INSTITUTO TECNOLOGICO DE TUXTLA GUTIERREZ

PROYECTO DE RESIDENCIA:

“Recomendaciones para Eficientar los Generadores de Vapor del Complejo Petroquímico Cangrejera”

INGENIERÍA QUÍMICA

PRESENTA:

Iván Alexander Santiago Alemán

ASESOR INTERNO:

Ing. José Luis Escobar Villagrán

REVISORES:

Ing. Wilbert Morgan Blanco Carrillo

Ing. Amín Rodríguez Meneses

Tuxtla Gutiérrez, Chiapas, 13 Diciembre de 2012

ÍNDICE

INTRODUCCION……..…….....04

- Antecedentes de la empresa……..07
- Misión y Visión de la empresa……12

JUSTIFICACION…….……12

OBJETIVOS…….……..…13

CARACTERIZACION DEL AREA DONDE PARTICIPO……14

PROBLEMAS A RESOLVER……15

ALCANCES Y LIMITACIONES……..……19

FUNDAMENTO TEORICO……20

PROCEDIMIENTO Y DESCRIPCION DE LAS ACTIVIDADES

REALIZADAS……60

RESULTADOS

- Balance de energía……..…76
- Calculo del economizador……...88

CONCLUCIONES…….....135

RECOMENDACIONES……..…137

FUENTES DE INFORMACION…….....139

ANEXOS……..141

INTRODUCCION

El vapor de agua es un servicio muy común en la industria, que se utiliza para proporcionar energía térmica a los procesos de transformación de materiales a productos, por lo que la eficiencia del sistema para generarlo, la distribución adecuada y el control de consumo, tendrán un gran impacto en la eficiencia total de la planta. Esta situación se refleja en los cotos de producción de vapor y, en consecuencia, en la competitividad y sustentabilidad de la empresa.

Utilizar la energía en forma de vapor de agua a presión es una de las formas más comunes en la industria para transportar, distribuir y aprovechar energía térmica en los procesos de transformación de materiales y productos. Por lo tanto, el manejo eficiente de la energía en la generación y distribución de vapor tiene un impacto mayor en la eficiencia, en la competitividad y supervivencia de las empresas. Por las mismas razones, el manejo cuidadoso del vapor disminuye los impactos ambientales de la producción industrial.

En la industria nacional mexicana, que consume una tercera parte de la energía que se utiliza en el país, más el 70% de la energía proveniente de combustibles fósiles, resaltando de estos el gas natural como principal combustible(50%), seguido por el combustóleo (21%) y por el coque (11%). Buena parte de estos combustibles son utilizados para generar vapor en calderas que se utilizan para el calentamiento de fluidos en procesos o para

producir algún trabajo mecánico como es el caso de las turbinas y máquinas de vapor.

Para propósitos del presente trabajo hablaremos de los sistemas de generación y distribución de vapor los cuales constan fundamentalmente, de:

- El equipo de alimentación y tratamiento del agua, que permite asegurar el suministro del agua en las condiciones adecuadas para circular por el sistema.
- La caldera, que es el lugar donde la energía química de los combustibles se transforma en calor y se transmite al agua convirtiéndola en vapor a presión superior a la ambiente.
- Sistema de distribución de vapor, que permite llevar este al proceso en los puntos donde se requiere y con la calidad y en la cantidad requerida.
- Sistema de retorno de condensados, que permite recuperar el agua utilizada y aprovechar al máximo la energía contenida en forma de calor en el vapor.

La función principal de la mayoría de los sistemas de las calderas es la generación de vapor. En algunas industrias, donde entre el 40% y 60% de toda la energía se consume en la generación de vapor, la operación eficiente del sistema y su mantenimiento adecuado puede representar un gran potencial de ahorro de energía.

Hay cuatro reglas que, en general, deben seguirse para generar vapor con una máxima eficiencia:

A. Produzca vapor a la mayor temperatura y presión posible. Este es un principio básico, termodinámica y económicamente hablado.
B. Utilice el vapor en los procesos a los menores niveles de presión y temperaturas posibles.
C. Expanda el vapor de un nivel alto de presión a uno más bajo mediante los medios más eficientes posibles.
D. Produzca vapor utilizando sistemas de recuperación de calor de desperdicio.

Es por esto que el proyecto tiene como objetivo dar recomendaciones para la eficiencia de los generadores de vapor del complejo cangrejera, analizando las condiciones y estado del sistema y proponer en base a ello las acciones necesarias en base a las normas.

El proyecto se elaboró por la necesidad de disminuir el consumo de combustible (gas natural), así como disminuir las emisiones de los gases de chimenea a la atmosfera, el trabajo se desarrolló dentro de la superintendencia de ingeniería de procesos, como el área de generadores de vapor.

ANTECEDENTES DE LA EMPRESA

El decreto de la creación de Petroquímica Cangrejera se publicó el 28 de febrero de 1997 en el Diario Oficial de la Federación, como resultado de la "Nueva Estrategia para la Industria Petroquímica" propuesta por el Gobierno Federal, con el fin de promover e impulsar el desarrollo del Sector Petroquímico.

Este complejo, el mayor de su tipo en Latinoamérica, cuenta con plantas cuya capacidad de producción se ubica a la altura de las más grandes del mundo.

La construcción del Complejo Petroquímico Cangrejera inició en 1973, y fue creado como centro de trabajo de Petróleos Mexicanos, con la finalidad de elaborar Productos Petroquímicos.

Las actividades de operación de sus instalaciones iniciaron en 1980.

Se dio inicio al plan con la creación de diez filiales como empresas de participación estatal mayoritaria, al menos en un 51 % y el resto de capital variable libre de suscripción. La compañía quedó constituida como filial el 28 de febrero de 1997, iniciando sus operaciones el 1° de julio del mismo año.

El Complejo Petroquímico Cangrejera fue construido con la finalidad de alcanzar la autosuficiencia en la producción de Productos Petroquímicos básicos y evitar así la fuga de divisas. Significa uno de los más ambiciosos

proyectos que, dentro de la industria petroquímica, ha logrado cristalizar hasta le fecha el gobierno de la Nación a través de Petróleos Mexicanos.

UBICACIÓN

La zona industrial donde opera el Complejo Petroquímico Cangrejera es denominada “El Emporio Petroquímico de Latinoamérica”, se ubica al sur del Estado de Veracruz en la cuenca del Istmo de Tehuantepec a 18° 09’ latitud norte y 94° 26’ longitud oeste, al este de la ciudad de Coatzacoalcos, a 10 metros de altura sobre el nivel del mar (Figuras 1.1, 1.2 y 1.3).

Figura 1.1 Localización del área de las instalaciones.

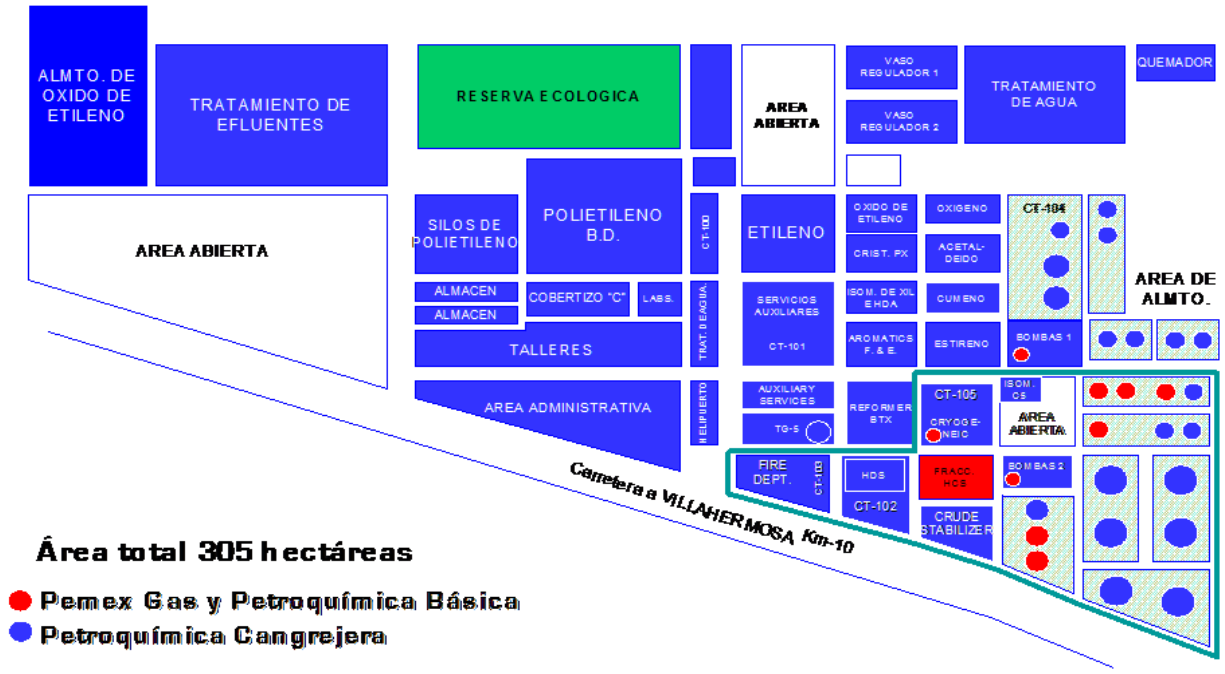


Figura 1.2 Localización de las instalaciones.

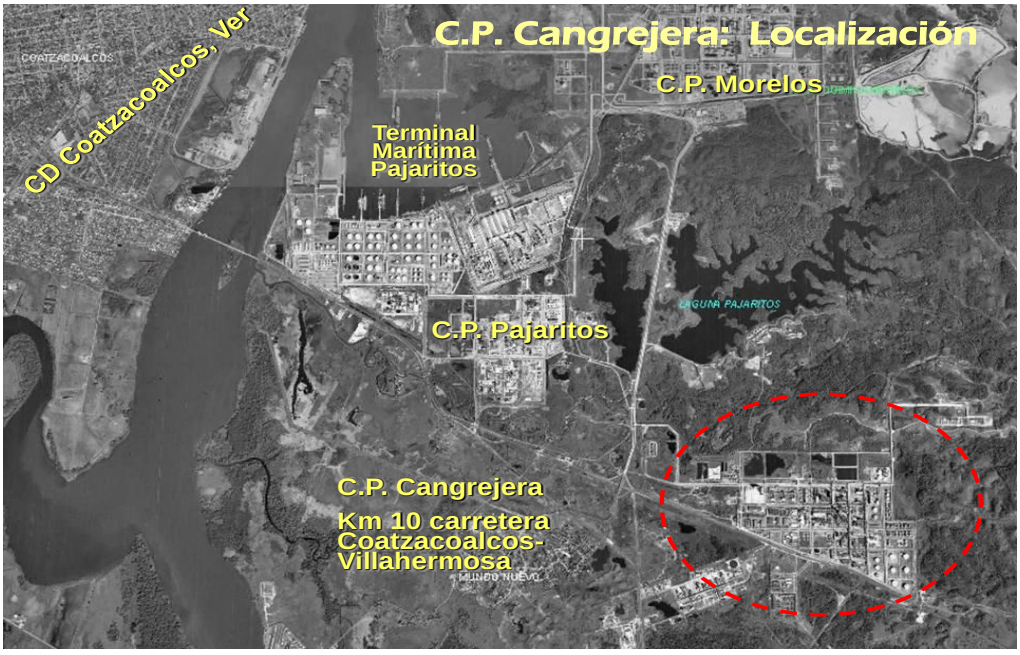


Figura 1.3 complejos petroquimicos en coatzacoalcos.

ORGANIGRAMA

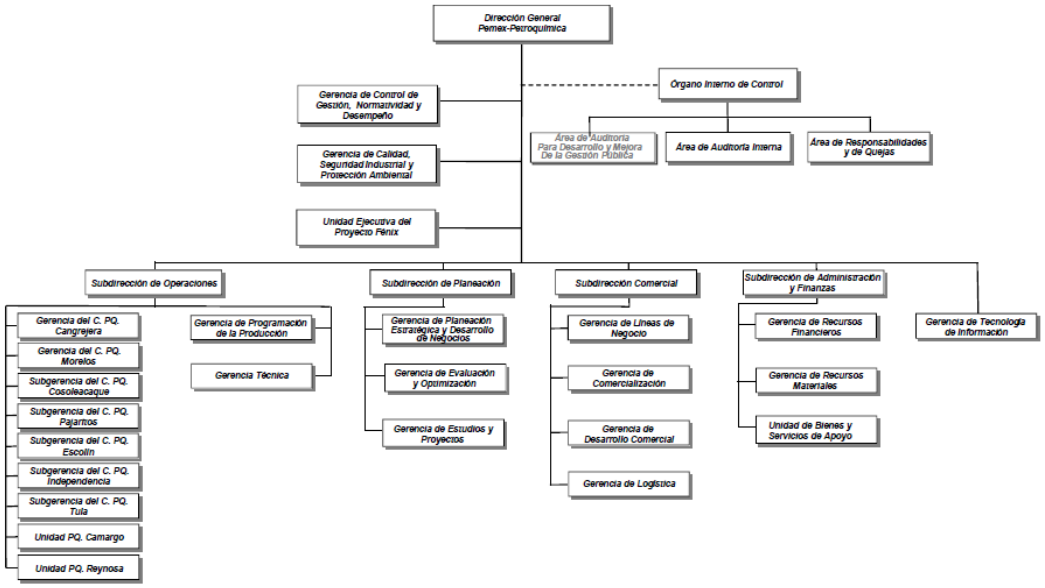


Figura 1.3.1 Organigrama general de PEMEX Petroquímica.

PRODUCTO Y SUBPRODUSCTOS QUE ELABORA EN C.P CANGREJERA

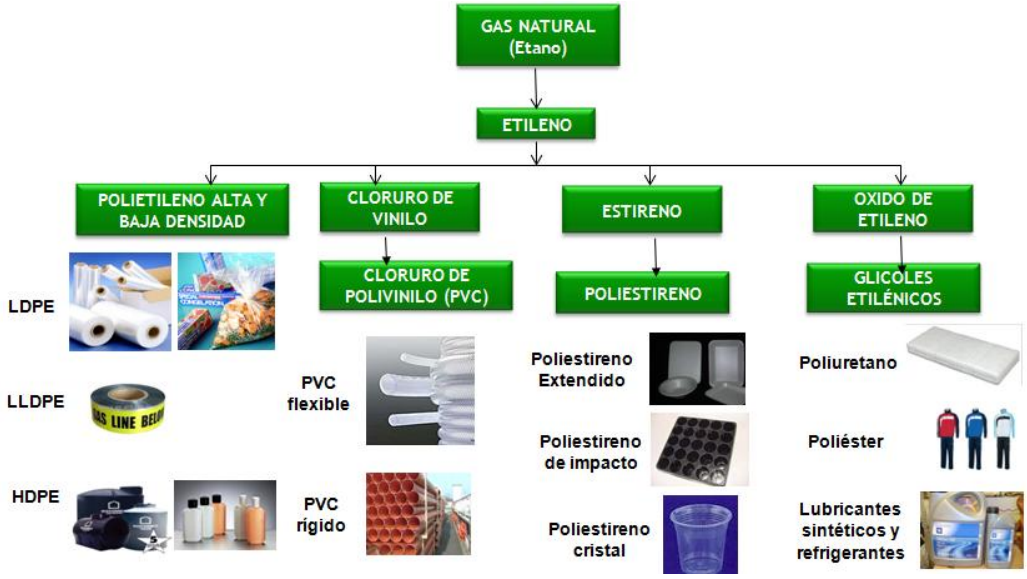


Diagrama 1.4.2 productos derivados del etano

Diagrama 1.4.3 productos derivados del petróleo

MISIÓN Y VISIÓN

MISIÓN

Somos una empresa que elabora, comercializa y distribuye productos petroquímicos selectos, en crecimiento continuo y maximizando su valor económico, con calidad, seguridad, respeto al medio ambiente, a su entorno social y promoviendo el desarrollo integral de su personal.

VISIÓN

Ser una empresa de clase mundial, líder en el mercado, rentable, segura, confiable y competitiva, reconocida por la calidad de sus productos; con una arraigada cultura de servicio al cliente, respetuosa del medio ambiente, cuidadosa de sus relaciones con la comunidad promotora del desarrollo integral de su personal.

JUSTIFICACION

Una de las principales preocupaciones a nivel mundial del ámbito ambiental es el fenómeno del efecto del calentamiento global y el aprovechamiento de la energía.

Este proyecto está orientado a mejorar el rendimiento energético de los generadores de vapor, del Complejo Petroquímico Cangrejera. Para ello se pretende aprovechar parte de la energía presente en los gases de escape a la atmosfera para elevar la temperatura del agua de alimentación a la caldera

con fin de disminuir tanto la temperatura de los gases como el consumo gas combustible.

El ahorro de energía se obtiene mediante la instalación del economizador en los generadores de vapor del C.P. Cangrejera, se justifica este proyecto puesto que se incrementa la eficiencia del generador de vapor lo que se traduce en una disminución del combustible. Adicional a lo anterior, se evitan choques térmicos por altos gradientes de temperatura en el domo de vapor.

OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

Disminuir el consumo de combustible en los generadores de vapor del Complejo Petroquímico Cangrejera.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Realizar los balances de materia y energía de los generadores de vapor del Complejo Petroquímico Cangrejera CB-1 a CB-9.
- Determinar los fallos mostrados por los balances y verificar cuales son la potencial causa de pérdida de energía.
- Determinar los potenciales de ahorro de los generadores de vapor para la reducción del consumo de combustible.
- Recomendar las acciones a efectuar de los generadores de vapor para alcanzar la meta propuesta de reducción en el consumo de combustible.

CARACTERIZACION EN EL ÁREA EN QUE SE PARTICIPO.

Superintendencia de Ingeniería de Procesos

OBJETIVO DEL AREA

Asegurar que el desarrollo de la ingeniería de proceso cumpla con los estándares de calidad para obtener mejoras en la optimización de procesos de cogeneración eléctrica, servicios auxiliares, sistemas de medición para balances de materia y energía y de ahorro de energía que beneficien al Organismo.

FUNCIONES DEL AREA

- Elaborar y desarrollar los planes maestros de control distribuido y control avanzado, optimización de procesos, cogeneración eléctrica, servicios auxiliares, sistemas de medición para balances de materia y energía y de ahorro de energía.
- Determinar y establecer los métodos, sistemas y procedimientos de control químico y analítico de los procesos y productos de la planta industrial, fiscalizando la calidad de las materias primas, reactivos, catalizadores y productos finales.
- Determinar los estándares de consumo de materias primas y energéticas para calificar y dar seguimiento diario al desempeño operativo.

- Identificar oportunidades para mejorar la eficiencia de los procesos, monitoreando los indicadores de capacidad de producción, rendimiento, costos de producción, energía, materiales y equipos.

PROBLEMAS A RESOLVER

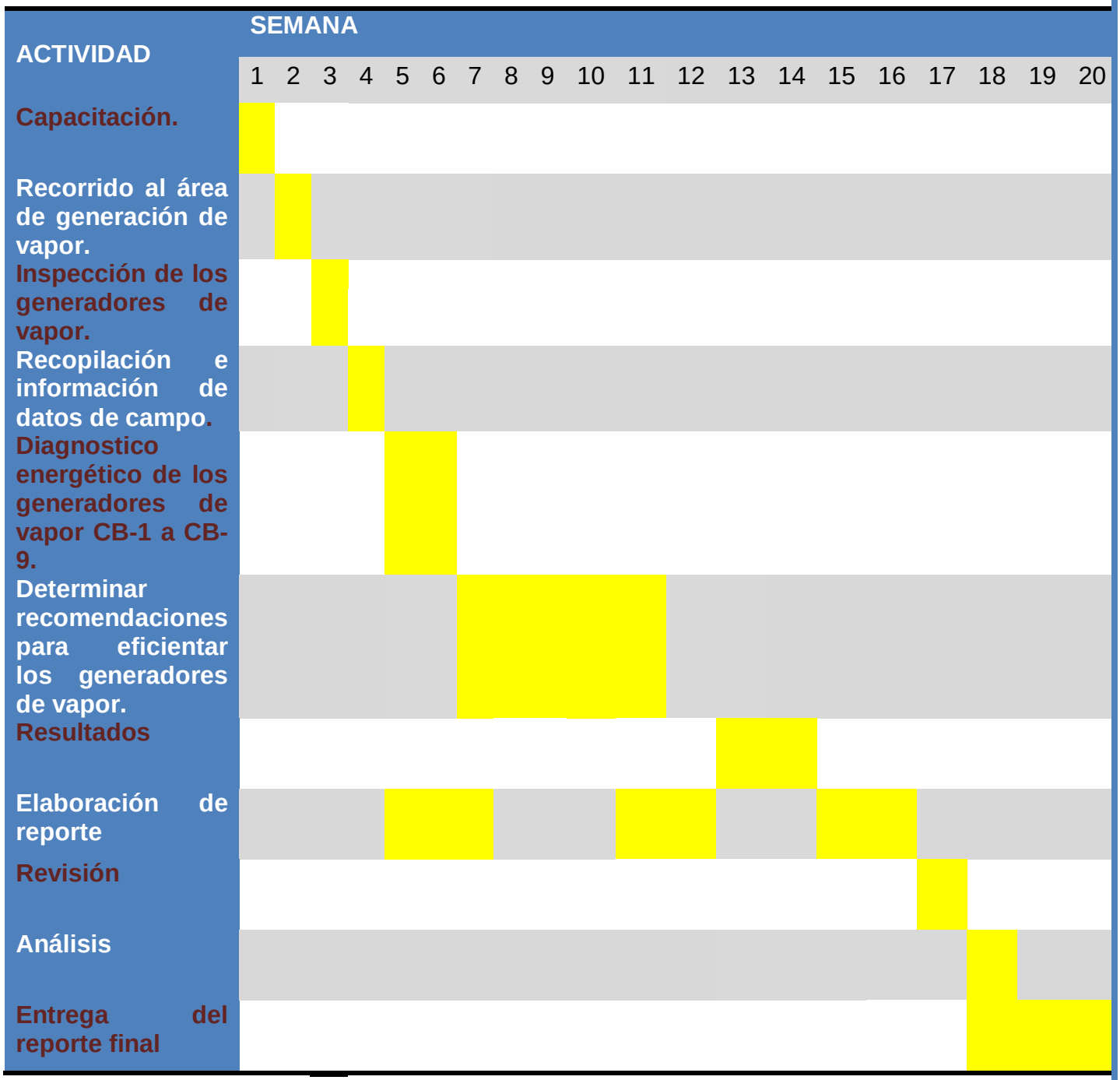
Uno de los principales problemas a resolver es la disminución de combustible, así como el desperdicio de energía, para esto se realizara un estudio para saber en realidad en qué condiciones se encuentran los generadores de vapor del complejo petroquímico cangrejera, obteniendo los balances de materia y energía.

Para poder determinar las fallas del equipo corrigiendo estas se procederá a La toma de datos reales, para determinar el flujo de combustible que consumen los generadores de vapor.

Se analizaran de forma detallada las características de operación que poseen los generadores de vapor, y también se tomaran en cuenta los costos mensuales de combustible.

NOTA: Los generadores de vapor con los que se cuentan son 9 pero todos tienen el mismo sistema, por lo tanto se evaluara la CB-5 con los datos encontrados del 2004 ya que se encontraba a una mayor capacidad de producción de vapor. Una vez hecho esto se verá si es recomendable instalar la modificación a los demás generadores.

CRONOGRAMA DE ACTIVIDADES



Descripción detallada de las actividades:

CAPACITACION

La actividad se llevara a cabo por el asesor designado por la empresa, se realizara en la primera semana de estancia ya que en esta capacitación se presentan lo que se quiere lograr durante la estadía en la empresa y para evitar o prevenir accidentes o acciones inseguras de nuestra parte.

RECORRIDO AL AREA DE GENERACION DE VAPOR

La inspección del área tiene por objetivo verificar el estado actual de conservación de las calderas y realizar un levantamiento de las superficies de transferencia de calor.

RECOPILACION E INFORMACION DE DATOS DE CAMPO.

En esta parte como el encabezado dice se trata de recolectar información que será utilizada posteriormente en el recalculo térmico de los equipos y posteriormente dar las principales recomendaciones para una mayor eficiencia.

DETERMINAR RECOMENDACIONES PARA EFICIENTAR LOS GENERADORES DE VAPOR.

Aquí se indagaran fuentes bibliográficas confiables, para poder encontrar posibles recomendaciones que ayuden a aumentar la eficiencia comparando

con las posibles necesidades que tengan los generadores de vapor del C.P. Cangrejera.

RESULTADOS

Aquí se plasmaran los resultados obtenidos de acuerdo a los métodos utilizados.

ELABORACION DEL REPORTE FINAL

Una vez revisado por los asesores se elaborara el reporte final siempre y cuando los asesores no hayan sugerido ningún arreglo o modificación a la documentación.

REVISION

Se revisara el cuerpo del trabajo por parte del asesor tanto externo como interno dentro de la empresa.

ANALISIS

En este apartado se designa a analizar minuciosamente los resultados y cálculos.

ALCANCES Y LIMITACIONES

Los alcances que se pudieran tener en este proyecto de residencia son:

- Aprender a grandes rasgos los procesos de generación de vapor Del Complejo Petroquímico Cangrejera.
- Mejorar La eficiencia de los generadores de vapor del complejo petroquímico cangrejera (CB-5).
- Disminuir el consumo de combustible.
- Reducir costos (costo variable de combustible y costo fijo de operación).
- Evitar el efecto invernadero y minimizar La generación de gases contaminantes.

Las limitaciones que se pueden encontrar son las siguientes:

- En el cálculo de eficiencia no se pudieron realizar las de la CB-3 Y CB-7 debido a que estaban trabajando a baja carga por lo que no era viable aplicarle una evaluación bajo estas condiciones.
- Cuenta con un área definida para la implementación de mejoras (economizador).
- La evaluación solo se le hará a la CB-5, con los datos encontrados del 2004 ya que se encontraba a una mayor capacidad de producción de vapor. Una vez hecho esto se verá si es recomendable instalar la modificación a los demás generadores.
- Falta de asesoramiento en simulación ASPEN HYSYS.

FUNDAMENTOS TEORICO

USO DEL VAPOR, IMPORTANCIA, EFECTOS ECONOMICOS Y AMBIENTALES.

La generación de vapor como medio de transporte de energía es en la actualidad imprescindible ya que en la industria es usado en diferentes procesos para la obtención de productos o como elemento esencial en la generación de energía. De manera que el uso eficiente del vapor requiere un especial interés, desde el momento mismo de la generación hasta El transporte y consumo de los equipes y dispositivos de procesos específicos en la producción.

Aquel interés en asegurar una generación eficiente se verá sin duda reflejado en valores económicos que implican el ahorro significativo en el consumo de combustible.

Actualmente el enfoque ambientalista que se ha dado a todo sistema de generación de energía ha echo que La ciencia y tecnología aporte con equipes más eficientes y limpios, logrados en base a estudios de mejoras de diseño para reducir significativamente el consumo de combustible, pérdidas en La generación, en el transporte de vapor, y La reducción de gases contaminantes arrojados hacia la atmosfera.

FUNDAMENTO DE LA CLASIFICACION DE VAPOR

De acuerdo a los principios de la termodinámica el estado físico, contenido energético y las propiedades físico-químicas del agua cambian al añadirle calor desde cualquier fuente energética. El agua pasa por diversas etapas respecto a su estado hasta llegar a la condición final de vapor, y a medida que se añade calor llegara a la condición de vapor saturado o vapor saturado seco que se denomina como vapor sobrecalentado tal como se muestra en la siguiente figura 2.4.1.

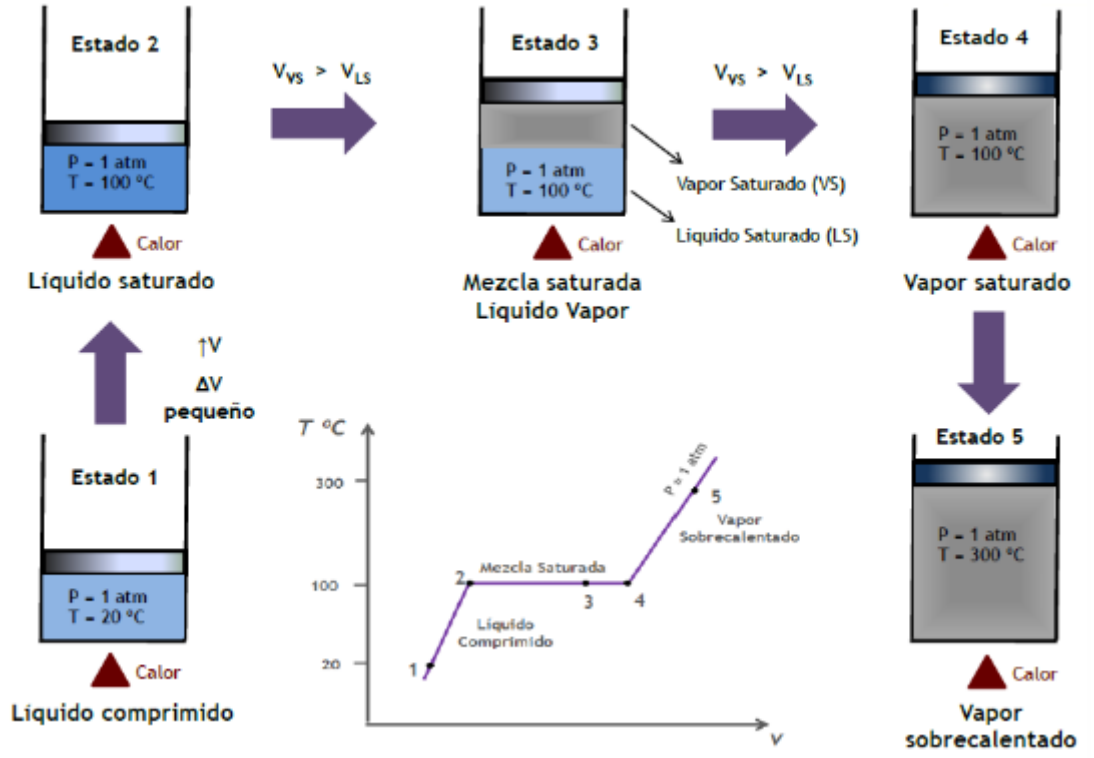


Figura 2.4.1 Estados físicos del agua

VAPOR SATURADO

El vapor saturado es el vapor producido a la temperatura de ebullición correspondiente a la presión absoluta. Ver figura 2.4.1.

VAPOR SATURADO HUMEDO (MEZCLA SATURADA)

Se considera vapor saturado húmedo al vapor que contiene partículas de agua en fase liquida contenidas en el vapor. Estas pequeñas partículas se forman por condiciones establecidas de presión y temperatura o por pérdidas energéticas en el trasporte.

La calidad de vapor se define como la razón que existe entre la masa del vapor y la masa del líquido que ocupa un espacio determinado. Ver figura 2.4.1.

VAPOR SATURADO SECO

Cuando al vapor saturado se le adiciona calor, se vaporizan aquellas partículas en fase liquida que caracterizan al vapor saturado húmedo para transformarse en vapor saturado seco por medio del incremento de temperatura sobre la temperatura de saturación. Ver figura 2.4.1.

VAPOR FLASH

El vapor flash se produce cuando se tiene líquido presurizado en condiciones de saturación, cuando la presión cae súbitamente, su volumen presenta una

mezcla saturada a baja presión por lo que parte de este volumen se evapora y el resto permanece líquido.

DEFINICION DE LA UNIDAD GENERADORA DE VAPOR

GENERACION DE VAPOR

La generación de vapor se inicia en la caldera; en donde se transfiere la energía producida en el proceso de combustión de combustible sólido, liquido o gaseoso hacia el agua. El calor absorbido denominado calor sensible o calor de líquido saturado eleva su temperatura hasta el punto de ebullición; una vez que el fluido alcanza esta condición a la misma presión se requiere de calor adicional para llevar al agua de su estado de ebullición a vapor, este calor se denomina calor latente. El vapor se genera a condiciones termodinámicas de presión y temperatura constante donde la entalpia y la energía interna se incrementan, producto de la adición de calor, una elevada agitación molecular se presenta lo que permite al vapor de agua transportarlo por un sistema de tuberías hacia los diferentes procesos o equipes.

Una caldera es una maquina o dispositivo de ingeniería que está diseñado para generar vapor saturado. Este vapor genera a través de una transferencia de calor a presión constante, en el cual el fluido, originalmente en estado líquido, se calienta y cambia de estado.

Según la ITC-MIE-AP01, caldera es todo aparato a presión en donde el calor procedente de cualquier fuente de energía se transforma en energía utilizable, a través de un medio de transporte en fase liquida o vapor.

Las calderas son un caso particular de intercambiadores de calor, en las cuales se produce un cambio de fase. Además son recipientes a presión, por lo cual son construidas en parte con acero laminado a semejanza de muchos contenedores de gas.

El esquema funcional se puede sintetizar de la siguiente manera:

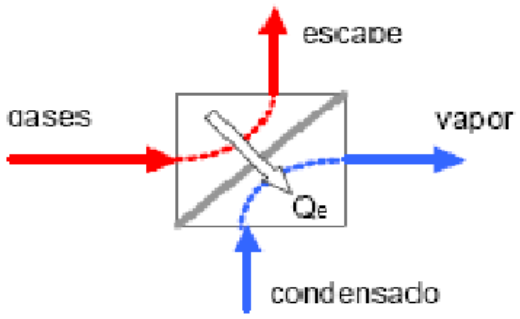


Figura 2.4.2 comportamiento principal de los generadores de vapor

La fuente de calor empleada para vaporizar el agua en las plantas generadoras de vapor es vapor de alta o baja presión, el que a su paso por los serpentines de calentamiento, se condensa, cediendo su calor latente al agua cruda que va a ser evaporada. Así, en un evaporador existen dos fuentes de agua destilada. Una, es el condensado de vapor que esa ha empleado en ser considerada como “repuesto”. La otra, es el vapor condensado que se convierte en vapor y posteriormente se condensa, los

sólidos en suspensión o disueltos en agua permanecen en la cámara de destilación, a menos que sean arrastrados mecánicamente por el vapor que pasen en forma de gases.

Los generadores de vapor utilizados en los campos petrolíferos difieren significativamente de las calderas convencionales. Estas, por lo general, se utilizan para generar vapor saturado o quizás vapor sobrecalentado para mover turbinas de vapor.

Debido a las altas velocidades del fluido es necesario separar el vapor del líquido antes de que el vapor sea dirigido a las turbinas, pues de lo contrario las gotas del líquido las dañaría. Como alternativa se puede utilizar el vapor sobrecalentado para evitar la separación liquido vapor. La separación se puede lograr mediante tambores rotatorios, haciendo uso de las fuerzas centrifugas y de inercia, resultante de su rotación. El agua condensada es recogida corriente debajo de las turbinas para reutilizarla, por lo cual requiere poco agua de reemplazo.

Como sistema, se debe considerar las pérdidas, que en general se pueden considerar:

- Perdidas por los gases de escape (máximo 13%).
- Evaporación del agua formada en la combustión (hasta 4%).
- Perdidas por deficiencias en el rendimiento de la combustión (hasta 2%).
- Pérdidas por radiación, fugas de calor en general (hasta 2.5%).

CLASIFICACION FUNDAMENTAL DE LOS CALDEROS

Los calderos se clasifican fundamentalmente por el sitio o espacio destinado para los gases de combustión y para el agua de trabajo:

- **ACUATUBULARES**

Son aquellas en las que el agua circula al interior de los tubos, mientras que por el exterior pasan los gases de combustión. Este tipo de calderas es de mayor capacidad que las pirotubulares, ya que se pueden lograr presiones más altas que en las calderas pirotubulares, gracias a que el agua/vapor están contenidos en tubos que pueden soportar altas presiones. Las calderas de este tipo son usadas inclusive en la generación de energía eléctrica.

Se caracterizan por trabajar a altas presiones, normalmente a más de 15 kg/cm^2, aunque también las haya a baja presión.

Son aquellas calderas en las que el fluido de trabajo se desplaza a través de tubos durante su calentamiento. Son las más utilizadas en las centrales termoeléctricas, ya que permite altas presiones a su salida, y gran capacidad de generación.

- Flujo máximo: 270,000 Kg/hr (vapor)
- Presión máxima: 200 Kg/cm^2

Ventajas:

- Menor costo inicial debido a su simplicidad de diseño.
- Mayor flexibilidad de operación
- Menores exigencias de pureza en el agua de alimentación.

Desventajas:

- Mayor tiempo para subir presión y entrar en funcionamiento.
- No son empleables para altas presiones

❖ **PIROTUBULARES**

Son aquellas en las que los gases de combustión circulan al interior de los tubos, los cuales se encuentran sumergidos en el agua, la que a su vez se encuentra en un gran recipiente, lo que limita la presión de generación, ya que a mayor presión de la caldera, más gruesas deberían ser las paredes del recipiente y, por lo tanto, más costosas, lo que las haría inviables económicamente.

Este tipo de calderas es el llamado tipo paquete. Existen de dos, tres y cuatro pasos. Por lo general son de capacidades bajas y medianas, van desde 20 CC hasta 900 CC.

En este tipo el fluido en estado líquido se encuentra en un recipiente, y es atravesado por tubos por los cuales circulan gases a alta temperatura producto de un proceso de combustión.

- Flujo máximo: 18,200 Kg/hr (vapor)
- Presión máxima: 18 Kg/cm^2
- Temperatura máxima: 250 °C

Ventajas:

- Pueden ser puestas en marcha rápidamente.
- Son pequeñas y eficientes.
- Trabajan a 30 o más atm.

Desventajas:

- Mayor costo
- Debe ser alimentadas con agua de gran pureza.

OPERACIONES UNITARIAS APLICADAS EN LA GENERACION DE VAPOR

VAPORIZACION

La vaporización es el cambio de estado de líquido a gaseoso. Hay dos tipos de vaporización: la ebullición y la evaporación.

La ebullición es el cambio de estado que ocurre cuando una sustancia pasa del estado líquido al estado vapor. Para que ello ocurra debe aumentar la temperatura en toda la masa del líquido.

La diferencia entre la evaporación y ebullición, es que en la evaporación, el cambio de estado ocurre solamente en la superficie del líquido.

CONDENSACION

Condensación, en física, proceso en el que la materia pasa a una forma más

densa, como ocurre en la licuefacción del vapor. La condensación es el resultado de la reducción de temperatura causada por la eliminación de calor latente de evaporación; a veces se denomina condensado al líquido resultante del proceso.

La eliminación de calor reduce el volumen del vapor y hace que disminuyan la velocidad de sus moléculas y la distancia entre ellas. Según la teoría cinética del comportamiento de la materia, la pérdida de energía lleva a la transformación del gas en líquido.

COMBUSTIBLES

Combustible es toda substancia que combinado con el oxígeno del aire, produce calor, luz y desprendimiento de gases.

Existen 3 tipos de combustibles los cuales son:

1.-Sólidos.

2.-Líquidos

3.-Gaseosos

Los combustibles contienen 3 elementos químicos de significancias: el carbono, el hidrógeno y el azufre. Este último es de menor significancia como

fuente de calor, pero el de mayor importancia en los problemas de corrosión y contaminación.

Algunas características de los combustibles son: contenido de humedad, densidad, viscosidad, poder calorífico, punto de inflamación, punto de combustión y contenido de azufre.

La más importante de estas características es el poder calorífico, que consiste en la cantidad de energía calorífica que es capaz de entregar un combustible al ser quemado, midiéndose en kcal/kg, Btu/lb, o Joule/kg.

COMBUSTIBLES GASEOSOS.

El gas natural es el combustible que nos proporciona mayores ventajas, tanto por la simplicidad de su manejo como por una mayor eficiencia de operación del generador de vapor. La combustión completa se puede efectuar más fácilmente con menor exceso de aire, al estar libre de cenizas, la combustión es prácticamente sin humo y no existe acumulación de escoria ni contaminación del ambiente. Sin embargo, se debe tener una mayor consideración de seguridad en el diseño de sus sistemas, ya que se mezcla fácilmente con el aire y el peligro potencial de una explosión es más grande que con otros combustibles.

¿QUE ES COMBUSTION?

La combustión es una forma especial de oxidación en la cual las partículas del combustible y el oxígeno se combinan rápidamente y producen calor.

El objetivo de una buena combustión es liberar todo el calor minimizando las pérdidas por combustión imperfecta y aire innecesario, es decir, que mientras más completa y limpia es la combustión, mayor es el calor producido y aprovechado y menor la contaminación del aire.

¿QUE ES UN "ECONOMIZADOR"?

Es básicamente un intercambiador de calor que se coloca en la chimenea de una caldera para transferir el calor contenido de los gases de combustión al agua de alimentación a la caldera esto ofrece lo siguiente:

VENTAJAS

1.- se incrementa la eficiencia térmica de la caldera lo que redunda en un ahorro de combustible por Kg de vapor generado.

2.- se reduce la emisión de los gases calientes a la atmosfera.

3.- se alimenta agua caliente a la caldera reduciendo el shock térmico.

4.- se libera capacidad caldera para producir vapor adicional para proceso.

5.- en instalaciones de calderas tubos el promedio de ahorro de combustible varía de 2 al 4%.

Existen dos reglas de dedo para determinar el ahorro potencia, de combustible si se utiliza un economizador.

- Un incremento en la temperatura del agua de alimentación 11°F reduciendo el consumo combustible en 1%.
- Una reducción en la temperatura de los gases de combustible en la chimenea de 40°F reduce el consumo de combustible en 1%.

Un economizador para agua de alimentación reduce los requerimientos de combustible de la caldera al transferir calor de los gases de combustión al agua de alimentación de la caldera. Para calderas de Gas Natural, la temperatura más baja a la que se pueden reducir los gases de combustión es alrededor de 250°F para prevenir la condensación y la posible corrosión de la chimenea.

DESCRIPCION DEL PROCESO DE GENERACION DE VAPOR DEL COMPLEJO PETROQUIMICO CANGREJERA.

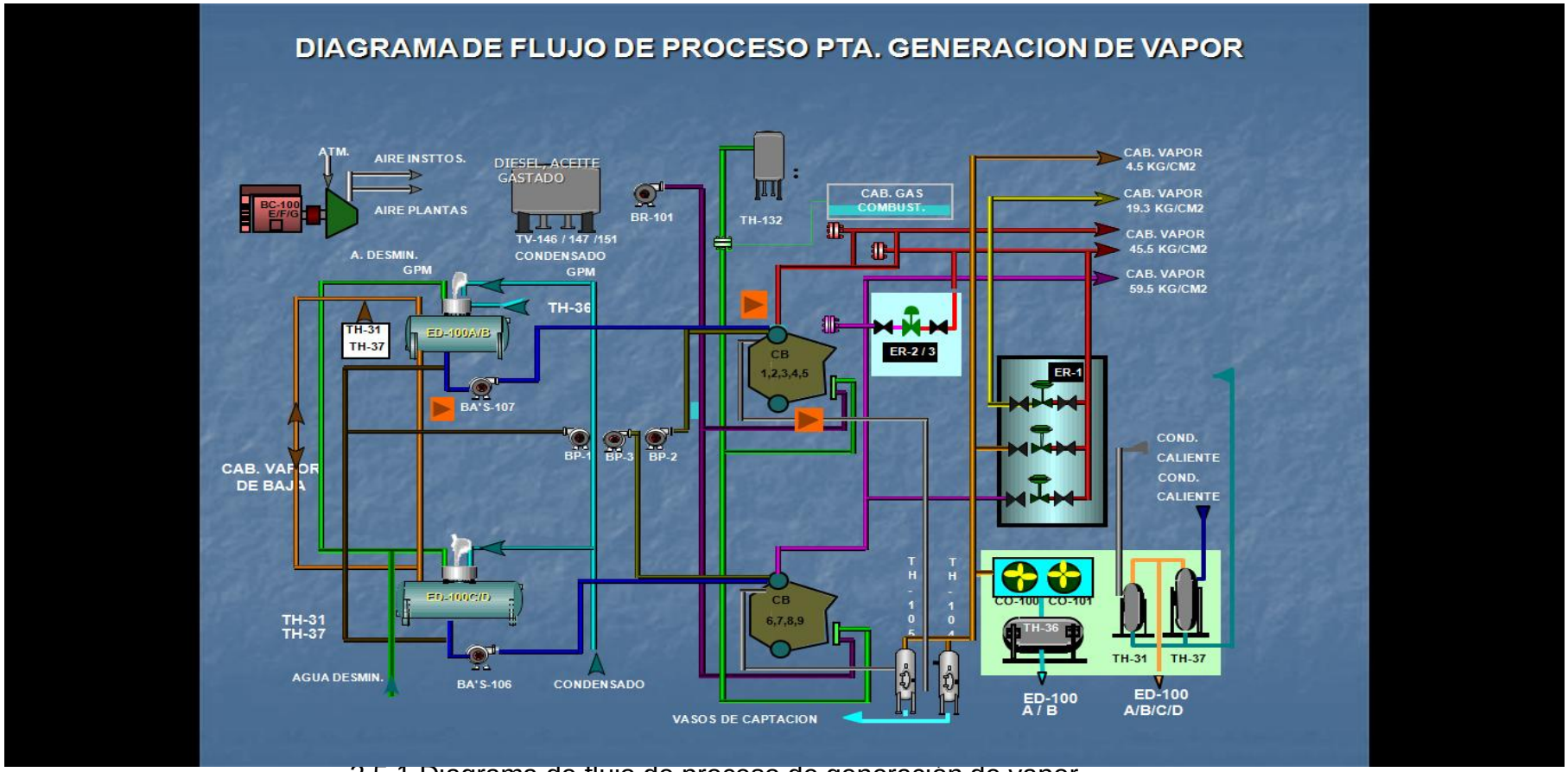
Actualmente el Complejo Petroquímico Cangrejera. Opera con 9 Generadores de vapor de los cuales 5 de ellos producen vapor de 650 psig. a 400°C con una generación de diseño de 225 Ton/hr por caldera haciendo una carga instalada de 1125 Ton/hr por batería que alimentan a su vez a las plantas de proceso, así mismo 4 generadores que producen vapor de 850 PSIG a 480°C con una capacidad de 200 Ton/hr por caldera haciendo una

carga instalada de 800 Ton/hr por batería que alimentan a 3 turbogeneradores a vapor con una generación eléctrica de 48 MW por turbo de diseño haciendo una carga instalada de 144 MW.

El agua desmineralizada junto con el condensado de turbogeneradores se mandan a los desaereadores donde se agrega vapor de baja presión y secuestrante de oxígeno, para separar los gases disueltos incondensables y enviarlos a la atmosfera; el agua deareada se manda a las calderas a 118-119 °C, en el domo de vapor se agrega fosfato trisodico para el control de pH.

Las purgas de las calderas se mandan a tanques flash para obtener vapor de baja presión para proceso, la planta cuenta con sistemas reductores de presión, para dar flexibilidad y seguridad en el suministro de vapor a, el vapor excedente, de 4.5 Kg/cm^2 de las plantas de proceso se condensa en solaires.

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESOS DE GENERACION DE VAPOR.



2.5.1 Diagrama de flujo de proceso de generación de vapor.

COMPONENTES PRINCIPALES EN EL PROESO

DESAEREADOR: CLAVE ED-100 A, B, C Y D

CAPACIDAD DE SALIDA (MÁX.)	453,600 Kg/hr
AGUA DE RESPUESTO	317,520 Kg/hr
TEMPERATURA DEL AGUA DE RESPUESTO (CONSIDERADA)	68 ° C
SUMINISTRO DE VAPOR	91,000 Kg/hr
PRESION DEL VAPOR	0.35 a 1.1 Kg/cm2
CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO	75,297 KG
TIEMPO DE ALMACENAMIENTO	10 min
PRESION DE DISEÑO	3.5 Kg/cm2
PRESIÓN DE OPERACIÓN	0.35 A 1.1 Kg/cm2
TEMPERATURA DE OPERACIÓN	100 A 121° C
TANQUE DE ALMACENAMIENTO DIAMETRO	3.35 m
LONGITUD	10.36 m

Tabla 2.5.1. Datos de diseño del desaereador

Nota:

La manera de asegurar una buena remoción del oxígeno disuelto en el agua de alimentación es cuando la temperatura de saturación corresponde a la presión de operación máximo 2° C abajo.

DESAEREADOR ROCIADOR

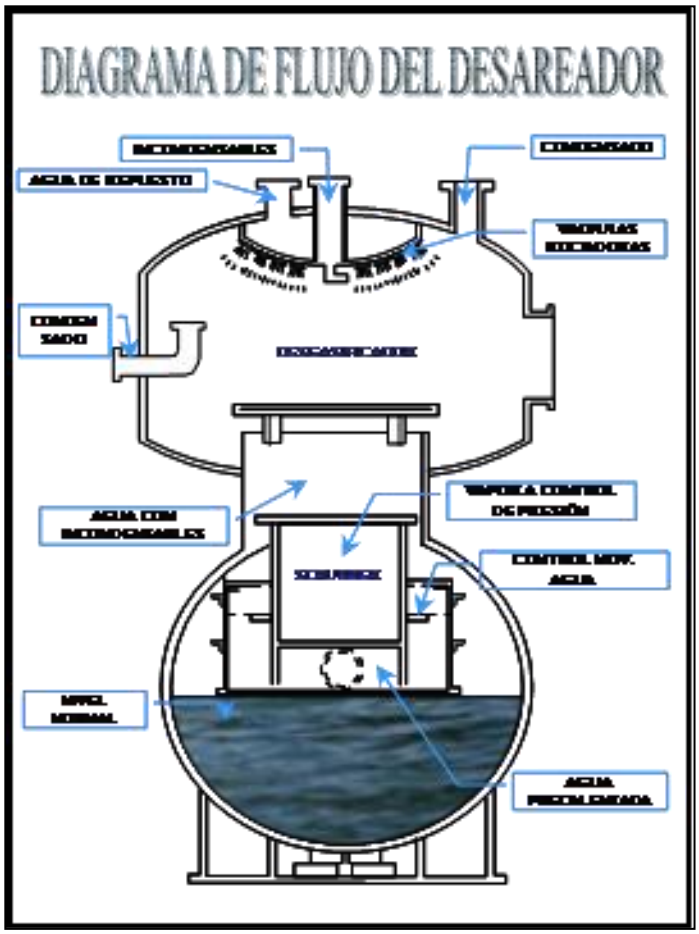


Figura 2.5.2 diagrama de flujo del desaereador.

Beneficios de la desaereación. La desaereación remueve los gases corrosivos, tales como oxígeno y bióxido de carbono libre del agua de alimentación de calderas, por medio del calentamiento del agua a la temperatura del vapor saturado a la presión mantenida dentro del desaereador, conjuntamente con una vigorosa acción de mezcla de agua con el vapor, de manera que hasta los últimos trazos de gases no condensables son removidos este tratamiento protege las

líneas de alimentación, las tuberías de las calderas y en general las líneas de vapor contra la corrosión y ahorra costosas reparaciones y largos periodos de mantenimiento. Así mismo, el consumo de combustibles se reduce al recuperar considerables cantidades de calor agotado, que de otra manera se perderían si este vapor fuera descargado a la atmósfera directamente.

PRINCIPIO DE OPERACIÓN.

Circulación de agua.-El agua desmineralizada entra en el compartimiento de las válvulas rociadoras del desaereador donde es esperada ,el cono de roció pasa a través del compartimiento de recuperación de calor hacia la atmósfera saturada de vapor de la sección de precalentamiento, donde la mayor parte de los gases no condensables son eliminados antes de que el agua choque contra las paredes laterales del compartimiento, esta agua caliente y parcialmente desaereada, pasa entonces a la sección de desaereación final.

El vapor entrante choca a alta velocidad con el agua caliente ya parcialmente deareada que entra al mismo compartimiento, como resultado se produce una violenta fricción y mezcla entre ambas, aun con caudales bajos de manera tal que las trazas de gases no condensables son removidas, el agua ya desaereada se derrama en el compartimiento del almacenaje.

Oxigeno Disuelto:

El oxígeno disuelto es uno de los principales causantes de la corrosión en generadores de vapor.

Es conveniente en todo caso que el oxígeno disuelto en el agua de alimentación se reduzca lo más posible (0.007 ppm máximo) por métodos mecánicos como los desaereadores y por medios químicos a través de la adición de secuestradores de oxígeno.

En el agua de alimentación existen pequeñas cantidades de oxígeno, el cual no es removido por el desaereador, y es arrastrado hacia la caldera y esto causa corrosión, de aquí que la desaereación química es necesaria y por esta razón el secuestrante de oxigeno se dosifica en la descarga del desaereador controlando un residual de 0.1 a 0.2 PPM para asegurar la eliminación del oxígeno residual en el agua de alimentación.

DESCRIPCION DEL SISTEMA DE AGUA DE ALIMENTACIÓN

El agua de alimentación es el agua que se introduce en la caldera para remplazar la evaporación, y es una mezcla que se obtiene del retorno de condensado de las BA-152 A, B y C hacia el tanque de almacenamiento de los ED-100 A, B, C y D y del repuesto de agua desmineralizada proveniente de las BA-108 A, B, C, D, E hacia los desaereadores.

Una Caldera, es un dispositivo para generar vapor, siendo este un elemento esencial para la generación de energía eléctrica, procesos industriales o calefacción, en nuestro caso, su utilización cae exclusivamente en los dos primeros casos.

De tal manera, la caldera es un recipiente a presión diseñada para transmitir el calor procedente del gas o combustóleo; produciendo con ello la generación de vapor, generalmente el vapor es generado a una presión y temperatura predeterminada.

En la figura siguiente, se muestran las partes principales de un generador de vapor del CP. Cangrejera.

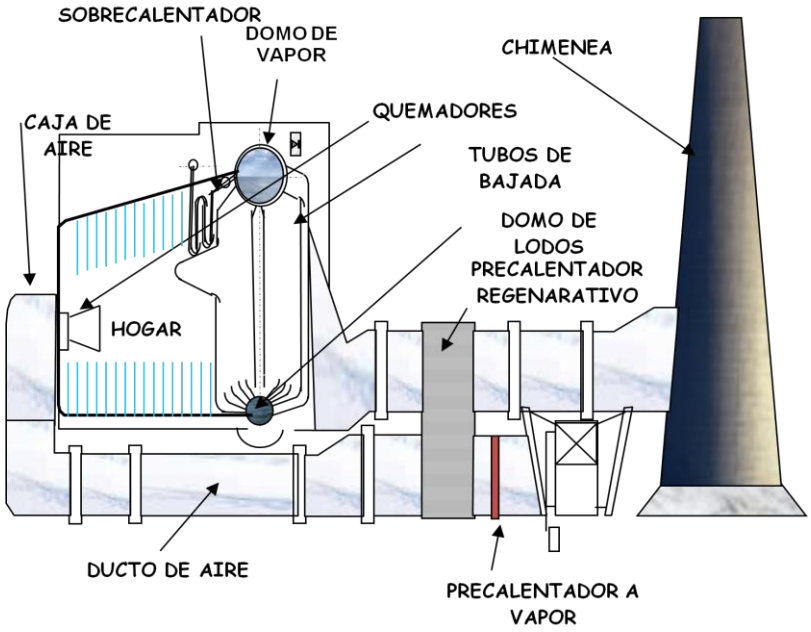


Figura 2.5.3 Partes principales de un generador de vapor del CP. Cangrejera.

SOPLADORES DE HOLLIN EN LA CALDERA

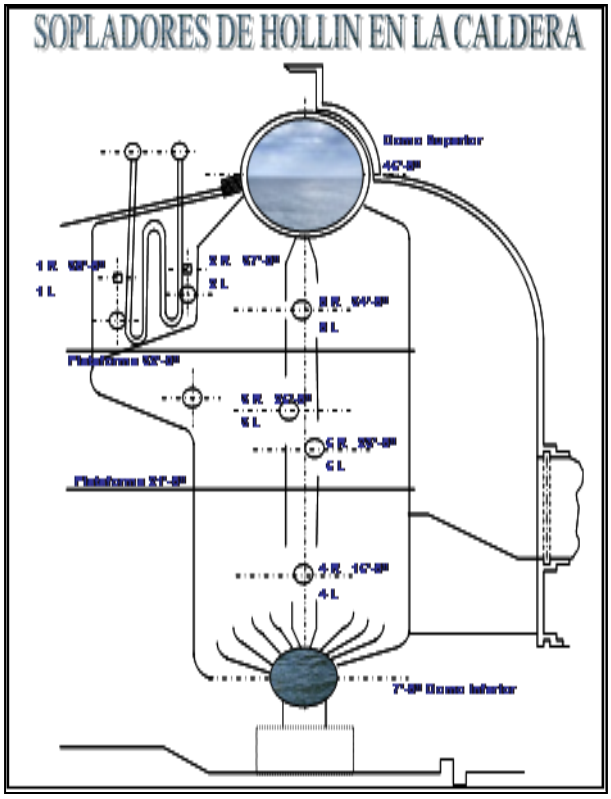


Figura 2.5.4 Sopladores de hollín.

BATERIA DE GENERADORES DE VAPOR DE ALTA PRESION.

La batería de generadores de vapor de alta presión consta de 4 calderas y son utilizadas primordialmente para el accionamiento de turbinas acopladas a generadores de energía eléctrica, también nos sirve como apoyo a los generadores de vapor de baja presión; mediante el uso de 2 estaciones acondicionadoras de presión y temperatura del vapor.

Calderas: CB-6, CB-7, CB-8 y CB-9.	
Clase	SD-36-x
Marca	Foster wheeler limited.
Capacidad	225 ton/hr.
bh.p. calderas	3395
Presión de operación a la salida del sobrecalentador	850psig (59.5kg/cm2).
presión de diseño	1065 psig
superficie de calentamiento caldera	27853 sqft
superficie de calentamiento paredes de agua	6094 sqft
superficie de generación total de vapor	33947 sqft
tipo de sobrecalentador	Colgante.
superficie del sobrecalentador	5596 sqft.
Sobrecalentador primario	3102 SQFT
Sobrecalentador secundario	2494 SQFT
Numero de tubos del sobrecalentador	1433
Numero de tubos de bancada	1125
Numero de tubos laterales	224
Numero de tubos frontales	84
Total	2866
temperatura del agua de alimentación	210 ° f (98.8 ° c)
grados de sobrecalentamiento	373 ° f (189.4 ° c)
temperatura final del vapor	900 ° f (482 ° c)
tipo de construcción	Hogar integral (hogar positivo).
tipo de combustible que utilizan	combustóleo o gas
numero de quemadores	6

Tabla 2,5.2 datos de diseño de caldera CB (6, 7, 8, 9).

BATERIA DE GENERADORES DE BAJA PRESION.

La batería de generadores de vapor de baja presión consiste de 5 calderas y son utilizadas para abastecer de vapor a las plantas en donde su utilización es, para el accionamiento de turbinas y para los diferentes procesos que se llevan a cabo, como dato complementario se anotan a continuación las características de cada uno de estos generadores de vapor.

Calderas: CB-1, CB-2, CB-3, CB-4 y CB-5.	
Clase	SD-36-x
Marca	Foster wheeler limited.
Capacidad	225 ton/hr.
bh.p. calderas	3395
Presión de operación a la salida del sobrecalentador	650 psig (45.7kg/cm2)
presión de diseño	850 psig
superficie de calentamiento caldera	27853 sqft
superficie de calentamiento paredes de agua	6094 sqft
superficie de generación total de vapor	33947 sqft
tipo de sobrecalentador	Colgante.
superficie del sobrecalentador	3050 sqft.
Diámetro de tubos	1 ¾ pulg.
Tubos de pared de agua	3 pulg
temperatura del agua de alimentación	210 ° f (98.8 ° c)
grados de sobrecalentamiento	253 ° f (122.7 ° c)
temperatura final del vapor	750 ° f (398.8 ° c)
tipo de construcción	Hogar integral (hogar positivo).
tipo de combustible que utilizan	combustóleo o gas
numero de quemadores	6

Tabla 2.5.3 Datos de diseño de caldera CB (1, 2, 3, 4, 5)

EFICIENCIA

Con gas natural.	
Eficiencia de diseño a 247 ton/hr	82.11%
Eficiencia de diseño a 225 ton/hr	82.41%
Eficiencia de diseño a 135 ton/hr	83.41%
Con combustible liquido # 6	
Eficiencia de diseño a 225 ton/hr	87.64%

Tabla 2.5.4 Datos de eficiencia de diseño

PARTES DE LA CALADERA

A).- HOGAR.- Es donde se lleva a cabo la oxidación del combustible, el cual al quemarse libera la energía contenida en forma de calor para transmitirle a todas las superficies expuestas a él. Para que exista transmisión de calor es necesario tener una diferencia de temperaturas entre los medios que la van a producir, ya sea de un cuerpo a otro, esta puede ser de tres formas diferentes.

1.- Radiación

2.- Conducción

3.- Convección.

1.- El primer caso es el que presenta el hogar de la caldera, en el que todos los tubos que lo forman están expuestos a las flamas recibiendo todo el calor.

2.- La transmisión de calor por conducción, es el calor que recibe el tubo y lo transmite a través de la pared del mismo al agua que circula dentro de este para calentarla y evaporarla posteriormente.

3.- Por convección se entiende el calor que recibe directamente de los gases producto de la combustión que en su recorrido hacia la chimenea transmiten su calor, en nuestro caso será la formada por los pasos de gases de la caldera.

B).- PAREDES DE AGUA.- Prácticamente los generadores de vapor constan de paredes de agua, cubriendo en su totalidad la superficie del interior del hogar. Estas consisten principalmente de tubos rectos,

Conectados a dos cabezales, uno superior y otro inferior a los cuales están rolados dichos tubos.

Dichos tubos reciben su alimentación de agua del domo inferior hacia el cabezal correspondiente, al domo baja el agua por los tubos llamados “de bajada “que están colocados en la parte más fría de la caldera, o sea, donde los gases de la combustión ya cedieron la mayor parte de su calor.

La gran superficie metálica expuesta a radiación de dichas paredes hace posible el absorber y transmitir grandes cantidades de calor y por consiguiente la evaporación correspondiente.

C.- TUBOS.- Uno de los componentes más importantes de la caldera son los tubos de las mismas, pudiendo ser estos tubos rectos o curvos. Los primeros desempeñan un papel muy importante en, puesto que son los que están colocados alrededor del hogar, razón por la cual tienen la relación de transmitir el calor más alto y están sujetos a fluctuaciones de temperatura y presión más fuerte.

El resto de los tubos establecen la circulación del agua en la caldera, la cual por diferencia de densidad entre el agua que entra y la que va elevando su temperatura por el intercambio de calor que se presenta, hace que esta tenga lugar. La forma en que estos tubos se conectan a los domos de la caldera, es radial y van rolados a estos.

D).- DOMO DE VAPOR.- Su función principal la de separar la mezcla de agua y vapor que descargan a él. En segundo lugar sirve para alojar el equipo usado para la purificación del vapor, después de haber sido separado del agua, el equipo consiste generalmente en una combinación de internos en los cuales el vapor y el agua pasan primero por un separador centrifugo, desde donde el agua es devuelta al cuerpo cilíndrico de la caldera, ascendiendo el vapor a los scrubbers. Las gotitas de humedad que chocan contra los secadores tienen tendencia a adherirse a ellos retrocediendo hacia la caldera, de esta forma se impide que las partículas sólidas mantenidas en suspensión, entren en los tubos del sobrecalentador en donde la evaporación completa harían que se depositasen en forma de incrustación.

E).- DOMO DE LODOS.- La función principal del domo inferior o de lodos es eliminar precisamente los lodos y sólidos sedimentados producto del tratamiento interno del agua de la misma.

F).-SOBRECALENTADOR.- Los sobrecalentadores son simples intercambiadores de calor, destinados a comunicar energía adicional al vapor de la que posee en el estado de saturación a una presión dada.

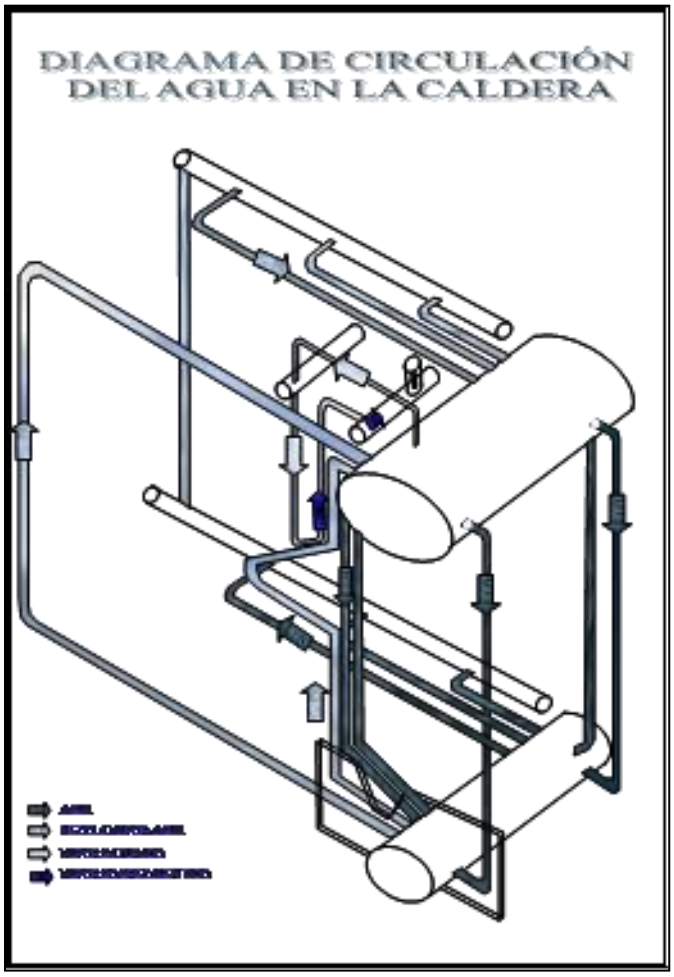


Figura 2.5.5 Diagrama de circulación del agua en la caldera.

DOMO SUPERIOR O DOMO DE VAPOR

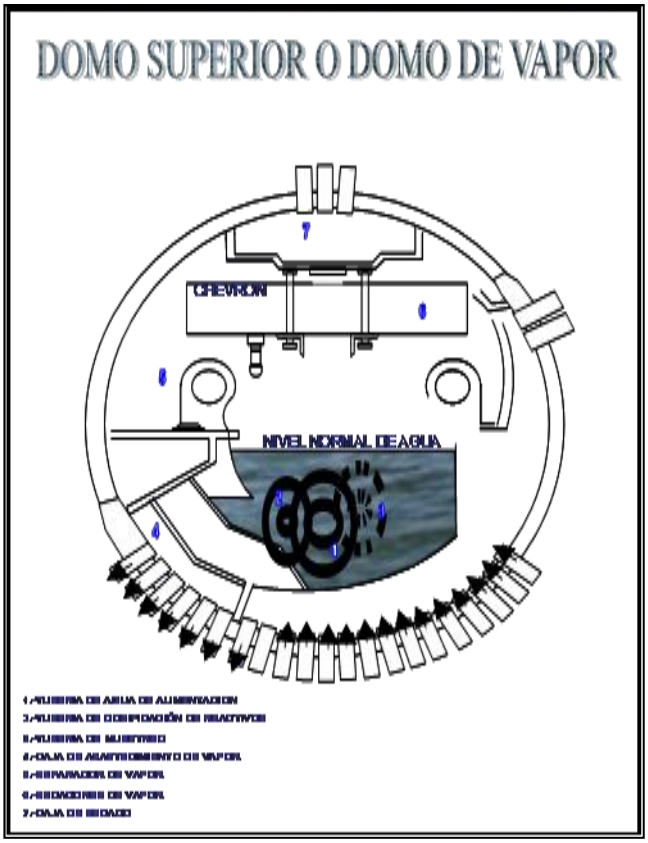


Figura 2.5.6 Domo superior o domo de vapor.

EQUIPO AUXILIAR DEL GENERADOR DE VAPOR.

A).- TIRO FORZADO.- El trabajo del tiro forzado básicamente se reduce a suministrar el aire necesario para la combustión, siendo la presión de este positiva terminando en la caja de aire, en su recorrido a esta, el aire descargado por el ventilador es pasado por el precalentador de aire de la unidad generadora con el fin de intercambiar calor con los gases calientes producto de la combustión

(Precalentadores regenerativos), llegando de esta manera con un precalentamiento a los quemadores. En dichas unidades, además del precalentador mencionado, poseen un precalentador que utiliza vapor, él cual consta de una serie de tubos aleteados, por los que pasa interiormente una corriente de vapor y por el exterior el aire de la combustión.

B).-PRECALENTADOR DE AIRE.- Estos equipos sirven para calentar aire, recuperando parte del calor de los gases que van a la chimenea .El aire caliente, al ser introducido en el hogar, aumenta la temperatura de este y, como consecuencia, aumenta la transmisión de calor radiante a la caldera.

Los calentadores de aire son de tipos de convección y regenerativos.

COMO TRABAJA EL PRECALENTADOR ROTATORIO TIPO LJUNSGTROM.

El precalentador de aire Ljunstrom absorbe los restos de calor del flujo de gas de combustión, y enseguida transfiere este calor al aire frio de entrada por medio de rotación continua de los elementos de transferencia de calor de placas de metal especialmente formadas miles de estos elementos de alta eficiencia están espaciados, y compactados dentro de 12 compartimientos, dividiendo el cascaron cilíndrico en forma radial, a esto se le llama rotor. El contorno del alojamiento del rotor está provisto con ductos de conexión en ambos extremos, y es sellado adecuadamente por sellos radiales y circunferenciales, formando un pasaje de aire por una mitad del precalentador y un pasaje de gases a través de la otra.

Como el rotor revuelve lentamente la masa de elementos alternadamente a través de los pasajes de gases y de aire, el calor es absorbido por las superficies de los elementos al pasar a través de la corriente de gases calientes; enseguida, como estas mismas superficies a través de la corriente de aire, estas liberan el calor almacenado, logrando de este modo un gran incremento en la temperatura de la entrada de aire de combustión o aire de proceso.

C.- CHIMENEA.- La chimenea tiene por objeto crear un tiro natural con la finalidad de descargar los productos de la combustión a una altura suficiente, a fin de evitar en lo posible las molestias correspondientes al diámetro de este y las dimensiones de los ductos que la conectan al horno (hogar), deben de ser tales, que aseguren el flujo de los gases, deben estar bien soportadas y ancladas para resistir vientos fuertes.

D.- VALVULAS DE SEGURIDAD.- Es absolutamente necesario dotar a la caldera de un dispositivo de protección que prevenga el aumento de presión más allá de la de diseño, con lo cual no solo se protege la caldera, si no todo el equipo al que está alimentando.

Este dispositivo no es otra cosa que la válvula de seguridad de la caldera, dependiendo de la capacidad de la caldera es el número de estas que necesita, van colocadas en el domo superior y en el sobrecalentador, siendo la operación de estas escalonadas, iniciándose con la válvula del sobrecalentador para garantizar

que siempre haya flujo a través de los elementos que lo forman en las tablas 2.5.5 y 2.5.6 se muestran las presiones de calibración de alta y de baja presión en calderas.

PSV-600 del sobrecalentador	913 PSIG
PSV- 601 del domo lado oriente	1030 PSIG
PSV- 602 del domo lado poniente	1035 PSIG

Tabla 2.5.5 Presión de calibración calderas de alta presión.

PSV del sobrecalentador	710 PSIG (49.9 kg/cm2)
PSV del domo lado oriente	820 PSIG (57.6 kg/cm2)
PSV del domo lado poniente	830 PSIG (58.3 kg/cm2)

Tabla 2.5.6 Presión de calibración calderas de baja presión.

E).- SOPLADORES DE HOLLIN.- Los residuos sólidos de los productos de la combustión constituyen una fuente de problemas para la operación y el mantenimiento puesto que se adhieren a la superficie de calefacción; se acumulan donde los gases pasan a baja velocidad, incluyendo los ductos de los gases. Pudiendo causar corrosión y abrasión; por tal motivo, las acumulaciones de escorias y hollín tienen que ser removidas por cualquiera de los métodos para tal fin, el más usado para la limpieza es el sopleteado, que consiste en el empleo de aparatos mecánicos que lanzan chorros de vapor a presión para limpiar las superficies de absorción de calor.

Dentro de los diferentes tipos de sopladores, nuestra unidades cuentan con sopladores retractiles y sopladores rotatorios fijos.

F).- INSTRUMENTOS DE MEDICION.- Para que una caldera pueda ser operada eficientemente en cada uno de sus componentes, es indispensable contar con un conjunto de instrumentos de medición, los cuales, nos indicaran los diversos cambios que se presenten en ella durante el proceso de producción de vapor, para tal fin se cuenta con varios tipos de mediciones, tales como de presión, temperatura, flujo, nivel, etc.

G).- QUEMADORES.- La función principal de los sistemas de combustible y en especial los quemadores, en la generación de vapor, es la de suministrar en forma controlada la conversión de la energía química contenida en el combustible, en calor dentro de la caldera.

Cada generador de vapor cuenta con 6 quemadores utilizando gas o combustóleo como combustible.

Capacidad	137722ft^3/hora/quemador
Dos hileras de	118 agujeros.
Presión del anillo	10psig
Piloto	0.166pulg.
Tipo	HT-30.
QUEMADOR DE ACEITE	
Aceite combustible	N° 6
Viscosidad	150 a 180 ssu
Para atomización	3% exceso de aire.

Tabla 2.5.7 Datos de diseño de los quemadores de gas

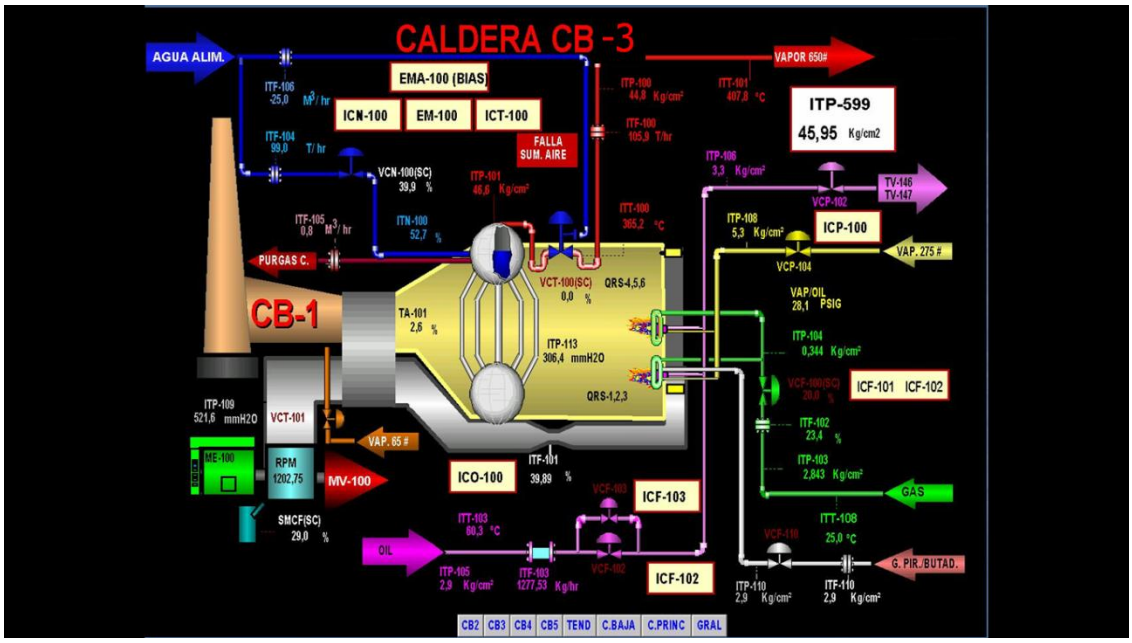


Figura 2.5.7 Imagen del cuarto de control de la CALDERA CB-3

PARAMETROS DE CONTROL QUIMICO:

AGUA DE ALIMENTACION A CALDERAS 650# / 850#

CONCEPTO	UNIDADES	RANGO
PH a 25 °C	----	7.5 – 9.0
DUREZA	PPM COMO CaCO3	0
OXIGENO	PPM	<0.007
SECUESTRANTE	mg/l	0.6 máx.
CONDUCTIVIDAD	MICROMHOS/CM	20 máx.

Tabla 2.5.8 Datos de los parámetros de agua de alimentación.

AGUA DENTRO DE LA CALDERA 650# /850#

CONCEPTO	UNIDADES	RANGO
PH @ 25 °C	----	9 – 11.5
CONDUCTIVIDAD a 25 °C	MICROMHOS/CM	150 MAX.
ALCALINIDAD F/M	PPM (CaCO3)	20/40 MAX
SILICE	PPM (SiO2)	5 MAX.
FOSFATO	PPM (PO4)	15 MAX.

Tabla 2.5.9 Parámetros del agua dentro de la caldera

CALIDAD DEL VAPOR

CONCEPTO	UNIDADES	RANGO
PH @ 25 °C	----	8 – 9
CONDUCTIVIDAD a 25 °C	MICROMHOS/CM	5 MAX.
SiO2	PPM	< 0.01

Tabla 2.5.10 Calidad del vapor

1.-SÓLIDOS TOTALES DISUELTOS

La concentración de sales en el agua dentro de las calderas es un valor muy importante en razón de que un incremento sobre los límites propuestos puede provocar un arrastre de estos sólidos hacia el vapor afectándose con ello tanto los serpentines de sobrecalentamiento como las turbinas que reciben este servicio.

A.-fallas en los separadores líquido/vapor del domo de la caldera.

B.-variaciones en las condiciones operacionales tales como la carga y el nivel de agua en el domo.

C.-composición química del agua de la caldera.

Estos valores límites anotados son permisibles para asegurar la pureza y calidad del vapor producido en condiciones normales de operación.

2.-SÓLIDOS SUSPENDIDOS Y PRECIPITADOS

Existen dos clases de sólidos suspendidos y precipitados uno de ellos corresponde a los que se introducen en el agua de alimentación y otros son los que se producen en la caldera.

Estos sólidos en suspensión por lo general se componen de material lodoso muy fino, algunos óxidos o hidróxidos.

Además, los lodos acumulados en el tubo permiten que se desarrolle una mayor concentración localizada de sólidos y alcalinidad en los mismos y áreas cercanas y tal vez ello ayude a que la falla del tubo se acelere irremediablemente.

Las investigaciones muestran que la clave para minimizar el arrastre selectivo de sílice es conservar el agua de alimentación a la caldera bajo ciertos límites máximos dependiendo de la presión de operación.

3.-DUREZA

El agua de la caldera deberá conservarse totalmente libre de dureza en razón de que éste es el principal agente en la formación de incrustación.

La incrustación forma una barrera entre la pared del tubo y el agua circulante afectando considerablemente la transmisión de calor; es decir el metal del tubo incrustado tiene que sobrecalentarse para poder transmitir la misma cantidad de calor que el tubo limpio.

4.-ACEITE:

En el caso de que el aceite este mezclado con el agua de la caldera este sea descompuesto sobre el área de calentamiento de la caldera y carbonizado, empezándose a producir incrustación o ensuciamiento de los tubos siendo la principal causa de promover espumación.

En caso de que una cantidad considerable de aceite haya entrado al agua de la caldera, deberá sacarse de operación tan pronto como sea posible y llevar a cabo la limpieza química (hervido).

5.-POTENCIAL HIDROGENO (pH):

PH del agua de alimentación es deseable que este se mantenga entre 7.5 a 9 para proteger el sistema de la corrosión.

PH del agua de la caldera.-el ataque al acero se minimiza cuando este se mantiene en el rango de 9 a 11.5 sin embargo, la concentración del agua de la caldera varía de acuerdo a cada situación. En caso de que la concentración de la alcalinidad total sea alta el peligro es mayor de corrosión debido a que una

película alcalina concentrada se llega a formar ocasionando zonas calientes, también un alto PH no es deseable debido a que causa arrastres.

6.-EL FOSFATO DE SODIO ES USADO GENERALMENTE POR LAS SIGUIENTES RAZONES:

A).-Para remover la dureza residual arrastrada en el agua de alimentación de la caldera, incrustaciones no se producirán si existen iones fosfatos y se formaran sedimentos ligeros que no se adhieren a las paredes de los tubos y podrán ser removidos por la purga.

B).-Desempeña una función resistente a la corrosión del acero. en caso de que existan iones fosfatos, se produce una película fierro –fosfato sobre la superficie del metal y la resistencia a la corrosión se lleva a cabo.

También iones fosfatos tienen una función reguladora oponiéndose al incremento del ph debido a la alcalinidad, entonces se considera que este desempeña la función de prevenir la corrosión debido a la alta alcalinidad.

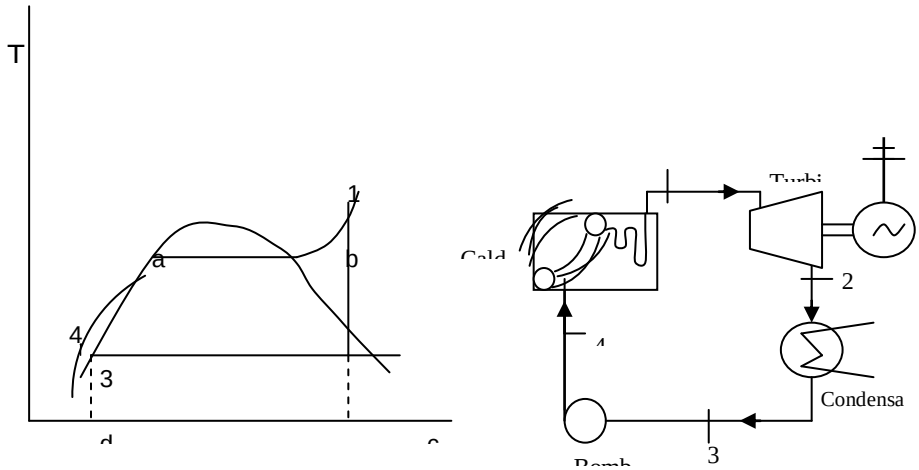


Figura 2.5.8 Proceso de calentamiento a presión constante.

4-a Calentamiento del agua hasta ser un líquido saturado.

a-b Calentamiento para transformar el líquido en vapor saturado.

b-1 Calentamiento para transformar el vapor saturado en vapor sobrecalentado.

Proceso 1-2 Proceso de expansión a entropía constante. Se efectúa en la turbina disminuyendo su presión y temperatura.

Proceso 2-3 Proceso de condensación a presión constante y temperatura constante. Se efectúa en el condensador.

Proceso 3-4 Proceso de bombeo a una entropía constante, se efectúa en la bomba de agua de alimentación.

El calor trasmitido al fluido de trabajo está representado por el área d-4-a-b-1-c-d-, y el calor cedido por dicho fluido, por el área d-3-2-c-d. Por la primera ley de la termodinámica se concluye que el área que representa el trabajo es la diferencia entra estas dos. Y está representado por el área 1-2-3-4-a-b-1.

Por tanto la Eficiencia térmica se define por la relación:

N= [Trabajo neto / QS] = [(Área 1-2-3-4-a-b-1) / (Área d-4-a-b-1-c-d)]

= [(QS - QR) / QS]

Trabajo en la turbina

WT = h1 – h2

El calor transferido en el condensador

QL = h2 – h3

Trabajo en la bomba

WP = h4 – h3

Wp = [vf (P4 – P3)] / J

El calor suministrado en la caldera

QS = h1 – h4

WNETO = WT – WP = h1 – h2 – (h4 – h3)

(h1 – h2) –(h4 – h3)

n= [W neto / QS] = [(h1 – h2) –(h4 – h3)] / (h1 – h4) = [(h1-h2+h3-h4) / (h1– h4)]

APLICACIONES DEL VAPOR SATURADO

El vapor de agua generado por un caldero tiene múltiples aplicaciones, dependiendo de su presión, temperatura y caudal son:

1.- Calentamiento de maquinaria y equipos del proceso.

2.-Generación de fuerza motriz mecánica, por máquinas a vapor.

3.- Generación de fuerza motriz mecánica por turbinas.

4.- Generación de energía eléctrica por turbinas.

5.- Otros usos menores.

PROCEDIMIENTO Y DESCRIPCION DE LAS ACTIVIDADES REALIZADAS.

Desarrollo del proyecto

Para conseguir los objetivos propuestos en el proyecto se diseñara el elemento denominado “economizador”, que es el elemento encargado de realizar la función de elevar la temperatura de agua de alimentación en los generadores de vapor del Complejo Petroquímico Cangrejera, siempre dentro de las restricciones impuestas por la instalación existente.

En primer lugar, se han determinado los parámetros de funcionamiento actuales del grupo de generadores de vapor.

Se tiene un programa en formato de **hoja de cálculo (calculo de eficiencia\07-08-12 CALCULO DE EFICIENCIA DE CALDERA\CALDERA CB-1(IIT)_2012.xls)** que a partir de los datos de entrada se calculan el rendimiento de la cardera de vapor, además de la potencia máxima, entalpias, créditos y pérdidas. Una vez concluido esto, se utilizará el código ASME PTC 4.1 de estudio de calderas industriales, siendo este un conjunto de procedimientos estándar que se aplican en la industria energética.

Se partirá de unos determinados datos de caudal, entalpías, presiones y temperaturas, tanto de los gases de combustión de la caldera como del agua de alimentación, obtenidos mediante la recolección de datos reales (Anexo 2). Tomando como base estos datos, se utilizará el primer principio de la termodinámica para averiguar cuál es el valor de la transferencia de calor.

Seguidamente, se usará el método ASME para realizar el mismo proceso y verificar que el valor de la transferencia de calor obtenido es similar al dado por el primer principio, indicando además el posible comportamiento de las pérdidas de carga.

Se propondrá las opciones de mejora donde podría haber variación de la geometría y la disposición que resulte en el paso de tubos: la primera se basará en el cálculo de las geometrías con la implantación de una temperatura de salida del economizador, mientras que la segunda se basará en obtener, en base al espacio disponible, la geometría y disposición final de paso de tubos del economizador, se calcularán las pérdidas de carga y se proporcionará un análisis económico basado en el ahorro en combustible, para por último proporcionar una serie datos utilizados.

CALCULO DE RENDIMIENTO DE LOS GENERADORES DE VAPOR DEL COMPLEJO PETROQUIMICO CANGREJERA DE CB-1 A CB-9.

En este capítulo se exponen los cálculos en la caldera para ilustrar como se calcula el rendimiento de los generadores de vapor.

En la siguiente figura de un sistema de generación de vapor representa el esquema de la instalación de control, siendo asumidas las siguientes medidas.

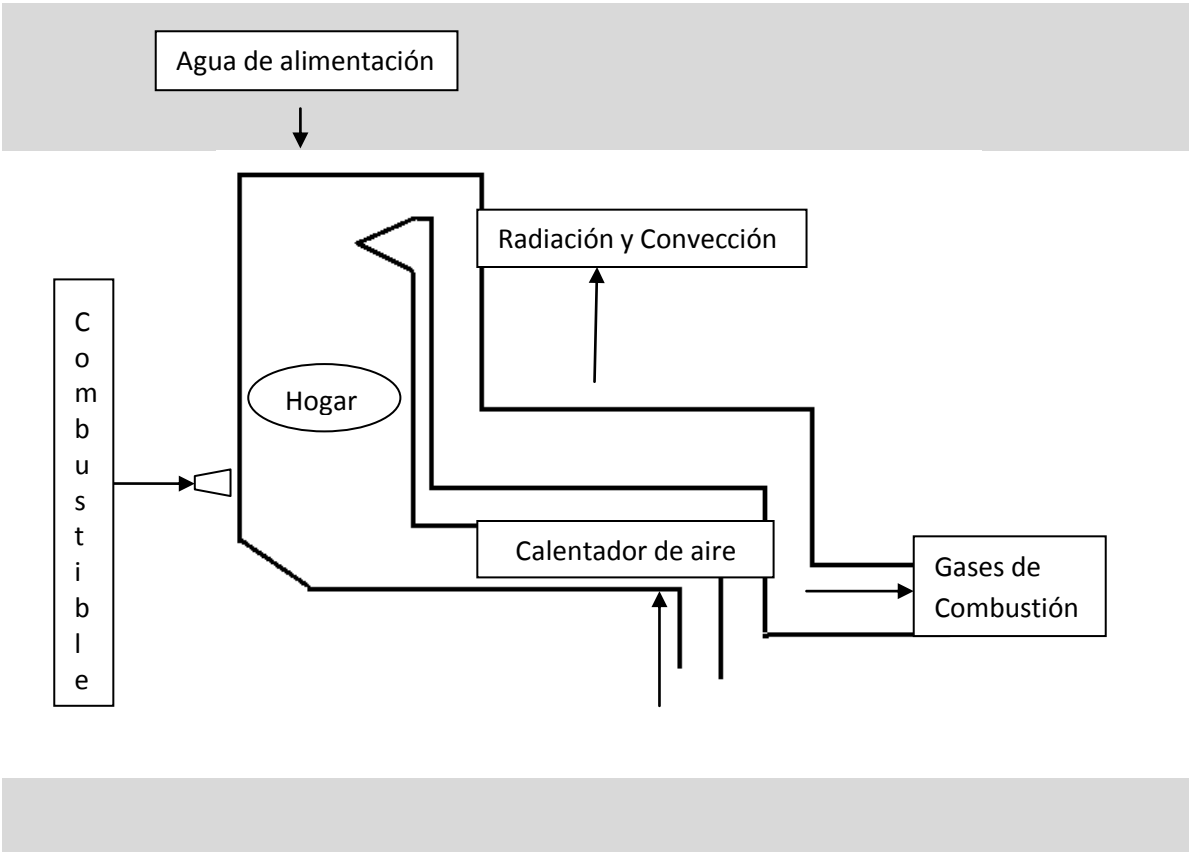


Figura 3.1.1 Flujos principales en la caldera acuatubular

METODOLOGIA

Como se explicó anteriormente en la reseña se tiene un programa en formato de **hoja de cálculo (calculo de eficiencia).**

CARACTERISTICAS DEL PROGRAMA

Este programa de evaluación desarrollado por la Conae brinda la oportunidad para identificar las áreas de oportunidad energética en los generadores de vapor y tiene

como finalidad determinar la eficiencia de operación de la caldera, cuantificando las pérdidas de energía.

Cuenta con un código de colores que identifica el tipo de valor que se requiere para alimentar la celda.

Valor obtenido en Campo	Referido al levantamiento de información (formato de recopilación de información).
Valor de Propiedades	En estos campos, las propiedades se determinar mediante el uso de Programas, Tablas, gráficas.
Valor obtenido de Gráficas y Tablas	Valores que se obtienen de gráficas y tablas.
Valor Calculado	Cálculos internos que realiza el programa.

Tabla 3.1.1 Código de colores del programa para el cálculo energético.

Se indican las unidades en las que se requieren los valores, en los campos del programa y en los formatos de recopilación.

INFORMACIÓN GENERAL

El Complejo Petroquímico Cangrejera cuenta con 9 generadores de vapor (CB-1, CB-2, CB-3, CB-4, CB-5, CB-6, CB-7, CB-8 Y CB-9), del tipo acuatubular, de la marca FOSTER WEELLER del año de 1979.

PARÁMETROS DE DISEÑO

Los parámetros de diseño se muestran en la Tabla 3.1.2, son para los generadores de vapor CB-1 a la CB-5 las cuales suministran vapor saturado para

procesos, mientras que los parámetros de diseño de la Tabla 3.1.3 son para los generadores de vapor de la CB-6 a la CB9 que suministran vapor saturado para los turbogeneradores.

Eficiencia de la Caldera	**82.4**	(%)
Vapor		
Flujo	**225**	(ton / h)
Presión (kg/cm^2)	**45.7**	(kg / cm^2)
Temperatura (ºC)	**399**	(ºC)
Combustible		
Tipo	**Gas Natural**	
Flujo	**21,701**	(m^3 / h)
Presión	**0.0**	(kg / cm^2)
Temperatura	**20**	(ºC)
Densidad Relativa	**0.687**	(-)
Poder Calorífico Superior	**9,041**	(kCal/m^3)

Tabla 3.1.2 Parámetros de diseño CB-(1, 2, 3, 4, 5)

Eficiencia de la Caldera	**82.4**	(%)
Vapor		
Flujo	**200**	(ton / h)
Presión (kg/cm^2)	**60**	(kg / cm^2)
Temperatura (ºC)	**480**	(ºC)
Combustible		
Tipo	**Gas Natural**	
Flujo	**20,674**	(m^3 / h)
Presión	**0.0**	(kg / cm^2)
Temperatura	**20**	(ºC)
Densidad Relativa	**0.687**	(-)
Poder Calorífico Superior	**9,041**	(kCal/m^3)

Tabla 3.1.3 parámetros de diseño CB-(6, 7, 8, 9)

DATOS DE PARTIDA

Las condiciones ambientales se muestran en la siguiente Tabla 3.1.4.

T ambiente	°C	**29**
Humedad relativa	%	**51**
velocidad del viento	Km/hr	**19**
T bulbo húmedo	°C	**21.4**
Humedad absoluta	Kg de H_2O / Kg de aire seco	**0.01306**

Tabla 3.1.4. Condiciones ambientales.

Aire para la combustión

La tabla recopila diferente información para determinar la humedad en el aire, esta se puede realizar con tres variables que son Presión barométrica o Altitud, y dos de las tres variables siguientes: Temperatura de bulbo seco, bulbo húmedo y humedad relativa.

Con esta información se emplea, la carta psicométrica del aire, y se determina la humedad en kg agua / kg aire seco, el valor se alimenta en la celda amarilla.

En la siguiente Tabla 3.1.5 se presentan las condiciones del aire para la combustión.

Altitud al Nivel del Mar	**22**	**M**
Presión Barométrica	**1.00**	**Kg/cm^2**
Temperatura de Bulbo Seco	**29**	**°C**
Temperatura de Bulbo Húmedo	**21**	**°C**
Humedad Relativa	**51**	**%**
Humedad Absoluta	**0.01306**	**Kg agua / kg a.s**

Tabla 3.1.5 Condiciones del aire para la combustión.

Composición del combustible

Aquí se debe de alimentar la composición del combustible, se debe de poner cero en el caso de que el combustible no tenga algunos de los componentes indicados en la tabla. Para el caso del combustible gas, la composición se alimenta en porciento en mol, y para el combustible líquido en porciento en peso. En el programa se indica la suma del combustible, la cual debe ser del 100%. Las propiedades del combustible usado son las de la Tabla 3.1.6.

Componente Y Formula	**% en Volumen**
Metano, CH4	**74.59**
Etano, C2H6	**17.00**
Etileno, C2H4	**0.00**
Propano, C3H8	**0.39**
Propileno, C3H6	**0.00**
Butano, C3H10	**0.00**
Butileno, C4H8	**0.00**
Pentano, C5H12	**0.14**
Hexano, C6H14	**0.00**
Heptano, C7H16	**0.00**
Nitrógeno, N2	**7.86**
Bióxido de carbono, CO2	**0.02**
Hidrogeno, H2	**0.00**
Otro	
TOTAL	**100.0**

Tabla 3.1.6 Propiedades del combustible

Las condiciones de operación mostrados en las Tablas 3.1. (4, 5 y 6) son condiciones generales para las calderas CB-1 hasta la CB-9.

Los siguientes parámetros serán proporcionados por cada generador de vapor ya que los valores de las variables no son las mismas.

Agua de alimentación

Aquí se requiere como mínimo de la información de presión y temperatura del agua de alimentación, para determinar con el diagrama de Propiedades del Agua, la entalpía del agua de alimentación, en (kJ/kg).

Vapor generado

Aquí se requiere como mínimo de la información de presión y temperatura del agua de alimentación, para determinar con el diagrama de Propiedades del Agua, la entalpía del agua de alimentación, en (kJ/kg).

Adicionalmente es necesario verificar, cuando se genera vapor saturado, el valor de la temperatura, con base a la presión reportada, empleando el equilibrio líquido - vapor del agua.

Datos del combustible

Para esta tabla se requiere del valor de la temperatura de alimentación, y de las propiedades del combustible: Densidad relativa, y el poder calorífico superior.

Gases de combustión

En esta tabla se requiere de la temperatura de los gases de combustión, de la medición del O_2 y del CO_2,

Con estos valores, el programa determina la presión parcial del agua en los gases de combustión, y con este valor y la temperatura de los gases se determina la entalpía del agua en los gases de combustión.

CB-1

AGUA DE ALIMENTACIÓN

Flujo Total	**121.38**	(ton / h)
Presión Manométrica	**48**	(kg / cm^2)
Temperatura	**117**	(ºC)
Solidos	**3.3**	(ppm)
Entalpía	**494**	(kJ / kg)
Energía Aportada	**16,668**	(kJ / s)

VAPOR GENERADO

Flujo	**119.000**	(ton / h)
Presión Manométrica	**45.1**	(kg / cm^2)
Temperatura	**427.6**	(ºC)
Entalpía	**3,270**	(kJ / kg)
Energía Aportada	**108,100**	(kJ / s)

DATOS DEL COMBUSTIBLE

Flujo	**9,355.0**	(m^3 / h)
Presión Manométrica	**0.307**	(kg / cm^2)
Temperatura	**27**	(ºC)
Densidad Relativa	**0.6789**	(-)
Poder Calorífico	**9,518**	(kcal / m^3)

GASES DE COMBUSTIÓN

Temperatura	**132**	(ºC)
Oxígeno: O_2	**2.40**	(%)
Bióxido de Carbono: $C0_2$	**10.10**	(%)
Monóxido: CO	**0**	(ppm)
Nitrógeno: N_2	**87.50**	(%)
Presión Parcial H_20, Pmg, abs.	**17**	(kPa)
Entalpía [@ Pmg yTgases]	**2,738**	(kJ / kg cq)
Cpgas [@ Tgases y Tref]	**1.001**	(kJ / kg ºC)
CP Combustible	**2.070**	(kJ / kg ºC)
Energía Aportada	**103,534**	(kJ / s)

CB-2

AGUA DE ALIMENTACIÓN

Flujo Total	**122.81**	(ton / h)
Presión Manométrica	**48**	(kg / cm^2)
Temperatura	**117**	(ºC)
Solidos	**3.3**	(ppm)
Entalpía	**494**	(kJ / kg)
Energía Aportada	**16,864**	(kJ / s)

VAPOR GENERADO

Flujo	**120.400**	(ton / h)
Presión Manométrica	**45.2**	(kg / cm^2)
Temperatura	**399.2**	(ºC)
Entalpía	**3,204**	(kJ / kg)
Energía Aportada	**107,150**	(kJ / s)

DATOS DEL COMBUSTIBLE

Flujo	**7,110.2**	(m^3 / h)
Presión Manométrica	**0.278**	(kg / cm^2)
Temperatura	**26**	(ºC)
Densidad Relativa	**0.6789**	(-)
Poder Calorífico	**9,518**	(kcal / m^3)
CP Combustible	**2.068**	(kJ / kgºC)
Energía Aportada	**78,690**	(kJ / s)

GASES DE COMBUSTIÓN

Temperatura	**137**	(ºC)
Oxígeno: O_2	**3.90**	(%)
Bióxido de Carbono: $C0_2$	**10.30**	(%)
Monóxido: CO	**0**	(ppm)
Nitrógeno: N_2	**85.80**	(%)
Presión Parcial H_20, Pmg, abs.	**17**	(kPa)
Entalpía [@ Pmg yTgases]	**2,749**	(kJ / kg cq)
Cp gas [@ Tgases y Tref]	**0.998**	(kJ / kgºC)

CB-4

AGUA DE ALIMENTACIÓN

Flujo Total	**128.52**	(ton / h)
Presión Manométrica	**48**	(kg / cm^2)
Temperatura	**117**	(ºC)
Solidos	**3.3**	(ppm)
Entalpía	**494**	(kJ / kg)
Energía Aportada	**17,649**	(kJ / s)

VAPOR GENERADO

Flujo	**126.000**	(ton / h)
Presión Manométrica	**46.1**	(kg / cm^2)
Temperatura	**442**	(ºC)
Entalpía	**3,304**	(kJ / kg)
Energía Aportada	**115,651**	(kJ / s)

DATOS DEL COMBUSTIBLE

Flujo	**10,842.0**	(m^3 / h)
Presión Manométrica	**0.329**	(kg / cm^2)
Temperatura	**25**	(ºC)
Densidad Relativa	**0.6789**	(-)
Poder Calorífico	**9,518**	(kcal / m^3)
CP Combustible	**2.067**	(kJ / kgºC)
Energía Aportada	**119,991**	(kJ / s)

GASES DE COMBUSTIÓN

Temperatura	**140**	(ºC)
Oxígeno: O_2	**2.80**	(%)
Bióxido de Carbono: $C0_2$	**10.20**	(%)
Monóxido: CO	**0**	(ppm)
Nitrógeno: N_2	**87.00**	(%)
Presión Parcial H_20, Pmg, abs.	**17**	(kPa)
Entalpía [@ Pmg yTgases]	**2,755**	(kJ / kg cq)
Cpgas [@ Tgases y Tref]	**1.000**	(kJ / kgºC)

CB-5

AGUA DE ALIMENTACIÓN

Flujo Total	**126.48**	(ton / h)
Presión Manométrica	**48**	(kg / cm^2)
Temperatura	**126.48**	(ºC)
Solidos	**3.3**	(ppm)
Entalpía	**494**	(kJ / kg)
Energía Aportada	**17,368**	(kJ / s)

VAPOR GENERADO

Flujo	**124.000**	(ton / h)
Presión Manométrica	**45.0**	(kg / cm^2)
Temperatura	**430**	(ºC)
Entalpía	**3,278**	(kJ / kg)
Energía Aportada	**112,896**	(kJ / s)

DATOS DEL COMBUSTIBLE

Flujo	**10,963.0**	(m^3 / h)
Presión Manomética	**0.329**	(kg / cm^2)
Temperatura	**26**	(ºC)
Densidad Relativa	**0.6789**	(-)
Poder Calorífico	**9,518**	(kcal / m^3)
CP Combustible	**2.068**	(kJ / kgºC)
Energía Aportada	**121,331**	(kJ / s)

GASES DE COMBUSTIÓN

Temperatura	**142**	(ºC)
Oxígeno: O_2	**1.75**	(%)
Bióxido de Carbono: $C0_2$	**10.60**	(%)
Monóxido: CO	**0**	(ppm)
Nitrógeno: N_2	**87.65**	(%)
Presión Parcial H_20, Pmg, abs.	**17**	(kPa)
Entalpía [@ Pmg yTgases]	**2,759**	(kJ / kg cq)
Cpgas [@ Tgases y Tref]	**0.999**	(kJ / kgºC)

CB-6

AGUA DE ALIMENTACIÓN

Flujo Total	**115.26**	(ton / h)
Presión Manométrica	**60**	(kg / cm^2)
Temperatura	**114**	(ºC)
Solidos	**4.5**	(ppm)
Entalpía	**482**	(kJ / kg)
Energía Aportada	**15,446**	(kJ / s)

VAPOR GENERADO

Flujo	**113.000**	(ton / h)
Presión Manométrica	**60.7**	(kg / cm^2)
Temperatura	**481**	(ºC)
Entalpía	**3,378**	(kJ / kg)
Energía Aportada	**106,018**	(kJ / s)

DATOS DEL COMBUSTIBLE

Flujo	**9,572.0**	(m^3 / h)
Presión Manométrica	**0.346**	(kg / cm^2)
Temperatura	**25**	(ºC)
Densidad Relativa	**0.6789**	(-)
Poder Calorífico	**9,518**	(kcal / m^3)
CP Combustible	**2.064**	(kJ / kgºC)
Energía Aportada	**105,936**	(kJ / s)

GASES DE COMBUSTIÓN

Temperatura	**115**	(ºC)
Oxígeno: O_2	**1.99**	(%)
Bióxido de Carbono: $C0_2$	**11.30**	(%)
Monóxido: CO	**0**	(ppm)
Nitrógeno: N_2	**86.71**	(%)
Presión Parcial H_20, Pmg, abs.	**17**	(kPa)
Entalpía [@ Pmg yTgases]	**2,704**	(kJ / kg cq)
Cpgas [@ Tgases y Tref]	**0.997**	(kJ / kgºC)

CB-8

AGUA DE ALIMENTACIÓN

Flujo Total	**124.44**	(ton / h)
Presión Manométrica	**62**	(kg / cm^2)
Temperatura	**114**	(ºC)
Solidos	**4.5**	(ppm)
Entalpía	**483**	(kJ / kg)
Energía Aportada	**16,684**	(kJ / s)

VAPOR GENERADO

Flujo	**122.000**	(ton / h)
Presión Manométrica	**59.6**	(kg / cm^2)
Temperatura	**480**	(ºC)
Entalpía	**3,377**	(kJ / kg)
Energía Aportada	**114,427**	(kJ / s)

DATOS DEL COMBUSTIBLE

Flujo	**9,897.0**	(m^3 / h)
Presión Manométrica	**0.38**	(kg / cm^2)
Temperatura	**25**	(ºC)
Densidad Relativa	**0.6789**	(-)
Poder Calorífico	**9,518**	(kcal / m^3)
CP Combustible	**2.065**	(kJ / kgºC)
Energía Aportada	**109,533**	(kJ / s)

GASES DE COMBUSTIÓN

Temperatura	**120**	(ºC)
Oxígeno: O_2	**2.51**	(%)
Bióxido de Carbono: $C0_2$	**10.50**	(%)
Monóxido: CO	**0**	(ppm)
Nitrógeno: N_2	**86.99**	(%)
Presión Parcial H_20, Pmg, abs.	**17**	(kPa)
Entalpía [@ Pmg yTgases]	**2,714**	(kJ / kg cq)
Cpgas [@ Tgases y Tref]	**1.000**	(kJ / kgºC)

CB-9

AGUA DE ALIMENTACIÓN

Flujo Total	**110.77**	(ton / h)
Presión Manométrica	**60**	(kg / cm^2)
Temperatura	**114**	(ºC)
Solidos	**4.5**	(ppm)
Entalpía	**482**	(kJ / kg)
Energía Aportada	**14,821**	(kJ / s)

VAPOR GENERADO

Flujo	**108.600**	(ton / h)
Presión Manométrica	**59.3**	(kg / cm^2)
Temperatura	**479.7**	(ºC)
Entalpía	**3,376**	(kJ / kg)
Energía Aportada	**101,848**	(kJ / s)

DATOS DEL COMBUSTIBLE

Flujo	**9,542.0**	(m^3 / h)
Presión Manométrica	**0.285**	(kg / cm^2)
Temperatura	**25**	(ºC)
Densidad Relativa	**0.6789**	(-)
Poder Calorífico	**9,518**	(kcal / m^3)
CP Combustible	**2.065**	(kJ / kgºC)
Energía Aportada	**105,604**	(kJ / s)

GASES DE COMBUSTIÓN

Temperatura	**105**	(ºC)
Oxígeno: O_2	**2.44**	(%)
Bióxido de Carbono: $C0_2$	**10.90**	(%)
Monóxido: CO	**0**	(ppm)
Nitrógeno: N_2	**86.66**	(%)
Presión Parcial H_20, Pmg, abs.	**17**	(kPa)
Entalpía [@ Pmg yTgases]	**2,683**	(kJ / kg cq)
Cpgas [@ Tgases y Tref]	**0.999**	(kJ / kgºC)

CALCULOS Y RESULTADOS

Purga continua

Cuando exista purga continua en la caldera, se debe de determinar la entalpía de la purga de la siguiente manera:

- Con la presión manométrica del vapor. Se determina la temperatura de saturación del líquido (con presión absoluta) y la temperatura y entalpía del líquido saturado.

Pérdidas por radiación

Representan las pérdidas por conducción, convección y radiación que se presentan en la caldera. Esta pérdida de energía se determina con información de las temperaturas de superficie y con el área de estas o bien;

En la tabla se determina la capacidad de la caldera a la condición de diseño y a la condición actual. Con estos valores se emplea la gráfica del Código ASME, la cual se encuentra en el anexo 5 de la Metodología de Generación y Distribución de Vapor, se determinan las pérdidas por radiación actual en la caldera. De esta tabla se lee la pérdida por radiación. (En el anexo se indica como leer la gráfica).

Pérdidas por incalculables

Determinación de las Pérdidas por Incalculables, (Se refiere a distintas pérdidas en la caldera, que son muy pequeñas y difíciles de determinar).

Se emplea el valor de diseño recomendado por el fabricante, reportado en la hoja de datos de la caldera. Un valor típico es del 1%.

CB-1

PURGA CONTINUA

Flujo	**2.38**	(ton / h)
Presión Manométrica	**45**	(kg / cm^2)
Temperatura[@Saturación,Pvapor]	**260.914**	(ºC)
Entalpía: Liquido Saturado	**1,139**	(kJ / kg)

PÉRDIDAS POR RADIACIÓN

% de Carga de la Caldera	**53**	(%)
Capacidad de la Caldera [@ Condición de Diseño]	**592**	(MMBtu/h)
Capacidad de la Caldera [@ Condición Actual]	**313**	(MMBtu/h)
Pérdidas por Radiación	**1.4**	(%)

CB-2

PURGA CONTINUA

Flujo	**2.408**	(ton / h)
Presión Manométrica	**45**	(kg / cm^2)
Temperatura[@Saturación,Pvapor]	**261.674**	(ºC)
Entalpía: Liquido Saturado	**1,143**	(kJ / kg)

PÉRDIDAS POR RADIACIÓN

% de Carga de la Caldera	**54**	(%)
Capacidad de la Caldera [@ Condición de Diseño]	**578**	(MMBtu/h)
Capacidad de la Caldera [@ Condición Actual]	**309**	(MMBtu/h)
Pérdidas por Radiación	**1.4**	(%)

CB-4

PURGA CONTINUA

Flujo	**2.52**	(ton / h)
Presión Manométrica	**46**	(kg / cm^2)
Temperatura[@Saturación,Pvapor]	**260.787**	(ºC)
Entalpía: Liquido Saturado	**1,138**	(kJ / kg)

PÉRDIDAS POR RADIACIÓN

% de Carga de la Caldera	**56**	(%)
Capacidad de la Caldera [@ Condición de Diseño]	**599**	(MMBtu/h)
Capacidad de la Caldera [@ Condición Actual]	**336**	(MMBtu/h)
Pérdidas por Radiación	**1.4**	(%)

CB-5

PURGA CONTINUA

Flujo	**2.48**	(ton / h)
Presión Manométrica	**45**	(kg / cm^2)
Temperatura[@Saturación,Pvapor]	**262.427**	(ºC)
Entalpía: Liquido Saturado	**1,146**	(kJ / kg)

PÉRDIDAS POR RADIACIÓN

% de Carga de la Caldera	**55**	(%)
Capacidad de la Caldera [@ Condición de Diseño]	**594**	(MMBtu/h)
Capacidad de la Caldera [@ Condición Actual]	**327**	(MMBtu/h)
Pérdidas por Radiación	**1.4**	(%)

CB-6

PURGA CONTINUA

Flujo	**2.26**	(ton / h)
Presión Manométrica	**61**	(kg / cm^2)
Temperatura[@Saturación,Pvapor]	**276.29**	(ºC)
Entalpía: Liquido Saturado	**1,217**	(kJ / kg)

PÉRDIDAS POR RADIACIÓN

% de Carga de la Caldera	**57**	(%)
Capacidad de la Caldera [@ Condición de Diseño]	**549**	(MMBtu/h)
Capacidad de la Caldera [@ Condición Actual]	**310**	(MMBtu/h)
Pérdidas por Radiación	**0.8**	(%)

CB-8

PURGA CONTINUA

Flujo	**2.44**	(ton / h)
Presión Manométrica	**60**	(kg / cm^2)
Temperatura[@Saturación,Pvapor]	**276.502**	(ºC)
Entalpía: Liquido Saturado	**1,218**	(kJ / kg)

PÉRDIDAS POR RADIACIÓN

% de Carga de la Caldera	**61**	(%)
Capacidad de la Caldera [@ Condición de Diseño]	**549**	(MMBtu/h)
Capacidad de la Caldera [@ Condición Actual]	**335**	(MMBtu/h)
Pérdidas por Radiación	**0.8**	(%)

CB-9

PURGA CONTINUA

Flujo	**2.172**	(ton / h)
Presión Manométrica	**59**	(kg / cm^2)
Temperatura[@Saturación,Pvapor]	**277.425**	(ºC)
Entalpía: Liquido Saturado	**1,223**	(kJ / kg)

PÉRDIDAS POR RADIACIÓN

% de Carga de la Caldera	**54**	(%)
Capacidad de la Caldera [@ Condición de Diseño]	**549**	(MMBtu/h)
Capacidad de la Caldera [@ Condición Actual]	**298**	(MMBtu/h)
Pérdidas por Radiación	**0.8**	(%)

CB-1 RESUMEN DEL METODO DE PÉRDIDAS

Energía suministrada	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Energía del Gas	103,554	353.3	99.2	47,967
Energía de los Créditos	815	2.8	0.8	377
Total de Energía de Entrada	**104,369**	**356.1**	**100.0**	**48,345**
Energía Pérdida	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Por Gases Secos de Combustión	4,387	15.0	4.2	2,032
Por Formación de CO	0	0.0	0.0	0
Por la Combustión de Hidrógeno	10,680	36.4	10.2	4,947
Por la Humedad en el Aire	101	0.3	0.1	47
Por la Humedad del Combustible	0	0.0	0.0	0
Por Radiación	1,461	5.0	1.4	677
Por No Cuantificables	1,044	3.6	1.0	483
Por el Vapor Atomizado	0	0.0	0.0	0
Por Purga Continua	426	1.5	0.4	197
Pérdidas Determinadas	**18,099**	**61.8**	**17.3**	**8,384**
Energía ganada por el vapor	91,432	312.0	87.6	42,352
Por No Determinadas	-5,162	-17.6	-4.9	-2,391
Total de energía de salida	**104,369**	**356.1**	**100.0**	**48,345**
Perdidas de energía (sin incalc, radiac,purga, no determinada)	15,168.0	51.8	14.5	7,026

BALANCE DE ENERGIA

Energía que Entra	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Energía del Gas	103,554	353.3	85.6%	47,967
Energía de los Créditos	815	2.8	0.7%	377
Energía del Agua de Alimentación	16,668	56.9	13.8%	7,721
Total de Energía de Entrada	**121,037**	**413.0**	**100.0%**	**56,066**
Energía de Salida	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Energía del Vapor	108,100	368.9	89.0%	50,073
Pérdidas Determinadas (Sin Purga Continua)	18,099	61.8	14.9%	8,384
Perdidas por Purga Continua	426	1.5	0.4%	197
Perdidas No Determinadas	-5,162	-17.6	-4.2%	-2,391
Total de Energía de Entrada	**121,463**	**414.5**	**100.0%**	**56,263**

CB-2 RESUMEN DEL METODO DE PÉRDIDAS

Energía suministrada	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Energía del Gas	78,705	268.6	99.3	47,967
Energía de los Créditos	594	2.0	0.7	362
Total de Energía de Entrada	**79,299**	**270.6**	**100.0**	**48,329**
Energía Pérdida	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Por Gases Secos de Combustión	3,414	11.6	4.3	2,081
Por Formación de CO	0	0.0	0.0	0
Por la Combustión de Hidrógeno	8,152	27.8	10.3	4,968
Por la Humedad en el Aire	78	0.3	0.1	47
Por la Humedad del Combustible	0	0.0	0.0	0
Por Radiación	1,110	3.8	1.4	677
Por No Cuantificables	793	2.7	1.0	483
Por el Vapor Atomizado	0	0.0	0.0	0
Por Purga Continua	434	1.5	0.5	264
Pérdidas Determinadas	**13,980**	**47.7**	**17.6**	**8,520**
Energía ganada por el vapor	90,286	308.1	113.9	55,026
Por No Determinadas	-24,967	-85.2	-31.5	-15,216
Total de energía de salida	**79,299**	**270.6**	**100.0**	**48,329**
Perdidas de energía (sin incalc, radiac,purga, no determinada)	11,643.3	39.7	14.7	7,096

BALANCE DE ENERGIA

Energía que Entra	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Energía del Gas	78,705	268.6	81.8%	47,967
Energía de los Créditos	594	2.0	0.6%	362
Energía del Agua de Alimentación	16,864	57.5	17.5%	10,278
Total de Energía de Entrada	**96,163**	**328.1**	**100.0%**	**58,607**
Energía de Salida	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Energía del Vapor	107,150	365.6	110.9%	65,303
Pérdidas Determinadas (Sin Purga Continua)	13,980	47.7	14.5%	8,520
Perdidas por Purga Continua	434	1.5	0.4%	264
Perdidas No Determinadas	-24,967	-85.2	-25.8%	-15,216
Total de Energía de Entrada	**96,597**	**329.6**	**100.0%**	**58,872**

CB-4 RESUMEN DEL METODO DE PÉRDIDAS

Energía suministrada	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Energía del Gas	120,014	409.5	99.2	47,967
Energía de los Créditos	925	3.2	0.8	370
Total de Energía de Entrada	**120,939**	**412.7**	**100.0**	**48,337**
Energía Pérdida	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Por Gases Secos de Combustión	5,365	18.3	4.4	2,144
Por Formación de CO	0	0.0	0.0	0
Por la Combustión de Hidrógeno	12,455	42.5	10.3	4,978
Por la Humedad en el Aire	125	0.4	0.1	50
Por la Humedad del Combustible	0	0.0	0.0	0
Por Radiación	1,693	5.8	1.4	677
Por No Cuantificables	1,209	4.1	1.0	483
Por el Vapor Atomizado	0	0.0	0.0	0
Por Purga Continua	451	1.5	0.4	180
Pérdidas Determinadas	**21,298**	**72.7**	**17.6**	**8,513**
Energía ganada por el vapor	98,002	334.4	81.0	39,170
Por No Determinadas	1,638	5.6	1.4	655
Total de energía de salida	**120,939**	**412.7**	**100.0**	**48,337**
Perdidas de energía (sin incalc, radiac,purga, no determinada)	17,945.0	61.2	14.8	7,172

BALANCE DE ENERGIA

Energía que Entra	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Energía del Gas	120,014	409.5	86.6%	47,967
Energía de los Créditos	925	3.2	0.7%	370
Energía del Agua de Alimentación	17,649	60.2	12.7%	7,054
Total de Energía de Entrada	**138,588**	**472.9**	**100.0%**	**55,391**
Energía de Salida	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Energía del Vapor	115,651	394.6	83.2%	46,223
Pérdidas Determinadas (Sin Purga Continua)	21,298	72.7	15.3%	8,513
Perdidas por Purga Continua	451	1.5	0.3%	180
Perdidas No Determinadas	1,638	5.6	1.2%	655
Total de Energía de Entrada	**139,038**	**474.4**	**100.0%**	**55,571**

CB-5 RESUMEN DEL METODO DE PÉRDIDAS

Energía suministrada	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Energía del Gas	121,354	414.1	99.3	47,967
Energía de los Créditos	909	3.1	0.7	359
Total de Energía de Entrada	**122,263**	**417.2**	**100.0**	**48,327**
Energía Pérdida	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Por Gases Secos de Combustión	5,299	18.1	4.3	2,095
Por Formación de CO	0	0.0	0.0	0
Por la Combustión de Hidrógeno	12,611	43.0	10.3	4,985
Por la Humedad en el Aire	124	0.4	0.1	49
Por la Humedad del Combustible	1	0.0	0.0	0
Por Radiación	1,712	5.8	1.4	677
Por No Cuantificables	1,223	4.2	1.0	483
Por el Vapor Atomizado	0	0.0	0.0	0
Por Purga Continua	449	1.5	0.4	178
Pérdidas Determinadas	**21,419**	**73.1**	**17.5**	**8,466**
Energía ganada por el vapor	95,528	326.0	78.1	37,759
Por No Determinadas	5,316	18.1	4.3	2,101
Total de energía de salida	**122,263**	**417.2**	**100.0**	**48,327**
Perdidas de energía (sin incalc, radiac,purga, no determinada)	18,035.5	61.5	14.8	7,129

BALANCE DE ENERGIA

Energía que Entra	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Energía del Gas	121,354	414.1	86.9%	47,967
Energía de los Créditos	909	3.1	0.7%	359
Energía del Agua de Alimentación	17,368	59.3	12.4%	6,865
Total de Energía de Entrada	**139,631**	**476.4**	**100.0%**	**55,192**
Energía de Salida	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Energía del Vapor	112,896	385.2	80.6%	44,624
Pérdidas Determinadas (Sin Purga Continua)	21,419	73.1	15.3%	8,466
Perdidas por Purga Continua	449	1.5	0.3%	178
Perdidas No Determinadas	5,316	18.1	3.8%	2,101
Total de Energía de Entrada	**140,080**	**478.0**	**100.0%**	**55,369**

CB-6 RESUMEN DEL METODO DE PÉRDIDAS

Energía suministrada	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Energía del Gas	105,956	361.5	99.3	47,967
Energía de los Créditos	737	2.5	0.7	334
Total de Energía de Entrada	**106,693**	**364.1**	**100.0**	**48,301**
Energía Pérdida	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Por Gases Secos de Combustión	3,461	11.8	3.2	1,567
Por Formación de CO	0	0.0	0.0	0
Por la Combustión de Hidrógeno	10,789	36.8	10.1	4,884
Por la Humedad en el Aire	76	0.3	0.1	34
Por la Humedad del Combustible	0	0.0	0.0	0
Por Radiación	854	2.9	0.8	386
Por No Cuantificables	1,067	3.6	1.0	483
Por el Vapor Atomizado	0	0.0	0.0	0
Por Purga Continua	461	1.6	0.4	209
Pérdidas Determinadas	**16,708**	**57.0**	**15.7**	**7,564**
Energía ganada por el vapor	90,571	309.0	84.9	41,002
Por No Determinadas	-586	-2.0	-0.5	-265
Total de energía de salida	**106,693**	**364.1**	**100.0**	**48,301**
Perdidas de energía (sin incalc, radiac,purga, no determinada)	14,326.1	48.9	13.4	6,486

BALANCE DE ENERGIA

Energía que Entra	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Energía del Gas	105,956	361.5	86.8%	47,967
Energía de los Créditos	737	2.5	0.6%	334
Energía del Agua de Alimentación	15,446	52.7	12.6%	6,993
Total de Energía de Entrada	**122,139**	**416.8**	**100.0%**	**55,294**
Energía de Salida	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Energía del Vapor	106,018	361.8	86.5%	47,995
Pérdidas Determinadas (Sin Purga Continua)	16,708	57.0	13.6%	7,564
Perdidas por Purga Continua	461	1.6	0.4%	209
Perdidas No Determinadas	-586	-2.0	-0.5%	-265
Total de Energía de Entrada	**122,601**	**418.3**	**100.0%**	**55,502**

CB-8 RESUMEN DEL METODO DE PÉRDIDAS

Energía suministrada	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Energía del Gas	109,554	373.8	99.3	47,967
Energía de los Créditos	818	2.8	0.7	358
Total de Energía de Entrada	**110,372**	**376.6**	**100.0**	**48,325**
Energía Pérdida	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Por Gases Secos de Combustión	4,031	13.8	3.7	1,765
Por Formación de CO	0	0.0	0.0	0
Por la Combustión de Hidrógeno	11,199	38.2	10.1	4,903
Por la Humedad en el Aire	90	0.3	0.1	39
Por la Humedad del Combustible	0	0.0	0.0	0
Por Radiación	883	3.0	0.8	387
Por No Cuantificables	1,104	3.8	1.0	483
Por el Vapor Atomizado	0	0.0	0.0	0
Por Purga Continua	498	1.7	0.5	218
Pérdidas Determinadas	**17,805**	**60.8**	**16.1**	**7,796**
Energía ganada por el vapor	97,742	333.5	88.6	42,796
Por No Determinadas	-5,175	-17.7	-4.7	-2,266
Total de energía de salida	**110,372**	**376.6**	**100.0**	**48,325**
Perdidas de energía (sin incalc, radiac,purga, no determinada)	15,319.6	52.3	13.9	6,708

BALANCE DE ENERGIA

Energía que Entra	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Energía del Gas	109,554	373.8	86.2%	47,967
Energía de los Créditos	818	2.8	0.6%	358
Energía del Agua de Alimentación	16,684	56.9	13.1%	7,305
Total de Energía de Entrada	**127,056**	**433.5**	**100.0%**	**55,631**
Energía de Salida	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Energía del Vapor	114,427	390.4	89.7%	50,101
Pérdidas Determinadas (Sin Purga Continua)	17,805	60.8	14.0%	7,796
Perdidas por Purga Continua	498	1.7	0.4%	218
Perdidas No Determinadas	-5,175	-17.7	-4.1%	-2,266
Total de Energía de Entrada	**127,554**	**435.2**	**100.0%**	**55,849**

CB-9 RESUMEN DEL METODO DE PÉRDIDAS

Energía suministrada	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Energía del Gas	105,624	360.4	99.3	47,967
Energía de los Créditos	759	2.6	0.7	345
Total de Energía de Entrada	**106,383**	**363.0**	**100.0**	**48,312**
Energía Pérdida	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Por Gases Secos de Combustión	3,234	11.0	3.0	1,469
Por Formación de CO	0	0.0	0.0	0
Por la Combustión de Hidrógeno	10,671	36.4	10.0	4,846
Por la Humedad en el Aire	69	0.2	0.1	31
Por la Humedad del Combustible	0	0.0	0.0	0
Por Radiación	851	2.9	0.8	386
Por No Cuantificables	1,064	3.6	1.0	483
Por el Vapor Atomizado	0	0.0	0.0	0
Por Purga Continua	447	1.5	0.4	203
Pérdidas Determinadas	**16,336**	**55.7**	**15.4**	**7,419**
Energía ganada por el vapor	87,027	297.0	81.8	39,522
Por No Determinadas	3,020	10.3	2.8	1,371
Total de energía de salida	**106,383**	**363.0**	**100.0**	**48,312**
Perdidas de energía (sin incalc, radiac,purga, no determinada)	13,974.2	47.7	13.1	6,346

BALANCE DE ENERGIA

Energía que Entra	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Energía del Gas	105,624	360.4	87.1%	47,967
Energía de los Créditos	759	2.6	0.6%	345
Energía del Agua de Alimentación	14,821	50.6	12.2%	6,731
Total de Energía de Entrada	**121,204**	**413.6**	**100.0%**	**55,043**
Energía de Salida	**kJ / s**	**MMBtu/h**	**%**	**kJ/kg cq**
Energía del Vapor	101,848	347.5	83.7%	46,253
Pérdidas Determinadas (Sin Purga Continua)	16,336	55.7	13.4%	7,419
Perdidas por Purga Continua	447	1.5	0.4%	203
Perdidas No Determinadas	3,020	10.3	2.5%	1,371
Total de Energía de Entrada	**121,651**	**415.1**	**100.0%**	**55,246**

CALCULO PARA EL DISEÑO DEL ECONOMIZADOR

Se desea determinar la superficie de caldeo y longitud de las secciones (serpentines) aisladas de un economizador de serpentines de una caldera de vapor destinado para calentar agua de alimentación en cantidad 174 ton/hr (G2) desde 119 °C ($t´f_2$) hasta una cantidad encontrada ($t"f_2$).

El agua circulara de abajo arriba, el material propuesto para el economizador debido a norma serán tubos de acero comercial [λ_{ac} = 22 W/m°C], el tipo de tubería será de 1.5 in Cd-80 con estas especificación se sabrá el diámetro interno y externo 38.1/48.3 mm (d1/d2) a la velocidad media es 0.6 m/s (w2).

Los gases de combustión (9% H20, 10.6% CO2) se mueve de arriba abajo por el espacio inter-tubular a la velocidad media en la sección estrecha del haz de tubos será calculada posteriormente en m/s (w1). La temperatura de la salida del economizador será de 350 °C ($t"f_1$) y a la entrada es de 413 °C ($t´f_1$).

Los tubos estaran dispuestos en ordene escaqueado con paso transversal al flujo de gases 1.5 d ($s_{1)}$ y longitud lo largo del flujo 1.5 d (s_2).

CONCEPTO	SIMBOLOGIA	VALOR	UNIDAD
caudal agua de alimentación agua	G_2	174	ton/hr
temperatura de entrada	t'_{f2}	119	°C
temperatura de salida del economizador	t''_{f2}	A determinar	°C
velocidad media agua	w_2	0.6	m/s
coeficiente de conductividad térmica de tubería	λ_{ac}	22	W/m°C
diámetro interno	d_1	38.1	mm
diámetro externo	d_2	48.3	mm
velocidad media de gases de combustión	w_1	14	m/s
gas de combustión	H_20	9%	
gas de combustión	CO_2	10.60%	
velocidad media	w_1	A determinar	m/s
temperatura de salida del economizador	t''_{f1}	350	°C
temperatura a la entrada del economizador	t'_{f1}	413	°C
paso transversal al flujo de los gases	s_1	1.5	d
paso longitudinal a lo largo de los tubos	s_2	1.5	d

Tabla 3.2.1 Datos para cálculo de economizador.

La temperatura media aritmética del agua es

$$t_{f1} = 0.5\left(t'_{f2} + t''_{f2}\right) = 0.5(119 + 136) = 127.5\ °C$$

A esta temperatura las propiedades físicas del agua son, respectivamente (Anexo 3):

$$\rho_{f2} = 936.875\,\frac{Kg}{m3} \quad ; \quad Cpf2Cp_{f2} = 4.262\,\frac{KJ}{Kg\,°C}$$

$$\lambda_{f2} = 0.68575\,\frac{W}{m\,°C} \quad ; \quad v_{f2} = 2.3775E-07\,\frac{m2}{s}$$

$$Pr_{f2} = 1.3875$$

La cantidad de calor transferido es:

$$Q = m_a * Cp_a * \Delta T_a \ldots\ldots\ldots (1)$$

$$Q = \left[174\frac{T}{h}\left(\frac{1000\,Kg}{1\,T} * \frac{1\,h}{3600\,s}\right)\right]\left(4.262\frac{\text{KJ}}{\text{Kg °C}}\right)(136 - 119\,°C)$$

$$Q = 3501.9433\frac{KJ}{s} = KW$$

El número de Reynolds de calor transferido es:

$$Re_{f2} = \frac{w_{f2}d_1}{v_{f2}} \ldots\ldots\ldots (2)$$

$$Re_{f2} = \frac{0.6\frac{m}{s} * 0.0831m}{0.023775x10^6\frac{m^2}{s}} = 112223.8586$$

El número de Nusselt y el coeficiente de traspaso de calor para el agua se determinan por la siguiente formula, en la que teniendo en cuenta el coeficiente de traspaso de calor por la parte del agua es muy superior al de por la parte de los gases y que, por consiguiente, la temperatura de la pared del tubo se aproxima a la temperatura del agua, suponemos que $\left(Pr_{f2}/Pr_{c2}\right)^{0.25} \approx 1$.

$$Nu_f = 0.021Re_f^{0.8}Pr_f^{0.43}\left(\frac{Pr_f}{Pr_c}\right)^{0.25} \ldots\ldots\ldots (3)$$

$$Nu_f = 0.021(112223.8586)^{0.8}(1.3875)^{0.43}$$

$$Nu_f = 265.1231$$

$$\propto_2 = Nu_{f2}\frac{\lambda_{f2}}{d_1} \ldots\ldots..(4)$$

$$\propto_2 = (265.1231)\frac{0.68575\frac{\mathrm{W}}{\mathrm{m}\,°\mathrm{C}}}{0.0381\,m} = 4771.8679\frac{\mathrm{W}}{\mathrm{m}^2°\mathrm{C}}$$

La temperatura de los gases de combustión a la salida del economizador es propuesta por lo tanto es de 350 °C.

A esta temperatura las propiedades físicas de los gases de combustión de la composición dad serán, respectivamente (Anexo 4):

$$\rho_{f1} = 0.571\frac{\mathrm{Kg}}{\mathrm{m3}} \quad ; \quad \mathrm{Pr}_{f1} = 0.645$$
$$\lambda_{f1} = 0.0527\frac{\mathrm{W}}{\mathrm{m}\,°\mathrm{C}} \quad ; \quad \mathrm{v}_{f1} = 5.3095\mathrm{x}10^{-5}\ \frac{\mathrm{m2}}{\mathrm{s}}$$

El número de Reynolds para el flujo de gas es:

$$Re_{f2} = \frac{w_{f1}d_2}{v_{f1}}$$

$$Re_{f2} = \frac{9.7552\frac{m}{s} * 0.0483\,m}{5.3095\mathrm{x}10^{-5}\ \frac{\mathrm{m2}}{\mathrm{s}}} = 8874.2096$$

Hallaremos el número de Nusselt y el coeficiente de traspaso de calor por convección de los gases a las paredes de los tubos. Puesto que el número de filas de tubo a lo largo del flujo es desconocido el cálculo se efectúa para la tercera fila

de tubos. Según la siguiente fórmula para los tubos limpios dispuestos en orden escaqueado.

$$Nu_{f1} = 0.41 Re_{f1}^{0.6} Pr_{f1}^{0.33} \varepsilon_s \ldots\ldots\ldots (5)$$

$$Nu_{f1} = 0.41(8874.2096)^{0.6}(0.645)^{0.33} = 82.95$$

Donde ya que ${}^{s_1}/_{s_2} = 1, \varepsilon_s \approx 1$;

$$\propto_1^{\prime} = Nu_{f1} \frac{\lambda_{f1}}{d_2}$$

$$\propto_1^{\prime} = 82.95 * \frac{0.0527 \frac{\mathrm{W}}{\mathrm{m}\,^{\circ}\mathrm{C}}}{0.0483\ m} = 90.5065 \frac{\mathrm{W}}{\mathrm{m}^2 {}^{\circ}\mathrm{C}}$$

En las condiciones industriales, debido a la contaminación de las superficies de caldeo de las calderas, disminuye la intensidad del intercambio de calor. Para tener en cuenta esto suponemos.

$$\propto_1 = 0.8 \propto_1^{\prime} = 0.8 * 90.5065 = 72.4052 \frac{W}{m^2\ {}^{\circ}C}$$

Determinamos el coeficiente de traspaso de calor por radiación del flujo de gases a las paredes de los tubos. La longitud media de la trayectoria del rayo.

$$l = 1.08 d_2 \left(\frac{s_1 s_2}{d_2^2} - 0.785 \right) \ldots\ldots\ldots (6)$$

$$l = 1.08(.0483)\left(\frac{1.5 * 1.5}{.0483^2} - 0.785\right) = 50.2696\, m \;\; o \;\; 0.0764\, m$$

El producto de la trayectoria media del rayo por la presión parcial del bióxido carbónico y vapores de agua:

$$\rho_{CO_2} l = (0.106 * 0.0764\, m)\left(\frac{100\ cm}{1\ m}\right) = 0.81\ cm * atm$$

$$\rho_{H_2O} l = (0.09 * 0.0764\, m)\left(\frac{100\ cm}{1\ m}\right) = 0.69\ cm * atm$$

El grado de negrura de los gases de combustión a temperatura media de los gases ($t_{f1} = 381.5\ °C$) se halla por los gráficos (Anexo 9 y 10):

$$\varepsilon_g = \varepsilon_{CO_2} + \beta\varepsilon_{H_2O} \ldots\ldots\ldots (7)$$

$$\varepsilon_g = 0.045 + (1.05)0.032 = 0.0786$$

Teniendo en cuenta que $\propto_1 \ll \propto_2$, admitimos que $t_{c1} \approx t_{f2} + 20 \approx 147.5\ °C$ para esta temperatura, con ayuda de los mismos gráficos, hallamos el poder absorbente de los gases a la temperatura de la superficie de los tubos:

$$A_g = \varepsilon_{CO_2}\left(\frac{T_{f1}}{T_{c1}}\right)^{0.65} + \beta\varepsilon_{H_2O} \ldots\ldots\ldots (8)$$

$$A_g = (0.043)\left(\frac{350 + 273.15}{147.5 + 273.15}\right)^{0.65} + (1.05)(0.44) = 0.1017$$

El grado efectivo de negrura de la camisa es;

$$\varepsilon'_{c1} = 0.5(\varepsilon_{c1} + 1) \ldots\ldots (9)$$

$$\varepsilon_{c1} = 0.95 \; dato \; de \; Anexo \; 5$$

$$\varepsilon'_{c1} = 0.5(0.95 + 1) = 0.975$$

La densidad del flujo calorífico determinada por la radiación es;

$$q_{en} = \varepsilon'_{c1} \, C_0 \left[\varepsilon_g \left(\frac{T_{f1}}{100}\right)^4 - A_g \left(\frac{T_{c1}}{100}\right)^4\right] \ldots\ldots (10)$$

$$q_{en} = (0.975)(5.7)\left[(0.0786)\left(\frac{381.5 + 273.15}{100}\right)^4 - (0.1017)\left(\frac{147.5 + 273.15}{100}\right)^4\right]$$

$$q_{en} = 625.34 \frac{W}{m^2}$$

El coeficiente de traspaso de calor determinado por la radiación es;

$$\propto_{en} = \frac{q_{en}}{t_{f1} - t_{c1}} \ldots\ldots (12)$$

$$\propto_{en} = \frac{625.34 \frac{W}{m^2}}{(381.5 - 147.5)°C} = 2.6724 \frac{W}{m^2 * °C}$$

El coeficiente sumario de traspaso de calor de los gases de combustión a la pared es los tubos:

$$\propto_0 = \propto_1 + \propto_{en} \ldots\ldots (13)$$

$$\propto_0 = \quad 72.4052 + 2.6724 = 76.9817 \frac{W}{m^2\ °C}$$

El coeficiente de transmisión térmica es:

$$R = \frac{1}{\frac{1}{\propto_0} + \frac{\delta_c}{\lambda_c} + \frac{1}{\propto_2}} \ldots\ldots\ldots (14)$$

$$R = \frac{1}{\frac{1}{76.9817 \frac{W}{m^2\ °C}} + \frac{0.00508\ m}{22 \frac{W}{m^2 °C}} + \frac{1}{4771.8679 \frac{\mathrm{W}}{\mathrm{m^2 °C}}}} = 74.457\ \frac{\mathrm{W}}{\mathrm{m^2 °C}}$$

Hallamos la carga media de temperatura admitiendo aproximadamente que el circuito del movimiento de los gases de transmisión de calor es de contracorriente:

$$\frac{t'_{f1} - t''_{f2}}{t''_{f1} - t'_{f2}} = \frac{413 - 136}{350 - 119} = 1.1991 < 1.5$$

Con esto: $\Delta t_{log} \approx \Delta t_a = t_{f1} - t_{f2} = 381.5 - 127.5 = 254\ °C$

La superficie de caldeo del economizador es;

$$F = \frac{Q}{R\ \Delta t_{log}} \ldots\ldots\ldots (15)$$

$$F = \frac{3501.9433\ KW \left(\frac{1000\ W}{1\ KW}\right)}{\left(74.457\ \frac{\mathrm{W}}{\mathrm{m^2 °C}}\right)(254\ °C)} = 185.17\ m^2$$

El número de serpentines conectados en paralelo es:

$$n = \frac{4G_2}{\rho_{f2} * \pi d_1^2 * w_2 * 3600} \ldots\ldots\ldots (16)$$

$$n = \frac{4\left(174000\frac{Kg}{h}\right)}{\left(936.875\frac{\text{Kg}}{\text{m3}}\right)(\pi)(0.0381m)^2\left(0.6\frac{m}{s}\right)\left(\frac{3600\,s}{h}\right)} = 75.42$$

La longitud se una sección (serpentín) es;

$$l_1 = \frac{F}{\pi\ d_2\ n} \ldots\ldots\ldots (17)$$

$$l_1 = \frac{185.17\ m^2}{\pi\ (0.0483\ m)\ (75.42)} = 16.18\ m$$

Área dada de la caldera y geometría de tubos.

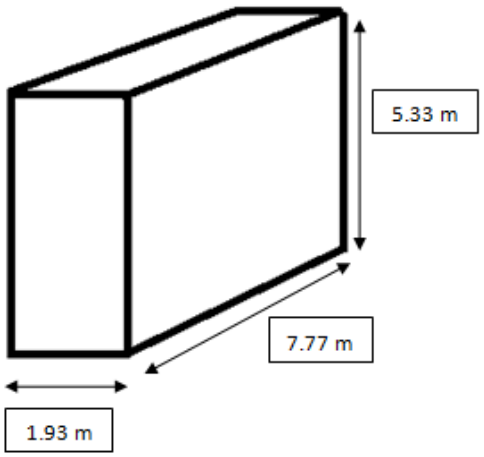


Figura 3.2.1 Dimensiones que se tienen para el economizador

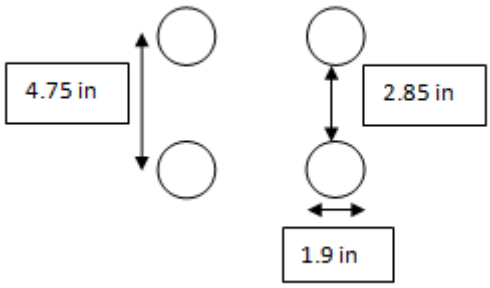


Figura 3.2.2 Geometría de los tubos

Con estos datos obtenidos de:

n= 75 y l= 16.18 m

ALTO=16(1.9) + 15(2.85) = 73.15 in = 1.86m

LARGO= 75(1.9) + 74(2.85) = 353.4 in = 8.98 m

ANCHO= 16.18m / 16 =1.0125 m

Por lo tanto este arreglo no puede ser posible ya que no contamos con dichas dimensiones de largo ya que solo contamos 7.77 m mientras que el resultado demandan 8.98 m.

A continuación se propondrá otro arreglo dando un número de tubos de acuerdo a esto obtendremos el número de pasos y la longitud de los mismos:

n= 32

Sustituyendo este valor en la ecuación (17)

$$l_1 = \frac{185.17\ m^2}{\pi\ (0.0483\ m)\ (32)} = 38.1349\ m$$

Con estos datos obtenidos de:

n= 75 y l= 38.1349 m

ALTO= 72(1.9) + 71(2.85) = 196.65 in = 4.995 m

LARGO= 32(1.9) + 31(2.85) = 149.15 in = 3.7884 m

ANCHO= 38.1349 m / 42 = 63 in = 1.6 m

Estas dimensiones cumplen con el área dada a hora pasamos a calcular la obtención del calor cedido por los gases de combustión, la temperatura de salida del agua de alimentación, así como las pérdidas estimadas en el economizador respecto del gas combustión y la caída de presión del agua.

El economizador propuesto.

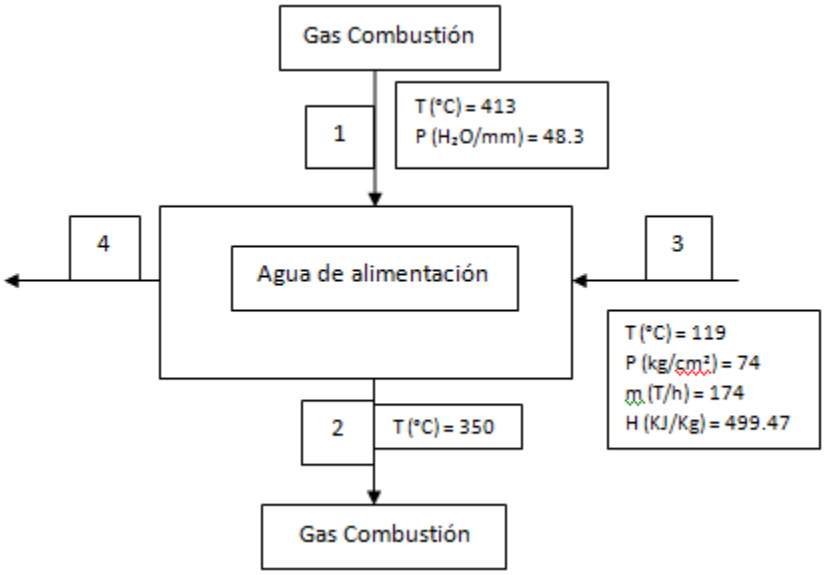


Figura 3.2.3 Figura esquemática del sistema de funcionamiento del economizador.

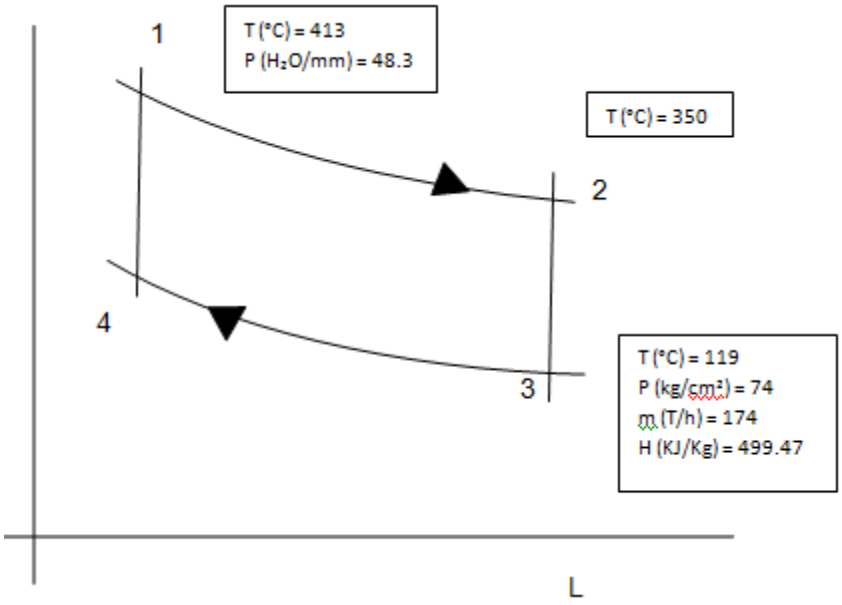


Figura 3.2.4 Diagrama T-L sistema de intercambio de calor (Economizador)

ECONOMIZADOR PROPUESTO: DATOS UTILIZADOS				
Aire de combustión		Agua de alimentación		Geometría y Disposición
T° entrada	413°C	T° entrada	119 °C	N° de tubos = 32
T° salida	350 °C	T° salida	A determinar	Diámetro externo de tubos = 1.9 in
Presión	48.3 mmH_2O	Presión ent.	74 Kg/cm^2	Espesor de los tubos = 0.2 in
		Presión sal.	A determinar	N° Pasos = 42
Caudal	A determinar	Caudal	174 Ton/h	Radio curvatura de codo por paso = 2.85 in
Entalpia ent.		Entalpia ent.	449.47 KJ/Kg	
Entalpia sal.	A determinar	Entalpia sal.	A determinar	

Tabla 3.2.2 Cuadro de resumen con los datos a utilizar.

Se han incluido las figuras 3.2.4 y 3.2.5, en las que se observan tanto los procesos de incremento y pérdidas de temperaturas (3.2.5) como la dirección y parámetros característicos de los flujos que intervienen en el proceso (3.2.4). Es obvio que la temperatura de un elemento x del foco caliente irá disminuyendo a medida que recorre una distancia L, debido a que se produce una transferencia de calor hacia el fluido de menor temperatura, que se considerara como foco frío. Finalmente, se ha adjuntado también en esta misma página tabla 3.2.2, los parámetros que se han utilizado en las expresiones correspondientes.

La ley de la conservación de la masa

$$\mathrm{m}_1 - \mathrm{m}_2 = \frac{dm}{dt} \ldots\ldots\ldots (18)$$

Donde m viene dado por la expresión $m = A * V * \rho$, es decir, densidad por área que atraviesa el fluido por la velocidad del mismo.

A su vez, el primer principio de la termodinámica:

$$\frac{\partial E}{\partial t} = Q - W + m_1\left(h_1 + \frac{1}{2}V_1^2 + gz_1\right) - m_2\left(h_2 + \frac{1}{2}V_2^2 + gz_2\right) \dots\dots\dots (19)$$

Que en nuestro caso, al considerar condiciones estacionarias, el hecho de que los tubos no producen trabajo y que las condiciones de energía potencial y cinética en ambos miembros es despreciable, llegamos a la siguiente expresión:

$$Q = m * (\Delta h) \dots\dots\dots (20)$$

La ecuación de transferencia de calor viene dada por la siguiente expresión (ASME PTC 4.1).

$$Q = U * A * (\Delta TML) \dots\dots\dots\dots (21)$$

Donde U es un coeficiente global de transferencia de calor que tiene en tanto la transferencia de calor por convección como por radiación desde el gas de la caldera; A es el área efectiva de transferencia de calor y ΔTML es la diferencia media logarítmica de temperatura.

Finalmente, la última ecuación que se utilizará es un desarrollo directo del primer principio (Morán-Shapiro):

$$Q = m_g * c_p * \Delta T_g = m_g * c_p * (T_2 - T_1) \dots\dots\dots\dots (22)$$

Empleándose también en las normas ASME PTC 4.0-4.3.

Por tanto, para completar el estudio del economizador en su estado actual, estimaremos la transferencia de calor mediante el primer principio. Una vez obtenida dicha magnitud, sabiendo que el calor que el gas de combustión cede es igual a lo que el agua de alimentación gana, podemos estimar el valor de la temperatura del agua de alimentación a la salida del economizador a través del valor de su entalpía.

Estos resultados nos servirán para poder validar el método ASME de cálculo de transferencia de calor en calderas, en tanto que debemos obtener un resultado de transferencia de calor por este último método semejante al obtenido mediante la aplicación del primer principio (validación del método, ASME PTC 4.1, Steam-41).

Una vez que se demuestre la validez del mismo, se procederá a utilizar este último en el resto del estudio por las razones antes descritas.

Gas de combustión. Obtención del calor cedido.

Para obtener el caudal volumétrico del gas contamos con la tabla h45.xls en Excel con las condiciones y composición del combustible.

Arrojándonos los gases de combustión de 12.28 m^3/m^3 de combustible

Si el flujo de combustible es de 11604 m^3/h

(11604 m^3/h) (12.28 m^3/m^3 de combustible)

Por lo tanto los gases de combustión es: 142497.12 m^3/h = 39.5825 m^3/s

Para poder hallar la velocidad de los gases de combustión es necesario conocer el área efectiva por la que estos en circulan. Para hallarla, hay que tener en cuenta que los gases de combustión atraviesan las tuberías del economizador en flujo cruzado, perpendicular al eje horizontal que viene definido por la longitud axial de los mismos.

Por las tablas de especificaciones del Anexo 7, conocemos el diámetro externo de tubos y el espesor que tienen, siendo respectivamente.

D_e=1.9 in = 0.048259 m

e =0.2 in = 0.005079 m

A su vez, cada par de tubos tiene una distancia entre centros de 4.75 in es decir, 0.1206 m, Hay que tener en cuenta que el economizador tiene 32 el número de tubos Teniendo en cuenta las disposiciones constructivas indicadas anteriormente, tenemos que:

$$4.75\text{in}\ (1.9\ \text{in}) = (2.85 * 32) = \ 91.2\ \text{in}\ = \ 2316\ \text{m}$$

Siendo 32 el número de tubos que considerar por disposición geométrica.

Es obvio que el cálculo necesita que se le añadan el resto de dimensiones que no se consideran “normales”; este cálculo tiene un efecto que es, proporciona una mayor superficie de paso de gases.

De esta forma, la distancia final entre tubos será:

(2316 + 220) mm = 2536 mm = 2.536 m

Dónde:

8.66 in = 220 mm (distancia horizontal entre pared y tubos del economizador de disposición general).

A su vez, tenemos que el ancho del economizador es de 1.6 metros, con lo que calcular el área efectiva por donde circula el gas se traduce en:

$Area_{gases}$= (2.536) (1.6) = 4.0576 m^2

La definición de gasto másico es (Moran-Shappiro. 2003):

$$m = A * v * \rho \dots\dots\dots (23)$$

Donde podemos hallar la velocidad de los gases que atraviesan los tubos del economizador:

$$v_e = \frac{m_{volumetrico}}{A_{gases}} = \frac{39.5825\frac{m^3}{s}}{4.0576m^2} = 9.7552\frac{m}{s} \dots\dots\dots (24)$$

Agua de alimentación: temperatura de salida y efectividad.

Con el conjunto de estos datos se puede proceder a calcular la transferencia de calor que tiene lugar desde los gases de combustión al agua de alimentación que pasa por el interior de los tubos.

Por el primer principio de la termodinámica (ecu. 22):

$$Q = m_g * c_p * \Delta T_g = m_g * c_p * (T_2 - T_1) \dots\dots\dots\dots (22)$$

Necesitamos conocer parámetros característicos de operación. Para ello, utilizaremos una temperatura promedio de referencia que nos sirva para obtener dichos valores.

De esta forma:

$$Tm_{gas} = \frac{(413) + (350)}{2} = 381.5\ ^{\circ}\mathrm{C}$$

Para la obtención de estos parámetros, se ha diseñado una tabla de propiedades características de los gases de combustión en anexo 4, se encuentra una tabla adjunta a este documento y que se reproduce de un fragmento a continuación.

	P	Λ	μ	Pr	Cp
°C	(Kg / m3)	W/(m °C)	Pa/s		KJ/(Kg °C)
300	0.617	0.0484	0.00004581	0.65	1.122
400	0.525	0.057	0.00006038	0.64	1.151

Tabla 3.2.3 Propiedades de los gases de combustión.

Los valores característicos de operación se obtendrán mediante un polinomio interpolador, de la forma:

$$y = y_1 + \frac{y_2 - y_1}{x_2 - x_1}(x - x_1) \ldots\ldots (25) \quad = \begin{cases} Cp_{gas} = 1.1456\ \frac{\mathrm{KJ}}{\mathrm{Kg}\ ^{\circ}\mathrm{C}} \\ \lambda_{gas} = 0.05541 \frac{W}{m\ ^{\circ}C} \\ Pr = 0.64185 \\ \rho = 0.54202\ \frac{\mathrm{Kg}}{\mathrm{m}^3} \\ \mu = 3.10525x10^{-5}\ \frac{Pa}{s} \end{cases}$$

Sin embargo, hemos d darnos cuenta de que el gasto másico de gases de combustión que debemos utilizar no es el del gas natural a la entrada del generador de vapor, ni el caudal volumétrico que hemos obtenido anteriormente, si no el gasto másico del gas de combustión.

Para ello, es necesario calcular la relación existente entre el gasto másico de gas de combustión y el gasto másico del combustible. Posteriormente, dicho resultado en u unidades (kg /Kg de combustible) se multiplicará por el caudal del combustible para obtener el caudal de gas de combustión.

En la tabla h45.xls de Excel tenemos el flujo de combustible que es 11604 m^3/h y la densidad 0.83114 kg/m3.

$$\left(11604\frac{m^3}{h}\right)\left(0.83114\frac{Kg}{m^3}\right) = 9644.55\ \frac{Kg}{h}$$

También nos proporciona un dato en el apartamento 7 del documento h45.xls en la parte final que nos dice que los productos de combustión son 17.63 Kg/Kg de combustible.

Por lo tanto:

$$\left(9644.55\ \frac{Kg}{h}\right)\left(17.23\frac{Kg}{Kg_{combustible}}\right) = 170033.4165\ \frac{Kg}{h} = 170.00334165\frac{Ton}{h}$$

$$Gasto\ masico\ del\ gas\ combustion = 47.2315\frac{Kg}{s}$$

Aplicando la ecuación 22, obtendremos la transferencia de calor que se produce por parte de los gases de combustión.

$$Q = m_g * c_p * \Delta T_g = \left(47.2315 \frac{Kg}{s}\right)\left(1.1456 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg °C}}\right)(350°C - 413°C)$$

$$Q = -3408.83\ KW$$

Con el signo esperando, pues sedemos calor a los tubos de agua.

Una vez calculada la transferencia de calor, para determinar la temperatura de salida de agua hacia el calderin, tomaremos como hipótesis el hecho de que el calor cedido por el gas de combustión debe ser igual al calor ganado por el agua de alimentación.

De esta forma tenemos que, igualando la expresión 20, por parte del agua de alimentación, y 22, por parte de los gases de combustión, obtendremos la entalpia del agua a la salida del economizador, conocida la misma a la entrada, siendo 499.47 en kJ/kg.

Así:

$$Q = m_g * c_p * \Delta T_g = m_a\ (h_2 - \ h_1) = \ 3408.83\ KW$$

$$h_2 = 571.6428 \frac{KJ}{Kg}$$

Siendo:

$h_1 = 499.47\ \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$

$m_a = 47.23159\ \frac{\text{Kg}}{\text{s}}$

Con el valor de la entalpía y la presión a la que se encuentra el gasto másico de agua de alimentación, encontramos que el agua a la salida del economizador está a una temperatura de 136 ºC en fase de líquido saturado Anexo 3.

Método ASME de cálculo de transferencia de calor en calderas

Se seguirán los procedimientos descritos por ASME para el cálculo de la transferencia de calor en calderas industriales. El calor transferido obtenido por este método debe ser igual al obtenido por el primer principio. Si este hecho no se cumpliese, el método no es válido.

La temperatura media aproximada de la película de gas que rodea a los tubos del economizador puede calcular mediante el siguiente método (ASME 4.1, aproximación de la temperatura media de la película de gas en función de la media entre temperaturas de entrada y salida del agua de alimentación y del diferencial logarítmico de temperatura media; Steam-41). Véase que es necesario haber estimado con anterioridad la temperatura de salida del agua de alimentación:

$$T_{gas} = \frac{T_{ent.agua} + T_{sal.agua}}{2} + \frac{\Delta TML}{2} \quad \text{.....(26)}$$

De forma que T_{gas} = 127.5+126.65 = 254.15 °C = 489.5 F

El valor del gasto másico de gas de combustión en superficie del economizador corresponde a la siguiente expresión (ASME 4.1, Steam-41):

$$m_{gas} = \frac{v_{gas}}{\rho_{gases}} = \frac{39.5825 \frac{m^3}{s} (\frac{3600\ s}{1\ h})}{0.54202 m^2} = 262899.893 \frac{m}{h}$$

$G_{gas} = \frac{m_{gas}}{A_g}$ ….. (27)

$$G_{gas} = \frac{m_{gas}}{A_g} = \frac{262899.893\ \frac{Kg}{h}}{4.0576\ \text{m2}}$$

$$G_{gas} = 64791.9689 \frac{Kg}{h\ m^2} = 17.9978 \frac{\text{Kg}}{\text{s m}^2} = 13208.5 \frac{BTU}{h\ ft^2\ F}$$

Es posible estimar el valor de Reynolds mediante el gráfico de la figura 3.2.6, que nos permite calcular el valor de k_{Re} a partir de la temperatura de la película de gas y el diámetro de los tubos en pulgadas.

Utilizaremos las unidades inglesas, en tanto que toda la normativa está expresada en dichas magnitudes.

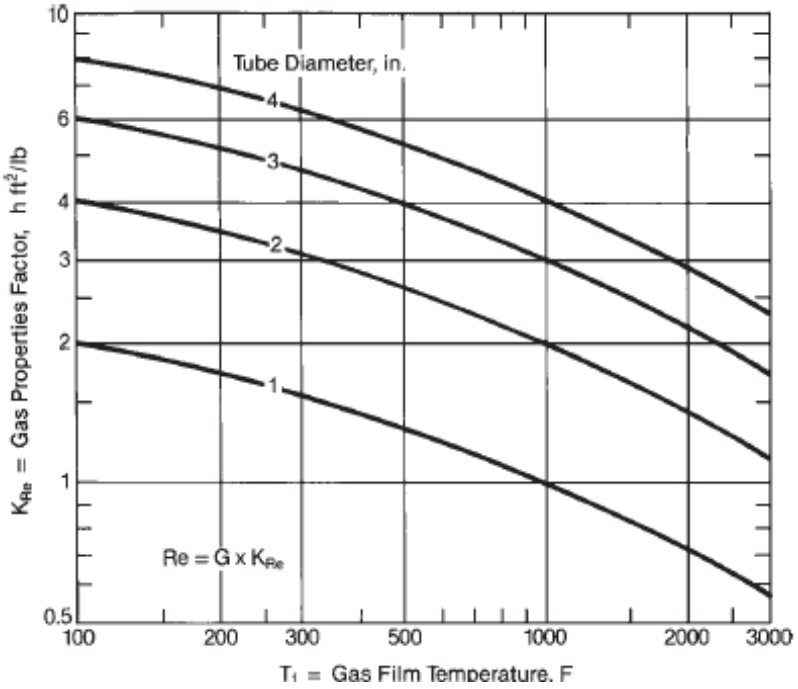


Figura 3.2.5 Estimación del número de Reynolds (ASME 4.1, Steam-41)

Nuestro diámetro externo es de, 1.9 in. A su vez, el valor de la temperatura de la película de gas, obtenidos mediante la expresión 30, es de 489.5 F.

De esta forma al llevar a la gráfica los valores, tenemos un valor aproximado de:

$$K_{Re} = 2.5 \frac{h\,ft^2}{lb} = 1833.33 \frac{m^2 s}{Kg}$$

Con este valor y con G_{gas} podemos obtener el número de Reynolds (ASME 4.1,Steam-41):

$$Re = G_{gas} * K_{Re} \ldots\ldots (28)$$

Siendo $Re = 32995.9067$

El coeficiente de transferencia de calor de la película de gas se puede estimar mediante la siguiente expresión (ASME 4.1, Steam-41):

$$h_{cg} = h_c * F_{pp} * F_a * F_d \ldots\ldots (29)$$

De donde los valores h_c, F_{pp} se estiman mediante las siguientes expresiones, que son válidas únicamente para unidades del sistema inglés (ASME 4.1, Steam-41):

$$h_c = \frac{(0.321)\, G^{0.61}}{D_0^{0.39}} \ldots\ldots\ldots (30)$$

$$F_{pp} = \frac{Cp^{0.33} * \lambda^{0.61}}{\mu^{0.28}} \ldots\ldots\ldots (31)$$

Siendo, respectivamente, el factor básico de convección de flujo cruzado h_c y el factor de propiedades físicas F_{pp}. En ambos casos se respetarán las unidades en sistema inglés, para realizar una conversión al finalizar el cálculo.

En la siguiente tabla, se proporcionan los valores de las propiedades del gas de combustión para la temperatura dada valores del sistema internacional.

En la siguiente tabla, se proporcionan los valores de las propiedades del gas de combustión para la temperatura dada valores del sistema internacional.

GAS			
T ent g °C	T sal g °C	T m g °C	Cp (KJ/Kg °C)
413	350	253.30	1.10799
λ (W/m °C)	Pr	ρ (kg/m^3)	Viscosidad (Pa /s)
0.0445239	0.65934	0.678177	3.97343*10^{-5}

Tabla 3.2.4 Propiedad del gas de combustión a 253.30 ° C

Dónde:

$$\begin{cases} Cp_{SI} = 1.10799 \dfrac{\text{KJ}}{\text{Kg °C}} = 0.2646 \dfrac{\text{BTU}}{\text{lb F}} \\ \lambda_{gas} = 0.0445239 \dfrac{\text{W}}{\text{m °C}} = 0.02573 \dfrac{\text{BTU}}{\text{h ft F}} \\ \mu_{SI} = 2.64721 * 10^{-5}\, Pa * s = 0.06406 \dfrac{lb}{ft\ h} \end{cases}$$

Obteniendo:

$$h_c = \frac{(0.321)\left(13208.5 \dfrac{BTU}{h\ ft^2\ F}\right)^{0.61}}{\left(1.9in \dfrac{1f\ t}{12\ in}\right)^{0.39}} = 214.9772 \frac{BTU}{h\ ft^2\ F}$$

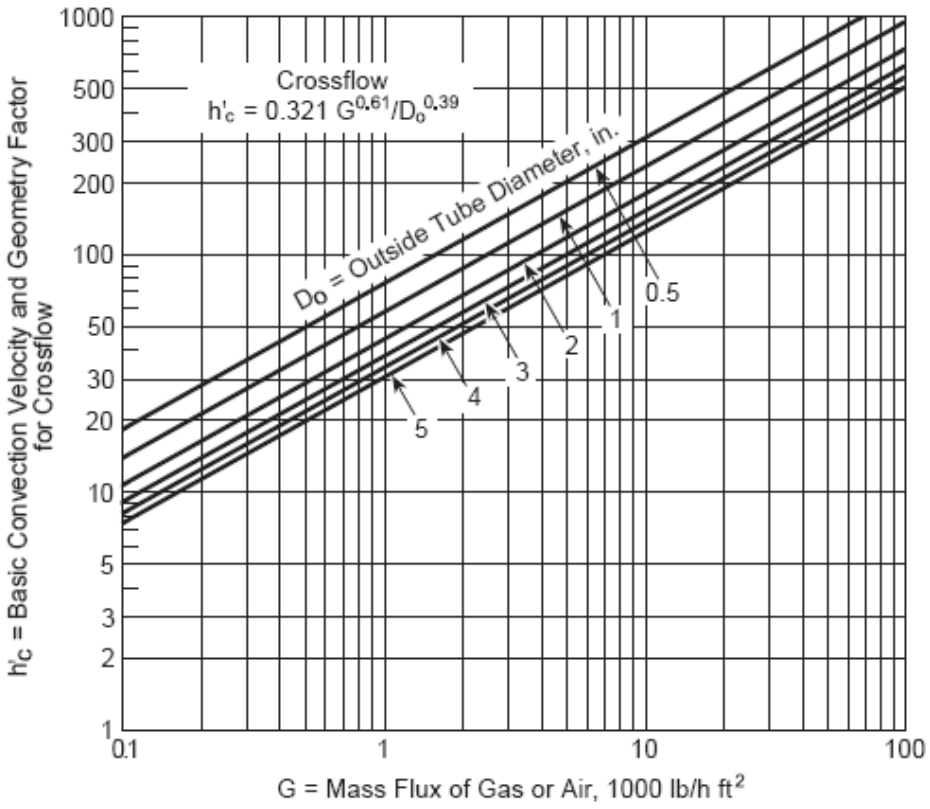


Figura 3.2.6 Cálculo de h_c (ASME 4.1, Steam-41)

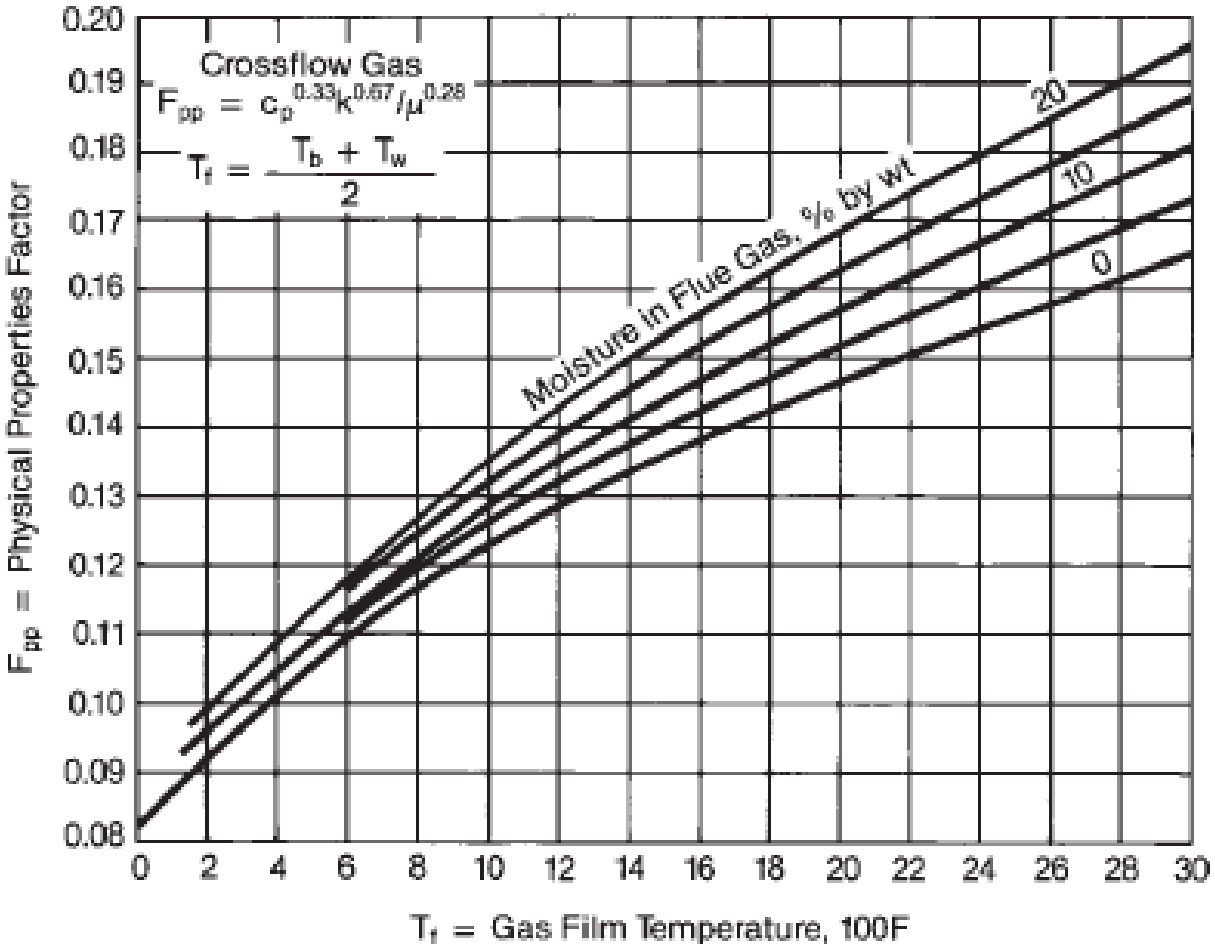


Figura 3.2.7 Cálculo de F_{PP} (ASME 4.1, Steam-41)

Donde $F_{PP} = \frac{(0.2646^{0.33})(0.02573^{0.67})}{0.06406^{0.28}} = 0.12$

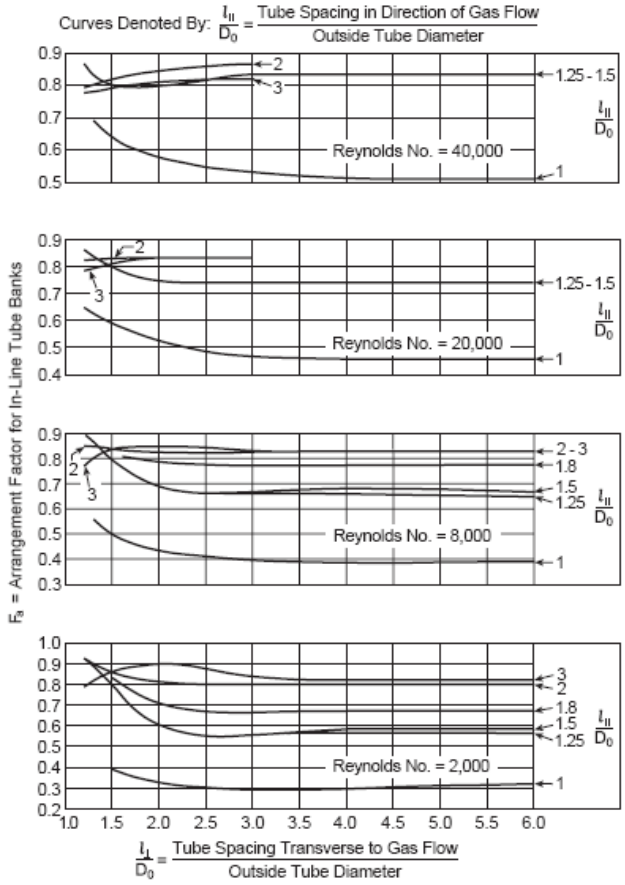


Figura 3.2.8 Cálculo de F_a (ASME 4.1, Steam-41)

El primer cociente se define como el espacio perpendicular al flujo de gas entre centros de tubos dividido por el diámetro externo de los mismos, en pulgadas. De esta forma, obtenemos un número a dimensional de la forma $\frac{l_1}{D_0} = 2.5$

El segundo cociente, a su vez, se expresa como la distancia entre centros de tubos paralelos al flujo de gas, es decir, la distancia existente entre pasos de un mismo tubo siendo así:

$\frac{l_{11}}{D_0} = 1.9$, con lo que $F_a = 0.74$

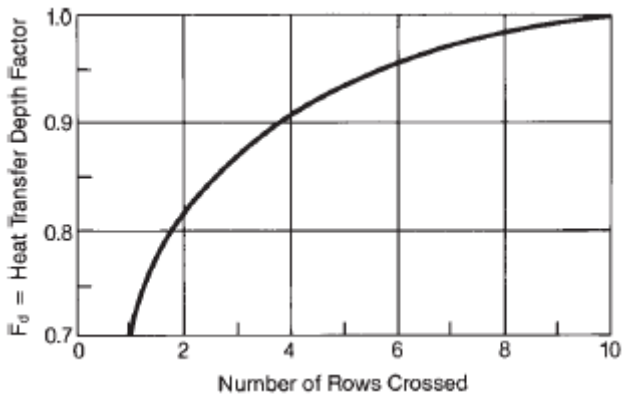


Figura 3.2.9 Cálculo de F_d (ASME 4.1, Steam-41)

Siendo $F_d = 1$ (porque hay un total de 42 pasos), obteniéndose, por tanto, según la expresión 29, un valor h_{cg} de 19.09 $\frac{BTU}{h\ ft^2\ F}$.

El siguiente paso es obtener el cociente F_s basándonos en la diferencia de áreas resultantes entre cavidad y tubos (ASME 4.1, Steam-41):

$$F_s = \frac{A - A_p}{A} \ldots\ldots (32)$$

Donde A_p es el área total existente en la cavidad en la que se encuentra el economizador, siendo las dimensiones del recinto de 1,6 metros de ancho y 5 metros de fondo, con lo que

$$A_p = (1.6m)(5m) = 8m^2 - - - -> 86.11ft^2.$$

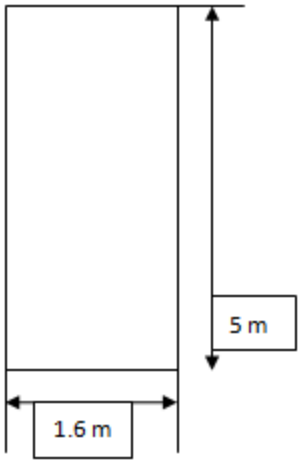


Figura 3.2.10 Esquema de la planta del economizador

Por otra parte, A es el valor de la superficie de calentamiento, es decir, el área de los tubos está expuesta directamente al flujo de gases de combustión.

En nuestro caso, al tener una hilera de tubos que están situados uno encima del otro, podemos asumir que, si bien en el primer paso la capa de gases cubrirá completamente el tubo, dicho efecto irá reduciéndose a medida que el caudal se aproxime a la entrada del precalentador de aire. Por ello, utilizaremos la semi-longitud de la circunferencia como superficie de calentamiento (es decir, la mitad de la longitud total del tubo) con el fin de promediar la superficie de calentamiento y así lograr un coeficiente de transferencia de calor más aproximado que el que se obtendría que todo el sistema de tubos se calienta de forma similar.

En cualquier caso, para el cálculo de la sección, con lo que el número de pasos totales es 32). A su vez, su diámetro externo es de 1.9 in (0.0483 m) y la longitud de los tubos se puede considerar de 1.6 metros.

De esta forma, tenemos que:

$$A = 42 * 32 * 1.6 * \pi \frac{0.0483}{2} = 163.15 m^2 = 1756.13 ft^2$$

Por tanto, $F_S = \frac{A - A_p}{A} = \frac{1756.13 - 86.11}{1756.13} = 0.9509 ft^2$

Siendo: $A_p = 1.6 * 5$ (Longitud por fondo del recinto).

El coeficiente de transferencia de calor por radiación se obtiene mediante (ASME 4.1, Steam-41): $h_{rg} = h_r * F_s * k \ldots\ldots (33)$

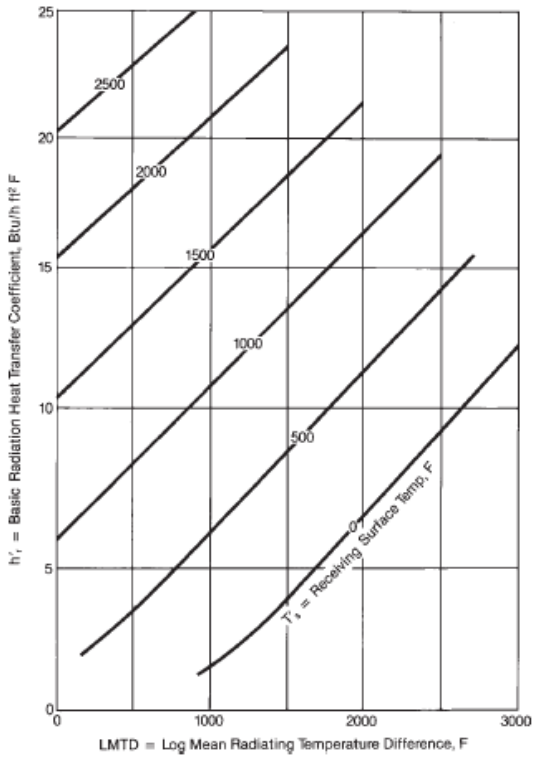


Figura 3.2.11 Obtención de h_r(ASME 4.1, Steam-41)

Se obtiene mediante la figura 3.2.12, entrando en su eje de ordenadas con una Ts= 128.06 ºC, siendo esta la temperatura media entre entrada y salida de agua de alimentación, y convirtiéndola a Fahrenheit, de tal forma que Ts = 262.508 F.

A su vez, hemos de tener en cuenta que $\Delta TML = 487.004\ F$ Con ambos datos, $h_r = 2.5 \frac{BTU}{h\ ft^2\ F}$

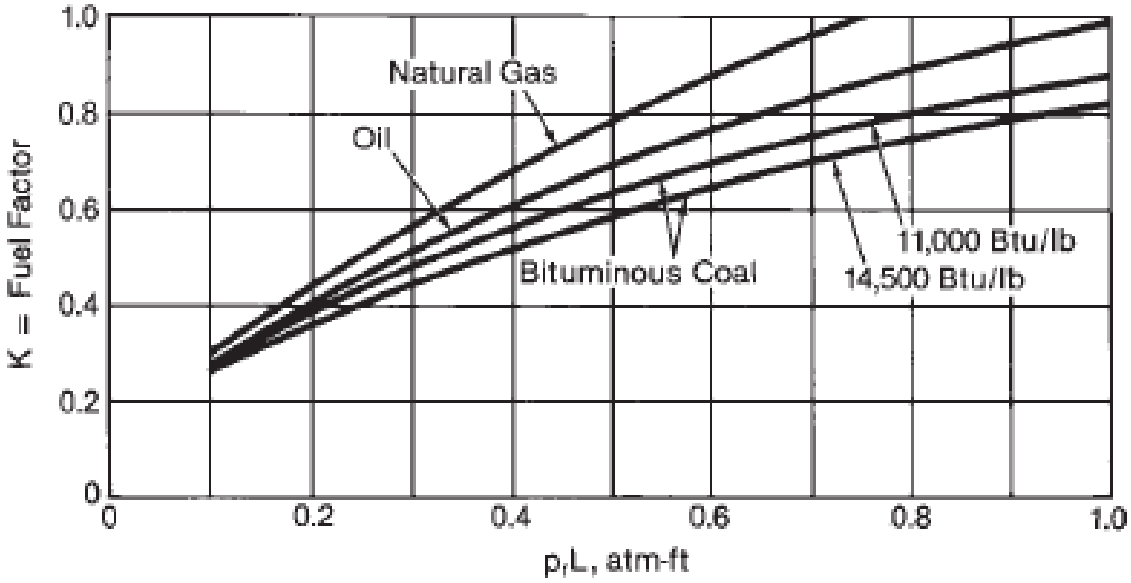


Figura 3.2.13 Obtención de K (ASME 4.1, Steam-41)

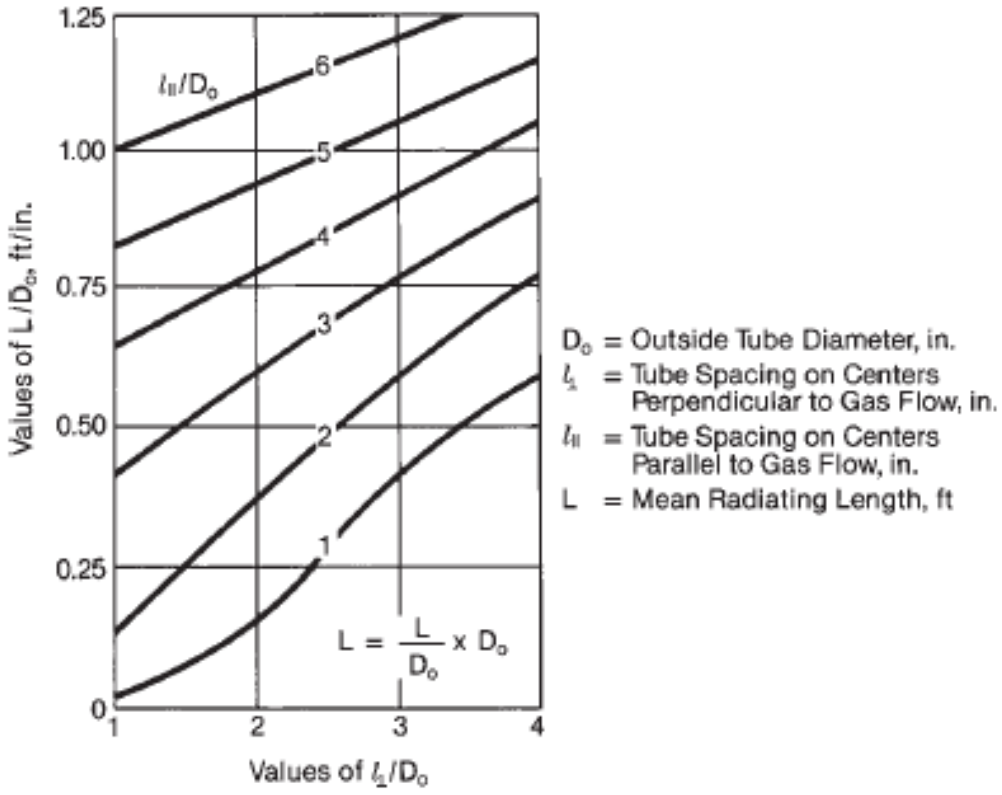


Figura 3.2.14 Obtención de L para el cálculo de K (ASME 4.1, Steam-41)

Para poder extraer el valor de K, es necesario utilizar la gráfica de la figura 3.2.14 para averiguar el valor de L. Así, si nos fijamos, encontramos dos cocientes que se corresponden con valores de las abscisas y de las curvas de nivel, que son $\frac{l_1}{D_0}$ y $\frac{l_{11}}{D_0}$

El primer cociente se define como el espacio perpendicular al flujo de gas entre centros de tubos dividido por el diámetro externo de los mismos, en pulgadas. De esta forma, obtenemos un número a dimensional de la forma $\frac{l1}{D_0}$ = 2.25.

El segundo cociente, a su vez, se expresa como la distancia entre centros de tubos paralelos al flujo de gas, es decir, la distancia existente entre pasos de un mismo tubo siendo así.

$$\frac{l_{11}}{D_0} = 1.9$$

Por tanto, teniendo una curva de nivel de valor 1.9 y una abscisa de valor 2.25, podemos deducir el valor de $\frac{L}{D_0}$ (ordenadas), de forma que $\frac{L}{D_0} = 0.42$ es decir, L= 0.798 ft.

Ahora, procederemos a calcular el valor de p_r según la figura 48.

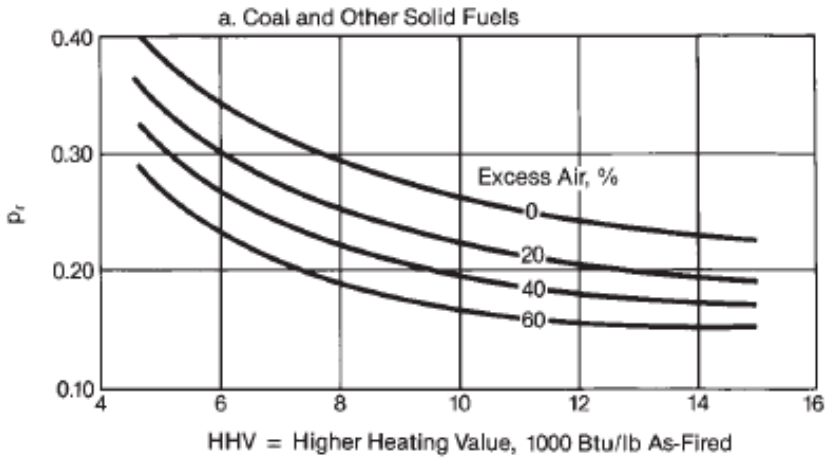


Figura 3.2.14 Obtención de Pr (ASME 4.1, Steam-41)

Las condiciones operativas implican trabajar con un valor de exceso de oxígeno cercano al 10 %. El poder calorífico del carbón en unidades del sistema británico es de 20717.24 BTU/lb, con lo que el valor de p_r es de aproximadamente 0,22

Finalmente, en la tabla de la figura 46, podemos extraer el valor de la K para aplicarlo en la expresión 28, de forma que K=0.48.

Por tanto,

$$h_{rg} = h_r * F_s * k = (2.5 * 0.9509 * 0.48) = 1.14108 \frac{BTU}{h\, ft^2\, F}$$

Las resistencias que presentan la película de agua y las hileras de tubos de acero pueden despreciarse ante el valor del coeficiente de radiación y la convección forzada de los gases de combustión, tal y como indica la norma ASME, con lo que el coeficiente global de transferencia de calor puede calcularse combinando h_{rg} y h_g mediante la siguiente expresión, que permite calcular la transferencia de calor en economizadores tanto de grupos de carbón como de fuelóleo y/o gas natural (ASME 4.1, Steam-41):

$$U = 0.98\left(h_{rg} + h_{cg}\right) k \ \ldots\ldots\ldots (34)$$

En donde K es una constante que permite obtener el coeficiente de transferencia de calor según el tipo de combustible. En nuestro caso, K = 0.7.

Así:

$$U = 0.98\left(h_{rg} + h_{cg}\right) k = \ 13.8717 \frac{BTU}{h\, ft^2\, F}$$

Siendo su valor en unidades del sistema internacional U=78.7672 $\frac{W}{m^2\,°C}$

Aplicando la ecuación 21. $Q = U * A * (\Delta TML)$, podemos hallar la transferencia de calor mediante este método:

$$Q_{ing} = U * A * (\Delta TML) = (13.8717 * 1756.13 * 487.004) = 11863665.09\ \frac{BTU}{h}$$

$$Q_{SI} = 3476.8987\ KW$$

Se averiguará, mediante la expresión (10) el valor de la temperatura de salida del agua de alimentación:

$$Q = m * (\Delta h)$$

$$Q = m_g * c_p * \Delta T_g = m_a(h_2 - h_1) = 3476.8987\ KW$$

$$3476.8987\frac{KJ}{S} = 47.2231\frac{Kg}{s}\ (h_2 - 499.47\frac{KJ}{kg})$$

$$h_2 = \frac{3476.8987\frac{KJ}{S}}{47.2231\frac{Kg}{s}} + 499.47\frac{KJ}{kg})$$

$$h_2 = 573.097\ \frac{KJ}{kg}$$

De nuevo, con el valor de la entalpía y la presión a la que se encuentra el caudal másico de agua de alimentación, encontramos que el agua a la salida del economizador está a una temperatura de 136,3 ºC, siendo la anterior de 136 ºC ambas con el agua de alimentación en fase líquida y con una fracción de vapor del 0%, siendo la diferencia de temperaturas de 0.3 grados.

Por tanto consideramos validado el método de cálculo propuesto por la norma, asumiendo que la temperatura de salida del agua de alimentación es de 136 ºC y que la transferencia de calor tiene un valor de $Q = 3476.8987\ KW$, desde el flujo de gases de combustión al agua de alimentación.

Pérdidas

Pérdidas estimadas en el economizador respecto del gas de combustión.

Se calculan mediante la siguiente expresión (unidades inglesas) (ASME 4.1, Steam-41).

$$\Delta P = (f * N * F_d)\left[\frac{30}{B}\right]\left[\frac{T+460}{1.7x10^5}\right]\left(\frac{G}{10^3}\right)^2 \ldots\ldots.(35)$$

El cálculo del producto $(f * N * F_d)$ se basa en las tablas que se presentan a continuación.

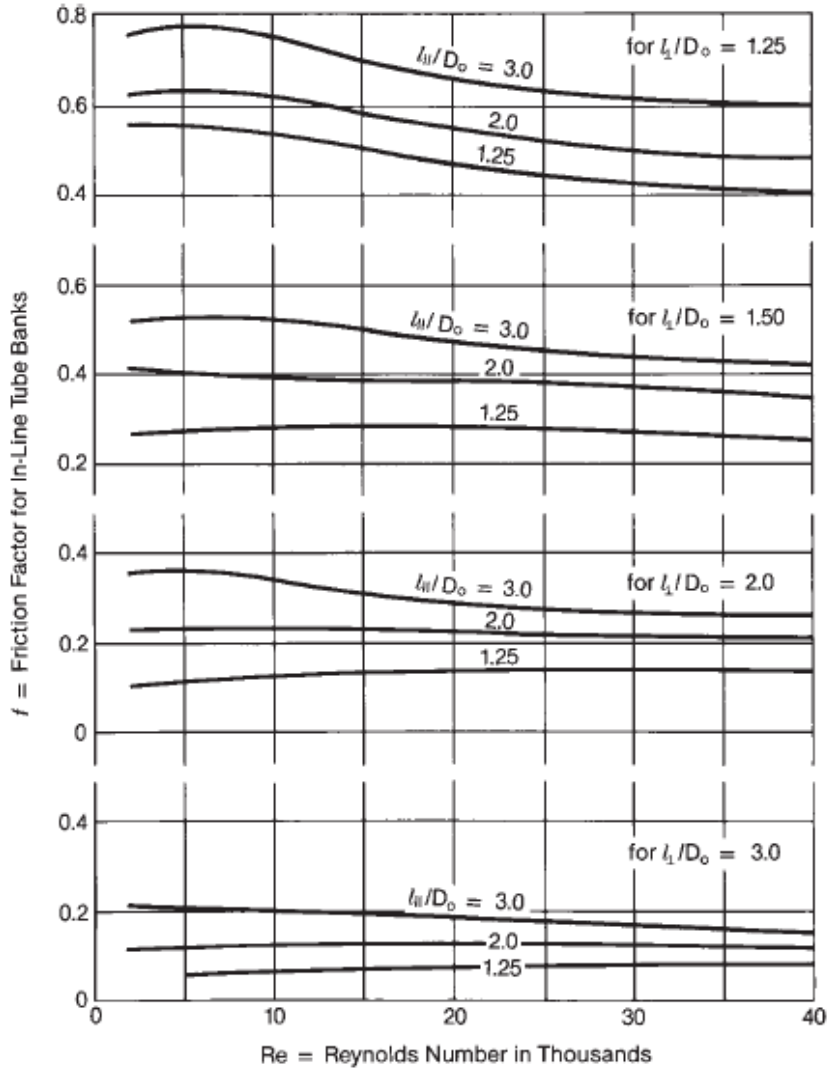


Figura 3.2.15 Estimación del valor de f (ASME 4.1, Steam-41)

De nuevo, $\frac{l_{11}}{D_0} = 2.5$ y $\frac{l_1}{D_0} = 1.9$ y $Re = 32995.9067$, con lo que $f = 0.12$

N en el caso que nos ocupa tiene como valor 42, ya que es el número de pasos que presenta cada tubo.

Finalmente, para estimar F_d utilizamos la tabla de la figura 50.

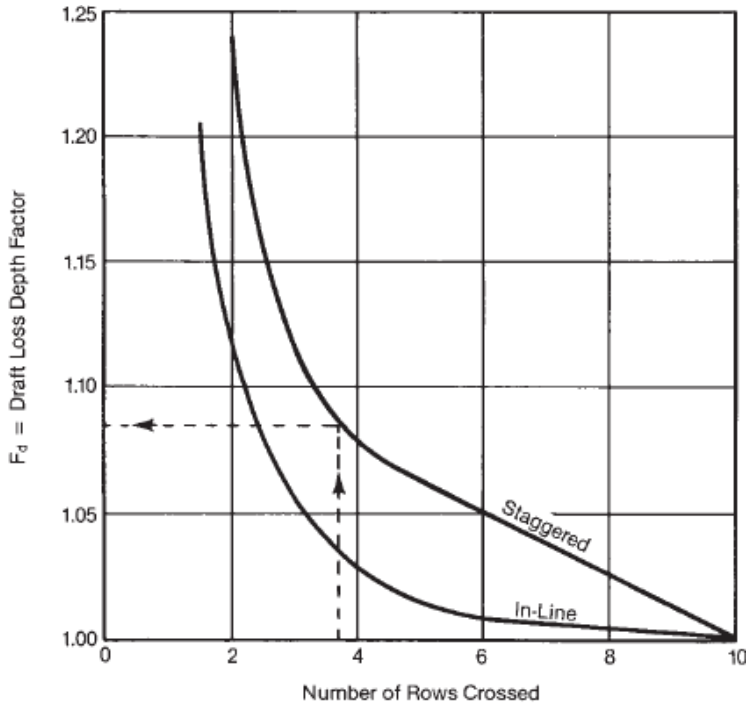


Figura 3.2.16 Estimación del valor de F_d (ASME 4.1, Steam-41)

Como el número de pasos totales es 42, de nuevo el valor $F_d = 1$.

Por otra parte:

$$G_{gas} = \frac{m_{gas}}{A_g} = 17.9978 \frac{\text{Kg}}{\text{s m}^2} = 13208.5 \frac{BTU}{h\ ft^2\ F}$$

$$T = (0.95)\left(\frac{T_{ent} - T_{sal}}{2}\right) = (0.95)\left(\frac{413 - 350}{2}\right) = 362.425°C$$

$$T = 684.365\ F$$

B es la presión barométrica en pulgadas de agua, es decir,

$$B = 0.14\ inHg + 29.92\ inHg$$

$$B = 30.06\ inHg$$

Sustituyendo los valores en la expresión 35:

$$\Delta P = (0.12 * 42 * 1)\left[\frac{30}{30.06}\right]\left[\frac{684.365 + 460}{1.7x10^5}\right]\left(\frac{13208.5}{10^3}\right)^2 = 5.9073\ inHg$$

$$\Delta P = 2.9014\ PSI$$

$$\Delta P = 0.200\ bar$$

Caída de presión del agua.

Como se ha indicado, el economizador es un conjunto de 32 tubos de 1.9 in (0,0483 m) de diámetro externo, con 42 pasos.

Junto a esta disposición, hay que considerar la tolerancia de fabricación a la que se le añade un 15% de tolerancia extra debido al espesor de los tubos, que en nuestro caso es de $e = 0.00508\ m$

Así, el diámetro interno será de 1.5 in.

Por ello, el área de paso de agua será de 1,5536 in^2 por tubo, siendo el área total a considerar:

$$A_{agua} = \frac{1.5536\ in^2}{tubo} * 32\ tubos * \frac{1 ft^2}{144\ in^2} = 0.3452\ ft^2\ = 0.3207\ m^2$$

Procedemos a calcular el flujo másico de agua, de forma análoga a la del flujo de gas (21), (ASME 4.1, Steam-41):

$$G_{gas} = \frac{m_{agua}}{A_{agua}} = \frac{174\,\frac{\mathrm{T}}{\mathrm{h}}\left(\frac{1000\ \mathrm{Kg} * 1\ \mathrm{lb}}{1\ \mathrm{T} * 2.205\ \mathrm{Kg}}\right)}{0.3452\ ft^2} = 228596.653\,\frac{lb}{h\ ft^2}$$

El número de Reynolds del flujo de agua será de valor (ASME 4.1, Steam-41):

$$Re_{agua} = \frac{G * D_i}{\mu} \ldots\ldots\ldots (36)$$

En donde μ se obtiene mediante la gráfica de la figura 3.2.18, sabiendo que el agua de alimentación se encuentra a la entrada del economizador a 119 ºC:

$$\mu = 0.5\ \frac{lb}{h\ ft}$$

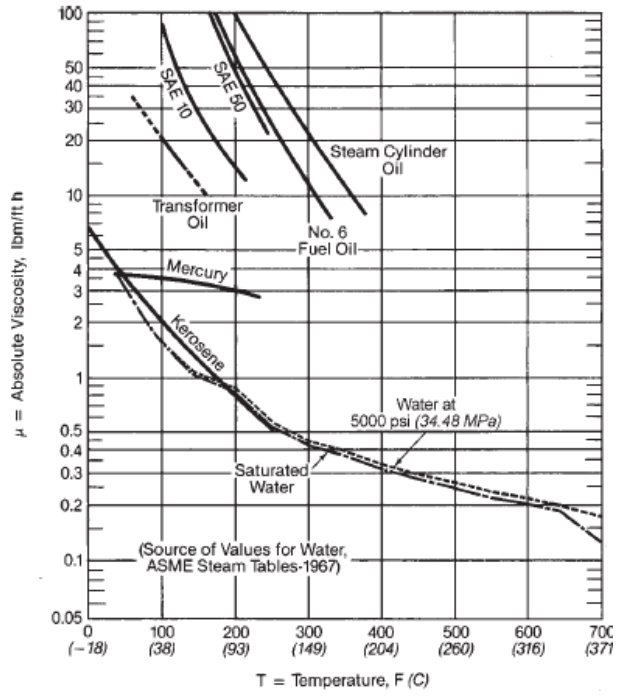


Figura 3.2.18 Estimación del valor de μ (ASME 4.1, Steam-41)

De esta forma (36):

$$Re_{agua} = \frac{G * D_i}{\mu} = 57149.16$$

La caída de presión en el economizador es la suma de las pérdidas por fricción, pérdidas a la entrada y salida y pérdidas características (ASME 4.1, Steam-41).

$$\Delta P_{eco} = \left(\frac{fL}{D_i} + \frac{1.5}{12} + \frac{N_b}{12} * N * F_d\right)(\mathcal{V})\left(\frac{G}{10^5}\right)^2 \ldots\ldots.(37)$$

Para estimar el valor de f, necesitamos conocer antes de nada el valor del coeficiente $\frac{\varepsilon}{D_e}$ de la figura 3.2.19.

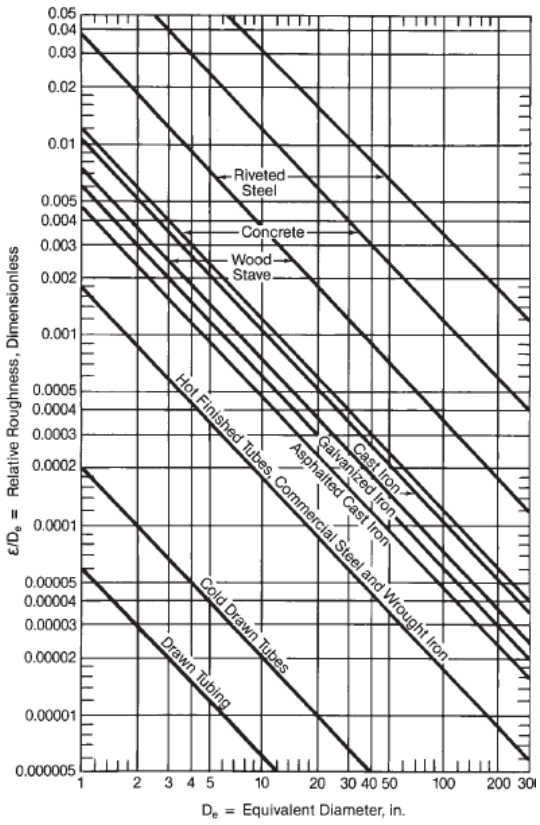


Figura 3.2.18 Estimación del valor de $\frac{\varepsilon}{D_e}$ (ASME 4.1, Steam-41)

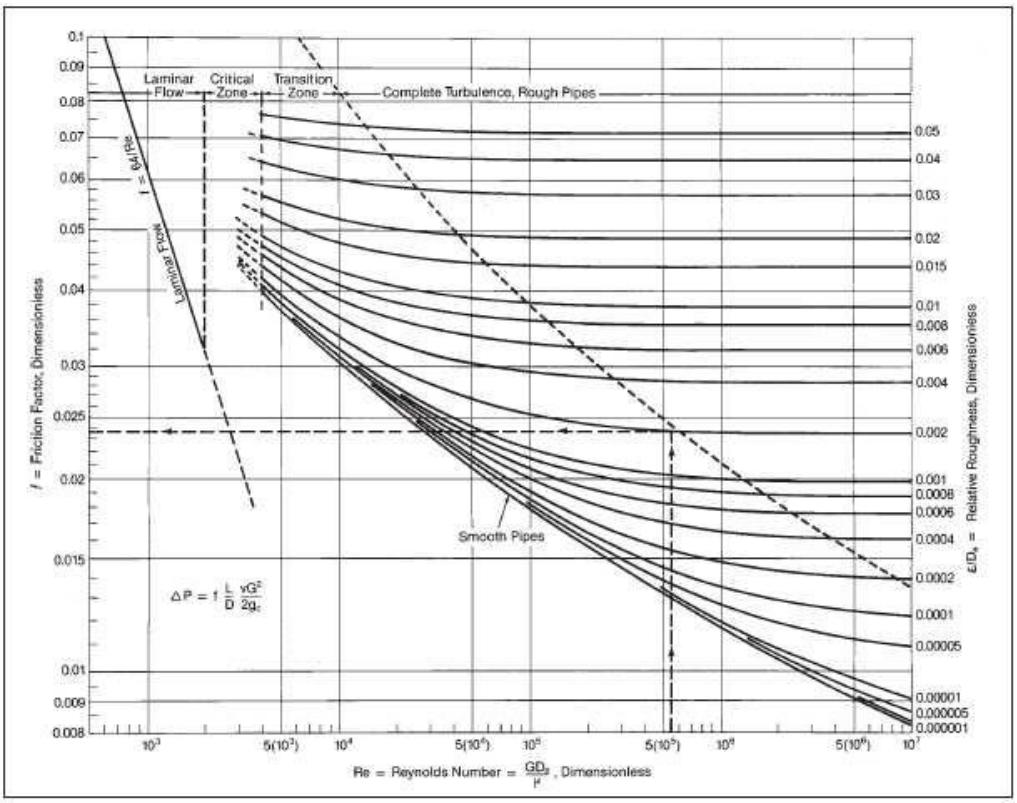


Figura 3.2.19 Estimación del valor de f (ASME 4.1, Steam-41)

$\frac{\varepsilon}{D_e} = 0.00059$, con lo que $f = 0.024$ (figura 3.2.20).

N_b Viene determinado, como se ha indicado, por la gráfica de la figura 3.2.21. Para poder utilizarla, hay que tener en cuenta que en la disposición actual tenemos un total de 41 codos de 180º cada uno, siendo el radio de curvatura de cada codo de 2.5 in cada uno de ellos, con un radio interno de circulación de la corriente de agua de 1.5 in.

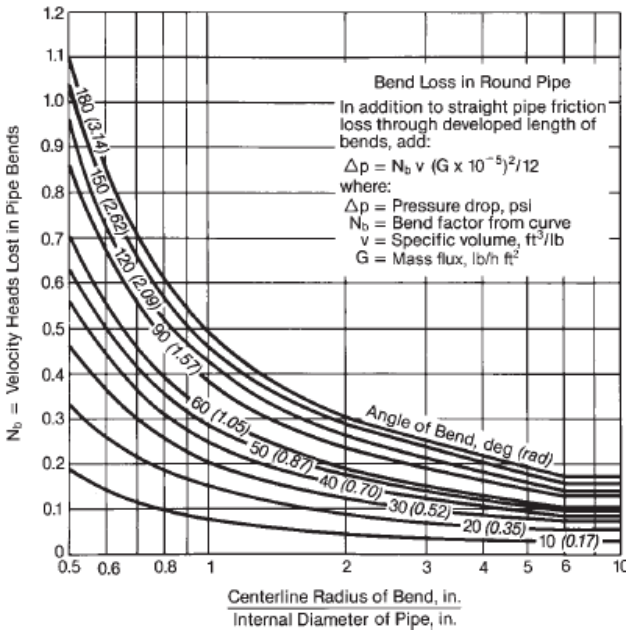


Figura 3.2.20 Estimación del valor de N_b (ASME 4.1, Steam-41)

Con estos datos, podemos entrar en la gráfica de la figura 3.2.21, en el eje de abscisas, con un valor de 1.66, tenemos que $N_b = 0.33$.

Finalmente, v se obtiene de las tablas de propiedades de agua comprimida, de forma que, con una temperatura de entrada del agua de alimentación de 119°C, tenemos que $v = 0.00105677\frac{m^3}{Kg} = 0.01696\frac{ft^3}{lb}$. Las tablas de agua se proporcionan conjuntas a la memoria Anexo 6.

Donde L es la longitud del economizador, de forma que 1.6 metros = 5.2493443 pies (1 tubo), luego con 42 pasos, tenemos L = 220.472448 ft

Por tanto, sustituyendo los valores en la expresión 37, tenemos que:

$$\Delta P_{eco} = \left(\frac{fL}{D_i} + \frac{1.5}{12} + \frac{N_b}{12}\right)(\mathcal{V})\left(\frac{G}{10^5}\right)^2 = 0.3262\ PSI = 0.0225\ bar$$

RESUMEN DEL PROCESO DE CÁLCULO.

A modo comparativo, se adjuntan las siguientes tablas en las que se indican tanto la disposición calculada inicialmente sin delimitación de área tabla 3.2.5, como la culada posteriormente con la delimitación del área tabla 3.2.6. Nótese que únicamente varían el número de tubos y de pasos, manteniendo la geometría propuesta.

ECONOMIZADOR PRIMERA PROPUESTO: DATOS UTILIZADOS				
Gases de combustión		Agua de alimentación		Geometría y Disposición
T° entrada	413°C	T° entrada	119 °C	N° de tubos = 75
T° salida	350 °C	T° salida	136 °C	Diámetro externo de tubos = 1.9 in
Presión	48.3 mmH_2O	Presión ent.	74 Kg/cm^2	Espesor de los tubos = 0.2 in
		Presión sal.	Igual entrada	N° Pasos = 16
Caudal	47.2315 Kg/s	Caudal	174 Ton/h	Radio curvatura de codo por paso = 2.85 in
Entalpia ent.		Entalpia ent.	449.47 KJ/Kg	
Entalpia sal.		Entalpia sal.	573.097 KJ/Kg	

Tabla 3.2.5.

ECONOMIZADOR SEGUNDA PROPUESTO: DATOS UTILIZADOS				
Gases de combustión		Agua de alimentación		Geometría y Disposición
T° entrada	413°C	T° entrada	119 °C	N° de tubos = 32
T° salida	350 °C	T° salida	136 °C	Diámetro externo de tubos = 1.9 in
Presión	48.3 mmH_2O	Presión ent.	74 Kg/cm^2	Espesor de los tubos = 0.2 in
		Presión sal.	Igual entrada	N° Pasos = 42
Caudal	47.2315 Kg/s	Caudal	174 Ton/h	Radio curvatura de codo por paso = 2.85 in
Entalpia ent.		Entalpia ent.	449.47 KJ/Kg	
Entalpia sal.		Entalpia sal.	573.097 KJ/Kg	

Tabla 3.2.6.

ESTUDIO ECONOMICO

Ahorro de Energía Potencial

Con la implementación del economizador se calculara el ahorro de combustible teniendo en cuenta la energía. A continuación se presenta una tabla de los costos de $ por GJ del gas residual con esto podríamos calcular aproximadamente cuanto se recuperara de energía en el concepto de beneficio costo si hubiera donde disiparla. Considerando un funcionamiento de 8,000 horas anuales y un costo de energía promedio de $33.97 por GJ, los pesos anuales recuperados estarán valuados de la siguiente manera:

En la siguiente tabla se presenta el costo de energía en pesos del año de 2012.

MES	$/GJ
Enero	40.16
Febrero	33.6
Marzo	29.44
Abril	26.81
Mayo	25.81
Junio	31.98
Julio	36.20
Agosto	37.89
Septiembre	32.80
Octubre	37.08
Noviembre	41.90
Promedio	33.97

Gas residual base firme mensual

A hora calculamos el ahorro de combustible para esto se tiene lo siguiente:

El calentamiento del agua para alimentar a la caldera requiere de una proporción importante de la energía total de vapor, su retorno a la máxima temperatura posible es importante y mencionaremos aquí una “regla de dedo” que es interesante conocer “la eficiencia de la caldera se incrementa en un 1% por cada 6 °C de elevación de temperatura requerida por el agua de alimentación”.

Hay una diferencia importante entre el mejoramiento en eficiencia y los ahorros en combustible, estos últimos representan un porcentaje simplemente más alto que el incremento de eficiencia ya que refleja el efecto de rendimiento de la caldera.

Al mejorar la eficiencia de 80% a 81% este incremento es de 1% representa aproximadamente 1.25% de ahorro de combustible.

Los ahorros o pérdidas de combustible como resultado de un cambio de eficiencia serán:

$$Ahorro = \frac{Efic_{actual} - Efic_{anterior}}{Efic_{actual}}$$

La eficiencia que se tiene es de 72.38 (calculo de eficiencia\calculo de eficiencia para el problema\CALDERA CB-5(IIT)_2012.xls) y el gradiente de temperatura en el agua de alimentación es de 17 °C por lo tanto se aumenta en 2.833 % y la eficiencia actual será de 75.92%. Con estos valores calculamos el ahorro mediante la ecuación anterior:

$$Ahorro = \left(\frac{0.7592 - 0.7238}{0.7592}\right)(100) = 4.66\%$$

La energía a portada de los combustibles es de 130656 KJ/s por lo tanto el ahorro de energía del combustible es de 6088.5696 KJ/s.

$$\left(6088.5696\frac{KJ}{s}\right)\left(\frac{3600\ s}{1\ h}\right)\left(\frac{1\ GJ}{1000000\ KJ}\right) = 21.91885056\frac{GJ}{h}$$

$$\left(21.91885056\frac{GJ}{h}\right)\left(\frac{24\ h}{1\ dia}\right) = 526.0524134\frac{GJ}{dia}$$

$$\left(21.91885056\frac{GJ}{h}\right)\left(\frac{8000\ h}{año}\right) = 175350.8045\ \frac{GJ}{año}$$

$$\left(175350.8045\frac{GJ}{año}\right)\left(33.97\frac{\$}{GJ}\right) = 5956666.828\frac{\$}{año}$$

Esta evaluación es solo para un generador de vapor

CONCLUSION

El estudio del economizador que se propone en el estudio data que el aumento de temperatura del agua de alimentación obtenido es muy bajo comparado con otros economizadores instalados en otros generadores de vapor, al incrementar la temperatura únicamente 17 ºC, en lugar de unos 35º o 40 ºC, con una potencia térmica transferida de 3738.17 KW.

La solución obvia para alcanzar esta meta es variar la geometría del economizador de la forma menos costosa en términos de inversión. Pero esto es imposible debido que el recinto que tenemos para la instalación del economizador está delimita por esta misma razón, se ha desechado cualquier modificación que conllevara alterar o bien el recinto, o bien la geometría y/o disposición de los tubos (adición de aletas o disponer los tubos a tresbolillo (alternados)). En este sentido, se ha optado por alterar el número de pasos que la estructura podría admitir, y numero de tubos alcanzando un valor de 42 pasos y 32 tubos dejando un espacio más que suficiente, dado el diámetro externo de los tubos, como para que los colectores de entrada y salida no se vean afectados en ningún momento.

Con el diseño se ha obtenido que la temperatura del agua de alimentación obtenga un aumento de los gases de combustión a la entrada del domo de aproximadamente 17 ºC. Así mismo los gases de combustión, que actualmente

presenta un valor de 413 ºC, se verá reducida en aproximadamente 63 ºC, obteniendo la temperatura final de 350 °C lo que representa un valor considerable.

Gracias a la modificación propuesta, los gastos anuales en pesos por energía en el combustible se reducirán, teniendo un valor total de 5956666.828 $ anuales que se podrán recuperar (para un Generador de vapor).

RECOMENDACIONES TECNICAS PARA MINIMIZAR DESPERDICIOS DE ENERGIA EN GENERACION Y DISTRIBUCION DE VAPOR

A continuación se proporciona un listado con algunas recomendaciones que son factibles de aplicar en los generadores de vapor para el complejo petroquímico cangrejera:

- Mantener los generadores de vapor a su máxima capacidad de trabajo.
- Revisar el recubrimiento y los conductos de los gases de chimenea para detectar fugas de aire.
- Mantener el exceso de aire recomendado por el fabricante de los quemadores para operar de forma eficiente la caldera. un exceso de aire alto provocara mala combustión en los quemadores.
- Utilizar controles con ajuste de oxígeno para el flujo de aire/combustible.
- Mantener la superficie interna de los tubos libres de depósitos.
- Operar las bombas para alimentación de agua a la caldera a la presión mínima de descarga.
- Revisar regularmente la eficiencia de calderas/vaporizadores.
- En la caldera mantener niveles de sólidos totales disueltos hasta de 2 500 ppm en el agua de alimentación a la caldera.
- Utilizar precalentadores de agua y aire para incrementar la eficiencia de operación de la caldera.
- Automatizar la purga de la caldera.

- Bloquear las líneas de vapor que no se utilizan.
- Recuperar el calor residual donde sea posible.
- Reducir las trampas de vapor descompuesta a < 5% del total.
- No se recomienda aislamiento para las trampas termostáticas ni para las trampas de cubeta invertida, la trampa de flotador debe ser aislada.

FUENTES DE INFORMACION

"problemas de transferencia de calor" Antonio Valente Barderas 1998 editorial limusa

"flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías" CRANE 1990 editorial Mc Graw Hill

"problemas de termotransferencia" AUTOR: E.A. Krasnoschiokov, E,A Sukomiel 1977 editorial Mir Moscú

"Sistema Tangencial de Combustión Low NOx; Informe de Pruebas de Garantía"; Foster Wheeler Energía, S.A. Abril 2006.

"Steam 41, It´s Generation and Uses"; The Babcock & Wilcox Company. 2005.

Fisicoquímica y Tecnología de la combustión"; Tecnatom, S.A. 2002.

"Fundamentos de Termodinámica Técnica, 2ª ed."; Moran, M. J; Editorial Reverte. 2003.

"Fundamentos de Transferencia de Calor, 4ª ed."; Incropera, Frank P; DeWitt, David P; Prentice Hall. 1999.

"ASME PTC 4.0 Fired Steam Generators"; ASME Boiler and Pressure Vessel Commitee. Sub-Commitee on Power Boilers – The American Society of Mechanical Engineers, New York. Diciembre 1998.

"ASME PTC 4.1 Steam Generating Units"; ASME Boiler and Pressure Vessel Commitee. Sub-Commitee on Power Boilers – The American Society of Mechanical Engineers, New York. Octubre 1999.

"ASME PTC 4.2 Coal Pulverizers"; ASME Boiler and Pressure Vessel Commitee. Sub-Commitee on Power Boilers – The American Society of Mechanical Engineers, New York. Octubre 1999.

"ASME PTC 4.3 Air heaters"; ASME Boiler and Pressure Vessel Commitee. Sub-Commitee on Power Boilers – The American Society of Mechanical Engineers, New York. Enero 1968.

ANEXOS

Anexo 1

Tablas de conversión

Las siguientes tablas proporcionan una conversión entre sistemas SI, métrico, USA e Imperial. Todas las tablas usan un factor de multiplicación.

Tabla 1 LONGITUDES

De A →	milímetro	centímetro	metro	kilómetro	inch	foot	yard	mile
milímetro	1	0,1	0,001	—	0,03937	—	—	—
centímetro	10	1	0,01	—	0,393701	0,032808	—	—
metro	1000	100	1	0,001	39,3701	3,28084	1,09361	—
kilómetro	—	—	1000	1	—	3280,84	1093,61	0,621371
inch (pulgada)	25,4	2,54	—	—	1	0,083333	0,027778	—
foot (pié)	304,8	30,48	0,3048	—	12	1	0,33333	—
yard (yarda)	914,4	91,44	0,9144	0,000914	36	3	1	0,000568
mile (milla)	—	—	1609,344	1,609344	—	5280	1760	1

Tabla 2 AREA

De A →	cm^2	m^2	km^2	in^2	ft^2	yd^2	acre	$mile^2$
cm^2	1	0,0001	—	0,155	0,001076	0,0001196	—	—
m^2	10000	1	0,000001	1550	10,7639	1,19599	0,0002471	—
km^2	—	1000000	1	—	—	—	247,105	0,386102
in^2	6,4516	0,000645	—	1	0,006944	0,000772	—	—
ft^2	929,03	0,092903	—	144	1	0,111111	0,000023	—
yd^2	8361,27	0,836127	—	1296	9	1	0,0002066	—
acre	—	4046,86	0,004047	—	43560	4840	1	0,001562
$mile^2$	—	—	2,589987	—	—	—	640	1

Tabla 3 MASA

De A →	kg	tonelada	lb	UK cwt	UK ton	US cwt	US ton
kg	1	0,001	2,20462	0,019684	0,000984	0,022046	0,001102
tonelada	1000	1	2204,62	19,6841	0,984207	22,0462	1,10231
lb	0,453592	0,000454	1	0,008929	0,000446	0,01	0,0005
UK cwt	50,8023	0,050802	112	1	0,05	1,12	0,056
UK ton	1016,05	1,01605	2240	20	1	22,4	1,12
US cwt	45,3592	0,045359	100	0,892857	0,044643	1	0,05
US ton	907,185	0,907185	2000	17,8517	0,892857	20	1

Tabla 4 VOLUMEN Y CAPACIDAD

De A →	cm^3	m^3	litro (dm^3)	in^3	ft^3	yd^3	UK pint	UK gall	US pint	US gall
cm^3	1	—	0,001	0,061024	0,0000353	—	0,001760	0,00022	0,002113	0,000264
m^3	—	1	1000	61023,7	35,3147	1,30795	1759,75	219,969	2113,38	264,172
litro (dm^3)	1000	0,001	1	61,0237	0,035315	0,001308	1,75975	0,219969	2,11338	0,264172
in^3	16,3871	—	0,016387	1	0,0005787	0,0000214	0,028837	0,003605	0,034632	0,004329
ft^3	28316,8	0,028317	28,3168	1728	1	0,037037	49,8307	6,22883	59,8442	7,48052
yd^3	764555	0,764555	764,555	46656	27	1	1345,429	168,1784	1615,793	201,974
UK pint	568,261	0,0005683	0,568261	34,6774	0,020068	0,000743	1	0,125	1,20095	0,150119
UK gall	4546,09	0,0045461	4,54609	277,42	0,160544	0,005946	8	1	9,6076	1,20095
US pint	473,176	0,0004732	0,473176	28,875	0,01671	0,000619	0,832674	0,104084	1	0,125
US gall	3785,41	0,0037854	3,785411	231	0,133681	0,004951	6,661392	0,832674	8	1

Tabla 5 PRESION

De A →	atmósfera	mm Hg	m bar	bar	pascal	in H_2O	in Hg	psi
atmósfera	1	760	1013,25	1,0132	101325	406,781	29,9213	14,6959
mm Hg	0,0013158	1	1,33322	0,001333	133,322	0,53524	0,03937	0,019337
m bar	0,0009869	0,750062	1	0,001	100	0,401463	0,02953	0,014504
bar	0,9869	750,062	1000	1	100000	401,463	29,53	14,504
pascal	0,0000099	0,007501	0,01	0,00001	1	0,004015	0,0002953	0,000145
in H_2O	0,0024583	1,86832	2,49089	0,002491	249,089	1	0,073556	0,036127
in Hg	0,033421	25,4	33,8639	0,0338639	3386,39	13,5951	1	0,491154
psi	0,068046	51,7149	68,9476	0,068948	6894,76	27,6799	2,03602	1

Pascal = 1 N/m^2

Tabla 6 VOLUMEN/CAUDAL

De A →	L/seg (dm^3/seg)	L/hr	m^3/seg	m^3/hr	cfm	ft^3/hr	UK gall/m	UK gall/hr	US gall/m	US gall/hr
L/seg (dm^3/seg)	1	3600	0,001	3,6	2,118882	127,133	13,19814	791,8884	15,85032	951,019
L/hr	0,000278	1	—	0,001	0,000588	0,035315	0,003666	0,219969	0,004403	0,264172
m^3/seg	1000	3600000	1	3600	2118,88	127133	13198,1	791889	15850,3	951019
m^3/hr	0,277778	1000	0,000278	1	0,588578	35,3147	3,66615	219,969	4,402863	264,1718
cfm	0,471947	1699,017	0,000472	1,699017	1	60	6,228833	373,73	7,480517	448,831
ft^3/hr	0,007866	28,3168	—	0,028317	0,016667	1	0,103814	6,228833	0,124675	7,480517
UK gall/m	0,075768	272,766	0,0000758	0,272766	0,160544	9,63262	1	60	1,20095	72,057
UK gall/hr	0,001263	4,54609	—	0,004546	0,002676	0,160544	0,016667	1	0,020016	1,20095
US gall/m	0,06309	227,125	0,0000631	0,227125	0,133681	8,020832	0,832674	49,96045	1	60
US gall/hr	0,001052	3,785411	—	0,003785	0,002228	0,133681	0,013878	0,832674	0,016667	1

Tabla 7 POTENCIA

De A →	Btu/h	W	Kcal/h	KW
Btu/h	1	0,293071	0,251996	0,000293
W	3,41214	1	0,859845	0,001
Kcal/h	3,96832	1,163	1	0,001163
KW	3412,14	1000	859,845	1

Tabla 8 ENERGIA

De A →	Btu	Therm	J	kJ	Cal
Btu	1	0,00001	1055,06	1,055	251,996
Therm	100000	1	—	105 500	25 199 600
J	0,00094	—	1	0,001	0,2388
kJ	0,9478	0,000009478	1000	1	238,85
Cal	0,0039683	$0{,}0039683 \times 10^{-5}$	4,1868	—	1

Tabla 9 CALOR ESPECIFICO

De A →	Btu/lb °F	J/kg °C
Btu/lb °F	1	4186,8
J/kg °C	0,00023	1

Tabla 10 CAUDAL DE CALOR

De A →	Btu/ft^2h	W/m^2	Kcal/m^2h
Btu/ft^2h	1	3,154	2,712
W/m^2	0,3169	1	0,859
Kcal/m^2h	0,368	1,163	1

Tabla 11 CONDUCTIVIDAD TERMICA

De A →	Btu/ft^2 h °F	W/m^2 °C	Kcal/m^2 h ºC
Btu/ft^2 h °F	1	5,67826	4,88243
W/m^2 °C	0,176110	1	0,859845
Kcal/m^2 h °C	0,204816	1,163	1

Tabla 12 CALOR POR UNIDAD DE MASA

De A →	Btu/lb	kJ/kg
Btu/lb	1	2,326
kJ/kg	0,4299	1

Tabla 13 VELOCIDAD

De A →	ft/min	ft/s	m/s
ft/min	1	0,016666	0,00508
ft/s	60	1	0,3048
m/s	196,850	3,28084	1

Conversión de Temperatura

Puede efectuarse usando la siguiente fórmula:

$°F = (°C \times 1{,}8) + 32$

$°C = \frac{(°F - 32)}{1}$

Información adicional

Atmósfera - (Referencia estándar)

A.N.R. (Atmosphere Normale de Refernce) ISO R558.
Es el valor de atmósfera acordado para especificaciones de control y resultados de pruebas según ISO R554.

Los fluidos neumáticos usan 1013 mbar, 20°C, 65% RH (iso R554).
Las industrias de compresores y herramientas neumáticas prefieren 1000 mbar, 20°C, 65% RH (ISO 2787)
Las industrias Aeroespaciales, Petróleo y Gas prefieren 1013 mbar, 15°C, Seco (ISO 2533 e ISO 5024).

Los fluidos de potencia usados a menudo se confunden con **N**m³. Estos no son Newton-metros³ pero se refieren a metros³ **AN**R, p.ej. volumen de aire medido para condiciones estándar o atmósfera **normal**. El término Imperial equiv. es S.C.F. (Standard Cubic Feet).

Litro
El símbolo l está siendo cambiado por L para evitar la confusión con el 1 (uno).
1L = 1dm³.

Bar
1 bar = 100kPa = kN/m².

kg/cm²
Esta unidad es usada en algunos lugares. La conversión es la siguiente:
1kg/cm² = 0,980665 bar = 0,967841 atmósfera = 14,2233 psi

A Dynamic or Absolute Viscosity Units Converting Table

The table below can be used to convert between common dynamic or absolute viscosity units.

Multiply by

Convert from	Convert to				
	Poiseuille(Pa s)	Poise(dyne s/cm²) (g/cm s)	centiPoise	kg/m h	kg_f s/m²
Poiseuille (Pa s)	1	10	10^3	$3.63\ 10^3$	0.102
Poise (dyne s/cm²)(g/cm s)	0.1	1	100	360	0.0102
centiPoise	0.001	0.01	1	3.6	0.00012
kg/m h	$2.78\ 10^{-4}$	0.00278	0.0278	1	$2.83\ 10^{-5}$
kg_f s/m²	9.81	98.1	$9.81\ 10^3$	$3.53\ 10^4$	1
lb_f s/inch²	$6.89\ 10^3$	$6.89\ 10^4$	$6.89\ 10^6$	$2.48\ 10^7$	703
lb_f s/ft²	47.9	479	$4.79\ 10^4$	$1.72\ 10^5$	0.0488
lb_f h/ft²	$1.72\ 10^5$	$1.72\ 10^6$	$1.72\ 10^8$	$6.21\ 10^8$	$1.76\ 10^4$
lb/ft s	1.49	14.9	$1.49\ 10^3$	$5.36\ 10^3$	0.152
lb/ft h	$4.13\ 10^{-4}$	0.00413	0.413	1.49	$4.22\ 10^{-5}$

Multiply by

Convert from	Convert to				
	lb_f s/inch²	lb_f s/ft²	lb_f h/ft²	lb/ft s	lb/ft h
Poiseuille (Pa s)	$1.45\ 10^{-4}$	0.0209	$5.8\ 10^{-6}$	0.672	$2.42\ 10^3$
Poise (dyne s/cm² = g/cm s)	$1.45\ 10^{-5}$	0.00209	$5.8\ 10^{-7}$	0.0672	242
centiPoise	$1.45\ 10^{-7}$	$2.09\ 10^{-5}$	$5.8\ 10^{-9}$	0.000672	2.42
kg/m h	$4.03\ 10^{-8}$	$5.8\ 10^{-6}$	$1.61\ 10^{-9}$	0.000187	0.672

$kg_f\ s/m^2$	0.00142	20.5	$5.69\ 10^{-5}$	6.59	$2.37\ 10^4$
$lb_f\ s/inch^2$	1	144	0.04	$4.63\ 10^3$	$1.67\ 10^7$
$lb_f\ s/ft^2$	0.00694	1	0.000278	32.2	$1.16\ 10^5$
$lb_f\ h/ft^2$	25	$3.6\ 10^3$	1	$1.16\ 10^5$	$4.17\ 10^8$
lb/ft s	0.000216	0.0311	$8.63\ 10^{-6}$	1	$3.6\ 10^3$
lb/ft h	$6\ 10^{-8}$	$1.16\ 10^5$	$2.4\ 10^{-9}$	0.000278	1

Common Dynamic or Absolute Viscosity Units

1 Pascal second (Poiseuille) = 1000 Centipoise

1 Pascal second (Poiseuille) = 10 Dyne second / centimetre^2

1 Pascal second (Poiseuille) = 0.0102 Gram force seconds / centimetre^2

1 Pascal second (Poiseuille) = 10 Gram / centimetre second

1 Pascal second (Poiseuille) = 0.102 Kilogram force seconds / metre^2

1 Pascal second (Poiseuille) = 3600 Kilogram / metre hour

1 Pascal second (Poiseuille) = 1 Kilogram / metre second

1 Pascal second (Poiseuille) = 10^7 Micropoise

1 Pascal second (Poiseuille) = 1 Newton Second / metre^2

1 Pascal second (Poiseuille) = 10 Poise

1 Pascal second (Poiseuille) = 0.0209 Pound force seconds / ft^2

1 Pascal second (Poiseuille) = 0.000145 Pound force seconds / in^2

1 Pascal second (Poiseuille) = 2419.1 Pound / foot hour

1 Pascal second (Poiseuille) = 0.672 Pound / foot second

1 Pascal second (Poiseuille) = 0.056 Pound / inch second

1 Pascal second (Poiseuille) = 0.672 Poundal seconds / ft^2

1 Pascal second (Poiseuille) = 0.000145 Reyn

1 Pascal second (Poiseuille) = 0.0209 Slugs / foot second

Recopilación de información en Calderas

Anexo 2

Centro de trabajo: Complejo Petroquímico Cangrejera.

Fecha: 07 / 08 / 12

IDENTIFICACION DE LA CALDERA			CB-1	CB-2	CB-3	CB-4	CB-5	CB-6	CB-7	CB-8	CB-9
DATOS DE DISEÑO	*Eficiencia*	%	82	82	82	82	82	82	82	82	82
	Vapor generado	ton	225	225	225	225	225	225	225	225	225
	Fabricante		Foster wheeler	Foster wheeler	Foster wheeler	Foster wheeler	Foster wheeler	Foster wheeler	Foster wheeler	Foster wheeler	Foster wheeler
	Año de fabricación		1978	1978	1978	1978	1978	1978	1978	1978	1978
Datos de operación		Unidad									
AGUA DE ALIMENTACION	*Presión entrada a caldera*	Kg/cm^2 g	48	48	/	48	48	60	/	62.2	60.3
	Temperatura	°C	117	117	/	117	117	114	/	114	114
	Flujo	Ton/hr	121.38	122.808	/	128.52	126.48	115.26	/	124.44	110.772
	Sólidos	ppm	3.3	3.3	/	3.3	3.3	4.5	/	4.5	4.5
	Entalpia	Kj/kg	494.283	494.283	/	494.283	494.283	482.442	/	482.598	482.463
1.02											
VAPOR GENERADO	*Presión*	Kg/cm^2 g	45.1	45.2	/	46.1	45	60.7	/	59.6	59.3
	Temperatura	°C	427.6	399.2	/	442	430	481	/	480	479.7
	Flujo	Ton/hr	119	120.4	/	126	124	113	/	122	108.6
	Entalpia	Kj/kg	3271.81	3203.83	/	3304.31	3277.64	3377.55	/	3376.52	3376.18
PURGA CONTINUA	*Presión en domo*	Kg/cm^2 g	47.5	48.1	/	47.4	48.7	60.78	/	60.98	61.86
	Flujo	m^3/hr	/	/	/	/	/		/	/	/
	Sólidos en caldera	Ppm	144	151	/	157	146	140	/	134	135
	Temperatura	°C	260.914	261.674	/	260.787	262.427	276.290	/	276.502	277.425
	Entalpia	Kj/kg	1138.95	1142.73	/	1138.32	1146.49	1216.84	/	1217.93	1222.71
GAS CONBUSTIBLE	*Presión en quemadores*	Kg/cm^2 g	0.307	0.278	/	0.329	0.329	.346	/	0.38	0.285
	Flujo a 20° y 1 kg/cm^2	m^3/hr	9355	7110.15	/	10842	10963	9572	/	9897	9542
	Temperatura	°C	26.6	25.6	/	25	25.5	24.6	/	24.6	24.6
GASES DE COMBUSTION EN CHIMENEA	*Temperatura*	°C	131.96	137.3	/	140	142	115	/	120	104.9
	Exceso de O2	%	/	3.9	/	2.8	1.75	1.99	/	2.51	2.44
	CO2	%	10.1		/				/		
	CO	%	0	0	/	0	0	0	/	0	0
	Entalpia	Kj/kg	2738.48	2749.2	/	2754.62	2758.62	2704.16	/	2714.32	2683.46

T ambiente	°C	29
Humedad relativa	%	51
velocidad del viento	Km/hr	19
T bulbo húmedo	°C	21.4
Humedad absoluta	Kg de H_2O / Kg de aire seco	0.01306

	Datos de campo
	Calculados
	De tablas
	Internet

Propiedades físicas dela agua en la línea de saturación **Anexo 3**

°C	**ρ*10^-6** Pa	**ρ** Kg/m3	**h** KJ/Kg	**Cp** KJ/(Kg °C)	**Λ** W/(m °C)	m2/s	**v** Pa/s	**V** m2/s	K^-1	N/m	Pr
0	1.013	999.9	0	4.212	0.551	13.1	1788	1.789	-0.63	756.4	13.67
10	1.013	999.7	42.04	4.191	0.574	13.7	1306	1.306	0.7	741.6	9.52
20	1.013	998.2	83.91	4.183	0.599	14.3	1004	1.006	1.82	726.9	7.02
30	1.013	995.7	125.7	4.174	0.618	14.9	801.5	0.805	3.21	712.2	5.42
40	1.013	992.2	167.5	4.174	0.635	15.3	653.3	0.659	3.87	696.5	4.31
50	1.013	988.1	209.3	4.174	0.648	15.7	549.4	0.556	4.49	676.9	3.54
60	1.013	983.2	251.1	4.179	0.659	16	469.9	0.478	5.11	662.2	3.98
70	1.013	977.8	293	4.187	0.668	16.3	406.1	0.415	5.7	643.5	2.55
80	1.013	971.8	335	4.195	0.674	16.6	355.1	0.365	6.32	625.9	2.21
90	1.013	965.3	377	4.208	0.68	16.8	314.9	0.326	6.95	607.2	1.95
100	1.013	958.4	419.1	4.22	0.683	16.9	282.5	0.295	7.52	588.6	1.75
110	1.43	951	461.4	4.233	0.686	17	259	0.272	8.08	569	1.6
120	1.98	943.1	503.7	4.25	0.685	17.1	237.4	0.252	8.64	548.4	1.47
130	2.7	934.8	546.4	4.266	0.686	17.2	217.8	0.233	9.19	528.8	1.36
140	3.61	926.1	589.1	4.287	0.685	17.2	201.1	0.217	9.72	507.2	1.26
150	4.76	917	632.2	4.313	0.684	17.3	186.4	0.203	10.3	486.6	1.17
160	6.18	907.4	675.4	4.346	0.683	17.3	173.6	0.191	10.7	466	1.1
170	7.92	897.3	719.3	4.38	0.679	17.3	162.8	0.181	11.3	443.4	1.05
180	10.03	886.9	763.3	4.417	0.674	17.2	153	0.173	11.9	422.8	1
190	12.55	876	807.8	4.459	0.67	17.1	144.2	0.165	12.6	400.2	0.96
200	15.55	863	852.5	4.505	0.663	17	136.4	0.158	13.3	376.7	0.93
210	19.08	852.8	897.7	4.555	0.655	16.9	130.5	0.153	14.1	354.1	0.91
220	23.2	840.3	943.7	4.614	0.645	16.6	124.6	0.148	14.8	331.6	0.89
230	27.98	827.3	990.2	4.681	0.637	16.4	119.7	0.145	15.9	310	0.88
240	33.48	813.6	1037.5	4.756	0.628	16.2	114.8	0.141	16.8	285.5	0.87
250	39.78	799	1085.7	4.844	0.618	15.9	109.9	0.137	18.1	261.9	0.86
260	46.94	784	1135.1	4.949	0.605	15.6	105.9	0.135	19.7	237.4	0.87
270	55.05	767.9	1185.3	5.07	0.59	15.1	102	0.133	21.6	214.8	0.88

Continuación del **Anexo 3**

280	64.19	750.7	1236.8	5.23	0.574	14.6	98.1	0.131	23.7	191.3	0.9
290	74.45	732.3	1290	5.485	0.558	13.9	94.2	0.129	26.2	168.7	0.93
300	85.92	712.5	1344.9	5.736	0.54	13.2	91.2	0.128	29.2	144.2	0.97
310	98.7	691.1	1402.2	6.071	0.523	12.5	88.3	0.128	32.9	120.7	1.03
320	112.9	667.1	1462.1	6.574	0.506	11.5	85.3	0.128	38.2	98.1	1.11
330	128.65	640.2	1526.2	7.244	0.484	10.4	81.4	0.127	43.3	76.71	1.22
340	146.08	610.1	1594.8	8.165	0.457	9.17	77.5	0.127	53.4	56.7	1.39
350	165.37	574.4	1671.4	9.504	0.43	7.88	72.6	0.126	66.8	38.16	1.6
360	186.74	528	1761.5	13.984	0.395	5.36	66.7	0.126	109	20.21	2.35
370	210.53	450.5	1892.5	40.321	0.337	1.86	56.9	0.126	264	4.709	6.79

Propiedades de los gases de combustión **Anexo 4**

t °C	**P** (Kg / m^3)	**Cp** KJ/(Kg °C)	**Λ** W/(m °C)	**a*10^6** m^2/s	**μ*10^6** Pa/s	**v*10^6** m^2/s	**Pr**
0	1.295	1.042	0.0228	16.9	15.8	12.2	0.72
100	0.95	1.068	0.0313	30.8	20.4	21.54	0.69
200	0.748	1.097	0.0401	48.9	24.5	32.8	0.67
300	0.617	1.122	0.0484	69.9	28.2	45.81	0.65
400	0.525	1.151	0.057	94.3	31.7	60.38	0.64
500	0.457	1.185	0.0656	121.1	34.8	76.3	0.63
600	0.405	1.214	0.0742	150.9	37.9	93.61	0.62
700	0.363	1.239	0.0827	183.8	40.7	112.1	0.61
800	0.33	1.264	0.0915	219.7	43.4	131.8	0.6
900	0.301	1.29	0.1	258	45.9	152.5	0.59
1000	0.275	1.306	0.109	303.4	48.4	174.3	0.58
1100	0.257	1.323	0.1175	345.5	50.7	197.1	0.57
1200	0.24	1.34	0.1262	392.4	53	221	0.56

Grado de negrura de radiación total para diferentes materiales **Anexo 5**

material y carácter de la superficie de metales	t °C	ε
Acero:		
en chapa pulido	940-1100	0.52-061
oxidado a 600°C	200-600	0.79
oxidado, rugoso	40-370	0.94-0.97
Aluminio:		
Pulido	225-575	0.039-0.057
Rugoso	26	0.055
oxidado a 600°C	200-600	0.11-0.19
Cobre		
electrolítico, pulido minuciosamente	80	0.018
Pulido	115	0.023
calentado durante mucho tiempo, cubierto de una capa gruesa de oxido	25	0.78
oxidado al calentarlo hasta 600°C	200-600	0.57-0.55
Cromo	38-538	0.08-0.26
filamento de tungsteno	3300	0.39
Fundición:		
Pulida	200	0.21
Torneada	830-990	0.6-0.7
oxidada a 600 °C	200-600	0.64-0.78
rugosa, muy oxidado	40-250	0.96
Fundición de acero pulida	770-1040	0.52-0.56
Hierro:		
electrolítico, pulido minuciosamente	175-225	0.52-0.56
soldable, pulido minuciosamente	40-250	0.28
Pulido	425-1020	0.14-0.377
recién tratado con esmeril	20	0.242
fundido no tratado	925-1115	0.87-0.95
Latón:		
pulido minuciosamente, de composición (en masa) 73.2% Cu, 26.7% Zn.	245-335	0.028-0.031
laminado con superficie natural	22	0.06
Opaco	50-350	0.22
oxidado al calentarlo hasta 600°C	200-600	0.61-0.59
oro pulido minuciosamente	225-625	0.018-0.035
platino puro pulido	225-625	0.054-0.105
De platino:		
Cinta	925-1115	0.12-0.17
Filamento	25-1230	0.036-0.192
Alambre	225-1375	0.073-0.182
Tungsteno	230-2230	0.053-0.31

Propiedades del agua líquida comprimida. **Anexo 6**

TABLA A-7

Agua líquida comprimida

T °C	v m³/kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K	v m³/kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K	v m³/kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K
	P = 5 MPa (263.94°C)				P = 10 MPa (311.00°C)				P = 15 MPa (342.16°C)			
Sat.	0.0012862	1148.1	1154.5	2.9207	0.0014522	1393.3	1407.9	3.3603	0.0016572	1585.5	1610.3	3.6848
0	0.0009977	0.04	5.03	0.0001	0.0009952	0.12	10.07	0.0003	0.0009928	0.18	15.07	0.0004
20	0.0009996	83.61	88.61	0.2954	0.0009973	83.31	93.28	0.2943	0.0009951	83.01	97.93	0.2932
40	0.0010057	166.92	171.95	0.5705	0.0010035	166.33	176.37	0.5685	0.0010013	165.75	180.77	0.5666
60	0.0010149	250.29	255.36	0.8287	0.0010127	249.43	259.55	0.8260	0.0010105	248.58	263.74	0.8234
80	0.0010267	333.82	338.96	1.0723	0.0010244	332.69	342.94	1.0691	0.0010221	331.59	346.92	1.0659
100	0.0010410	417.65	422.85	1.3034	0.0010385	416.23	426.62	1.2996	0.0010361	414.85	430.39	1.2958
120	0.0010576	501.91	507.19	1.5236	0.0010549	500.18	510.73	1.5191	0.0010522	498.50	514.28	1.5148
140	0.0010769	586.80	592.18	1.7344	0.0010738	584.72	595.45	1.7293	0.0010708	582.69	598.75	1.7243
160	0.0010988	672.55	678.04	1.9374	0.0010954	670.06	681.01	1.9316	0.0010920	667.63	684.01	1.9259
180	0.0011240	759.47	765.09	2.1338	0.0011200	756.48	767.68	2.1271	0.0011160	753.58	770.32	2.1206
200	0.0011531	847.92	853.68	2.3251	0.0011482	844.32	855.80	2.3174	0.0011435	840.84	858.00	2.3100
220	0.0011868	938.39	944.32	2.5127	0.0011809	934.01	945.82	2.5037	0.0011752	929.81	947.43	2.4951
240	0.0012268	1031.6	1037.7	2.6983	0.0012192	1026.2	1038.3	2.6876	0.0012121	1021.0	1039.2	2.6774
260	0.0012755	1128.5	1134.9	2.8841	0.0012653	1121.6	1134.3	2.8710	0.0012560	1115.1	1134.0	2.8586
280					0.0013226	1221.8	1235.0	3.0565	0.0013096	1213.4	1233.0	3.0410
300					0.0013980	1329.4	1343.3	3.2488	0.0013783	1317.6	1338.3	3.2279
320									0.0014733	1431.9	1454.0	3.4263
340									0.0016311	1567.9	1592.4	3.6555
	P = 20 MPa (365.75°C)				P = 30 MPa				P = 50 MPa			
Sat.	0.0020378	1785.8	1826.6	4.0146								
0	0.0009904	0.23	20.03	0.0005	0.0009857	0.29	29.86	0.0003	0.0009767	0.29	49.13	−0.0010
20	0.0009929	82.71	102.57	0.2921	0.0009886	82.11	111.77	0.2897	0.0009805	80.93	129.95	0.2845
40	0.0009992	165.17	185.16	0.5646	0.0009951	164.05	193.90	0.5607	0.0009872	161.90	211.25	0.5528
60	0.0010084	247.75	267.92	0.8208	0.0010042	246.14	276.26	0.8156	0.0009962	243.08	292.88	0.8055
80	0.0010199	330.50	350.90	1.0627	0.0010155	328.40	358.86	1.0564	0.0010072	324.42	374.78	1.0442
100	0.0010337	413.50	434.17	1.2920	0.0010290	410.87	441.74	1.2847	0.0010201	405.94	456.94	1.2705
120	0.0010496	496.85	517.84	1.5105	0.0010445	493.66	525.00	1.5020	0.0010349	487.69	539.43	1.4859
140	0.0010679	580.71	602.07	1.7194	0.0010623	576.90	608.76	1.7098	0.0010517	569.77	622.36	1.6916
160	0.0010886	665.28	687.05	1.9203	0.0010823	660.74	693.21	1.9094	0.0010704	652.33	705.85	1.8889
180	0.0011122	750.78	773.02	2.1143	0.0011049	745.40	778.55	2.1020	0.0010914	735.49	790.06	2.0790
200	0.0011390	837.49	860.27	2.3027	0.0011304	831.11	865.02	2.2888	0.0011149	819.45	875.19	2.2628
220	0.0011697	925.77	949.16	2.4867	0.0011595	918.15	952.93	2.4707	0.0011412	904.39	961.45	2.4414
240	0.0012053	1016.1	1040.2	2.6676	0.0011927	1006.9	1042.7	2.6491	0.0011708	990.55	1049.1	2.6156
260	0.0012472	1109.0	1134.0	2.8469	0.0012314	1097.8	1134.7	2.8250	0.0012044	1078.2	1138.4	2.7864
280	0.0012978	1205.6	1231.5	3.0265	0.0012770	1191.5	1229.8	3.0001	0.0012430	1167.7	1229.9	2.9547
300	0.0013611	1307.2	1334.4	3.2091	0.0013322	1288.9	1328.9	3.1761	0.0012879	1259.6	1324.0	3.1218
320	0.0014450	1416.6	1445.5	3.3996	0.0014014	1391.7	1433.7	3.3558	0.0013409	1354.3	1421.4	3.2888
340	0.0015693	1540.2	1571.6	3.6086	0.0014932	1502.4	1547.1	3.5438	0.0014049	1452.9	1523.1	3.4575
360	0.0018248	1703.6	1740.1	3.8787	0.0016276	1626.8	1675.6	3.7499	0.0014848	1556.5	1630.7	3.6301
380					0.0018729	1782.0	1838.2	4.0026	0.0015884	1667.1	1746.5	3.8102

ESPESOR DE TUBERIA SEGÚN NUMERO DE CEDULA **Anexo 7**

TUBERIAS COMERCIALES DE ACERO. CON BASE EN

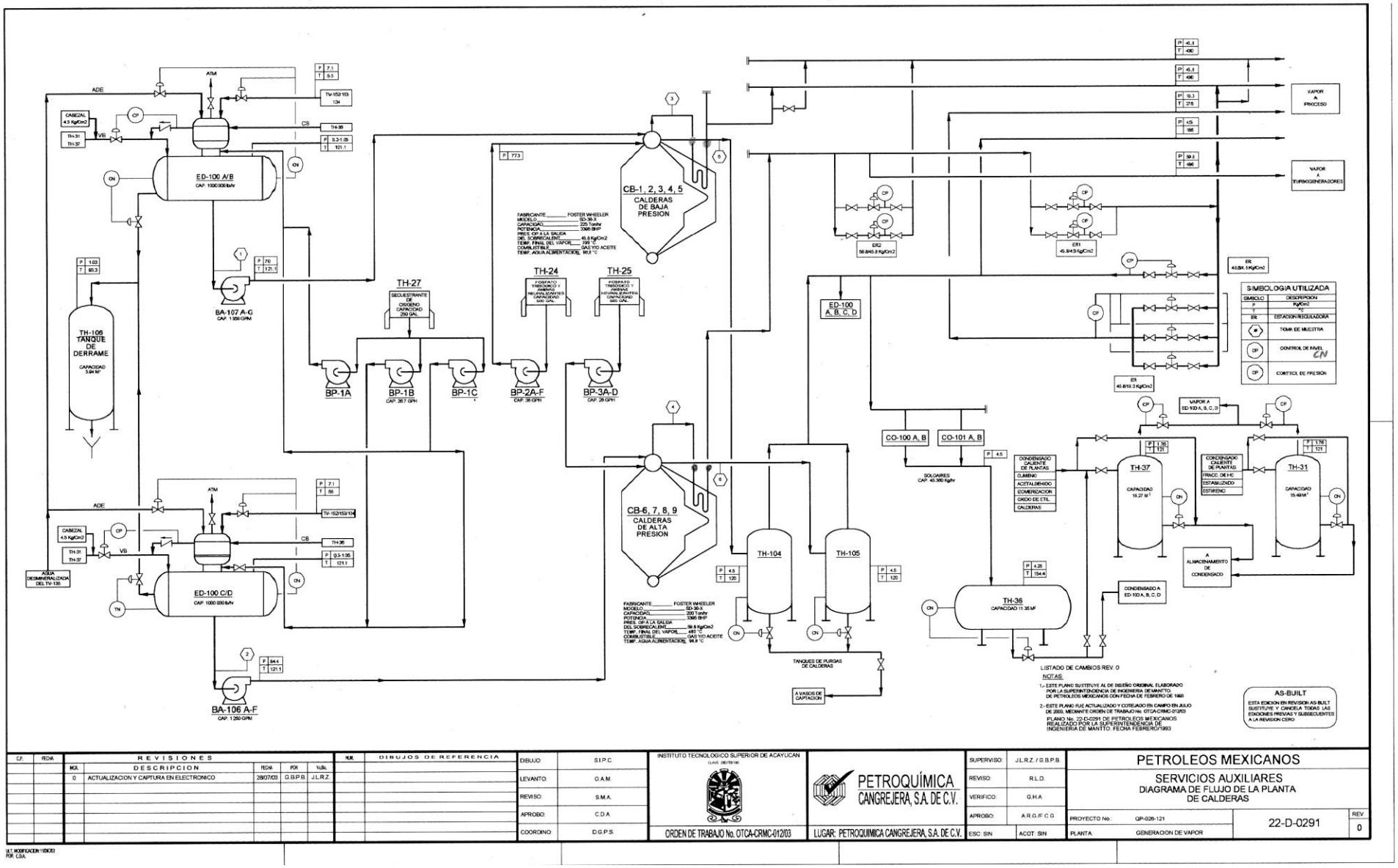
ANSI B36.10: 1970 Y BS 1600: PARTE 2 1970

cedula	medida nominal de la tubería	diámetro exterior	espesor	diámetro interior
	in	mm	mm	mm
	0.125	10.3	1.73	6.8
	0.25	13.7	2.24	9.2
	0.375	17.1	2.31	12.5
	0.5	21.3	2.77	15.8
	0.75	26.7	2.87	21
	1	33.4	3.38	26.6
	1.25	42.2	3.56	35.1
	1.5	48.3	3.68	40.9
	2	60.3	3.91	52.5
	2.5	73	5.16	62.7
	3	88.9	5.49	77.9
40	3.5	101.6	5.74	90.1
	4	114.3	6.02	102.3
	5	141.3	6.55	128.2
	6	168.3	7.11	154.1
	8	219.1	8.18	202.7
	10	273	9.27	254.5
	12	323.9	10.31	303.3
	14	355.6	11.13	333.3
	16	406.4	12.7	381
	18	457.2	14.27	428.7
	20	508	15.09	477.8
	24	609.6	17.48	574.6
	8	219.1	10.31	198.5
	10	273	12.7	247.6
	12	323.9	14.27	295.4
60	14	355.6	15.09	325.4
	16	406.4	16.64	373.1
	18	457.2	19.05	419.1
	20	508	20.62	466.8
	24	609.6	24.61	560.4

Continuación del Anexo 7

cedula	medida nominal de la tubería	diámetro exterior	espesor	diámetro interior
	in	mm	mm	mm
	0.125	10.3	2.41	5.5
	0.25	13.7	3.02	7.7
	0.375	17.1	3.2	10.7
	0.5	21.3	3.73	13.8
	0.75	26.7	3.91	18.9
	1	33.4	4.55	24.3
	1.25	42.2	4.85	32.5
	1.5	48.3	5.08	38.1
	2	60.3	5.54	49.2
	2.5	73	7.01	59
80	3	88.9	7.62	73.7
	3.5	101.6	8.08	85.4
	4	114.3	8.56	97.2
	5	141.3	9.52	122.3
	6	168.3	10.97	146.4
	8	219.1	12.7	193.7
	10	273	15.09	242.8
	12	323.9	17.47	289
	14	355.6	19.05	317.5
	16	406.4	21.44	363.5
	18	457.2	23.82	409.6
	20	508	26.19	455.6
	24	609.6	30.96	547.7

Anexo 8


ED-100 A/B
ED-100 C/D
ED-100 A, B, C, D
TH-106 TANQUE DE DERRAME
TH-27
TH-24
TH-25
BP-1A
BP-1B
BP-1C
BP-2A-F
BP-3A-D
BA-107 A-G
BA-106 A-F
CB-1, 2, 3, 4, 5 CALDERAS DE BAJA PRESION
CB-6, 7, 8, 9 CALDERAS DE ALTA PRESION
TH-104
TH-105
TH-36
TH-37
TH-31
CO-100 A, B
CO-101 A, B
VAPOR A PROCESO
VAPOR A TURBOGENERADORES
SIMBOLOGIA UTILIZADA
TANQUES DE PURGAS DE CALDERAS
A VASOS DE CAPTACION
A ALMACENAMIENTO DE CONDENSADO
LISTADO DE CAMBIOS REV. 0
NOTAS:
AS-BUILT
PETROLEOS MEXICANOS
SERVICIOS AUXILIARES
DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA DE CALDERAS
PETROQUÍMICA CANGREJERA, S.A. DE C.V.
INSTITUTO TECNOLOGICO SUPERIOR DE ACAYUCAN
ORDEN DE TRABAJO No. OTCA-CRMC-012/03
LUGAR: PETROQUIMICA CANGREJERA, S.A. DE C.V.
22-D-0291

Anexo 9

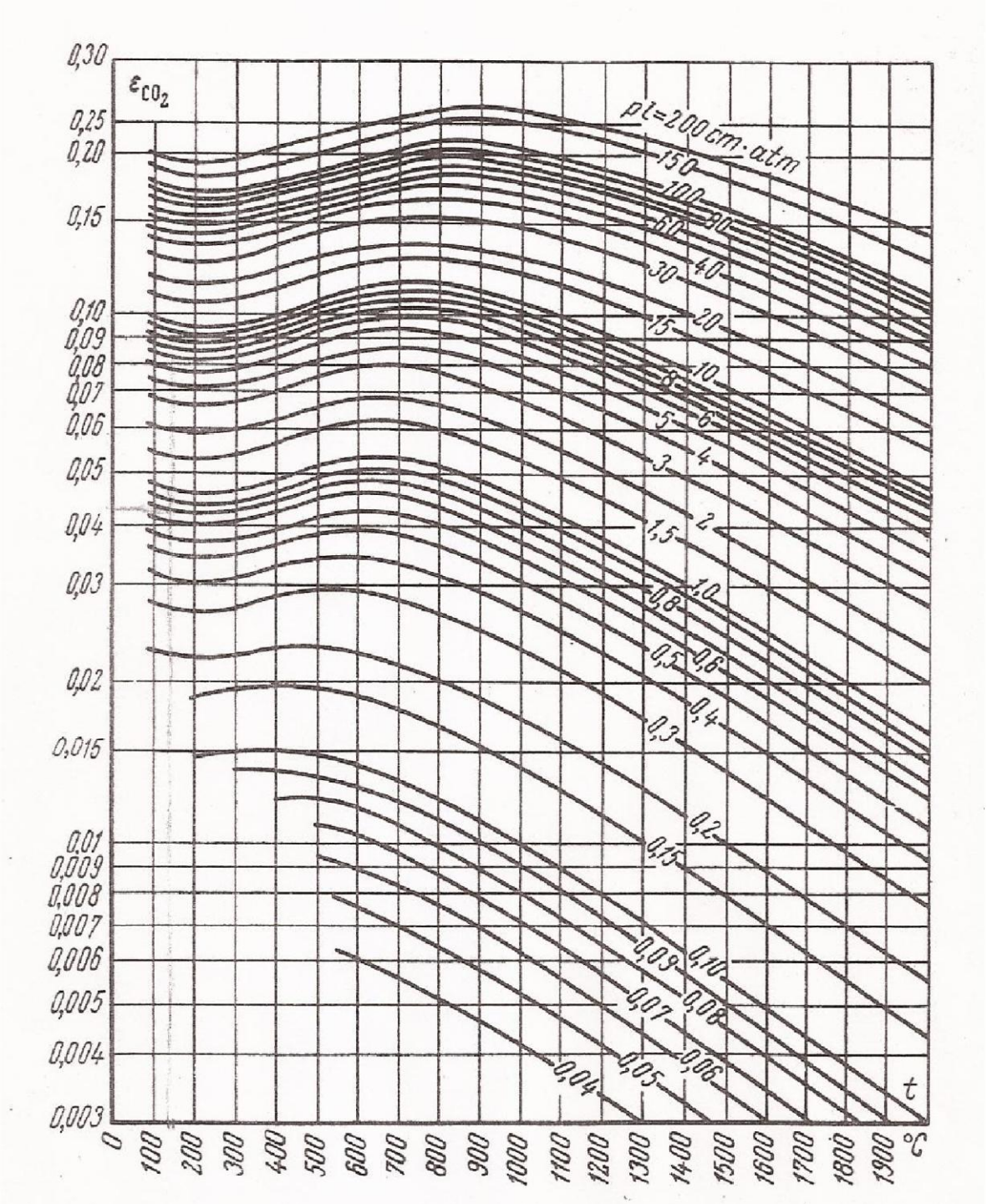


Fig. 11-1. Grado de negrura del gas carbónico $\varepsilon_{CO_2} = f_1(t, pl)$ [L.29].

Anexo 10

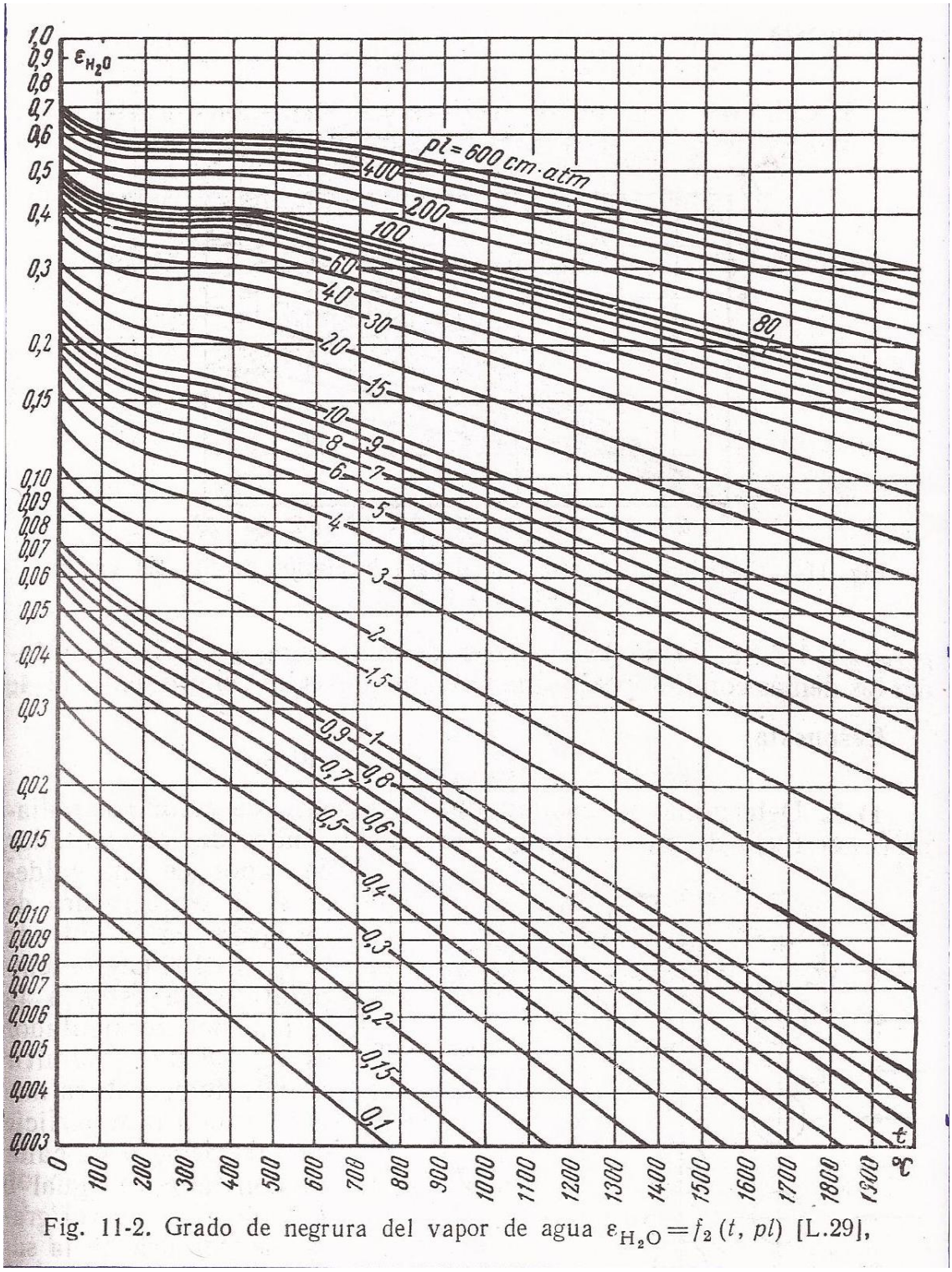


Fig. 11-2. Grado de negrura del vapor de agua $\varepsilon_{H_2O} = f_2(t, pl)$ [L.29],