

157
2ej.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



RECUPERACION DE ENERGIA DE LOS GASES DE
COMBUSTION PROVENIENTES DEL REACTOR
CATALITICO FCC.

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
TEJEDA RICARDEZ JESUS ALBERTO



MEXICO, D. F.

1997

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO

Presidente : Prof. MARTINEZ MONTES JORGE TRINIDAD

Vocal : Prof. LOPEZ TORRES ARTURO

Secretario : Prof. PEREZ CAMACHO MARIANO

1er. Suplente : Prof. VILLALOBOS HIRIART ALEJANDRO

2do. Suplente : Prof. AGUILAR MARTINEZ CLAUDIO ARMANDO

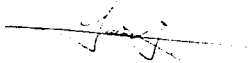
SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA : FACULTAD DE QUIMICA UNAM

ASESOR DEL TEMA


LOPEZ TORRES ARTURO

SUSTENTANTE

TEJEDA RICARDEZ JESUS ALBERTO



INDICE

PÁGINAS

GENERALIDADES

CAPÍTULO I

1.1 INTRODUCCIÓN	2
1.1.1 DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA CATALÍTICA No.2	8
1.1.2 DIAGRAMA DEL REACTOR CATALÍTICO F.C.C	9

CAPÍTULO II

2.1 ESTUDIO DE LOS PROCESOS DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA F.C.C	10
2.2 UNIDADES COMERCIALES PARA LOS PROCESOS DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA	12
2.2.1 DIAGRAMA DE UNA UNIDAD DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA F.C.C	16
2.3 REACCIONES DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA	19
2.3.1 DESINTEGRACIÓN DE PARAFINAS	21
2.3.2 DESINTEGRACIÓN DE OLEFINAS	
2.3.3 DESINTEGRACIÓN DE HIDROCARBUROS NAFTÉNICOS	22
2.3.4 DESINTEGRACIÓN DE HIDROCARBUROS AROMÁTICOS	23
2.4 CATALIZADORES DE DESINTEGRACIÓN	24
2.5 VARIABLES DE PROCESO.	26

CAPÍTULO III

3.1 OJETIVOS	28
3.2 FACTORES QUE INCIDEN EN LA FACTIBILIDAD DE LOS SISTEMAS DE RECUPERACIÓN DE ENERGÍA.	30
3.2.1 CONCEPTO DE COGENERACIÓN	31
3.2.2 CONCEPTO DE EXERGIA	
3.3 ESQUEMAS BÁSICOS DE SISTEMAS DE COGENERACIÓN	32
3.4 PLANTEAMIENTO DE LOS ESQUEMAS DE RECUPERACIÓN DE ENERGÍA	39
3.5 CRITERIOS DE OPERACIÓN DE LOS PRIMOTORES MAS USADOS EN SISTEMAS COGENERATIVOS.	40
3.6 INDICES UTILIZADOS PARA COMPARAR LAS INSTALACIONES DE COGENERACIÓN	40
3.7 ANÁLISIS DE LOS ESQUEMAS PARA LA RECUPERACIÓN DE ENERGÍA EN LA CORRIENTE DE GASES DE COMBUSTIÓN.	50
3.8 CÁLCULO DEL CICLÓN CI-500	51
3.9 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO PARA EL ESQUEMA TURBINA-GENERADOR/CALDERA DE CO (ECOG 1)	54
3.9.1 DIAGRAMA DE FLUJO PARA ES ESQUEMA ECOG.1	56
3.9.2 ALGORITMO DE CÁLCULO PARA EL ESQUEMA ECOG.1	57
3.9.3 MEMORIA DE CÁLCULO PARA CONOCER LA ENERGÍA RECUPERADA EN LA TURBINA TB-500	60
3.10 CÁLCULO DEL PODER CALORÍFICO DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN	

QUE ENTRAN A LA CALDERA DE COMBUSTIÓN DE CO.	63
3.11. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS PARA EL ESQUEMA ECOG.1	68
3.12 ESQUEMA CON TURBINA DE GAS (ECOG.2) -	
DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	69
3.12.1 DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL ESQUEMA ECOG.2	71
3.12.2 CÁLCULO PARA LA GENERACIÓN DE ENERGÍA EN LA TURBINA DE GAS.	73
3.12.3 CÁLCULO PARA CONOCER LA ENERGÍA RECUPERADA EN LA CALDERA DE CALOR SENSIBLE (CA-500)	77
3.12.4 PERFILES DE ENFRIAMIENTO EN EL RECUPERADOR DE CALOR (CA-500)	81
3.12.5 ANÁLISIS DE RESULTADOS DEL ESQUEMA ECOG.2	82
3.13 ESQUEMA CON TURBINA DE VAPOR (ECOG.3)-	
DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.	83
3.13.1 DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL ESQUEMA ECOG.3	85
3.13.2 CÁLCULO DE LA CALDERA DE RECUPERACIÓN (CB-500) ESQUEMA ECOG.3	87
3.13.3 PERILES DE ENFRIAMIENTO EN EL RECUPERADOR DE CALOR (CB-500) ESQUEMA ECOG.3	92
3.13.4 ANÁLISIS DE RESULTADOS DEL ESQUEMA ECOG.3	93
 CAPITULO IV	
 4.1 RESULTADOS	 95
 CAPITULO V	
 5.1 ANÁLISIS DE RESULTADOS	 100

5.2 CONCLUSIONES

107

CAPITULO VI

6.1 CRITERIOS PARA LA ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS

109

BIBLIOGRAFÍA....

AGRADECIMIENTOS :

DEBO AGRADECER SINCERAMENTE A AQUELLAS PERSONAS INVOLUCRADAS EN EL TÉRMINO DE ESTA PRIMERA ETAPA DE MIS ESTUDIOS PROFESIONALES, PRINCIPALMENTE FAMILIARES.

EN EL INICIO, ELABORACIÓN Y CONCLUSIÓN DE LA TESIS, AGRADESCO SU AYUDA PROFESIONAL A :

ING. ARTURO LÓPEZ TORRES POR SU ORIENTACIÓN EN LA SELECCIÓN Y CORRECCIÓN DE ESTE ESTUDIO.

ING. JOSÉ SAMANO POR SU VALIOSA E INCONDICIONAL APORTACIÓN TÉCNICA Y PROFESIONAL EN LA ELABORACIÓN DE LA PARTE MAS CRÍTICA DE ESTE DOCUMENTO.

Q.F.B ANGELA LÓPEZ GIRAL POR SU ENÉRGICA CRÍTICA HACIA LA PARTE TEÓRICA DEL ESTUDIO, QUE CONTRIBUYÓ A UNA IMPRESIÓN FINAL DE MEJOR CALIDAD.

GENERALIDADES:

Este documento esta enfocado al estudio de los gases de combustión producto del Reactor Catalítico FCC ubicado en la planta catalítica número 2 de la refinería Miguel Hidalgo. (Tula)

La información necesaria para llevar a cabo este estudio fué tomada en base a las condiciones de operación de esta planta.

En el primer capitulo, se pretende introducir al lector al proceso en general de la planta catalítica 2 ; además de plantear de una manera mas detallada la secuencia en el convertidor catalítico, tomando en cuenta las reacciones que se llevan a cabo, así como las variables que afectan el proceso.

CAPÍTULO

1

INTRODUCCIÓN

México tiene seis refinерías distribuidas en su territorio para transformar los hidrocarburos del petróleo en productos energéticos, a fin de satisfacer la demanda Nacional y exportar excedentes.

Debido a la creciente demanda de energéticos, derivados del petróleo, en la zona del Altiplano del país en el año de 1972, se inició la construcción de la Refinería "Miguel Hidalgo", misma que inicia sus operaciones el 18 de marzo de 1976.

La refinерía "Miguel Hidalgo", está localizada en el municipio de Tula de Allende, Estado de Hidalgo, a 8 Km al oriente de la cabecera del municipio y a 82 km al norte del área metropolitana de la ciudad de México, su acceso es a través de la carretera Jorobas-Tula, km 26, que comunica con la autopista México Querétaro.

En su primera etapa la Refinería tenía una capacidad de refinación de 150, 000 barriles por día de crudo, la cual se incrementó a 315, 000 barriles por día, al entrar en operación la segunda etapa el 18 de marzo 1987. Su función principal es refinar el petróleo crudo para obtener productos comerciales, como son : gases licuados del petróleo, gasolinas magnasín y nova, turbosina, diáfano,

GENERALIDADES:

Este documento esta enfocado al estudio de los gases de combustión producto del Reactor Catalítico FCC ubicado en la planta catalítica número 2 de la refinería Miguel Hidalgo. (Tula)

La información necesaria para llevar a cabo este estudio fué tomada en base a las condiciones de operación de esta planta.

En el primer capítulo, se pretende introducir al lector al proceso en general de la planta catalítica 2 ; además de plantear de una manera mas detallada la secuencia en el convertidor catalítico, tomando en cuenta las reacciones que se llevan a cabo, así como las variables que afectan el proceso.

CAPÍTULO

1

INTRODUCCIÓN

México tiene seis refinерías distribuidas en su territorio para transformar los hidrocarburos del petróleo en productos energéticos, a fin de satisfacer la demanda Nacional y exportar excedentes.

Debido a la creciente demanda de energéticos, derivados del petróleo, en la zona del Altiplano del país en el año de 1972, se inició la construcción de la Refinería "Miguel Hidalgo", misma que inicia sus operaciones el 18 de marzo de 1976.

La refinera "Miguel Hidalgo", está localizada en el municipio de Tula de Allende, Estado de Hidalgo, a 8 Km al oriente de la cabecera del municipio y a 82 km al norte del área metropolitana de la ciudad de México, su acceso es a través de la carretera Jorobas-Tula, km 26, que comunica con la autopista México Querétaro.

En su primera etapa la Refinería tenía una capacidad de refinación de 150, 000 barriles por día de crudo, la cual se incrementó a 315, 000 barriles por día, al entrar en operación la segunda etapa el 18 de marzo 1987. Su función principal es refinar el petróleo crudo para obtener productos comerciales, como son : gases licuados del petróleo, gasolinas magnasin y nova, turbosina, diáfano,

diesel especial, combustóleo, azufre y especialidades, como gas nafta, hexano y aceite decantado. También obtiene subproductos para su uso interno como son : hidrógeno, gas combustible, propileno, butano-butileno, isobutano e isopentano.

Otra función de la Refinería es la de distribuir sus productos obtenidos, así como los gases licuados que recibe de la refinería de Minatitlán.

Una de las plantas con que cuenta esta Refinería para la obtención de gasolina de alto octano entre otros productos, es la planta Desintegradora Catalítica en la que se enfocará el estudio.

El objetivo de la desintegración catalítica es la obtención de gasolina de alto índice de octano, partiendo de mezclas de hidrocarburos de peso molecular medio correspondientes al corte de gasóleos de peso molecular de 250kg/kgmol.

De acuerdo al diagrama de bloques fig.1 a continuación se presenta una descripción rápida del proceso en general.

El proceso consiste en poner en contacto esta mezcla de hidrocarburos con catalizador, constituido por arcillas artificiales ácidas, a 960°F y 37.2 lb/in² obteniéndose gas combustible, propano - propileno, butano - butileno, gasolina catalítica, aceite cíclico ligero y aceite cíclico pesado.

La planta cuenta con las siguientes secciones :

- a) Convertidor Catalítico
- b) Fraccionador

c) Recuperación de vapores

d) Tratamiento Cáustico.

CONVERTIDOR CATALITICO (EN LA FIG 2 SE MUESTRA EL DIAGRAMA
CORRESPONDIENTE A ESTA SECCIÓN)

Aquí la carga de gasóleos previamente calentada en el riser con vapor de agua y el catalizador para reaccionar y efectuar la desintegración catalítica, entra en la parte superior del convertidor donde se separa el catalizador y los vapores de hidrocarburos. El catalizador fluye a la parte inferior y los vapores de hidrocarburos fluyen a la parte superior, posteriormente a la fraccionadora. El convertidor de desintegración catalítico consiste en un tubo elevador reactor (riser), cámara de separación, agotador de catalizador, regenerador e instalaciones para la circulación de catalizador; el equipo auxiliar consta de 2 silos para almacenamiento de catalizador nuevo, un silo para catalizador gastado, un turbo soplador de aire, un calentador de aire, una caldereta de recuperación de gases.

La alimentación consistente en destilados de la planta de vacío es introducida al tanque de balance de carga, que opera a 21 psig y 150 ° F, para posteriormente enviarse a través de una bomba de carga, a un sistema de precalentamiento enfriando diversos productos del fraccionador principal.

La alimentación precalentada a 400°F, se inyecta en la parte inferior del reactor a un distribuidor para mezclarse con catalizador caliente. El catalizador proporciona el calor necesario para obtener la temperatura de reacción 960°F, y llevar a cabo la misma. La temperatura de salida del reactor se controla por la cantidad de catalizador que se mezcla con la alimentación. El flujo de

catalizador se controla mediante una válvula tapón localizada al fondo de la tubería del catalizador regenerado.

La mezcla hidrocarburos catalizador fluye hacia la parte superior del reactor donde la reacción se lleva a cabo, posteriormente se inyecta a unos ciclones donde se separan los hidrocarburos del catalizador. El catalizador separado, circula hacia la zona de recolección respectiva instalada en la parte inferior del reactor.

En el fondo del reactor se inyecta vapor hacia el catalizador gastado, con el propósito de remover hidrocarburos atrapados entre las partículas de catalizador y aquellos que están atrapados en los poros del mismo.

El catalizador recolectado cae por gravedad hacia el regenerador, donde se inyecta de aire a 1100 °F en cantidad suficiente para iniciar la combustión del coque, pero no sobrecaliente el catalizador. Conforme el coque se quema se produce CO_2 , SO_2 , CO y H_2O .

El gas efluente de la regeneración es pasado a través de ciclones para separar partículas de catalizador que puedan ser arrastradas y posteriormente se envía al exterior previo mezclado con vapor de apagado para bajar su temperatura a 1300°F ; estos gases que son el objetivo principal en estudio son enviados a un sistema de recuperación de energía.

TORRE FRACCIONADORA. La torre fraccionadora principal sirve para hacer una primera separación de los vapores que vienen del separador del convertidor y obtener cuatro fracciones principales.

Actualmente esta sección sólo cuenta con una caldera de combustión de CO para terminar de oxidar el monóxido de carbono a bióxido de carbono usando esta corriente como combustible y producir vapor para proceso.

Los hidrocarburos con mayor temperatura de ebullición se colectan en el fondo como son los residuos catalíticos, el aceite ciclo pesado que es un poco más ligero y se colecta en una cubeta de extracción.

Los componentes mas ligeros salen por el domo como son vapores de gasolina, hidrocarburos ligeros gaseosos, vapor de agua y gases inertes.

RECUPERADOR DE VAPORES. Sirve para separar la gasolina amarga de los gases y fraccionar estos últimos de acuerdo a su punto de ebullición.

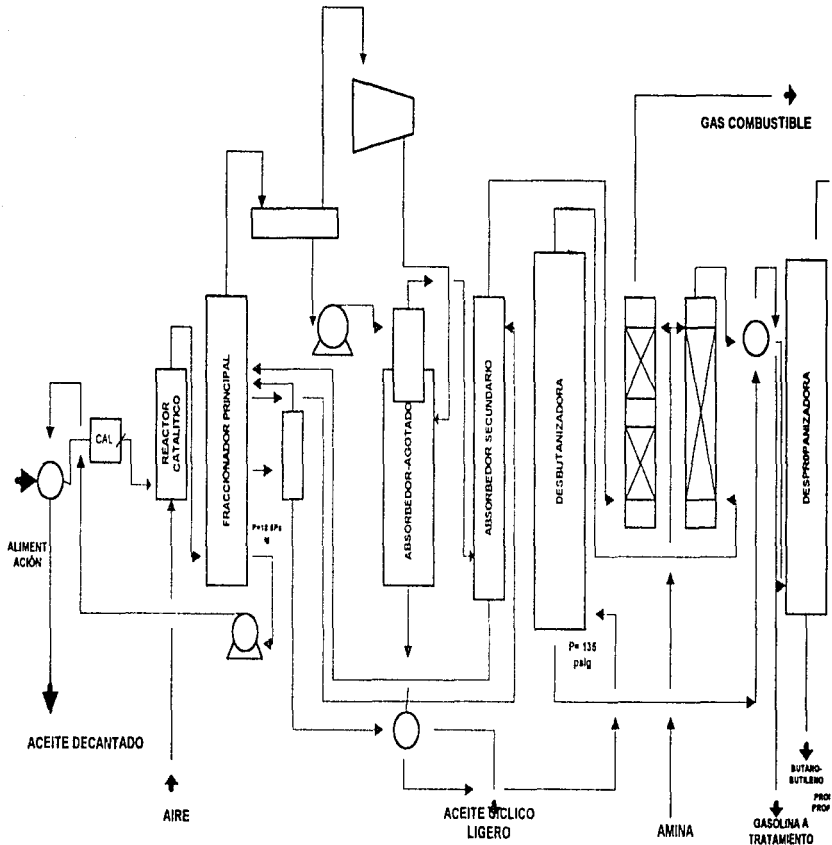
Esta sección consta de un absorbedor - agotador, absorbedor secundario, debutanizador, depropanizador, sección de tratamiento con amina.

En esta sección se elimina el gas ácido (ácido sulfhídrico y el bióxido de carbono), de las corrientes de gases (propano y gas seco), que vienen de la sección de recuperación de vapores, utilizando una solución acuosa de dietanolamina (DEA) al 20% en peso, obteniéndose gas combustible y propano butano dulce, gas ácido (que se envían a las plantas recuperadoras de azufre), la dietanolamina se regenera y vuelve a utilizarse.

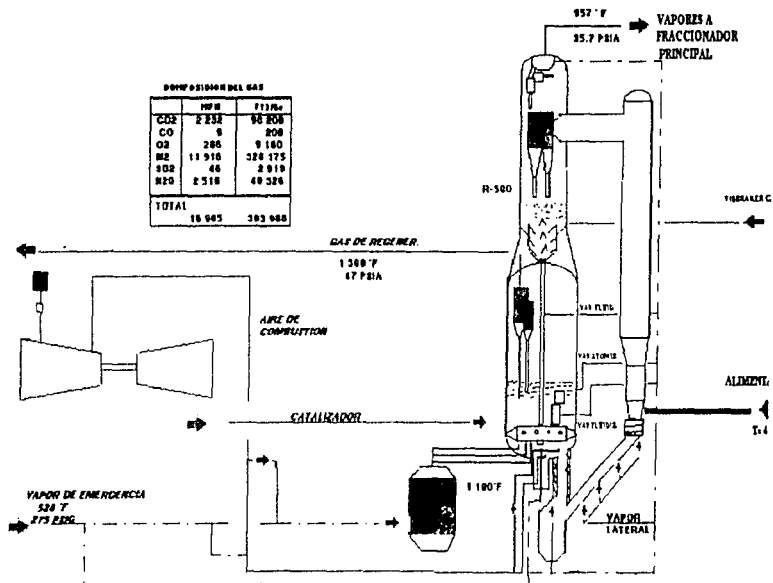
SECCIÓN DE TRATAMIENTO CAÚSTICO. Esta sección sirve para endulzar la gasolina y para purificar el gas propano-butano (LPG) utilizando para esto 2 y 3 corrientes de sosa cáustica respectivamente a diferentes concentraciones

cada una. En el caso de la gasolina se envía a almacenamiento, en el caso del gas se mezcla posteriormente con una solución de monoetanolamina, se filtra y se procede a fraccionarlo en propano y butano en la sección de recuperación de vapores obteniéndose como productos butano butileno que se envían a almacenamiento y propano propileno que se fraccionan para posteriormente ser almacenados.

PLANTA CATALÍTICA No.2 TIPO FCC.
DIAGRAMA DE BLOQUES (FIG. 1)



REACTOR CATALITICO FCC



PLANTA CATALITICA No. 2
REFINERÍA MIGUEL HIDALGO (TULA)

FIGURA 2

CAPÍTULO

2

ESTUDIO DE LOS PROCESOS DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA (FCC)

La desintegración catalítica es de la refinería el proceso mas importante y mas ampliamente utilizado para la conversión de aceites pesados en gasolina mas valiosa y productos mas ligeros, con casi 1 millón de toneladas de aceite procesado por día en los Estados Unidos. Originalmente la desintegración se realizaba térmicamente, pero los procesos catalíticos han reemplazado casi completamente este tipo de desintegración, debido a que se produce mas gasolina con un mayor octano y menos aceites pesados y gases no saturados.

Todos los procesos de desintegración catalítica que se utilizan hoy en día se pueden clasificar en unidades de lecho móvil o de lecho fluidizado. Existen varias modificaciones bajo cada una de esta clases dependiendo del diseñador o constructor, pero dentro de una misma clase la operación básica es muy similar. El proceso de desintegración catalítica fluidizada tiene un tamaño medio de partículas de alrededor de 50 micrómetros (micrones).

El proceso de desintegración produce carbón (coque) que permanece sobre las partículas de catalizador rebajando su actividad. Para mantener la actividad del catalizador a un nivel útil, es necesario regenerar el catalizador usando aire. Como resultado el catalizador se traslada continuamente del reactor al regenerador y de nuevo al reactor. La reacción de desintegración es endotérmica y la de regeneración es una reacción exotérmica. Algunas unidades se diseñan para utilizar el calor de la regeneración para suministrar el calor necesario para la reacción y para calentar el alimento hasta la temperatura de reacción. Se conocen como unidades de "recuperación de calor".

Las temperaturas medias del reactor están en el intervalo de 870 a 950 °F, con temperaturas del aceite de alimento desde los 600 a los 850 °F y temperaturas de salida del regenerador para el catalizador de 1,100 a 1,250 °F.

El aceite caliente de alimento se pone en contacto con el catalizador en la línea ascendente del alimento en el reactor. A medida que la reacción avanza, el catalizador se desactiva progresivamente debido a la formación de coque en la superficie del catalizador. El catalizador y los vapores de hidrocarburo se separan mecánicamente y el aceite que permanece en el catalizador se elimina mediante agotamiento con vapor antes de que el catalizador entre en el regenerador.

Los vapores de aceite se llevan por la parte superior a una columna de fraccionamiento para su separación en corrientes que posean los intervalos de ebullición deseados.

El catalizador debilitado fluye en el regenerador y se reactiva por eliminación de los depósitos de coque mediante combustión con aire. Las temperaturas del regenerador son controladas cuidadosamente para prevenir la desactivación del catalizador por sobrecalentamiento. Esto se realiza generalmente por control del flujo de aire para proporcionar la razón deseada CO_2 / CO , en los gases de combustión de salida dado que, la combustión del CO a CO_2 no elimina coque del catalizador, pero si, produce un exceso de calor. Los gases de combustión y el catalizador se separan mediante ciclones, y el catalizador se trata con vapor para eliminar el oxígeno adsorbido antes de que el catalizador entre en contacto con el aceite alimento.

UNIDADES COMERCIALES PARA LOS PROCESOS DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA.

A continuación se describen 2 de las unidades que generalmente se usan para los procesos catalíticos, como son las unidades de lecho fluidizado (FCC) y unidades de lecho móvil (TCC).

UNIDADES DE LECHO FLUIDIZADO

Los procesos CCF emplean un catalizador en forma de partículas muy finas que se comportan como un fluido cuando se airean con vapor. El catalizador fluidizado circula continuamente entre la zona de reacción y la zona de regeneración y actúa como vehículo para transferir el calor desde el regenerador al aceite alimento y al reactor. Dos tipos de unidades básicas de CCF se utilizan hoy en día, son las del tipo "lado por lado", donde el reactor y el separador son vasijas adyacentes una a la otra, y las del tipo orthoflow o apilado, donde el reactor se monta sobre la parte superior del regenerador.

Una de las diferencias de proceso más importantes en las unidades de CCF se refiere a la localización y control de la reacción de desintegración. Hasta cerca de 1965 la mayoría de las unidades se diseñaban con una fase densa de lecho catalítico fluidizado, separada en el recipiente de reacción. Las unidades operaban de tal manera que la mayor parte de la desintegración tenía lugar en el lecho del reactor. La extensión de la desintegración se controlaba variando la profundidad del lecho del reactor, tiempo y temperatura. Aunque se reconoció que la desintegración tenía lugar en la línea de alimento que ascendía

al reactor, debido a que la actividad catalítica y la temperatura poseen allí su valores mas altos, no se realizo ningún intento para regular la reacción controlando las condiciones de la línea ascendente. Después de que se adoptara por las refinerías el catalizador de zeolita mas reactivo, la cantidad de desintegración que tenia lugar en la línea ascendente (o línea de transferencia), se incremento a niveles que requirieron cambios operacionales en las unidades existentes. Como consecuencia, la mayor parte de las unidades recientemente construidas se han diseñado para operar con un nivel mínimo de lecho en el reactor, manteniéndose el control de la reacción variando la velocidad de circulación del reactor. Muchas unidades antiguas se han modificado para maximizar y controlar la desintegración en la línea ascendente. Las unidades operan también con diferentes combinaciones de la línea ascendente de alimento seguida del reactor del lecho denso, la línea ascendente de alimento en paralelo con el lecho denso y líneas ascendentes de alimento paralelas (una para el alimento nuevo y la otra para el reciclado).

Las corrientes de alimento nuevo y de reciclado se precalientan mediante hornos o intercambiadores de calor y entran en la unidad por la base de la línea ascendente del alimento donde se mezclan con el catalizador regenerado caliente. El calor del catalizador vaporiza al alimento y lo lleva a la temperatura deseada de reacción. La mezcla de catalizador y vapores de hidrocarburos suben a lo largo de la línea ascendente hacia el reactor. Las reacciones de desintegración empiezan cuando el alimento entra en contacto con el catalizador caliente en la línea ascendente y continua hasta que los vapores se separan del catalizador en el reactor. Los vapores de hidrocarburo se envían a la columna de fraccionamiento de crudo sintético, para su separación en productos líquidos y gaseosos.

Los gases de combustión que abandonan el regenerador contienen monóxido de carbono el cual se quema a CO_2 en un horno de CO (caldera de calor residual) para recuperar la energía del combustible disponible. Los gases calientes pueden utilizarse para regenerar vapor, accionar turbinas de expansión o para comprimir el aire de regeneración y generar potencia eléctrica.

NOTA : EN LA FIG.3 SE ANEXA EL ESQUEMA DE UNA UNIDAD DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA FLUIDIZADO (FCC). CABE SEÑALAR QUE ESTE ES EL ESQUEMA QUE RIGE NUESTRO PROCESO.

UNIDAD DE DESINTEGRACIÓN CATALITICA FLUIDIZADO (FCC)

M.W. KELLOGG (OTRHOFLOW)

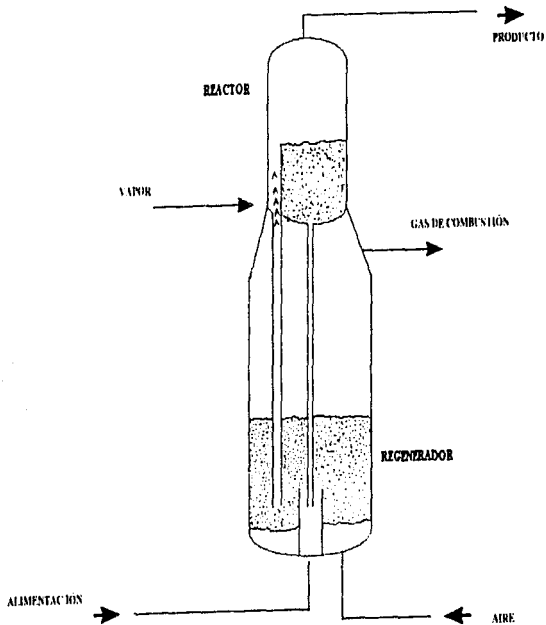


FIGURA 3

UNIDADES DE LECHO MÓVIL

La unidad de CCT utiliza un lecho sólido continuo y móvil de catalizador que gravita a través de la unidad en una masa compacta. Uno de los requisitos para la operación en una unidad de lecho móvil es la necesidad de mantener un perfil horizontal uniforme de la velocidad del catalizador a través del reactor y del horno de regeneración.

El catalizador fluye al reactor desde el depósito de compensación situado encima del mismo. Alrededor del 80% al 95% del catalizador entra por la cabeza del reactor y se descarga en forma de caída libre, se dispersa en forma de una cortina anular que rodea la tobera de alimentación de la mezcla de fases del hidrocarburo, de manera que el hidrocarburo pulverizado se mezcla con las partículas de catalizador. El catalizador remanente, del 5 al 20% del circulante, entra a través de una corona de tubos periféricos y mantiene la cabeza del lecho catalítico al nivel requerido para dar la velocidad espacial necesaria para lograr el rendimiento deseado.

El catalizador y los hidrocarburos descienden por el reactor en equicorriente hacia la zona de liberización del vapor en la base. En ella, se sacan los productos y el catalizador agotado mediante un flujo ascendente de vapor para eliminar los hidrocarburos atrapados en los huecos existentes entre las partículas y absorbidos sobre el catalizador. El vapor de agotamiento abandona el reactor con los productos hidrocarbonados. También se produce un vapor de purga justo, debajo del reactor para actuar como medio de cierre para separar los vapores del reactor de los gases de combustión en el

regenerador. El vapor de purga fluye hacia abajo en equicorriente con el catalizador al regenerador.

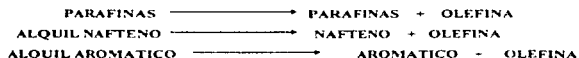
El regenerador en la unidad de CCT era originariamente un horno Thermofor desarrollado por la Socony-Vacuum Oil Company (ahora móvil) para la regeneración de arcillas utilizadas en el tratamiento de aceites lubricantes. En este horno el coque se eliminaba por combustión del flujo descendente de catalizador en varias etapas, con serpentines refrigerantes entre etapas para mantener la temperatura del catalizador suficientemente baja (por debajo de los 690 °C) y para prevenir la pérdida de actividad.

En unidades de diseño reciente la eliminación del coque por combustión se realiza en una sola etapa sin el uso de serpentines intermedios para eliminar el calor.

En el horno se inyecta aire para quemar el coque del catalizador. En las unidades de CCT el aire puede fluir en equicorriente con el catalizador o puede introducirse hacia la mitad del horno con flujo en contracorriente en la zona superior, y con flujo en equicorriente en la parte inferior. Un sistema de separación en la base del horno separa el catalizador de los gases de combustión y el catalizador cae en una vasija de elevación. En este punto el catalizador es arrastrado por una corriente de aire que lo eleva hacia un tanque de rebosamiento donde la dilatada área del recipiente y la utilización de un panel de separación dan lugar a la caída del catalizador a una pila.

REACCIONES DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA

Los productos formados en la desintegración catalítica son el resultado tanto de reacciones primarias como secundarias. Se designan como reacciones primarias aquellas que implican la escisión inicial del enlace carbono-carbono y la inmediata neutralización del ion carbonio. Las reacciones primarias se pueden representar como sigue :



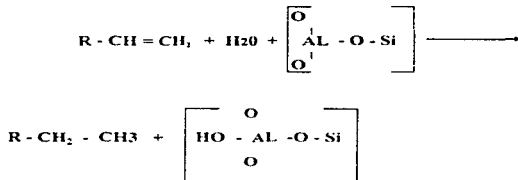
Thomas sugirió el mecanismo según el cual los iones carbonio se forman inicialmente debido a una pequeña cantidad de cracking térmico de n-parafinas para formar olefinas. Estas olefinas adicionan un protón del catalizador para formar grandes iones carbonio que se descomponen de acuerdo con la regla beta (la escisión del enlace carbono-carbono) para formar iones carbonio pequeños y olefinas. Los iones carbonio pequeños propagan la reacción en cadena transfiriendo un ion hidrógeno de la n-parafina para formar una pequeña molécula de parafina y un nuevo ion carbonio grande.

Como ejemplo característico de reacción de desintegración de hidrocarburos n-parafínicos se puede observar la siguiente secuencia para el n-octano (donde $R = \text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2-$).

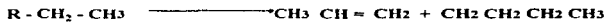
ETAPA 1 : REACCIÓN DE INICIACIÓN DE DESINTEGRACIÓN TÉRMICO SUAVE.



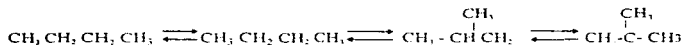
ETAPA 2 : TRANSFERENCIA DE UN PROTÓN.



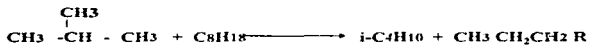
ETAPA 3 : ESCISIÓN BETA:



ETAPA 4 : REORDENAMIENTO HACIA UNA ESTRUCTURA MAS ESTABLE.



ETAPA 5 : TRANSFERENCIA DEL ION HIDRÓGENO.



De este modo, se forma otro ion carbonio grande y la cadena esta lista para repetirse a si misma.

Aunque el mecanismo básico es esencialmente el mismo, la forma y la extensión de la respuesta a la desintegración catalítica difiere grandemente entre los diversos tipos de hidrocarburos.

DESINTEGRACIÓN DE PARAFINAS

La desintegración catalítica de parafinas se caracteriza por producción alta de hidrocarburos C3 y C4 en los gases desintegrados, velocidades de reacción y productos determinados por el tamaño y estructura de las parafinas, isomerización hacia estructuras ramificadas, y formación de hidrocarburos aromáticos resultantes de reacciones secundarias implicando olefinas. Con respecto a las velocidades de reacción, el efecto del catalizador es más pronunciado a medida que aumenta el número de átomos de carbono de la molécula, aunque el efecto no es apreciable hasta que el número de átomos de carbono es por lo menos de seis.

La velocidad de desintegración también está influenciada por la estructura de la molécula; así, las que contienen átomos de carbono terciarios, son las que se desintegran más fácilmente, mientras que las que contienen carbonos cuaternarios, son las más resistentes.

Los compuestos que contienen ambos tipos de átomos tienden a neutralizarse entre sí sobre una base uno a uno. Por ejemplo, el 2,2,3-trimetilpentano (uno terciario y uno cuaternario) se desintegra sólo ligeramente más rápido que el n-octano, mientras que el 2,2,4,6,6-pentametilheptano (uno terciario y dos cuaternarios) se desintegra a una velocidad inferior a lo que lo hace el n-dodecano.

DESINTEGRACIÓN DE OLEFINAS

Las velocidades de desintegración catalítico de los hidrocarburos olefinicos son mucho más altas que las correspondientes de las parafinas. Las reacciones principales son :

1. escisiones de los enlaces carbono-carbono
2. Isomerización.
3. Polimerización
4. Saturación, aromatización y formación de carbono.

La isomerización de las olefinas por saturación y aromatización, son responsables del alto número de octano, y de la susceptibilidad al plomo de las gasolinas desintegradas catalíticamente. La velocidad mayor de las reacciones de transferencia de hidrógeno en las olefinas de cadena ramificada, da lugar a que las razones iso-a parafinas normales sean mayores que las razones de equilibrio de las olefinas originales. Además los naftenos actúan como dadores de hidrogeno en las reacciones de transferencia con olefinas para dar lugar a isoparafinas y aromáticos.

DESINTEGRACIÓN DE HIDROCARBUROS NAFTENICOS

La reacción de desintegración de mayor importancia de los naftenos en presencia de alumina-silicio es la deshidrogenación a aromáticos. Existe también una escisión del enlace carbono-carbono en ambos; anillo y cadenas laterales ligadas, pero a temperaturas por debajo de los 1 000 °F la reacción de deshidrogenación es considerablemente mayor.

La deshidrogenación es muy extensa para los naftenos C₉ y mayores, dando lugar a una gasolina de alto octanaje. Los productos líquidos no cíclicos y los gases desintegrados resultantes de la desintegración de los hidrocarburos nafténicos están más saturados que los resultantes del craqueo de parafinas.

DESINTEGRACIÓN DE HIDROCARBUROS AROMÁTICOS

Los hidrocarburos aromáticos con grupo alquilo conteniendo menos de tres átomos de carbono no son muy reactivos. La reacción predominante de los aromáticos con cadenas alquílicas largas es la clara ruptura de las cadenas laterales, sin la ruptura del anillo. El enlace carbono-carbono roto es el adyacente al anillo y los compuestos de benceno, conteniendo grupos alquilo se pueden desintegrar con la recuperación casi cuantitativa del benceno.

CATALIZADORES DE DESINTEGRACIÓN

Los catalizadores comerciales de desintegración catalítica, pueden dividirse en tres clases :

1. Aluminosilicatos naturales tratados con ácido
2. Combinaciones de alumina-silicio sintéticas amorfas
3. Catalizadores de alumina-silicio sintéticos cristalinos llamados, zeolitas o tamices moleculares.

La mayoría de los catalizadores utilizados en las unidades comerciales hoy en día son catalizadores de clase (3) o mezclas de las clases (2) y (3). Las ventajas de los catalizadores de zeolitas sobre los catalizadores naturales y los amorfos sintéticos son :

1. Actividad más alta
2. Rendimiento en gasolina mayores para una conversión dada.
3. Producción de gasolina conteniendo un mayor porcentaje de hidrocarburos parafínicos y aromáticos.
4. Producción menor de coque (y por consiguiente un mayor rendimiento, normalmente, para un nivel de conversión dado)
5. Producción de isobutano incrementada.
6. Posibilidad de conseguir conversiones más altas por paso sin desintegración excesiva.

La alta actividad del catalizador de desintegración zeolíticos permite que el proceso tenga lugar con tiempos de residencia cortos, y por ello se ha adaptado en muchas instalaciones para las operaciones de desintegración en la línea ascendente. Así los efectos adversos de la deposición de carbón sobre el

catalizador y la selectividad se minimizan debido a la cantidad despreciable de retromezcla del catalizador en la línea ascendente. Además se pueden utilizar líneas ascendentes separadas para la desintegración de la corriente reciclada y del alimento nuevo de manera que cada una de ellas puede desintegrarse en sus cocciones óptimas propias.

Los compuestos de nitrógeno básico, el hierro, el níquel, el vanadio y el cobre en el aceite actúan como veneno sobre el catalizador rebajando su actividad. Los metales se depositan y se acumulan sobre el catalizador y dan lugar a una reducción en el rendimiento al aumentar la formación de coque y disminuir la cantidad de coque eliminado por combustión por unidad de aire, al catalizar la combustión del coque a CO₂ mas que a CO. Si se expresan las concentraciones metálicas en el catalizador en ppm, el efecto es :



Si la suma es mayor que 1 000 el catalizador esta nocivamente contaminado.¹

¹C.L. Thomas, en su libro "Catalytic Process and Proven Catalysts", da una relación de la composición química, las características físicas y los suministradores, de catalizadores de desintegración.

VARIABLES DEL PROCESO

Además de la naturaleza de la carga, las principales variables de operación que afectan a la conversión y la distribución de los productos son la temperatura de desintegración, la razón catalizador/ aceite, la velocidad espacial, el tipo y actividad del catalizador y la razón de reciclado.

Los efectos generales de las variables de operación son las mismas para ambas unidades de lecho móvil y fluidizado pero cada tipo de unidad tiene unas limitaciones especiales que afectan a su importancia. Dentro de los límites de las operaciones normales, si se incrementa,

1. Temperatura de reacción
2. Razón catalizador/aceite.
3. Actividad del catalizador.

se obtiene un aumento de la conversión, mientras que un descenso de la velocidad espacial aumenta la conversión. Se debe resaltar que un aumento en la conversión no significa necesariamente un aumento en el rendimiento de gasolina, como es el caso de que un aumento de la temperatura por encima de un cierto nivel puede aumentar la conversión, los rendimientos en coque y en gas y el número de octano de la gasolina pero, disminuir el rendimiento en gasolina.

Para unidades de lecho móvil la temperatura es normalmente la variable de proceso que ocupa el primer lugar, puesto que, operan a velocidades de circulación del catalizador máximas. Esto se realiza para aprovechar la mayor

eficacia del rendimiento en gasolina obtenido al utilizar una razón máxima C/A para obtener conversiones por encima de las obtenidas, al operar a razones mas bajas C/A y utilizando la temperatura para obtener las conversión deseada.

En muchas unidades de CCF, la conversión y la capacidad están limitadas por las posibilidades de combustión de zoque del regenerador. Esta limitación puede ser debida o bien, a las limitaciones en la compresión del aire o bien, a las temperaturas después de la combustión en los ciclones del regenerador de la ultima etapa. En cualquier caso, las unidades de CCF operan generalmente a la temperatura máxima practica del regenerador, con la temperatura del reactor y la relación de producción seleccionadas para minimizar la desintegración secundaria de la gasolina a coque y gas.

En ambas unidades, de lecho móvil y fluidizado, la presión del reactor esta generalmente limitada a 15 o a 20 psig por el diseño de la unidad y no se utiliza ampliamente como una variable de operación. Un incremento en la presión aumenta el rendimiento en coque y el grado de saturación de la gasolina, pero disminuye el octanaje de la gasolina. Su efecto sobre la conversión es pequeño.

La carga inicial de catalizador a una unidad de CCF que utilice el craqueo en la línea ascendente es alrededor de 1 ton de catalizador por 100 BPD de velocidad de carga (el catalizador en circulación es alrededor de 0.3 ton por BPDS de velocidad de carga con aproximadamente el doble de esta cantidad para la fabricación. Etc.)

La velocidad de circulación del catalizador es aproximadamente de 1 ton/min. Por MBPD de velocidad de carga.

CAPITULO _____

3

OBJETIVOS:

Los objetivos siguientes se proponen en base a los datos de máxima demanda, de energía térmica y eléctrica para la sección del convertidor catalítico de la planta No.2.

Estos datos de máxima demanda fueron proporcionados en la refinería Miguel Hidalgo, tomados de mediciones de consumo de energía para días típicos.

VALORES EXTREMOS DE DEMANDA DE ENERGÍA PARA LA SECCIÓN DEL CONVERTIDOR CATALÍTICO .

TABLA I

Los objetivos se enumeran a continuación :

- 1. Recuperar al máximo la energía remanente de los gases de combustión**
- 2. Analizar las características de esta corriente de gases en función de la energía contenida.**
- 3. Analizar el esquema propuesto por el IMP para la recuperación de esta energía.**
- 4. Proponer otros esquemas considerando características de sistemas cogenerativos.**
- 5. Analizar los esquemas propuestos en base a :**
 - a) capacidad de generación de energía.**
 - b) Relación Q/E**
 - c) Índice de calor neto (ICN)**
 - d) Utilidad diaria en pesos por generación de energía.**

FACTORES QUE INCIDEN EN LA FACTIBILIDAD DE LOS SISTEMAS DE RECUPERACIÓN DE ENERGÍA (SISTEMA COGENERATIVO)

Antes de comenzar con el análisis técnico de estos sistemas es pertinente definir los conceptos de exergía y cogeneración, así como la clasificación de los sistemas cogenerativos, que se usarán para entender los esquemas de recuperación de energía que se plantearán en los siguientes capítulos.

CONCEPTO Y FILOSOFÍA DE LA COGENERACIÓN

La palabra cogeneración es un término nuevo que sirve para definir una serie de procedimientos empleados por los industriales desde hace años para cubrir sus propias necesidades de energía, tanto térmica como eléctrica.

Las industrias textiles en los Estados Unidos de Norteamérica, por ejemplo, usaban estos sistemas desde 1905. Su importancia fue disminuyendo a medida que se extendían las redes de distribución de energía eléctrica y bajaban los costos de la energía primaria.

La COGENERACIÓN es la producción secuencial de energía eléctrica y/o mecánica además de energía térmica aprovechable en forma de gases o líquidos calientes, a partir de una sola fuente energética.

CONCEPTO DE EXERGIA

La exergia puede definirse como una energía que es transformable a cualquier otra forma de energía, dentro de las restricciones impuestas por las condiciones del medio ambiente.

Esta definición muestra la capacidad restringida que tiene la energía para ser transformada, especialmente a energía eléctrica o mecánica.

Lo anterior tiene una importancia capital para el ingeniero, ya que para efectuar procesos industriales no se requiere simplemente de energía, sino de que ésta sea convertible o transformable, es decir, se requiere de exergia.

La exergia, que requieren para su consumo los procesos industriales, provienen de fuentes de energía primaria combustibles fósiles y nucleares, fuentes geotérmicas, instalaciones solares, etc. y de algunas reacciones químicas.

ESQUEMAS BÁSICOS DE SISTEMAS DE COGENERACIÓN

• CLASIFICACIÓN GENERAL

La primera clasificación que puede hacerse es la que atiende al orden en que se realiza la generación de la energía calorífica y la energía eléctrica. De acuerdo con esta clasificación los sistemas que pueden existir son:

1. SISTEMAS SUPERIORES

Los denominados ciclos o sistemas superiores "topping cycles", son aquellos en los que la energía primaria se usa para producir un fluido a alta temperatura y presión, que se utiliza para generar energía mecánica o eléctrica, y el calor residual del fluido se emplea en el proceso industrial.

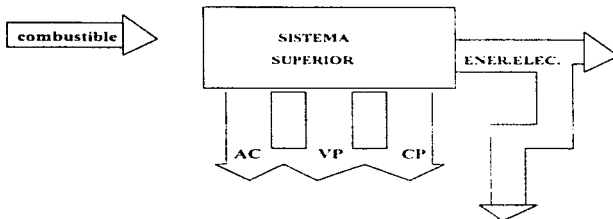
Los sistemas superiores son ampliamente utilizados en los procesos de las industrias de pulpa y papel, petróleo, textiles, cerveza, alimentos, azúcar y otras más.

2. SISTEMAS INFERIORES

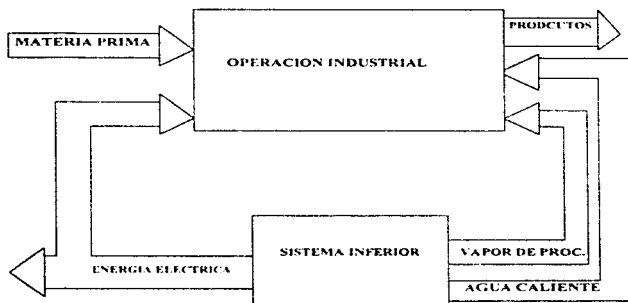
Los denominados ciclos o sistemas inferiores "bottoming cycles", son aquellos en los que la energía primaria se utiliza en el proceso industrial y la energía calorífica no aprovechada en el mismo se emplea en la generación de energía mecánica o eléctrica.

Los sistemas inferiores son generalmente utilizados en procesos con calor de desecho de 250 °C de temperatura o mayor, tales como las industrias del cemento, acero, vidrio, química y otras. (este es el tipo de sistema al que pertenece nuestro esquema a proponer).

SISTEMAS BÁSICOS EN ESQUEMAS DE COGENERACIÓN



AC agua caliente
VP vapor de proceso
CP calor de proceso



FACTORES QUE AFECTAN LOS SISTEMAS COGENERATIVO SEGÚN LOS REQUERIMIENTOS.

A) TIPO DE COMBUSTIBLE REQUERIDO

El carbón sería el combustible más barato, sin embargo, su aplicación en plantas de cogeneración no se justifica por el alto costo de inversión en los sistemas de transporte, manejo de carbon, ceniza y la limpieza de los gases.

El combustóleo es altamente utilizado en calderas convencionales. Sin embargo su alto contenido de azufre y vanadio, especialmente en el combustóleo mexicano, lo hace fuertemente corrosivo y contaminante, requiriendo de un sistema de limpieza de gases muy costoso para poder cumplir con la ley de protección ambiental.

El diesel es un combustible menos contaminante que el combustóleo, pero sumamente caro, por lo que es económicamente rentable como respaldo.

El gas natural tiene la gran ventaja de ser un combustible muy limpio, cuyos gases no requieren de una limpieza especial si se usa un sistema de combustión adecuado. Es el combustible ideal para turbinas de gas, pero se usa también cada vez más en calderas convencionales. Aunque en México cuesta aproximadamente 10% más por MMBtu que el combustóleo, dependiendo de su costo de transporte, puede resultar demasiado caro si la planta no se encuentra en una zona de alta demanda de gas o de fácil acceso a un gasoducto de suficiente capacidad.

B) RELACIÓN CALOR ELECTRICIDAD

Las diferentes industrias tienen requerimientos específicos de vapor y energía eléctrica.

Normalmente la disponibilidad continua de vapor de proceso tiene absoluta prioridad. Con la apertura del sector eléctrico, la autogeneración se puede manejar con más flexibilidad, visto que la energía sobrante o faltante se puede vender o conseguir a través de la Comisión Federal de Electricidad (CFE).

C) VARIACIÓN EN EL CONSUMO DE VAPOR

Cualquier tipo de caldera, recuperador o intercambiador de calor requiere de un cierto tiempo para satisfacer cambios en la demanda de vapor o agua caliente, mientras que las turbinas de vapor, responden inmediatamente a variaciones en el flujo.

Esto significa que, en caso de procesos que impliquen variaciones rápidas en el consumo de vapor, se recomiende el uso de turbinas de vapor con extracción y condensación en forma directa o integradas en un ciclo combinado. Esta solución requiere que las calderas generen una cantidad mayor que la demanda del proceso. El vapor excedente va a condensación y la electricidad excedente a la red pública.

D) AGUA DE ENFRIAMIENTO

En zonas con escasez de agua, donde se deben considerar sistemas de enfriamiento tipo seco, la turbina de gas tiene claras ventajas frente a la turbina de vapor, primordialmente en las de tipo condensación ya que la expansión de

las turbinas se ve altamente afectada por la presión de descarga, siendo esta última dependiente de la temperatura a la cual se rechaza el calor.

E) DISPONIBILIDAD

La mayoría de los procesos industriales requieren de una disponibilidad ininterrumpida de vapor de proceso y electricidad. Las plantas de cogeneración pueden satisfacer este requisito si su concepto se define en forma adecuada. Para lograr esto hay que considerar la disponibilidad esperada de cada componente y prever los respaldos correspondientes.

Las siguiente cifras son promedios calculados a base de estadísticas obtenidas de entre 20 y 200 unidades de cada tipo.

TABLA 2

COMPONENTE	DISPONIBILIDAD
TURBOGRUPO DE GAS	
TURBOGRUPO DE APOYAMIENTO	
CÁMERA DE RECUPERACIÓN	
TURBOGRUPO DE VAPOR (CALDEA)	

F) COSTO DE LA INVERSIÓN

Dependiendo de la tecnología seleccionada, el costo de la inversión puede llegar a variar hasta en un 200%. Sin embargo, las condiciones demandadas por el proceso serán las que definan primordialmente el tipo de tecnología y, dentro de éstas, se deberá adquirir aquella que implique una menor inversión.

G) PROTECCIÓN AMBIENTAL

Los límites de emisiones establecidos para la protección ambiental son de suma importancia en la evaluación de un proyecto, por su impacto en los costos de inversión y operación de las plantas de cogeneración.

H) SITUACIÓN GEOGRÁFICA

Por razones técnicas y económicas, las plantas de cogeneración deberán instalarse lo más cerca posible al consumidor de vapor de proceso. Los factores ambientales más importantes son: altura sobre el nivel del mar y temperatura ambiente.

PLANTEAMIENTO DE LOS ESQUEMAS DE RECUPERACIÓN DE ENERGÍA

Para armar el esquema de recuperación de energía conveniente se tomará como base la definición de un sistema cogenerativo que como ya se mencionó implica una generación de energía calórica y eléctrica.

De acuerdo a esto, los equipos involucrados en estos sistemas por lo general son turbinas de gas, turbinas de vapor, caldera de recuperación de calor, motores reciprocantes, principalmente.

El primer esquema a analizar fue tomado de una propuesta del Instituto Mexicano del Petróleo (IMP).

A continuación se describen los tipos, funcionamiento y criterios de operación de los equipos que se involucran en el sistema a proponer, con el fin de apoyar los criterios para la selección de los primotores adecuados en la recuperación de energía.

NOTA : LOS ESQUEMAS QUE POSTERIORMENTE SE PROPONDRÁN ESTARÁN EN BASE AL ESQUEMA INICIALMENTE PLANTEADO, MODIFICANDO ALGUNOS EQUIPOS SEGÚN SU CAPACIDAD PARA GENERAR ENERGÍA Y DE ACUERDO A LOS OBJETIVOS INICIALES.

CRITERIOS DE OPERACIÓN DE LOS PRIMOTORES MAS USADOS EN SISTEMEMAS COGENERATIVOS

TURBINA DE VAPOR

Los sistemas con turbinas de vapor, como las centrales de generación de electricidad, han alcanzado a dominar el mercado de aplicaciones a gran escala.

Sin embargo, también se usan con gran éxito en aplicaciones del sector industrial. El empleo de turbinas de vapor es generalmente rentable en capacidades de diez megawatts en adelante, aunque puede disponerse de unidades menores a diez megawatts.

Las turbinas de vapor se pueden clasificar como:

a) TURBINAS CONDENSANTES

Son aquellas donde el escape está conectado a un condensador y el vapor es expandido en la turbina hasta la presión del condensador, siempre inferior a la presión atmosférica.

b) TURBINAS CON EXTRACCIONES

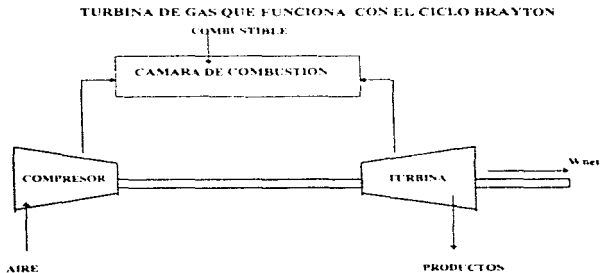
Parte del vapor que está siendo expandido en la turbina se extrae de ésta en algunos puntos específicos (pasos de la turbina), lo que permite tener vapor a una determinada presión deseada. Cuando la turbina es de extracción controlada, la presión de extracción se mantiene constante al variar el caudal de vapor extraído por medio de un regulador de presión que actúa sobre el vapor de entrada de la turbina. Si la extracción no es controlada, la presión del vapor

extraído estará sometida a variaciones importantes en función del caudal de vapor de salida de la turbina.

TURBINA DE GAS.

Las turbinas de gas funcionan bajo el ciclo Brayton. La turbina consta de tres elementos principales; el primero de ellos es el compresor el cual incrementa la presión del fluido de trabajo, usualmente aire, entre cuatro y treinta veces la presión atmosférica. El aire comprimido posteriormente se calienta a temperaturas que van de 800 a 1200 °C mediante una cámara de combustión, la cual es el segundo elemento principal, donde se adiciona combustible y se incendia. Los gases calientes y a alta presión que salen de la cámara de combustión son expandidos en la turbina, que es el tercer elemento principal, produciendo potencia la cual se usa para mover al compresor y, normalmente, a un generador eléctrico o a cualquier otro equipo mecánico.

A continuación se muestra un esquema del ciclo abierto de una turbina de gas simple que utiliza un proceso de combustión interna.



MOTORES RECIPROCANTES

Los motores reciprocantes o de combustión interna están disponibles en tamaños de 10 HP hasta 60 000 HP, son usados para mover compresores, bombas de calor, ventiladores y bombas, mas comúnmente generadores eléctricos.

Pueden usar gran variedad de combustibles como son gas metano, gas LP, diesel, gasolina y mezclas de combustibles gaseosos y líquidos, son relativamente más eficientes que las turbinas del mismo tamaño. Además, poseen la característica de una buena recuperación de calor y son muy adecuados para aplicaciones de cogeneración. En general, los motores reciprocantes son los únicos primotores eficientes que existen comercialmente en tamaños de unos pocos caballos de fuerza.

Los motores de combustión interna se pueden clasificar según varios criterios: Primero, éstos pueden clasificarse de acuerdo a su ciclo termodinámico Diesel u Otto.

Segundo, pueden clasificarse dependiendo de la velocidad del motor alta, media o baja velocidad.

Tercero, se pueden clasificar según el tipo de aspiración natural, sepercargado y turbocargado.

Cuarto, se pueden clasificar según el número de tiempos del ciclo de dos tiempos y cuatro tiempos.

En los motores que trabajan bajo el ciclo Otto, la mezcla de aire y combustible es introducida al cilindro y comprimida por el pistón, donde además es

encendida por una chispa que normalmente procede de una bujía. La mezcla encendida produce un súbito incremento de presión en el interior del cilindro provocando el retroceso del pistón mediante la expansión de los gases y produciendo energía mecánica.

Los motores que utilizan bujías normalmente queman gasolina y gas natural, aunque también pueden utilizar gas propano, butano y metano.

Existe una relación directa entre la relación de compresión, definida como la relación del volumen de la mezcla combustible-aire no comprimida y el mínimo volumen del cilindro, y la eficiencia del motor. Una forma de elevar la eficiencia es incrementar la relación de compresión.

RECUPERADORES DE CALOR

Se usan para generar vapor para proceso o generar otro tipo de energía en ciclos regenerativos.

Los recuperadores de calor en general, pueden ser, de circulación forzada o de circulación natural. Los de circulación forzada presentan las ventajas de requerir menor espacio para su instalación debido a que son erguidos de forma vertical tienen un menor tiempo de arranque, requieren menor " Pinch Point" que se define como la diferencia de la temperatura de salida de los gases del evaporador y la temperatura de saturación correspondiente a la presión del vapor generado en esa sección.

Existen tres tipos o clasificaciones principales de recuperadores:

- **Recuperadores de calor sin postcombustión**

- Recuperadores de calor con postcombustión
- Recuperadores de calor con máxima postcombustión.

RECUPERADORES DE CALOR SIN POSTCOMBUSTION_(RCSP)

Los recuperadores de calor sin poscombustión RCSP son los más simples de los recuperadores, prácticamente son intercambiadores de calor convectivos en los cuales se genera vapor mediante el empleo únicamente de los gases de descarga de las turbinas de gas. Los rangos de las condiciones del vapor con que normalmente funcionan este tipo de recuperadores es de 10 bar con vapor saturado a 110 bar y 512 ° C. Los RCSP trabajan bajo las condiciones de operación impuestas por la turbina de gas, que siguen la demanda de energía eléctrica.

RECUPERADORES DE CALOR CON POSCOMBUSTION_(RCCP)

Los RCCP generan mayor cantidad de vapor con respecto a los RCSP, normalmente funcionan con temperaturas de gases después de la poscombustión no mayores a 970 °C, siendo posible llevar a cabo la combustión en ductos con quemadores, ya que de otra forma se requerirían paredes refrigeradas.

Los RCCP básicamente son intercambiadores de calor convectivos que se diseñan en forma muy similar a los RCSP. Sin embargo, la posibilidad de poscombustión provee la posibilidad de controlar la producción de vapor, dentro de la capacidad del sistema de quemadores, de forma independiente al modo de operación de la turbina de gas.

RECUPERADORES DE CALOR CON MÁXIMA POSCOMBUSTIÓN (RCCMP)

Por lo general trabajan con gases provenientes con de una turbina de gas; dado que este tipo de recuperadores pueden generar una cantidad muy grande de vapor, existen muy pocas aplicaciones en la industrias, ya que con gran facilidad se superan las relaciones calor/electricidad de los procesos. En las aplicaciones más comunes de los RCCMP se utilizan pequeñas turbinas de gas.

- **MÁXIMO APROVECHAMIENTO DE ENERGÍA EN LOS RECUPERADORES**

Una mejor aprovechamiento en el trabajo de los recuperadores de calor debe seguir las siguientes condiciones, que pueden llegar a ser contradictorias:

a) Se debe conseguir la mayor eficiencia en la utilización de calor en los gases de entrada.

b) Se debe evitar disminuir la temperatura mínima de corrosión (entre 120 y 150 °C), que es cuando se alcanza el punto de rocío del ácido sulfúrico.

Para obtener una máxima utilización de calor contenido en los gases deben existir pequeñas diferencias de temperatura entre los gases a la salida del recuperador y el agua o vapor, lo que provoca que la superficie de intercambio de calor requerida sea grande.

Por otro lado, cuando se diseña un recuperador de calor, debe tenerse en cuenta no alcanzar la temperatura mínima de corrosión. esto es, garantizar que todas las superficies en contacto con los gases tengan una temperatura superior al punto de rocío del ácido sulfúrico y, cuando el combustible utilizado está libre de azufre, el límite se determina por el punto de rocío del agua.

Debido a que la transferencia de calor del lado de los gases es menor que la transferencia del lado del agua, por un factor de aproximadamente 100 , es prácticamente común suponer que la temperatura del metal de los tubos es la misma temperatura que la del agua o vapor. Como el ataque por corrosión no es rápido, si la temperatura disminuye ligeramente por abajo del punto de rocío del ácido sulfúrico y como la temperatura de la superficie de los tubos es siempre unos cuantos grados superiores a la temperatura del agua, la temperatura del agua de alimentación, cuando se utilizan combustibles con azufre, puede estar 5 a 10 °C por abajo del punto de rocío teórico. Sin embargo introducir agua de alimentación lo más caliente posible siempre trae consigo ahorros energéticos en la operación del recuperador.

- ESTIMACION DE LA GENERACIÓN DE VAPOR

Para estimar la generación de vapor en estudios preliminares, se puede aplicar cualquiera de los siguientes dos métodos.

El primero consiste en asumir una efectividad del 85 al 87% para la combinación de evaporador y sobrecalentador. La efectividad es simplemente la relación de la caída de temperaturas del gas al pasar a través del evaporador y sobrecalentadores y la caída que debería haber ocurrido si el gas que sale del evaporador hubiese sido enfriado a la temperatura de saturación del vapor dentro del evaporador.

El segundo método es de considerar un " pinch point" de 10 a 15 °C, es decir una diferencia entre la temperatura de los gases que salen del evaporador y la temperatura de saturación correspondiente al vapor generado en el mismo elemento.

A continuación se presentan los Indices utilizados para comparar y seleccionar los esquemas de cogeneración ideales y que nos ayudarán a establecer el mejor esquema de recuperación de energía.

INDICES UTILIZADOS PARA COMPARAR LAS INSTALACIONES DE COGENERACIÓN

Para poder comparar la eficiencia de los sistemas de cogeneración entre si y de éstos con el sistema convencional de generación, se utilizan diferentes índices, de los cuales se presentan algunos que ayudarán a la evaluación de los esquemas a proponer.

A) INDICE DE CALOR NETO (*NET HEAT RATE*)

Este índice expresa la relación entre el combustible utilizado que se puede atribuir a la energía eléctrica producida, y la producción de electricidad de las instalaciones. El combustible que se atribuye a la energía eléctrica generada se calcula restando del combustible total utilizado, el que hubiera sido necesario para producir el vapor generado en una caldera de vapor convencional.

B) INDICE DE ENERGÍA: CALOR/ELECTRICIDAD (*POWER TO HEAT RATE*)

Esta relación también se utiliza a la inversa, es decir expresada como electricidad/calor y su manejo es de forma indistinta.

Es la relación entre la energía eléctrica y el calor producido, es decir la energía térmica. Es un índice de gran importancia para saber, en cada caso, el tipo de tecnología que se puede aplicar según las curvas de demanda de la energía eléctrica y térmica.

ANÁLISIS DE LAS GRÁFICAS 1 Y 2 ANEXAS PARA LA SELECCIÓN DEL PRIMOTOR ADECUADO.

De acuerdo a la (Graf. 1) las turbinas de vapor presentan un porcentaje de ahorro energético bajo a altas producciones de energía térmica.

Los motores diesel por el contrario presentan un bajo consumo de combustible o alto ahorro energético a bajas producciones de energía térmica o bajas relaciones Q/E.

La (Graf. 2) muestra que las turbinas de vapor presentan los más altos rendimientos a altos valores de Q/E o altas producciones de energía. En cambio los motores diesel presentan las relaciones más bajas en ambas gráficas.

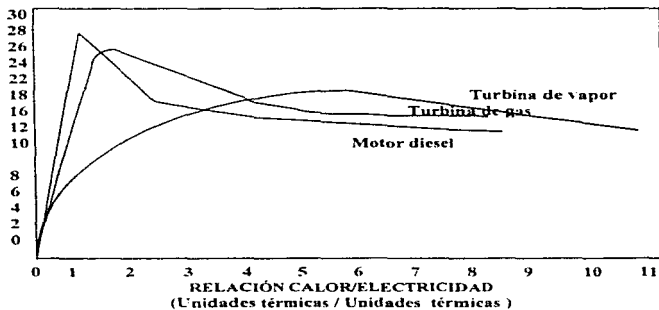
Sin embargo si todo el vapor de proceso necesario pudiera ser generado por cogeneración, se ahorraría más combustible utilizando un motor diesel que una turbina de vapor

Las turbinas de gas están en un punto intermedio.

**AHORRO DE ENERGÍA PRIMARIA EN FUNCIÓN DE LA RELACIÓN CALOR /
ELECTRICIDAD**

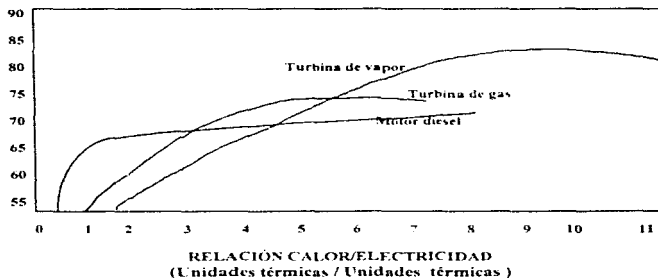
(%)

GRAF.1



**RENDIMIENTO DE SISTEMAS DE COGENERACIÓN EN FUNCIÓN DE LA
REALCIÓN CALOR / ELECTRICIDAD.**

GRAF. 2



ANÁLISIS DE LOS ESQUEMAS PARA LA RECUPERACIÓN DE ENERGÍA EN LA CORRIENTE DE GASES DE COMBUSTIÓN.

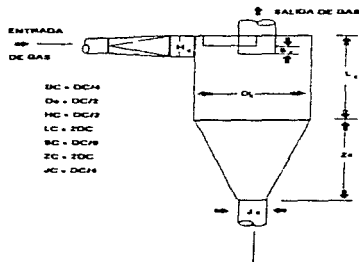
Se comenzará por analizar el esquema propuesto por el IMP para la recuperación de la energía sobrante de estos gases. El esquema se presenta en la figura (ECO.G.1)

Los esquemas posteriores se diseñarán en base a este primer esquema y a los objetivos planteados.

A continuación se presenta la descripción del proceso que involucra este esquema.

NOTA: COMO PUNTO INICIAL TODOS LOS PROCESOS DEBEN MANEJAR UNA SECCION DE RETENCIÓN DE SÓLIDOS PARA PROTEGER LA OPERACIÓN DE LOS EQUIPOS POSTERIORES. SE PROPONE EL USO DE UN CICLÓN CUYAS CARACTERÍSTICAS SE PLANTEAN EN LA FIG. 4

CÁLCULO DEL CICLÓN CI-500



MEMORIAS DE CÁLCULO

EQUIPO: CICLÓN

ALGORITMO DE CÁLCULO

1. Con el flujo volumétrico (Ft^3/min) y la velocidad del gas (Ft/seg); calculamos el área (Ft^2).
2. Calculamos el diámetro y el resto de las dimensiones del ciclón mediante las correlaciones siguientes.

$$Bc = Dc / 4$$

$$Lc = 2Dc$$

$$Dc = Dc / 2$$

$$Zc = 2Dc$$

$$Sc = Dc / 8$$

$$Jc = Dc / 4$$

$$Hc = Dc / 2$$

3. Se calcula la caída de presión.

$$\Delta P = .013 d Vc^2$$

CÁLCULOS

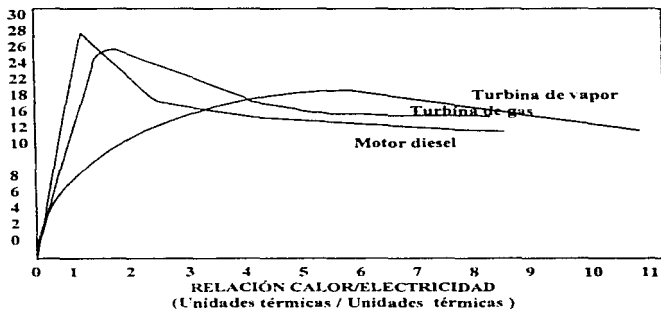
DATOS:

$$Q = 383\,988 \text{ Ft}^3/\text{hr} * (1/3600 \text{ sec.}) = 106.66 \text{ Ft}^3/\text{sec.}$$

**AHORRO DE ENERGÍA PRIMARIA EN FUNCIÓN DE LA RELACIÓN CALOR /
ELECTRICIDAD**

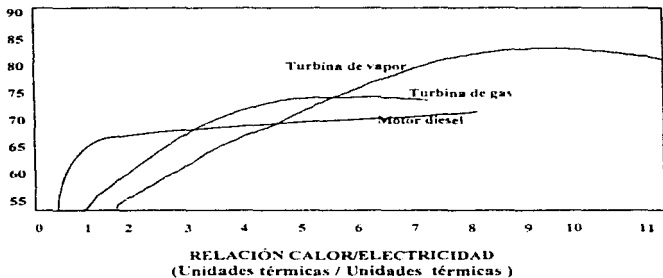
(%)

GRAF. 1



**RENDIMIENTO DE SISTEMAS DE COGENERACIÓN EN FUNCIÓN DE LA
RELACION CALOR / ELECTRICIDAD.**

GRAF. 2



ANÁLISIS DE LOS ESQUEMAS PARA LA RECUPERACIÓN DE ENERGÍA EN LA CORRIENTE DE GASES DE COMBUSTIÓN.

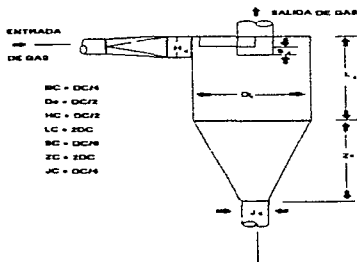
Se comenzará por analizar el esquema propuesto por el IMP para la recuperación de la energía sobrante de estos gases. El esquema se presenta en la figura (ECO.G.1)

Los esquemas posteriores se diseñarán en base a este primer esquema y a los objetivos planteados.

A continuación se presenta la descripción del proceso que involucra este esquema.

NOTA: COMO PUNTO INICIAL TODOS LOS PROCESOS DEBEN MANEJAR UNA SECCIÓN DE RETENCIÓN DE SÓLIDOS PARA PROTEGER LA OPERACIÓN DE LOS EQUIPOS POSTERIORES. SE PROPONE EL USO DE UN CICLÓN CUYAS CARACTERÍSTICAS SE PLANTEAN EN LA FIG. 4

CÁLCULO DEL CICLÓN CI-500



MEMORIAS DE CÁLCULO

EQUIPO: CICLÓN

ALGORITMO DE CÁLCULO

1. Con el flujo volumétrico (Ft^3/min) y la velocidad del gas (Ft/seg); calculamos el área (Ft^2).
2. Calculamos el diámetro y el resto de las dimensiones del ciclón mediante las correlaciones siguientes.

$$B_c = D_c / 4$$

$$L_c = 2D_c$$

$$D_e = D_c / 2$$

$$Z_c = 2D_c$$

$$S_c = D_c / 8$$

$$J_c = D_c / 4$$

$$H_c = D_c / 2$$

3. Se calcula la caída de presión.

$$\Delta P = .013 \text{ d } V_c^2$$

CÁLCULOS

DATOS:

$$Q = 383\,988 \text{ Ft}^3/\text{hr} * (1/3600 \text{ sec.}) = 106.66 \text{ Ft}^3/\text{sec.}$$

$$\delta = .038 \text{ lb / Ft}^3$$

$$v_c = 60 \text{ Ft/ sec.}$$

$$A = Q / v = 106.66 / 60 = 1.777 \text{ Ft.}$$

$$D_c = \sqrt{8A} \rightarrow \sqrt{8 \cdot 1.777} \quad \sqrt{14.22} = 3.77 \text{ Ft.}$$

$$B_c = D_c / 4 \rightarrow 3.77 / 4 = 0.9425 \text{ Ft.}$$

$$D_c = D_c / 2 \rightarrow 3.77 / 2 = 1.885 \text{ Ft.}$$

$$S_c = D_c / 8 \rightarrow 3.77 / 8 = 0.47125 \text{ Ft.}$$

$$H_c = D_c / 2 \rightarrow = 1.885 \text{ Ft.}$$

$$L_c = 2D_c \rightarrow 2(3.77) = 7.54 \text{ Ft.}$$

$$Z_c = 2D_c \rightarrow = 7.54 \text{ Ft.}$$

$$J_c = D_c / 4 \rightarrow = 0.9425 \text{ Ft.}$$

Cálculo de la caída de presión:

$$\Delta P = .013 d V_c^2$$

$$\Delta P = .013 (0.038 \text{ lb/Ft}^3) (60)^2$$

$$\Delta P = 1.7784 \text{ in /lb H}_2\text{O} = 1.7784 \text{ inC.A.}$$

factor de conversión:

$$1.7784 \text{ inC.A.} \cdot \frac{1 \text{ in Hg}}{13.6 \text{ in C.A.}} \cdot \frac{1 \text{ atm}}{29.92 \text{ inHg}} \cdot \frac{14.7 \text{ psia}}{1 \text{ atm.}} = .064246 \text{ psia}$$

$$0.06426 \text{ psia} = 4.51 \text{ E}^{-3} \text{ Kg} / \text{cm}^2$$

NOMENCLATURA:

V_c = velocidad promedio de entrada al ciclón basada en el área "A_c"
(Ft/sec.)

Q = Flujo volumétrico (Ft³/min.)

δ = densidad del gas (lb / ft³)

A = área (Ft²)

ΔP = caída de presión (in.C.A.)

D_c = diámetro del ciclón (Ft)

B_c = ancho del ducto rectangular de entrada al ciclón

D_e = diámetro del ducto de salida del gas del ciclón.

H_c = altura del ducto rectangular de entrada al ciclón.

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO PARA EL ESQUEMA TURBINA-GENERADOR / CALDERA DE CO

La corriente de gases que sale del Reactor (R-500), ingresa al esquema de recuperación de energía como corriente 1 a una T=1300 °F y una P= 48 psia.

Esta corriente entra a un sistema separador de partículas (ciclón) para retener el polvo de catalizador contenido en los gases de combustión ; en esta sección, existe un sistema de control con señal en tablero a base de flujo y presión para dar paso a la corriente 3, cuando existe un aumento en la presión de la línea 2 que va al ciclón (C-500) o una interrupción del flujo por cuestiones de operación o mantenimiento.

La corriente 4 que sale del ciclón (C-500) da lugar a las corrientes 5 y 6 cuyo flujo esta regido por un sistema de control que protege la operación de la turbina. La corriente 6 ingresa a la turbina (TB-500) que mueve a un generador eléctrico (G-500).

La corriente 7, que posteriormente se convierte en la corriente 11 se divide en las corrientes 12 y 13. La corriente 12 ingresa a la caldera de combustión a la Temperatura y Presión de expansión para aprovechar el monóxido de carbono contenido en esta corriente y oxidarlo por combustión a bióxido de carbono CO₂.

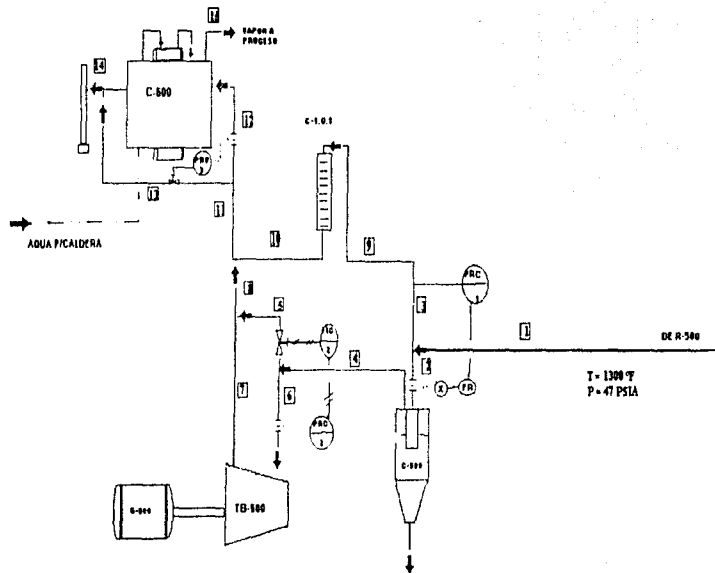
La corriente 13 funciona como un by-pass por donde fluyen los gases provenientes de la turbina TB-500 cuando la caldera C-500 sale de operación.

La corriente 14 manda los gases de salida a una chimenea y posteriormente a la atmósfera con bajo contenido de monóxido de carbono y bióxido de azufre.

La corriente 15 contiene vapor producido en la caldera y los envía a proceso.

Nota : A continuación se plantean los algoritmos a seguir para conocer la energía entregada por cada equipo en este arreglo.

ESQUEMA TURBINA - CALDERA DE CO



**ALGORITMO DE CÁLCULO PARA CONOCER LA ENERGÍA
RECUPERADA EN EL EXPANSOR O EXERGIA DE LOS GASES DE
COMBUSTIÓN AL ATRAVESAR ESTE.**

- 1. Se calcula la diferencia de entalpia entre la fuente y el sumidero.**

$$\text{Ec..... } \Delta h_t = h_a - h_e \text{ 1}$$

- 2. Se calcula la entalpia real usando la eficiencia del equipo.**

$$\text{Ec..... } \Delta h_r = \Delta h_t * \eta \text{ 2}$$

- 3. Se calcula la exergía específica. (ENERGÍA POR LIBRA DE GAS)**

$$\text{Ec..... } x_{a-e} = \Delta h_r / 3412 \text{ 3}$$

- 4. Se calcula la exergía total de nuestro sistema (TURBOEXPANSOR)**

$$\text{Ec..... } X = MG * x_{a-e} \text{ 4}$$

- 5. Costo de la exergía o energía recuperada.**

Para un sistema vapor de agua el costo de las libras de vapor generado, es el costo de 1KWH de exergía.

$$\text{Ec..... } (1 \text{ KWH} / \text{KWH/lb}) = 1 \text{ lb de gas} \text{ 5}$$

NOTA: Para el cálculo de la turbina se uso el simulador ASPEN PLUS ver. 9.1
Los cálculos de la exergía total fueron hechos en una hoja de cálculo EXCEL ver. 7.0

NOMENCLATURA

Δh_t = diferencia de entalpia teórica. (BTU/lb)

h_a = entalpia referido al vapor de alta presión. (BTU/lb)

$h_{c,t}$ = entalpia de condensación teórica. (BTU/lb)

Δh_r = diferencia de entalpia real. (BTU/lb)








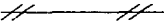


n = eficiencia del expansor.

x_{a-c} = exergia específica del vapor de alta presión hasta la condensación
(KWH/lb)

X = exergia total. (KWH/hr o HP)

MG = masa del gas o flujo másico (lb / hr)

SIMBOLOGÍA Y LISTA DE EQUIPOS

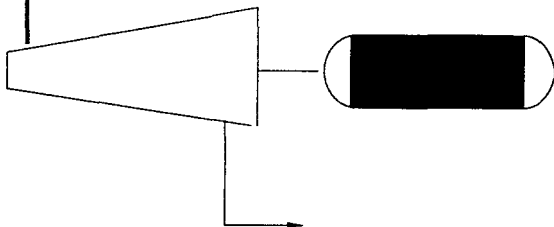
REACTOR CATALITICO F.C.C	R-500
TURBINA DE VAPOR	TB-500
CICLON	CI-500
CALDERA DE COMBUSTION	C-500
CAMARA DE DESCOMPRESION	C-1.0.1
SISTEMA DE CONTROL	
CONTROLADOR REGISTRADOR DE PRESIÓN	
INDICADOR CONTROLADOR DE FLUJO	
VÁLVULA NEUMÁTICA	
LINEA DE AIRE P/INSTRUMENTOS	
TERMINALES ELÉCTRICAS P/INSTRUMENTOS	
LINEA DE PROCESO PRINCIPAL	
LINEA DE PROCESO SECUNDARIO	
LINEA DE AIRE	
LINEA DE CONDENSADO	
LINEA DE VAPOR	
LINEA DE AGUA	

MEMORIAS DE CALCULO TURBINA - GENERADOR

T = 1300 °F

P = 32 psi

MPH
 SO2 46
 O2 286
 CO2 2232
 N2 11916
 CO 9.0
 H2O 2518



$P_s = 1E-3$ psi

$T_s = 126$ °F

RESULTADOS GENERADOS POR LA SIMULACION

TURBINA ISOENTROPICA

Caballos de fuerza	- 62 612.71 HP
Potencia al freno	- 62 612.71 HP
Eficiencia	0.72
Temperatura de Salida	130 °F
Presion de Salida	1.0 E-3 Psi

PROPIEDADES**TABLA 2**

H (DENSIDAD)	ENTRADA	SALIDA
Btu/lbmol	1000	1000
Btu/lb	76652	44292.32
Btu/hr	4783 E 8	6.3340 E 8

TABLA 3

S (ENTROPIA)	ENTRADA	SALIDA
Btu/lb	1000	1000
Btu/lb-R	1000	1000

TABLA 4

K (DENSIDAD)	ENTRADA	SALIDA
Lbmol/l	1000	1000
Lb/l	1000	1000

RESULTADOS DEL SIMULADOR ASPEN PLUS V. 9.1

**CALCULO DE LA ENERGIA RECUPERADA O
EXERGIA TOTAL EN EL TURBO - EXPANSOR**

DATOS

$ha = -976.6523 \text{ Btu / lb}$
 $hc,t = 1293.3212 \text{ Btu/ lb}$
 $n = 0.72$
 $MG = 16905 \text{ MPH} = 2604722400 \text{ Lb /mes} = 3617670 \text{ Lb /hr}$

ENTALPIA TEORICA

$Dht = ha - hc,t = 316.6689 \text{ Btu /lb} = 763.33 \text{ kJ/kg}$

ENTALPIA REAL

$Dhr = Dht * n = 228.001608 \text{ Btu / lb} = 530.16 \text{ kJ/kg}$

EXERGIA ESPECIFICA

$x a-c = Dhr / 3412 = 0.06682345 \text{ KWH / lb} = 0.1473 \text{ KWH/kg}$

EXERGIA TOTAL

$X = MG * x = 241745.187 \text{ KWH/hr} \circ \boxed{324163 \text{ HP}}$

COSTO DE LA EXERGIA

$(1 \text{ KWH} / .066682 \text{ KWH/ lb}) = 14.9655 \text{ lbs de gas}$

nota: El costo de 14.96 lbs de gas es el costo de 1KWH de exergia.

MEMORIAS DE CÁLCULO DEL PODER CALORÍFICO DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN QUE ENTRAN A LA CALDERA DE COMBUSTIÓN DE CO.

TABLA 5

	Composición Inicial		Contenido de aire en la Corriente		Flujo	
	kg	mol	kg	mol	kg	mol
CO ₂	2.01	120	1.00	60	2.24	140
CO	2.01	120	1.00	60	2.01	120
O ₂	0.01	0.6	0.01	0.6	0.01	0.6
N ₂						
H ₂ O						

1. CALCULOS PARA LA COMPOSICIÓN DE AIRE EN LA CORRIENTE

$$\begin{aligned}
 O_2 &= 286 \text{ mol/hr} & 286 \text{ mol CO} & \text{-----} 21\% O_2 \\
 N_2 &= 11\,916 \text{ mol/hr} & X & \text{-----} 79\% N_2 \\
 & & X & = 1075 \text{ moles } N_2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 1075 \text{ mol } N_2 + 286 \text{ mol } O_2 &= 1\,367 \text{ mol Aire} \\
 11\,916 \text{ } N_2 - 1075 \text{ } N_2 \text{ Aire} &= 10\,841 \text{ moles de } N_2 \text{ restante.}
 \end{aligned}$$

2. CALCULOS PARA EL PODER CALORIFICO

CONDICIONES:

$$T_1 = 1\,300 \text{ } ^\circ F$$

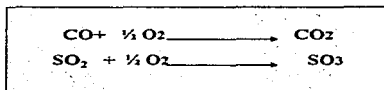
$$T_2 = 1\,400 \text{ } ^\circ F$$

$$P = 47 \text{ psia}$$

ALGORITMO DE CÁLCULO

- A) Enfriar reactivos de 1300 °F a 77 °F
- B) Llevar a cabo la reacción a 77 °F
- C) Calentar los productos y aire de 77 °F a 1 400 °F

REACCIONES



CALOR GENERADO POR LA REACCION



NOTA 1: DE LA CORRIENTE ORIGINAL RECALCULO LA COMPOSICION DE REACTIVOS QUE TOMAN PARTE EN LA REACCION.

CORRIENTE	FRACC.MOL
CO	6.58E^{-3}
AIRE	0.9934
TOTAL	1

NOTA 2: TOMANDO 1 MOL DE CO COMO BASE:
POR CADA MOL DE CO HAY 99% AIRE : ES DECIR :

$$\frac{99\%}{100 \cdot 6.58 \text{E}^{-3} \text{ mol CO}}$$

Por lo tanto hay 150.97 moles de Aire.

PASO 1.

Consideración: $\Delta T = T_2 - T_1$ $T_2 = 963\text{K} = 1\,300^\circ\text{F}$

$$T_1 = 298\text{K} = 77^\circ\text{F}$$

$$C_p \text{O}_2 = 6.148 + 3.102 \text{E}^{-3} (963 - 298)\text{K} - 0.923 \text{E}^{-6} (963^2 - 298^2)\text{K}$$

$$C_p \text{O}_2 = 7.4368$$

$$C_p \text{N}_2 = 6.524 + 1.250 \text{E}^{-3} (963 - 298)\text{K} - 0.001 \text{E}^{-6} (963^2 - 298^2)$$

$$C_p \text{N}_2 = 7.3544$$

$$C_p \text{AIRE} = C_p \text{O}_2 + C_p \text{N}_2 = 14.80 \text{ Btu / lbmol } ^\circ\text{F}$$

$$T = 298 - 963\text{K}$$

$$\Delta H_1 = n_{\text{CO}} C_p \text{CO } \Delta T (^\circ\text{F}) + n_{\text{AIRE}} C_p \text{AIRE } \Delta T (^\circ\text{F})$$

$$\Delta H_1 = 1(7.3628)(77 - 963) + 150.97(14.8)(77 - 963) = -1,986,162.85 \text{ Btu/lbmol}$$

PASO 2 . CALOR DE REACCION

$$\Delta h_f^{\circ 298} = -26,416 \text{ Cal / gmol}; \quad \Delta h_f^{\circ 298} = -94,052; \quad \Delta H_f^{\circ 298} = 0$$

CO

CO2

O2

$$\Delta H_2 = -94,052 - 26,416 + 0 = -67,636 \text{ Cal / gmol } \text{ ó } -121,923.4 \text{ Btu/lbmol}$$

Si necesito que reaccione el 100 % de CO a CO₂.

$$\Delta H_{T_0} = 1(-121,923.4) = -121,923.4 \text{ Btu / lbmol}$$

PASO 3. LLEVAR LA REACCION DE 77°F A 1400°F

$$T_3 = 745^\circ\text{C} = 1018\text{K} = 1400^\circ\text{F}$$

$$C_p \text{ CO}_2 = 6.214 + 10.39 \text{ E}^{-3} (298 - 1018) - 3.54 \text{ E}^{-6} (298^2 - 1018^2)$$

$$C_p \text{ CO}_2 = 2.08742 \text{ Btu} / \text{lbmol} \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$C_p \text{ N}_2 = 6.524 + 1.25 \text{ E}^{-3} (298 - 1018) - 0.001 (298^2 - 1018^2)$$

$$C_p \text{ N}_2 = 5.625 \text{ Btu} / \text{lbmol} \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$C_p \text{ O}_2 = 6.148 + 3.102 \text{ E}^{-3} (298 - 1018) - 0.923 \text{ E}^{-6} (298^2 - 1018^2)$$

$$C_p \text{ O}_2 = 4.79 \text{ Btu} / \text{lbmol}$$

PRODUCTOS GENERADOS

$$\text{CO}_2 = 1(1) = 1 \text{ mol}$$

$$\text{CO} = \text{fracción mol entrada} - \text{fracción que reaccionó}$$

$$\text{CO} = 1 - 1 = 0$$

$$\text{N}_2 = \text{moles entrarón} * \text{fracción mol que reaccionó}$$

$$\text{N}_2 = 150.97 (0.79) = 119.26 \text{ moles}$$

$$\text{O}_2 = 150.97 (0.21) - \frac{1}{2} (1) = 31.2037 \text{ moles}$$

$$\Delta H_3 = [1 (2.08742) + 119.26 (5.625) + 31.2037] (1400 - 77)^\circ\text{F}$$

$$\Delta H_3 = 1,088,005.3 \text{ Btu} / \text{lbmol}$$

CALOR NETO GENERADO POR LA PRIMERA REACCION

$$Q_{\text{NETO}} = \Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 = -1,986,162 - 67,636 + 132,656,283.1$$

$$Q_{\text{NETO}} = 965,792.67 \text{ Btu} / \text{lbmol CO}$$

CALOR TOTAL GENERADO POR LAS REACCIONES

$$Q_1 = \text{Calor generado por la reacción de CO a CO}_2 \text{ (BTU/hr)}$$

$$Q_2 = \text{Calor generado por la reacción de SO a SO}_2 \text{ (BTU/hr)}$$

$$Q_T = \text{Calor total generado (BTU/hr)}$$

$$Q_1 + Q_2 = 18,530,430 \text{ BTU/hr} \text{ ó } 6,902.5 \text{ HP}$$

Pc= Poder calorífico (KJ / masa ó vol..combustible)
masa de combustible = 455.85 kg s

$$6,902.58 = 5,147,257.63 * (1/455.85) = 11.3 \text{ KJ / kg}$$

ó

$$Pc = \underline{6,664.84 \text{ KJ / m}^3}$$

NOMENCLATURA

ΔH_f	Calor latente de formación
Q	Calor generado por la reacción
Cp	Capacidad calorífica
Ts	Temperatura de salida
Q _T	Calor total generado
Q _N	Calor neto generado

ANÁLISIS DE RESULTADOS

Para el cálculo de la turbina se usó el simulador Aspen Ver. 9.1 especificando presión, temperatura, composición de entrada; presión o temperatura de expansión, nombre de la ecuación de estado requerida para calcular las propiedades termodinámicas correspondientes.

El signo negativo en la potencia calculada por el simulador se debe a que por convención se maneja como positivo el trabajo requerido y como negativo el trabajo entregado, en este caso el generado por la expansión en la turbina.

La exergía total o energía recuperada en el generador es de 241,745 kw/hr.

Antes de calcular el vapor que se podría generar en la caldera de combustión de CO; se calculó el poder calorífico de esta corriente, obteniéndose:

PODER CALORÍFICO
GASES DE COMBUSTIÓN
KJ/m³

6 , 664,84

PODER CALORÍFICO
COMBUSTIBLE PRIMARIO
KJ/m³

37 , 300

Es decir que para poder usar estos gases como combustible se necesitaría que la corriente tuviera un poder calorífico 6 veces mayor al real, o que el flujo de gases a la salida del reactor se incrementara para dar la capacidad de un combustible primario, necesario para operar una caldera de combustión.

Actualmente esta caldera de CO se trabaja con una mezcla de combustible primario y gases de combustión provenientes del regenerador

ANÁLISIS DEL ESQUEMA CON TURBINA DE GAS

Siguiendo el objetivo principal de este estudio, y sin perder la configuración original del esquema propuesto por el IMP, se plantea el siguiente diagrama (Fig. N), modificando especialmente la operación de la turbina de gas, de acuerdo a lo señalado en el capítulo anterior.

Si en lugar de un combustible primario que generalmente se usa en la cámara de combustión, de la turbina de gas; se inyectaran los gases de la regeneración, aprovechando el monóxido de carbono como combustible, y el calor generado por la reacción de oxidación del SO_2 a SO_3 ; se generaría la suficiente energía térmica en la corriente, que posteriormente entra en la turbina, generando electricidad; además de que se podría producir vapor en una caldera posterior por intercambio de calor.

A continuación se presenta la descripción del proceso para el esquema propuesto.

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La corriente 1, proveniente del Reactor FCC (¹R-500) se divide en las corriente 2 y 3. La corriente 3 se pasa por un ciclón (C1-500), para retener el polvo de catalizador presente en la corriente, proveniente del regenerador, para evitar desgaste en el equipo posterior.

En esta sección se instala un sistema de control para flujo y presión con señal en cuarto de control; de tal manera que si el equipo C1-500 sale de operación, se

¹ REACTOR R-500 DEL DIAGRAMA No.1

compresiona la línea mandando una señal a una válvula neumática para dar paso a la corriente 2.

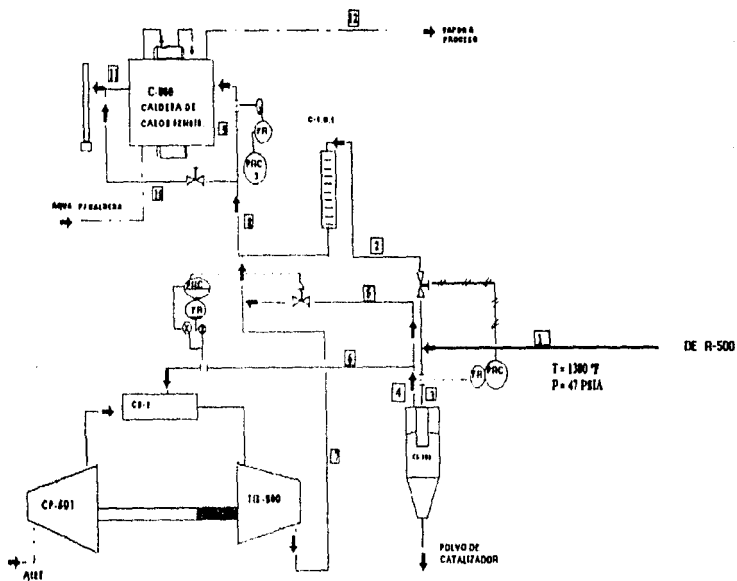
La corriente 4 a la salida del ciclón se divide en dos corrientes, la corriente 6 que lleva a la turbina de gas y la corriente 5, que tiene una válvula neumática que se acciona automáticamente cuando la turbina de gas sale de operación por motivo de mantenimiento o por problemas durante la operación.

La corriente 6 libre de partículas de catalizador pasa a la cámara de combustión (CB-1), en la turbina de gas para entrar en contacto con el aire comprimido en el equipo CD-501 y obtener la suficiente energía para mover la turbina y expandirse hasta una temperatura de 779 K.




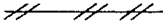



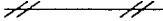



La corriente 8 da lugar a la corriente 9 que entra a una caldera de calor sensible, donde se aprovecha la temperatura de esta corriente para calentar agua y generar vapor por transferencia de calor.

La corriente 10 se abre através de una válvula neumática, en el momento que el flujo en la corriente 9 disminuye o se interrumpe, mandando los gases a la atmósfera.

ESQUEMA TURBINA DE GAS - CALDERA DE CALOR SENSIBLE



SIMBOLOGÍA Y LISTA DE EQUIPOS

<i>NOMBRE</i>	<i>HUBICACIÓN</i>
CALDERA DE CALOR SENSIBLE	C- 500
CÁMARA DE DESCOMPRESIÓN	C-1.01
CÁMARA DE COMBUSTIÓN	CB- 1
CICLÓN	CI- 500
TURBINA DE GAS	TG- 500
COMPRESOR	CP- 501
SISTEMA DE CONTROL	
CONTROLADOR REGISTRADOR DE PRESIÓN	
INDICADOR CONTROLADOR DE FLUJO	
VÁLVULA NEUMÁTICA	
LÍNEA DE AIRE P/INSTRUMENTOS	
TERMINALES ELÉCTRICAS P/INSTRUMENTOS	
LÍNEA DE PROCESO PRINCIPAL	
LÍNEA DE PROCESO SECUNDARIO	
LÍNEA DE AIRE	
LÍNEA DE CONDENSADO	
LÍNEA DE VAPOR	
LÍNEA DE AGUA	

CÁLCULO DE LA ENERGÍA GENERADA EN LA TURBINA DE GAS

Con el objeto de determinar la cantidad de calor que el esquema puede entregar, se analizará bajo la condición de máxima demanda eléctrica, que arrojará como resultado el mayor flujo posible de gases a la descarga de la turbina de gas; y por lo tanto la mayor producción de calor.

Los cálculos siguientes se hicieron en base a datos de máxima demanda tomados de la tabla (1) para la planta catalítica N. 2

CONDICIONES Y PARÁMETROS DE OPERACIÓN

• COMPRESOR

ADMISIÓN

$$T1 = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P1 = 0.98 \text{ bar}$$

ΔP através del filtro de aire

$$20 \text{ mbar}$$

$$\eta_c = 85\%$$

DESCARGA

$$P2 = 10.5 \text{ bar}$$

• TURBINA

$$T3 = 1100 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\eta_t = 90\%$$

$$P4 = 10.5 \text{ bar}$$

ΔP através del recup.

$$50 \text{ mbar.}$$

• CÁMARA DE COMBUSTIÓN

$$\Delta p_{cc} = 200 \text{ mbar}$$

$$\eta_{cc} = 99\%$$

- COMBUSTIBLE** **GASES DE COMBUSTION**
 PODER CALORÍFICO PCI_{GC} = 6 664,84 KJ m³
 RE. EST. AIRE-COMB. A/C_{est.} = 44.20 Kg aire/ m³ comb.

- PROPIEDADES PROMEDIO AIRE Y GASES (COMPORTAMIENTO IDEAL)**

$$C_p = 1.02 \text{ KJ Kg}^{-1} \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\gamma \text{ (RELACION DE CALORES ESPECIFICOS)} = 1.4$$

$$\gamma - 1/\gamma = 0.285$$

- 1. CÁLCULO DE LA GENERACIÓN ELÉCTRICA DEL EQUIPO.**

$$\frac{W_n}{C_p T_1} = \frac{\eta_t T_3}{T_1} \left[1 - \frac{1}{r_t} \frac{\gamma-1}{\gamma} \right] = \frac{1}{\eta_c} \left[\frac{\gamma-1}{\gamma} \right]$$

$$r_t = P_2/P_1 ; \quad r_t = P_2 - \Delta p_{ec} / P_1 ; \quad r_t = \text{RELACION DE PRESIONES}$$

$$r_c = P_2 / P_1$$

$$\text{RESULTADO } W_n = 269.8 \text{ KJ/Kg}$$

- 2. ENERGÍA ELÉCTRICA REQUERIDA**

$$\text{Condiciones de máxima demanda } Q_{req} = 50.000 \text{ Kw} ; \quad E_{req} = 28.359 \text{ Kwh}$$

- 3. CONSIDERANDO UNA EFICIENCIA DEL GENERADOR ELÉCTRICO DE 94% SE CALCULÓ LA POTENCIA ELÉCTRICA.**

$$E_{req} \cdot \eta_{gen} = E_e ; \quad E_e = \text{potencia eléctrica.}$$

$$\text{RESULTADO } = 26.169.14 \text{ KW}$$

- 4. FLUJO DE AIRE QUE DEBE MANEJAR LA TURBINA**

$$F_{aire} = E / W_n$$

$$\text{RESULTADO } = 107.3 \text{ Kg/s}$$

5. CALOR SUMINISTRADO AL SISTEMA

$$Q_s = F_{\text{aire}} \cdot q_s \quad q_s = 758.6 \text{ KJ/Kg (CALOR POR UNIDAD DE MASA)}$$

RESULTADO $Q_s = 81,398.8 \text{ KJ}$

6. FLUJO DE COMBUSTIBLE

$$M_{\text{comb}} = q_s \cdot PCI_{\text{GN}} \quad (\text{MASA DE COMBUSTIBLE}) = 0.1138 \text{ m}^3 / \text{kg aire}$$

$$F_{\text{comb}} = F_{\text{aire}} \cdot M_{\text{comb}}$$

RESULTADO $F_{\text{comb}} = 12.21 \text{ m}^3/\text{s} = 6.911 \text{ kg/s}$

7. EXCESO DE AIRE

$$E_{\text{aire}} = 1 + (M_{\text{comb}} \cdot A.C_{\text{AIR}})$$

RESULTADO $E_{\text{aire}} = 1.988 \%$

8. TEMPERATURA DE LOS GASES A LA SALIDA DE LA TURBINA

$$T_4 = T_3 - \eta_t (T_3 - T_{4s}) \quad T_{4s} = \text{TEMP. DE EXPANSION} = 713\text{K}$$

RESULTADO $T_4 = 279\text{K}$

DEPUÉS DE HABER CALCULADO LA ENERGÍA ELÉCTRICA PRODUCIDA EN LA TURBINA DE GAS Y LAS CONDICIONES A LAS QUE SE ENCUENTRAN LOS GASES A LA SALIDA: SE CONTINUARÁ CON EL CÁLCULO DE LA ENERGÍA TÉRMICA A RECUPERAR DE DICHA CORRIENTE EN UNA CALDERA DE CALOR SENSIBLE.

NOMENCLATURA

T_1	temperatura del aire que entra al compresor ($^{\circ}\text{C}$)
P_1	presión del aire que entra al compresor (bar)
P_2	presión de descarga del compresor (bar)
ΔP	caída de presión a través del filtro de aire (bar)
T_3	temperatura a la entrada de la turbina ($^{\circ}\text{C}$)
η_t	eficiencia de la turbina
Δp_{cc}	caída de presión en la cámara de combustión
PCI_{cc}	potencia calorífica de los gases de combustión (kJ/m^3)
A/C_{est}	relación estequiométrica aire-combustible
C_p	capacidad calorífica
γ	relación de calores específicos
W_n	trabajo neto entregado por el ciclo (diferencia de trabajo entre la turbina y el compresor)
r_t	relación de presiones
E_{req}	energía eléctrica requerida en planta en condiciones de máxima demanda (Kwe)
F_{aire}	flujo de aire (Kg/s)
E_{aire}	exceso de aire
Q_s	calor suministrado al sistema (Kwt)
T_{4s}	temperatura de expansión isoentrópica ($^{\circ}\text{C}$)
T_4	temperatura real de salida de la turbina ($^{\circ}\text{C}$)

CÁLCULO PARA CONOCER LA ENERGÍA RECUPERADA EN LA CALDERA DE CALOR SENSIBLE.

NOTA: A continuación se presenta el algoritmo utilizado para el cálculo de este equipo. Se calculará la energía suministrada y recuperada por etapas dentro del recuperador de calor.

1. Se calculan los perfiles de enfriamiento de gases y calentamiento del agua en cada etapa del recuperador.

a) ECONOMIZADOR DE 1/2 PRESIÓN

RESULTADO $TG5 = 221^{\circ}C \text{ ó } 429^{\circ}F$

b) EVAPORADOR DE 1/2 PRESIÓN

LADO DEL VAPOR

$h2 = 879 \text{ KJ / Kg}$ $P = 17 \text{ kg / cm}^2$

LADO DE LOS GASES

RESULTADO $TG5 = 221^{\circ}C \text{ ó } 429^{\circ}F$

c) ECONOMIZADOR DE ALTA PRESIÓN

LADO DEL AGUA

RESULTADO $h3 = h2 + 879 \text{ kJ kg}$
 $h4 = 1141.8 \text{ KJ / Kg}$
 $T4 = 261.4^{\circ}C = 502.52^{\circ}F$
 $P = 48 \text{ Kg / cm}^2$

LADO DE LOS GASES

RESULTADO $TG3 = 276.4^{\circ}C \text{ ó } 529.5^{\circ}F$

d) EVAPORADOR DE ALTA PRESIÓN

LADO DEL VAPOR

RESULTADO $h5 = 2795 \text{ kJ / kg}$ $P_{vap.} = 48 \text{ kg / cm}^2$

LADO DE LOS GASES

RESULTADO $T_{G3} = 276.4^{\circ}\text{C}$ (COMO MÍNIMO)

E) SOBRECALENTADOR DE ALTA PRESIÓN

LADO DEL VAPOR

RESULTADO $h_5 = 2795.7 \text{ KJ/Kg}$
 $h_6 = 3201 \text{ KJ/kg}$
 $P = 48 \text{ kg/cm}^2$
 $T_{\text{vap}} = 400^{\circ}\text{C}$

LADO DE LOS GASES

RESULTADO $T_{G1} = 704.4^{\circ}\text{C} \text{ o } 1300^{\circ}\text{F}$

2. GENERACIÓN DE VAPOR

Determinación del flujo de vapor que puede producir el recuperador de calor.

Balance de energía entre el evaporador de media y el sobrecalentador de alta presión.

El calor cedido por los gases es igual al absorbido por el vapor.

$$Q_v = Q_g$$

$$F_v \cdot (h_6 - h_5) + F_v \cdot (h_3 - h_2) = F_{\text{gases}} \cdot C_p \cdot (T_{G1} - T_{G3}) \dots \dots \dots \text{Ec.1}$$

RESULTADO $F_{\text{vap}} = 149.77 \text{ Kg/s}$

ESTE FLUJO DE VAPOR CONSIDERA UN FLUJO TOTAL DE GASES A LA ENTRADA DEL RECUPERADOR DE 562 kg/s. $(F_{\text{GASES}} = F_{G1} + F_{G2})$ EN LA TURBINA DE GAS.)

A) FLUJOS DE VAPOR DE ALTA MEDIA PRESIÓN.

RESULTADO $F_{\text{vap}} = 0.40 \cdot F_v = 56.0 \text{ kg/s}$
 $F_{\text{mp}} = 0.60 \cdot F_v = 84.0 \text{ kg/s}$

B) BALANCE DE ENERGÍA EN EL EVAPORADOR DE 1/2 PRESIÓN PARA CONOCER LA T_{G2}

ESTAS PÁGINAS DEBEN DE SALIR DE LA BIBLIOTECA

$$F_{VMP} (h_3 - h_2) = F_{GASES} * C_p (T_{G4} - T_{G3}) \dots \dots \dots EC. 4$$

RESULTADO $T_{G4} = 454.84 \text{ } ^\circ\text{C}$

C) CORRIGIENDO LA TG3 CON UN BALANCE DE ENERGÍA EN EL ECO. A.P.

$$F_{VAP} (h_4 - h_3) = F_{GASES} * C_p (T_{G3} - T_{G4}) \dots \dots \dots EC. 5$$

RESULTADO $T_{G3} = 485.99 \text{ } ^\circ\text{C}$

D) VERIFICANDO LA TEMPERATURA DE SALIDA DE LOS GASES EN EL ECONOMIZADOR DE 1/2 PRESIÓN.

$$F_v (h_2 - h_1) = F_{GASES} * C_p (T_{G2} - T_{G0}) \dots \dots \dots EC. 6$$

RESULTADO $T_{G2} = 175.0 \text{ } ^\circ\text{C}$

3. CALCULO DEL CALOR ÚTIL O ENERGÍA TÉRMICA TRANSFERIDA

A) CALOR ÚTIL (VAPOR DE ALTA PRESIÓN)

$$QU_{VAP} = F_{VAP} (h_4 - h_3) \dots \dots \dots EC. 7$$

RESULTADO $Q_{VAP} = 194.748 \text{ KWt}$

B) CALOR ÚTIL (VAPOR DE MEDIA PRESIÓN)

$$QU_{VMP} = F_{VMP} (h_3 - h_1) \dots \dots \dots EC. 8$$

RESULTADO $Q_{VMP} = 166.250 \text{ KWt}$

C) CALOR ÚTIL TOTAL

$$QU = QU_{VAP} + QU_{VMP}$$

RESULTADO $QU = 360.990 \text{ KWt}$

4. CÁLCULO DE LA RELACIÓN Q/E PARA EL ESQUEMA TURBINA DE GAS-CALDERA DE CALOR SENSIBLE..

$$(Q/E)_{SC} = QU/E_1$$

E1= POTENCIA ELÉCTRICA EN LA TURBINA-

$$\text{RESULTADO} = (Q/E)_{SC} = \underline{11.90}$$

5. INDICE DE CALOR NETO PARA ESTE ESQUEMA

$$\text{ICN} = (QS - QU/\eta_{\text{CALDERA}})/E_1$$

$$\eta_{\text{CALDERA}} = 80\%$$

$$\text{RESULTADO} = \text{ICN} = \underline{-15.0}$$

NOTA, QS = calor suministrado por un combustible primario; para este esquema vale cero.

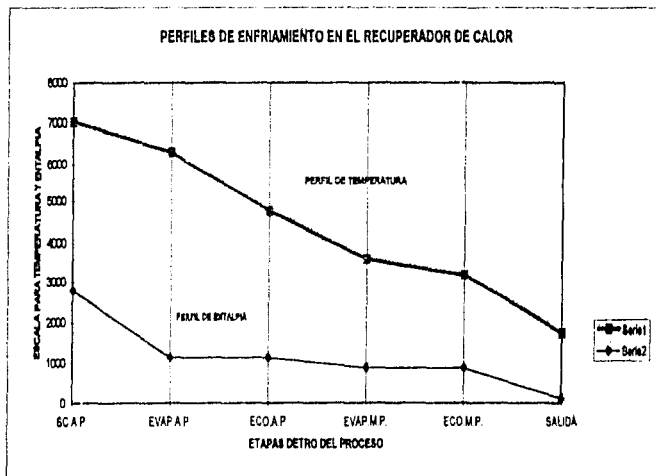
La fracción de vapor de alta y baja que se puede producir, están en función de la temperatura de entrada de los gases, así como del calor sensible de los mismos ; por eso , para que el balance de energía original se cumpla : $Q_g = Q_v$; la fracción de vapor de alta y baja presión debe ser del 40 y 60% respectivamente.

PERFILES DE ENFRIAMIENTO PARA EL RECUPERADOR DE CALOR

ESQUEMA TURBINA DE GAS / CALDERA DE CALOR SENSIBLE

VALORES CALCULADOS		
ETAPAS	T (°C)	h(KJ/kg)
SC.A.P.	5080	2794
EVAP.A.P.	4850	1141
ECO.A.P.	4200	1141
EVAP.M.P.	3500	878
ECO.M.P.	2210	878
SALIDA	1750	118

SC.A.P. ETAPA VAP. SOBRECALENTADO
 EVAP.A.P. ETAPA VAPOR ALTA PRESIÓN
 ECO.A.P. ECONOMIZADOR A. PRESIÓN
 EVAP.M.P. ETAPA VAPOR 1/2 PRESIÓN
 ECO.M.P. ECONOMIZADOR MEDIA PRESIÓN
 SALIDA SALIDA DE GASES



ANÁLISIS DE RESULTADOS

TABLA DE RESULTADOS

TABLA 6

ESQUEMA	POW. CALORIFIC. (Kcal)	POW. CALORIFIC. (Kcal)	POW. CALORIFIC. (Kcal)	POW. CALORIFIC. (Kcal)	POW. CALORIFIC. (Kcal)
TURBINA DE GAS					
CALDERA DE CALOR SENSIBLE	300000	1140000	1560000	2220000	3600000

CONTINUACIÓN DE LA TABLA 6

Para este esquema no se maneja ningún combustible primario para suministrar energía, tanto en la turbina de gas como en la caldera, por lo que el valor de Q_s o calor suministrado es cero; ya que nuestro combustible son los mismos gases de combustión sin costo alguno.

De acuerdo a la ecuación de balance de energía (Ec.1) la cantidad de vapor producido, en el recuperador de calor esta en función directa del flujo de gases que entran; así como su temperatura.

Una variación en el flujo de gases de alimentación al recuperador, afecta fuertemente en la cantidad de agua que ingresa en contraflujo a la caldera; y un aumento en la temperatura de estos gases incrementa la producción de vapor de alta presión y provoca un ΔT_{pp} mayor al recomendado para diseño.

ANÁLISIS DEL ESQUEMA CON TURBINA DE VAPOR

El siguiente esquema al igual que el anterior, involucra el segundo de los primoteres mas usados en sistemas cogenerativos debido a su capacidad para generar energía.

En este esquema se siguen los mismos lineamientos usados para construir sistemas cogenerativos con turbinas de vapor; considerando en esto el objetivo fijado al inicio de este estudio.

A continuación se describe el proceso a seguir en este nuevo esquema, y posteriormente se calculan los equipos principales de recuperación de energía en este esquema.

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

ESQUEMA: CALDERA DE CALOR SENSIBLE - TURBINA DE VAPOR

La corriente de gases que sale del reactor-regenerador (R-500), ingresa al esquema de recuperación de energía como corriente 1; a una $T=1300^{\circ}\text{F}$ y una $P=48$ psia.

La corriente 1 entra al ciclón (C-500) para separar el polvo de catalizador contenido en los gases de combustión; posteriormente ingresa a la caldera de calor sensible como corriente 7.

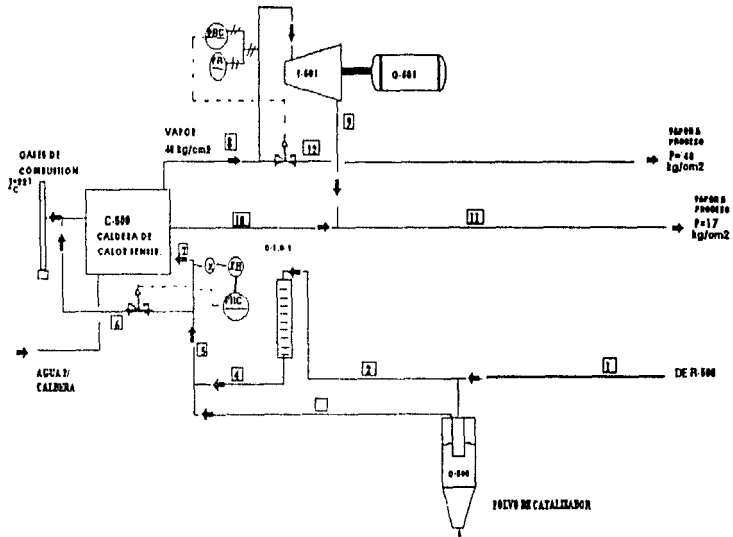
Antes de ingresar a la caldera, la corriente 5 se divide en la corriente 6 y la corriente de alimentación a este equipo.

En la línea 6, esta instalada una válvula neumática que se abre mediante una señal cuando en la línea 7 se obstruye el flujo por problema de operación en la caldera, o por compresión en la línea. Esta corriente lleva los gases de combustión a una chimenea, para posteriormente ser arrojados a la atmósfera.

La corriente 8 que sale de la caldera, lleva vapor de alta presión que ingresa a una turbina de vapor acoplada a un generador eléctrico. En esta sección se encuentra instalado un sistema de control sensible al flujo y la presión para proteger la operación de la turbina.

Por la corriente 10 a la salida de la caldera, fluye vapor de $\frac{1}{2}$ presión que se une con el vapor de media generado en la turbina después de la expansión y se manda a proceso.




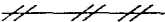




ESQUEMA CALDERA C. SENSIBLE TURBINA DE VAPOR



PLANTA CATALÍTICA No.1
REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ECOG 3

SIMBOLOGÍA Y LISTA DE EQUIPOS

<i>NOMBRE</i>	<i>HUBICACIÓN</i>
CICLÓN	CI- 500
CÁMARA DE DESCOMPRESIÓN	C-1.01
CALDERA DE CALOR SENSIBLE	C- 500
TURBINA DE VAPOR	TB- 501
GENERADOR ELÉCTRICO	GB- 501
SISTEMA DE CONTROL	
CONTROLADOR REGISTRADOR DE PRESIÓN	
INDICADOR CONTROLADOR DE FLUJO	
VÁLVULA NEUMÁTICA	
LÍNEA DE AIRE P/INSTRUMENTOS	
TERMINALES ELÉCTRICAS P/INSTRUMENTOS	- - - - -
LÍNEA DE PROCESO PRINCIPAL	
LÍNEA DE PROCESO SECUNDARIO	
LÍNEA DE AIRE	
LÍNEA DE CONDENSADO	
LÍNEA DE VAPOR	- - - - -

CÁLCULO DE LA CALDERA DE RECUPERACIÓN DE CALOR PARA EL ESQUEMA ECOG.3

OBJETIVOS PARTICULARES Y CONSIDERACIONES :

1. Se selecciona la cantidad y calidad de vapor a producir, en función de la demanda de energía térmica y eléctrica en planta.
2. Se calculará la energía requerida y producida en cada etapa del recuperador de calor, tomando en cuenta el paso, tanto de la corriente de agua como de la corriente de gases calientes.
3. Se considerará un flujo a contracorriente.
4. Se evaluará el beneficio de este esquema, en base a la relación (Q/E) y el índice de calor neto.

A) CONDICIONES DE ENTRADA DE LAS CORRIENTES QUE INGRESAN AL RECUPERADOR.

TABLA 7

GAS DE COMBUSTIBLE	CARGA DE CALOR	CARGA DE CALOR
100	100	100
AGUA DE CALDERA	100	100

1. ETAPA DENTRO DEL PROCESO:

ECONOMIZADOR DE 1/2 PRESIÓN (ECO.M.P)

a) Lado del agua:

$$h_1 = 419.10$$

$$h_2 = 879.5$$

$$T_{AA} = 100^{\circ}\text{C}$$

$$h = \text{KJ/Kg}$$

$$T = ^{\circ}\text{C}$$

$$P = \text{Kg/cm}^2$$

$$P_{VMP} = 17.0$$

$$F_{AGUA} = F_{VAPOR}$$

$$F = \text{Kg/s}$$

$$T_2 = 206 \text{ }^\circ\text{C} = T_5$$

b) Lado de los gases:

$$T_{G5} = T_2 + {}^2\Delta T_{PP}$$

$$T_{G5} = 221 \text{ (como m\u00ednimo, por } \Delta t_{pp} \text{ seleccionado)}$$

Debe cumplirse:

$$T_{G6} > T_{AA}$$

2. ETAPA DENTRO DEL PROCESO:

a) Lado del vapor

EVAPORADOR DE 1/2 PRESI\u00d3N (EVAP.M.P)

$$P = 17$$

$$h_2 = 879.5 \text{ liq. saturado (hf)}$$

$$h_3 = 2,794.4 \text{ vap. saturado (hg)}$$

$$F_{VAP} = 0.56 * F_V$$

b) Lado de los gases:

$$T_{G4} = ?$$

$$T_{G5} = 221$$

$$F_{GASES} = 455$$

3 ETAPA DENTRO DEL PROCESO:

ECONOMIZADOR DE ALTA PRESI\u00d3N (ECO. A.P)

a) Lado del vapor:

$$P = 48$$

$$h_3 = 879.5 = h_2$$

$$h_4 = 1,141.8 = hf$$

$$T_4 = 261.4 = Ts$$

$$F_{AGUA} = F_{VAPOR}$$

b) Lado de los gases

$$T_{G3} = T_4 + \Delta T_{pp}$$

$$T_{G3} = 276.4 \text{ (como mínimo)}$$

$$T_{G4} = ?$$

4.ETAPA DENTRO DEL PROCESO:

EVAPORADOR DE ALTA PRESIÓN. (EVAP. A.P)

a) Lado del vapor:

$$P = 48$$

$$h_4 = 1,141.8 = hf$$

$$h_5 = 2,795 = hg$$

b) Lado de los gases:

$$T_{G3} = 276.4 \text{ }^\circ\text{C (como mínimo)}$$

5.ETAPA DENTRO DEL PROCESO:

SOBRECALENTADOR DE ALTA PRESIÓN (SC A.P)

a) Lado del vapor:

$$h_5 = 2,795.70 = hg$$

$$h_b = 3,201.0$$

$$P_{VAP} = 48$$

$$T_{VAP} = 400$$

FLUJO DE VAPOR:

$$F_v \cdot (h_6 - h_3) + F_v \cdot (h_3 - h_2) = F_{\text{gases}} \cdot C_p (T_{G1} - T_{G5})$$

$$F_v = 179.15$$

VERIFICANDO LA TEMPERATURA DE SALIDA DE LOS GASES EN EL ECONOMIZADOR DE MEDIA PRESIÓN.

$$F_v (h_2 - h_1) = F_G \cdot C_p (T_{G5} - T_{G6})$$

$$T_{G6} = 76.32 < T_{AA}$$

Se comienza un proceso iterativo hasta que T_{G6} cumpla con la condición inicial; modificando el ΔT_{pp} . o el flujo de vapor.

$$T_{G6} \text{ (corregida)} = 121 \quad \text{para un } F_v = 100.15$$

VERIFICANDO LA TG4 EN EL EVAP. M.P

$$F_{VMP} (h_3 - h_2) = F_{GASES} \cdot C_p (T_{G4} - T_{G5})$$

$$T_{G4} = 262.0$$

CORRIGIENDO T_{G3} CON UN BALANCE DE ENERGÍA EN (ECO.A.P)

$$F_{VAP} (h_4 - h_3) = F_{GASES} \cdot C_p (T_{G3} - T_{G4})$$

$$T_{G3} = 312$$

CÁLCULO DE T_{G2} EN EL EVAP. A.P

$$F_{VAP} (h_5 - h_4) = F_{GASES} * C_p (T_{G2} - T_{G3})$$

$$T_{G2} = 632.70$$

POTENCIA ELÉCTRICA GENERADA

$$E1 = F_{vap} (h_1 - h_{2vap})$$

$$\text{RESULTADO } E1 = 40,700 \text{ KW}$$

NOTA: SE CALCULÓ LA POTENCIA CONSIDERANDO UNA PRESIÓN DE SALIDA IGUAL A LA PRESIÓN DEL VAPOR DE MEDIA; SE PROCEDIÓ A LEER DE TABLA DE VAPOR LAS PROPIEDADES CORRESPONDIENTES A ESTA CONDICIÓN.

SE PLANTEÓ ESTA PRESIÓN DE SALIDA CONSIDERANDO QUE SE PUEDE MANDAR LA CORRIENTE PRODUCTO DE LA TURBINA Y SUMARLA A LA CORRIENTE DE VAPOR DE MEDIA GENERADA EN EL RECUPERADOR DE CALOR PARA POSTERIORMENTE SER ENVIADO A PROCESO.

ENERGIA ELECTRICA GENERADA

NOTA: SE CONSIDERA UNA EFICIENCIA DEL 80% PARA LA TURBINA Y DEL 94% PARA EL GENERADOR

$$\text{RESULTADO } ER = 38,258 \text{ Kwe} = 38.2 \text{ MW}$$

$$F_{VAP} (h_5 - h_4) = F_{GASES} * C_p (T_{G2} - T_{G3})$$

$$T_{G2} = 632.70$$

POTENCIA ELÉCTRICA GENERADA

$$E1 = F_{vap} (h_1 - h_{2vp})$$

$$\text{RESULTADO } E1 = 40,700 \text{ KW}$$

NOTA: SE CALCULÓ LA POTENCIA CONSIDERANDO UNA PRESIÓN DE SALIDA IGUAL A LA PRESIÓN DEL VAPOR DE MEDIA: SE PROCEDIÓ A LEER DE TABLA DE VAPOR LAS PROPIEDADES CORRESPONDIENTES A ESTA CONDICIÓN.

SE PLANTEÓ ESTA PRESIÓN DE SALIDA CONSIDERANDO QUE SE PUEDE MANDAR LA CORRIENTE PRODUCTO DE LA TURBINA Y SUMARLA A LA CORRIENTE DE VAPOR DE MEDIA GENERADA EN EL RECUPERADOR DE CALOR PARA POSTERIORMENTE SER ENVIADO A PROCESO.

ENERGIA ELECTRICA GENERADA

NOTA : SE CONSIDERA UNA EFICIENCIA DEL 80% PARA LA TURBINA Y DEL 94% PARA EL GENERADOR.

$$\text{RESULTADO } ER = 38,258 \text{ Kwe} = 38.2 \text{ MW}$$

CÁLCULO DEL CALOR ÚTIL O ENERGÍA TÉRMICA TRANSFERIDA

A) CALOR ÚTIL (VAPOR DE ALTA PRESIÓN)

$$QU_{VAP} = F_{VAP} (h_6 - h_1)$$

$$\text{RESULTADO } Q_{VAP} = \underline{250.380 \text{ KWt}}$$

B) CALOR ÚTIL (VAPOR DE MEDIA PRESIÓN)

$$QU_{VMP} = F_{VMP} (h_3 - h_1)$$

$$\text{RESULTADO } Q_{VMP} = \underline{23.750 \text{ KWt}}$$

C) CALOR ÚTIL TOTAL

$$QU = QU_{VAP} + QU_{VMP}$$

$$\text{RESULTADO } QU = \underline{274.130 \text{ KWt}}$$

4. CÁLCULO DE LA RELACIÓN Q/E PARA EL ESQUEMA TURBINA DE GAS- CALDERA DE CALOR SENSIBLE...

$$(Q/E)_{SC} = QU/E_1$$

E1 = POTENCIA ELÉCTRICA EN LA TURBINA-

$$\text{RESULTADO } (Q/E)_{SC} = \underline{6.73}$$

5. INDICE DE CALOR NETO PARA ESTE ESQUEMA

$$ICN = (QS - QU/\eta_{CALDERA}) / (E_1)$$

$$\eta_{CALDERA} = 80\%$$

$$\text{RESULTADO } ICN = \underline{-8.42}$$

NOTA: QS = calor suministrado por un combustible primario; para este esquema vale cero.

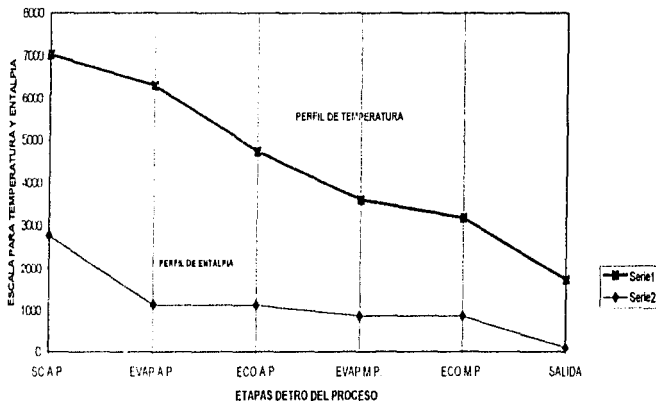
PERFILES DE ENFRIAMIENTO PARA EL RECUPERADOR DE CALOR

ESQUEMA TURBINA DE VAPOR / CALDERA DE CALOR SENSIBLE

VALORES CALCULADOS		
ETAPAS	T (°C)	h(KJ/kg)
SC.A.P.	7040	2794
EVAP.A.P.	6320	1141
ECO.A.P.	4750	1141
EVAP.M.P.	3612	879
ECO.M.P.	3200	879
SALIDA	1750	119

SC.A.P. ETAPA VAP. SOBRECALENTADO
 EVAP.A.P. ETAPA VAPOR ALTA PRESIÓN
 ECO.A.P. ECONOMIZADOR A. PRESIÓN
 EVAP.M.P. ETAPA VAPOR 1/2 PRESIÓN
 ECO.M.P. ECONOMIZADOR MEDIA PRESIÓN
 SALIDA SALIDA DE GASES

PERFILES DE ENFRIAMIENTO EN EL RECUPERADOR DE CALOR



ANÁLISIS DE RESULTADOS

TABLA DE RESULTADOS

TABLA 8

ESQUEMA	POTENCIA ELÉCTRICA (KW)	Q/E	Q/V	Q/VAL
CALDERA DE CALOR SENSIBLE	100	90	10	274.130
TURBINA DE VAPOR	40.700	100	90	10

CONTINUACIÓN	Q/V	Q/E	INC
	23.750	16,73	8,4

De acuerdo al balance de energía en la sección de evaporación de media presión, la cantidad de vapor de media que se puede producir, es del 10% del total de vapor generado; esto debido a la temperatura de entrada de los gases de combustión.

Si se tuviera que generar mas vapor de 1/2 presión, se necesitaría que el Δt_{pp} fuera menor de 15 grados, que la temperatura del agua para la caldera estuviera mas fría, o aumentar la cantidad de agua de alimentación, de acuerdo a la ec. (fv)

De la relación Q/E calculado, presenta un valor 3 veces mayor al requerido en planta, bajo condiciones de máxima demanda; por lo que el esquema si satisface los requerimientos de energía.

El valor negativo del índice de calor neto (ICN) indica que el sistema cubre la demanda térmica de la planta con ningún requerimiento de combustible para suministrar calor, por lo que $Q_s = 0$

NOMENCLATURA

h1	entalpia del agua de alimentación a caldera (KJ/kg)
h2	entalpia del líq. saturado a $P=17$ Kg/cm ²
h3	entalpia del vapor saturado a $P=17$ kg/cm ²
h4	entalpia del líquido saturado a $P =48$ kg/cm ²
h5	entalpia del vapor saturado a $P= 48$ kg/cm ²
h6	entalpia del vapor sobrecalentado a $P =48$ kg/cm ²
hf	entalpia del líquido saturado (tabla de vapor)
hg	entalpia del vapor saturado (tabla de vapor)
FVMP	flujo de vapor de $\frac{1}{2}$ presión (kg/s)
FVAP	lujo de vapor de alta presión (kg/s)
FV	flujo de vapor (kg/s)
FA	flujo de agua (kg/s)
TAA	temperatura del agua de alimentación a caldera (°C)
T1	temperatura de los gases a la entrada
T2	temperatura de los gases en el EVAP.A.P
T3	temperatura de los gases en el ECO.A.P
T4	temperatura de los gases en el EVAP.M.P
T5	temperatura de los gases en el ECO.M.P
T6	temperatura de los gases a la salida.
Cp	capacidad calorífica de los gases
SC A.P	sobrecalentador de alta presión

CAPÍTULO

4

RESULTADOS

Antes de presentar las tablas de los resultados obtenidos en cada uno de los esquemas propuestos, se enlistarán los precios de algunos servicios que ayudarán a la elaboración de los resultados y posteriormente del análisis final.

TABLA 9

PRECIOS DE SERVICIOS AUXILIARES Y MATERIAS PRIMAS

CONCEPTO	PRECIO UNITARIO	UNIDAD
Agua cruda	6.07	
Agua caliente	10.67	
Agua petroliera	12.25	
Agua de caldera	10.14	
Aire comprimido	0.9	
Condensado	12.5	
Agua de salmueras	12.5	
Agua de desechos	12.79	
Agua de salmueras Caldera	14.11	
Agua de salmueras Caldera	14.11	
Síonol		
Vapor de carbón	43.25	

Vapor de 20 bar	194	1100
Vapor de 10 bar	194	1100
Energía eléctrica	194	1100
Condensado líquido	194	1100
Dietano	194	1100
Sosa	194	1100

COSTOS TOMADOS DE PLANTA OLLI-TULA

TABLA DE RESULTADOS EN LOS ESQUEMAS PROPUESTOS

TABLA 10

ESQUEMA	POTENCIA ELÉCTRICA	F _v	F _{ca}	QU	QUVAP
	(Kwe)	(Kg/s)	(Kg/s)	(Kg/s)	(Kg/s)
TURBINA DE VAPOR	166,250	11,90	-15		
CALDERA DE CALOR SENSIBLE					

CONTINUACIÓN	QU _{vap}	(Q/E) _{ca}	INC
	(Kwe)		
	166,250	11,90	-15

TABLA 11

ESQUEMA	POTENCIA ELÉCTRICA	F _v	F _{ca}	QU	QUVAP
	(Kwe)	(Kg/s)	(Kg/s)	(Kg/s)	(Kg/s)
CALDERA DE CALOR SENSIBLE					
TURBINA DE VAPOR	140,700	1100	90	10	274,130

CONTINUACION	EQUIPOS	(Q/E)	INC
	(Kw)		
	23,750	16,71	8,0

POTENCIA ELÉCTRICA GENERADA

TABLA 12

SISTEMA	FLUJO DE GAS ENERGIA		POTENCIA		UTILIDAD
	KG/seg.	KWH/seg.	HP	MW	S/din
TURBINA DE GAS CALDERA	455,82	3,02	10,114	7,54	44,357
TURBOEXPANSOR CALDERA	455,82	6,77	32,316	24,177	985564
CALDERA TURBINAS VAL	455,82	6,77	32,453	24,1	157,455

COSTOS DE LOS EQUIPOS INVOLUCRADOS

TABLA 13

SISTEMAS	TURBINA	GENERADOR	CALDERA
	MODELO	(FORNADO)	COMPRESORA
	(10)	50 KW	(10)
TURBINA DE CALDERA	21,000	1,92	11,000
TURBOEXPANSOR CALDERA DE COMPRESOR	145,197	187	12,000

CALDERA DE CALOR SENSIBLE		
TURBINA DE VAPOR	22,400	13,000

CONTINUACIÓN	EQ. AUXILIARES	COSTO TOTAL DE EQUIPO
	(10')	(105)
TURBINA DE GAS	2,500	35,000
CALDERA DE CALOR SENSIBLE		
TURBO EXPANSOR		
CALDERA		
CALDERA DE CALOR SENSIBLE		
TURBINA DE VAPOR		

COMPARACIÓN FINAL DE COSTOS VS. UTILIDADES

TABLA 14

SISTEMAS	COSTO DE EQUIPOS	UTILIDAD POR GENERACION DE ENERGIA	TIEMPO APROX. DE RECUPERACION
	(102)	\$/DIA	(103)
TURBINA DE GAS	35,000	39,615	0.22
CALDERA DE CALOR SENSIBLE			

TURBO-EXPANSOR	71137	986 292	40916
CALDERA DE COMB. SENSIBLE			
TURBO-EXPANSOR			
CALDERA DE COMB. SENSIBLE			
TURBO-EXPANSOR	34 400	405 043	4023

NOMENCLATURA :

TURBINA DE GAS-CALDERA
DE CALOR SENSIBLE

TURBO-EXPANSOR
CALDERA DE COMB. C2

CALDERA DE CALOR SENSIBLE
-TURBINA DE VAPOR

IDENTIFICACIÓN

NÚMERO

I

II

III

CAPÍTULO

5

ANÁLISIS DE RESULTADOS

Antes de analizar los 3 esquemas propuestos para la recuperación de la energía remanente en los gases en estudio, se explicará el porque no se usó un motor reciprocante para construir un sistema cogenerativo.

• ANÁLISIS DEL MOTOR RECIPROCANTE

El usar un motor reciprocante en sistemas cogenerativos, tiene grandes ventajas por el bajo consumo de combustible que presentan en comparación con los otros promotores analizados.

Si se deseara producir todo el vapor de proceso necesario por cogeneración, se recomendaría el uso de un motor diesel por su alto porcentaje de ahorro energético de acuerdo a la Graf.1 con una relación Q/E baja o producción energía térmica.

Este esquema maneja un caso similar : aunque para este estudio el consumo de combustible no es un inconveniente ya que los gases de regeneración, son gases de desecho de los que se aprovechará sus principales características.

Si se usara un motor diesel, se podría aborrar un combustible que “no cuesta” ; con la gran desventaja de producir baja energía térmica, además de que estos motores se usan en generación de pocos megawatts.

Por estas razones se descarta el uso de un motor diesel que además no cumpliría el objetivo principal, que es el de aprovechar al máximo la energía remanente de los gases de desecho.

• ANÁLISIS DEL ESQUEMA TURBO EXPANSOR- CALDERA DE COMBUSTION DE CO

La potencia y la energía total generada por este sistema es la mejor de los 3 esquemas analizados. La energía eléctrica producida es 10 veces mayor al sistema caldera-turbina de vapor con la diferencia de que no existe producción de vapor en la caldera de combustión ; esto debido a que el poder calorífico de los gases de desecho, generan 18 , 530 , 430 BTU/hr., con lo que solo incrementa 2 grados la temperatura de los gases de combustión.

Para poder generar vapor se necesitaría un combustible primario con un poder calorífico de 37,300 kJ/m³ (para caldera de combustión), con agua de alimentación a 120 °C y un ΔP pp de 15 grados.

Este esquema deja de ser cogenerativo sin el uso de la caldera, además actualmente en los nuevos diseños de reactores catalíticos (reactores tipo ultra orthoflow) es posible transformar el CO remanente a CO₂ que es el componente principal para el uso de la caldera de combustión.

• ANÁLISIS DEL SISTEMA TURBINA DE GAS - CALDERA DE CALOR SENSIBLE

De acuerdo a la (tabla 2) los KWH generador por este sistema, comparados con los otros esquemas es mucho menor.

Un esquema con turbina de gas genera aproximadamente 4 veces más caballos de fuerza, bajo las mismas condiciones de operación pero con un combustible primario (gas natural) que tiene un poder calorífico de 37 300 kJ/ m³ que es 6 veces más grande al que presenta nuestro gas combustible.

Finalmente se necesitaría un flujo mayor de gases para poder igualar el poder calorífico de un combustible primario y generar más energía. Esto no es posible debido a que el combustible usado, son gases de desecho y sólo se dispone de un flujo constante de 455 kg/s .

A diferencia del esquema anterior (ECOG.1) este esquema si provee la suficiente energía térmica nueva corriente de gases que sale de la turbina para ser llevada a la caldera y generar vapor por transferencia de calor.

CARACTERÍSTICAS DEL VAPOR PRODUCIDO EN LA CALDERA DEL ESQUEMA ECOG.2

TABLA 15

	FLUJO kg/s	T°C	P.(kg/cm ²)
VAPOR ALTA PRESIÓN	56	400	48
VAPOR MEDIA PRESIÓN	84	206	17

El ahorro económico por generación de vapor es el siguientes

TABLA 16

CALIDAD DEL VAPOR	*S/100 kg	Flujo	S/m ² jo	S/día
		(kg/seg)		
VAPOR ALTA PRESIÓN	43.25	90	3180	316.12
VAPOR MEDIA PRESIÓN	39.11	10	0.3211	3.791

TABLA COMPARATIVA

TABLA 17

AHORRO/GENERACIÓN	
DE ENERGÍA	
	FLUJO
ENERGÍA	
ELECTRICA	926.2089 kWh
VAPOR ALTA P.	1171.6 kg/s
VAPOR MEDIA P.	120.86 kg/s
TOTAL	527.550

COSTO/GENERACIÓN	
DE ENERGÍA	
	m ³ /día
AGUA	
CALDERA	38.640

- ANÁLISIS DEL ESQUEMA CALDERA DE CALOR SENSIBLE - TURBINA DE VAPOR.
La potencia y energía entregada por este sistema es menor al esquema anterior, pero nada despreciable.

La diferencia principal radica en que la corriente de gases entra directamente a una caldera de calor sensible para generar vapor.

El vapor generado tiene las siguientes características :

TABLA 18

	PLUG (kg/cm ²)	T (°C)	P (kg/cm ²)
VAPOR ALTA PRESIÓN	20	300	45
VAPOR MEDIA PRESIÓN	10	200	15

El vapor de alta presión que es enviado a la turbina , genera 38 ,592KWH/d .

El vapor de media obtenido de la turbina se une con el vapor generado en la caldera y se manda a proceso.

A diferencia del esquema inicial ECOG.1 este sistema es de cogeneración, en donde se aprovecha al máximo la energía remanente de los gases generando vapor para proceso y energía eléctrica necesaria en la planta.

El costo de la generación de energía eléctrica y térmica en este esquema, esta en función de la cantidad de agua utilizada en la caldera y del costo del tratamiento previo de este servicio.

La cantidad de agua utilizada, es de 100 kg/seg., ó 0.100 m³/seg., con un costo de \$ 14.18/m³; considerando un flujo de 8,640 m³/día, el precio del servicio sería de \$ 122,515.0/día.

Planteando ahora los beneficios económicos; el generar 10.72 KWH/seg., de energía eléctrica considerando que el costo de 1 KWH es de \$0.17 de acuerdo a la tarifa de CFE (Comisión Federal de Electricidad), nos produciría un ahorro de \$ 1,822.4; es decir que si en un día se produjeran 926,208 KWH/día, el ahorro sería de \$ 157,455.36 .

Para el caso del vapor generado, el ahorro es el siguiente :

TABLA 19

CALIDAD DEL VAPOR	\$/100kg	10kg	\$/día	\$/día
VAPOR ALTA PRESION	336.312	10	3363.12	336.312
VAPOR BAJA PRESION	33.791	10	337.91	33.791

El ahorro económico por generación de vapor :

$$S/\text{día vapor alta p.} + S/\text{día vapor } \frac{1}{2} = 336,312 + 33,791$$

$$\text{TOTAL} = \$ 370,103 / \text{día}$$

TABLA COMPARATIVA

TABLA 20

AHORRO O GENERACION		
	COSTO	ENERGIA
ENERGIA		
ELECTRICA	276,208 SWH	157,355.36
VAPOR ALTA	7,771.6 KW/CS	336.31
VAPOR MEDIA	10,861.40 KW/CS	35,791.56
TOTAL		527,550.36

COSTO O GENERACION		
	COSTO	ENERGIA
AGUA		
CALENTAMIENTO	640	122,515

nota : ESTOS COSTOS FUERON TOMADOS DIRECTAMENTE DE PLANTA (REF. MIGUEL HGO.- TULA)

Es decir que considerando los costos de generación de energía, la utilidad ó ahorro económico por día es el siguiente :

$$\text{UTILIDAD TOTAL (UT)} = 527,558 - 122,515$$

$$\text{UT} = \$ 405,043 / \text{día}$$

CONCLUSIONES

De acuerdo a las tablas de resultados, los sistemas (II) y (III) , presentan una mayor generación de energía con respecto al sistema turbina de gas/caldera de calor sensible y por consiguiente una utilidad en \$/día mejor.

De los últimos sistemas, el S-II genera 2 veces más utilidad por producción de energía eléctrica que el sistema III ; así mismo de acuerdo a la tabla (7) el costo total de los equipos involucrados en el sistema es 1 ½ veces mayor que el costo del sistema III.

A pesar de esto : la recuperación de la inversión vista de manera general es inmediata, es decir en un lapso, de tiempo de 2 meses es posible recuperar más del 100 % del costo de los equipos involucrados.

La desventaja de este sistema tomando en cuenta el objetivo planteado inicialmente, es que sólo genera energía eléctrica sin ser cogenerativo. Para poder cogenerar, se necesitaría producir energía térmica además de energía eléctrica ; esto sólo es posible usando en la caldera, la corriente de gases como combustible, y una corriente extra de combustible primario.

A diferencia de este esquema, el S-III es un sistema cogenerativo, es decir existe la generación de energía térmica y eléctrica con una utilidad total tres veces menor que el esquema anterior ; un costo de equipos proporcionalmente más bajo con un tiempo de recuperación de la inversión de aproximadamente 3 meses.

De acuerdo a la relación Q/E para este sistema la generación de energía es 3 veces mayor a la relación Q/E en condiciones de máxima demanda en la sección del desintegrador catalítico (R-500); es decir este esquema cubre las necesidades de energía requeridas, cumple con la condición de un sistema cogenerativo; además de presentar un valor negativo alto en el índice de calor neto, debido al costo del combustible suministrado igual a cero.

Finalmente el sistema I que involucra a una Turbina de gas esencialmente, cumple con la condición de los sistemas cogenerativos, presenta una relación Q/E (relación de energía térmica) mejor que el esquema II y con un índice de calor neto de (-15) que indica el máximo aprovechamiento de la corriente de gases como combustible para generar energía eléctrica.

La desventaja es que la utilidad/día para este esquema es 3 veces menor al esquema I y sólo ligeramente inferior al esquema II; con una recuperación de la inversión de aproximadamente 3 meses.

La producción de energía bajo estos esquemas, sólo se garantiza con un buen sistema de control y operación de los equipos.

El seleccionar uno de estos esquemas para la recuperación de la energía en los gases de combustión, está en base a los objetivos planteados, y de acuerdo a estos el esquema III (caldera de calor sensible/turbina de vapor) cubre los puntos propuestos para la máxima recuperación de energía, sin ser el mejor necesariamente.

CAPÍTULO _____



CRITERIOS PARA LA ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS

La especificación es una tarea que debe considerar una gran variedad de datos e información que deben hacerse saber a los fabricantes, con objeto de que puedan proporcionar el equipo más adecuado para la aplicación a la que se le va a destinar. La atención no sólo busca satisfacer las condiciones de operación sino también criterios de seguridad, disponibilidad y confiabilidad, tipo de servicio, impacto ambiental, restricciones de espacio y arreglo de componentes, entre otros factores.

La especificación de equipos a nivel de estudio de factibilidad no puede contener todos los datos e información que contendría una especificación para compra o concurso de equipo ; ésta sería producto propiamente de la ingeniería básica de la opción seleccionada.

El objetivo que debe cumplir una especificación para estudio de factibilidad de proyectos es la evaluación del costo de los equipos que integran las opciones por analizar económicamente. En general, es conveniente contar con información estadística de costos de equipo con el fin de determinar la inversión que deba

realizarse, la especificación permitirá entonces obtener cotizaciones para complementar y actualizar la información estadística con que se cuenta.

TURBINA DE VAPOR

Las condiciones por especificar para las turbinas de vapor son las siguientes :

	PRESIÓN	TEMPERATURA	FLÚJO
ENTRADA	X	X	X
DESCARGA	X		
EXTRACCIONES	X		X

Se debe especificar la capacidad de generación eléctrica que se espera de la máquina, con objeto de comprobar si efectivamente se podrá obtener la potencia esperada del sistema.

Adicionalmente, se debe indicar el tipo de extracción, controlada o no , y si la turbina es condensante, se debe indicar el tipo de extracción, controlada o no, y si la turbina es condensante o de contrapresión, aunque la presión a la descarga lo indique.

En el caso de la turbina condensante, se deberán proporcionar al fabricante datos de la disponibilidad de agua de enfriamiento y su temperatura, o bien las condiciones ambientales promedio, máximas y mínimas de la zona en que se instalará.

El fabricante podrá tener opción de ofrecer una turbina que requiera un reductor de velocidad para poder mover un generador eléctrico ; la cotización deberá incluir su costo.

La cotización debe incluir además los equipos auxiliares de la turbina tales como válvulas gobernadoras, sistema de control, sistema de lubricación e incluso es factible que el fabricante cotice equipos auxiliares como el sistema de enfriamiento (bombas de circulación y torre de enfriamiento), en el caso de turbinas condensantes, bombas de retorno de condensado, etc. Asimismo, se deberá incluir el consumo de energía que los equipos auxiliares requieran.

TURBINA DE GAS

En el caso de las turbinas de gas se debe especificar lo siguiente :

	PRESIÓN	TEMPERATURA
ENTRADA	X	X
DESCARGA	X	

Dado que el comportamiento de las turbinas de gas es muy sensible a las condiciones atmosféricas, se debe proporcionar al fabricante la altura sobre el nivel del mar que la instalación tendría, así como la temperatura ambiente media de la zona y las máximas que se presenten en un año.

Se deberá especificar también el combustible con el que funcionará, la capacidad eléctrica deseada de la máquina y, adicionalmente, la demanda térmica que se

plana recuperar en la descarga, con el límite de temperatura de los gases para garantizar la posibilidad de producción de vapor en las condiciones deseadas.

Se deben considerar las restricciones de emisiones contaminantes de la zona en que el equipo se instalaría, con objeto de que el fabricante pueda recomendar los equipos auxiliares que satisfagan dichas restricciones.

La cotización deberá incluir el costo de los equipos auxiliares que la máquina requiera, tales como filtro de aire, sistema de control, sistema de lubricación, centro de control de motores, etc., así como los consumos de energía de dichos equipos.

Existen fabricantes que manejan también las calderas de recuperación de calor, de manera que se pueda acudir a ellos para cotizar el conjunto completo.

CALDERA DE RECUPERACIÓN DE CALOR

Las condiciones por especificar para los recuperadores de calor son las siguientes :

	PRESIÓN	TEMPERATURA	FLUJO
ENTRADA	X	X	X
DESCARGA		X	
GASES A LA ENTRADA	X	X	X

La especificación debe contener datos sobre el tipo o composición de los gases producto de la combustión ; además, en los casos de caldera de dos o más

presiones de operación, se deben establecer los rangos de combinaciones de producción esperada de vapor a las diferentes presiones.

En caso de requerir poscombustión, se debe indicar el combustible que se utilizaría en ello.

La cotización debe incluir los equipos auxiliares tales como bombas de agua de alimentación, sistema de control, protección contra sobrepresión, etc. así como su consumo de energía.

BIBLIOGRAFÍA :

Mandoki, J, Manual de Exergía y Cogeneración, Ed. Celanese Mexicana S.A., México, 1993, pag. 30, pp 88 clave de referencia B1.

Secretaría de Energía, Esquemas de Cogeneración, Comisión nacional para el ahorro de energía (conae), México. 1995, pag. 70, pp 180 clave de Referencia B2

Petroleos Mexicanos, Manual de operación para la planta Catalítica F.C.C Orthoflow Refinería Tula, Hgo ; Instituto Mexicano del Petróleo (IMP), México, 1995, pag 30, pp 120. clave de Referencia B3

Gary J, Refino del Petróleo, Editorial Reverté, Barcelona, 1988, 2a. Edición. clave de referencia B5

Manual de Aspen Plus V.9.1 clave de Referencia B6

Smith, J, Chemical Engineering Kinetics, Mc Graw-Hill ; 3a. Edición, Singapore, 1980, pág 70, pp 130 clave de referencia B7

Balzhiser, Chemical Engineering Thermodynamics, Ed Prentice Hall, 4a. Edición, 1990, pág 55, pp 130, clave de Referencia B8.

Traducción Avilez I., Tablas de Vapor, Ed Alfaomega , 1988. pág 3, pp
70, Clave de Referencia B9

Howard F; Ingeniería de Proyectos, Ed John Wiley, México,
1976, 6a. Ed. , pág 88, pp 180, Clave de Referencia B10

Donald K. Procesos de Transferencia de Calor, Ed
Continental, México, 1992, Vigésimo Cuarta impresión, pág 25, pp
200.