in	=	25	104.8
wp ou	=	36	150.8
3 in	=		
3 out	=		
4 in	=	175	
4 out	=	60	2595.8
ws in	=	25	104.8
ws ou	=	60	250
5 in	=	175	
5 out	=	98	2658.7
wh ou	=	39.5	165.4

Lp =	12.8	m	longitud de tubería de agua hacia el Condensador Barométrico Principal
Ls =	11.6	m	longitud de tubería de agua hacia el Condensador Barométrico Secundario
dp =	0.15	m	diámetro de tubería de agua hacia el Condensador Barométrico Principal
ds =	0.05	m	diámetro de tubería de agua hacia el Condensador Barométrico Secundario
Zp =	9.2	m	altura del Condensador Barométrico Principal
Zs =	8.45	m	altura del Condensador Barométrico Secundario

Caudal total real de descarga del D-1 = 146.896 m³/h

Ver grafica N° 5 (sistema de vacío del deodorizador N° 1)

CALCULO DEL FLUJO DE DESCARGA DE LOS CONDENSADORES BAROMETRICOS

METODO CORRELACION DE FLUJO EN TUBERIAS (según texto mecanica de fluidos malaise)

Caudal total de descarga del D-1 = 146.8955 m³/h

asumimos : Zj = 9.567 m
E rugosidad = 0.00025 m
u (27°C agua) = 0.0093 a/cm*s = 9.3E-07 m²/s

	Zj - Zi	Vo (m/s)	f	V (m/s)	Q (m ³ /h)	Qtotal	
C.B.P.	0.37	1.97474	0.022	1.9747366	132.50		-6E-14
C.B.S.	1.12	1.82329	0.030	1.8232913	14.21	146.715	-9E-15

CALCULO DE VAPOR EN FUNCION AL FLUJO DE DESCARGA DE AGUA DE LOS CONDENSADORES.

Balance de energía en el Cond. Bar. Principal

AGUA in * Hwp in + Vapor * H2 out = AGUA out * Hwp out

Vapor CBP = 2446.89 Kg/h

Balance de energía en el Cond. Bar. Secundario

AGUA in * Hws in + Vapor * H4 out = AGUA out * Hws out

Vapor CBS = 828.30 Kg/h

Balance de energía en el Hotwell

AGUA p out * Hwp out + Vapor * H5 out + AGUA s out * Hws out = AGUA wh * Hwh

Vapor 5 = 286.73 Kg/h

FLUJO DE VAPOR TOTAL = 3561.92 Kg/h

Recalculando :

Ingreso de agua a los Cond. Bar. D-1 = 143.334 m³/h

asumiir Zj = 9.547 m

	Zi - Zi	Vo(m/s)	f	V (m/s)	Q (m ³ /h)	Qtotal	
C.B.P	0.347	1.9202	0.022164064	1.920175	128.84		-4E-14
C.B.S	1.10	1.8069	0.029914454	1.806894	14.08	142.926	-2E-14

Balance de energía en el Cond. Bar. Principal

AGUA in * Hwp in + Vapor * H2 out = AGUA out * Hwp out

Vapor CBP = 2424.05 Kg/h (vapor eyectores 1 ,2 y vapor directo de borboteo en el deodorizador).

Balance de energía en el Cond. Bar. Secundario

AGUA in * Hws in + Vapor * H4 out = AGUA out * Hws out

Vapor CBS = 871.66 Kg/h (vapor eyector 4)

Balance de energía en el Hotwell

AGUAp out * Hwp out + Vapor * H5 out + AGUAs out * Hws out =AGUAwh*Hwh

Vapor Eyect.5 = 286.94 Kg/h (vapor eyector 5)

FLUJO DE VAPOR TOTAL = 3582.66 Kg/h

DEODORIZADOR N° 2

SISTEMA DE VACIO

Presion entrada de vapor saturado = 117 PSIG

LINEA		T (°C)	H (KJ/Kg)
V1	=	176	2759.6
V2	=	176	2759.6
V3	=	176	2759.6
V4	=	176	2759.6
A1	=	25	104.8
A2	=	25	104.8
A3	=	35	146.63
A4	=	45	188.4
A5	=	106	2685.3
A7	=	38	159.1
C1	=	62	2612.3
C2	=	51	2593.9

Lp =	12.78	m	longitud de tubería de agua hacia el Condensador Barométrico Principal
Ls =	14.28	m	longitud de tubería de agua hacia el Condensador Barométrico Secundario
dp =	0.154	m	diámetro de tubería de agua hacia el Condensador Barométrico Principal
ds =	0.053	m	diámetro de tubería de agua hacia el Condensador Barométrico Secundario
Zp =	10.4	m	altura del Condensador Barométrico Principal
Zs =	10.4	m	altura del Condensador Barométrico Secundario

Caudal total real de descarga del D-2 = 146.9 m³/h

CALCULO DEL FLUJO DE DESCARGA DE LOS CONDENSADORES BAROMETRICOS
METODO:CORRELACION DE FLUJO EN TUBERIAS(según texto mecanica de fluidos mataix)

asumimos : $Z_j = 10.911843 \text{ m}$
 E rugosidad = 0.0002 m
 $u (27^\circ\text{C agua}) = 0.0093 \text{ 'g/cm}^3\text{s} = 9.3\text{E-}07 \text{ m}^2/\text{s}$
 $Lep = 2 \cdot 0,169 \cdot dp/f + fv \cdot dp/f$ accesorios : 2 codos y una válvula
 $Les = 3 \cdot 0,173 \cdot ds/f + fv \cdot ds/f$ accesorios : 3 codos y una válvula
 $Lep = 4.620$ $fv 10\% = 0.29$
 $Les = 1.067$ $fv 5\% = 0.05$

	$Z_j - Z_i$	$Vo (m/s)$	f	$V (m/s)$	$Q (m^3/h)$	Q_{total}	
C.B.P.	0.511843	2.060636282	0.021	2.060636	138.27		0
C.B.S.	0.511843	1.107468417	0.028	1.107467	8.63	146.900	9.93602E-07

CALCULO DE VAPOR EN FUNCION AL FLUJO DE DESCARGA DE AGUA DE LOS CONDENSADORES.

Balance de energía en el Cond. Bar. Principal

$$A1 \cdot HA1 + C1 \cdot HC1 = A3 \cdot HA3$$

Vapor CBP = 2345.72 Kg/h (vapor eyectores 1 ,2 y vapor directo de borboteo en el deodorizador).

Balance de energía en el Cond. Bar. Secundario

$$A2 \cdot HA2 + C2 \cdot HC2 = A4 \cdot HA4$$

Vapor CBS = 299.97 Kg/h

Balance de energía en el Hotwell

$$A3 \cdot HA3 + A4 \cdot HA4 + A5 \cdot HA5 = A7 \cdot HA7$$

$$A3 + A4 + A5 = A7$$

A3	=	140614.0635	Kg/h
A4	=	8931.177325	Kg/h
A5	=	590.52	Kg/h
A7	=	150135.76	Kg/h

VAPOR EYECTOR 4 = 690.52 Kg/h

FLUJO DE VAPOR TOTAL = 3236 Kg/h

CONSUMO DE VAPOR TOTAL EN EL SISTEMA DE VACIO Y VAPOR DIRECTO EN LOS DEODORIZADORES =

6819 Kg/h

AHORRO DE VAPOR POR MEJORA =

635 Kg/h

4.2.7 Retorno de condensado a la unidad generadora

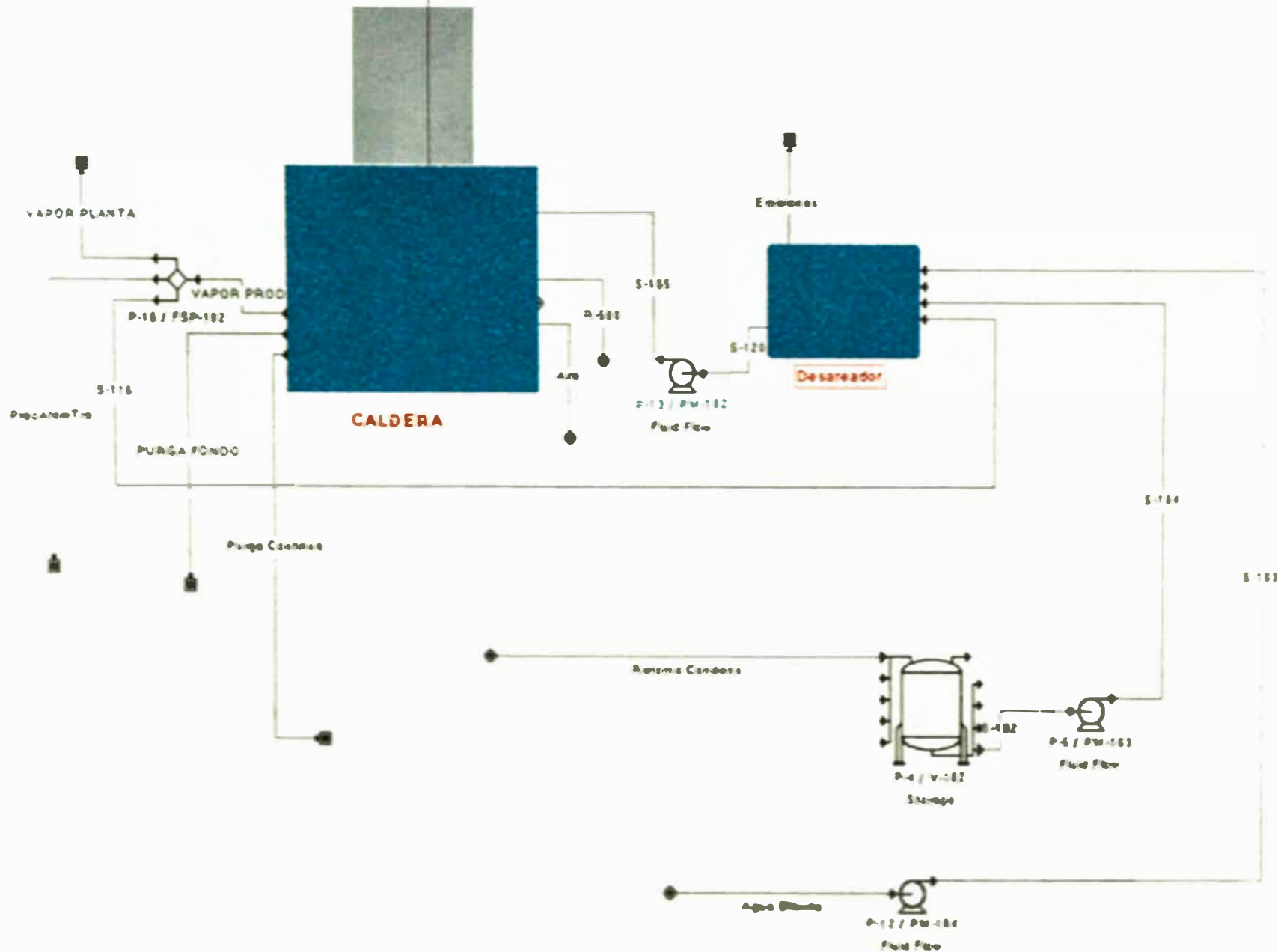
	Kg/h
Intercambiadores de Calor	636
Chaquetas de filtros de aceite	50
Líneas tracer de calentamiento	180
Chaquetas de Booster	60
Chaquetas serpentines en Tanques Stock de producto	1608
Purgas de condensado	150
(Líneas de vapor, manifold, separadores, finales de línea)	
Total:	2 684 Kg/h

V. DIAGRAMA DE LA UNIDAD GENERADORA DE VAPOR

5.1 Unidad generadora sin optimizar

Diagrama N° 3

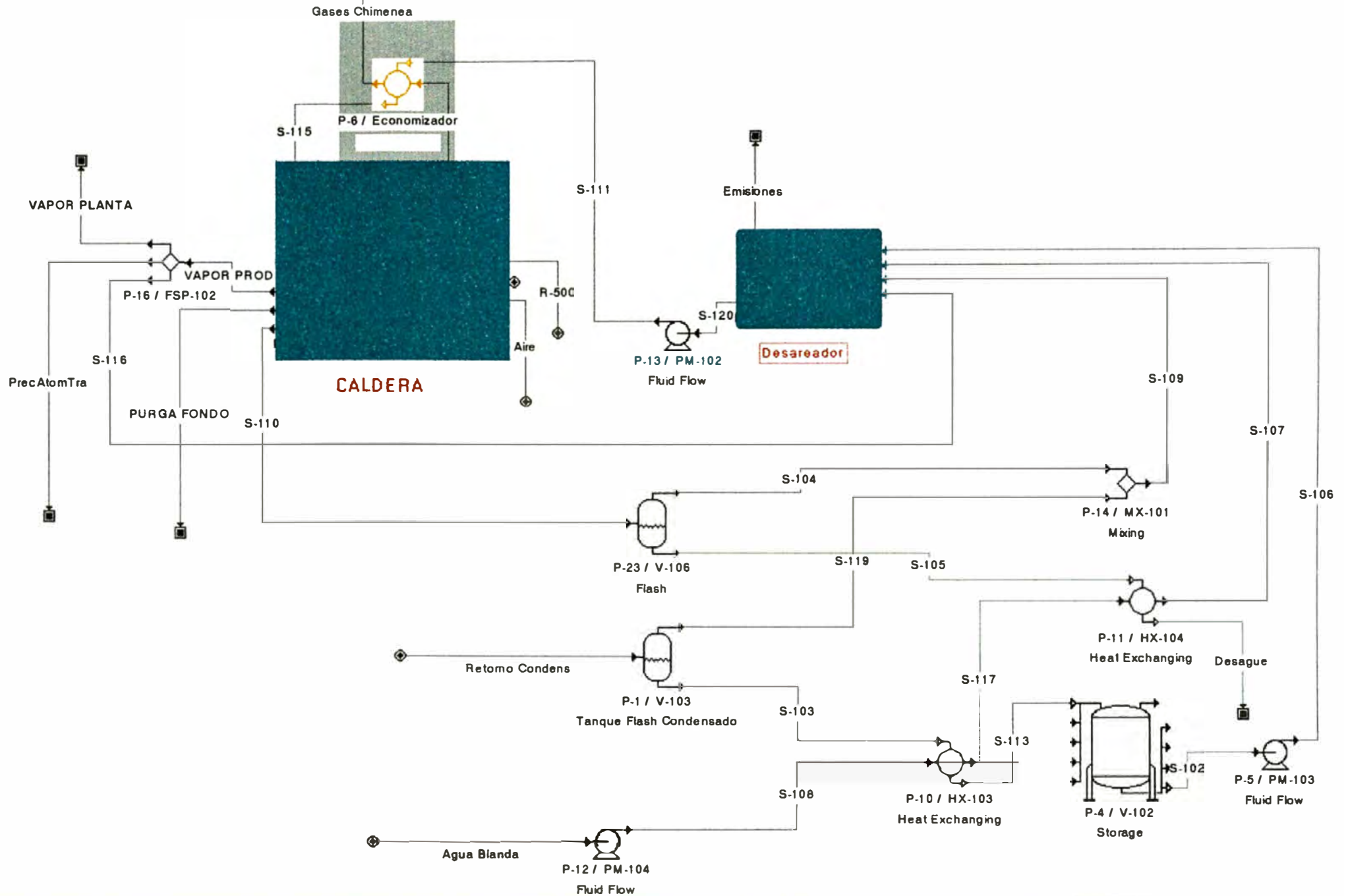
CALDERA SIN OPTIMIZAR (R-500)



3.2 Unidad generadora optimizada (condiciones actuales)

Diagrama N° 4

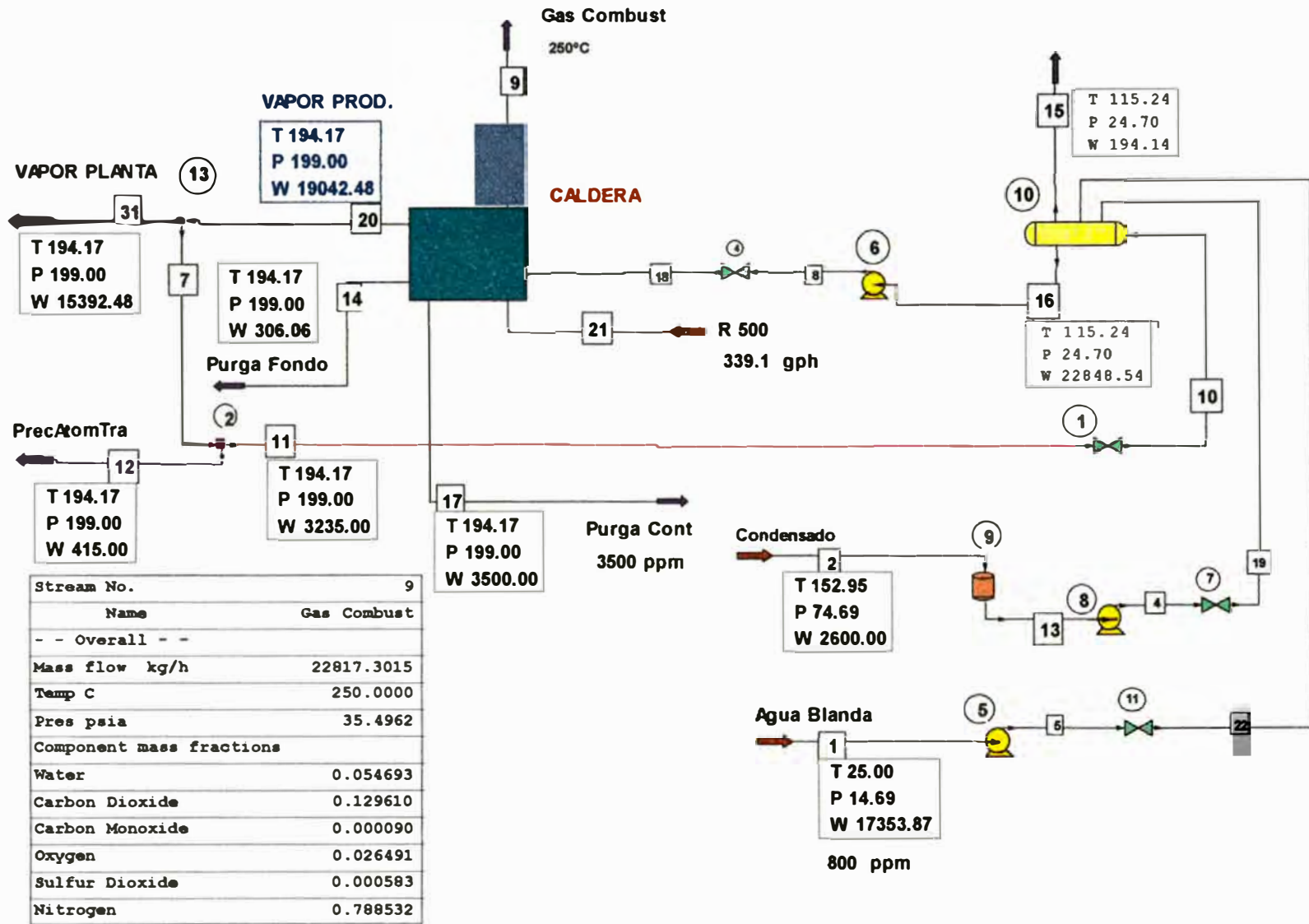
CALDERA OPTIMIZADA - CONDICIONES ACTUALES



5.3 Diagrama de flujo sin optimizar

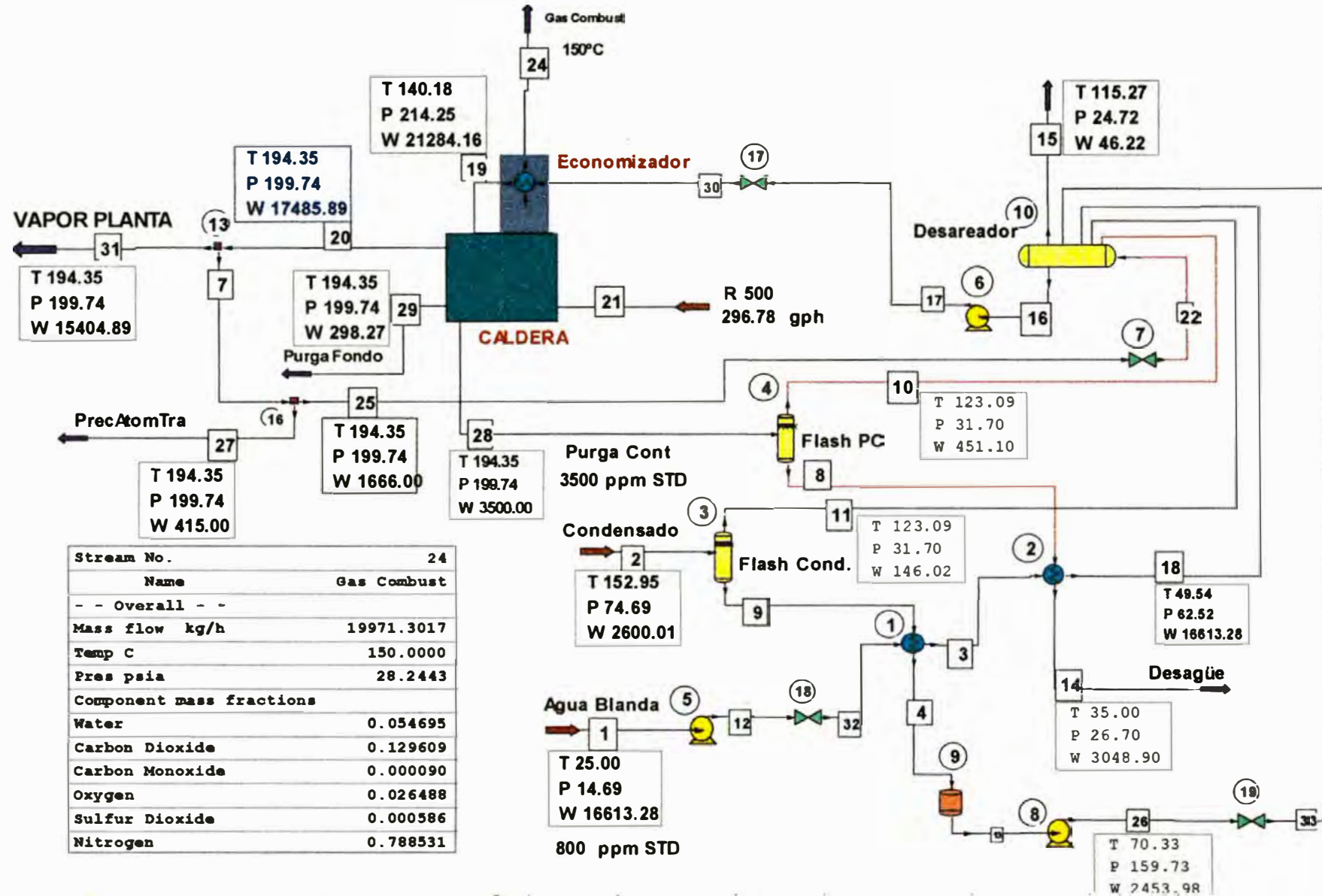
Diagrama N° 5

DIAGRAMA DE FLUJO DE CALDERA SIN OPTIMIZAR (R 500)



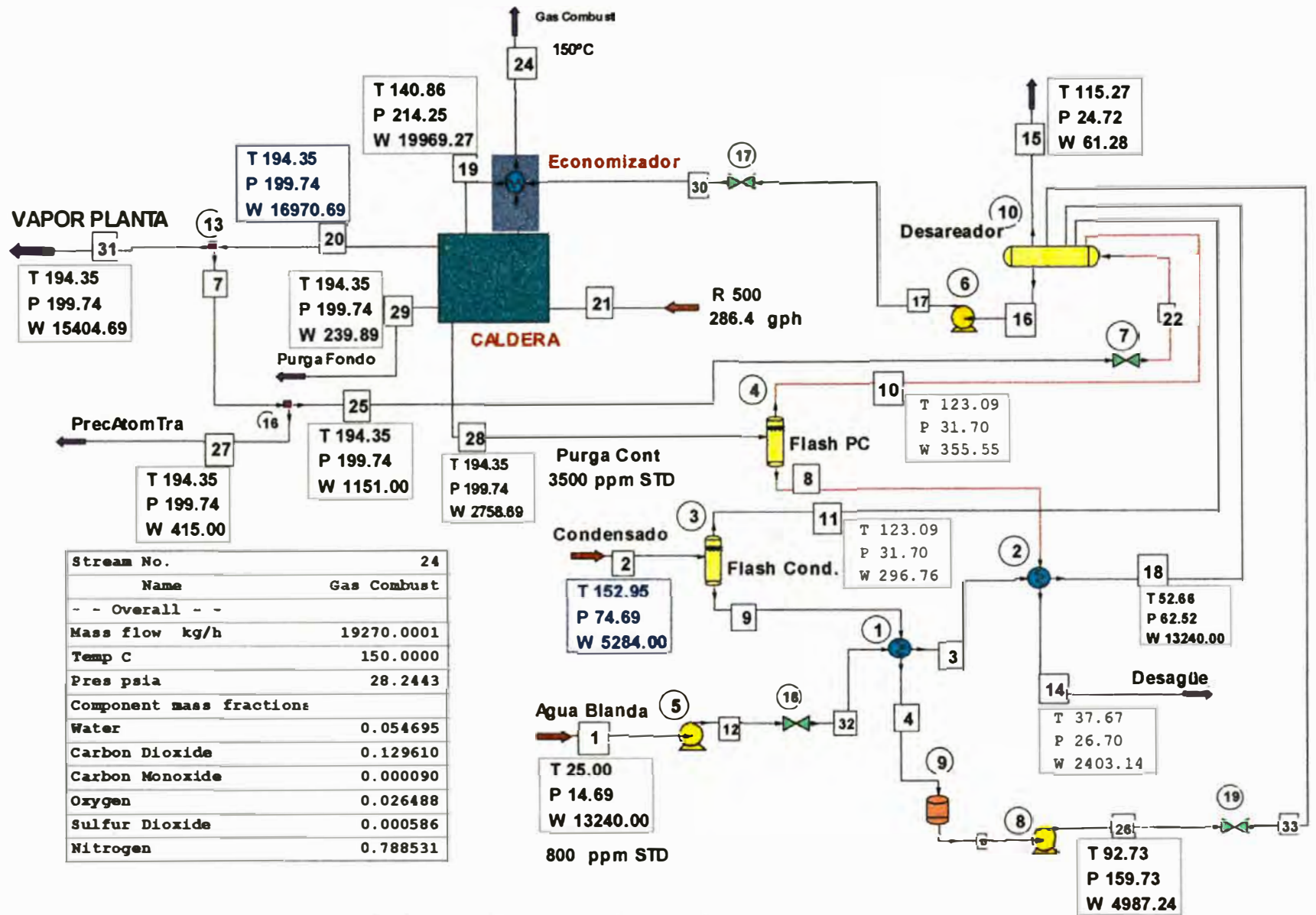
5.4 Diagrama de flujo optimizada Diagrama N° 6

DIAGRAMA DE FLUJO DE CALDERA OPTIMIZADA - CONDICIONES ACTUALES



5.5 Diagrama de flujo optimizada con mayor retorno de condensados
 Diagrama N° 7

DIAGRAMA DE FLUJO DE CALDERA OPTIMIZADA - MAYOR RETORNO DE CONDENSADOS



Stream No.	24
Name	Gas Combust
- - Overall - -	
Mass flow kg/h	19270.0001
Temp C	150.0000
Pres psia	28.2443
Component mass fractions:	
Water	0.054695
Carbon Dioxide	0.129610
Carbon Monoxide	0.000090
Oxygen	0.026488
Sulfur Dioxide	0.000586
Nitrogen	0.788531

VI. INGENIERIA ECONOMICA

6.1 Ahorro económico por cambio de combustible.

6.1.1 Calor cedido en almacenamiento

Características del TK de combustible:

Diámetro externo	: 19 pies
Altura	: 30 pies
Posición	: Vertical

$$m C_p \Delta t = \text{Pérdidas} \times \text{área tanque} \times 24 \text{ hr.}$$

$$\text{Volumen} = \frac{\pi D^2}{4} \times h$$

$$\text{Área tanque} = \pi D h$$

$$\delta(\text{Densidad}) = 62.4 \frac{\text{lb}}{\text{Pie}^3} \times \text{grav. espec.}$$

$$\left[62.4 \frac{\text{lb}}{\text{Pie}^3} \times \text{grav. espec.} \times \frac{\pi D^2 h}{4} (\text{Pie}^3) \right] \times \left[C_p \left(\frac{\text{Btu}}{16^\circ \text{F}} \right) \right] \times [\Delta t] =$$

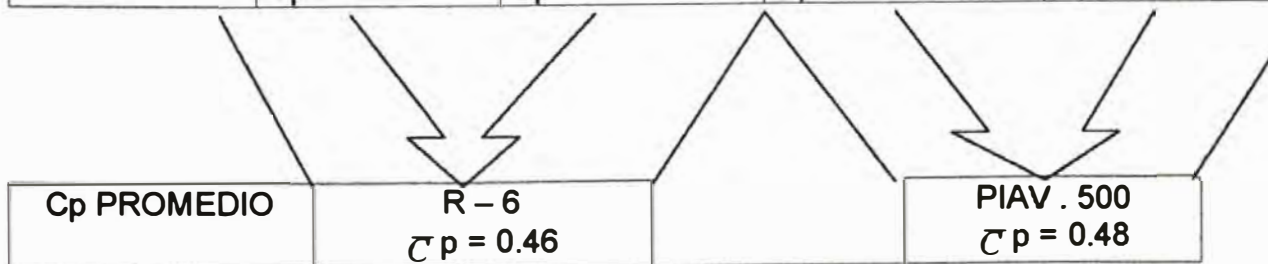
$$\left[\text{PERDIDAS} \left(\frac{\text{Btu}}{\text{Pie}^2 \cdot \text{hr}} \right) \right] \times [\pi D h] \times [24.]$$

$$62.4 \times \text{grav. espec.} \times \frac{\pi D^2 h}{4} \times C_p \times \Delta t = \text{PERDIDAS} \times \pi D h \times 24$$

$$\Delta t = \frac{\text{PERDIDAS} \times 24 \times 4}{62.4 \times \text{grav. espec.} \times C_p \times D}$$

6.1.2 Cálculo del Cp.

Combustible	R - 6	R - 6	R . 500	R = 500
TEMP °C	a 45° C	a 118° C	a 50° C	A 125°C
TEMP °F	113	245	122	257
FIG. 7 DATOS	113 °F	245 °F	122 °F	257 °F
RESULTADOS	1200 cts	42 cst	1100 cst	36 cst.
FIG. 6 DATOS	14.5° API /	14.5° API / 42	13.5° API / 1700	13.5° API / 36
RESULTADOS	12000 cst Kuop = 11.6	cst kuop = 11.5	cst KUOP = 11.6	cst kuop = 11.4
FIG.3- 6b DATOS	11.6	11.5	11.6	11.4
RESULTADOS	Fc = 0.99	Fc = 0.99	Fc = 0.99	Fc = 0.98
FIG. 3.6 a DATOS	g.e = 0.97 /	g.e. = 0.97 /	g.e = 0.975 / 50°	g.e = 0.975 /
RESULTADOS	45° C Cp = 0.43	118°C Cp = 0.5	C Cp = 0.44	125°C Cp = 0.51
Cp x Fc DATOS	0.43 x 0.99	0.5 x 0.99	0.44 x 0.99	0.51 x 0.98
RESULTADOS	Cp = 0.43	Cp = 0.5	Cp = 0.44	Cp = 0.5



NOTA:

	R - 6	R - 50 O
Temperatura Bombeo °C	45° C	50° C
Temperatura de Atomización	118° C	125° C

6.1.3 Cálculo de pérdidas:

Temperatura	=	10 °F
Velocidad del aire	=	10 MPH
Temperatura del R – 6	=	113 °F
Temperatura del R – 500	=	122 °F

Según FIG 3 –5:(Apéndice N° 6)

- Pérdidas para R – 6 = 230 Btu/pie² hr.
- Pérdidas para R 500 = 270 Btu/pie² hr.

6.1.4 Cálculo Δt / día:

Reemplazando en 6.1.1

	R – 6	R . 500
$\Delta t =$	$\frac{24 \times 4 \times 230}{62.4 \times 0.97 \times D \times 0.46}$	$\frac{24 \times 4 \times 270}{62.4 \times 0.975 \times D \times 0.48}$
$\Delta t =$	$\frac{793}{D}$	$\frac{887}{D}$
$\Delta t =$	$\frac{793}{D}$	$\frac{887}{D}$
$\Delta t =$	42 °F / Día	47 °F / Día
$\Delta t =$	5.6 °C / Día	8.3 °C / Día

6.1.5 Cálculo del calor cedido en el almacenamiento de combustible.

Considerado una eficiencia del 75%

$$Q = \frac{C_p \times \Delta t}{0.75}$$

	R - 6	R - 500
Q ₁ =	0.15 $\frac{Kcal}{Kg/h}$	0.22 $\frac{Kcal}{Kg/h}$

6.1.6 Calor perdido por retorno de combustible

a).Relación consumo / retorno : 1/1

b).Temperatura de almacenamiento :

$$R - 6 = 45^{\circ} C$$

$$R - 500 = 50^{\circ} C$$

c).Temperatura del retorno de Combustible:

$$R - 6 = 40^{\circ} C$$

$$R - 500 = 42^{\circ} C$$

d).Calor específico del combustible:

$$R - 6 = 0.46$$

$$R - 500 = 0.48$$

$$Q = \text{Relación Consumo / Retorno} \times C_p \times \Delta t.$$

	R - 6	R - 500
Q =	1 x 0.46 x 5	1 x 0.48 x 8
Q ₂ =	2.3 $\frac{Kcal}{Kg/hr}$	3.8 $\frac{Kcal}{Kg/hr}$

6.1.7 Calor Cedido en el precalentador.

a).Viscosidad requerida en quemador: 35 cst

b).Temperatura de precalentamiento

$$R - 6 = 118^{\circ} \text{ C}$$

$$R - 500 = 125^{\circ} \text{ C}$$

c).Temperatura antes del precalentador

$$R - 6 = 45^{\circ} \text{ C}$$

$$R - 500 = 50^{\circ} \text{ C}$$

d).Relación consumo / retomo

$$R - 6 = 1$$

$$R - 500 = 1$$

e).Eficiencia del precalentador : 75%

f).Calor específico del combustible

$$R - 6 = 0.46$$

$$R - 500 = 0.48$$

$$Q = \frac{2 \times C_p \times \Delta t}{\text{eficiencia}}$$

	R = 6	R- 500
Q =	$\frac{2 \times 0.46 \times 73}{0.75}$	$\frac{2 \times 0.48 \times 73}{0.75}$
Q ₃ =	89.5 $\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg / hr}}$	96 $\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg / hr}}$

6.1.8 Cálculo del calor de precalentamiento perdido en la caldera.

Eficiencia de la caldera: 75%

a). Calor de precalentamiento perdido en la caldera:

$$Q = \frac{(100 - EFC) \times (\text{calor precalentamiento})}{2}$$

	R = 6	R = 500
Q =	$\frac{0.25 \times 89.5}{2}$	$\frac{0.25 \times 96}{2}$
Q ₄ =	$11.2 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg / hr}}$	$12 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg / hr}}$

6.1.9 Cálculo de los gastos de energía total.

$$G = Q_1 + Q_3 - Q_2 - Q_4$$

	R - 6	R - 500
G	$0.15 + 89.5 - 2.3 - 11.2$	$0.22 + 96 - 3.8 - 12$
G	$76.15 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg / hr}}$	$80.42 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg / hr}}$

6.1.10 Cálculo del contenido energético disponible.

a).Poder calorífico del Combustible

$$R - 6 = 10\,279 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg/hr}}$$

$$R - 500 = 10\,240 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg/hr}}$$

b).Contenido energético disponible (C.E.D)

C.E.D = Poder Calorífico del Combustible - G
--

	R - 6	R - 500
C.E.D	$10\,203 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg/hr}}$	$10\,160 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg/hr}}$

Diferencia de energía disponible neta: 10203 - 10160

$$= 43 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg/hr}} \text{ a favor del R - 6}$$

6.1.11 Comparación por galón de combustible por hora

Cálculo de los Gastos de Energía Total (G¹)

a).Gastos de energía total x kilogramos hr.

$$R - 6 = 76.15 \text{ Kcal/kg.hr}$$

$$R - 500 = 80.42 \text{ Kcal/kg.hr}$$

b).API del combustible

$$R - 6 = 14.4$$

$$R - 500 = 13.6$$

c).Densidad (δ)

$\delta = \frac{141.5}{131.5 + \text{°API}}$
--

R - 6	R - 500
$\delta = \frac{141.5}{131.5 + ^\circ 14.4}$	$\delta = \frac{141.5}{131.5 + ^\circ 13.6}$
$\delta = 0.97 \text{ Kg / lt}$	$\delta = 0.975 \text{ Kg / lt.}$
$\delta = 0.97 \times 3.785 \text{ Kg / gl.}$	$\delta = 0.975 \times 3.785 \text{ Kg / gl}$
$\delta = 3.67 \text{ Kg/ gl.}$	$\delta = 3.69 \text{ kg / gl}$

$$G^1 = G \times \delta$$

	R - 6	R- 500
$G^1 =$	76.15×3.67	80.42×3.69
$G^1 =$	$279 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg / hr}}$	$297 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg / hr}}$

6.1.12 Cálculo del Contenido Energético Disponible

a).Poder Calorífico del Combustible

$$R - 6 = 10\,279 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg / hr}}$$

$$R - 500 = 10\,240 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg / hr}}$$

b).Densidad

$$R - 6 = 3.67 \text{ kg / gln}$$

$$R - 500 = 3.69 \text{ kg / gln}$$

c).Poder calorífico del Combustible

$$R - 6 = 37\,724 \frac{\text{Kcal}}{\text{gl / hr}}$$

$$R - 500 = 37\,823 \frac{\text{Kcal}}{\text{gl / hr}}$$

d).Contenido energético disponible (C.E.D).

C.E.D. = Poder calorífico del Combustible – G ¹
--

	R – 6	R- 500
C.E.D.	37 724 – 279	37 823 – 297
C.E.D.	37 445	37 526

$$\text{Diferencia de energía disponible: } 81 \frac{\text{Kcal}}{\text{g ln / hr}}$$

$$\approx 0.22 \%$$

6.1.13 Lucro obtenido con la sustitución de combustible

LUCRO = % DIFERENCIAL DE PRECIO - % DIFERENCIAL ENERGÍA

a).Diferencial de precio

$$\text{Precio del R – 6} = \text{S/. 2.94}$$

$$\text{Precio del R – 500} = \text{S/. 2.56}$$

$$\% \text{ diferencial de precio} = 14.8\%$$

b).Diferencial de energía

% Diferencial de energía

en base volumétrica = -0.2%

Lucro por la sustitución = 14.8 -(-0.2)

LUCRO = 15.0%

Consumo de combustible al año: 2'604,280 galones.

Ahorro: \$ 328,140 anuales

Nota: Este ahorro por cambio de combustible fue antes de las mejoras en la unidad generadora de vapor. Con inversión cero.

6.2 AHORRO DE COMBUSTIBLE POR MEJORAS DE PROCESO

Cuadro N° 4
Unidad generadora de vapor

Item	Descripción	Galones / Hora
1	Aumento de eficiencia	15.11
2	Mejora Sist.Tk flash Purga continua	15.74
3	Mejora Sist.Tk flash condensados	8.75
4	Mejora Sist.Tk desareador	5.77
5	Mejora por aislamiento térmico	5.23
6	Mejora en las trampas de vapor	2.04
Total:		52.64

Combustible al año: 404 275 Galones

Ahorro anual: 295 121 Dolares

Cuadro N° 5
Deodorizado

Item	Descripción	Galones / Hora
1	Fugas de vapor	0.73
2	Recuperación de condensados	45.70
3	Mejora consumo de vapor eyectores	10.81
Total:		57.25

Combustible al año: 439 642 Galones

Ahorro anual: 320 938 Dolares

Ahorro total anual por mejoras: 616 059 Dolares

6.3 EVALUACION ECONOMICA EN EXPERIENCIAS REALES DE LA UNIDAD GENERADORA DE VAPOR.

7.3.1 Costo de la generación de vapor

Dias de trabajo al año: 320 Dias
 Dias de trabajo al mes: 26.67 Dias
 Horas de trabajo al dia: 24.00 Horas

Cuadro N° 6

COSTOS DE GENERACION DE VAPOR A PLANTA (SIN OPTIMIZAR)

Retorno de condensados		2600 Kg/h				
		PRODUCCION DE VAPOR MENSUAL (Tn)				9852
	VALOR US\$ POR UNIDAD	UNIDAD DE MEDIDA	CONSU MOS	CONSUMO / Tn VAPOR	COSTO \$	
ADITIVO DE PETROLEO	24.00	Glns	48	0.0049	0.12	
FOSFATOS	10.40	kg	51	0.0052	0.05	
SULFITOS	3.00	kg	117	0.0119	0.04	
RESIDUAL 500	0.73	Glns	217051	22.0302	16.08	
AGUA BLANDA	1.00	m3	11108	1.1274	1.13	
ENERGIA ELECTRICA	0.10	KwH	41000	4.1614	0.42	
SALARIOS INDUSTRIALES					0.20	
REPARAC. Y MANTEN.					0.10	
COSTO (\$/ Tn VAPOR)					18.14	

Cuadro N° 7

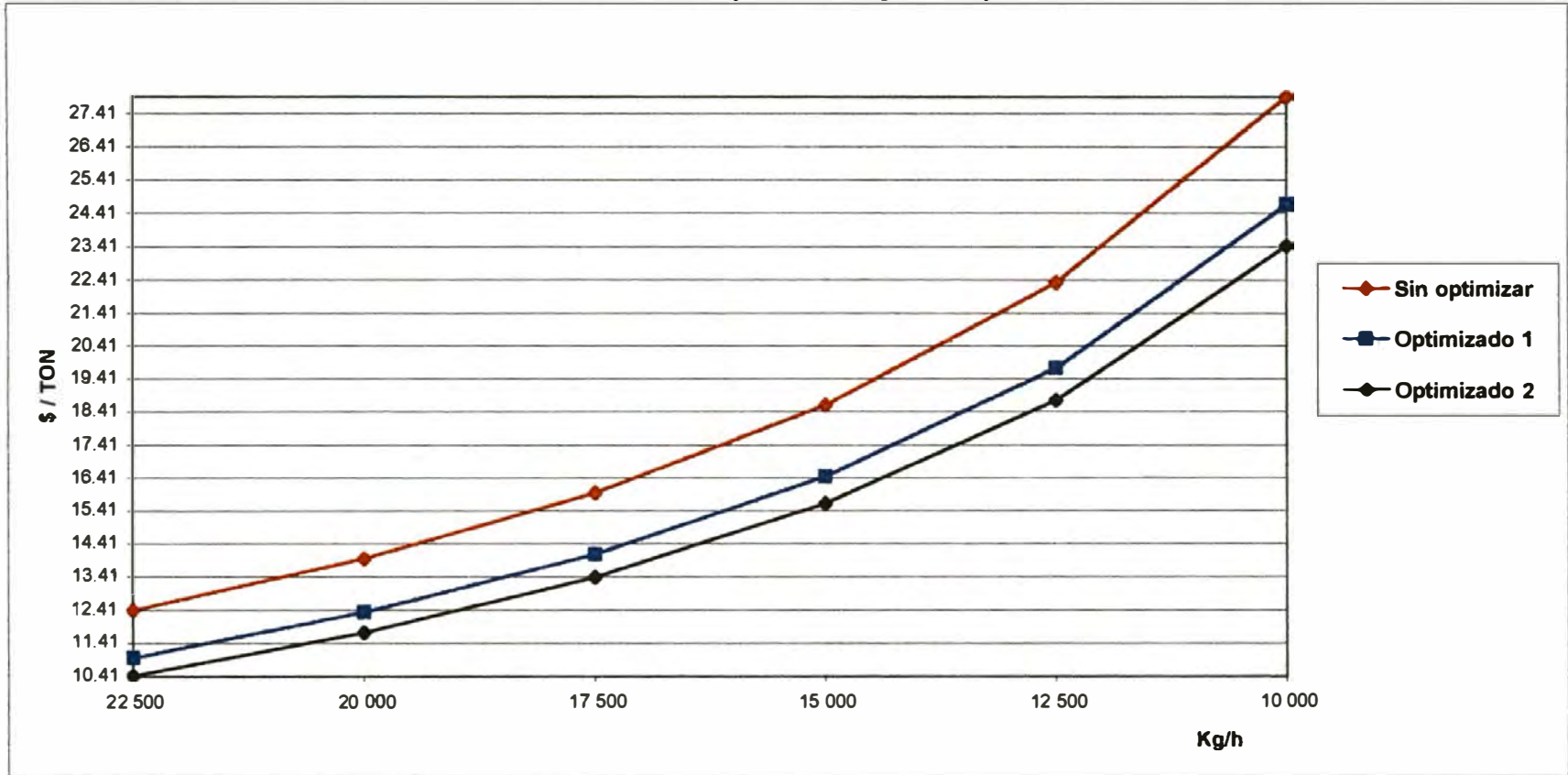
COSTOS DE GENERACION DE VAPOR OPTIMIZADO A PLANTA SIN RECUPERAR CONDENSADO DE DEODORIZADO (OPTIMIZADO 1)

Retorno de condensados		2600 Kg/h				
		PRODUCCION DE VAPOR MENSUAL (Tn)				9860
	VALOR US\$ POR UNIDAD	UNIDAD DE MEDIDA	CONSU MOS	CONSUMO / Tn VAPOR	COSTO \$	
ADITIVO DE PETROLEO	24.00	Glns	41	0.0042	0.10	
FOSFATOS	10.40	kg	47	0.0048	0.05	
SULFITOS	3.00	kg	108	0.0110	0.03	
RESIDUAL 500	0.73	Glns	189963	19.2653	14.06	
AGUA BLANDA	1.00	m3	10634	1.0784	1.08	
ENERGIA ELECTRICA	0.10	KwH	38130	3.8670	0.39	
SALARIOS INDUSTRIALES					0.20	
REPARAC. Y MANTEN.					0.10	
COSTO (\$/ Tn VAPOR)					16.02	

Cuadro N° 8
COSTOS DE GENERACION DE VAPOR OPTIMIZADO A PLANTA
RECUPERANDO CONDENSADO DE DEODORIZADO (OPTIMIZADO 2)

Retorno de condensados		5284 Kg/h			9860	
		PRODUCCION DE VAPOR MENSUAL (Tn)				
	VALOR US\$ POR UNIDAD	UNIDAD DE MEDIDA	CONSU MOS	CONSUMO / Tn VAPOR	COSTO \$	
ADITIVO DE PETROLEO	24.00	Gins	35	0.0035	0.09	
FOSFATOS	10.40	kg	40	0.0041	0.04	
SULFITOS	3.00	kg	100	0.0101	0.03	
RESIDUAL 500	0.73	Gins	183319	18.5917	13.57	
AGUA BLANDA	1.00	m3	8475	0.8595	0.86	
ENERGIA ELECTRICA	0.10	KwH	36080	3.6591	0.37	
SALARIOS INDUSTRIALES					0.20	
REPARAC. Y MANTEN.					0.06	
COSTO (\$/ Tn VAPOR)					15.22	

Gráfica N° 27
Costo de vapor vs Flujo de vapor



6.3.2 Evaluación de rentabilidad

Costo de equipos	\$
Tanques flash	2000
Intercambiadores de calor	6000
Economizador	10000
Otros equipos	3000
Total:	21 000

Costos de Inversión

a). Costos Directos

	\$
Costo de equipos	21 000
Instalación	10000
Tuberías	5000
Instrumentación	6000
Aislamiento térmico	1000
Electricidad	2000
Otros	2000
Total:	47 000

b). Costos Indirectos

	\$
Ingeniería	5000
Terceros	3000
Soportes y estructuras	7000
Contingencia	6000
Total:	21 000

Costo de inversión total: 68 000

Costo de mano de obra anual: 24 000

Costo de insumos anual:

	\$
Residual 500	1605874
Agua blanda	101696
	1 707 570

Costo de operación anual		\$
Insumos		1 707 570
Mano de obra		24 000
Mantenimiento		7200
Depreciación (Lineal x 10 años)		6800
Laboratorio		4000
Energía eléctrica		43296
Total:		1 792 866

Análisis de rentabilidad ó factibilidad

		\$
Costo de inversión		68 000
Capital de trabajo (aprox 40 días de costo operación)		224108
Costo de arranque de la unidad generadora		3000
Total inversión:		295 108

Costo de operación anual **1 792 866**

Producción de vapor a planta

Ingreso de vapor anual (Tn) 118 323

Costo de vapor sin optimizar (\$/Tn) 18.14

Ingreso por vapor a planta	2 145 964
Utilidad Bruta	353 098
Impuesto (30%)	105 930
Utilidad Neta	253 969

Retorno de inversión: 1.16 Años

Análisis flujo de caja

Año	Capital de Inversión	Ingreso	Costo Operativo	Utilidad Bruta	Depreciación	Ingreso Gravable	Tasa 30%	Utilidad Neta	Flujo neto de fondos
1	-236	1073	896	177	6.8	170	51	126	-110
2	-44	2146	1 793	353	6.8	346	104	250	206
3	-15	2146	1 793	353	6.8	346	104	250	235
4	0	2146	1 793	353	6.8	346	104	250	250
5	0	2146	1 793	353	6.8	346	104	250	250
6	0	2146	1 793	353	6.8	346	104	250	250
7	0	2146	1 793	353	6.8	346	104	250	250
8	0	2146	1 793	353	6.8	346	104	250	250
9	0	2146	1 793	353	6.8	346	104	250	250
10	0	2146	1 793	353	6.8	346	104	250	250
11	0	2146	1 793	353	0	353	106	247	247
12	0	2146	1 793	353	0	353	106	247	247
13	0	2146	1 793	353	0	353	106	247	247
14	0	2146	1 793	353	0	353	106	247	247
15	227	2146	1 793	353	0	353	106	247	474

Valor actual neto (VAN)

Interés	7%	9%	11%
VAN	1 966	1 694	1 470

Tasa interna de retorno (TIR)

TIR 198%

6.4 RESULTADOS DE SIMULACIÓN CON EL SOFTWARE DE CHEMCAD

REPORTE DE FLUJOS: CALDERA SIN OPTIMIZAR (R-500)

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Caldero Sin Optimizar Date: 06/09/2004 Time: 11:59:40

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Agua Blanda	Condensado		
Temp C	25.0000*	152.9480*	194.1710	70.3252
Pres psia	14.6923*	74.6944*	198.9962	159.7300
Enth kcal/h	-6.5862E+007	-9.5296E+006	-1.3796E+007	-9.1998E+006
Vapor mole fraction	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Total kmol/h	962.6699	144.3242	210.6404	136.2087
Total kg/h	17353.8700	2600.0001	3806.0612	2453.7998
Total std L m3/h	17.3453	2.6004	3.7953	2.4542
Total std V m3/h	21576.94	3234.83	4721.22	3052.93
Flowrates in kg/h				
Water	17340.0000	2600.0001	3792.1890	2453.7998
R 6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
STD	13.8720	0.0000	13.8720	0.0000
Stream No.	5	6	7	8
Stream Name	Purga Contin			
Temp C	25.4042	194.1710	194.1710*	116.1943
Pres psia	188.7380*	198.9962	198.9962	
445.2660*				
Enth kcal/h	-6.5855E+007	-7.3848E+007	-1.1511E+007	-8.4618E+007
Vapor mole fraction	0.00000*	0.83384*	1.0000*	0.00000
Total kmol/h	962.6699	1267.6750	202.6089	1267.6750
Total kg/h	17353.8700	22848.5374	3650.0000	22848.5374
Total std L m3/h	17.3453	22.8408	3.6506	22.8408
Total std V m3/h	21576.94	28413.22	4541.21	28413.22
Flowrates in kg/h				
Water	17340.0000	22834.6656	3650.0000	22834.6656
R 6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
STD	13.8720	13.8720	0.0000	13.8720

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Caldero Sin Optimizar Date: 06/09/2004 Time: 11:59:40

Stream No.	9	10	11	12
Stream Name	Gas Combust			PrecAtomTra
Temp C	250.0000	157.8367	194.1710	194.1710
Pres psia	35.4962	24.7000	198.9962	198.9962
Enth kcal/h	-9.0206E+006	-1.0202E+007	-1.0202E+007	-1.3087E+006
Vapor mole fraction	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Total kmol/h	797.8978	179.5726	179.5726	23.0364
Total kg/h	22817.3015	3235.0002	3235.0002	415.0000
Total std L m3/h	27.6411	3.2355	3.2355	0.4151
Total std V m3/h	17883.80	4024.88	4024.88	516.33
Flowrates in kg/h				
Water	1247.9490	3235.0002	3235.0002	415.0000
R 6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	2957.3481	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Monoxide	2.0551	0.0000	0.0000	0.0000
Oxygen	604.4596	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	13.3101	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	17992.1808	0.0000	0.0000	0.0000
STD	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Stream No.	13	14	15	16
Stream Name		Purga Fondo		
Temp C	70.0000*	194.1710	115.2442	
115.2442*				
Pres psia	14.6923*	198.9962	24.7000	24.7000
Enth kcal/h	-9.2006E+006	-1.1094E+006	-6.1633E+005	-8.4640E+007
Vapor mole fraction	0.00000	0.00000	1.0000	
0.00000*				
Total kmol/h	136.2087	16.9385	10.7764	1267.6750
Total kg/h	2453.7998	306.0613	194.1369	22848.5374
Total std L m3/h	2.4542	0.3052	0.1942	22.8408
Total std V m3/h	3052.93	379.65	241.54	28413.22
Flowrates in kg/h				
Water	2453.7998	304.9457	194.1369	22834.6656
R 6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
STD	0.0000	1.1155	0.0000	13.8720

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Caldero Sin Optimizar Date: 06/09/2004 Time: 11:59:40

Stream No.	17	18	19	20
Stream Name	Purga Cont			VAPOR PROD.
Temp C	194.1710	116.2006	70.3252	
194.1710*				
Pres psia	198.9962	213.5000	53.8500	
198.9962*				
Enth kcal/h	-1.2686E+007	-8.4618E+007	-9.1998E+006	-6.0052E+007
Vapor mole fraction	0.00000	0.00000	0.00000	
1.0000*				
Total kmol/h	193.7019	1267.6750	136.2087	1057.0346
Total kg/h	3500.0000	22848.5374	2453.7998	19042.4775
Total std L m3/h	3.4901	22.8408	2.4542	19.0455
Total std V m3/h	4341.57	28413.22	3052.93	23692.00
Flowrates in kg/h				
Water	3487.2434	22834.6656	2453.7998	19042.4775
R 6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
STD	12.7565	13.8720	0.0000	0.0000
Stream No.	21	22	31	
Stream Name	R 500		VAPOR PLANTA	
Temp C	1802.0000*	25.4066	194.1710	
Pres psia	50.0000*	72.5200	198.9962	
Enth kcal/h	1.7495E+006	-6.5855E+007	-4.8542E+007	
Vapor mole fraction	1.0000	0.00000	1.0000	
Total kmol/h	797.8978	962.6699	854.4256	
Total kg/h	22817.3015	17353.8700	15392.4763	
Total std L m3/h	27.6411	17.3453	15.3950	
Total std V m3/h	17883.80	21576.94	19150.79	
Flowrates in kg/h				
Water	1247.9490	17340.0000	15392.4763	
R 6	0.0000	0.0000	0.0000	
Carbon Dioxide	2957.3481	0.0000	0.0000	
Carbon Monoxide	2.0551	0.0000	0.0000	
Oxygen	604.4596	0.0000	0.0000	
Sulfur Dioxide	13.3101	0.0000	0.0000	
Nitrogen	17992.1808	0.0000	0.0000	
STD	0.0000	13.8720	0.0000	

REPORTE DE EQUIPOS

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Caldero Sin Optimizar Date: 06/09/2004 Time: 12:01:40

Pump Summary

Equip. No.	6	5	8
Name			
Output pressure psia	445.2660	188.7380	159.7300
Efficiency	0.7500	0.7000	0.7500
Calculated power kW	25.9370	8.2915	0.9304
Calculated Pout psia	445.2660	188.7380	159.7300
Head m	312.3159	122.6897	104.3243
Vol. flow rate m3/h	24.1335	17.3997	2.5104
Mass flow rate kg/h	22848.5371	17353.8691	2453.7998
Cost estimation flag	1	1	1
Install factor	2.8000	2.8000	2.8000
Basic pump cost \$	3568	3041	2721
Basic motor cost \$	1428	543	223
Total purchase cost \$	4995	3584	2945
Total installed cost (\$)	13987	10036	8247

Tank

Equip. No.	9
Name	
Output flow rate units	4
Output flow rate	2453.8000
Output temperature C	70.0000
Output pressure psia	14.6923

Heat Exchanger Summary

Equip. No.	12
Name	Caldera
Pressure drop 1 psi	14.5038
Pressure drop 2 psi	14.5038
T Out Str 2 C	250.0000
Area/shell m2	464.0000
Calc Ht Duty kcal/h	1.0770e+007
LMTD (End points) C	55.8290
LMTD Corr Factor	1.0000
Calc U kcal/h-m2-C	415.7581
Calc Area m2	464.0000
Str1 Pout psia	198.9962
Str2 Pout psia	35.4962
Cost estimation	1
Install factor	2.0000
Material factor	1.0000
Pressure factor	1.2013
Type factor	0.7089
Basic cost \$	68292
Total purchase cost \$	65135
Total installed cost	130271

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Caldero Sin Optimizar Date: 06/09/2004 Time: 12:01:41

($\$$)
 Design pressure psia 217.5565
 Type 1

Vessel Summary

Equip. No. 10
 Name
 Liquid flow rate units 4
 Liquid stream #1 0.9990
 Type 1
 Diameter m 1.0668
 Length m 4.5518
 Vessel thickness cm 0.6350
 Head thickness cm 0.6350
 Straight flange cm 5.0800
 Metal density kg/m3 7833.4126
 Total weight kg 925.3931
 Purchase cost \$ 22489
 Installed cost \$ 38232
 Cost estimation flag 1
 Total volume m3 4.3863

Flash Summary

Equip. No. 14
 Name CalderaFlash

K values:
 Water 1.001
 R 6 0.637
 Carbon Dioxide 75.855
 Carbon Monoxide 354.867
 Oxygen 210.027
 Sulfur Dioxide 21.412
 Nitrogen 332.603
 STD 3.402E-019

Divider Summary

Equip. No.	13	2	3
Name			
Split based on	4	3	3
Output stream #1	3650.0000	415.0000	3500.0000
Flow rate units	4	0	0

CHEMCAD 5.1.3

Page 3

Job Name: Caldero Sin Optimizar Date: 06/09/2004 Time: 12:01:41

Valve Summary

Equip. No.	1	4	7	11
Name				
Pressure out psia	24.7000	213.5000	53.8500	72.5200

REPORTE DE FLUJOS: CALDERA OPTIMIZADA (R-500)

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Caldero Optimizado{Actual} Date: 06/09/2004 Time: 13:04:47

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Agua Blanda	Condensado		
Temp C	25.0000*	152.9480*	33.2952	
70.0000*				
Pres psia	14.6923*	74.6944*	67.5200	26.7000
Enth kcal/h	-6.3051E+007	-9.5296E+006	-6.2913E+007	-9.2013E+006
Vapor mole fraction	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Total kmol/h	921.5870	144.3242	921.5870	136.2186
Total kg/h	16613.2795	2600.0052	16613.2795	2453.9821
Total std L m3/h	16.6050	2.6004	16.6050	2.4544
Total std V m3/h	20656.13	3234.83	20656.13	3053.16
Flowrates in kg/h				
Water	16600.0000	2600.0001	16600.0000	2453.9770
R 6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
STD	13.2800	0.0052	13.2800	0.0052
Stream No.	5	6	7	8
Stream Name	Purga Total			
Temp C	194.3456	194.3456	194.3456	123.0890
Pres psia	199.7444*	199.7444	199.7444	31.7000
Enth kcal/h	-1.3766E+007	-6.8909E+007	-6.5626E+006	-1.1279E+007
Vapor mole fraction	0.00000*	0.82197*	1.0000	0.00000
Total kmol/h	210.2347	1180.8643	115.5149	168.6851
Total kg/h	3798.2727	21284.1628	2081.0001	3048.9004
Total std L m3/h	3.7880	21.2767	2.0813	3.0393
Total std V m3/h	4712.13	26467.48	2589.11	3780.85
Flowrates in kg/h				
Water	3784.9874	21270.8775	2081.0001	3036.6585
R 6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
STD	13.2852	13.2852	0.0000	12.2419

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Caldero Optimizado(Actual) Date: 06/09/2004 Time: 13:04:47

Stream No.	9	10	11	12
Stream Name				
Temp C	123.0890	123.0890	123.0890	25.3769
Pres psia	31.7000	31.7000	31.7000	188.7380
Enth kcal/h	-9.0697E+006	-1.4309E+006	-4.6319E+005	-6.3045E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	136.2186	25.0402	8.1056	921.5870
Total kg/h	2453.9821	451.0992	146.0230	16613.2795
Total std L m3/h	2.4544	0.4512	0.1460	16.6050
Total std V m3/h	3053.16	561.24	181.68	20656.13
Flowrates in kg/h				
Water	2453.9770	451.0992	146.0230	16600.0000
R 6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
STD	0.0052	0.0000	0.0000	13.2800
Stream No.	13	14	15	16
Stream Name		Desagüe		
Temp C	70.0000*	35.0000	115.2691	
115.2691*				
Pres psia	14.6923*	26.7000	24.7200	24.7200
Enth kcal/h	-9.2013E+006	-1.1549E+007	-1.4674E+005	-7.8845E+007
Vapor mole fraction	0.00000	0.00000	1.0000	
0.00000*				
Total kmol/h	136.2186	168.6851	2.5657	1180.8643
Total kg/h	2453.9821	3048.9004	46.2220	21284.1628
Total std L m3/h	2.4544	3.0393	0.0462	21.2767
Total std V m3/h	3053.16	3780.85	57.51	26467.48
Flowrates in kg/h				
Water	2453.9770	3036.6585	46.2220	21270.8775
R 6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
STD	0.0052	12.2419	0.0000	13.2852

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Caldero Optimizado(Actual) Date: 06/09/2004 Time: 13:04:47

Stream No.	17	18	19	20
Stream Name				
Temp C	116.2183	49.5412	140.1822*	194.3456
Pres psia	445.2660	62.5200	214.2481*	
199.7444*				
Enth kcal/h	-7.8824E+007	-6.2643E+007	-7.8303E+007	-5.5143E+007
Vapor mole fraction	0.00000	0.00000	0.00000	
1.0000*				
Total kmol/h	1180.8643	921.5870	1180.8643	970.6295
Total kg/h	21284.1628	16613.2795	21284.1628	17485.8902
Total std L m3/h	21.2767	16.6050	21.2767	17.4887
Total std V m3/h	26467.48	20656.13	26467.48	21755.35
Flowrates in kg/h				
Water	21270.8775	16600.0000	21270.8775	17485.8902
R 6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
STD	13.2852	13.2800	13.2852	0.0000
Stream No.	21	22	23	24
Stream Name	Residual-500			Gas Combust
Temp C	1797.1000*	157.8997	250.0000*	150.0000
Pres psia	50.0000*	24.7200	35.4962	28.2443
Enth kcal/h	1.4982E+006	-5.2538E+006	-7.8956E+006	-8.4168E+006
Vapor mole fraction	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Total kmol/h	698.3760	92.4785	698.3760	698.3760
Total kg/h	19971.3017	1666.0000	19971.3017	19971.3017
Total std L m3/h	24.1934	1.6663	24.1934	24.1934
Total std V m3/h	15653.15	2072.78	15653.15	15653.15
Flowrates in kg/h				
Water	1092.3310	1666.0000	1092.3310	1092.3310
R 6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	2588.4700	0.0000	2588.4700	2588.4700
Carbon Monoxide	1.7988	0.0000	1.7988	1.7988
Oxygen	529.0029	0.0000	529.0029	529.0029
Sulfur Dioxide	11.7089	0.0000	11.7089	11.7089
Nitrogen	15748.0000	0.0000	15748.0000	15748.0000
STD	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Caldero Optimizado(Actual) Date: 06/09/2004 Time: 13:04:48

Stream No.	25	26	27	28
Stream Name			PrecAtomTra	Purga Cont
Temp C	194.3456	70.3252	194.3456	194.3456
Pres psia	199.7444	159.7300	199.7444	199.7444
Enth kcal/h	-5.2538E+006	-9.2005E+006	-1.3087E+006	-1.2685E+007
Vapor mole fraction	1.0000	0.00000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	92.4785	136.2186	23.0364	193.7253
Total kg/h	1666.0000	2453.9821	415.0000	3500.0000
Total std L m3/h	1.6663	2.4544	0.4151	3.4905
Total std V m3/h	2072.78	3053.16	516.33	4342.09
Flowrates in kg/h				
Water	1666.0000	2453.9770	415.0000	3487.7581
R 6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
STD	0.0000	0.0052	0.0000	12.2419
Stream No.	29	30	31	32
Stream Name	Purga Fondo		VAPOR PLANTA	
Temp C	194.3456	116.2249	194.3456	25.3813
Pres psia	199.7444	221.5000	199.7444	72.5200
Enth kcal/h	-1.0810E+006	-7.8824E+007	-4.8580E+007	-6.3045E+007
Vapor mole fraction	0.00000	0.00000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	16.5094	1180.8643	855.1147	921.5870
Total kg/h	298.2725	21284.1628	15404.8899	16613.2795
Total std L m3/h	0.2975	21.2767	15.4074	16.6050
Total std V m3/h	370.04	26467.48	19166.24	20656.13
Flowrates in kg/h				
Water	297.2292	21270.8775	15404.8899	16600.0000
R 6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
STD	1.0433	13.2852	0.0000	13.2800

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Caldero Optimizado(Actual) Date: 06/09/2004 Time: 13:04:48

Stream No.	33
Stream Name	
Temp C	70.3252
Pres psia	53.8500
Enth kcal/h	-9.2005E+006
Vapor mole fraction	0.00000
Total kmol/h	136.2186
Total kg/h	2453.9821
Total std L m3/h	2.4544
Total std V m3/h	3053.16
Flowrates in kg/h	
Water	2453.9770
R 6	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000
Carbon Monoxide	0.0000
Oxygen	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000
Nitrogen	0.0000
STD	0.0052

REPORTE DE EQUIPOS

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Caldero Optimizado(Actual) Date: 06/09/2004 Time: 13:08:46

Divider Summary

Equip. No.	15	13	16
Name			
Split based on	3	4	3
Output stream #1	3500.0000	2081.0000	
Output stream #2			1666.0000
Flow rate units	0	4	0

Pump Summary

Equip. No.	6	5	8
Name			
Output pressure psia	445.2660	188.7380	159.7300
Efficiency	0.7500	0.7500	0.7500
Calculated power kW	24.1602	7.4085	0.9305
Calculated Pout psia	445.2660	188.7380	159.7300
Head m	312.3031	122.6897	104.3242
Vol. flow rate m3/h	22.4813	16.6572	2.5106
Mass flow rate kg/h	21284.1621	16613.2793	2453.9822
Cost estimation flag	1	1	1
Install factor	2.8000	2.8000	2.8000
Basic pump cost \$	3508	3020	2721
Basic motor cost \$	1339	497	223
Total purchase cost \$	4847	3518	2945
Total installed cost (\$)	13571	9849	8247

Heat Exchanger Summary

Equip. No. Name	1	2	12 Caldera	11 Economizador
Pressure drop 1 psi	5.0000	5.0000	14.5038	7.2519
Pressure drop 2 psi	5.0000	5.0000	14.5038	7.2519
T Out Str 1 C				150.0000
T Out Str 2 C	70.0000	35.0000	250.0000	
U kcal/h-m2-C	1831.0000	1831.0000		140.0000
Area/shell m2			464.0000	
Calc Ht Duty kcal/h	131537.7500	270108.0000	9.3939e+006	521154.0000
LMTD (End points) C	64.5947	19.0843	55.6544	64.4922
LMTD Corr Factor	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Calc U kcal/h-m2-C	1831.0000	1831.0000	363.7708	140.0000
Calc Area m2	1.1122	7.7299	464.0000	57.7206
Str1 Pout psia	67.5200	62.5200	199.7444	28.2443
Str2 Pout psia	26.7000	26.7000	35.4962	214.2481
Cost estimation	1	1	1	1
Install factor	2.0000	2.0000	2.0000	2.0000
Material factor	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Pressure factor	0.9008	0.9973	1.2013	1.0975
Type factor	0.4104	0.4892	0.7089	0.5869
Basic cost \$	4791	6553	68292	15570

CHEMCAD 5.1.3

Page 2

Job Name: Caldero Optimizado (Actual) Date: 06/09/2004 Time: 13:08:46

Total purchase cost \$	1984	3581	65135	11233
Total installed cost (\$)	3967	7161	130271	22465
Design pressure psia	43.5113	43.5113	217.5565	250.0000
Type	0	0	1	0

Flash Summary

Equip. No. Name	3 Flash Cond.	4 Flash PC	14 CalderaFlash
Flash Mode	6	6	0
Param 1	31.7000	31.7000	
Heat duty kcal/h	-3325.4861	-24377.8203	
Type	1	1	0
Diameter m	0.6096	0.6096	
Length m	2.7233	2.9365	
Vessel thickness cm	0.6350	0.6350	
Head thickness cm	0.6350	0.6350	
Straight flange cm	5.0800	5.0800	
Metal density kg/m3	7833.4126	7833.4126	
Total weight kg	321.7105	342.2289	
Purchase cost \$	14218	14580	0
Installed cost \$	24171	24787	0
Cost estimation flag	1	1	0
Total volume m3	0.8541	0.9163	

K values:

Water	1.000	1.001	1.001
R 6	1.022	1.010	0.637
Carbon Dioxide	1222.963	1208.858	75.433
Carbon Monoxide	9233.325	9126.837	352.525
Oxygen	5090.921	5032.208	208.677
Sulfur Dioxide	235.812	233.092	21.311
Nitrogen	8773.583	8672.397	330.401
STD	1.382E-020	1.366E-020	3.452E-019

Tank

Equip. No.	9
Name	
Output flow rate units	4
Output flow rate	2453.8000
Output temperature C	70.0000
Output pressure psia	14.6923

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Caldero Optimizado(Actual) Date: 06/09/2004 Time: 13:08:46

Vessel Summary

Equip. No.	10
Name	Desareador
Param 1	24.7000
Liquid flow rate units	4
Liquid stream #1	0.9000
Type	1
Diameter m	1.0668
Length m	4.2715
Vessel thickness cm	0.6350
Head thickness cm	0.6350
Straight flange cm	5.0800
Metal density kg/m3	7833.4126
Total weight kg	878.3965
Purchase cost \$	21900
Installed cost \$	37230
Cost estimation flag	1
Total volume m3	4.1359

Valve Summary

Equip. No.	7	17	18	19
Name				
Pressure out psia	24.7200	221.5000	72.5200	53.8500

REPORTE DE FLUJOS: CALDERA OPTIMIZADA CONSIDERANDO MEJORAS EN PLANTA

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Caldero Optimizado(+Condensado) Date: 06/09/2004 Time: 17:44:02

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Agua Blanda	Condensado		
Temp C	25.0000*	152.9480*	37.0826	92.4048*
Pres psia	14.6923*	74.6944*	67.5200	26.7000
Enth kcal/h	-5.0249E+007	-1.9367E+007	-5.0089E+007	-1.8587E+007
Vapor mole fraction	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Total kmol/h	734.4610	293.3106	734.4609	276.8376
Total kg/h	13240.0000	5284.0000	13240.0000	4987.2375
Total std L m3/h	13.2334	5.2848	13.2334	4.9880
Total std V m3/h	16461.95	6574.16	16461.95	6204.94
Flowrates in kg/h				
Water	13229.4060	5283.9892	13229.4060	4987.2268
R 6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
STD	10.5920	0.0106	10.5920	0.0106

Stream No.	5	6	7	8
Stream Name	Purga Total			
Temp C	194.3456	194.3456	194.3456	123.0890
Pres psia	199.7444*	199.7444	199.7444	31.7000
Enth kcal/h	-1.0868E+007	-6.4386E+007	-4.9385E+006	-8.8898E+006
Vapor mole fraction	0.00000*	0.85021*	1.0000	0.00000
Total kmol/h	165.9664	1107.9976	86.9276	132.9526
Total kg/h	2998.5785	19969.2694	1566.0000	2403.1406
Total std L m3/h	2.9903	19.9638	1.5663	2.3955
Total std V m3/h	3719.91	24834.27	1948.36	2979.95
Flowrates in kg/h				
Water	2987.9760	19958.6667	1566.0000	2393.3861
R 6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
STD	10.6026	10.6026	0.0000	9.7544

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Caldero Optimizado(+Condensado) Date: 06/09/2004 Time: 17:44:02

Stream No.	9	10	11	12
Stream Name				
Temp C	123.0890	123.0890	123.0890	25.3769
Pres psia	31.7000	31.7000	31.7000	188.7380
Enth kcal/h	-1.8432E+007	-1.1278E+006	-9.4134E+005	-5.0244E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	276.8376	19.7364	16.4731	734.4610
Total kg/h	4987.2375	355.5517	296.7623	13240.0000
Total std L m3/h	4.9880	0.3556	0.2968	13.2334
Total std V m3/h	6204.94	442.37	369.22	16461.95

Flowrates in kg/h				
Water	4987.2268	355.5517	296.7623	13229.4060
R 6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
STD	0.0106	0.0000	0.0000	10.5920
Stream No.	13	14	15	16
Stream Name		Desague		
Temp C	92.4048*	37.6698	115.2691	115.2691*
Pres psia	14.6923*	26.7000	24.7200	24.7200
Enth kcal/h	-1.8587E+007	-9.0963E+006	-1.9455E+005	-7.3972E+007
Vapor mole fraction	0.00000	0.00000	1.0000	0.00000*
Total kmol/h	276.8376	132.9528	3.4016	1107.9976
Total kg/h	4987.2375	2403.1361	61.2800	19969.2694
Total std L m3/h	4.9880	2.3955	0.0613	19.9638
Total std V m3/h	6204.94	2979.96	76.24	24834.27
Flowrates in kg/h				
Water	4987.2268	2393.3897	61.2800	19958.6667
R 6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
STD	0.0106	9.7466	0.0000	10.6026

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Caldero Optimizado(+Condensado) Date: 06/09/2004 Time: 17:44:02

Flowrates in kg/h				
Water	19958.6667	13229.4060	19958.6667	16970.6908
R 6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
STD	10.6026	10.5920	10.6026	0.0000
Stream No.	21	22	23	24
Stream Name	Residual-500			Gas Combust
Temp C	1797.1000*	157.9002	250.0000*	150.0000
Pres psia	50.0000*	24.7200	35.4962	28.2443
Enth kcal/h	1.4456E+006	-3.6298E+006	-7.6184E+006	-8.1212E+006
Vapor mole fraction	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Total kmol/h	673.8522	63.8912	673.8522	673.8522
Total kg/h	19270.0001	1151.0000	19270.0001	19270.0001
Total std L m3/h	23.3439	1.1512	23.3439	23.3439

Total std V m3/h	15103.49	1432.03	15103.49	15103.49
Flowrates in kg/h				
Water	1053.9736	1151.0000	1053.9736	1053.9736
R 6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	2497.5753	0.0000	2497.5753	2497.5753
Carbon Monoxide	1.7356	0.0000	1.7356	1.7356
Oxygen	510.4267	0.0000	510.4267	510.4267
Sulfur Dioxide	11.2978	0.0000	11.2978	11.2978
Nitrogen	15195.0000	0.0000	15195.0000	15195.0000
STD	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Caldero Optimizado(+Condensado) Date: 06/09/2004 Time: 17:44:02

Stream No.	25	26	27	28
Stream Name			PrecAtomTra	Purga Cont
Temp C	194.3456	92.7336	194.3456	194.3456
Pres psia	199.7444	159.7300	199.7444	199.7444
Enth kcal/h	-3.6298E+006	-1.8586E+007	-1.3087E+006	-9.9984E+006
Vapor mole fraction	1.0000	0.00000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	63.8912	276.8376	23.0364	152.6891
Total kg/h	1151.0000	4987.2375	415.0000	2758.6923
Total std L m3/h	1.1512	4.9880	0.4151	2.7511
Total std V m3/h	1432.03	6204.94	516.33	3422.32
Flowrates in kg/h				
Water	1151.0000	4987.2268	415.0000	2748.9379
R 6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
STD	0.0000	0.0106	0.0000	9.7544

Stream No.	29	30	31	32
Stream Name	Purga Fondo		VAPOR PLANTA	
Temp C	194.3456	116.2260	194.3456	25.3813
Pres psia	199.7444	221.5000	199.7444	72.5200
Enth kcal/h	-8.6943E+005	-7.3953E+007	-4.8580E+007	-5.0244E+007
Vapor mole fraction	0.00000	0.00000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	13.2773	1107.9976	855.1036	734.4609
Total kg/h	239.8863	19969.2694	15404.6914	13240.0000
Total std L m3/h	0.2392	19.9638	15.4072	13.2334
Total std V m3/h	297.59	24834.27	19165.99	16461.95
Flowrates in kg/h				
Water	239.0381	19958.6667	15404.6914	13229.4060
R 6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
STD	0.8482	10.6026	0.0000	10.5920

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Caldero Optimizado(+Condensado) Date: 06/09/2004 Time: 17:44:02

Stream No.	33
Stream Name	
Temp C	92.7336
Pres psia	53.8500
Enth kcal/h	-1.8586E+007
Vapor mole fraction	0.00000
Total kmol/h	276.8376
Total kg/h	4987.2375
Total std L m3/h	4.9880
Total std V m3/h	6204.94
Flowrates in kg/h	
Water	4987.2268
R 6	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000
Carbon Monoxide	0.0000
Oxygen	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000
Nitrogen	0.0000
STD	0.0106

REPORTE DE EQUIPOS

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Caldero Optimizado(+Condensado) Date: 06/09/2004 Time: 17:45:23

Divider Summary

Equip. No.	15	13	16
Name			
Split based on	0	4	3
Output stream #1	0.9200	1566.0000	415.0000
Output stream #2	0.0800		
Flow rate units	0	4	0

Pump Summary

Equip. No.	6	5	8
Name			
Output pressure psia	445.2660	188.7380	159.7300
Efficiency	0.7500	0.7500	0.7500
Calculated power kW	22.6694	5.9042	1.9191
Calculated Pout psia	445.2660	188.7380	159.7300
Head m	312.3272	122.6896	105.8684
Vol. flow rate m3/h	21.0941	13.2750	5.1778
Mass flow rate kg/h	19969.2695	13240.0000	4987.2373
Cost estimation flag	1	1	1
Install factor	2.8000	2.8000	2.8000
Basic pump cost \$	3456	2924	2698
Basic motor cost \$	1265	418	263
Total purchase cost \$	4721	3342	2962
Total installed cost (\$)	13219	9357	8293

Heat Exchanger Summary

Equip. No.	1	2	12	11
Name			Caldera	Economizador
Pressure drop 1 psi	5.0000	5.0000	14.5038	7.2519
Pressure drop 2 psi	5.0000	5.0000	14.5038	7.2519
T Out Str 1 C				150.0000
T Out Str 2 C			250.0000	
U kcal/h-m ² -C	1831.0000	1831.0000		
Area/shell m ²	1.1122	7.7299	464.0000	57.7200
Calc Ht Duty kcal/h	155002.0313	206479.5781	9.0640e+006	502853.0000
LMTD (End points) C	76.1209	14.5894	55.6544	64.2545
LMTD Corr Factor	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Calc U kcal/h-m ² -C	1831.0000	1831.0000	350.9968	135.5849
Calc Area m ²	1.1122	7.7299	464.0000	57.7200
Str1 Pout psia	67.5200	62.5200	199.7444	28.2443
Str2 Pout psia	26.7000	26.7000	35.4962	214.2481
Cost estimation	1	1	1	1
Install factor	2.0000	2.0000	2.0000	2.0000
Material factor	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Pressure factor	0.9008	0.9973	1.2013	1.0975
Type factor	0.4104	0.4892	0.7089	0.5869
Basic cost \$	4791	6553	68292	15570

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Caldero Optimizado(+Condensado) Date: 06/09/2004 Time: 17:45:23

Total purchase cost \$	1984	3581	65135	11233
Total installed cost (\$)	3967	7161	130271	22465
Design pressure psia	43.5113	43.5113	217.5565	250.0000
Type	0	0	1	0

Flash Summary

Equip. No.	3	4	14
Name	Flash Cond.	Flash PC	CalderaFlash
Flash Mode	6	6	0
Param 1	31.7000	31.7000	
Heat duty kcal/h	-6757.8882	-19215.6016	
Type	1	1	0
Diameter m	0.7620	0.6096	
Length m	2.9922	2.7018	
Vessel thickness cm	0.6350	0.6350	
Head thickness cm	0.6350	0.6350	
Straight flange cm	5.0800	5.0800	
Metal density kg/m ³	7833.4126	7833.4126	
Total weight kg	447.4377	319.6444	
Purchase cost \$	16185	14181	0
Installed cost \$	27514	24108	0
Cost estimation flag	1	1	0
Total volume m ³	1.4804	0.8479	

K values:

Water	1.000	1.001	1.001
R 6	1.022	1.010	0.637
Carbon Dioxide	1222.963	1208.706	75.431
Carbon Monoxide	9233.325	9125.688	352.517
Oxygen	5090.921	5031.574	208.672
Sulfur Dioxide	235.812	233.063	21.310
Nitrogen	8773.583	8671.306	330.393
STD	1.382E-020	1.366E-020	3.452E-019

	Tank	
Equip. No.		9
Name		
Output flow rate units		4

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Caldero Optimizado(+Condensado) Date: 06/09/2004 Time: 17:45:23

Vessel Summary

Equip. No.	10
Name	Desareador
Param 1	24.7000
Liquid flow rate units	4
Liquid stream #1	0.9000
Type	1
Diameter m	1.0668
Length m	4.1888
Vessel thickness cm	0.6350
Head thickness cm	0.6350
Straight flange cm	5.0800
Metal density kg/m3	7833.4126
Total weight kg	864.5184
Purchase cost \$	21724
Installed cost \$	36930
Cost estimation flag	1
Total volume m3	4.0619

Valve Summary

Equip. No.	7	17	18	19
Name				
Pressure out psia	24.7200	221.5000	72.5200	53.8500

CALDERA SIN OPTIMIZAR
EXECUTIVE SUMMARY (1925 prices)

TOTAL CAPITAL INVESTMENT	0 \$
CAPITAL INV. CHARGED TO THIS PROJECT	0 \$
OPERATING COST	2195000 \$/year
PRODUCTION RATE	121967034 kg/year of VAPOR PLANTA
UNIT PRODUCTION COST	18 \$/MT of VAPOR PLANTA
TOTAL REVENUES	2256000 \$/year
GROSS MARGIN	2.7 %
RETURN ON INVESTMENT	-1 %
PAYBACK TIME	0 years
IRR AFTER TAXES OUT OF SEARCH INTERVAL [0, 1000%]	

NPV (at 7.0 % interest) 328000 \$

MT = Metric Ton (1,000 kg)

MAJOR EQUIPMENT SPECIFICATION AND FOB COST (1925 prices)

Quantity/ Stand-by		Description	Unit Cost (\$)	Cost (\$)
1/0	PM-102	Centrifugal Pump Power = 25.70 kW	0	0
1/0	PM-103	Centrifugal Pump Power = 1.09 kW	0	0
1/0	V-102	Vertical-On-Legs Ta Volume = 73129.89 L Diameter = 3.14 m	0	0
1/0	PM-104	Centrifugal Pump Power = 8.30 kW	0	0
1/0	Quemador	Incinerator Rated Throughput = 1256.70 kg/h	0	0
1/0	Caldera	Heat Exchanger Area = 464.00 m ²	0	0
2/0	DESAREAD	Flash Drum Volume = 4136.00 L Diameter = 1.07 m	0	0
1/0	M	Mixer Throughput = 23181.68 kg/h	0	0
1/0	FSP-102	Flow Splitter Throughput = 19056.90 kg/h	0	0
1/0	C	Component Splitter Throughput = 22996.18 kg/h	0	0
		Cost of Unlisted Equipment		0
TOTAL EQUIPMENT PURCHASE COST				0

FIXED CAPITAL ESTIMATE SUMMARY (1925 prices)

A. TOTAL PLANT DIRECT COST (TPDC) (physical cost)

1. Equipment Purchase Cost	\$	0
2. Installation		0
3. Process Piping		0
4. Instrumentation		0
5. Insulation		0
6. Electricals		0
7. Buildings		0
8. Yard Improvement		0
9. Auxiliary Facilities		0

	TPDC =	0

B. TOTAL PLANT INDIRECT COST (TPIC)

10. Engineering	0
11. Construction	0

	TPIC = 0

C. TOTAL PLANT COST (TPDC+TPIC) 1 0

12. Contractor's fee	0
13. Contingency	0

	(12+13) = 0

D. DIRECT FIXED CAPITAL (DFC) TPC+12+13 0

LABOR REQUIREMENT AND COST SUMMARY

Section Name	Labor Hours Per Year	Labor Cost \$/year	%
Main Section	12672	24000	100
TOTAL	12672	24000	100

RAW MATERIALS COST SUMMARY

Raw Material	Unit Cost (\$/kg)	Annual Amount (kg)	Cost (\$/yr)	%
Fuel	0	0	0	0
R-500	0.198	9953064	1972697	93.49
Air	0	170757262.8	0	0
Water	0.001	137332800	137333	6.51
Imp.	0	792	0	0
Condensado	0	20592000	0	0
TOTAL		338635918.8	2110000	100

VARIOUS CONSUMABLES (1925 prices)

TOTAL	0
-------	---

WASTE TREATMENT / DISPOSAL (1925 prices)

a. SOLID WASTE

Stream Name	Unit Cost (\$/kg)	Annual Amount (kg)	Cost (\$/yr)
Cenizas	0.00E+00	995.31	0
a. Subtotal (Solid Waste)			0

b. LIQUID WASTE

Stream Name	Unit Cost (\$/kg)	Annual Amount (kg)	Cost (\$/yr)
PURGA FONDO	0.00E+00	2877650.15	0
Purga Continua	0.00E+00	28321487	0
b. Subtotal (Liquid Waste)			0

c. EMISSIONS

Stream Name	Unit Cost (\$/kg)	Annual Amount (kg)	Cost (\$/yr)
Emissiones	0.00E+00	1469133.38	0
Gas Combustión	0.00E+00	180709331.5	0
c. Subtotal (Emissions)			0

WASTE TREATMENT/DISPOSAL TOTAL COST (a+b+c)

0

UTILITY REQUIREMENTS (1925 prices)

ELECTRICITY

Procedure Name	Equipment Name	Annual Amount (kWh)	Cost (\$/yr)
P-13	PM-102	203560	20356
P-5	PM-103	8619	862
P-12	PM-104	65745	6574
Unlisted Equipment	66407	6641	
General Load	147570	14757	
SUBTOTAL			49190
TOTAL			49190

ANNUAL OPERATING COST - SUMMARY (1925 prices)

Cost Item	\$/Year	%
Raw Materials	2110000	96.11
Labor-Dependent	24000	1.09
Equipment-Dependent	9000	0.4

Laboratory/QC/QA	4000	0.16
Consumables	0	0
Waste Treatment/Disposal	0	0
Utilities	49000	2.24
Transportation	0	0
Miscellaneous	0	0
Advertising and Selling	0	0
Running Royalties	0	0
Failed Product Disposal	0	0

TOTAL	2195000	100

PROFITABILITY ANALYSIS (1925 prices)

***** \$		
A. DIRECT FIXED CAPITAL	0	
B. WORKING CAPITAL	0	
C. STARTUP COST	0	
D. UP-FRONT R&D	0	
E. UP-FRONT ROYALTIES	0	
F. TOTAL INVESTMENT (A+B+C+D+E)	0	
G. INVESTMENT CHARGED TO THIS PROJE	0	
H. REVENUE STREAM FLOWRATES		
kg/year of total flow (in VAPOR PLANTA)	121967034	
I. PRODUCTION (UNIT) COST		
\$/MT of VAPOR PLANTA	18	
J SELLING/PROCESSING PRICE		
\$/MT of total flow (in VAPOR PLANTA)	18.5	
K. REVENUES (\$/year)		
VAPOR PLANTA	2256000	
L. ANNUAL OPERATING COST	2195000	
M. GROSS PROFIT (K-L)	61000	
N. TAXES (40 %)	24000	
O. NET PROFIT (M-N + Depreciation)	37000	

GROSS MARGIN	2.7 %	
RETURN ON INVESTMENT	NEGATIVE	
PAYBACK TIME (years)	0	

MT = Metric Ton = 1,000 kg

CALDERA OPTIMIZADO 1

EXECUTIVE SUMMARY (1925 prices)

TOTAL CAPITAL INVESTMENT	246000	\$
CAPITAL INV. CHARGED TO THIS PROJECT	246000	\$
OPERATING COST	1944000	\$/year
PRODUCTION RATE	122002947	kg/year of VAPOR PLANTA
UNIT PRODUCTION COST	15.93	\$/MT of VAPOR PLANTA
TOTAL REVENUES	2194000	\$/year
GROSS MARGIN	11.39	%
RETURN ON INVESTMENT	63.41	%
PAYBACK TIME	1.58	years
IRR AFTER TAXES	103.20%	
NPV (at 7.0 % interest)	1224000	\$

MT = Metric Ton (1,000 kg)

MAJOR EQUIPMENT SPECIFICATION AND FOB COST (1925 prices)

Quantity/ Stand-by		Description	Unit Cost (\$)	Cost (\$)
1/0	PM-102	Centrifugal P Power = 23.82 kW	0	0
1/0	PM-103	Centrifugal P Power = 1.00 kW	0	0
1/0	V-102	Vertical-On-L Volume = 66903.77 L Diameter = 3.05 m	0	0
1/0	V-103	Flash Drum Volume = 854.13 L Diameter = 0.63 m	1000	1000
1/0	HX-103	Heat Exchan Area = 1.10 m ²	2000	2000
1/0	HX-104	Heat Exchan Area = 7.50 m ²	4000	4000
1/0	PM-104	Centrifugal P Power = 7.95 kW	0	0
1/0	MX-101	Mixer Throughput = 604.28 kg/h	0	0
1/0	Quemador	Incinerator Rated Throughput = 1099.95 kg/h	0	0
1/0	Economiz	Heat Exchan Area = 56.10 m ²	10000	10000

1/0	Caldera	Heat Exchan Area = 464.00 m ²	0	0
1/0	V-106	Flash Drum Volume = 916.36 L Diameter = 0.65 m	1000	1000
2/0	DEAREADO	Flash Drum Volume = 4136.00 L Diameter = 1.07 m	0	0
1/0	M	Mixer Throughput = 21323.13 kg/h	0	0
1/0	FSP-102	Flow Splitter Throughput = 17483.16 kg/h	0	0
1/0	C	Component s Throughput = 21320.95 kg/h	0	0
		Cost of Unlisted Equipment		4000

TOTAL EQUIPMENT PURCHASE COST 21000

FIXED CAPITAL ESTIMATE SUMMARY (1925 prices)

A. TOTAL PLANT DIRECT COST (TPDC) (physical cost)

	\$	
1. Equipment Purchase Cost	21000	
2. Installation	10000	
3. Process Piping	5000	
4. Instrumentation	6000	
5. Insulation	1000	
6. Electricals	2000	
7. Buildings	0	
8. Yard Improvement	0	
9. Auxiliary Facilities	2000	

TPDC =		47000

B. TOTAL PLANT INDIRECT COST (TPIC)

10. Engineering	5000
11. Construction	7000

TPIC =	12000

C. TOTAL PLANT COST (TPDC+TPIC) TF 59000

12. Contractor's fee	3000
13. Contingency	6000

(12+13) =	9000

D. DIRECT FIXED CAPITAL (DFC) TPC+12+13 68000

LABOR REQUIREMENT AND COST SUMMARY

Section Name	Labor Hours Per Year	Labor Cost \$/year	%
Main Section	14177	24000	100
TOTAL	14177	24000	100

RAW MATERIALS COST SUMMARY

Raw Material	Unit Cost (\$/kg)	Annual Amount (kg)	Cost (\$/yr)	%
Imp.	0	792	0	0
Condensado	0	20592000	0	0
Fuel	0	0	0	0
R-500	0.198	8711604	1724898	92.92
Air	0	149458464	0	0
Water	0.001	131472000	131472	7.08
TOTAL		310234860	1856000	100

VARIOUS CONSUMABLES (1925 prices)

TOTAL	0
-------	---

WASTE TREATMENT / DISPOSAL (1925 prices)

a. SOLID WASTE

Stream Name	Unit Cost (\$/kg)	Annual Amount (kg)	Cost (\$/yr)
Cenizas	0.00E+00	871.16	0
a. Subtotal (Solid Waste)			0

b. LIQUID WASTE

Stream Name	Unit Cost (\$/kg)	Annual Amount (kg)	Cost (\$/yr)
Desague	0.00E+00	24094935	0
PURGA FONDO	0.00E+00	2668017.34	0
b. Subtotal (Liquid Waste)			0

c. EMISSIONS

Stream Name	Unit Cost (\$/kg)	Annual Amount (kg)	Cost (\$/yr)
Emisiones	0.00E+00	17233.06	0
Gases Chimenea	0.00E+00	158169196	0
c. Subtotal (Emissions)			0

WASTE TREATMENT/DISPOSAL TOTAL COST (a+b+c) 0

UTILITY REQUIREMENTS (1925 prices)

ELECTRICITY

Procedure Name	Equipment Name	Annual Amount (kWh)	Cost (\$/yr)
P-13	PM-102	188675	18867
P-5	PM-103	7885	789
P-12	PM-104	62939	6294
Unlisted Equipment	62004	6200	
General Load	137787	13779	

SUBTOTAL 45929

TOTAL 45929

ANNUAL OPERATING COST - SUMMARY (1925 prices)

Cost Item	\$/Year	%
Raw Materials	1856000	95.49
Labor-Dependent	24000	1.26
Equipment-Dependent	14000	0.7
Laboratory/QC/QA	4000	0.19
Consumables	0	0
Waste Treatment/Disposal	0	0
Utilities	46000	2.36
Transportation	0	0
Miscellaneous	0	0
Advertising and Selling	0	0
Running Royalties	0	0
Failed Product Disposal	0	0
TOTAL	1944000	100

PROFITABILITY ANALYSIS (1925 prices)

A. DIRECT FIXED CAPITAL	68000	\$
B. WORKING CAPITAL	175000	
C. STARTUP COST	3000	
D. UP-FRONT R&D	0	
E. UP-FRONT ROYALTIES	0	
F. TOTAL INVESTMENT (A+B+C+D+E)	246000	
G. INVESTMENT CHARGED TO THIS PROJE	246000	

H. REVENUE STREAM FLOWRATES	
kg/year of total flow (in VAPOR PLANTA)	122002947
I. PRODUCTION (UNIT) COST	
\$/MT of VAPOR PLANTA	15.934
J. SELLING/PROCESSING PRICE	
\$/MT of total flow (in VAPOR PLANTA)	17.981
K. REVENUES (\$/year)	
VAPOR PLANTA	2194000
L. ANNUAL OPERATING COST	1944000
M. GROSS PROFIT (K-L)	250000
N. TAXES (40 %)	100000
O. NET PROFIT (M-N + Depreciation)	156000

GROSS MARGIN	11.39 %
RETURN ON INVESTMENT	63.41 %
PAYBACK TIME (years)	1.58

MT = Metric Ton = 1,000 kg	

CALDERA OPTIMIZADA 2

EXECUTIVE SUMMARY (1925 prices)

TOTAL CAPITAL INVESTMENT	238000	\$
CAPITAL INV. CHARGED TO THIS PROJECT	238000	\$
OPERATING COST	1854000	\$/year
PRODUCTION RATE	1.22E+08	kg/year of VAPOR PLANTA
UNIT PRODUCTION COST	15.16	\$/MT of VAPOR PLANTA
TOTAL REVENUES	2198000	\$/year
GROSS MARGIN	15.67	%
RETURN ON INVESTMENT	89.46	%
PAYBACK TIME	1.12	years
IRR AFTER TAXES	201.17	%
NPV (at 7.0 % interest)	1755000	\$

MT = Metric Ton (1,000 kg)

MAJOR EQUIPMENT SPECIFICATION AND FOB COST (1925 prices)

Quantity/ Stand-by	Description	Unit Cost (\$)	Cost (\$)
1/0	PM-102 Centrifugal Pump Power = 22.37 kW	0	0
1/0	PM-103 Centrifugal Pump Power = 2.03 kW	0	0
2/0	V-102 Vertical-On-Legs T Volume = 68173.28 L Diameter = 3.07 m	0	0
1/0	V-103 Flash Drum Volume = 854.13 L Diameter = 0.63 m	1000	1000
1/0	HX-103 Heat Exchanger Area = 1.10 m ²	2000	2000
1/0	HX-104 Heat Exchanger Area = 7.50 m ²	4000	4000
1/0	PM-104 Centrifugal Pump Power = 6.34 kW	0	0
1/0	MX-101 Mixer Throughput = 658.67 kg/h	0	0
1/0	Quemador Incinerator Rated Throughput = 1061.30 kg/h	0	0
1/0	Economiz Heat Exchanger Area = 34.91 m ²	10000	10000

1/0	Caldera	Heat Exchanger Area = 464.00 m ²	0	0
1/0	V-106	Flash Drum Volume = 916.36 L Diameter = 0.65 m	1000	1000
2/0	DEAREAC	Flash Drum Volume = 4136.00 L Diameter = 1.07 m	0	0
1/0	M	Mixer Throughput = 20045.07 kg/h	0	0
1/0	FSP-102	Flow Splitter Throughput = 17020.61 kg/h	0	0
1/0	C	Component Splitte Throughput = 20024.29 kg/h	0	0
		Cost of Unlisted Equipment		4000

TOTAL EQUIPMENT PURCHASE COST 21000

FIXED CAPITAL ESTIMATE SUMMARY (1925 prices)

A. TOTAL PLANT DIRECT COST (TPDC) (physical cost)

	\$	
1. Equipment Purchase Cost		21000
2. Installation		10000
3. Process Piping		5000
4. Instrumentation		6000
5. Insulation		1000
6. Electricals		2000
7. Buildings		0
8. Yard Improvement		0
9. Auxiliary Facilities		2000

TPDC =		47000

B. TOTAL PLANT INDIRECT COST (TPIC)

10. Engineering	5000
11. Construction	7000

TPIC =	12000

C. TOTAL PLANT COST (TPDC+TPIC) TF 59000

12. Contractor's fee	3000
13. Contingency	6000

(12+13) =	9000

D. DIRECT FIXED CAPITAL (DFC) TPC+12+13 68000

LABOR REQUIREMENT AND COST SUMMARY

Section Name	Labor Hou Per Year	Labor Cost \$/year	%
Main Section	14177	24000	100
TOTAL	14177	24000	100

RAW MATERIALS COST SUMMARY

Raw Material	Unit Cost (\$/kg)	Annual Amount (kg)	Cost (\$/yr)	%
Imp.	0	13068	0	0
Condensado	0	41849280	0	0
Fuel	0	0	0	0
R-500	0.198	8405496	1664288	94.07
Air	0	144206798	0	0
Water	0.001	104860800	104861	5.93
TOTAL		299335442	1769000	100

UTILITY REQUIREMENTS (1925 prices)

ELECTRICITY

Procedure Name	Equipme Name	Annual Amount (kWh)	Cost (\$/yr)
P-13	PM-102	177158	17716
P-5	PM-103	16069	1607
P-12	PM-104	50200	5020
Unlisted Equipment	58164	5816	
General Load	129253	12925	
SUBTOTAL			43084
TOTAL			43084

ANNUAL OPERATING COST - SUMMARY (1925 prices)

Cost Item	\$/Year	%
Raw Materials	1769000	95.43
Labor-Dependent	24000	1.32
Equipment-Dependent	14000	0.73
Laboratory/QC/QA	4000	0.2

Consumables	0	0
Waste Treatment/Disposal	0	0
Utilities	43000	2.32
Transportation	0	0
Miscellaneous	0	0
Advertising and Selling	0	0
Running Royalties	0	0
Failed Product Disposal	0	0

TOTAL	1854000	100

PROFITABILITY ANALYSIS (1925 prices)

	\$
A. DIRECT FIXED CAPITAL	68000
B. WORKING CAPITAL	167000
C. STARTUP COST	3000
D. UP-FRONT R&D	0
E. UP-FRONT ROYALTIES	0
F. TOTAL INVESTMENT (A+B+C+D+E)	238000
G. INVESTMENT CHARGED TO THIS PROJE	238000

H. REVENUE STREAM FLOWRATES
kg/year of total flow (in VAPOR PLANTA) 1.22E+08

I. PRODUCTION (UNIT) COST
\$/MT of VAPOR PLANTA 15.163

J. SELLING/PROCESSING PRICE
\$/MT of total flow (in VAPOR PLANTA) 17.981

K. REVENUES (\$/year)
VAPOR PLANTA 2198000

L. ANNUAL OPERATING COST 1854000
M. GROSS PROFIT (K-L) 345000
N. TAXES (40 %) 138000
O. NET PROFIT (M-N + Depreciation) 213000

GROSS MARGIN 15.67 %
RETURN ON INVESTMENT 89.46 %
PAYBACK TIME (years) 1.12

MT = Metric Ton = 1,000 kg

CASH FLOW ANALYSIS (thousand US \$)

YR	CAPITAL INVESTM	DEBT FINANCE	SALES	OPERAT COST	GROSS PROFIT	LOAN PAYMENT	DEPREC.	TAXABLE INCOME	TAXES	NET PROFIT	
1	-187		0	1099	946	153	0	6	147	59	95
2	-27		0	2198	1854	345	0	6	338	135	209
3	-20		0	2198	1854	345	0	6	338	135	209
4	0		0	2198	1854	345	0	6	338	135	209
5	0		0	2198	1854	345	0	6	338	135	209
6	0		0	2198	1854	345	0	6	338	135	209
7	0		0	2198	1854	345	0	6	338	135	209
8	0		0	2198	1854	345	0	6	338	135	209
9	0		0	2198	1854	345	0	6	338	135	209
10	0		0	2198	1854	345	0	6	338	135	209
11	0		0	2198	1854	345	0	0	345	138	207
12	0		0	2198	1854	345	0	0	345	138	207
13	0		0	2198	1854	345	0	0	345	138	207
14	0		0	2198	1854	345	0	0	345	138	207
15	170		0	2198	1854	345	0	0	345	138	207

IRR BEFORE TAXES	934.141 %	INTERES1	7.00%	9.00%	11.00%
IRR AFTER TAXES	201.172 %	NPV	1755	1541	1363

Depreciation Method: Straight-Line
 DFC Salvage Factor 0.05

LOAN INFORMATION (thousand US \$)

	Direct Fixe Capital	Working Capital	Up Front R&D	Up Front Royalties
Amount	68		167	0
Equity (%)	100		100	100
Debt (%)	0		0	0
Interest (%)	9		12	12
Loan Time (yrs)	10		6	6

VII. IMPACTO AMBIENTAL

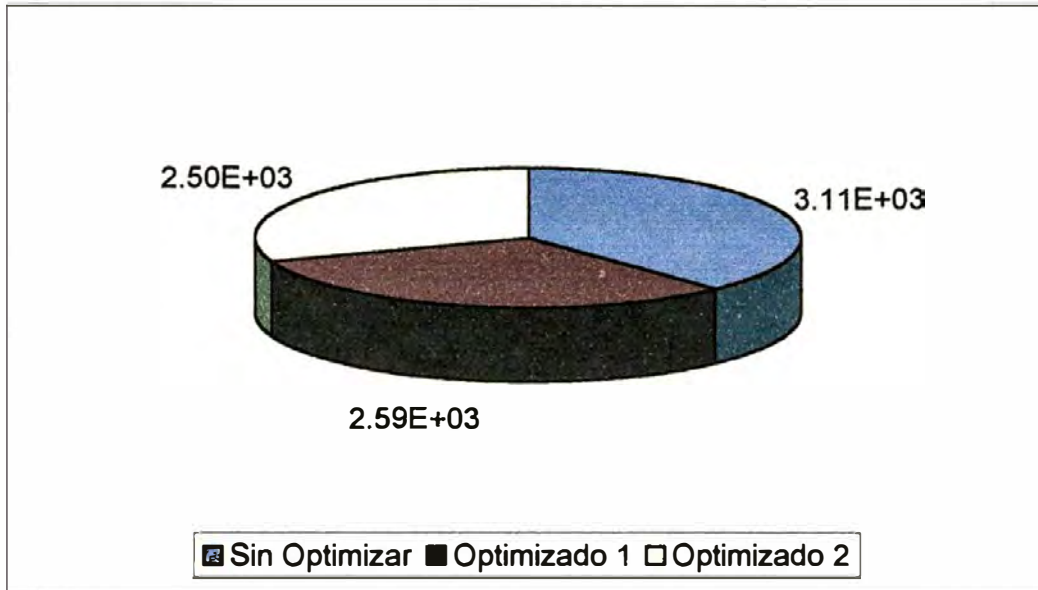
El impacto ambiental es medido por los siguientes parámetros:

- > Menor consumo de combustible fósil
- > Menor descarga de productos químicos, debido a menor purga de las calderas
- > Menor emisión de CO₂, CO, SO₂, NO_X al medio ambiente.
- > Menor consumo de agua.
- > Mayor seguridad para el personal de operaciones y las áreas colindantes a la planta.
- > Menor emisión de materiales particulados en la planta y los alrededores de la planta.

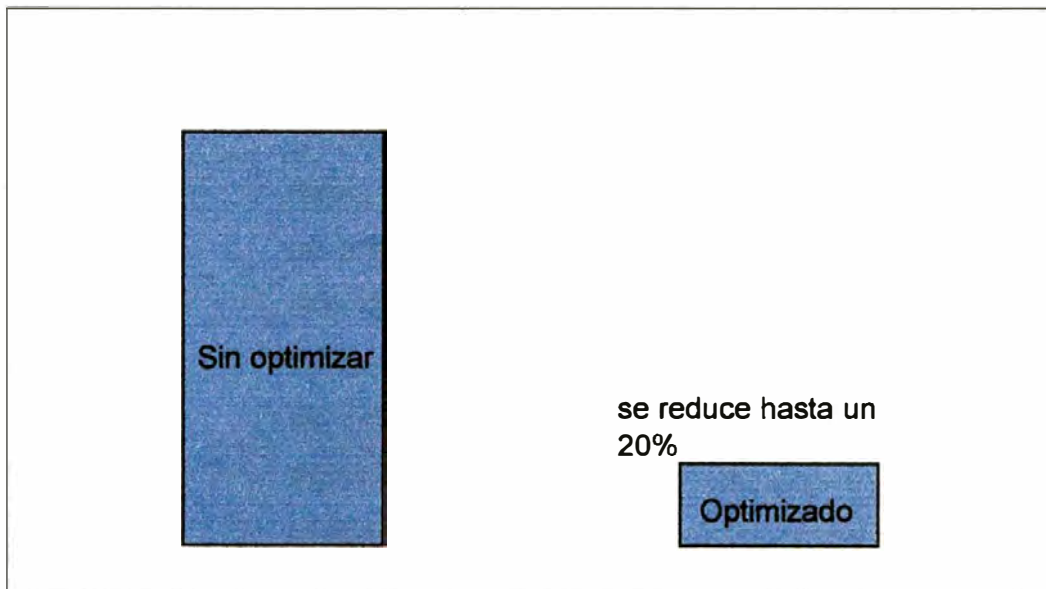
Cuadro N° 9
Análisis comparativo de los gases de combustión

	Sin Optimizar	Optimizado 1	Optimizado 2
Temp gases de salida °C	250	150	150
Presión Psia	35.49	28.24	28.24
Entalpia (Kcal/h)	9.02E+06	8.42E+06	8.12E+06
Calidad del vapor	1	1	1
Flujo de gases (Kg/h)	22817.3015	19971.3017	19270.0001
Agua(kg/h)	1.25E+03	1.09E+03	1.05E+03
CO ₂ (kg/h)	3.11E+03	2.59E+03	2.50E+03
CO(kg/h)	2.0551	1.7988	1.7356
O ₂ (kg/h)	6.04E+02	5.29E+02	5.10E+02
SO ₂ (kg/h)	13.3101	11.7089	11.2978
Nitrógeno(kg/h)	1.80E+04	1.57E+04	1.52E+04
Cenizas	0	0	0

Gráfica N° 28
Emisión de CO2 (kg / h)



Gráfica N° 29
Reducción de emisión de CO2



VIII. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

8.1 Conclusiones

1.El ahorro económico por cambio de combustible de residual 6 a residual 500 tiene una mayor incidencia la diferencia en el precio del combustible, correspondiendo un 99.5 % y un 0.5% por mejoras en las condiciones operativas. Ahorrándose \$ 328 140 anuales.

2.El cambio de combustible no requiere mayor inversión por cuanto solo se modifica las condiciones operativas de temperatura de bombeo y atomización.

3.En el área de deodorizado se hizo las siguientes mejoras: acondicionar las condiciones operativas según el fabricante para el sistema de vacío, mejoras en las líneas de vapor y condensado, anulación de fugas de vapor, recuperación de condensado. Esto permitió un ahorro potencial de 439 680 galones por año equivalente a \$ 320 967 dólares.

4.Entre las mejoras en el deodorizado la más directa sin mayor inversión fue corregir las condiciones operativas que se trabajaba en el sistema de eyectores cuyo valor de presión era 175 PSIG, a pesar que las normas recomendadas por los propios fabricantes era de 117 PSIG.

5.Las mejoras en el área de deodorizado, sé continuo en mejorar la distribución de vapor y condensado, bajar la presión de vapor aprovechando el mayor calor latente, y la menor pérdida de energía por el

transporte del vapor y en el aislamiento térmico. Así mismo en el área no se recuperaba el condensado de las líneas tracer de vapor, de los tanques de almacenamiento de productos deodorizados debido a que no contaban con trampas de vapor y en algunos si contaba, pero todo lo que condensaba se botaba al desagüe. La mejora consistió en instalar trampas para recuperar el condensado y el retorno de la misma a la unidad generadora de vapor.

6.La eficiencia encontrada en la caldera fue de 80.7%. De acuerdo a las referencias de otras plantas similares y de la garantía de los fabricantes de caldera, la eficiencia puede mejorarse hasta en un 86%. La instalación de un economizador permitió elevar la eficiencia de la caldera hasta 85.05%

7.Las siguientes mejoras efectuadas en la unidad generadora de vapor son:

- Instalación de un economizador
- Mantenimiento del quemador y programas de mantenimiento
- Mejorar la relación aire / combustible
- Optimización de la temperatura de los gases
- Mejora en la frecuencia de purgas de fondo
- Aprovechamiento del vapor flash para calentar el agua de alimentación a la caldera.
- Mejora de las condiciones operativas del desgasificador (desareador), eliminando un mayor % de O₂ disuelto en el agua de alimentación
- Mejora en el aislamiento térmico
- Mejora en la instalación de trampas de vapor

Las mejoras indicadas arriba han contribuido a mejorar eficiencia en el consumo de vapor de la planta reflejándose en el menor costo de vapor por tonelada.

8.Las mejoras técnicas realizadas en la unidad generadora han permitido un ahorro anual de 52.64 galones por hora que equivale a 404 275 galones de petróleo por año y un ahorro de \$ 295 121.

9.Se evaluó el sistema de mantenimiento en la unidad generadora de vapor encontrándose deficiencias por que se realizaba el mantenimiento correctivo vale decir en situaciones de colapso de algún componente de la unidad generadora. Las propuestas de mejoras realizadas son:

- Capacitación del personal y entrenamiento
- Elaboración de programas de mantenimiento preventivo y evaluación permanente de los programas propuestos.

10.Se diseño un nuevo formato o reporte de condiciones operativas, a fin de evaluar el buen funcionamiento de la unidad generadora de vapor.

11.La evaluación final económica de todas las mejoras se resumen en el cuadro siguiente:

**Cuadro N° 6
COSTOS DE GENERACION DE VAPOR A PLANTA (SIN OPTIMIZAR)**

Retorno de condensados	2600Kg/h				
PRODUCCION DE VAPOR MENSUAL (Tn)					9852
	VALOR US\$ POR UNIDAD	UNIDAD DE MEDIDA	CONSUMOS	CONSUMO / Tn VAPOR	COSTO \$
ADITIVO DE PETROLEO	24.00	Glns	48	0.0049	0.12
FOSFATOS	10.40	kg	51	0.0052	0.05
SULFITOS	3.00	kg	117	0.0119	0.04
RESIDUAL 500	0.73	Glns	217051	22.0302	16.08
AGUA BLANDA	1.00	m3	11108	1.1274	1.13
ENERGIA ELECTRICA	0.10	KwH	41000	4.1614	0.42
SALARIOS INDUSTRIALES					0.20
REPARAC. Y MANTEN.					0.10
COSTO (\$/ Tn VAPOR)					18.14

Cuadro N° 7
COSTOS DE GENERACION DE VAPOR OPTIMIZADO A PLANTA SIN
RECUPERAR CONDENSADO DE DEODORIZADO (OPTIMIZADO 1)

Retorno de condensados	2600Kg/h				
	PRODUCCION DE VAPOR MENSUAL (Tn)				9860
	VALOR US\$ POR UNIDAD	UNIDAD DE MEDIDA	CONSUMOS	CONSUMO / Tn VAPOR	COSTO \$
ADITIVO DE PETROLEO	24.00	Glns	41	0.0042	0.10
FOSFATOS	10.40	kg	47	0.0048	0.05
SULFITOS	3.00	kg	108	0.0110	0.03
RESIDUAL 500	0.73	Glns	189963	19.2653	14.06
AGUA BLANDA	1.00	m3	10634	1.0784	1.08
ENERGIA ELECTRICA	0.10	KwH	38130	3.8670	0.39
SALARIOS INDUSTRIALES					0.20
REPARAC. Y MANTEN.					0.10
COSTO (\$/ Tn VAPOR)					16.02

Cuadro N° 8
COSTOS DE GENERACION DE VAPOR OPTIMIZADO A PLANTA
RECUPERANDO CONDENSADO DE DEODORIZADO (OPTIMIZADO 2)

Retorno de condensados	5284Kg/h				
	PRODUCCION DE VAPOR MENSUAL (Tn)				9860
	VALOR US\$ POR UNIDAD	UNIDAD DE MEDIDA	CONSUMOS	CONSUMO / Tn VAPOR	COSTO \$
ADITIVO DE PETROLEO	24.00	Glns	35	0.0035	0.09
FOSFATOS	10.40	kg	40	0.0041	0.04
SULFITOS	3.00	kg	100	0.0101	0.03
RESIDUAL 500	0.73	Glns	183319	18.5917	13.57
AGUA BLANDA	1.00	m3	8475	0.8595	0.86
ENERGIA ELECTRICA	0.10	KwH	36080	3.6591	0.37
SALARIOS INDUSTRIALES					0.20
REPARAC. Y MANTEN.					0.06
COSTO (\$/ Tn VAPOR)					15.22

12.Las mejoras también han sido simulado mediante el software CHEMCAD Y SUPERPRO DESIGNER, los cuales se reportan en el trabajo, concluyéndose que sus resultados coinciden con bastante aproximación a las mejoras realizadas. Por lo que se recomienda el uso de este software en la optimización de otros procesos en la industria química.

13.La mejora en la unidad generadora de vapor, deodorizado, sistema de distribución de vapor y condensado, entre otros han permitido una reducción en la emisión de CO₂ equivalente a 612 Kg/h ó 4696 toneladas métricas anuales. Esta acción contribuye a cumplir con el tratado internacional de reducir los gases invernaderos (CO₂) en el cual el país es firmante del tratado de Kioto.

14.De la evaluación económica que toma en cuenta las inversiones, se han obtenido una tasa interna de retomo (TIR) de 198%

8.2 RECOMENDACIONES

1. Todo trabajo de ingeniería que involucra mejoras de procesos, se tiene que conocer los fundamentos del funcionamiento de los equipos y de la ciencia de la ingeniería, por lo cual se recomienda que cualquier evaluación técnica y económica se basa en los principios señalados.

2. Toda mejora de proceso es un trabajo en equipo en el cual están involucrados los profesionales, personal técnico y personal operativo.

3. Se hace necesario una capacitación permanente en todo nivel a fin de asegurar una fluidez y compromiso de la calidad y productividad de la empresa.

4. Toda mejora realizada, debe ser evaluada en función del tiempo para realizar los ajustes a que halla lugar una mejora continua del proceso.

5. Debido a la alta competitividad internacional se requiere que una empresa que involucra a sus directivos, profesionales, técnicos y operadores deben estar alertas a los cambios tecnológicos y poder adaptarse permanentemente a fin de asegurar la subsistencia de la empresa en el tiempo.

6. Debido a la creciente exigencia de normas ambientales internacionales se hace necesario que las empresas tenga una política de compromiso con el medio ambiente

7. El uso de software de ingeniería de procesos es una herramienta útil para la optimización de procesos.

IX. BIBLIOGRAFIA

1. Federación de asociaciones de ingenieros industriales de España. Separata cálculo de ahorros en recuperadores de calor Edición 1996. Todas las páginas.
2. Babcock & Wilcox Co. CATALOG CARE AND OPERATION Edición 1994. Páginas Nº 20 al 30.
3. Castillo P. COMBUSTIÓN DE PETROLEOS RESIDUALES. Edición 1995. Todas las páginas.
4. Nalco Chemical Company. BOOKLET APPLICATIONS PROCEDURES RECOMENDATIONS VIEW POINTS. Edición 1995. Todas las páginas.
5. Instituto de investigación tecnología industrial y de normas técnicas MANUAL DE EFICIENCIA ENERGETICA DE CALDERAS INDUSTRIALES. Edición 1994. Todas las páginas.
6. Universidad Nacional de Ingeniería- Centro de extensión de proyección social. FOLLETO CURSO DE CALDEROS INDUSTRIALES. Edición 1994. Todas las páginas.
7. Spirax – Sarco. DISTRIBUCIÓN DE VAPOR. Edición 1996. Páginas Nº 5 al 10
8. Spirax – Sarco. RECUPERACIÓN DE CONDENSADO Y VAPOR FLASH. Edición 1996. Páginas Nº 4 al 12
9. JM.Pedroni y Asociados S.A. Ingenierías de procesos parte 1 y 2. Buenos Aires-Argentina. EQUIPOS DE VACIO EN LA INDUSTRIA DE ACEITES COMESTIBLES Y AFINES. Edición 1995. Todas las páginas.
10. Capurro C. EYECTORES A VAPOR Y SISTEMA DE VACIO. Edición 1993. Páginas Nº 10 al 20.
11. Soler. A. MAPFRE Seguridad. ASPECTOS DE SEGURIDAD EN EL MANTENIMIENTO DE CALDERAS. Edición 1995. Páginas Nº 10 al 15
12. Rocsa Internacional S.A., TRATAMIENTO DE COMBUSTIBLES PARA HORNOS Y CALDERAS. Edición 1993. Páginas Nº 3 al 5
13. Mataix, Claudio. MECANICA DE FLUIDOS Y MAQUINAS HIDRÁULICA 2da Edición, Ed. Harla, México 1982. Páginas Nº 620 al 660

X. APENDICE

- 1.- Datos técnicos del petróleo residual - 500 (Fuente: Petroperu S.A)
- 2.- Tabla de vapor saturado (Fuente: Spirax-Sarco)
- 3.- Cálculo real del ratio de consumo de vapor / combustible
- 4.- Tabla de pérdida-rendimiento y temperatura para el aislamiento térmico (Fuente: Rocsa internacional)
- 5.- Tabla I.6 Pérdidas de calor en depositos eje vertical
- 6.- Figura 3-5 Pérdidas de calor en tanques verticales (Fuente texto: refino y tratamiento químico)
- 7.- Figura 3-6 Calor específico y factor de corrección de petróleo (Fuente texto: refino y tratamiento químico)
- 8.- Figura 6a Factor Kuop a 122°F (Fuente: texto refino y tratamiento químico)
- 9.- Figura 6b Factor Kuop a 210°F(Fuente: texto refino y tratamiento químico)
- 10.- Figura 7 Viscosidad de cinemática (Fuente: texto refino y tratamiento químico)
- 11.- Figura 8 Temperatura de atomización del petróleo
- 12.- Figura 9 Longitud equivalente (Fuente:texto mecánica de fluidos)
- 13.- Figura 10 Pérdida de calor por radiación y convección en función de la carga maxima y parcial de una caldera.(Fuente:APLESA)
- 14.- Figura 15 Calor específico medio de los gases de combustión (fuente:APLESA)



GRUPO SERVICIOS TÉCNICOS
DEPARTAMENTO VENTAS

PETROLEO INDUSTRIAL N° 500

PROPIEDADES	METODO	RESULTADOS
VOLATILIDAD		
Gravedad API a 15.5°C	D-287	13
Gravedad Especifica a 15.5°C	Calculado	0.9792
Punto de Inflamación, °C	D-93	109
COMBUSTION		
Poder Calorífico Bruto, BTU/lb	D-240	18470
Poder Calorífico Bruto, BTU/gal	Calculado	150623
Poder Calorífico Neto, BTU/lb	Calculado	17440
Poder Calorífico Neto, BTU/gal	Calculado	142223
COMPOSICION		
Azufre Total, % masa	D-1552	1.36
Carbón Conradson, % masa	D-189	15
FLUIDEZ		
Visc. Cinemática a 37.8°C, cSt	D-445	
Visc. Cinemática a 50°C, cSt	D-445	1033
Punto de Fluidez, °C	D-97	+15
CONTAMINANTES		
Agua y Sedimentos, % Vol.	D-1796	0.05
Cenizas, & Masa	D-482	0.06
CONTENIDO DE METALES		
Vanadio, ppm	D-1548	160
TEMPERATURA DE BOMBEO		
Mínima, °C		50
TEMPERATURA DE ATOMIZACION		
Tiro Forzado, Margen °C		110-120
Tiro Natural, Margen °C		120-130
RELACION PESO/VOLUMEN		
Lb/Gal a 15.5°C	Calculado	8.155
Lb/Bl. A 15.5 °C	Calculado	342.5

TABLA DE VAPOR SATURADO

1	2	3	4	5	6	7
PRESION RELATIVA	PRESION ABSOLUTA	TEMPERATURA	VOLUMEN ESPECIFICO	CALOR SENSIBLE	CALOR TOTAL	CALOR LATENTE
kg/cm ²	kg/cm ²	°C	m ³ /kg	kcal/kg	kcal/kg	kcal/kg
	0.01	6.7	131.7	6.7	600.1	593.0
	0.15	12.7	89.54	12.8	602.8	590.0
	0.02	17.2	68.27	17.2	604.8	587.4
	0.025	20.8	55.28	20.8	606.4	585.6
	0.03	23.8	46.53	23.8	607.7	583.9
	0.04	28.6	35.48	28.6	609.8	581.1
	0.05	32.5	28.73	32.5	611.5	578.9
	0.06	35.8	24.19	35.8	612.9	577.1
	0.08	41.2	18.45	41.1	615.2	574.1
	0.10	45.4	14.95	45.4	617.0	571.6
	0.12	49.1	12.80	49.0	618.5	569.5
	0.15	53.6	10.21	53.5	620.5	567.0
	0.20	59.7	7.795	59.6	623.1	563.5
	0.25	63.3	6.322	64.5	625.1	560.6
	0.30	68.7	5.328	68.8	628.8	558.2
	0.35	72.2	4.610	72.2	628.2	556.0
	0.40	75.4	4.068	75.4	629.5	554.1
	0.50	80.9	3.301	80.6	631.6	550.8
	0.60	85.5	2.783	85.4	633.4	548.0
	0.70	89.5	2.409	89.4	634.9	545.5
	0.80	92.9	2.125	92.9	636.2	543.2
	0.90	96.2	1.904	96.2	637.4	541.2
0	1.0	99.1	1.725	99.1	638.5	539.4
0.1	1.1	101.8	1.578	101.8	639.4	537.5
0.2	1.2	104.2	1.455	104.3	640.3	536.0
0.3	1.3	106.6	1.350	106.7	641.2	534.5
0.4	1.4	108.7	1.259	108.9	642.0	533.4
0.5	1.5	110.8	1.180	110.9	642.8	531.9
0.6	1.6	112.7	1.111	112.9	643.5	530.6
0.8	1.8	116.3	0.995	115.5	644.7	528.2
1.0	2.0	119.6	0.902	119.9	645.8	525.9
1.2	2.2	122.8	0.828	123.0	646.9	524.0
1.4	2.4	125.5	0.7616	125.8	648.0	522.1
1.6	2.6	128.1	0.7068	128.5	649.1	520.4
1.8	2.8	130.5	0.6592	131.0	650.2	518.7
2.0	3.0	132.9	0.6186	133.4	650.3	516.9
2.2	3.2	135.1	0.5817	135.7	651.0	515.8
2.4	3.4	137.2	0.5495	137.8	651.7	514.3
2.6	3.6	139.2	0.5208	139.9	652.4	512.8
2.8	3.8	141.1	0.4951	141.8	653.1	511.3
3.0	4.0	142.9	0.4708	143.8	653.4	509.8
3.5	4.5	147.2	0.4224	148.1	654.6	508.7
4.0	5.0	151.1	0.3818	152.1	655.8	503.7
4.5	5.5	154.7	0.3497	155.9	656.8	501.2
5.0	6.0	158.1	0.3213	159.3	657.8	500.5
5.5	6.5	161.2	0.2967	162.7	658.6	500.1
6.0	7.0	164.2	0.2778	165.6	659.4	493.8
6.5	7.5	167.0	0.2609	168.7	660.1	491.8
7.0	8.0	169.8	0.2448	171.3	660.8	489.5
7.5	8.5	172.1	0.2317	174.0	661.4	487.5
8.0	9.0	174.5	0.2189	176.4	662.0	485.8
8.5	9.5	176.8	0.2085	179.0	662.5	483.7
9.0	10	179.0	0.1981	184.2	663.0	481.8
10	11	173.2	0.1808	185.5	663.9	478.3
11	12	187.1	0.1664	189.7	664.7	475.0
12	13	190.7	0.1541	193.5	665.4	471.9
13	14	194.1	0.1435	197.1	666.0	468.9
14	15	197.4	0.1343	200.8	666.6	466.0
15	16	200.4	0.1232	203.9	667.1	463.2
16	17	203.4	0.1190	207.1	667.5	460.4
17	18	206.1	0.1128	210.1	667.9	457.6
18	19	208.8	0.1068	213.0	668.2	455.2
19	20	211.4	0.1016	215.8	668.5	452.7
21	22	218.2	0.0925	221.2	668.9	447.7
23	24	220.8	0.0849	226.1	669.1	443.2
25	26	225.0	0.0785	230.8	669.3	438.7
27	28	229.0	0.0729	235.2	669.6	434.4
29	30	232.8	0.06802	239.5	669.7	430.2
31	32	236.3	0.06375	243.6	669.7	426.1
33	34	239.8	0.05995	248.5	669.6	422.1
35	36	243.0	0.05658	251.2	669.5	418.3
37	38	246.2	0.05353	254.6	669.3	414.5
39	40	249.2	0.05078	258.2	669.0	410.8
41	42	252.1	0.04828	261.6	668.8	407.2
43	44	254.9	0.04601	264.9	668.4	403.5
45	46	257.6	0.04393	268.0	668.0	400.0
47	48	260.2	0.04201	271.2	667.7	396.5
49	50	262.7	0.04024	274.2	667.3	393.1
54	55	268.7	0.03830	281.4	666.2	384.8
59	60	274.3	0.0331	288.4	665.0	378.6
64	65	279.5	0.03033	294.8	663.8	388.6
69	70	284.5	0.02795	300.9	662.1	381.2
74	75	289.2	0.02587	307.0	660.5	353.5
79	80	296.6	0.02404	312.8	658.9	346.3
84	85	297.9	0.02241	318.2	657.0	338.6
89	90	301.9	0.02098	323.6	655.1	331.5
94	95	305.8	0.01964	328.8	653.2	324.4
99	100	309.5	0.01845	334.0	651.1	317.1
109	110	316.6	0.01637	344.0	646.7	302.7
119	120	323.2	0.01462	353.9	641.9	288.0
129	130	329.3	0.01312	363.0	636.8	273.8
139	140	335.1	0.01181	372.4	631.0	258.6
149	150	340.8	0.01065	381.7	624.9	243.2
159	160	315.8	0.00982	390.8	613.3	227.5
179	180	355.3	0.00781	410.2	602.5	192.3
199	200	364.1	0.00620	431.5	632.3	180.8
219	220	373.8	0.00394	478.0	632.0	34.0

**CALCULO REAL DEL RATIO DE CONSUMO DE VAPOR
POR COMBUSTIBLE**

FECHA	R-500 (GLNS.)	Vapor (x100 lbs)	Lb.Vapor/Gln Oil
2-Ene	5258	6822	130
3-Ene	5469	6878	126
4-Ene	6594	8697	132
5-Ene	6609	8574	130
6-Ene	7212	9195	127
7-Ene	5259	6810	129
8-Ene	6495	8627	133
9-Ene	6600	8455	128
10-Ene	6555	8957	137
11-Ene	6154	8262	134
12-Ene	7150	9009	126
13-Ene	6396	8128	127
14-Ene	6467	8291	128
15-Ene	6683	8886	133
16-Ene	6407	8405	131
17-Ene	6586	8785	133
18-Ene	6000	7730	129
19-Ene	7149	9193	129
20-Ene	5319	6744	127
21-Ene	6459	8320	129
22-Ene	6428	8212	128
23-Ene	6465	8217	127
24-Ene	6259	8074	129
25-Ene	5759	7429	129
26-Ene	7179	8751	122
27-Ene	6329	8345	132
28-Ene	6452	8376	130
29-Ene	6469	8496	131
30-Ene	6401	8102	127
31-Ene	6395	7918	124

PROMEDIO 129.20

$$\text{RATIO} = \frac{129.20}{58.73} = \frac{\text{Lb.Vapor}}{\text{gl oil R-500}}$$

$$= \frac{58.73}{\text{Kg.Vapor}} = \frac{\text{gl oil R-500}}{\text{Kg.Vapor}}$$

TABLA DE PERDIDA-RENDIMIENTO Y TEMPERATURA SUPERFICIAL PARA EL AISLAMIENTO TERMICO CON LANA DE VIDRIO EN TUBERIAS
(Fuente Rocsa)

Diam Tuberia	6"				4"				3"				2 1/2"				2"				1 1/2"				1"				1/ 2"			
	Tfluido(°C)	E	Q	R	Ts	E	Q	R	Ts	E	Q	R	Ts	E	Q	R	Ts	E	Q	R	Ts	E	Q	R	Ts	E	Q	R	Ts	E	Q	R
100	50	49	0.93	26	38	43	0.92	27	38	36	0.92	27	25	39	0.9	29	25	33	0.9	29	25	28	0.9	28	25	22	0.9	27	25	19	0.9	28
150	50	89	0.93	31	50	66	0.93	30	38	65	0.92	32	38	58	0.91	32	38	49	0.9	31	38	52	0.9	35	38	41	0.9	34	38	31	0.9	31
200	60	110	0.9	32	50	94	0.93	34	50	80	0.93	33	38	82	0.91	37	38	70	0.9	36	38	61	0.9	35	38	49	0.9	34	38	44	0.9	37
180	56	102	0.9	31.6	50	83	0.93	32	45	74	0.93	33	38	72	0.91	35	38	62	0.9	34	38	57	0.9	35	38	46	0.9	34	38	39	0.9	35
130	46	81	0.9	30.6	50	55	0.93	28	33	59	0.92	32	38	48	0.91	30	38	41	0.9	29	38	48	0.9	35	38	38	0.9	34	38	26	0.9	29
100	40	68	0.9	30	50	38	0.93	26	26	50	0.91	31	38	34	0.91	27	38	28	0.9	26	38	43	0.9	35	38	33	0.9	34	38	18	0.9	25
90	38	64	0.9	29.8	50	32	0.93	25	24	47	0.91	31	38	29	0.91	26	38	24	0.9	25	38	41	0.9	35	38	31	0.9	34	38	15	0.9	24
55	31	49	0.9	29.1	50	13	0.93	22	15	37	0.9	30	38	12	0.91	23	38	9	0.9	22	38	35	0.9	35	38	26	0.9	34	38	6	0.9	20

E: Espesor aislamiento(mm)

Q: Cantidad de calor que se pierde la cañeria aislada por metro y por hora (Kcal/mxh)

R: Rendimiento

Ts: Temperatura externa de la aislacion(°C)

Tabla I.6 Pérdidas de calor en depósitos de eje vertical

DIAMETRO (mm)	1.500	2.000	2.500	3.000	3.500	4.000	4.500	5.000	6.000	7.000	8.000	9.000	10.000	12.000	15.000	
DIF. T. (°C)																
Acero sin recubrir																
10	(1)-kcal/h	437	866	1.352	1.947	2.651	3.462	4.382	5.410	7.790	10.603	13.849	17.527	21.639	31.160	48.687
	(2)-kcal/h. m	491	630	765	896	1.025	1.152	1.276	1.400	1.542	1.880	2.114	2.345	2.574	3.023	3.683
20	(1)-kcal/h	1.125	2.000	3.124	4.499	6.124	7.999	10.123	12.498	17.997	24.496	31.994	40.493	49.991	71.988	112.481
	(2)-kcal/h. m	1.132	1.450	1.758	2.058	2.352	2.640	2.923	3.205	3.756	4.296	4.828	5.351	5.869	6.886	8.377
30	(1)-kcal/h	1.848	3.285	5.132	7.391	10.059	13.139	16.629	20.529	29.562	40.237	52.555	66.515	82.117	118.249	184.765
	(2)-kcal/h. m	1.858	2.379	2.882	3.373	3.853	4.324	4.789	5.246	6.146	7.023	7.894	8.748	9.591	11.249	13.678
40	(1)-kcal/h	2.557	4.688	7.326	10.549	14.553	18.753	23.735	29.302	42.195	57.432	75.013	94.939	117.208	168.780	263.719
	(2)-kcal/h. m	2.652	3.394	4.111	4.810	5.494	6.165	6.825	7.478	8.759	10.014	11.248	12.463	13.663	16.021	19.477
50	(1)-kcal/h	3.484	6.195	9.579	13.938	18.971	24.778	31.360	38.716	55.751	75.884	99.114	125.441	154.865	223.006	343.447
	(2)-kcal/h. m	3.504	4.483	5.451	6.354	7.257	8.145	9.018	9.879	11.571	13.223	14.857	16.463	18.047	21.151	25.723
60	(1)-kcal/h	4.384	7.794	12.178	17.537	23.870	31.177	39.438	48.774	70.178	95.479	124.703	157.833	194.856	280.592	438.426
	(2)-kcal/h. m	4.409	5.642	6.835	7.997	9.135	10.252	11.352	12.436	14.567	16.654	18.706	20.728	22.723	26.646	32.393
70	(1)-kcal/h	5.333	9.482	14.815	21.333	29.037	37.925	48.000	59.259	85.324	116.149	151.704	192.001	237.028	343.335	533.336
	(2)-kcal/h. m	5.365	6.866	8.319	9.735	11.121	12.481	13.821	15.143	17.709	20.283	22.784	25.245	27.680	32.464	39.474
80	(1)-kcal/h	6.330	11.253	17.583	25.319	34.452	45.012	56.968	70.331	101.276	137.843	180.047	227.872	281.323	405.105	632.977
	(2)-kcal/h. m	6.369	8.134	9.881	11.564	13.211	14.830	16.423	17.995	21.083	24.111	27.087	30.019	32.914	38.609	46.935
90	(1)-kcal/h	7.372	13.106	20.479	29.489	40.138	52.425	66.531	81.915	117.937	160.553	209.701	265.404	327.653	471.828	737.232
	(2)-kcal/h. m	7.420	9.503	11.518	13.482	15.406	17.295	19.156	20.991	24.599	28.133	31.612	35.040	38.423	45.079	54.837
100	(1)-kcal/h	8.460	15.041	23.501	33.841	46.062	60.162	76.143	94.004	133.366	184.245	240.630	304.573	376.016	541.463	846.036
	(2)-kcal/h. m	8.519	10.913	13.251	15.490	17.703	19.877	22.019	24.133	28.283	32.337	36.362	40.309	44.207	51.877	63.124
DIF. T. (°C)																
Aislado y recubierto con aluminio																
10	(1)-kcal/h	361	641	1.002	1.443	1.965	2.566	3.248	4.009	5.773	7.838	10.264	12.990	16.037	23.094	36.034
	(2)-kcal/h. m	357	451	541	627	711	793	873	952	1.104	1.257	1.397	1.539	1.677	1.948	2.339
20	(1)-kcal/h	839	1.526	2.385	3.435	4.675	6.106	7.723	9.541	13.738	18.700	24.424	30.912	38.162	54.934	83.363
	(2)-kcal/h. m	848	1.072	1.285	1.490	1.689	1.883	2.073	2.259	2.621	2.972	3.314	3.648	3.976	4.513	5.333
30	(1)-kcal/h	1.426	2.536	3.952	5.705	7.765	10.142	12.836	15.847	22.820	31.051	40.569	51.345	63.389	91.280	142.623
	(2)-kcal/h. m	1.409	1.780	2.133	2.474	2.804	3.126	3.440	3.748	4.348	4.930	5.497	6.051	6.594	7.653	9.133
40	(1)-kcal/h	2.044	3.635	5.679	8.178	11.131	14.538	18.400	22.716	32.711	44.323	58.153	73.599	90.863	130.843	204.443
	(2)-kcal/h. m	2.020	2.550	3.057	3.543	4.018	4.479	4.930	5.371	6.230	7.064	7.876	8.670	9.447	10.963	13.154
50	(1)-kcal/h	2.703	4.805	7.509	10.812	14.717	19.222	24.328	30.034	43.249	58.867	76.888	97.311	120.137	172.997	270.308
	(2)-kcal/h. m	2.670	3.372	4.042	4.687	5.313	5.922	6.517	7.101	8.237	9.339	10.412	11.462	12.490	14.494	17.390
60	(1)-kcal/h	3.396	6.037	9.433	13.584	18.489	24.149	30.563	37.732	54.334	73.955	96.594	122.252	150.928	217.327	337.089
	(2)-kcal/h. m	3.355	4.237	5.078	5.889	6.675	7.441	8.189	8.922	10.330	11.734	13.083	14.402	15.694	18.212	21.853
70	(1)-kcal/h	4.119	7.322	11.440	16.474	22.423	29.257	37.067	45.761	65.896	89.692	117.149	148.265	183.043	263.384	411.830
	(2)-kcal/h. m	4.069	5.139	6.160	7.143	8.097	9.026	9.934	10.823	12.555	14.236	15.873	17.473	19.042	22.097	26.516
80	(1)-kcal/h	4.868	8.654	13.321	19.471	26.502	34.615	43.810	54.086	77.834	106.008	138.460	175.238	216.344	311.535	486.773
	(2)-kcal/h. m	4.909	6.074	7.252	8.445	9.572	10.671	11.745	12.797	14.845	16.833	18.769	20.662	22.518	26.132	31.360
90	(1)-kcal/h	5.641	10.029	15.670	22.565	30.715	40.115	50.770	62.630	90.238	122.852	160.460	203.082	250.718	361.034	564.116
	(2)-kcal/h. m	5.574	7.041	8.440	9.789	11.097	12.371	13.616	14.836	17.213	19.518	21.764	23.950	26.113	30.306	36.372
100	(1)-kcal/h	6.437	11.443	17.830	25.748	35.045	45.773	57.932	71.521	102.990	140.181	183.094	231.729	286.083	411.962	643.690
	(2)-kcal/h. m	6.361	8.035	9.634	11.174	12.667	14.122	15.544	16.937	19.632	22.233	24.851	27.339	29.818	34.610	41.340

DIF. T. (°C) = Temperatura de la pared del depósito (°C) - Temperatura exterior (°C)
 (1)-kcal/h = kcal/h Pérdidas por cubierta y fondo
 (2)-kcal/h. m = kcal/h Pérdidas por metro de altura
 Ejemplo : Temp. de la pared (sin aislar) = 80 °C ; Temp. exterior = 10 °C
 Diámetro = 10.000 mm. Altura = 8.000 mm.
 Pérdidas : Cubierta y fondo = 237.038 kcal/h
 Voluta = 8 x 27.680 = 221.440 kcal/h
 Totales = 458.478 kcal/h.

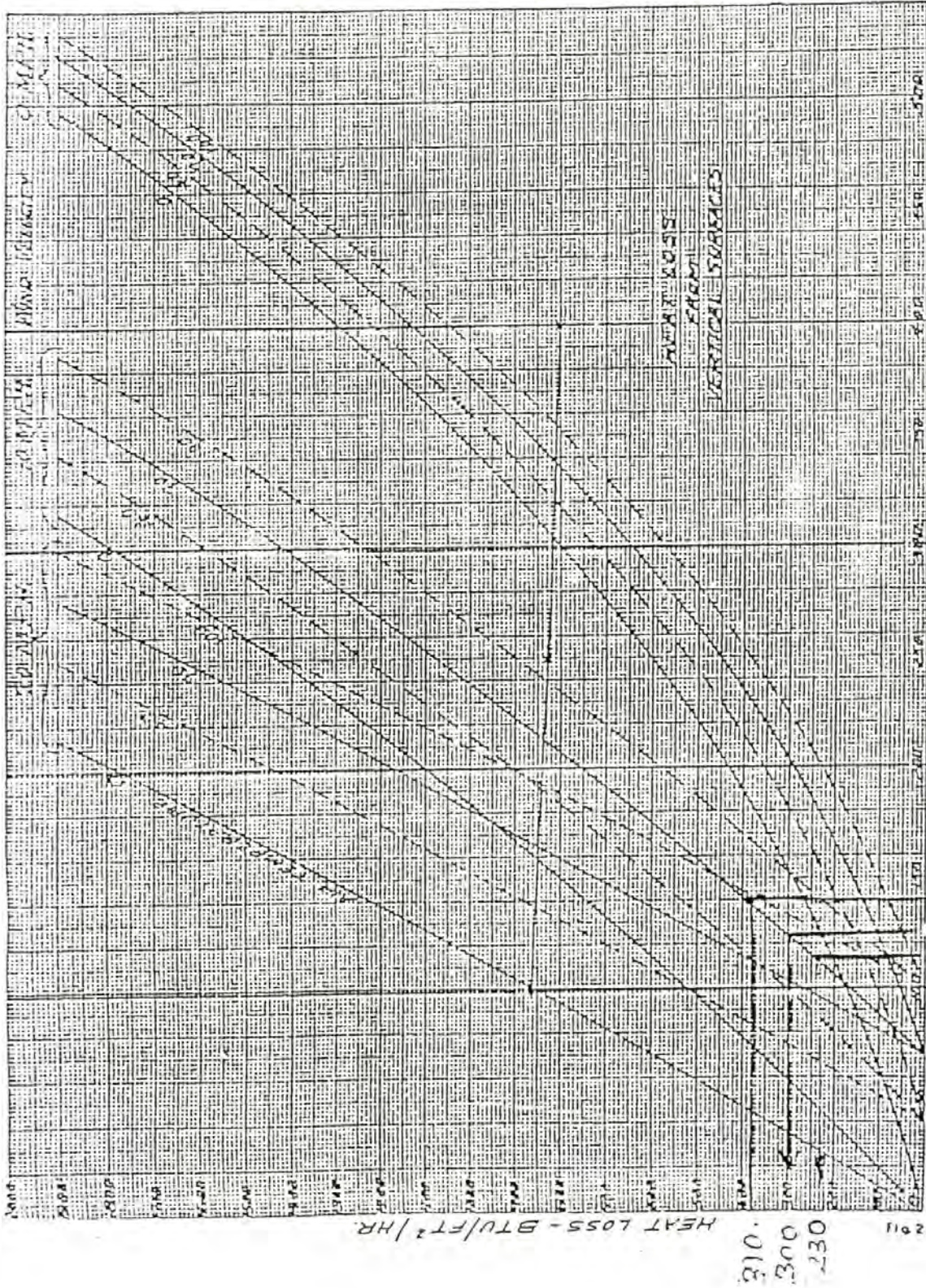
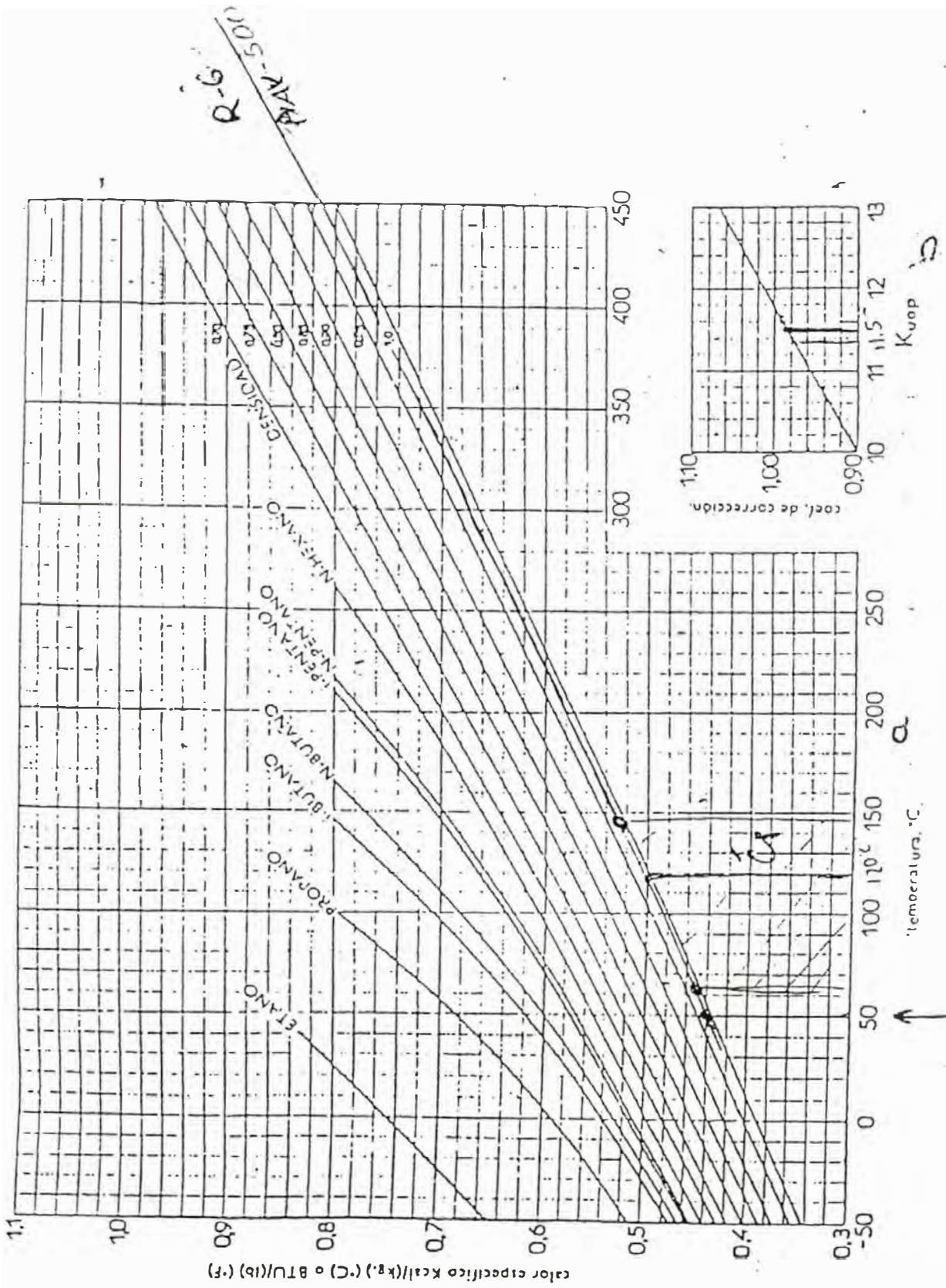


Figure 3-5. Heat loss from vertical surfaces.

113 122°F 257°F



- Calor específico de los hidrocarburos y fracciones líquidas de petróleo.

FIGURA 3-6

CALCULATION OF LOP CHARACTERIZATION FACTOR (J73-38)

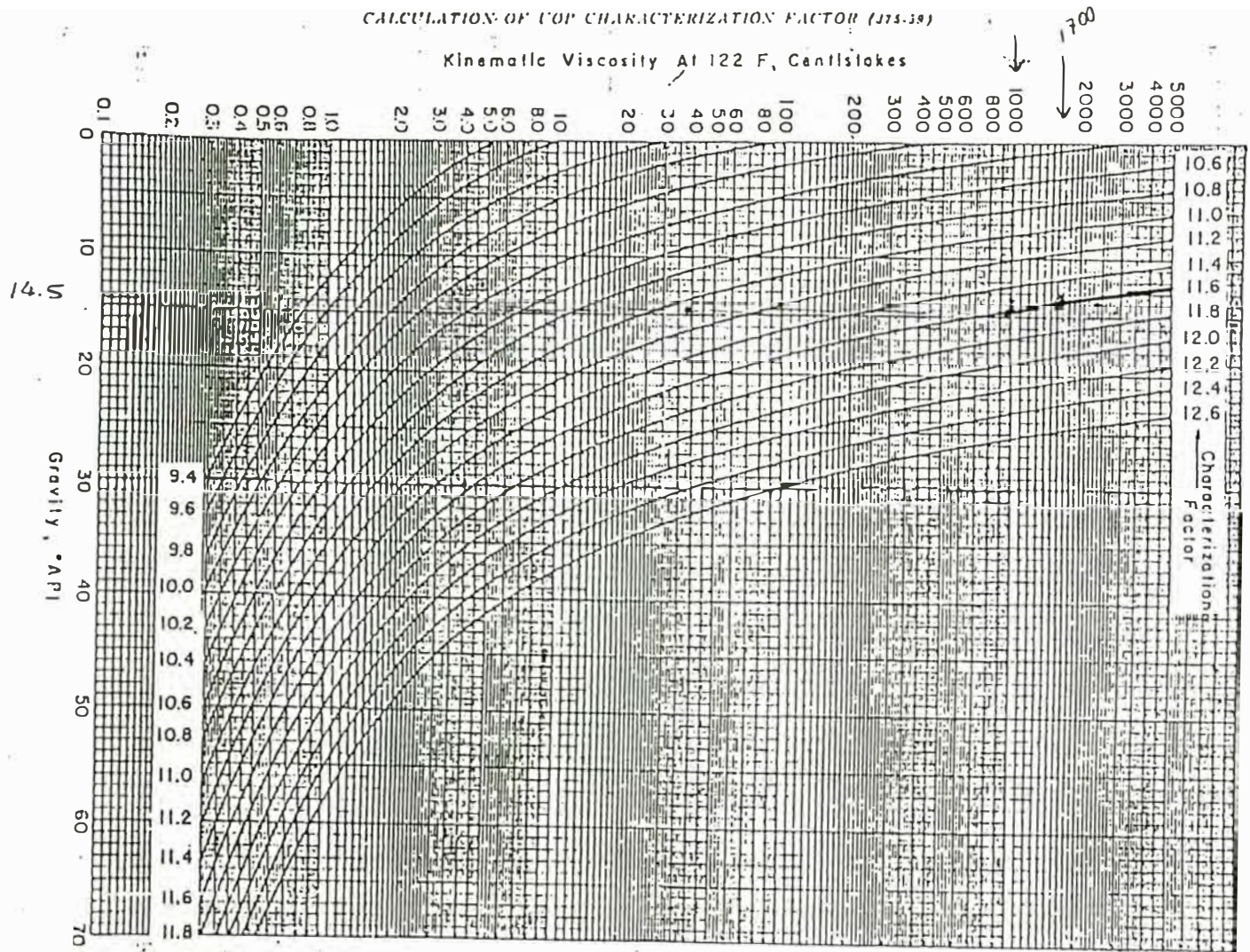


FIGURA 6a)

Characterization Factor from Viscosity at 122 F and °API

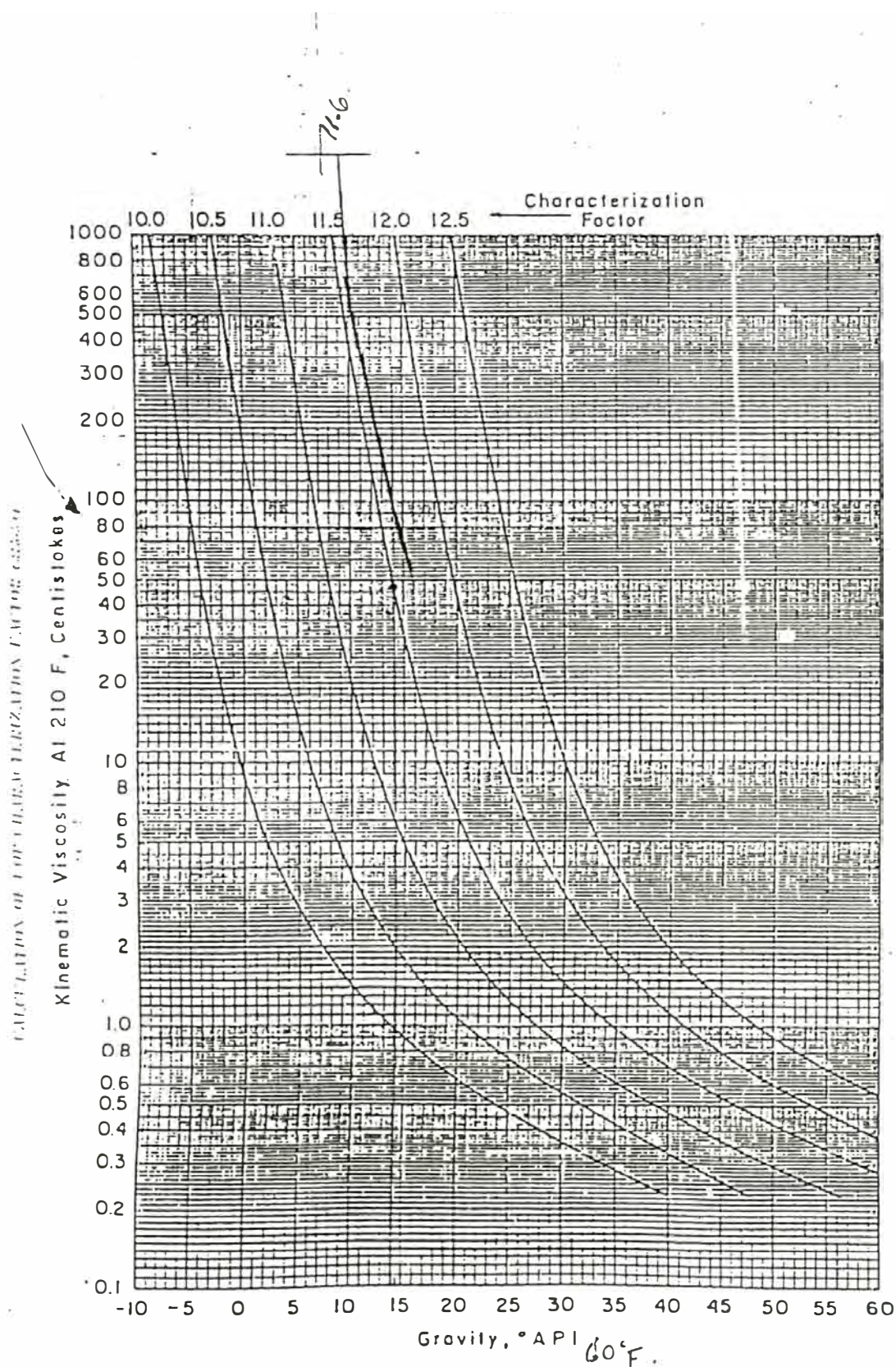


FIGURA 6b

Characterization Factor from Viscosity at 210 F and °API

A.S.T.M. STANDARD VISCOSITY-TEMPERATURE CHARTS
FOR LIQUID PETROLEUM PRODUCTS (D 341-43)
CHART C: KINEMATIC VISCOSITY, HIGH RANGE

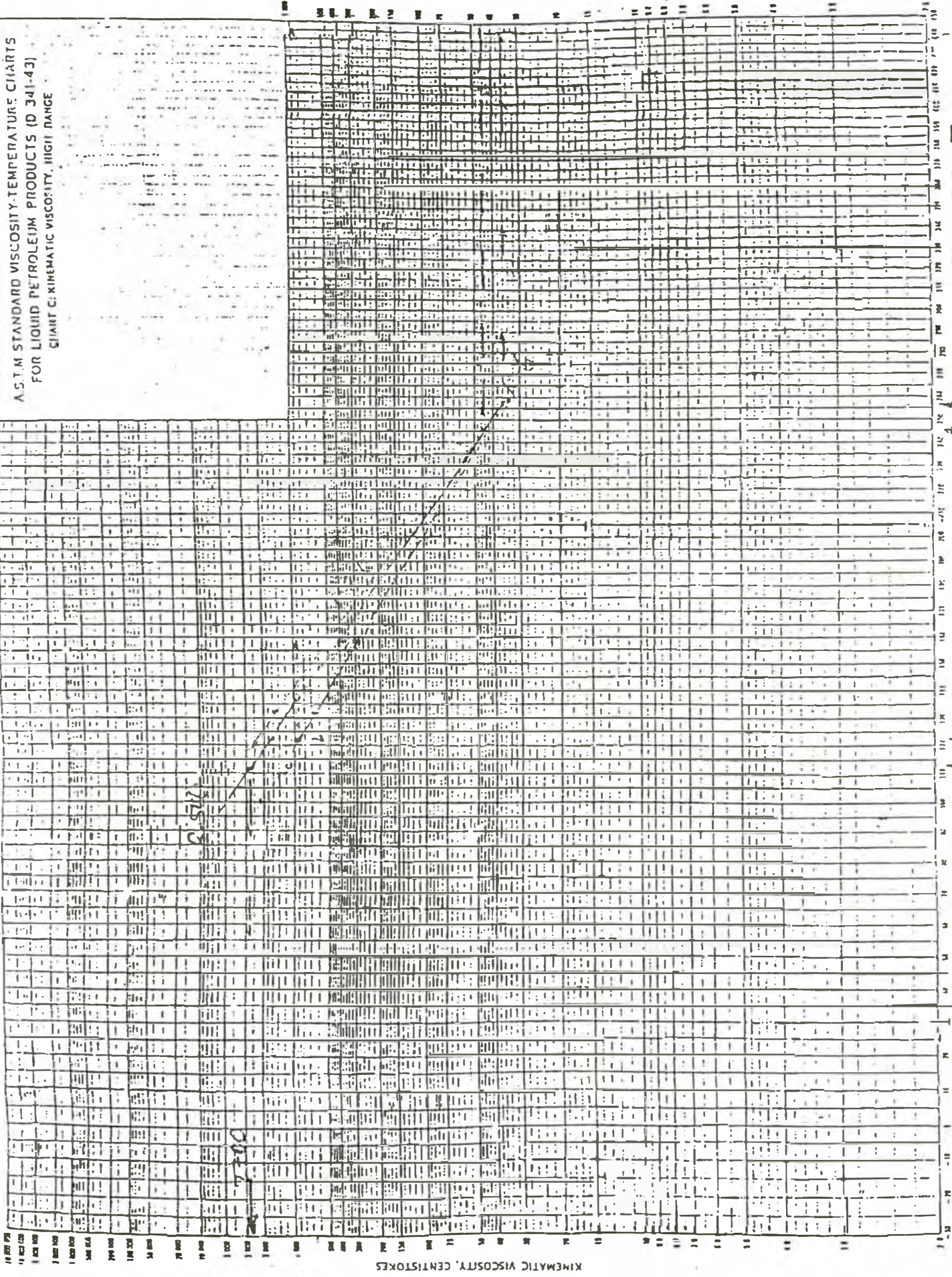


FIGURA 7

245 297

1221

2

100

76
74

KINEMATIC VISCOSITY, CENTISTOKES

KINEMATIC VISCOSITY, CENTISTOKES

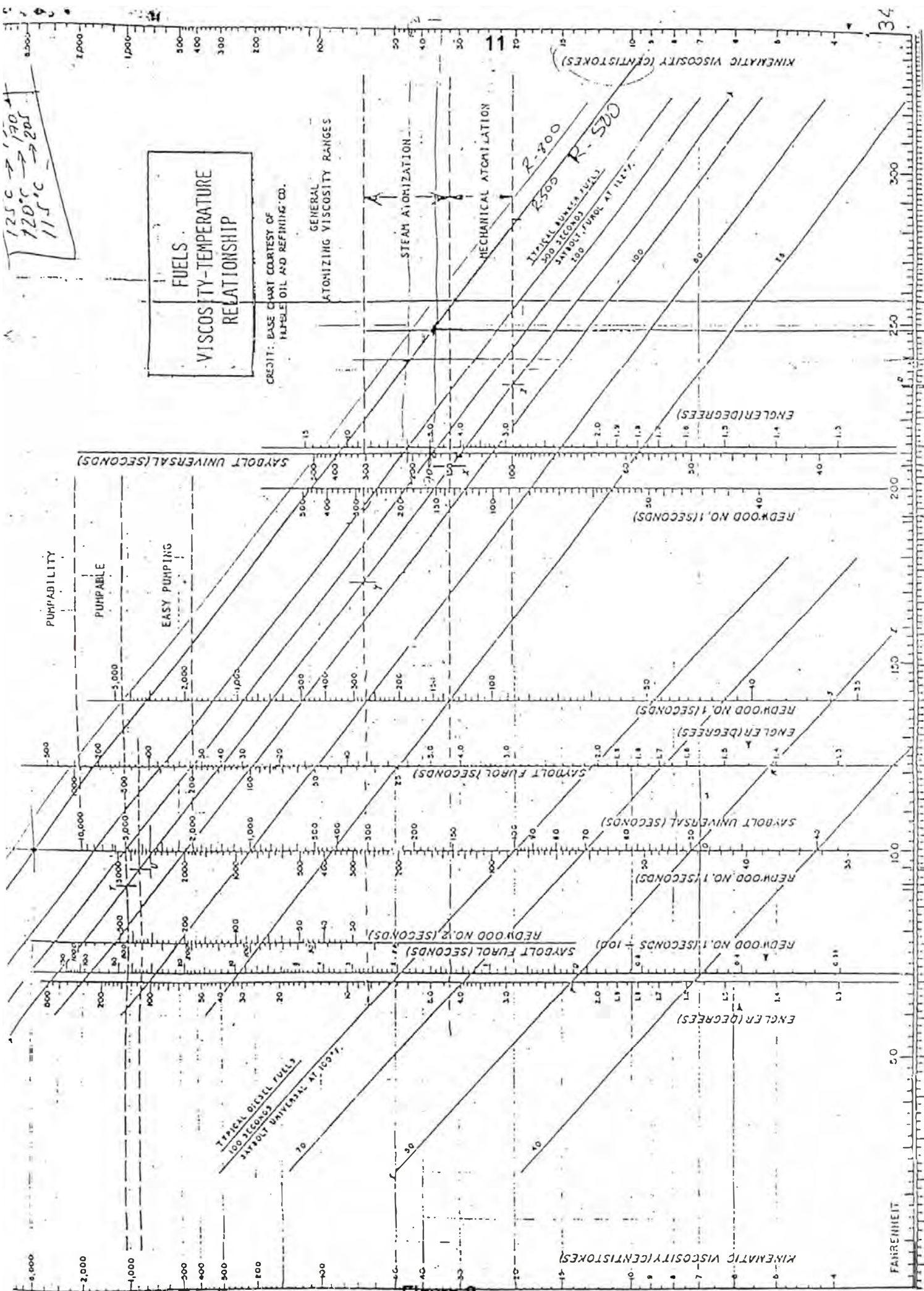


Figura 8

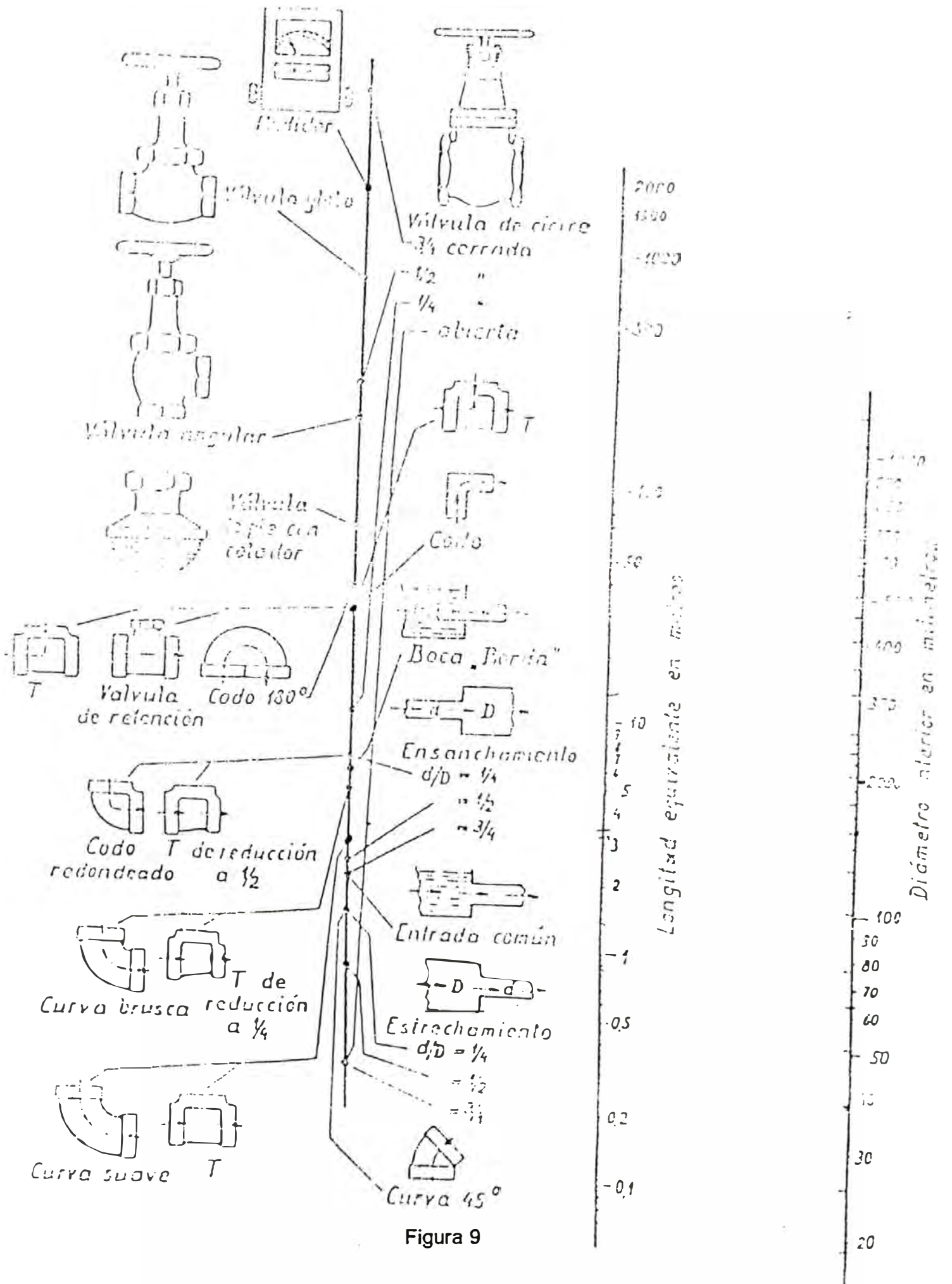


Figura 9

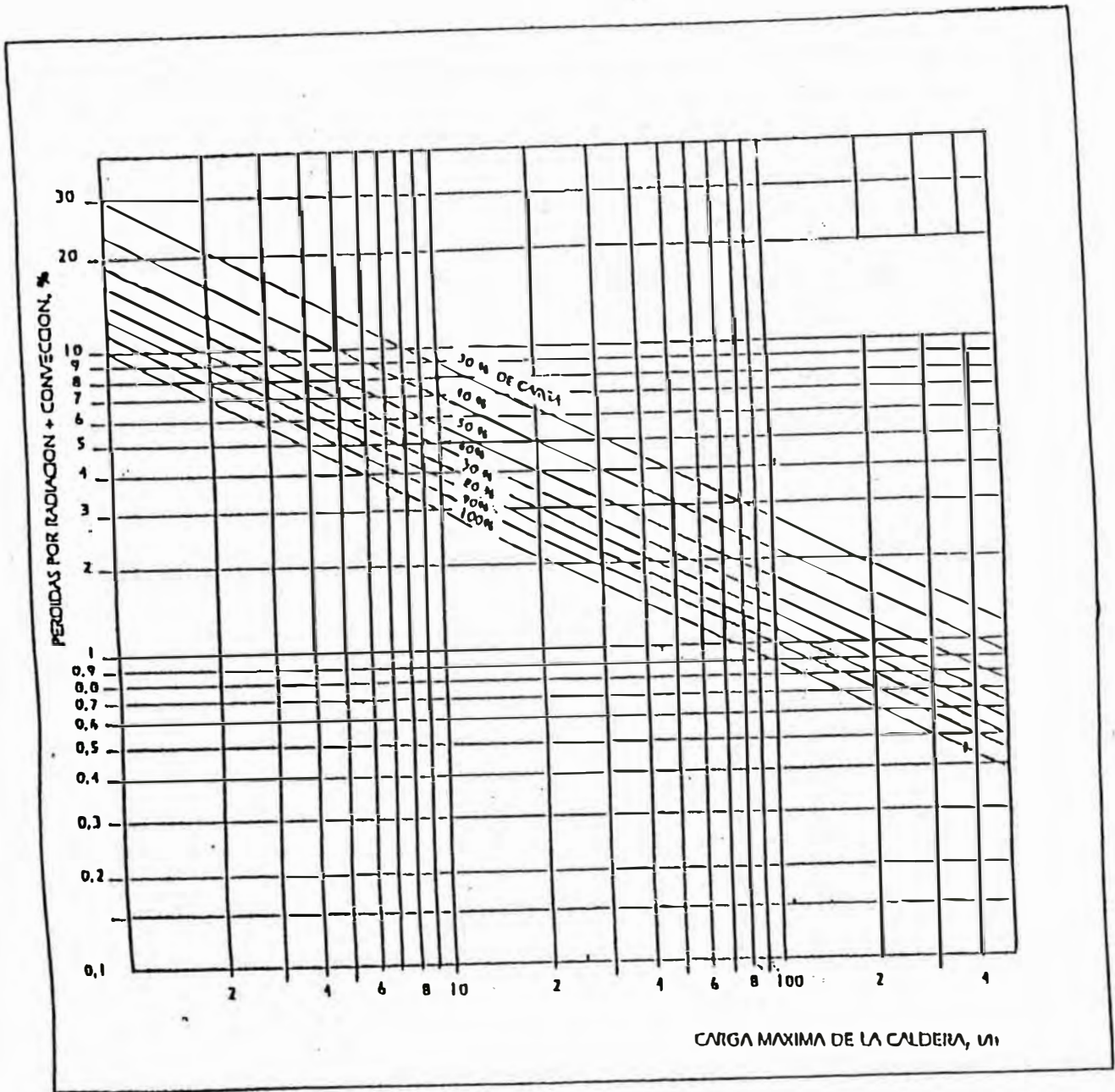


Fig. 10.- PERDIDA DE CALOR POR RADIACION Y CONVECCION EN FUNCION DE LA CARGA MAXIMA Y LA CARGA PARCIAL DE UNA CALDERA (Fuente: APLESA)

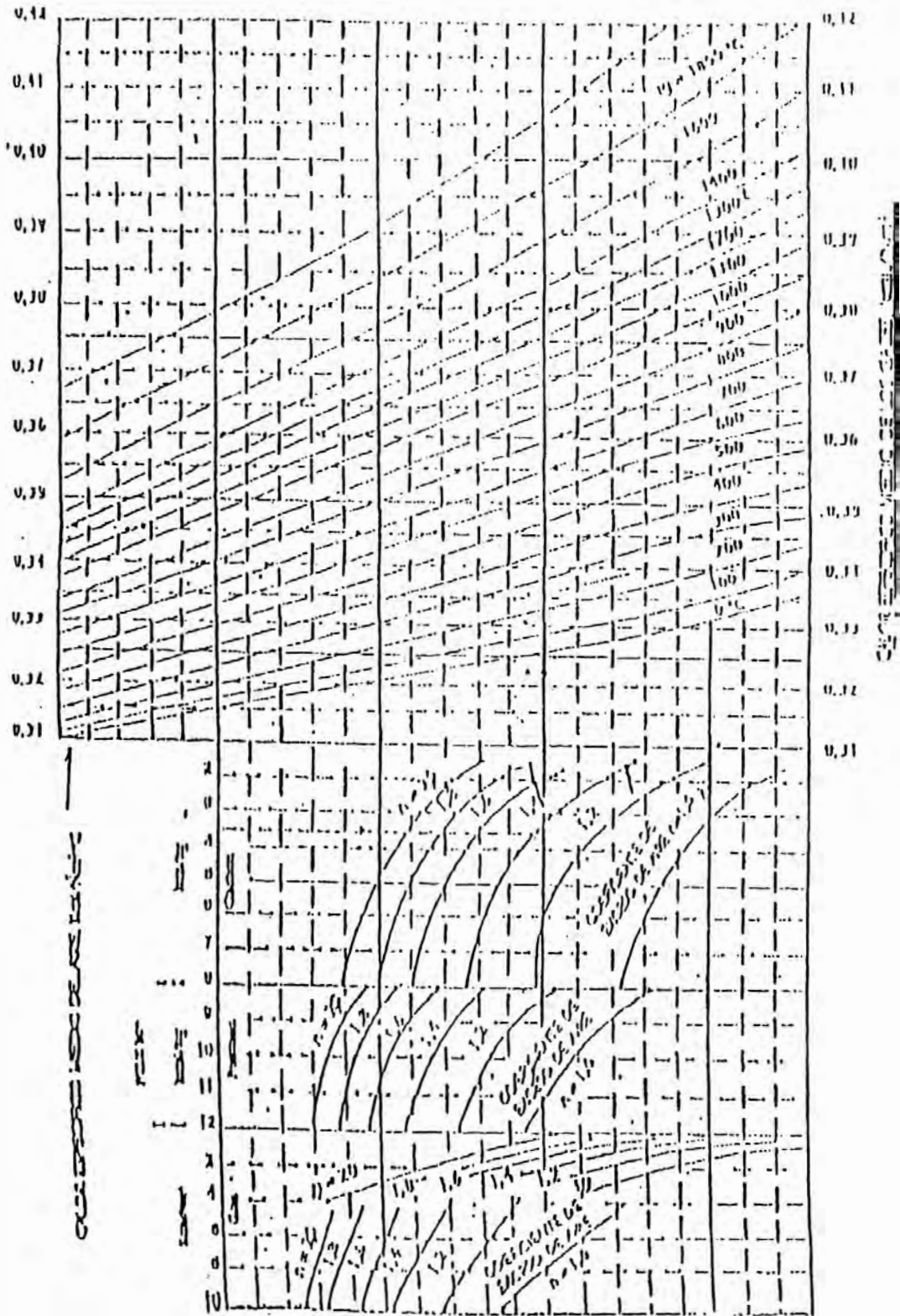


Fig. 15. CALOR ESPECIFICO MEDIO DE LOS GASES DE CHIMENEA Y DEL AIRE A 1 atm (Fuente: APRESA)