



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

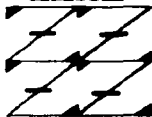
**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
"ZARAGOZA"**

CRITERIOS DE DISEÑO PARA EL PREDIMENSIONAMIENTO DE UNA CALDERA DE CALOR RESIDUAL, EN LA CUAL SE GENERA VAPOR DE ALTA PRESION, A PARTIR DEL EFLUENTE PROVENIENTE DEL SISTEMA DE REGENERACION DEL CATALIZADOR DE UNA PLANTA DE CRAQUEO CATALITICO EN LECHO FLUIDIZADO (FCC).

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A
CASAS VAZQUEZ ALFREDO

**U N A M
F E S
ZARAGOZA**



**LO HUMANO EJE
DE NUESTRA REFLEXIÓN**

ASESOR: I.Q. ANGEL GOMEZ GONZALEZ

MEXICO, D. F.

NOVIEMBRE DE 2008





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.

**TESIS
CON
FALLA DE
ORIGEN**



**FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA**

**JEFATURA DE LA CARRERA
DE INGENIERIA QUIMICA**

OFICIO: FESZ/JCIQ/070/02

ASUNTO: Asignación de Jurado

ALUMNO: CASAS VAZQUEZ ALFREDO
P r e s e n t e .


En respuesta a su solicitud de asignación de jurado, la jefatura a mi cargo, ha propuesto a los siguientes sinodales:

Presidente:	I.Q. Miguel José Flores Galaz
Vocal:	I.Q. Angel Gómez González
Secretario:	I.Q. Rosario Tapia Aguilar
Suplente:	I.Q. Balbina Patricia García Aguilar
Suplente:	I.Q. Cuauhtémoc Lagos Chávez

Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.

A t e n t a m e n t e
“POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU”
México, D. F., 2 de Agosto de 2002

EL JEFE DE LA CARRERA

M. en C. ANDRES AQUINO CANCHOLA

SECRETARÍA TÉCNICA

B

AGRADECIMIENTOS

Expreso mis más sinceros agradecimientos a las siguientes personas por apoyarme en todo momento, ya sea en las buenas y en las malas.

A todos ellos y a los que faltan por mencionar debido a obvias razones.

Sinceramente muchas gracias por apoyarme incondicionalmente.

A mi preciosa familia que todo el tiempo ha estado conmigo: mi papá (Mario), mi mamá (Doña Toña), Ivón, Jose Luis, Osvaldo, Maribel y Naomi.

Sr. Roberto, Micaela, Angélica, Erika y Roberto.

Sr. Mariano, Josefina, Oscar, Olga, Daniel, Mary, José, Jesy, Elizabeth, Juan, Liz, Doña Lupe.

Sr. Juan, Angélica, "Aris", Michelle, Berenice, Sandy, Doña Magdalena y Don José ☺

Sr. Porfirio, Elena, Jovani, Ixel, Erick, Irán.

Sr. Lázaro, Cristina, Mary Fer y toda su familia: Francisco, Elia, Carlos, Antonio, Abel, Esther, Alancito, Alfredo, Esther, Oscarito, Aaron.

A la Universidad Nacional Autónoma de México y a cada uno de los profesores que en todo momento se esforzaron por dar lo mejor:

José Antonio Zamora Plata, Dominga Ortiz Bautista, Roberto Ramírez Torres, Cuahtémoc Lagos Chavez, Arturo Méndez, Miguel Flores Galaz, Patricia Aguilar García, Rosario Tapia Aguilar.

A mi asesor Angel Gómez González, por haber ocupado parte de su tiempo dirigiendo esta tesis de la forma más correcta posible.

A todos los compañeros, ya sea de vicio y/o profesión que compartieron algún evento social, pues el alcohol nunca se acaba:

Sergio, Lalo, Zurdo, Fede, Buki, Chucha, Amarillo, Codi, Farfán, Lennon, el "gansito", Pepo, Chino, Orejón, Napoleón, "El curita", Lorena, Lucía, Josefina, Mariana, Irene y a las personas que me faltaron, favor de anotarse en la presente lista

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA



**CRITERIOS DE DISEÑO
PARA EL PREDIMENSIONAMIENTO DE UNA
CALDERA DE CALOR RESIDUAL,
EN LA CUAL SE GENERA VAPOR DE ALTA
PRESIÓN, A PARTIR DEL EFLUENTE PROVENIENTE
DEL SISTEMA DE REGENERACIÓN DEL
CATALIZADOR DE UNA PLANTA DE
CRAQUEO CATALÍTICO EN LECHO FLUIDIZADO
(FCC).**



ÍNDICE

Objetivos	4
Resumen	5
• CAPÍTULO 1	
Descripción del Proceso de Craqueo Catalítico en Lecho Fluidizado (FCC).	
1.1.- Generalidades	7
1.2.- Antecedentes y desarrollo	10
1.3.- Descripción del proceso	16
1.4.- Química	18
1.5.- Catalizadores	21
1.6.- Cinética de la reacción	22
1.7.- Bibliografía	26
• CAPÍTULO 2	
Balance de Calor en Craqueo Catalítico en Lecho Fluidizado (FCC).	
2.1.- Fundamentos	28
2.2.- Variables de Operación en el Proceso de FCC	29
2.3.- Efectos de las Variables de Operación	30
2.4.- Balance Básico de Calor	36
2.5.- Coque en el Proceso FCC	39
2.6.- Fuentes de Suministro de Coque	40
2.7.- Condiciones de Operación	42
2.8.- Cálculo del coque necesario para el proceso	43
2.9.- Composiciones de los gases de combustión	45
2.10.-Cálculo de la carga térmica	54
2.11.-Cálculo del vapor a generar	62
2.12.-Bibliografía	66
• CAPÍTULO 3	
Calderas de calor residual.	
3.1.- Generalidades	68
3.2.- Tipos de Calderas de Calor Residual	71
3.3.- Consideraciones de predimensionamiento	73
3.4.- Tubos para calderas	80
3.5.- Materiales de construcción	85
3.6.- Bibliografía	88



•	CAPÍTULO 4	
	Predimensionamiento de la caldera de calor residual.	
4.1.-	Procedimiento de cálculo para determinar el área de transferencia de calor	90
4.2.-	Determinación del área de transferencia de calor	101
4.3.-	Tiro en chimeneas	108
4.4.-	Procedimiento de cálculo para predimensionar la chimenea	109
4.5.-	Diseño de la chimenea	111
4.6.-	Bibliografía	113
•	Resultados	115
•	Conclusiones	119
•	Nomenclatura	121
•	Apéndices	
A)	Agua para generación de vapor	125
B)	Clasificación del vapor de agua	135
C)	Código ASME Recipientes a Presión y Calderas	138
D)	Método Numérico Newton-Rhapson	141
E)	Eficiencia de aletas anulares	143
F)	Tablas de propiedades: calor específico(c_p), conductividad térmica(k) y viscosidad(μ)	146



OBJETIVOS

1. Determinar la cantidad de energía (carga térmica) que se puede utilizar a partir de los gases de salida del sistema de regeneración de catalizador en una planta de FCC.
2. Calcular el flujo de vapor de alta presión que se puede generar con la carga térmica disponible de los gases de salida del regenerador.
3. Establecer los criterios básicos para el predimensionamiento de una caldera recuperadora de calor.
4. Determinar el área de transferencia de calor necesaria en la caldera, para generar vapor de alta presión.
5. Predimensionar la chimenea de la caldera.

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

RESUMEN

El proceso de desintegración catalítica en lecho fluidizado (FCC) desde sus inicios ha tenido una gran importancia en los esquemas de refinación del petróleo, particularmente en el aprovechamiento integral del crudo, pues a partir de fracciones residuales se puede generar gasolina de alto octanaje, gas L.P., gas seco y aceite ciclico.

En años recientes, como consecuencia de las restricciones ecológicas, la orientación del proceso esta cambiando hacia la producción de olefinas ($C_3=s$, $C_4=s$ y $C_5=s$), materias primas esenciales para la producción de gasolina de mayor calidad (alquilado) que incluyan compuestos oxigenados (MTBE) como sustitutos de los antidetonantes a base de plomo. Asimismo, se están incluyendo nuevas tecnologías que permitan reducir al mínimo las emisiones de: monóxido de carbono, óxidos de azufre y nitrógeno (SO_x y NO_x).

Es importante mencionar que el continuo y acelerado desarrollo del proceso FCC lo ha hecho tan complejo que para comprenderlo y manejarlo satisfactoriamente se requiere la adecuada conjunción e interacción de varias disciplinas, los técnicos y científicos involucrados en este proceso rápidamente se dan cuenta de ello a través de la fuerte demanda de conocimientos y razonamiento lógico que impone.

Ahora tomando como referencia que los costos de consumo energético (combustible, vapor, etc.) son una parte importante de los costos directos en la refinación del petróleo, y teniendo un factor importante que es el incremento en los precios de combustibles como el gas natural, surge la necesidad de optimizar de manera adecuada la utilización del combustible que nos proporciona la energía requerida para un adecuado funcionamiento del proceso de refinación de petróleo.

A partir de la consideración anterior y tomando en cuenta la importancia del proceso de Craqueo Catalítico en Lecho Fluidizado (FCC) en los esquemas de refinación de Petróleos Mexicanos, la presente tesis se plantea debido a que, después de llevarse a cabo las reacciones de craqueo en el reactor, es muy común que se deposite carbón en la superficie del catalizador, para eliminar éste carbón se envía hacia un sistema de regeneración, en el cuál básicamente se elimina éste carbón mediante la adición de aire para generar una reacción de combustión, como resultado de ésta regeneración continua, se produce una cantidad importante considerable de energía térmica en el efluente de salida del sistema de regeneración.

Esta cantidad de energía térmica de los gases de salida del sistema de regeneración, se puede aprovechar de manera eficaz, pues las condiciones de presión (15 a 29psia) y temperatura (1100 a 1250 °F), son adecuadas para la generación de vapor de alta presión mediante una caldera de calor residual; además posteriormente éste vapor puede ser utilizado para accionar equipo rotatorio como turbinas, para generación de energía eléctrica, etc.; realizando de esta manera una utilización más eficiente de la energía en este proceso.



CAPÍTULO 1

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE CRAQUEO CATALÍTICO EN LECHO FLUIDIZADO

- 1.1.- Generalidades**
- 1.2.- Antecedentes y desarrollo**
- 1.3.- Descripción del proceso**
- 1.4.- Química**
- 1.5.- Catalizadores**
- 1.6.- Cinética de la reacción**



Originalmente el craqueo se realizaba térmicamente, pero los procesos catalíticos han reemplazado casi completamente al craqueo térmico, debido a que se produce más gasolina con un mayor octanaje y menos aceites pesados y gases no saturados.

Todos los procesos de craqueo catalítico 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 estas clases dependiendo del diseñador o constructor, pero dentro de una misma clase la operación básica es muy similar.

El proceso de Craqueo Catalítico en Lecho Fluidizado (FCC) es representativo de las unidades de lecho fluidizado (figura 1.1) y el Craqueo Catalítico Thermoform (CCT) de las unidades de lecho móvil (figura 1.2).

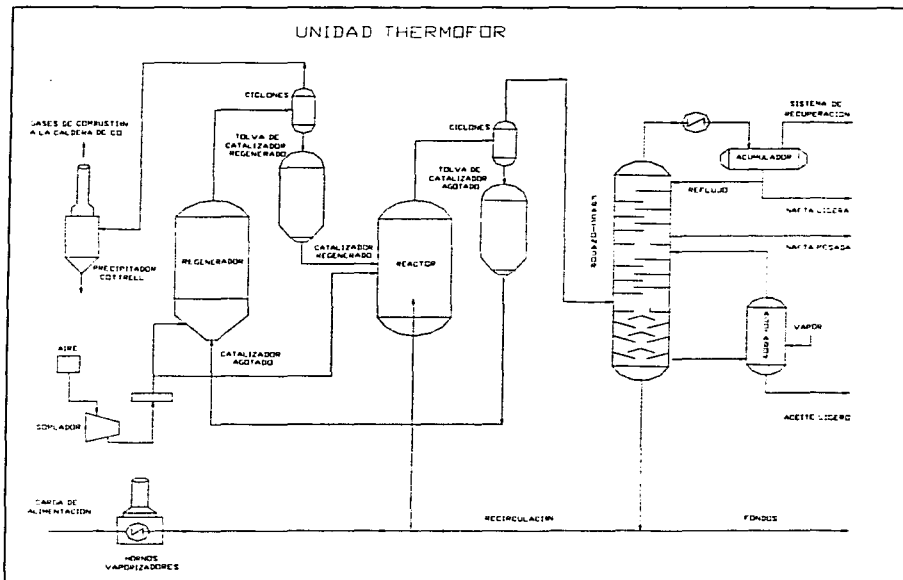


FIGURA 1.2 PROCESO THERMOFORM





Los catalizadores utilizados en ambos procesos son químicamente similares y difieren solo de su configuración física. La unidad de lecho móvil utiliza bolitas de catalizador o cilindros de un diámetro aproximado de 1/8 a 1/4 de pulgada y el catalizador del lecho fluidizado tiene un tamaño medio de partícula de alrededor de 50 micrómetros (micrones), es de tipo zeolítico de alta estabilidad térmica e hidrotérmica.

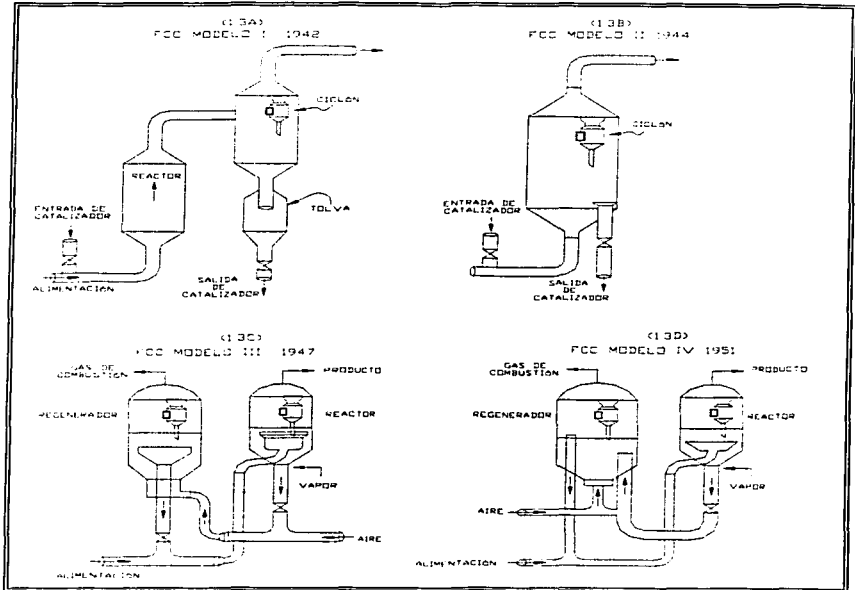


FIGURA 1.3 PRIMEROS DISEÑOS DE UNIDADES DE CRAQUEO CATALÍTICO

Básicamente, el proceso FCC consiste en: un sistema de reacción-regeneración, donde se lleva a cabo la transformación de hidrocarburos pesados y la regeneración del catalizador que además de restablecer su actividad, genera la energía requerida en el propio proceso; además de una sección de fraccionamiento, donde se separan los productos; una sección de recuperación de hidrocarburos ligeros y las correspondientes secciones de endulzamiento de gases y gasolina.





1.2.- ANTECEDENTES Y DESARROLLO

El primer proceso comercial de desintegración catalítica para la producción de gasolinas a partir de fracciones residuales, data de finales de 1940.

Este primer proceso conocido como proceso Houdry, en honor a su inventor, era un proceso con reacción en lecho fijo. El proceso era cíclico, con tiempos de 10 minutos para la reacción, 10 minutos para cambio de reactor y válvulas, y de 10 a 20 minutos para el quemado de carbón. El calor de combustión era transferido al sistema reaccionante mediante un dispositivo de transferencia de calor a base de sal fundida.

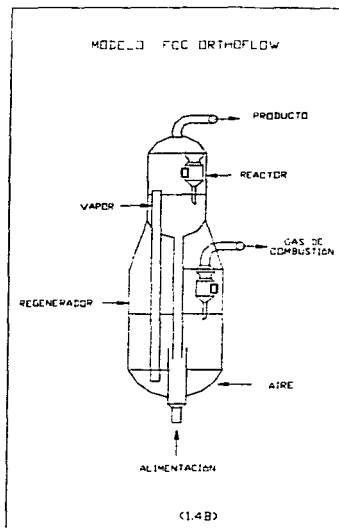
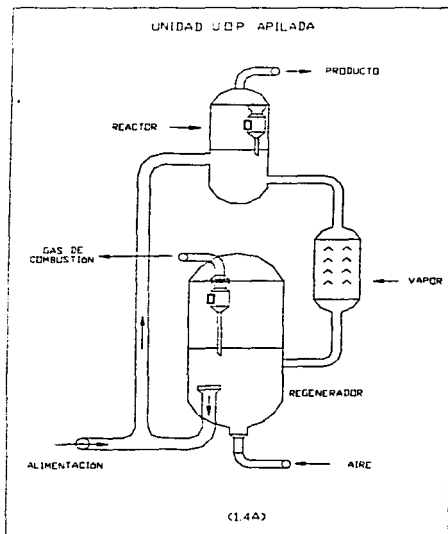


FIGURA 1.4 DISEÑO UOP Y ORTHOFLOW

El proceso Houdry evolucionó rápidamente y se transformó en el proceso de lecho móvil (TCC) con el cual se eliminaron algunos inconvenientes del proceso de lecho fijo, como los relacionados con el intercambio de calor y la flexibilidad de la operación.





Las unidades desintegradoras eran verdaderas maravillas mecánicas que utilizaban complicados sistemas para la transferencia del catalizador del reactor al regenerador.

En el año de 1943, se estrenó la refinería de Baton Rouge, Louisiana, la primera unidad de desintegración catalítica en lecho fluidizado en flujo ascendente (figura 1.3A) por parte de la compañía Stándar Oil. Las ventajas del proceso en cama fluida fueron evidentes y rápidamente las diversas firmas de ingeniería aceleraron su evolución.

En 1944 aparece la unidad en flujo descendente (figura 1.3B) de la Estándar Oil Development, con la cual se simplificaba la recuperación de catalizador y la distribución de las instalaciones.

Para 1947 se introduce el modelo III (figura 1.3C), de presiones equilibradas, diseñado por la compañía Kellog. En este diseño los reactores están localizados lado a lado y a la misma altura, reduciendo el tamaño de la unidad y con las ventajas siguientes:

1. Facilidad de mantenimiento
2. Menor costo inicial
3. Operación a baja presión
4. Consecuente producción de coque
5. Menor pérdida de actividad catalítica

La unidad modelo IV (figura 1.3D) de la compañía ESSO fue lanzada al mercado en 1951, sus ventajas principales son:

- 1) La reducción en el tamaño de la unidad sin disminuir la capacidad
- 2) Empleo de las líneas de transferencia de diseño especial que minimiza la erosión

Otras compañías continuaban estudiando y desarrollando sus propias concepciones. Así la UOP puso en operación en 1947, la primera unidad con el reactor y el regenerador superpuestos con las siguientes ventajas:

- 1) Eliminación de líneas de trasiego
- 2) Reactor más pequeño
- 3) Menor costo de construcción

La compañía Kellog en 1951, pone en marcha la primera unidad Orthoflow (figura 1.4) que elimina las líneas externas para el catalizador, utilizando tuberías rectas y válvulas tipo macho para la circulación de catalizador. La unidad Orthoflow, separa la alimentación de la recirculación, introduciéndolas en líneas diferentes.

NUEVOS DISEÑOS DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO

En la actualidad se usan mayormente los catalizadores de zeolita, debido a que tienen mucho más alta actividad que los catalizadores amorfos, y requieren tiempos de reacción más cortos para evitar el sobrecraqueo de gasolina a gas y coque.

La respuesta a esta necesidad fueron las unidades con reacción en el tubo elevador (riser), con la cual la flexibilidad en el control de la reacción es mayor, pudiendo de esta manera aumentar su eficiencia y aprovechar esa importante característica.





En la actualidad la mayoría de las unidades FCC efectúan la reacción de desintegración en el tubo elevador.

Muchas de las nuevas unidades son diseñadas para incorporar hasta un 25% mas de carga en la alimentación de la unidad FCC.

Actualmente la mayoría de las unidades son diseñadas para completar la combustión a CO_2 y además controlar la combustión de CO .

Las reservas de alimentación de residuales tienen altos contenidos de metales, especialmente níquel y vanadio. Además de un alto potencial de formación de coque.

Estos contaminantes reducen la actividad del catalizador, promueven la formación de coque e hidrógeno y disminuyen la producción de gasolina.

Se ha mostrado que la pérdida de la actividad del catalizador debido a los metales, es en primer lugar el vanadio, puesto que incrementa la formación de coque, y el níquel hace lo propio con el hidrógeno.

La alta deposición de coque sobre el catalizador, crea problemas subsecuentes porque al quemar dicho coque, la demanda de aire y oxígeno es también mayor.

Además los nuevos diseños enfrentan la necesidad de resolver problemas ecológicos y económicos.

Los problemas ecológicos están enfocados al control de las emisiones a la atmósfera, mediante el uso de equipos de recuperación de catalizador de mayor eficiencia y de catalizadores más densos, así como de resistencia mecánica, reduciendo al mismo tiempo la cantidad de óxidos de nitrógeno, azufre y carbono producidos durante la combustión, los cuales son en determinada cantidad, nocivos para la salud.

Para ello se ha pensado en sistemas de hidrot ratamiento de la carga para reducir el SO_2 , el uso de unidades de regeneración completa para convertir el CO en CO_2 totalmente, y el uso de oxígeno para enriquecer el aire de combustión, reduciendo también las emisiones de NO_x .

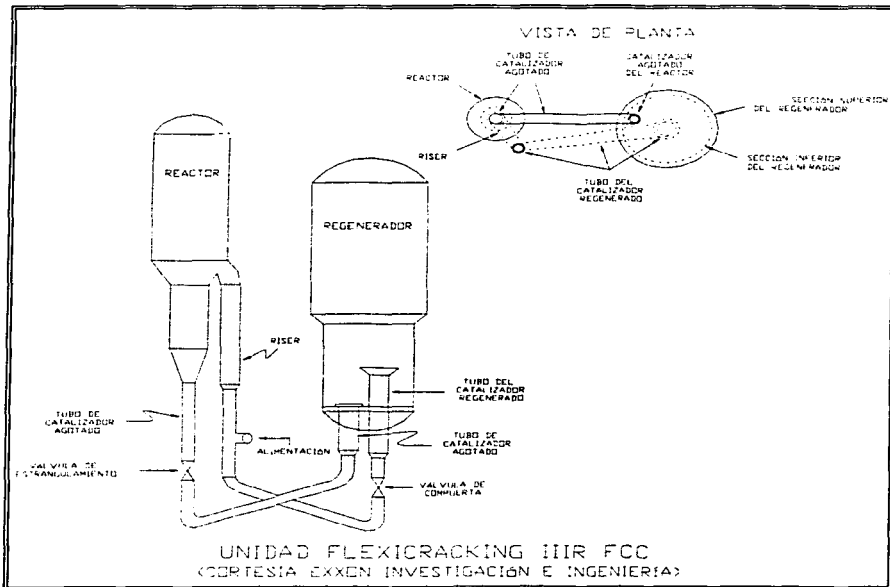
Otro factor que influye en los nuevos desarrollos, es la necesaria reducción del plomo de las gasolinas, lo cual implica mayor requerimiento de octano de las gasolinas de FCC, lo que se logra optimizando la desintegración en el riser, y el uso de zeolitas estereoselectivas que mejoran el número de octano.

En el aspecto económico se plantea la necesidad de diseños con mayor eficiencia térmica y capaces de manejar cargas residuales; Y dentro de estos nuevos diseños cabe destacar los siguientes:



**FLEXICRACING**

Estas unidades (figura 1.5) incorporan una relación de diámetro más pequeña en la sección inferior del regenerador, para hacer más eficiente la regeneración de catalizador en una etapa sencilla, y además fijan lado a lado o estacado el diseño del recipiente. Este es un proceso que es capaz de procesar diferentes cargas, desde gasóleos ligeros hasta aceites desasfaltados. Utiliza ciclones de máxima eficiencia que permiten eliminar el asentador de lodos y por lo tanto el dañino efecto desactivador de la recirculación. Incorpora además equipo para efectuar una combustión controlada, para el control de contaminantes atmosféricos y para la máxima recuperación de energía.

**FIGURA 1.5 UNIDAD FLEXICRACKING**



HOC(Heavy Oil Cracking)

Las nuevas unidades (figura 1.6) de Craqueo de Aceites Pesados (HOC), son diseñadas para la conversión de fracciones residuales pesadas, con lo cual se incrementa aún más la producción de destilados ligeros y medios, además se reduce la producción de combustóleos, obteniéndose grandes cantidades de vapor para uso interno de la refinería. KELLOG diseña estas unidades las cuales utilizan válvulas de taponamiento (plug), para reducir la atrición del catalizador, además introduce serpentines de generación de vapor.

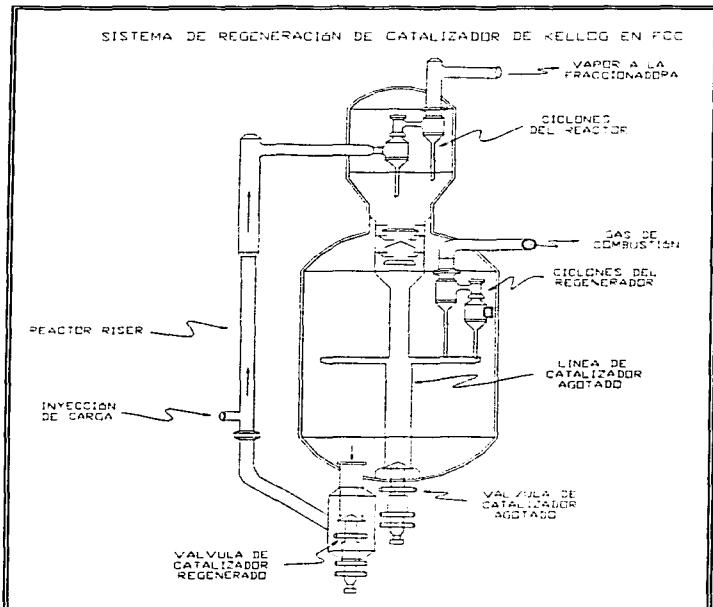


FIGURA 1.6 SISTEMA DE REGENERACIÓN DE CATALIZADOR DE KELLOG



**ULTRAORTHOFLOW**

Este diseño (figura 1.7) permite aprovechar en forma más eficiente la superactividad de los catalizadores zeolíticos, lo cual se logra incorporando el sistema de regeneración del proceso ULTRACAT a las ventajas ofrecidas por el diseño ORTHOFLOW, el cual se ha enriquecido con el uso de ciclones en el tubo elevador (riser), que permiten una mejor separación hidrocarburo-catalizador y mayor eficiencia en la recuperación de éste último.

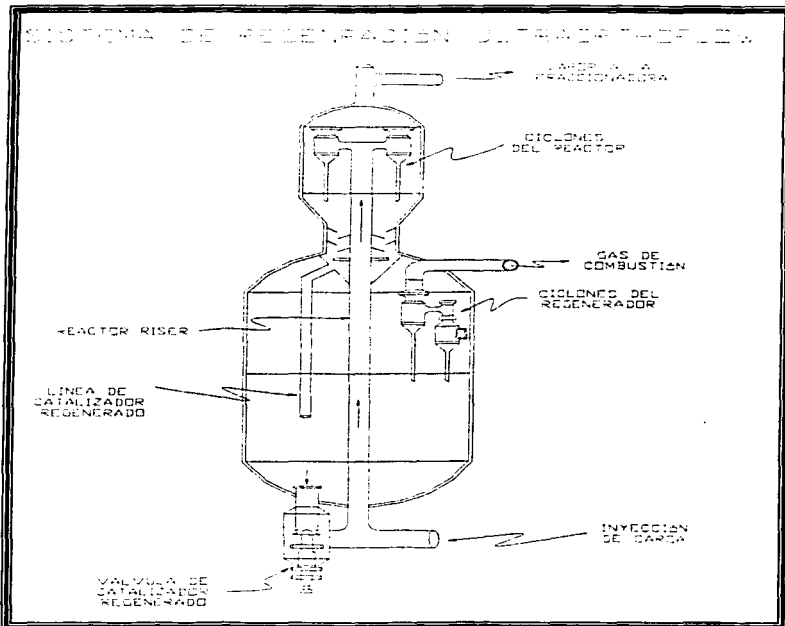


FIGURA 1.7 SISTEMA DE REGENERACIÓN DE CATALIZADOR DE ULTRAORTHOFLOW





1.3- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Es importante mencionar que el proceso que se seleccionó fue básicamente el proceso Orthoflow (figuras 1.7 y 1.8), debido a que es el que se emplea en las plantas de refinación de Petróleos Mexicanos. Ahora es necesario realizar la descripción del proceso de Craqueo Catalítico en Lecho Fluidizado, el cual consiste esencialmente en:

Las corrientes de carga (tabla 1.1) y recirculación se precalientan mediante hornos o intercambiadores de calor y entran en la unidad por la base de la línea ascendente de la carga donde se mezcla con el catalizador regenerado caliente. El calor del catalizador vaporiza la carga y la lleva a la temperatura deseada de reacción.

Tabla 1.1 Composición Típica de la carga en FCC

Compuesto	Composición %peso
Coque	3.7
C1 a C4	4.4
C5 - 180° F	2.69
180° F a 290° F	2.59
290° F a 430° F	5.95
430° F a 650° F	14.42
650° F a 700° F	4.17
700° F a 1050° F	31.86
1050° F +	30.22
Total	100

La mezcla de catalizador y vapores de hidrocarburo suben a lo largo de la línea ascendente del reactor. Las reacciones de craqueo empiezan cuando la carga entra en contacto con el catalizador caliente en la línea ascendente y continúa hasta que los vapores se separan del catalizador en el reactor. Los vapores de hidrocarburo se envían por la parte superior a una columna de fraccionamiento para su separación en las corrientes de fracciones de hidrocarburos deseados.

A medida que la reacción avanza, el catalizador se desactiva progresivamente debido a la formación de coque en la superficie del catalizador. En el reactor, el catalizador y los vapores de hidrocarburo se separan mecánicamente, mediante ciclones y el aceite que permanece en el catalizador se elimina mediante agotamiento con vapor de arrastre antes de que el catalizador entre en el regenerador.

El catalizador que abandona el reactor se denomina catalizador agotado, puesto que su actividad se ve disminuida por el coque que permanece en la superficie del catalizador. Para mantener la actividad del catalizador a un nivel adecuado o útil, es necesario regenerar el catalizador eliminando por combustión con aire este coque.

Como resultado el catalizador circula continuamente entre la zona de reacción y la zona de regeneración.





En el regenerador, los gases de combustión y el catalizador regenerado se separan mecánicamente mediante ciclones, y el catalizador se trata con vapor de arrastre para eliminar el oxígeno absorbido antes de que el catalizador entre en contacto nuevamente con la carga.

Las temperaturas medias del reactor están en el intervalo de 870° a 950 °F, con temperaturas del aceite de alimentación desde 600 a 850° F y temperaturas de salida del regenerador para el catalizador de 1100 a 1250 °F.

El calor de combustión aumenta la temperatura del catalizador hasta 1,100° o 1,250° F y la mayor parte de este calor lo transmite el catalizador a la carga en la línea ascendente del reactor. El catalizador regenerado contiene de 0.2 a 0.4% en peso de coque residual.

Los gases de combustión que abandonan el regenerador poseen una carga térmica sumamente importante, y es aquí en donde toma lugar el desarrollo de este trabajo, pues mediante una caldera de calor residual, se puede aprovechar la energía disponible para generar vapor de alta presión el cual posteriormente puede ser utilizado en el proceso para: accionar equipo motriz, generar potencia eléctrica, como vapor de proceso, etc.

1.4.- QUÍMICA

MECANISMO DE REACCIÓN

Los productos formados en el craqueo catalítico 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.

El mecanismo sugerido por C.L. Thomas⁸ es el siguiente:

Los iones carbonio se forman inicialmente debido a una pequeña cantidad de craqueo térmico de n-parafinas.

Estas olefinas adicionan un protón del catalizador para formar grandes iones carbonio que se descomponen de acuerdo con la regla beta (escisión del enlace carbono-carbono tiene lugar en el carbono en posición beta con los iones carbonio y las olefinas) 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 la reacción de craqueo en hidrocarburos n-parafínicos se puede observar a continuación la secuencia para el n-octano:

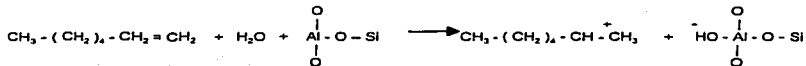




Etapa 1: Reacción de iniciación de craqueo térmico suave



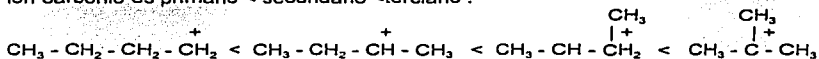
Etapa 2: Transferencia de un protón



Etapa 3: Escisión beta



Etapa 4: Reordenamiento hacia una estructura más estable. El orden de estabilidad del ion carbonio es primario < secundario < terciario.



Etapa 5: Transferencia de un hidrógeno



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

Aunque el mecanismo básico es esencialmente el mismo, la forma y la extensión de la respuesta al craqueo catalítico difiere grandemente entre los diversos tipos de hidrocarburos.

Las reacciones químicas que ocurren en el proceso de desintegración catalítica involucran la ruptura de los enlaces carbono-carbono de moléculas de hidrocarburos de cadena larga, con la subsecuente formación de moléculas de cadena más corta.

Estas reacciones son catalizadas por ácidos y se llevan a cabo a través del mecanismo de formación y transformación de iones carbonio principalmente. Debido a su endotermicidad, termodinámicamente son favorecidas por altas temperaturas.

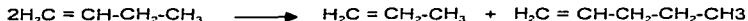




8. Transferencia del grupo alquilo



9. Desproporción de olefinas de bajo peso molecular



En general, las reacciones de desintegración (ruptura de enlaces carbono-carbono) no están limitadas por el equilibrio químico bajo las condiciones de reacción a nivel industrial, en el equilibrio los hidrocarburos no serían completamente degradados a grafito e hidrógeno. En contraste las reacciones laterales como la isomerización, desalquilación de aromáticos y rearreglo de grupos alquílicos, solo pueden llevarse hasta cierto grado, bajo condiciones industriales.

Las reacciones de alquilación, hidrogenación de aromáticos y polimerización de olefinas (excepto la polimerización de etileno) no ocurren en grado apreciable.

Las reacciones de desintegración son endotérmicas, las isomerizaciones tienen calores de reacción muy pequeños y las reacciones de transferencia de hidrógeno son exotérmicas.

En el proceso de desintegración, las reacciones endotérmicas siempre predominan dependiendo de la magnitud del calor de reacción, del tipo de la carga, el tipo de catalizador y las condiciones de reacción.

Paralelamente a las reacciones catalíticas, también se llevan a cabo reacciones de tipo térmico que ocurren a través del mecanismo de radicales libres que tienen la característica de fragmentar las cadenas de hidrocarburos hacia la parte externa de la molécula con lo que preferentemente se generan hidrocarburos ligeros constituyentes del gas seco (C_1 , C_2 y C_3).

1.5.- CATALIZADORES

Los catalizadores comerciales de craqueo catalítico pueden dividirse en tres clases:

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

La mayoría de los catalizadores utilizados en las unidades comerciales hoy en día son catalizadores de zeolita, o mezclas de las clases 2 y 3.

Las ventajas de los catalizadores de zeolita sobre los catalizadores amorfos y los amorfos sintéticos son:





- A. Actividad más alta.
- B. Rendimientos de gasolina mayores para una conversión determinada.
- C. Producción de gasolinas que contienen un mayor porcentaje de hidrocarburos parafínico y aromáticos.
- D. Producción menor de coque.
- E. Producción de isobutano mucho mayor.
- F. Posibilidad de conseguir conversiones más altas por paso sin craqueo.

La alta actividad del catalizador zeolítico, permite que el proceso tenga lugar con tiempos de residencia cortos y por ello se ha adoptado en muchas de las instalaciones para las operaciones de craqueo en la línea ascendente.

Así los efectos adversos de la deposición de coque sobre el catalizador y la selectividad se minimizan debido a la cantidad despreciable de retromezcla del catalizador en la línea ascendente.

Los compuestos de nitrógeno básico, hierro, níquel, vanadio y cobre que están presentes en la carga de alimentación, actúan como veneno sobre el catalizador.

El nitrógeno reacciona con los centros ácidos sobre el catalizador, disminuyendo de esta manera su actividad.

Las reservas de alimentación residuales tienen altos contenidos de metales, especialmente níquel y vanadio, estos contaminantes reducen la actividad del catalizador, promueven la formación de coque e hidrógeno y disminuyen la producción de gasolina.

Se ha mostrado que la pérdida de la actividad del catalizador se debe a los metales, en primer lugar el vanadio incrementa la formación de coque, y el níquel hace lo propio con el hidrógeno.

La alta deposición de coque sobre el catalizador, crea problemas subsecuentes porque al quemar dicho coque, la demanda de aire y oxígeno es también mayor.

1.6.- CINÉTICA DE LA REACCIÓN

Es importante mencionar que en general las reacciones de craqueo son endotérmicas, por lo cual es necesario proporcionar el calor necesario para llevar a cabo éstas reacciones, en general el intervalo de temperaturas se encuentra entre 870° y 950 ° F, lo cual permite de ésta manera efectuar la reacción de craqueo.

En virtud de que los gasóleos empleados como materia prima para el proceso de desintegración catalítica están constituidos por una gran variedad de hidrocarburos de diferentes tipos, es difícil establecer una ruta única de reacción y por lo tanto un modelo cinético preciso que describa el sistema reaccionante. No obstante, se han propuesto algunos modelos que simplifican y hacen manejable el problema cinético.

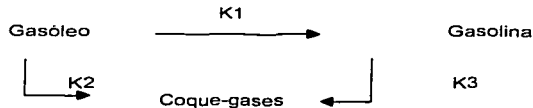




Algo importante a destacar es que en que todos los modelos desarrollados consideran al gasóleo, la gasolina y el coque como entidades químicas en las cuales se integran una gran variedad de compuestos.

Por ejemplo el modelo propuesto por Weekman y colaboradores es una de las aproximaciones más simples y fructíferas.

Ellos proponen el mecanismo siguiente:



El gasóleo se convierte en gasolina, coque y gases; la gasolina a su vez, se convierte en coque y gases, teniendo que estimar tres constantes de velocidad con su correspondiente parámetro de desactivación.

Siguiendo éste modelo se han obtenido las siguientes expresiones de conversión y para el rendimiento de coque:

CONVERSIÓN DE GASOLINA

$$\frac{X}{(1-X)} = f(Z_1, \dots, Z_2) \left(\frac{C}{O}\right)^N (WHSV)^{N-1} e^{\left(\frac{E_d}{R T_r}\right)}$$

COQUE

$$\% \text{ coque} = f(Y_1, \dots, Y_2) \left(\frac{C}{O}\right)^N (WHSV)^{N-1} e^{\left(\frac{E_a}{R T_r}\right)}$$

Donde:

Variable	Significado	Unidades
C/O	Relación catalizador-aceite	Lb _{CAT} /Lb _{ACEITE}
WHSV	Espacio-velocidad	hr ⁻¹
Ed	Energía de activación para la desintegración	BTU/lbmol
Ea	Energía de activación para la formación de coque	BTU/lbmol
Tr	Temperatura promedio en el reactor [°R]	°R





Variable	Significado	Unidades
N	Constante de desactivación	adim
R	Constante de los gases	BTU/lbmol ^o R
X	Fracción de conversión volumétrica	adim
f(Z, ...Zn)	Función de la calidad de la carga, la actividad del catalizador y la severidad de la operación.	adim
f(Y, ...Yn)	Función de la calidad de la carga, la actividad del catalizador.	adim

Otros modelos de desintegración han sido propuestos por diversos autores, como Doroiswamy y Prasad, quienes extendieron el modelo de Weekman para reacciones de orden N, o como Gustafson, Pryor y Young, quienes asumieron orden de reacción 2 para la desintegración, y 1 para la desactivación.

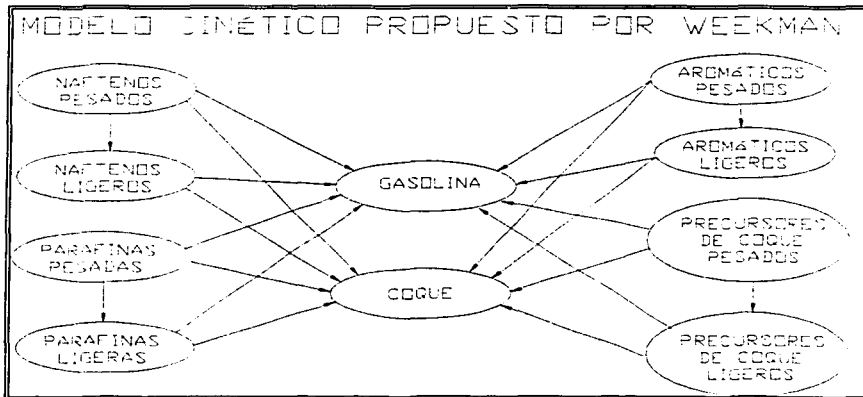


FIGURA 1.9 MODELO DE WEEKMAN

Las figuras 1.9 y 1.10 son esquemas cinéticos propuestos por Weekman y por Wojciechowski⁹, respectivamente. Estos esquemas son modelos cinéticos que consideran que ciertos agrupamientos de moléculas siguen un curso de reacción específico con una velocidad de reacción global.





En general, los modelos cinéticos pueden ser planteados con la complejidad que se desee, sin embargo todos ellos deben ser sustentados y avalados con información de tipo experimental, resultante de los estudios a nivel laboratorio y planta piloto, además de la información estadística obtenida de la operación de las unidades comerciales.

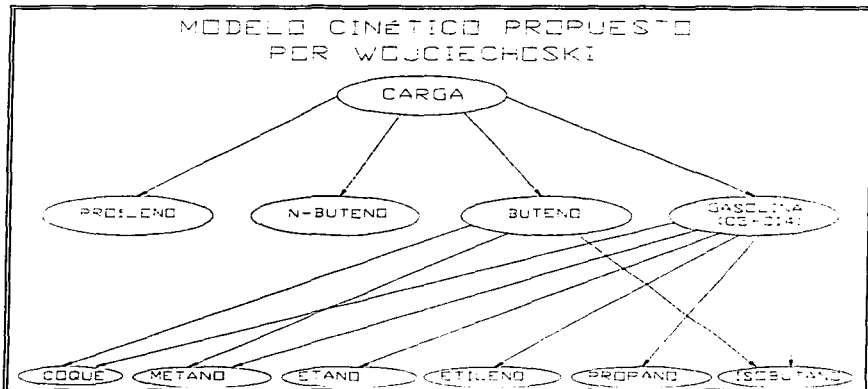


FIGURA 1.10 MODELO DE WOJCIECHOSKI

Lo anterior involucra necesariamente la inclusión de errores, tanto de tipo experimental como de método, que en cierto modo hacen poco prácticos aún los modelos más sofisticados.

Es por ello que los modelos de correlación empírica y estadística continuarán siendo, al menos por algún tiempo, valiosas herramientas prácticas que auxiliarán tanto a los diseñadores como a los operadores de las unidades FCC.



 **BIBLIOGRAFÍA DEL CAPÍTULO 1**

LIBROS

1. Nelson W.L. "Refinación del petróleo" Reverté pp. 662-701. 1958
2. Gary, James "Petroleum Refining" Marcel Dekker Inc. pp 101-148 3ra Edición 1994.
3. Jones D.S.J. "Elements of Petroleum Processing" John Wiley and Sons pp. 236-273 1995
4. IMP Subdirección de Refinación y Petroquímica "Desintegración Catalítica en Lecho Fluido" IMP pp. 20-60 1993.
5. Gates, Bruce "Chemistry of Catalytic Processes" Mc Graw Hill pp 1-11. 1979
6. Wojciechoski, B.W. "Catalytic Cracking" Chemical Industries pp. 119-125 1986.
7. Thomas Charles L. "Catalytic Process and Proven Catalysis" Academic Press. pp 25-35 1970
8. Garwood W.E. "Shape Selective Catalysis in Industrial Applications" Marcel Dekker pp 170-178. 1989
9. Venuto, Paul B. "Fluid Catalytic Cracking with Zeolite Catalysts" Marcel Dekker pp. 15-40 1979.

ARTÍCULOS

10. Minn Paul "Q and A gives processing guides" Hydrocarbon Processing V57 No. 3 pp. 103-106 March 1978
11. Strother C.W. "Riser Cracking Gives Advantages" Hydrocarbon Processing V51 No. 5 pp. 89-92 May 1972
12. Bryson M.C. "Gulf Explores Riser Cracking" Hydrocarbon Processing V51 No. 5 pp. 85-88 May 1972
13. Pierce W.L. "Innovations in Flexicracking" Hydrocarbon Processing V51 No. 5 pp. 93-97 May 1972
14. "Process Anuary" Hydrocarbon Processing V73 No. 11 pp. 110-114 November 1994.
15. Wollaston, E.G "What Influences Cat Cracking". Hydrocarbon Processing V54 No. 9 pp. 93-100 September 1975.
16. Sloan H.D. "Process Heavier Crude Blends" Hydrocarbon Processing V71 No. 11 pp. 99-102 November 1991





CAPÍTULO 2

BALANCE DE CALOR EN CRAQUEO CATALÍTICO EN LECHO FLUIDIZADO

- 2.1.- Fundamentos**
- 2.2.- Variables de Operación en el Proceso de FCC**
- 2.3.- Efectos de las Variables de Operación**
- 2.4.- Equilibrio Básico de Calor**
- 2.5.- Coque en el Proceso FCC**
- 2.6.- Fuentes de Suministro de Coque**
- 2.7.- Condiciones de Operación**
- 2.8.- Cálculo del coque necesario para el proceso**
- 2.9.- Composiciones de los gases de combustión**
- 2.10.-Cálculo de la carga térmica**
- 2.11.-Cálculo del vapor a generar**



2.1.- FUNDAMENTOS

Dentro de la industria de refinación del petróleo, el proceso de desintegración catalítica fluida es uno de los más importantes, y el más complejo, pues involucra una serie de sistemas que interactúan dinámicamente estableciendo delicados equilibrios térmicos, físico-químicos y mecánicos.

Al igual que otros procesos que operan en régimen permanente, el proceso FCC también opera bajo un balance de calor, estos es, la energía suministrada al sistema es igual a la energía requerida, con la particularidad de que el proceso FCC es capaz de generar su propia energía a través de la combustión del coque producido.

De esta manera, la consideración más importante que permitirá comprender la forma en la cual trabaja el proceso de craqueo catalítico es entender por completo los requerimientos del equilibrio de calor del proceso en general.

Además en virtud de que casi todas las variables asociadas con el funcionamiento del sistema reacción-regeneración tienen un efecto sobre el equilibrio de calor, por lo que la comprensión de cómo afectan esas variables a este equilibrio, permite predecir en que forma un cambio en ellas afectará parámetros como la conversión, rendimiento de productos y las variables dependientes del proceso.

Años de experiencia en la operación de estas unidades han permitido hacer observaciones generales sobre su comportamiento, llegando a establecerse algunas reglas generales en torno a las cuales se puede explicar el funcionamiento y el efecto de los cambios en las variables de proceso.

Desde este punto de vista, puede afirmarse que el proceso FCC está regido por tres reglas fundamentales, las cuáles son:

1. La unidad opera en balance de calor, y tenderá ante cualquier cambio en las variables de operación, a mantenerse dentro de ese balance.
2. Si no existen cambios en las fuentes externas de calor y se mantienen las condiciones de operación constantes, el rendimiento de coque será aproximadamente constante.
3. La tendencia generadora de coque del catalizador o de la carga no implican mayor rendimiento de coque, pero sí afectarán a la velocidad de circulación del catalizador y a la temperatura del regenerador.

Tomando en consideración éstos aspectos, por ejemplo, la primera regla en el proceso de craqueo catalítico establece que la unidad deberá tender a mantenerse dentro del equilibrio de calor, para hacer esto, la unidad quemará solamente el coque suficiente para satisfacer los requerimientos de energía del sistema reacción-regeneración.





Y como el coque que se quema proviene de varias fuentes, hace que el sistema reacción-regeneración se adapte constantemente a estas fuentes para mantenerse dentro un equilibrio continuo de calor.

En resumen, puede afirmarse, que el cambio de una variable de proceso, siempre tiene una respuesta que se manifiesta en el cambio o ajuste de otras variables, cuyo efecto es el de compensar el disturbio introducido y restablecer el equilibrio inicial, de modo tal que las reglas anteriores se cumplan.

2.2.- VARIABLES DE OPERACIÓN EN EL PROCESO DE FCC

Como se ha establecido anteriormente, al modificar una variable de proceso, siempre repercute en un efecto, el cual se manifiesta mediante el ajuste de otras variables, todo esto, con el propósito de compensar el disturbio introducido y de ésta manera restablecer el equilibrio inicial.

También se puede establecer que el movimiento de las variables de operación tiene un efecto muy importante en la calidad y el rendimiento de los productos.

Por todo esto, es importante conocer cuales son las variables que influyen de manera directa en el proceso de FCC, para de esta manera establecer intervalos y modos de operación que conduzcan a mejorar la eficiencia de la unidad.

En términos generales, es importante conocer las principales variables de operación, así como los efectos que influyen de manera determinante en el proceso de FCC, por lo cual es necesario hacer una distinción entre variables independientes y dependientes.

Variables independientes.- Son las que se controlan en forma directa, generalmente mediante un dispositivo regulador. Entre ellas, se pueden distinguir la temperatura del reactor, el flujo de alimentación, el flujo de recirculación, la temperatura de precalentamiento de la carga, el espacio-velocidad y la actividad del catalizador. Existen algunos casos en que la calidad de la carga debe considerarse como variable de operación, pues sus variaciones y efectos son tales que influyen notablemente en el comportamiento de la unidad.

Variables dependientes.- Estas cambian como consecuencia de los movimientos de las variables independientes. Se pueden citar algunas de ellas como: la relación catalizador/aceite, la temperatura del regenerador, el régimen de aire de combustión y la conversión.

El estudio de los efectos de las variables de operación ha sido reportado en múltiples estudios a nivel laboratorio, en donde se mantiene un estrecho control sobre las variables del proceso, ellos han colaborado a mejorar nuestra comprensión y conocimiento en los fenómenos que se llevan a cabo en el proceso FCC; sin embargo, los estudios que se han efectuado a nivel industrial, en los cuales intervienen todas las variables del proceso, nos ayudan a establecer modos de operación más confiables.





2.3.- EFECTOS DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN

Como se ha podido apreciar, la mayoría de las variables asociadas con el funcionamiento del sistema reacción-regeneración tienen un efecto sobre el equilibrio térmico, la comprensión de cómo afectan esas variables a este equilibrio, permite predecir en que forma un cambio en ellas afectará parámetros como la conversión, rendimiento de productos y las variables dependientes del proceso.

Por lo tanto, a continuación se presentan los efectos observados en unidades comerciales al modificar las variables de operación en el proceso de FCC.

Las más importantes son:

- A. Tasa de circulación del catalizador
- B. Temperatura del reactor
- C. Flujo y calidad de la alimentación
- D. Actividad y reposición del catalizador
- E. Espacio-Velocidad
- F. Pre calentamiento de la carga
- G. Recirculación de aceite
- H. Contacto Catalizador-Aceite

A).- EFECTO DE LA TASA DE CIRCULACIÓN DEL CATALIZADOR

Los cambios de la tasa de circulación del catalizador tienen varios efectos importantes en el comportamiento de la unidad de craqueo catalítico. Esto altera la tasa a la cual el material catalítico activo se pone en contacto con la carga de hidrocarburos (cambia la relación catalizador / petróleo).

A medida que la tasa de circulación del catalizador continúa aumentando, el tiempo de residencia para quemar el coque en el regenerador disminuye lo cual puede afectar el nivel de carbón en el catalizador regenerado, debido a que la acumulación de carbón sobre el catalizador disminuye la actividad de este mismo, además, también se altera la temperatura.

Se ha determinado que el incremento en el coque de la circulación del catalizador no es directamente proporcional al aumento de la tasa de circulación del catalizador. Wollaston y colaboradores de Amoco han informado que el coque de la circulación del catalizador puede expresarse de la siguiente forma:

$$\text{COQUE}_{\text{CATALIZADOR CIRCULANTE}} = f \left[(\text{tasa de circulación del catalizador})^{0.85} \right]$$

EC. 2.1





Esta expresión indica que si la circulación de catalizador se duplica, puede esperarse que el coque aumente solamente un 57%. De este modo, el calor generado por haber duplicado la tasa de circulación del catalizador no se duplica sino que solamente aumenta un 57%. Desde el punto de vista del regenerador, el aumento de la tasa de circulación del catalizador enfría el regenerador.

Las consideraciones anteriores constituyen las bases para entender bien el comportamiento de una unidad de craqueo catalítico. El entendimiento total se logra al combinar este conocimiento con el entendimiento de cómo otras variables del proceso de una unidad de craqueo con catalizador fluido afectan el equilibrio de calor.

B) EFECTO DE LA TEMPERATURA DEL REACTOR

La temperatura del reactor es probablemente la variable de proceso más complicada en una unidad de craqueo con catalizador fluido, ya que repercute en el equilibrio de calor de varias formas.

A parte de una consideración básica del equilibrio de calor, una temperatura más alta por parte del reactor significa que se debe producir más calor por parte del regenerador. De este modo, más coque debe quemarse y más calor debe llevarse del regenerador al reactor.

Esto implica una mayor carga térmica, la cual puede ser suministrada a través de aumentar la tasa de circulación del catalizador a temperatura constante en el regenerador o por el aumento de la temperatura del regenerador a una velocidad constante de circulación de catalizador.

El aumento de la temperatura del reactor presenta los siguientes efectos:

1. Aumenta la conversión
2. Aumenta ligeramente el rendimiento de gasolina
3. Aumenta el rendimiento de gases (C_3 y C_4) e inclusive, el de gas seco.
4. Aumenta la relación catalizador / aceite y la temperatura del regenerador.

C).- FLUJO Y CALIDAD DE LA ALIMENTACIÓN

El aumento o disminución, en el flujo de alimentación, provocan variaciones en el requerimiento térmico, lo cual se refleja en la tasa de circulación de catalizador y en la temperatura del regenerador.

El nivel de conversión tenderá a disminuir al aumentar la carga, disminuyendo los requerimientos de gases (C_3 y C_4).

El tipo de hidrocarburos presentes en la carga a la unidad FCC son determinantes en la distribución y calidad de los productos. Se ha demostrado que las cargas parafínicas son superiores a las aromáticas, ya que producen más gasolina. Las cargas que contienen isoparafinas rinden aún más gasolina ligera de alto octanaje.





La facilidad relativa de desintegración de las diferentes clases de hidrocarburos es como sigue:

1. Olefinas
2. Isoparafinas
3. Naftenos
4. Parafinas
5. Aromáticos

Para cada clase de hidrocarburos, mientras mayor es el peso molecular, más fácil es la desintegración.

Quizá de mayor importancia que el tipo de hidrocarburos, lo sea el tipo de contaminantes que contiene la carga, ya que ellos, principalmente los metales (vanadio, sodio, níquel y hierro), el nitrógeno y el azufre constituyen factores fundamentales en la desactivación de los catalizadores.

Los metales pesados como el vanadio, níquel y fierro actúan como catalizadores de reacciones de deshidrogenación y de condensación de aromáticos. Los metales tienden a acumularse en la entrada de los poros, llegando a ocluirlos totalmente, restando actividad catalítica. El vanadio además también forma mezclas eutécticas con la zeolita, lo cual provoca su destrucción.

El nitrógeno básico envenena temporalmente al catalizador, dado que neutraliza los sitios ácidos, no obstante, al quemarse en el regenerador, la actividad se restaura.

Es oportuno enfatizar que en las unidades de FCC las variables de proceso involucradas están en constante interacción dinámica y que el máximo aprovechamiento del potencial del proceso y de los catalizadores empleados son particulares para cada unidad específica.

Ello significa que para cada unidad es necesario ajustar las variables de proceso, de modo tal que se cumplan los objetivos de producción de la manera más eficiente posible.

D).- ACTIVIDAD Y REPOSICIÓN DEL CATALIZADOR

Los efectos de la alta actividad del catalizador son:

- 1) Alta conversión
- 2) Alto rendimiento de gasolina
- 3) Bajo rendimiento de hidrógeno y gas seco
- 4) Además de un bajo rendimiento de coque.

No obstante debe considerarse que un catalizador de alta actividad debe manejarse de manera especial, pues puede llegar a ocasionar la pérdida del rendimiento de gasolina debido a la sobredesintegración.





Las pérdidas de catalizador y la desactivación del mismo hacen necesario añadir catalizador fresco al sistema. La tasa y modo de reposición afectan la actividad del catalizador de equilibrio y con ello la conversión total y rendimiento de productos.

Reponer catalizador fresco en forma masiva y rápida puede aumentar bruscamente la actividad del sistema lo que resultará en mayor generación de gas seco y coque e incluso puede desbalancear el equilibrio térmico de la unidad y provocar el paro de la misma.

Por el contrario reposiciones menores que la requerida por la velocidad de desactivación pueden ocasionar problemas de baja actividad, baja conversión total y menor rendimiento de productos e incluso puede provocar problemas de circulación por el cambio en la granulometría del catalizador de equilibrio.

La definición de la política de reposición de catalizador fresco debe considerar cuidadosamente la velocidad de desactivación observada, el nivel de pérdida de catalizador de equilibrio, así como el nivel de actividad actual y el requerido por el sistema.

E).-ESPACIO-VELOCIDAD

El tiempo de contacto entre el catalizador y la carga es inversamente proporcional al espacio-velocidad; es deseable operar a espacio-velocidad alto, pues con ello se disminuye la sobredesintegración y se mantiene la producción de gasolina. Asimismo, se ha propuesto que el efecto de los metales atenúa con espacio-velocidad altos, pues al no alcanzarse a convertir en sulfuros no presentan su nociva actividad deshidrogenante.

F).-TEMPERATURA DE PRECALENTAMIENTO DE LA CARGA

El efecto de esta variable es fundamental sobre el equilibrio térmico. Su influencia puede evaluarse fácilmente considerando su efecto en el balance de calor.

Un aumento de esta variable implica menor requerimiento térmico, debido a que se necesita menos coque del lado del regenerador, para suministrar la energía necesaria a la carga de alimentación, con el fin de mantener la temperatura adecuada en el reactor.

Además una menor cantidad de coque también significa que se necesita menos aire, lo cual implica menos energía requerida para calentar el aire, disminuyendo de ésta manera los requerimientos de coque.

El coque catalítico y el coque residual de la carga son los primeros que no cambian cuando aumenta la temperatura de la carga. De este modo, la disminución de coque debe lograrse mediante la disminución de la tasa de circulación del catalizador.

La disminución de la circulación del catalizador causa cierta reducción en la conversión, lo cual finalmente significa cierta disminución en el coque catalítico





Por lo tanto de manera general se establece que cuando la unidad alcanza el equilibrio, después de un incremento en el precalentamiento de la carga, se evidencia lo siguiente:

1. Aumenta la temperatura del regenerador
2. Disminución ligera en la conversión
3. Rendimientos de coque menores de 5 a 10%
4. Disminuye la tasa de aire.

En algunos casos, la metalurgia del regenerador limita la temperatura de precalentamiento de la carga, pero con el empleo de aceros inoxidables, la temperatura del regenerador puede ser incrementada hasta 1380 ° F, con lo cual se pueden manejar temperaturas de precalentamiento hasta de 715°F.

G) RECIRCULACIÓN DE ACEITE

La recirculación es otra parte importante del proceso que puede afectar intensamente el equilibrio de calor en la unidad de craqueo catalítico en lecho fluido. Antes del empleo de los catalizadores zeolíticos la relación de recirculación se mantenía en niveles altos, con el fin de compensar la baja actividad y pobre selectividad de los catalizadores amorfos, reduciéndose con ello la capacidad efectiva de desintegración.

En la actualidad, el objetivo principal de recircular es el de recuperar el catalizador arrastrado hasta el fraccionador. Los nuevos diseños tenderán a eliminar esta práctica mediante el uso de ciclones de mayor eficiencia, catalizadores más densos y resistentes a la atrición.

La conversión puede o no incrementarse con la recirculación, ello depende de la composición química del corte que se recircula; de este modo si se recirculan todos no deberá esperarse ningún incremento en la conversión o rendimiento de gasolina o gas LP, por el contrario se incrementará el rendimiento de gas seco y fondos pues la composición química de este corte es a base de hidrocarburos policíclicos de tipo nafténico y aromáticos con grupos alquilo de cadena corta(C, a C₃).

Recirculando aceite cíclico pesado es posible aumentar el rendimiento de gasolina, aceite ligero y gases pues su composición química así lo permite.

De manera general, se pueden considerar dos tipos principales de recirculación:

1. Recirculación pesada.
2. Recirculación liviana.

Estos dos tipos producen resultados completamente diferentes en la unidad de FCC.

Por ejemplo la recirculación pesada, genera en los fondos un asentamiento de lodos, los cuales contienen una alta concentración de compuestos aromáticos precursores de coque.





La recirculación de este material aumenta altamente la tendencia de la unidad a producir coque catalítico y coque residual de la carga. En consecuencia, la presencia de este tipo de recirculación en la carga reduce de manera notable el coque de la circulación del catalizador y produce un incremento sustancial en la temperatura del regenerador.

La recirculación de material ligero, tal como el aceite cíclico ligero de craqueo catalítico (ACL) con 650° F de punto final de ebullición, produce el resultado opuesto. Este material ligero es casi inerte como material de carga a la unidad de craqueo. En general, esto no se desintegra en otros productos y tampoco produce coque. Puede clasificarse como un absorbedor o un disipador de calor. Se requiere calor para elevar la temperatura del aceite cíclico ligero a la temperatura del reactor.

Para proveer esta energía se requiere coque adicional. No se genera coque adicional del desintegrador catalítico de la carga de residuo, de modo que el coque adicional debe provenir de un aumento de la circulación del catalizador. Este aumento en la circulación del catalizador enfría el regenerador. En consecuencia, la recirculación pesada aumenta la temperatura del regenerador, y la recirculación liviana disminuye la temperatura del regenerador.

H).- CONTACTO CATALIZADOR / ACEITE

Aunque esta no es propiamente una variable operacional merece atención especial pues de su efectividad dependen en gran medida el rendimiento de productos. Unidades operando con elevadas relaciones catalizador / aceite y altas temperaturas de reacción pueden observar baja conversión y alto rendimiento de gas seco y coque; esto debido al pobre contacto catalizador aceite.

Una manera de establecer la efectividad del contacto es a través del perfil de temperaturas observado en el tubo elevador del reactor. Si la temperatura disminuye rápidamente en los dos primeros metros del tubo y no se observan variaciones significativas a medida que la mezcla reactiva avanza a lo largo de él, se puede afirmar que existe un contacto adecuado, en caso contrario habrá que examinar cuidadosamente las alternativas para mejorarlo, pues con ello puede incrementarse sustancialmente los beneficios económicos.

Entre las alternativas que pueden mejorar el contacto catalizador / aceite se tienen las siguientes:

- ◆ Aumento del vapor de dispersión
- ◆ Inyección de condensado a la carga junto a la entrada del tubo elevador
- ◆ Cambio en el sistema de inyección de carga
- ◆ Empleo de boquillas de inyección de alta eficiencia





2.4.- BALANCE BÁSICO DE CALOR

Debido a que para comprender la forma en que trabaja un desintegrador catalítico, es muy importante conocer y entender por completo los requerimientos del equilibrio térmico en la unidad de craqueo catalítico en lecho fluidizado, por lo cual a continuación se establecen los conceptos básicos que rigen este equilibrio.

Como se observa en la figura 2.1, se pueden considerar tres zonas separadas de equilibrio térmico:

1. Equilibrio alrededor del reactor
2. Equilibrio alrededor del regenerador
3. Un equilibrio total alrededor del reactor y del regenerador.

El equilibrio de calor del regenerador se usa para determinar la velocidad de circulación del catalizador. Sin embargo, el equilibrio total es el que brinda un conocimiento más profundo de los conceptos básicos de la unidad de craqueo catalítico.

Estableciendo el equilibrio térmico total, se tiene:

$$\text{Acumulación de energía en el sistema} = \left[\begin{array}{c} \text{Transferencia de energía} \\ \text{dentro del sistema} \\ \text{a través de los límites} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Transferencia de energía} \\ \text{fuera del sistema} \\ \text{a través de los límites} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Generación de} \\ \text{energía en el} \\ \text{sistema} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Consumo de} \\ \text{energía en el} \\ \text{sistema} \end{array} \right]$$

EC. 2.2

Para cumplir con la primera ley de la termodinámica (conservación de la energía), se requiere de los dos últimos términos sean cero, y como éste es un sistema estable y no hay acumulación, entonces la ecuación puede reescribirse así:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Transferencia total de} \\ \text{energía dentro del sistema} \\ \text{a través de los límites} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Transferencia total de} \\ \text{energía fuera del sistema} \\ \text{a través de los límites} \end{array} \right] = 0$$

EC. 2.3

Despreciando los términos cinéticos más pequeños, esto puede resumirse como: la suma de las entalpías de los productos, menos la suma de los reactantes, menos las pérdidas de calor (por radiación y por conducción), igual a cero.

$$\sum \Delta H_{\text{PRODUCTOS}} - \sum \Delta H_{\text{REACTIVOS}} - (Q_{\text{PERDIDAS POR CONDUCCION}} + Q_{\text{PERDIDAS POR RADIACION}}) = 0$$

EC. 2.4





Pohlenz toma como referencia, la temperatura de salida del reactor y la temperatura de salida de los gases de combustión de los balances térmicos del reactor y el regenerador, respectivamente. Esto simplifica los cálculos y produce una ecuación donde los términos de calor de reacción son calculados de sus respectivas temperaturas de referencia.

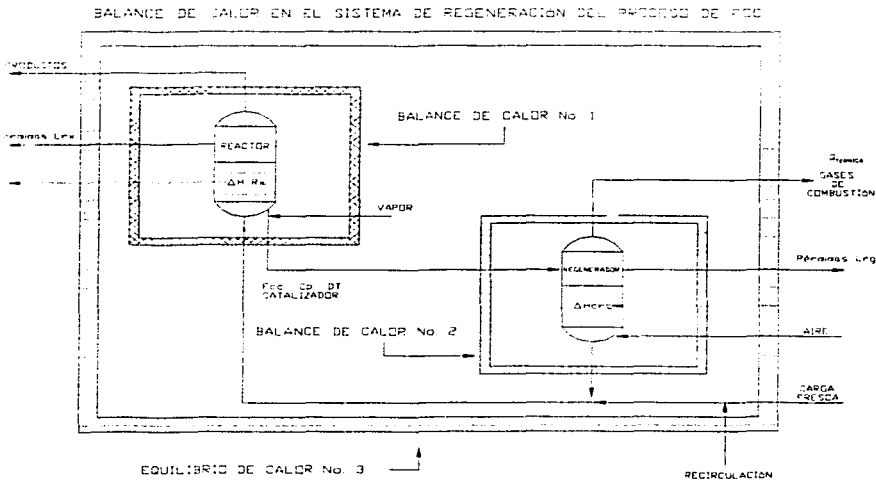


FIGURA 2.1 BALANCE DE CALOR EN FCC

Simplificando, la expresión del balance térmico puede escribirse así:

REACTOR

$$\left[F_{cc} \cdot C_{p,CAT} \cdot \Delta T - F_F \cdot C_{FR} \cdot \Delta H_{CFR} + F_F \cdot \Delta H_{RX} - F_S \cdot \Delta H_S + L_{RX} - F_{COQUE} \cdot \Delta H_{COQUE} \right] = 0$$

EC. 2.5



TESIS CON FALLA DE ORIGEN



REGENERADOR

$$\left[F_{CC} \cdot C_{P,CAT} \cdot \Delta T + F_{AIRE} \cdot C_{P,AIRE} \cdot (T_{GC} - T_{AIRE}) - L_{RG} + F_{COQUE} \cdot \Delta H_{RCR} - F_{COQUE} \cdot \Delta H_{PROD} \right] = 0$$

EC. 2.6

Donde:

Tabla 2.1

Variable	Significado	Unidades
F_{CC}	Flujo de circulación de catalizador	lb/hr
$C_{P,CAT}$	Capacidad calorífica del catalizador	Btu/lb °F
ΔT	Diferencia de temperatura entre la cama densa del regenerador y la cama densa del reactor	°F
F_F	Flujo de inyección de carga fresca	lb/hr
CFR	Relación entre la recirculación y la carga fresca de aceite	adim.
ΔH_{CFR}	Entalpía promedio de la relación entre la recirculación y la carga fresca de aceite en el reactor	Btu/lb
ΔH_{RX}	Entalpía promedio de las reacciones de craqueo en el reactor	Btu/lb
F_{COQUE}	Tasa de formación y/o quemado de coque	lb/hr
ΔH_{COQUE}	Entalpía de combustión del coque	Btu/lb
F_S	Tasa del vapor de agotamiento	lb/hr
ΔH_S	Entalpía del vapor de agotamiento	Btu/lb
L_{RX}	Pérdidas de calor del reactor por radiación y conducción	Btu/hr
F_{AIRE}	Tasa de aire de regeneración	lb/hr
$C_{P,AIRE}$	Capacidad calorífica del aire	Btu/lb °F
T_{GC}	Temperatura de los gases de combustión del regenerador	°F
T_{AIRE}	Temperatura de entrada del aire	°F
ΔH_{RCR}	Entalpía de la reacción de combustión en el regenerador	Btu/lb
ΔH_{PROD}	Entalpía de los productos de combustión a la temperatura adiabática del regenerador	Btu/lb



¡ESIC CON
FALLA DE ORIGEN



2.5.- COQUE EN EL PROCESO FCC

Es sumamente importante establecer que el calor generado por el quemado del coque, debe suministrar el calor requerido para:

1. Aumentar la temperatura de la carga y productos, desde la temperatura de precalentamiento de la carga de alimentación hasta la temperatura del reactor.
2. Incrementar la temperatura del catalizador, para suministrar el calor endotérmico necesario en las reacciones de craqueo.
3. Suministrar el calor que se pierde en la atmósfera tanto del reactor como del regenerador.
4. Aumentar la temperatura del aire al regenerador desde la temperatura de la descarga del soplador de aire hasta la temperatura de los gases de combustión del regenerador.

La energía producida en el regenerador resulta de las reacciones de combustión del coque producido y debe satisfacer los requerimientos energéticos del sistema.

Este coque es producido por las reacciones de desintegración catalítica, más una mezcla de hidrocarburos pesados menos deficientes en hidrógeno que son atrapados en los poros del catalizador, coque intrínseco de la carga. La composición química de hidrógeno en el coque es de entre 7 a 12 % en peso.

Debe recordarse que el material quemado en el regenerador y llamado "coque" no es 100% carbono y tampoco es un compuesto puro.

En términos generales, es una combinación de:

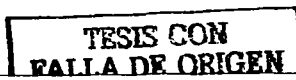
- 1) Coque producido por la desintegración térmica y catalítica, que es un hidrocarburo muy deficiente en hidrógeno, más
- 2) Una mezcla de hidrocarburos pesados menos deficientes en hidrógeno, que son absorbidos en la superficie del catalizador y que están atrapados en los mismos, o que se encuentran en el espacio entre las partículas del catalizador.

La cantidad de coque que se debe quemar para satisfacer las necesidades de energía de la unidad de craqueo catalítico depende del calor de combustión del coque. Esto es:

$$\text{Tasa de quemado} = \frac{\text{Calor requerido}}{\text{Calor de Combustión del Coque}}$$

EC. 2.7

A su vez el calor de combustión depende del contenido de hidrógeno del coque y las cantidades de CO y CO₂ producidos durante la combustión.





Como se observa en la tabla 2.1, el calor de combustión puede variar ampliamente dependiendo de la composición del coque y de las condiciones de la combustión.

Tabla 2.2

% peso de H ₂ en el coque	ΔH coque [Btu/lb]	ΔH coque (Kcal/kg)
12	18630	10350
10	16740	9300
7	12024	6680

Es importante destacar que el coque generado es solamente el coque necesario para satisfacer el equilibrio de calor. En consecuencia, el rendimiento de coque de la unidad de desintegración catalítica prácticamente no es afectado ni por las tendencias del catalizador ni por las de la carga para generar coque, sólo depende levemente del grado de conversión.

De ésta manera, si las condiciones de operación son constantes y la composición de los gases de combustión del regenerador (H₂O y CO₂/CO) son constantes, entonces el rendimiento de coque debe ser constante.

Esta es la segunda regla del craqueo catalítico, la cual es un hecho que desconocen muchos ingenieros que trabajan en las unidades de craqueo con catalizador fluido.

2.6.- FUENTES DE SUMINISTRO DE COQUE

El coque formado en una unidad de craqueo proviene de varias fuentes. Aún cuando el rendimiento total de coque sea constante, las proporciones de coque provenientes de las diferentes fuentes pueden variar sustancialmente.

En general, se pueden considerar que el coque proviene de tres diferentes fuentes:

- A) Coque catalítico
- B) Coque residual de la carga
- C) Coque del catalizador circulante.

$$\begin{array}{rcl}
 & & \text{Coque Catalítico} \\
 & & + \\
 \text{Coque Total de la Unidad de} & = & \text{Coque de la Carga} \\
 \text{Craqueo Catalítico en Lecho Fluidizado} & & + \\
 & & \text{Coque del Catalizador Circulante}
 \end{array}$$

EC. 2.8





A) COQUE CATALÍTICO

El coque catalítico se produce a partir de la desintegración de las moléculas de hidrocarburos. Cuando una molécula se desintegra, existe una deficiencia de hidrógeno en el punto donde se efectúa la ruptura entre carbono y carbono. Para satisfacer esta deficiencia, una de las partículas desintegradas se convierte en una olefina mientras que la otra toma la forma de un carbono intermedio.

La reacción sigue en proceso y lleva a los iones carbonio a la saturación de algunas moléculas olefinicas y a la insaturación adicional de otras. Las moléculas altamente insaturadas se saturan y se condensan para formar compuestos polinucleares aromáticos muy deficientes en hidrógeno (coque). De este modo, para mantener el equilibrio de hidrógeno en la desintegración catalítica, el hidrógeno que permite saturar las olefinas procede de otros fragmentos de hidrocarburos que se convierten en coque.

A su vez el coque catalítico puede subdividirse en dos clases:

1. Coque generado por la propia actividad del catalizador.
2. Coque generado por acción catalítica de los metales depositados sobre el catalizador principalmente níquel y vanadio.

Esta última forma es frecuentemente conocida como coque "contaminante".

B) COQUE RESIDUAL DE LA CARGA

El coque residual es independiente del grado de conversión y proviene de compuestos pesados, con un peso molecular grande de tipo policíclicos de la carga, que se depositan sobre la superficie caliente del catalizador y que, por su alto punto de ebullición, no es posible evaporarlos o agotarlos y son llevados directamente al regenerador. Aquí se incluyen los asfaltenos, que se transforman cuantitativamente en coque y los compuestos pentacíclicos aromáticos, de los cuales más del 80% se convierte en coque.

Estos compuestos se caracterizan de un modo general por la prueba de carbón residual, tal como la prueba de Carbón de Conradson, ésta prueba consiste en determinar la cantidad de carbón que queda después de calentar una muestra de gasóleo aproximadamente a 1022°F. Generalmente ésta prueba se aplica a gasóleos pesados y residuales

C) COQUE DE LA CIRCULACIÓN DE CATALIZADOR

Este material no es realmente coque, sino hidrocarburos, con intervalos de ebullición similares al aceite cíclico, los cuales pasan al regenerador debido a que no han sido agotados por el catalizador en el reactor.

Este material tiene un contenido de hidrógeno relativamente alto y por lo tanto tiene un calor de combustión mayor que el coque convencional, cuyo contenido de hidrógeno típico pudiera estar en el intervalo de 7 a 12%.





La cantidad de este material depende de la eficiencia del regenerador y de la tasa de catalizador circulante, su valor debe mantenerse lo más bajo posible, debido a que al quemarlo, el rendimiento líquido total disminuye, y a su efecto en la circulación de catalizador, la que tenderá a ser menor debido al calor de combustión de este material.

Cuando la eficiencia del regenerador es máxima, el coque de la circulación depende solamente de la tasa de circulación de catalizador. Si ésta aumenta, también se incrementará el coque de la circulación de catalizador.

Generalmente este material puede encontrarse absorbido en la superficie exterior de las partículas de catalizador o atrapado en los poros del mismo.

2.7.- CONDICIONES DE OPERACIÓN

Establecer las condiciones de operación del proceso, es muy importante, para posteriormente determinar las composiciones de los gases de salida del regenerador, además de determinar la carga térmica disponible.

Las condiciones descritas a continuación están basadas en bibliografía de los siguientes autores: Gates¹⁰, Thomas¹¹ y Meyers¹².

Estas unidades comerciales pueden tener ligeras variaciones en algunos aspectos como la tasa de circulación de catalizador, el flujo de la corriente de carga fresca, pero en general la mayoría de las unidades opera bajo las siguientes condiciones:

- Presión de operación fluctúa entre de 18 a 30 psia
- Las temperaturas promedio del reactor están en el intervalo de los 869 a 950° F (465 a 510° C).
- Los rangos de temperatura del regenerador se encuentran entre 1090 a 1250°F (590 a 676°C).
- El flujo de carga fresca es de 528,000 a 594,000 lb/hr.
- La tasa de circulación de catalizador es de 264,000 a 308,000 lb/hr.
- Relación de CO₂/CO en el intervalo de 0.6 a 2.5
- Entalpía de quemado de coque es de alrededor de 12,024 a 18,630 Btu/lb_{CARBON}
- La tasa de quemado de coque entre 2,000 a 2,700 lb/hr.
- Entalpía de formación promedio de las reacciones de craqueo es 3 Btu/lb de gasolina producida, y la de carga combinada es de alrededor de 1.721 Btu/lb de producto a recirculación.





2.8.- CÁLCULO DEL COQUE NECESARIO PARA EL PROCESO

Partiendo de una consideración muy importante, que es la primera regla de craqueo, la unidad solamente quemará el coque necesario para satisfacer los requerimientos de calor necesario en el sistema de reacción-regeneración, por lo cual la tasa de coque quemado esta en función de la carga térmica que se necesita en el reactor, debido a que las reacciones de craqueo son endotérmicas.

Por lo cual la cantidad de energía requerida por el reactor se establece mediante la ecuación 2.5

REACTOR

$$\left[F_{cc} \cdot C_{p,CAT} \cdot \Delta T + F_P \cdot C_{FR} \cdot \Delta H_{CFR} - F_P \cdot \Delta H_{RX} + F_S \cdot \Delta H_S + L_{RX} - F_{COQUE} \cdot \Delta H_{COQUE} \right] = 0$$

EC. 2.5

BALANCE DE CALOR EN EL REACTOR:

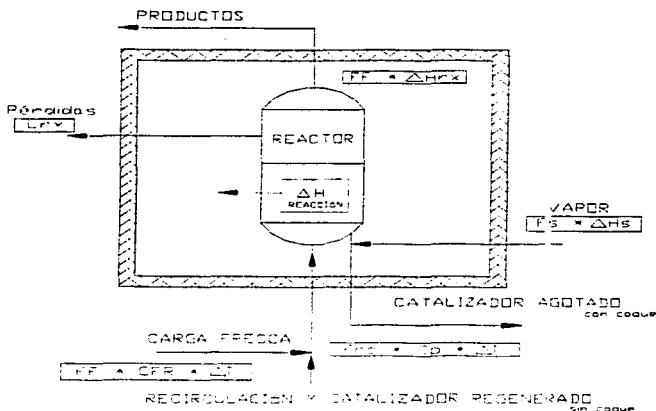


FIGURA 2.2 BALANCE DE CALOR EN EL REACTOR DE FCC





Ahora se parte de la consideración de tomar el promedio de los valores reportados en la bibliografía de los autores mencionados anteriormente: Gates¹⁰, Thomas¹¹ y Meyers¹², se tiene:

Tabla 2.3

Variable	Valor	Unidades
F _{FCC}	290.000	lb/hr
C _{PCAT}	0,25	Btu/lb °F
T _{REGENERADOR}	1230	°F
T _{REACTOR}	890	°F
F _F	564.000	lb/hr
CFR	0,85	adim.
ΔH _{CFR}	1.721	Btu/lb
ΔH _{RX}	3	Btu/lb

Sustituyendo valores:

$$\begin{aligned}
 F_{CC} \cdot C_{PCAT} \cdot \Delta T &= \left(290.000 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right) \left(0,25 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}} \right) (1230 - 890) \text{ } ^\circ\text{F} \\
 &= 24.650.000 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} \\
 + F_F \cdot CFR \cdot \Delta H_{CFR} &= \left(564.000 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right) (0,85) \left(1.721 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \right) \\
 &= 825.047,4 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \\
 + F_F \cdot \Delta H_{RX} &= \left(564.000 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right) \left(3,0 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \right) \\
 &= 1.692.000 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} \\
 + F_S \cdot \Delta H_S + L_{RX} &= \text{Son alrededor de 15\% del total} \\
 \text{Calor requerido} &= \frac{24.650.000 + 825.047,4 + 1.692.000}{0,85} \\
 \text{Calor requerido} &= 31.961.232,23 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}
 \end{aligned}$$

Por lo tanto coque que se necesita para suministrar el calor requerido es:

$$\begin{aligned}
 \text{Tasa de quemado de coque} &= \frac{\text{Calor requerido}}{\Delta H_{\text{COMBUSTIÓN DE COQUE}}} \\
 &= \frac{31.961.232,23 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}}{16.740 \frac{\text{BTU}}{\text{lb COQUE}}} \\
 \text{Tasa de quemado de coque} &= 1.909,27 \frac{\text{lb COQUE}}{\text{hr}}
 \end{aligned}$$





2.9.- COMPOSICIONES DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN

Para determinar las composiciones de salida del regenerador se asume como base de calculo 1 lbmol de carbón, por lo tanto el desarrollo es el siguiente:

BASES DE CÁLCULO PARA ESTABLECER LA COMPOSICIÓN DE LOS GASES DE SALIDA DEL REGENERADOR

Una lbmol de carbono reacciona con 4.762 lbmol de aire para formar la mezcla en equilibrio de CO₂, CO, N₂ y O₂. El sistema se encuentra en el rango de 1088.33 a 1250.33 °F, a una presión de 29.392 psia. Considerando la siguiente suposición, el nitrógeno solamente trabaja como inerte, es decir no reacciona con el oxígeno para formar NOx.

Determinar las composiciones en equilibrio en el intervalo de temperaturas dado. Además de la carga térmica.

Se dispone de los siguientes datos:

Energía libre de Gibbs en función de la Temperatura

$$\Delta G[\text{KJ/mol}] = a + b \cdot T + c \cdot T^2 \quad T [\text{K}]$$

Tabla 2.3

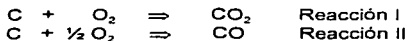
Compuesto	A	b	c
CO	-219.770	-1.84436E-1	2.9094E-6
CO2	-393.360	-3.82120E-3	1.3322E-6

SOLUCIÓN

La corriente de alimentación consiste en 1 lbmol de carbón y 4.762 lbmol de aire que contiene:

$$\begin{aligned} \text{O}_2 &: (0.21) \cdot (4.762) = 1 \text{ lbmol} \\ \text{N}_2 &: (0.79) \cdot (4.762) = 3.762 \text{ lbmol} \end{aligned}$$

Las especies que existen en equilibrio son CO, CO₂, O₂ y N₂. Las reacciones de formación para los compuestos presentes son:



Dado que se considera que los elementos oxígeno y carbono, están presentes en el sistema, este conjunto de dos reacciones independientes es un conjunto completo.





Y considerando que para una reacción en general:



EC. 2.9

la constante de equilibrio K se define como:

$$K = \frac{Y_C^\gamma Y_D^\delta}{Y_A^\alpha Y_B^\beta} \left(\frac{P}{P^0} \right)^{\alpha + \beta - \gamma - \delta}$$

EC. 2.10

Se establece que como todas las especies se encuentran como gases, excepto el carbono, el cual está presente como una fase sólida pura, y dado que el efecto de la presión sobre la fugacidad de un sólido es muy pequeño, el error que se introduce en términos de fugacidad para el carbono, se puede despreciar, por lo cual la actividad del carbono es $a_C = 1$, y se puede omitir de la expresión de equilibrio.

Además se considera que el carbono se consume de manera total.

En términos de las reacciones de formación I y II, el grado de avance de las especies esta dado en la siguiente tabla:

Tabla 2.4

Especie	Inicio	Cambio	En el equilibrio
O ₂	1	-ε ₁ - ½ ε ₂	1 - ε ₁ - ½ ε ₂
CO ₂	0	ε ₁	ε ₁
CO	0	ε ₂	ε ₂
N ₂	3.762	0	3.762
Total			4.762 + ½ ε ₂

Las fracciones mol en el equilibrio son:

$$Y_{O_2} = \frac{1 - \varepsilon_1 - \frac{1}{2}\varepsilon_2}{4.762 + \frac{1}{2}\varepsilon_2} \quad Y_{CO} = \frac{\varepsilon_2}{4.762 + \frac{1}{2}\varepsilon_2}$$

$$Y_{CO_2} = \frac{\varepsilon_1}{4.762 + \frac{1}{2}\varepsilon_2} \quad Y_{N_2} = \frac{3.762}{4.762 + \frac{1}{2}\varepsilon_2}$$



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Si se supone que las especies restantes son gases ideales, las expresiones de equilibrio, se establecen solamente para la fase gaseosa:

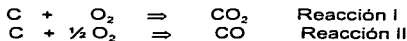
$$K_1 = \frac{Y_{CO_2}}{Y_{O_2}} \left(\frac{P}{P^0} \right)^{1-1} \quad K_2 = \frac{Y_{CO}}{Y_{O_2}^{1/2}} \left(\frac{P}{P^0} \right)^{1-(1/2)}$$

Sustituyendo las fracciones mol en las expresiones de equilibrio se tiene:

$$K_1 = \frac{\left(\frac{\epsilon_1}{4.762 + \frac{1}{2}\epsilon_2} \right)}{\left(\frac{1 - \epsilon_1 - \frac{1}{2}\epsilon_2}{4.762 + \frac{1}{2}\epsilon_2} \right)} \quad K_2 = \frac{\left(\frac{\epsilon_2}{4.762 + \frac{1}{2}\epsilon_2} \right)}{\left(\frac{1 - \epsilon_1 - \frac{1}{2}\epsilon_2}{4.762 + \frac{1}{2}\epsilon_2} \right)^{1/2}} \left(\frac{P}{P^0} \right)^{1/2}$$

ECUACIONES DE EQUILIBRIO 2.11

Ahora se procede a realizar el cálculo para una temperatura de 1088.33°F (860 K), primero se evalúan las energías libres de Gibbs para las reacciones I y II con los datos de la tabla 2.3, y debido a que las energías libres de Gibbs para el Carbón y el Oxígeno son cero, éstas quedan solamente en función del CO y el CO₂ con lo cual se tiene:



$$\Delta G_{\text{REACCIÓN}}^0 = \Delta G_{\text{PRODUCTOS}}^0 - \Delta G_{\text{REACTIVOS}}^0$$

$$\Delta G_1^0 = \left[-393.36 - (3.8212E-3)(860) + (1.3322E-6)(860^2) \right] - [0 + 0]$$

$$\Delta G_1^0 = 395.6609 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}}$$

$$\Delta G_2^0 = \left[-219.77 - (1.84436E-1)(860) + (2.9094 - 6)(860^2) \right] - [0 + 0]$$

$$\Delta G_2^0 = 376.2316 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}}$$





Posteriormente se determinan las constantes de equilibrio de cada reacción:

$$\ln K_1 = \frac{-\Delta G_1^0}{R T} = \frac{395.6609 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}}}{\left(8.31451 \text{E}^{-3} \frac{\text{KJ}}{\text{mol K}}\right) (860\text{K})} = 55.333 \quad K_1 = 1.07\text{E}^{24}$$

$$\ln K_2 = \frac{-\Delta G_2^0}{R T} = \frac{376.2316 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}}}{\left(8.31451 \text{E}^{-3} \frac{\text{KJ}}{\text{mol K}}\right) (860\text{K})} = 52.616 \quad K_2 = 7.09\text{E}^{22}$$

Con las K subíndice tan grandes, es muy difícil resolver el sistema de ecuaciones para determinar los valores de c_1 y c_2 de las ecuaciones de equilibrio 2.11 de cada reacción, debido a que la cantidad $(4.762 - c_1 - \frac{1}{2} c_2)$ que se encuentra en el denominador de cada ecuación de equilibrio debe ser aproximadamente cero. Esto significa que la fracción mol de oxígeno en la mezcla en equilibrio es muy pequeña.

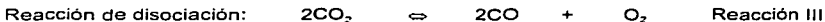
Para fines prácticos, se podría considerar que al alcanzar el equilibrio, no este presente el oxígeno, pero como generalmente se adiciona un exceso de oxígeno, con el fin de lograr una combustión completa, se tiene que considerar la presencia de este cuando se alcance el equilibrio del sistema.

Por lo tanto se puede replantear el problema de la siguiente manera:

REPLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Es conveniente considerar el proceso general como si ocurriera en dos etapas separadas, primero un proceso de combustión, seguido de una disociación de éste producto de combustión (CO_2), dicha disociación se considera un efecto del calentamiento que produce el quemado del coque.

Este proceso se representa como:



Es decir la energía liberada por la combustión de C y O_2 calienta al CO_2 formado a alta temperatura, lo que provoca la disociación de parte del CO_2 en CO y O_2 .





Así la reacción global se escribe como:



Donde los coeficientes desconocidos a, b y c se deben determinar resolviendo la ecuación del equilibrio asociada a la reacción de disociación.

Como se ha establecido que existe una etapa intermedia, el O_2 inicial se considera como cero en dicha etapa, debido a que ha reaccionado totalmente para formar 1 lbmol de CO_2 , pero en la reacción global se mantiene como lbmol de oxígeno.

Por lo tanto el carbono y el N_2 siguen estando en la misma proporción 1lbmol y 3.762 lbmol respectivamente.

Debido a que se ha establecido como base la reacción de disociación (reacción III), el grado de avance de las especies esta dado por:



Tabla 2.5

Especie	Inicio	Cambio	En el equilibrio
O_2	0	ϵ_3	ϵ_3
CO_2	1	$-2\epsilon_3$	$1 - 2\epsilon_3$
CO	0	$2\epsilon_3$	$2\epsilon_3$
N_2	3.762	0	3.762
Total			$4.762 + \epsilon_3$

Por lo tanto la reacción global es:



Las fracciones mol en el equilibrio en términos de la reacción III son:

$$Y_{O_2} = \frac{\epsilon_3}{4.762 + \epsilon_3} \quad Y_{CO} = \frac{2\epsilon_3}{4.762 + \epsilon_3}$$

$$Y_{CO_2} = \frac{1 - 2\epsilon_3}{4.762 + \epsilon_3} \quad Y_{N_2} = \frac{3.762}{4.762 + \epsilon_3}$$

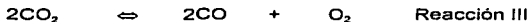




La expresión de equilibrio en términos de la reacción III es:

$$K_1 = \frac{Y_{CO}^2 Y_{O_2}}{Y_{CO_2}^2} \left(\frac{P}{P^0} \right)^{2+1-2} = \frac{\left(\frac{2x_3}{4.762 + x_3} \right)^2 \left(\frac{x_3}{4.762 + x_3} \right)}{\left(\frac{1 - 2x_3}{4.762 + x_3} \right)^2} \left(\frac{P}{P^0} \right)$$

Ahora se procede a determinar la energía libre de Gibbs a una temperatura de 1088.33 °F (860 K) para la reacción de disociación:



$$\Delta G_3^0 = \Delta G_{PRODUCTOS}^0 - \Delta G_{REACTIVOS}^0$$

$$\Delta G_{PRODUCTOS}^0 = 2 \left[-219.77 - (1.84436E-1)(860) + (2.9094E-6)(860^2) \right] + 0$$

$$\Delta G_{PRODUCTOS}^0 = 2 \left[-376.23316 \right] = -752.46632 \frac{KJ}{mol}$$

$$\Delta G_{REACTIVOS}^0 = 2 \left[-393.36 - (3.8212E-3)(860) + (1.33222E-6)(860^2) \right]$$

$$\Delta G_{REACTIVOS}^0 = 2 \left[-395.66093 \right] = -791.32186 \frac{KJ}{mol}$$

$$\Delta G_3^0 = -752.46632 - (-791.32186) = 38.85554 \frac{KJ}{mol}$$

Se determina el valor de la constante de equilibrio:

$$\ln K_3 = \frac{-\Delta G_3^0}{R T} = \frac{-\left(38.85554 \frac{KJ}{mol} \right)}{\left(8.31451E-3 \frac{KJ}{mol K} \right) (860 K)} = 5.43397$$

$$K_3 = \exp(-5.43397) = 4.36569E-3$$

Evaluando la presión y K_3 en la ecuación de equilibrio, se tiene:

$$4.36569E-3 = \frac{\left(\frac{2x_3}{4.762 + x_3} \right)^2 \left(\frac{x_3}{4.762 + x_3} \right)}{\left(\frac{1 - 2x_3}{4.762 + x_3} \right)^2} \left(\frac{29.392}{14.696} \right)$$





Simplificando la ecuación de equilibrio:

$$f_3 = \left(\frac{2\varepsilon_3}{1-2\varepsilon_3} \right)^2 \left(\frac{\varepsilon_3}{4.762 + \varepsilon_3} \right) - \frac{4.36569E^{-3}}{2}$$

Para resolver la ecuación anterior por el método de Newton-Rhapon (ver apéndice D) es necesario determinar la derivada de la función, por lo cual se tiene:

$$\frac{\partial f_3}{\partial \varepsilon_3} = \left[\left(\frac{2}{1-2\varepsilon_3} \right) - \left(\frac{2\varepsilon_3 \cdot 2}{(1-2\varepsilon_3)^2} \right) \right] 2 \left(\frac{2\varepsilon_3}{1-2\varepsilon_3} \right) \left(\frac{\varepsilon_3}{4.762 + \varepsilon_3} \right) + \left(\frac{2\varepsilon_3}{1-2\varepsilon_3} \right)^2 \left[\left(\frac{1}{4.762 + \varepsilon_3} \right) - \left(\frac{\varepsilon_3}{(4.762 + \varepsilon_3)^2} \right) \right]$$

Para obtener la raíz de la ecuación de equilibrio f_3 , que tenga un significado físico, se observa que el número de moles de cada componente debe ser mayor que cero.

Así que la raíz que interesa debe estar en el intervalo

$$0 \leq \varepsilon_3 \leq 0.5$$

Al resolver la ecuación de equilibrio f_3 en términos de ε_3 , mediante el método numérico de Newton-Rhapon

$$\varepsilon_{3n+1} = \varepsilon_n - \frac{f_3}{(\partial f_3 / \partial \varepsilon_3)}$$

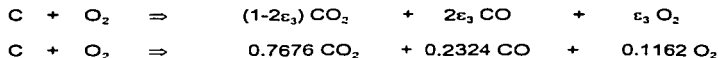
Tabla 2.6 Iteraciones para encontrar la raíz de la ecuación f_3

ε_n	f_3	$\partial f_3 / \partial \varepsilon_3$	$\frac{f_3}{(\partial f_3 / \partial \varepsilon_3)}$	ε_{n+1}
0.2	0.015731	0.384524	0.040911	0.159089
0.159089	0.004857	-0.172629	0.028137	0.130952
0.130952	0.001187	0.094772	0.012524	0.118427
0.118427	0.000154	0.070985	0.002178	0.116248
0.116248	3.95312E ⁻⁶	0.067381	5.5.8677E ⁻⁵	0.116189

Se encuentra que el valor de la raíz es:

$$\varepsilon_3 = 0.1162$$

Por lo tanto el proceso global es:



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Donde las fracciones mol son:

$$Y_{O_2} = \frac{\epsilon_3}{4.762 + \epsilon_3} = \frac{0.1162}{4.8782} = 0.0238$$

$$Y_{CO_2} = \frac{1 - 2\epsilon_3}{4.762 + \epsilon_3} = \frac{0.7676}{4.8782} = 0.1575$$

$$Y_{CO} = \frac{2\epsilon_3}{4.762 + \epsilon_3} = \frac{0.2324}{4.8782} = 0.0476$$

$$Y_{N_2} = \frac{3.762}{4.762 + \epsilon_3} = \frac{3.762}{4.8782} = 0.7711$$

Ahora el flujo los gases de combustión se establecen para cada compuesto en términos de 1lb de coque, esto se establece de la siguiente forma:

$$F_i = \frac{\text{lbmol}_i \cdot \text{Peso Molecular}_i}{\text{Peso Molecular}_{\text{COQUE}}}$$

$$F_{CO_2} = \frac{(0.7676)(44)}{12} = 2.81455 \frac{\text{lbCO}_2}{\text{lbCOQUE}} \quad F_{CO} = \frac{(0.2324)(28)}{12} = 0.54223 \frac{\text{lbCO}}{\text{lbCOQUE}}$$

$$F_{O_2} = \frac{(0.1162)(32)}{12} = 0.30986 \frac{\text{lbO}_2}{\text{lbCOQUE}} \quad F_{N_2} = \frac{(3.762)(28)}{12} = 8.778 \frac{\text{lbN}_2}{\text{lbCOQUE}}$$

$$F_{\text{GASES}} = 12.444 \frac{\text{lbGASES}}{\text{lbCOQUE}}$$

$$W_{\text{GASES}} = F_{\text{COQUE}} \cdot F_{\text{GASES}} = (1909.27 \text{ lbCOQUE})(12.444 \frac{\text{lbGASES}}{\text{lbCOQUE}}) = 23,758.955 \text{ lbGASES}$$

Los resultados de los cálculos para todas las temperaturas se muestran en la tabla siguiente:

Tabla 2.6

T [°F]	T [K]	ΔG [KJ/mol]	K ₁	ε ₁
1088.33	860	38.85554	0.004365698	0.11618984
1106.33	870	35.29781	0.007599399	0.13527940
1124.33	880	31.74072	0.013061599	0.15604937
1142.33	890	28.18426	0.022176378	0.17830492
1160.33	900	24.62842	0.037208275	0.20176642
1178.33	910	21.07322	0.061718123	0.22605580
1196.33	920	17.51865	0.101244720	0.25074673
1214.33	930	13.96471	0.164313722	0.27537376
1232.33	940	10.41140	0.263916006	0.29947121
1250.33	950	6.858726	0.419653140	0.32260372





Las lbmol de los productos generados mediante la reacción global:

Tabla 2.7

T[°F]	CO ₂	CO	O ₂	N ₂	Total	Relación CO ₂ /CO
1088.33	0.767605	0.232395	0.116197	3.762	4.878197	3.303021
1106.33	0.729441	0.270559	0.135279	3.762	4.897279	2.696054
1124.33	0.687901	0.312099	0.156049	3.762	4.918049	2.204114
1142.33	0.643390	0.356610	0.178305	3.762	4.940305	1.804185
1160.33	0.596467	0.403533	0.201766	3.762	4.963766	1.478113
1178.33	0.547888	0.452112	0.226056	3.762	4.988056	1.211843
1196.33	0.498507	0.501493	0.250747	3.762	5.012747	0.994044
1214.33	0.449252	0.550748	0.275374	3.762	5.037374	0.815714
1232.33	0.401058	0.598942	0.299471	3.762	5.061471	0.669610
1250.33	0.354793	0.645207	0.322604	3.762	5.084604	0.549889

Los valores para las fracciones mol Yi, de las especies de la mezcla son:

Tabla 2.8

T[°F]	Y CO ₂	Y CO	Y O ₂	Y N ₂
1088.33	0.157354	0.047639	0.023820	0.771186
1106.33	0.148948	0.055247	0.027623	0.768182
1124.33	0.139873	0.063460	0.031730	0.764937
1142.33	0.130233	0.072184	0.036092	0.761491
1160.33	0.120164	0.081296	0.040648	0.757892
1178.33	0.109840	0.090639	0.045319	0.754202
1196.33	0.099448	0.100044	0.050022	0.750487
1214.33	0.089184	0.109332	0.054666	0.746818
1232.33	0.079237	0.118334	0.059167	0.743262
1250.33	0.069778	0.126894	0.063447	0.739881

El flujo los gases por lb de coque se encuentra en la siguiente tabla:

Tabla 2.9

CO ₂	CO	O ₂	N ₂	Total[lb/lbcoque]	Wg [lb/hr]
2.814552	0.542255	0.30986	8.778	12.44467	23760.267
2.674618	0.631304	0.360745	8.778	12.44467	23760.267
2.522305	0.72823	0.416132	8.778	12.44467	23760.267
2.359097	0.83209	0.47548	8.778	12.44467	23760.267
2.187046	0.941577	0.538044	8.778	12.44467	23760.267
2.008924	1.054927	0.602815	8.778	12.44467	23760.267
1.827857	1.170151	0.668658	8.778	12.44467	23760.267
1.647259	1.285078	0.73433	8.778	12.44467	23760.267
1.470544	1.397532	0.79859	8.778	12.44467	23760.267
1.300906	1.505484	0.860277	8.778	12.44467	23760.267





2.10.-CÁLCULO DE LA CARGA TÉRMICA

Entalpías y calor específico:

Cp en función de la Temperatura

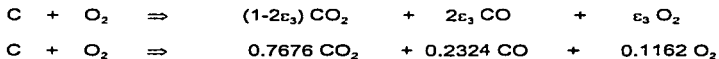
$$C_p[\text{BTU/lb } ^\circ\text{F}] = a + b \cdot T + c \cdot T^2 + d \cdot T^3 \quad T [^\circ\text{F}]$$

Tabla 2.10

Compuesto	$\Delta H_f^\circ [77^\circ\text{F}]$ (BTU/lbmol)	a	b	c	d
CO ₂	-3.84750E+03	1.075E-01	3.986E-04	-3.041E-07	9.311E-11
CO	-1.69843E+03	2.633E-01	-1.096E-04	2.379E-07	-1.085E-10
O ₂	0	2.098E-01	-2.747E-08	1.303E-07	-7.950E-11
N ₂	0	2.657E-01	-1.157E-04	2.286E-07	-9.964E-11

$$\Delta H_{\text{CARBÓN}} = 16740 \text{ Btu/lb}_{\text{COQUE}}$$

Con la siguiente reacción se procede a determinar la entalpía de dicha reacción:



Para este proceso:

$$\Delta H_{\text{REACCIÓN}} = \Delta H_{\text{PRODUCTOS}} - \Delta H_{\text{REACTIVOS}}$$

La entalpía de los productos a una Temperatura de Operación de 1088.3 °F es:

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{PRODUCTOS}} = & F_{\text{CO}_2} \left(\Delta H_f^\circ + \int_{77^\circ\text{F}}^T C_p \, dT \right)_{\text{CO}_2} \\ & + F_{\text{CO}} \left(\Delta H_f^\circ + \int_{77^\circ\text{F}}^T C_p \, dT \right)_{\text{CO}} \\ & + F_{\text{O}_2} \left(\Delta H_f^\circ + \int_{77^\circ\text{F}}^T C_p \, dT \right)_{\text{O}_2} \\ & + F_{\text{N}_2} \left(\Delta H_f^\circ + \int_{77^\circ\text{F}}^T C_p \, dT \right)_{\text{N}_2} \end{aligned}$$

Substituyendo valores y realizando la integral del calor específico, se tiene:





$$\Delta H_{\text{PRODUCTOS}} =$$

$$2.8145 \left[\begin{aligned} & -3847.5 + (0.1075)(1088.33 - 77) + \left(\frac{3.986E^{-4}}{2} \right) (1088.333^2 - 77^2) \\ & + \left(\frac{-3.041E^{-7}}{3} \right) (1088.33^3 - 77^3) + \left(\frac{9.311E^{-11}}{4} \right) (1088.33^4 - 77^4) \end{aligned} \right]$$

$$+ 0.5423 \left[\begin{aligned} & -1698.43 + (0.2633)(1088.33 - 77) + \left(\frac{-1.096E^{-4}}{2} \right) (1088.333^2 - 77^2) \\ & + \left(\frac{2.379E^{-7}}{3} \right) (1088.33^3 - 77^3) + \left(\frac{-1.085E^{-10}}{4} \right) (1088.33^4 - 77^4) \end{aligned} \right]$$

$$+ 0.3098 \left[\begin{aligned} & 0 + (0.2098)(1088.33 - 77) + \left(\frac{-2.747E^{-8}}{2} \right) (1088.333^2 - 77^2) \\ & + \left(\frac{1.303E^{-7}}{3} \right) (1088.33^3 - 77^3) + \left(\frac{-7.950E^{-11}}{4} \right) (1088.33^4 - 77^4) \end{aligned} \right]$$

$$+ 8.778 \left[\begin{aligned} & 0 + (0.2657)(1088.33 - 77) + \left(\frac{-1.157E^{-4}}{2} \right) (1088.333^2 - 77^2) \\ & + \left(\frac{2.286E^{-7}}{3} \right) (1088.33^3 - 77^3) + \left(\frac{-9.964E^{-11}}{4} \right) (1088.33^4 - 77^4) \end{aligned} \right]$$

$$\Delta H_{\text{PRODUCTOS}} =$$

$$\left(\frac{2.8145 \text{ lbCO}_2}{\text{lbCOQUE}} \right) (-3847.5 + 245.61) \frac{\text{BTU}}{\text{lbCO}_2}$$

$$+ \left(\frac{0.5423 \text{ lbCO}}{\text{lbCOQUE}} \right) (-1698.43 + 265.85) \frac{\text{BTU}}{\text{lbCO}}$$

$$+ \left(\frac{0.3098 \text{ lbO}_2}{\text{lbCOQUE}} \right) (0 + 240.23) \frac{\text{BTU}}{\text{lbO}_2}$$

$$+ \left(\frac{8.778 \text{ lbN}_2}{\text{lbCOQUE}} \right) (0 + 263.77) \frac{\text{BTU}}{\text{lbN}_2} = -8524.6 \frac{\text{BTU}}{\text{lbCOQUE}}$$

Ahora la entalpía de los reactivos a una Temperatura de Operación de 1088.3 °F es:

$$\Delta H_{\text{REACTIVOS}} =$$

$$F_{\text{COQUE}} \left(\Delta H_f^\circ + \int_{77^\circ\text{F}}^T C_p \, dT \right)_{\text{COQUE}}$$

$$+ F_{\text{O}_2} \left(\Delta H_f^\circ + \int_{77^\circ\text{F}}^T C_p \, dT \right)_{\text{O}_2}$$

$$+ F_{\text{N}_2} \left(\Delta H_f^\circ + \int_{77^\circ\text{F}}^T C_p \, dT \right)_{\text{N}_2}$$





Substituyendo valores y realizando la integral del calor específico, se tiene:

$$\Delta H_{\text{REACTIVOS}} = \begin{matrix} 2.6667 \\ 8.778 \end{matrix} \left[\begin{matrix} 1 [16.740 + 0] \\ 0 + (0.2098)(1088.33 - 77) + \left(\frac{-2.747E-8}{2} \right) (1088.33^2 - 77^2) \\ + \left(\frac{1.303E-7}{3} \right) (1088.33^3 - 77^3) + \left(\frac{-7.950E-11}{4} \right) (1088.33^4 - 77^4) \\ 0 + (0.2657)(1088.33 - 77) + \left(\frac{-1.157E-4}{2} \right) (1088.33^2 - 77^2) \\ + \left(\frac{2.286E-7}{3} \right) (1088.33^3 - 77^3) + \left(\frac{-9.964E-11}{4} \right) (1088.33^4 - 77^4) \end{matrix} \right]$$

$$\Delta H_{\text{REACTIVOS}} = \left(\frac{1 \text{ lb}}{\text{lb}_{\text{COQUE}}} \right) (16.740 + 0 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}) + \left(\frac{2.6667 \text{ lb}_{\text{O}_2}}{\text{lb}_{\text{COQUE}}} \right) \left(0 + 240.233 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \right) + \left(\frac{8.778 \text{ lb}_{\text{N}_2}}{\text{lb}_{\text{COQUE}}} \right) \left(0 + 263.77 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \right) = 19696.05 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}_{\text{COQUE}}}$$

$$\Delta H_{\text{REACCIÓN}} = -8524.6 - 19696.05 = -28220.65 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}_{\text{COQUE QUEMADO}}}$$

TEMPERATURA ADIABÁTICA

Considerando que el calor de la reacción es en este instante el necesario para mantener la temperatura adecuada en el reactor.

Y como existe un gradiente de temperatura entre el regenerador y el reactor, se procede a determinar la temperatura de salida de los gases en equilibrio.

Para esto se considera que internamente en el regenerador no existe o es mínima la pérdida de calor hacia los alrededores, por lo cual la temperatura interna se incrementa hasta alcanzar un máximo, conocido comúnmente como temperatura de flama adiabática o de combustión adiabática.





Esta temperatura de flama adiabática, se establece como un proceso de combustión de flujo permanente, suponiendo $Q = 0$

En la cuál como primer punto, con la temperatura de operación y la temperatura estándar (77°F) se determina la entalpía que genera el proceso, posteriormente considerando que el flujo de calor en este momento es cero, ahora se procede a determinar con ésta entalpía y la temperatura de operación, la temperatura máxima que puede generar el proceso, que es la temperatura a la cual van a salir los gases del regenerador.

Esto se determina de la siguiente forma:

$$\Delta H_{\text{REACCIÓN PERDIDO}} = \Delta H_{\text{REACCIÓN GANADO}}$$

Es preciso establecer que ésta pérdida y ganancia de calor, es un proceso que ocurre internamente en el regenerador.

Y como:

$$\Delta H_{\text{REACCIÓN GANADO}} = F_{\text{PROD}} \left(\Delta H_f^0 + \int_{\text{Operación}}^{T_{\text{Gases de Salida}}} C_p dT \right) - F_{\text{REACT}} \left(\Delta H_f^0 - \int_{\text{Operación}}^{T_{\text{Gases de Salida}}} C_p dT \right)$$

Igualando las entalpías de reacción y con la temperatura de operación de 1088.33 °F:

$$\Delta H_{\text{REACCIÓN PERDIDO}} = F_{\text{CO}_2} \left(\Delta H_f^0 + \int_{1088.33 \text{ °F}}^{T_{\text{GASES}}} C_p dT \right) + F_{\text{CO}} \left(\Delta H_f^0 + \int_{1088.33 \text{ °F}}^{T_{\text{GASES}}} C_p dT \right) + F_{\text{FO}_2} \left(\Delta H_f^0 + \int_{1088.33 \text{ °F}}^{T_{\text{GASES}}} C_p dT \right) + F_{\text{N}_2} \left(\Delta H_f^0 + \int_{1088.33 \text{ °F}}^{T_{\text{GASES}}} C_p dT \right) - F_{\text{CO}_2} \left(\Delta H_f^0 - \int_{1088.33 \text{ °F}}^{T_{\text{GASES}}} C_p dT \right) - F_{\text{COQUE}} \left(\Delta H_f^0 - \int_{1088.33 \text{ °F}}^{T_{\text{GASES}}} C_p dT \right) - F_{\text{O}_2} \left(\Delta H_f^0 - \int_{1088.33 \text{ °F}}^{T_{\text{GASES}}} C_p dT \right) - F_{\text{N}_2} \left(\Delta H_f^0 - \int_{1088.33 \text{ °F}}^{T_{\text{GASES}}} C_p dT \right)$$

Para reducir al mínimo los cálculos y estableciendo previamente al N_2 como un inerte, no se toma en cuenta al resolver la ecuación, con lo cual se tiene:





$$\Delta H_{\text{REACCIÓN PERDIDO}} = \text{FCO}_2 \left[\Delta H_f^\circ + \int_{1088.33}^{T_{\text{GASES}}} C_p \, dT \right] + \text{CO}_2 \cdot \text{FCOQUE} \left[\Delta H_f^\circ + \int_{1088.33}^{T_{\text{GASES}}} C_p \, dT \right] + \text{FCO} \left[\Delta H_f^\circ + \int_{1088.33}^{T_{\text{GASES}}} C_p \, dT \right] + \text{CO} \left[\Delta H_f^\circ + \int_{1088.33}^{T_{\text{GASES}}} C_p \, dT \right] + \text{FO}_2 \left[\Delta H_f^\circ + \int_{1088.33}^{T_{\text{GASES}}} C_p \, dT \right] + \text{O}_2 \left[\Delta H_f^\circ + \int_{1088.33}^{T_{\text{GASES}}} C_p \, dT \right]$$

Evaluando términos y realizando la integral por el calor específico, además de restar el calor ganado por la reacción, se tiene:

$$\begin{aligned} 2.8145 & \left[-3847.5 + (0.1079)(T_{\text{GASES}} - 1088.33) + \left(\frac{3.98 \text{E}^{-4}}{2} \right) (T_{\text{GASES}} - 1088.33)^2 \right] \\ & + \left(\frac{-3.04 \text{E}^{-7}}{3} \right) (T_{\text{GASES}} - 1088.33)^3 + \left(\frac{9.31 \text{E}^{-11}}{4} \right) (T_{\text{GASES}} - 1088.33)^4 \\ 0.5423 & \left[-1698.43 + (0.2633)(T_{\text{GASES}} - 1088.33) + \left(\frac{-1.09 \text{E}^{-4}}{2} \right) (T_{\text{GASES}} - 1088.33)^2 \right] \\ & + \left(\frac{2.379 \text{E}^{-7}}{3} \right) (T_{\text{GASES}} - 1088.33)^3 + \left(\frac{-1.08 \text{E}^{-10}}{4} \right) (T_{\text{GASES}} - 1088.33)^4 \\ f_4 = & \left[(0.2098)(T_{\text{GASES}} - 1088.33) + \left(\frac{-2.747 \text{E}^{-8}}{2} \right) (T_{\text{GASES}} - 1088.33)^2 \right] - (-282207) \\ 0.3098 & \left[+ \left(\frac{1.303 \text{E}^{-7}}{3} \right) (T_{\text{GASES}} - 1088.33)^3 + \left(\frac{-7.950 \text{E}^{-11}}{4} \right) (T_{\text{GASES}} - 1088.33)^4 \right] \\ & - |1| 6.740 \\ -2.6667 & \left[(0.2098)(T_{\text{GASES}} - 1088.33) + \left(\frac{-2.747 \text{E}^{-8}}{2} \right) (T_{\text{GASES}} - 1088.33)^2 \right] \\ & + \left(\frac{1.303 \text{E}^{-7}}{3} \right) (T_{\text{GASES}} - 1088.33)^3 + \left(\frac{-7.950 \text{E}^{-11}}{4} \right) (T_{\text{GASES}} - 1088.33)^4 \right] \end{aligned}$$

Ahora se determina la derivada de la función, con respecto a la temperatura de los gases, con lo cual se tiene lo siguiente:





$$\frac{\partial f_4}{\partial T_{GASES}} = \frac{2.8145 \left[(0.1075) + (3.986E^{-4}) T_{GASES} \right] + (-3.041E^{-7}) T_{GASES}^2 + (9.311E^{-11}) T_{GASES}^3}{+ 0.5423 \left[(0.2633) + (-1.096E^{-4}) T_{GASES} \right] + (2.379E^{-7}) T_{GASES}^2 + (-1.085E^{-10}) T_{GASES}^3} \\ - 0.3098 \left[(0.2098) + (-2.747E^{-8}) T_{GASES} \right] + (1.303E^{-7}) T_{GASES}^2 + (-7.950E^{-11}) T_{GASES}^3 \\ - 2.6667 \left[(0.2098) + (-2.747E^{-8}) T_{GASES} \right] + (1.303E^{-7}) T_{GASES}^2 + (-7.950E^{-11}) T_{GASES}^3$$

Al resolver la ecuación f_4 en términos de la temperatura de los gases de salida, mediante el método numérico Newton-Rhaphson

$$T_{N+1} = T_{Nn} - \frac{f_4}{(\partial f_4 / \partial T_N)}$$

Tabla 2.6 Iteraciones para encontrar la raíz de la ecuación f_4

T_{Nn}	f_4	$\partial f_4 / \partial T_N$	$\frac{f_4}{(\partial f_4 / \partial T_N)}$	T_{Nn+1}
1200	-224.7807	0.411983	-545.6061	1745.6061
1745.6061	68.77502	0.732657	93.8805	1651.7456
1651.7456	4.23759	0.645271	6.56714	1645.1784
1645.1784	0.01811	0.639760	0.02831	1645.1501
1645.1501	$2E^{-7}$	0.639741	$3.1262E^{-7}$	1645.1501

Se encuentra que el valor es:

$$T_{GASES \text{ DE SALIDA}} = 1645.15 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Los valores de la temperatura de los gases de salida o adiabática, para el intervalo de temperaturas definido con anterioridad, se presenta en la siguiente tabla:

Tabla 2.11

$\Delta H_{\text{REACCION A TEMPERATURA DE OPERACION}} [\text{BTU/LB}_{\text{COQUE}}]$	$T_{\text{OPERACION}} [^\circ\text{F}]$	$T_{\text{GASES O ADIABATICA}} [^\circ\text{F}]$	$\Delta H_{\text{REACTIVOS}} [\text{BTU/LB}_{\text{COQUE}}]$	$\Delta H_{\text{PRODUCTOS}} [\text{BTU/LB}_{\text{COQUE}}]$
-28220.70	1088.33	1645.15	18450.5	-9770.20
-27825.10	1106.33	1676.64	18478.98	-9346.12
-27395.19	1124.33	1709.48	18508.62	-8886.56
-26935.10	1142.33	1743.91	18539.54	-8395.56
-26450.57	1160.33	1780.22	18571.73	-7878.83
-25949.30	1178.33	1818.71	18604.99	-7344.31
-25439.99	1196.33	1859.71	18638.89	-6801.10
-24932.13	1214.33	1903.64	18672.68	-6259.44
-24435.20	1232.33	1950.97	18705.21	-5729.98
-23958.05	1250.33	2002.33	18734.66	-5223.39





CARGA TÉRMICA

$$\left[F_{CC} \cdot C_{P_{CAT}} \cdot \Delta T + F_{AIRE} \cdot C_{P_{AIRE}} \cdot (T_{GC} - T_{AIRE}) - L_{RG} + F_{COQUE} \cdot \Delta H_{RCR} - F_{COQUE} \cdot \Delta H_{PROD} \right] = 0$$

EC. 2.8

BALANCE DE CALOR EN EL REGENERADOR

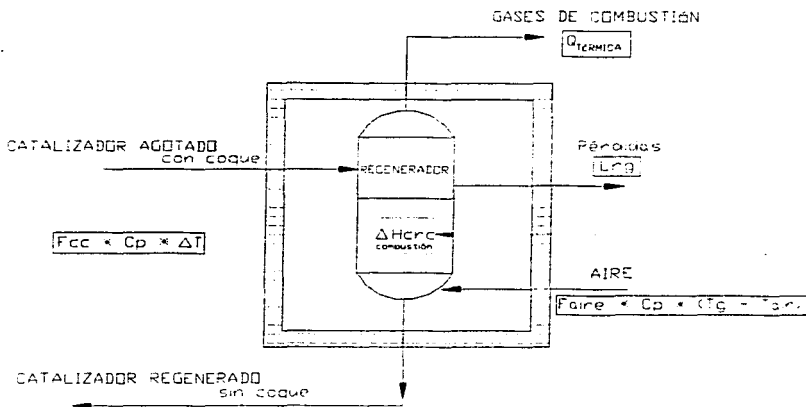


FIGURA 2.3 BALANCE DE CALOR EN EL REGENERADOR DE FCC

Ahora para determinar la carga térmica disponible de los productos de combustión del regenerador, se utiliza la ecuación 2.8 y los valores obtenidos de la tasa de quemado de coque, entalpías de la reacción de combustión y las pérdidas de calor en el regenerador, con lo cual se tiene:





Tabla 2.4

Variable	Valor	Unidades
F_{CC}	290.000	lb/hr
$C_{P,CAT}$	0.25	Btu/lb °F
$T_{REGENERADOR}$	1230	°F
$T_{REACTOR}$	890	°F
F_{COQUE}	1,909.27	lb/hr
ΔH_{RCR}	28.220.7	Btu/lb

Sustituyendo valores:

$$F_{CC} \cdot C_{P,CAT} \cdot \Delta T = \left(290.000 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right) \left(0.25 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}} \right) (340^\circ\text{F})$$

$$= 24.650.000 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$+ F_{COQUE} \cdot \Delta H_{RCR} = \left(1.909.27 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right) \left(-28.220.70 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \right)$$

$$= -53.880.935.89 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

$$+ F_{AIRE} \cdot C_{PAIRE} \cdot (T_{GC} - T_{AIRE}) - L_{RG} = \text{Son alrededor de 5\% del total}$$

Despejando ($F_{COQUE} \cdot \Delta H_{PRODUCTOS}$) = Carga Térmica de Gases de Salida

$$F_{COQUE} \cdot \Delta H_{PROD} = \frac{24.650.000 - 53.880.935.89}{.95}$$

$$Q_{TÉRMICA \text{ GASES SALIDA}} = -30.769.406.2 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Esta carga térmica es la que se puede obtener del regenerador, pero la carga térmica que se va a utilizar en la caldera queda en función de la temperatura de salida de los gases del regenerador (T_{GSR}) y de la temperatura que se establezca a la salida de la caldera residual (T_{GSC}), esto es:

$$Q_{TÉRMICA \text{ GASES}} = F_{COQUE} \cdot \Delta H_{GASES}$$

$$Q_{TÉRMICA \text{ GASES}} = F_{COQUE} \left(\begin{array}{l} F_{CO_2} \left(\Delta H_f^0 + \int_{T_{GSC}}^{T_{GSR}} C_p dT \right)_{CO_2} \\ F_{CO} \left(\Delta H_f^0 + \int_{T_{GSC}}^{T_{GSR}} C_p dT \right)_{CO} \\ F_{O_2} \left(\Delta H_f^0 + \int_{T_{GSC}}^{T_{GSR}} C_p dT \right)_{O_2} \\ F_{N_2} \left(\Delta H_f^0 + \int_{T_{GSC}}^{T_{GSR}} C_p dT \right)_{N_2} \end{array} \right)$$





Estableciendo que la temperatura de salida de los gases del regenerador es 1645.14 °F y la temperatura de salida de la caldera de calor residual se establece a 600° F, además el flujo de coque es 1909.27 lb/hr.

Evaluando la integral del calor específico y sustituyendo valores, se tiene:

$$Q_{\text{TÉRMICA GASES}} = (1909.27) \left[\begin{aligned} & 2.8145 \left[-3847.5 + (0.1075)(1645.15 - 600) + \left(\frac{3.986E^{-4}}{2}\right)(1645.15^2 - 600^2) \right] \\ & + \left(\frac{-3.041E^{-7}}{3}\right)(1645.15^3 - 600^3) + \left(\frac{9.311E^{-11}}{4}\right)(1645.15^4 - 600^4) \right] \\ & + 0.5423 \left[-1698.43 + (0.2633)(1645.15 - 600) + \left(\frac{-1.096E^{-4}}{2}\right)(1645.15^2 - 600^2) \right] \\ & + \left(\frac{2.379E^{-7}}{3}\right)(1645.15^3 - 600^3) + \left(\frac{-1.085E^{-10}}{4}\right)(1645.15^4 - 600^4) \right] \\ & + 0.3098 \left[0 + (0.2098)(1645.15 - 600) + \left(\frac{-2.747E^{-8}}{2}\right)(1645.15^2 - 600^2) \right] \\ & + \left(\frac{1.303E^{-7}}{3}\right)(1645.15^3 - 600^3) + \left(\frac{-7.950E^{-11}}{4}\right)(1645.15^4 - 600^4) \right] \\ & + 8.778 \left[0 + (0.2657)(1645.15 - 600) + \left(\frac{-1.157E^{-4}}{2}\right)(1645.15^2 - 600^2) \right] \\ & + \left(\frac{2.286E^{-7}}{3}\right)(1645.15^3 - 600^3) + \left(\frac{-9.964E^{-11}}{4}\right)(1645.15^4 - 600^4) \right] \end{aligned} \right]$$

$$Q_{\text{TÉRMICA GASES}} = \left(1909.27 \frac{\text{lbCOQUE}}{\text{hr}} \right) \left(\begin{aligned} & \left(\frac{2.8145 \text{ lbCO}_2}{\text{lbCOQUE}} \right) (-3847.5 + 318.070) \frac{\text{BTU}}{\text{lbCO}_2} \\ & \left(\frac{0.5423 \text{ lbCO}}{\text{lbCOQUE}} \right) (-1698.43 + 287.456) \frac{\text{BTU}}{\text{lbCO}} \\ & \left(\frac{0.3098 \text{ lbO}_2}{\text{lbCOQUE}} \right) (0 + 342.495) \frac{\text{BTU}}{\text{lbO}_2} \\ & \left(\frac{8.778 \text{ lbN}_2}{\text{lbCOQUE}} \right) (0 + 285.488) \frac{\text{BTU}}{\text{lbN}_2} \end{aligned} \right)$$

$$Q_{\text{TÉRMICA GASES}} = \left(1909.27 \frac{\text{lbCOQUE}}{\text{hr}} \right) \left(-8086.72 \frac{\text{BTU}}{\text{lbCOQUE}} \right)$$

$$Q_{\text{TÉRMICA GASES}} = -15,439,731.89 \frac{\text{BTU}}{\text{lbCOQUE}}$$





9.12 CÁLCULO DEL VAPOR A GENERAR

Ahora es necesario establecer las condiciones de entrada y salida del vapor se pretende generar, por lo tanto tenemos:

Condiciones de entrada

- Agua como líquido saturado
- P=80psia
- T=312°F

Bajo estas condiciones la entalpía del agua, reportada en tablas es:

$$\Delta H_{AGUA} = 282.2 \text{ BTU/lb}$$

Condiciones de salida se establece como vapor de alta presión (ver apéndice B):

- Vapor sobrecalentado
- P=900psia
- T=800°F

Bajo estas condiciones, la entalpía de este vapor, reportada en tablas es:

$$\Delta H_{VAPOR} = 1394.4 \text{ BTU/lb}$$

Entonces la entalpía que se necesita para generar este vapor es:

$$\Delta H_{VAPOR} = 282.2 - 1394.4 = -1112.2 \text{ BTU/lb}$$

Por lo tanto, el flujo de vapor que se puede generar es:

$$Q_{PERDIDO} = Q_{GANADO}$$

$$Q_{TÉRMICA \text{ GASES}} = W_{VAPOR} \cdot \Delta H_{VAPOR}$$

$$W_{VAPOR} = \frac{Q_{TÉRMICA \text{ GASES}}}{\Delta H_{VAPOR}} = \frac{(-15,439,731.89 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}})}{-1112.2 \frac{\text{BTU}}{\text{lbVAPOR}}}$$

$$= 13,882.15 \frac{\text{lbVAPOR}}{\text{hr}}$$





Los resultados para la carga térmica disponible y el flujo de vapor que se puede generar, para el intervalo de temperaturas dado anteriormente se presenta en la siguiente tabla:

Tabla 2.12

W _{gases} [lb/hr]	T _{GASES SALIDA DEL REGENERADOR} [°F]	Carga Térmica [BTU/hr]	W _{VAPOR GENERADO} [lb/hr]
23760.267	1645.15	-15439731.9	13882.15
23760.267	1676.64	-14498580.7	13035.94
23760.267	1709.48	-13487920.6	12127.24
23760.267	1743.91	-12415353.9	11162.87
23760.267	1780.22	-11291660.7	10152.54
23760.267	1818.71	-10131843.7	9109.73
23760.267	1859.71	-8953175.4	8049.96
23760.267	1903.64	-7775044.0	6990.68
23760.267	1950.97	-6617620.1	5950.02
23760.267	2002.33	-5500998.7	4946.05

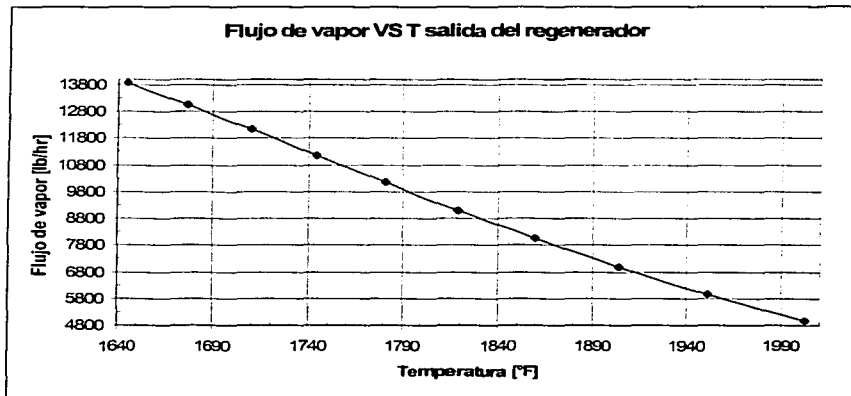
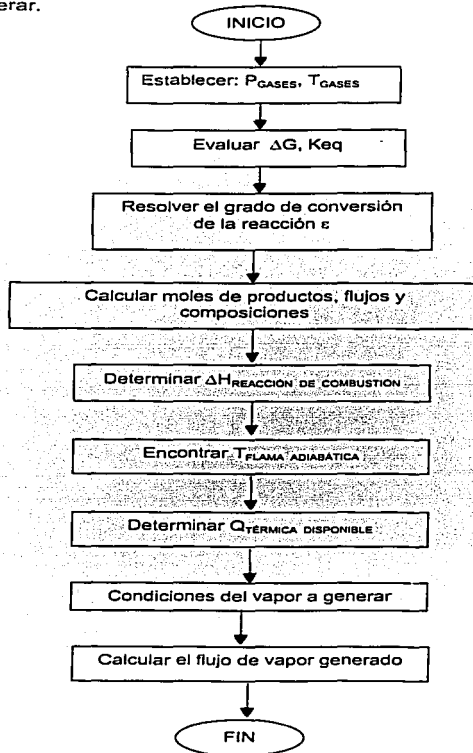


FIGURA 2.4 VAPOR GENERADO A DIFERENTES TEMPERATURAS DE LOS GASES DE SALIDA DEL REGENERADOR





Debido a que el proceso de calculo es extenso, fue necesario establecer una secuencia de cálculo, por lo cual se desarrollo el siguiente algoritmo para determinar el vapor que es posible generar.





BIBLIOGRAFÍA DEL CAPÍTULO 2

LIBROS

1. Upson, Lawrence "Balance de Calor la Clave de la Desintegración Catalítica" 3er Simposio Katalistiks 26 y 27 de Mayo de 1882. Amsterdam, Holanda
2. IMP Subdirección de Refinación y Petroquímica "Desintegración Catalítica en Lecho Fluido" IMP pp 69-100 Mexico D.F. 1993
3. IMP Grupo de exergía "Optimización Energética de las Instalaciones de la Refinería de Tula, Hidalgo" IMP pp 48-54 1989.
4. Balzhiser R.F. "Chemical Engineering Thermodynamics" Prentice Hall 1972
5. Cengel Yunus "Termodinámica" Tomo II Mc Graw Hill 2000.
6. Smith V. "Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química" 5ta Edición Mc Graw Hill 1997.
7. Wylen Van "Termodinámica" John Wiley and Sons 2000
8. Bejan A. "Advanced Engineering Thermodynamics" John Wiley and Sons 1988.
9. Reid R. "The Properties of Gases and Liquids" 4th Edition Mc Graw Hill 1987.
10. Gates, Bruce "Chemistry of Catalytic Processes" Mc Graw Hill 1979
11. Thomas Charles L. "Catalytic Process and Proven Catalysis" Academic Press. 1980
12. Meyers Robert A. " Handbook of Petroleum Process" Mc Graw Hill 1986.

ARTÍCULOS

13. Krueiding A.P. "Cat Cracker Power Recovery Techniques" Chem. Eng. Progress V71 No. 10 pp 56-61 October 1975.
14. Wollaston E.G. "What Influences Cat Cracking" Hydrocarbon Processing V54 No 9 pp 93-100 September 1975
15. Garmer G. "Design Cat Crackers by Computer" Hydrocarbon Processing V57 No. 4 pp 125-134 April 1978.
16. Nisenfeld A. E. "More Than Boiler House Control" Hydrocarbon Processing V56 No. 7 pp 107-110 April 1977
17. Yaws Carl L. "Correlation Constants for Chemical Compounds" Chemical Engineering 16-August-1976 pp.79-87.





CAPÍTULO 3 CALDERAS DE CALOR RESIDUAL

- 3.1.- Generalidades**
- 3.2.- Tipos de Calderas de Calor Residual**
- 3.3.- Consideraciones de predimensionamiento**
- 3.4.- Tubos para calderas**
- 3.5.- Materiales de construcción**



3.1.- GENERALIDADES

En la actualidad se están haciendo grandes esfuerzos por recuperar el calor que generan subproductos, o los gases resultantes de procesos industriales, uno de los equipos que permite esta recuperación, son las calderas de calor residual, sobre todo cuando el calor es producido por los procesos de combustión de hidrocarburos.

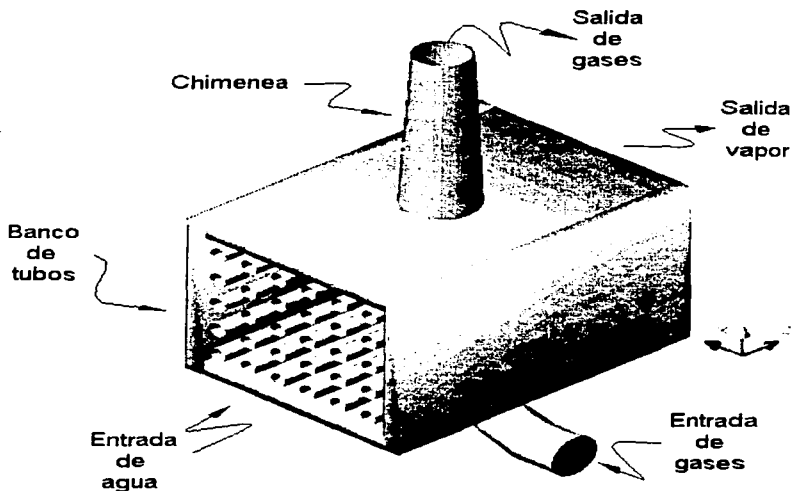


FIGURA 3.1 CALDERA DE CALOR RESIDUAL

Esta recuperación de calor es con frecuencia una necesidad, debido a que se obtiene un ahorro energético, que consecuentemente se ve reflejado en la economía del proceso.





Por ejemplo, toda o parte de la producción de vapor requerida por una planta de proceso, puede ser suministrada por calderas alimentadas a base de calor residual.

Además en la parte ambiental, interviene una necesidad cada vez más importante de mejorar las condiciones de salida del proceso, esto es, reducir las emisiones de COx y NOx; todo con el propósito de reducir hasta donde sea posible la contaminación del aire, para de esta manera establecer un desarrollo sustentable con el ambiente.

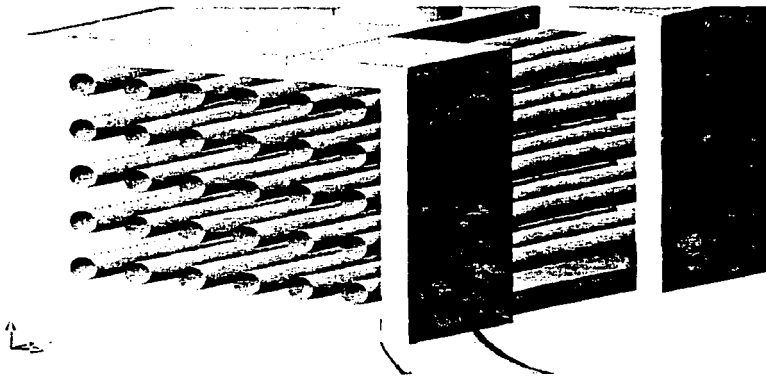


FIGURA 3.2 CORTE DEL INTERIOR DE UNA CALDERA

Para la recuperación de calor mediante una caldera de calor residual, se puede considerar de manera aceptable a aquel subproducto o gas que presente los siguientes requerimientos:

1. Se genere de forma continua en algún proceso industrial
2. Temperatura cercana o mayor a 1000°F (537°C).





Tabla 3.1
Temperatura de gases, usados para aprovechar su calor residual

Procedencia del gas	Temperatura (°F)
Proceso de la oxidación del Amoniaco	1350 a 1475
Hornos de cemento (proceso seco)	1150 a 1350
Hornos de coque	1950 a 2300
Incineradores de basuras	1550 a 2000
Hornos de refinación de cobre	2700 a 2800
Hornos de vidrio	800 a 1000
Escape de motores Diesel	550 a 1200
Fabricación de papel (Hornos de recuperación de licor negro).	1800 a 2000
Hornos para estirar metales	1050 a 1150
Unidad de FCC (gases de salida del regenerador)	1100 a 1250

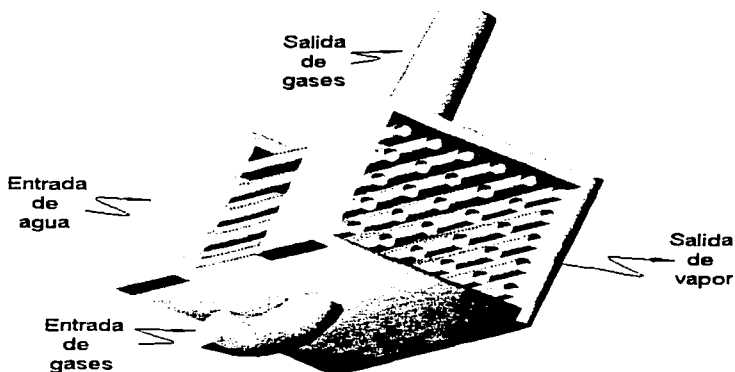


FIGURA 3.3 VISTA INFERIOR DE UNA CALDERA





Entre los diversos gases residuales o materiales de subproductos que contienen un alto contenido energético, el cual puede ser recuperable, se encuentran los siguientes:

1. Gases procedentes de los altos hornos
2. Gas de los hornos de coque
3. Gas procedente del regenerador de la Unidad FCC
4. Licor negro

3.2.-TIPOS DE CALDERAS RESIDUALES

CALDERA DE CALOR RESIDUAL

Generalmente debido a razones de sencillez y de comprensión, la caldera es considerada como un productor de vapor en términos generales. Sin embargo muchas calderas diseñadas para vapor se pueden convertir en calentadores de agua, por lo cual es indispensable definir el término de caldera de calor residual.

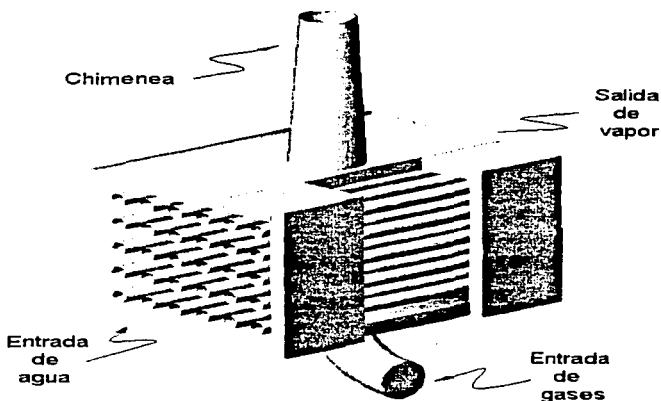


FIGURA 3.4 VISTA LATERAL DE UNA CALDERA DE CALOR RESIDUAL





El término caldera de calor residual de manera estricta, se aplica a un dispositivo que emplea el contenido energético que poseen una corriente de gases o subproductos (los cuales generalmente son corrientes de desecho), para transferirlo a otro fluido (puede ser agua) y de esta manera generar un vapor, posteriormente dicho vapor puede ser utilizado de manera útil en un proceso industrial, ya sea como fuerza motriz, calentamiento o en usos generales.

Independientemente de cual sea el carácter del fluido, éste debe estar dentro del equipo con las debidas medidas de seguridad, además el vapor o agua caliente deben ser generados en las condiciones deseadas, es decir a la presión, temperatura, y flujo que se requiera.

TIPOS Y APLICACIONES

Debido a las necesidades específicas de los procesos de producción, como por ejemplo la producción de acero, cobre, zinc, cemento, papel y productos similares, han hecho surgir el diseño de varios tipos de calderas de calor residual.

Estas calderas de acuerdo al contenido en los tubos, se clasifican en:

- A. Calderas de tubos de gas
- B. Calderas acuotubulares

A).- CALDERAS DE TUBOS DE GAS

Este tipo de caldera se emplea para gases relativamente limpios, además opera a condiciones de presión de 400 a 500 lb/in² (28 a 35 kg/cm²) y temperaturas hasta de 1800°F (981°C).

Estas son calderas dotadas de tubos rectos, rodeados de agua y a través de cuyo interior pasan los gases de combustión. Estos tubos se instalan normalmente en la parte inferior de un tambor o de un casco, abajo del nivel de agua.

Las calderas de tubos de gas no se utilizan con gases cargados de polvo, salvo que el contenido de polvo u hollín sea muy pequeño, no debe exceder de 17.66 g/m³.

En el aprovechamiento del calor residual, las calderas generalmente son de un solo paso y absorben únicamente calor por convección procedente de los gases.

Debido a esta circunstancia, la caldera de tubos de gas tiene un peso alto en relación con la potencia que puede desarrollar, porque como la superficie exterior es rodeada por el agua, ésta superficie no puede usarse como área de calefacción y las temperaturas de los gases son relativamente bajas.





B).- CALDERAS ACUOTUBULARES

En estas calderas los tubos contienen en su interior el vapor o el agua, mientras que el gas o el calor es aplicado en la superficie exterior de los mismos.

Ya que la transferencia de calor en este tipo de calderas, es en la mayoría de los casos por convección, la disposición de la superficie de calefacción tiene que ser diferente a la de las calderas de fuego directo.

Las calderas acuotubulares, son usadas para gases ligeramente cargados de polvo, este tipo de calderas, se usa con más frecuencia para las instalaciones de calor residual, por las siguientes razones:

- 1) Se consiguen fácilmente en tamaños grandes y para su operación a altas presiones
- 2) El polvo u hollín se recupera y se almacena en tolvas
- 3) El tamaño de los tubos y su espaciamiento, puede ser variado de tal manera, que la incrustación y abrasión sean reducidas al mínimo
- 4) Los daños a consecuencia de grandes fluctuaciones de la temperatura de los gases, no ocurren fácilmente
- 5) La superficie de los tubos del lado del agua es más fácilmente limpiada y no es muy propensa a dañarse por las aguas de alimentación de mala calidad.

3.3.- CONSIDERACIONES DE PREDIMENSIONAMIENTO

Como primer punto de partida se debe establecer que el ingeniero químico como tal, no necesita tener un conocimiento profundo de todos los detalles de fabricación, pero sí debe de conocer y comprender todas las consideraciones y limitaciones que influyen en el predimensionamiento de una caldera de calor residual.

La operación de una caldera de calor residual comprende:

1. La generación de la carga térmica disponible de los gases o subproductos de desecho que se generan en el proceso.
2. La transferencia de ésta energía mediante una superficie de calefacción, a un fluido(puede ser agua), para que pueda emplearse como fuente de trabajo útil.

Cada paso dado en el proceso de generación de vapor, esta asociado al fenómeno de transmisión de calor, cuyo punto culminante es el cambio de estado del agua, de líquido a gaseoso.

Los elementos de la transferencia de calor son fundamentalmente simples en su concepción, sin embargo ya en su aplicación práctica, la transmisión de calor comienza a tornarse complicada, debido a los continuos cambios en las condiciones de operación, irregularidades en la configuración de la superficie de calefacción y la aparición simultánea de otros factores como el ensuciamiento de las paredes de los tubos.





El problema básico del diseño de una caldera, consiste en disponer de manera adecuada el arreglo y la superficie de transferencia de calor de una manera tal, que se recupere el valor máximo de los gases o del combustible empleado para generar vapor. Al mismo tiempo aparece el problema económico de obtener la máxima transferencia de calor al costo mínimo posible, lo cual involucra una serie de evaluaciones tanto en lo inicial, como a largo plazo.

Todo esto con el propósito de obtener un ahorro energético y económico, en la que cada componente y cada proceso deben estar en correcta posición en relación con los demás elementos y procesos, de manera que toda la unidad en conjunto represente un diseño equilibrado.

Por lo tanto, un análisis adecuado en el diseño de una caldera, se logra únicamente por la aplicación en conjunto de los conocimientos básicos, analogías y experiencia obtenida; con los cuales se puede reconocer de manera mucho más adecuada todos los detalles y factores determinantes que influyen al diseñar una caldera, por lo cual es importante poder establecer que el diseño de calderas es un campo de alta especialización.

Debido a lo anterior, en la selección de una caldera de calor residual, es necesario tomar en cuenta las siguientes consideraciones:

1. Velocidad y naturaleza química de los gases.
2. Temperatura de los gases de salida.
3. Cantidad, porcentaje y naturaleza del contenido de polvo.
4. Arreglo y/o disposición de la tubería.
5. Presión y temperatura del vapor a generar.
6. Establecer si es necesaria una combustión adicional.
7. Equipo auxiliar.

1.- VELOCIDAD Y NATURALEZA QUÍMICA DE LOS GASES

En general al diseñar una caldera, se trata de conseguir una velocidad relativamente alta a través de un número reducido de tubos, para aumentar la transferencia de calor por convección y contrarrestar así las temperaturas bajas de los gases de salida.

una velocidad promedio de 40 a 50 ft/seg (12 a 15 m/seg) es usada a una temperatura del gas de 1000°F (537°C).

De esta manera los flujos máxicos de los gases son generalmente de 4000 a 8000 lb/hr·ft² (19,530 a 39,059 kg·hr/m²) de superficie libre.

La naturaleza de los gases es muy importante, ya que el grado de corrosión esta directamente relacionado con la selección de los materiales que van a emplearse en la caldera, por ejemplo si los gases empleados son altamente corrosivos, el espesor tenderá a incrementarse, y como consecuencia el costo de la caldera también aumentará.





2.- TEMPERATURA DE LOS GASES DE SALIDA

La temperatura final de los gases de salida y/o escape (en la entrada de la chimenea), está limitada por el punto de condensación (punto de rocío). Debido a que la condensación conduce a la corrosión, especialmente si los gases de salida tienen un contenido alto de azufre, por lo cual debe evitarse este punto de condensación.

Visto desde el lado práctico, la temperatura de salida debe estar por encima de este punto, en cuando menos de 50 a 75°F (28 a 42 °C).

Además la recuperación de calor se torna costosa después de que los gases han descendido a temperaturas cercanas a 392°F (200°C).

3.- CANTIDAD, PORCENTAJE Y NATURALEZA DEL CONTENIDO DE POLVO.

Debido a que en los gases de desperdicio obtenibles para generación de vapor, se pueden encontrar cantidades considerables de cenizas, polvo y escorias, las cuales ocasionan una reducción en la transferencia de calor del lado de la superficie de los gases; es necesario tomar medidas contra la acumulación de éstas partículas.

Esta acumulación de partículas puede ser controlada por diseños que reúnan las siguientes características:

- 1) Propiciar la separación de las partículas de polvo y reducir la acción abrasiva de éstas, mediante el uso de velocidades bajas y cambios súbitos de la dirección de flujo.
- 2) Si los gases contienen partículas sólidas-pegajosas, es necesario enfriarlas antes de que entren a la zona de convección.
- 3) Proveer derivaciones en los tubos mediante aletas deflectoras.
- 4) Reducir al mínimo la posibilidad de que las adherencias formen puentes entre los tubos, espaciándolos debidamente y si es factible colocándolos en forma vertical.
- 5) Proveer sopladores de hollín, para desbaratar las acumulaciones
- 6) Disponer accesos entre los tubos para el rastrilleo y limpieza manual.
- 7) Proveer de colectores de polvo, bolsas y tolvas para la recolección de las diferentes partículas acumuladas.

Así como también es importante evitar la acumulación de lodos, incrustaciones y sedimentos en las superficies que manejan agua.

4.-ARREGLO Y/O DISPOSICIÓN DE LA TUBERÍA

Es importante mencionar que en este tipo de calderas, interesa que los tubos empleados sean de diámetros pequeños (generalmente de 1 ½ a 2 ") y estén colocados de la forma compacta más posible, con el fin de obtener una mayor área de transferencia de calor a través del banco de tubos.





PITCH

Es preciso definir que el pitch es el espacio que existe entre tubos adyacentes en un arreglo de tubos, medido de centro a centro de cada tubo. Se manejan básicamente dos tipos de pitch que son el transversal y el longitudinal (ver figura 3.6).

El pitch longitudinal, es la distancia que existe entre tubos adyacentes que se encuentran en la misma dirección del flujo.

El pitch transversal, es la distancia que existe entre tubos adyacentes que se encuentran de manera transversal a la dirección del flujo

En la disposición de los tubos, con respecto a la dirección del flujo hacia el banco de tubos, existen 4 tipos básicos de arreglo los cuales son:

1. Cuadrado 90°
2. Cuadrado rotado 45°
3. Triangular 60°
4. Triangular rotado 30°

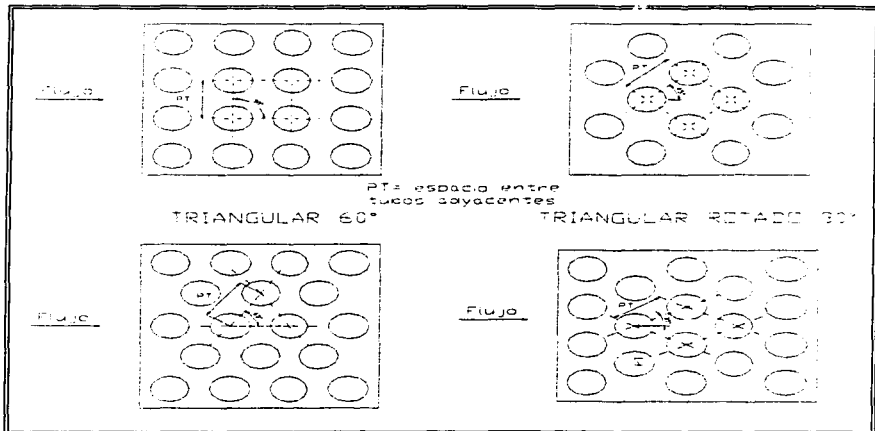


FIGURA 3.5 ARREGLOS DE TUBOS





El arreglo triangular es usado en la mayoría de los casos debido a que existe la posibilidad de acomodar un mayor número de tubos por m^2 de área, lo cual implica una mayor transferencia de calor, con menor costo por m^2 de área, comparado con el arreglo cuadrado.

El arreglo triangular es adecuado para el flujo laminar porque se obtiene una alta transferencia de calor debido a una turbulencia inducida por el mismo arreglo.

Además el arreglo triangular es empleado para gases limpios, cuyo factor de ensuciamiento sea menor a 0.00035, pero también existe la posibilidad de introducir equipo de limpieza, incrementando de manera adecuada el espacio entre cada tubo, por estas razones el arreglo triangular es de mayor uso.

El arreglo cuadrado es recomendado para gases concentrados con partículas, debido a que es más factible introducir equipo de limpieza a través de los tubos, para eliminar las partículas adheridas a los tubos, y de esta manera incrementar la transferencia de calor.

En flujo turbulento, especialmente por la caída de presión, el arreglo cuadrado es recomendado, debido a que el coeficiente de transferencia de calor es mayor, comparado con una caída de presión menor.

El arreglo cuadrado debe ser empleado cuando se requiere limpieza mecánica del lado exterior de los tubos.

Además es importante mencionar que en ambos arreglos, en su respectiva variación de arreglo rotado, existe una caída de presión mayor.

Una consideración importante al seleccionar el arreglo, es tomar en cuenta la factibilidad de reponer algún tubo en caso de sufrir algún daño o ruptura.

5.- PRESIÓN Y TEMPERATURA DEL VAPOR.

Para mantener un control de seguridad sobre las características de construcción de toda caldera estacionaria susceptible de aseguramiento y por obligación legal en la mayoría de los estados y municipalidades de los Estados Unidos, dicha construcción debe someterse a las Normas prescritas por el "Código de Calderas y Tanques de Presión" de la Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos, conocida como el Código ASME (ver apéndice C).

Por lo tanto es preciso establecer las condiciones del vapor (ver apéndice B) que se pretende generar, ya que de ésta manera se pueden conocer los estándares necesarios de construcción, operación y seguridad de una caldera, establecidos por el código ASME (American Society of Mechanical Engineers).





En la sección de calderas para generación de fuerza, se establece la reglamentación de los requisitos mínimos para el diseño, fabricación, inspección y certificación de las calderas de generación de fuerza que operan a presiones de vapor superiores a 1.05 kg/cm² y están destinadas al servicio estacionario.

De manera general este código establece 2 tipos de calderas de acuerdo a las siguientes características:

1. Calderas de calefacción de baja presión, que comprenden todas las calderas de vapor que no excedan de 15 lb/in² (1.05 kg/cm²) y todas las calderas para agua caliente que operan a presiones que no excedan de 160 lb/in² (11.25 kg/cm²) y cuyas temperaturas no sobrepasen los 250°F (121°C). Referencias del Código ASME Sección IV.
2. Calderas para generación de fuerza.- Se consideran dentro de esta sección todas aquellas calderas cuyas condiciones de operación sobrepasen los límites señalados en el párrafo anterior. Referencias del Código ASME Sección I.

6.- ESTABLECER SI ES NECESARIA UNA COMBUSTIÓN ADICIONAL

Es importante establecer si es necesario una combustión adicional de los gases, debido a que representa implementar equipo adicional como quemadores, una cámara de combustión, inyectores de aire, instrumentos de control para una combustión adecuada, etc. ya que para la obtener una eficiencia más alta de la caldera, es indispensable llevar un control absoluto sobre el proceso de la combustión.

Además intervendría al establecer si el tiro es natural o mecánico, en el caso de ser mecánico se tendría que contemplar el uso de ventiladores lo cual incrementaría el costo de la caldera.

Un factor que es tomado como base para determinar si es necesario equipo adicional, es si el % de CO en la corriente gaseosa de entrada es mayor del 50%, o si la relación CO₂/CO es menor de 0.6

7.- EQUIPO AUXILIAR

El equipo auxiliar de calderas, son aquellos aparatos, dispositivos o accesorios que están íntimamente relacionados, ya sea con la caldera misma, con su operación, control y/o mantenimiento, los cuales son indispensables para la seguridad, economía y mayor recuperación de calor de la caldera.

En el equipo auxiliar externo se incluyen: indicadores de nivel, grifos de prueba, drenes y válvulas de purga (de la superficie y del fondo), grifos de ventilación (purga de aire) y trampas de vapor, conexiones para muestras de agua, válvulas de retención (protección contra retroceso), sopladores de hollín e inyectores de aire por encima del fuego (en caso de existir combustión adicional).





Entre los accesorios de medición para el control de las condiciones de operación, la caldera debe tener forzosamente manómetros, termómetros, indicadores del nivel del agua, medidores de flujo para el agua de alimentación y el vapor generado, además de otros elementos de control y medición como aparatos de seguridad, los cuales protegen a la caldera contra bajo nivel de agua, altas temperaturas y alta presión, entre los que se incluyen a las válvulas de seguridad para el vapor, agua y válvulas de alivio.

En el caso de existir combustión adicional, también debe estar comprendido el equipo de control para la combustión y dispositivos de medición correspondientes, ya que para la obtención de eficiencias más altas, es preciso llevar un control absoluto sobre el proceso de la combustión.

Este control esta basado en las proporciones de monóxido de carbono, dióxido de carbono y de oxígeno que hay en los gases de salida. La cantidad de aire para la combustión es ajustada para que el suministro de aire de exceso sea el mínimo necesario de acuerdo con el combustible, con los métodos de combustión y de diseño de la caldera.

OTROS FACTORES DE PROCESO

PURGA

En las calderas en las que se requieren cantidades apreciables de agua de repuesto, se producirá un aumento gradual de las sedimentaciones de sales solubles en el agua de la caldera, salvo que el agua de alimentación (ver apéndice A) sea sometida a previo tratamiento, para remover todas las impurezas que la hacen dura.

Estos sedimentos son eliminados por medio de la purga que tiene que efectuarse periódica o continuamente. El agua caliente se convertirá en vapor tan luego se le libere de la presión. Se acostumbra condensar este vapor y enfriar el agua de la purga antes de descargarla en el drenaje o en un sistema de recuperación de condensados. Si se trata de purga continua, es posible aprovechar el calor para proporcionar cierto precalentamiento al agua de alimentación.

En las calderas pequeñas únicamente se conecta un grifo para la conexión de manguera, para su drenado periódico. Las calderas para generación de potencia están dotadas de válvulas dobles, una de acción rápida para lograr la purga completa y una válvula de cierre positivo.

SOPLADORES DE HOLLÍN

Los espacios entre los tubos o del lado de los gases, tienen la tendencia a la acumulación de hollín y ceniza volátil. Para disgregar estos materiales que son generados por la naturaleza de los gases y/o producidos por la combustión, se emplean boquillas para lanzar chorros de aire o vapor, las cuales se encuentran permanentemente instaladas, y de ésta manera se eliminan éstas partículas adheridas, obteniendo así una mayor transferencia de calor en el banco de tubos.





TRAMPAS DE VAPOR

Algunas ocasiones las calderas tienen la tendencia a generar vapor húmedo, generando un condensado, el cual absorbe una cantidad considerable del calor que se suministra al vapor, por lo cual es conveniente colocar trampas de vapor, en la línea de alimentación del mismo, ya sea junto a la caldera o en un extremo final de la línea general, con el fin de eliminar este condensado y de esta manera aprovechar mejor el calor que se suministra a la caldera.

TRATAMIENTO DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN

La precipitación de sales sobre las superficies sujetas a calefacción del lado en contacto con el agua, ocasiona averías a los tubos de la caldera; en otro caso por ejemplo, en las turbinas de alta presión quedan expuestas a las consecuencias del arrastre de sílice por el vapor. Para contrarrestar lo anterior, especialmente en aquellas calderas que generan cantidades grandes de vapor y por lo tanto tienen un alto consumo de agua de alimentación, generalmente se acostumbra instalar equipos de tratamiento de agua, para desmineralizarla y de oxidarla antes de su inyección a la caldera.

INYECCIÓN DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN

Todas las calderas necesitan de constante suministro de agua, por ejemplo las calderas para generación de potencia, que trabajan a presiones superiores a los 300 lb/in² (21 kg/cm²), reciben la alimentación de agua por medio de bombas.

Y como es importante que durante una falla eléctrica, no se corte la alimentación de agua a la caldera, pues se tendría que dejar fuera de servicio, con el consiguiente enfriamiento de la misma, es necesario que cuando menos una de las bombas de alimentación sea generalmente impulsada por una turbina.

3.4.- TUBOS PARA CALDERAS

Los tubos son un elemento esencial que compone a una caldera, pues son los que en conjunto forman la superficie de absorción de calor que se utiliza para transmitir éste calor al fluido correspondiente, además son los que proporcionan una adecuada circulación e interconexión del fluido al interior y exterior de la caldera.

TIPOS DE TUBOS

Los tubos pueden ser lisos, y/o para incrementar la transferencia de calor por pie lineal de tubo en la zona de convección, se emplean tubos con superficie extendida en forma de aletas o pernos, conocidos como "tubos aletados".





De forma general se pueden establecer 3 tipos básicos de tubos aletados:

1. **Dentados.**- Este tipo de tubos tiene un corte de la aleta en forma dentada, es continua, helicoidal y esta alrededor del tubo. Las aletas pueden encontrarse en diversas combinaciones de espesor, altura y densidad(número de aletas por longitud de tubo). Generalmente los espesores son de 0.035 a 3/16 ". la altura es de ¼ a 1½ " y la densidad es de 2 a 7 aletas por pulgada lineal.
2. **Sólidos.**- En este tipo de tubos, la aleta no tiene corte alguno, es continua, helicoidal y está alrededor del tubo. Este tipo de aletas son mecánicamente más fuertes que las dentadas, pero presentan ligeramente una menor transferencia de calor, debido a la misma configuración de la aleta. Generalmente se encuentran disponibles en los mismos espesores, altura y densidad que las aletas dentadas.

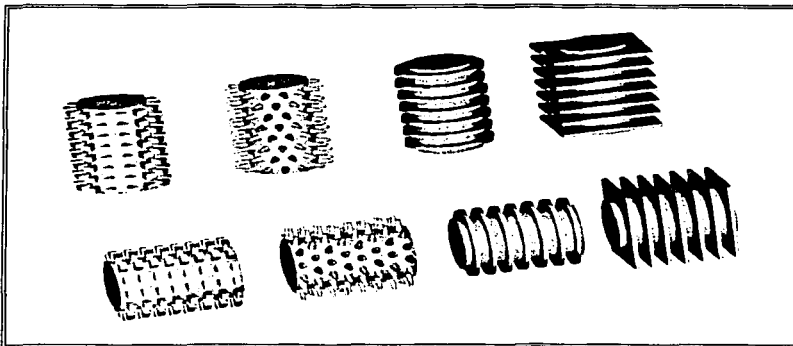


FIGURA 3.2 TIPOS DE TUBOS ALETADOS

3. **Pernos.**- Este tipo de aleta se presenta en forma de perno cilíndrico, el cuál se encuentra soldado en la circunferencia del tubo. Estos pernos son una superficie que puede ser empleada efectivamente ya sea en la misma dirección o paralelamente al flujo de los gases de combustión. Las dimensiones de éstos pernos, son generalmente de ¼ a ½ " de diámetro, la altura presenta diversas medidas, pero el límite máximo es de ¾ " y una densidad máxima de 3 pernos por pulgada lineal.

Es importante mencionar que el uso de los tubos aletados, es solamente en la zona de transferencia de calor por convección.





Los tubos que se emplean en las calderas de potencia, generalmente son de acero al carbón y de aleaciones especiales de acero-cromo-níquel; en comparación, las calderas de calefacción de baja presión, comúnmente usan tubos de acero al carbón, hierro y/o cobre.

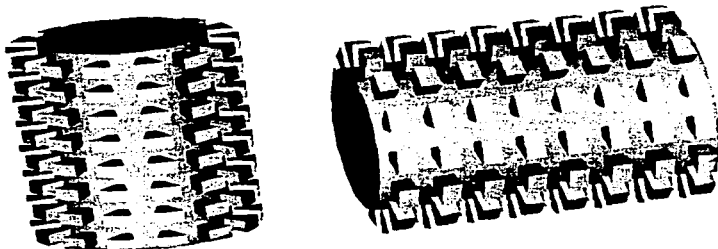


FIGURA 3.3 TIPO DE TUBO CON ALETA DENTADA

Cabe mencionar que el material del que están fabricados los tubos, debe cubrir las condiciones de presión y temperatura de operación requeridas por la caldera, además deben sujetarse a los criterios establecidos por el Código ASME Sección II "Especificación de materiales".

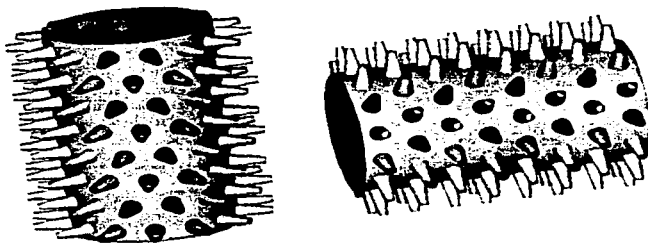


FIGURA 3.4 TIPO DE TUBO CON ALETA EN FORMA DE PERNO





Por ejemplo los tubos para las calderas de generación de potencia deben tener resistencia a la elongación, corrosión por el vapor y los gases de combustión, así como contra la ruptura por tensión durante un periodo de servicio razonable, por lo que en ocasiones los materiales empleados son de aleaciones especiales de acero.

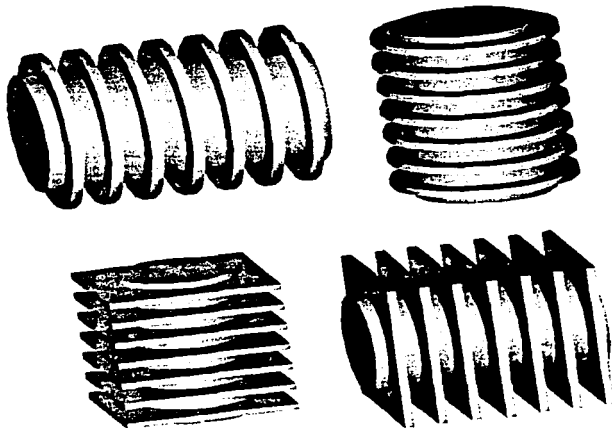


FIGURA 3.5 TIPO DE TUBO CON ALETA CONTINUA

Los tamaños más usuales de los tubos fluctúan entre 25 y 152 mm (1 y 6 ") de diámetro con espesores de pared entre 2 y 19 mm (1/16 y 3/4 "). Algunos tipos de tubos menores, especialmente para los aparatos de control varían entre 6 y 13 mm (1/16 a 1/2 ") de diámetro.

Las dimensiones para tubos de calderas de generación de potencia, se indican en la tabla siguiente:



**TUBOS DE CALDERAS DE GENERACIÓN DE POTENCIA**

Diámetro exterior del tubo [in]	Espesor de la pared [in]	Presión máxima permitida de operación [lb/in ²]
1	0.065 a 0.085	270 a 780
1 ½	0.075 a 0.120	230 a 1.770
2	0.085 a 0.165	210 a 1.860
2 ½	0.095 a 0.200	200 a 1.770
3	0.105 a 0.240	190 a 1.770
3 ½	0.120 a 0.300	220 a 1.950
4	0.135 a 0.340	490 a 1.920
6	0.150 a 0.420	400 a 1.890

La tabla anterior es un extracto del Código de Calderas ASME. Las cifras que se indican son para tubos de acero sin costura, tubos de acero rolados y soldados por el método de resistencia eléctrica; los tubos considerados dentro de las especificaciones SA-83 y SA-178 Grado A y SA-192.

FABRICACIÓN DE LOS TUBOS

Los tubos para caldera generalmente son fabricados por 2 métodos comunes:

1. **Tubos sin costura.**- Un bloque de acero redondo es perforado y estirado o extrusionado a calibre, para producir un tubo sin costura ni soldadura. El metal se trabaja en caliente, pero en el acabado de los tubos de acero inoxidable, el material es estirado en frío, después del estirado en caliente, para lograr una superficie tersa, uniforme y una tolerancia estrecha en el calibre. La tubería sin costura se utiliza para las calderas de alta presión, cuando el tamaño del tubo se encuentra fuera de los límites adecuados de la tubería con costura soldada a tope.
2. **Tubos rolados a tope (con costura).**- Estos se fabrican doblando una placa (solera) para darle la forma tubular, después de lo cual se soldan los bordes uno con otro, por medio de la soldadura con resistencia eléctrica, o por medio de soplete de oxiacetileno. Este tipo de tubos se emplean usualmente en calderas de calefacción a presiones bajas, calderas marinas y para locomotoras. Sus cualidades son semejantes y en algunos aspectos son superiores a las de los tubos sin costura. Tienen una superficie tersa, mayor uniformidad en el grueso de la pared y menor excentricidad. Debido a la suavidad de su material y a la uniformidad del grueso, este tipo de tubos se doblan e instalan con facilidad.

Desde el punto de vista metalúrgico, ambos métodos son procesos similares, encontrándose la mayor diferencia en el acabado superficial y en la tolerancia admitida en sus dimensiones.



CON
FALLA DE ORIGEN



Es importante mencionar que las uniones o interconexiones entre tubos se efectúan por empalme directo, mediante soldadura.

PRUEBAS A LAS TUBERÍAS DE VAPOR

Después de instalar adecuadamente las tuberías, éstas se someten a una o diversas pruebas para asegurar su correcto funcionamiento:

1. Prueba con aire a una presión efectiva inferior a 15 psia para descubrir las fugas ocasionales de las soldaduras y las juntas. Esta prueba constituye una medida preventiva.
2. Prueba con agua fría, realizada a una presión igual a una y media veces la presión máxima de operación (servicio), para comprobar el estancamiento completo de todas las juntas y soldaduras. Este ensayo constituye la prueba hidráulica.
3. Ensayos ocasionales con vapor a la presión de servicio.
4. Control radiográfico para las soldaduras no sometidas a la prueba hidráulica

3.5 MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN

Los estándares de los materiales y mano de obra para la construcción de calderas estacionarias, han sido establecidos por el Código de Calderas ASME Sección II "Especificación de Materiales".

Pero la manufactura de calderas es algo más que una cuestión de cumplimiento con requisitos básicos de diseño y materiales. Muchas características adicionales deseables en la construcción de la caldera, pueden en ocasiones no ser incluidas, pero estos perfeccionamientos son los resultados de la experiencia y la habilidad obtenida a través de la práctica por el fabricante de calderas, por el ingeniero y por el propietario de la unidad.

De manera general se puede establecer que los materiales empleados para la fabricación de calderas son: para generación de fuerza se construyen usualmente con acero y aleaciones especiales de acero-cromo-níquel; y las calderas de calefacción de presión baja, se fabrican por lo general de hierro colado o de acero.

Es importante destacar que el fabricante de calderas, conserva un registro preciso de todos los materiales empleados en la caldera. En todo el acero destinado a las calderas, se acompaña un reporte de pruebas de la compañía laminadora, en el que se anota:

- 1) Nombre del fabricante
- 2) Número de hornada y del lingote
- 3) Espesor
- 4) Datos referentes a otras cualidades físicas necesarias, tales como la resistencia a la tensión, elongación y el punto de deformación o límite de elasticidad.

El aspecto a tratar en este capítulo se enfoca principalmente en los materiales empleados para la fabricación de calderas de potencia.





ACEROS

En la construcción de calderas de generación de potencia se encuentra una gran variedad de aceros al carbón y de aceros especiales en los que se incluye uno o alguna combinación de: cromo, níquel y silicio.

En la fabricación de acero, el primer paso es fundirlo hasta transformarlo en una masa maleable, para posteriormente realizar el laminado o forjado a su forma más comercial, ya sea en placas, tubos, tornillos, etc.

Una característica esencial de los aceros destinados a la fabricación de calderas de generación de potencia, es su resistencia a la tensión, la cual debe de ser de 55,000 a 75,000 lb/in² (3867 a 5237 Kg/cm²), además la resistencia a la deformación, debe ser como mínimo la mitad de la resistencia a la tensión.

Los aceros principales, que se emplean en la construcción de calderas, se clasifican de manera general en:

- 1) Aceros al carbón
- 2) Aceros especiales
- 3) Aceros austeníticos

1) Aceros al carbón.- El acero al carbón es un material usado comúnmente en donde existe grado ligero de corrosión y oxidación.

El extendido uso de éste material se debe al bajo costo, buen funcionamiento en la operación, servicio y en la soldabilidad de este material.

Estos aceros contiene un promedio de 0.2 a 0.3 % de carbono, el de bajo carbón es muy maleable que el de alto carbón, pero éste último tiene una resistencia mayor a la tensión.

El acero al carbón es razonablemente resistente a la corrosión ocasionada por el vapor y los gases de combustión, hasta una temperatura aproximada de 538°C (1000°F), y por lo general el uso de acero al carbón está restringido para temperaturas debajo de los 800°F (427°C).

2) Aceros especiales.- Las aleaciones especiales de acero son usadas para presiones superiores a 3,000 lb/in² y temperaturas mayores a 750°F, en éste caso al acero se le adiciona generalmente en diversas proporciones uno o la combinación de: níquel, silicio, y cromo.

El molibdeno es añadido principalmente para proporcionar resistencia a la tensión; el cromo, níquel y silicio se adicionan para eliminar la grafitización y disminuir la corrosión y oxidación del material.





Por ejemplo aceros cromo-molibdeno, tiene mejores características de resistencia a la tensión y mejor estabilidad a altas temperaturas. Los aceros de este grupo, requieren mayor cuidado en los trabajos de soldadura, que los aceros de carbón.

El acero al cromo-silicio, tiene una mayor resistencia a la corrosión de los gases de combustión; el acero al níquel, presenta una mejor resistencia al impacto.

3) Acero austenítico.- Los aceros austeníticos son esencialmente aleaciones de cromo-níquel, los cuales son empleados grados considerables de corrosión y oxidación, además este tipo de aceros se emplean generalmente en la construcción de calderas de alta presión y alta temperatura. En presiones mayores a 1,800 lb/in² (126.5 kg/cm²) y temperaturas superiores a 1,000°F (538°C).

Aunque el acero más comúnmente usado es el de 18-8 cromo-níquel, los aceros al cromo-níquel de 23-10 y 25-12, son superiores en el rango de las temperaturas extremadamente altas.

Los aceros austeníticos no son magnéticos y no se endurecen al aire, pero se endurecen bien con el trabajo. Su baja conductividad térmica, con la consecuente menor resistencia a los choques térmicos, son una factor que debe tomarse en cuenta para su elección en condiciones de servicio pesado. Se caracterizan por su excelente resistencia a la corrosión y a la oxidación.

La tendencia hacia el incremento de las temperaturas en el manejo del vapor, se ha detenido actualmente por la falta de materiales adecuados para satisfacer esta condición.

El servicio que han dado los metales que se emplean en la actualidad, en los límites de temperatura, se considera generalmente satisfactorio.

Aunque se opera con temperaturas de más de 1,050° F (565° C), este aumento no se justifica en lo económico por el alto costo de los aceros austeníticos que se necesitan.

Por el momento puede anticiparse que los metalurgistas desarrollarán materiales nuevos más baratos. No obstante, ya en la actualidad se pueden obtener una duración aceptable con temperaturas muy elevadas si se siguen especificaciones muy estrictas sobre el tratamiento de aceros austeníticos, diseñando así mismo la caldera para coeficiente bajos y uniformidad de la transferencia de calor.

HIERRO COLADO

Actualmente el hierro colado ya no se usa para componentes de calderas de generación de potencia. Este material solamente es usado en calderas de baja calefacción, ya que diversos componentes de las calderas como: los alimentadores mecánicos de combustible, los quemadores de aceite, bloques de las paredes del fogón, los pulverizadores y equipo similar, se construyen con muchas partes de hierro colado.





Hierro colado es un término general aplicable a un grupo de aleaciones de hierro-carbono, que contienen del 2 al 6% de carbono (por lo común es 4.5 % el límite máximo tolerable), con pequeños contenidos de silicio, azufre, manganeso y fósforo.

El hierro colado es inferior al acero en ductibilidad, maleabilidad, resistencia y tenacidad, pero su bajo costo y la sencillez de su vaciado debido a su fluidez, ha hecho que el hierro colado encuentre uso popularizado en muchas partes.

MATERIALES NO FERROSOS

El Código ASME comprende disposiciones sobre ciertos materiales no ferrosos, que son aplicables generalmente a las calderas de baja presión y en casos aislados a las calderas de potencia. Entre estos materiales se encuentran aluminio, cobre, manganeso, y diversas aleaciones de níquel-cobre y cobre-silicio.

Por ejemplo en las calderas de potencia, puede usarse tubería y placas de cobre, hasta temperaturas de 406°F (208° C) y presiones de 250 lb/in² (17.6 kg/cm²).

BIBLIOGRAFÍA DEL CAPÍTULO 3

LIBROS/TESIS

1. Shield Carl D. "Calderas: Tipos, Características y sus Funciones" CECSA 1978
2. Mancera Cortes Mario A. "Diseño de una Caldera Experimental a Nivel Planta Piloto" FES Zaragoza UNAM 1999 Tesis Licenciatura Ingeniero Químico
3. IMP Subdirección de Ingeniería de Proyecto "Calderas Acuotubulares" IMP 1988
4. Manzano Lira Jose A. "Ingeniería Conceptual para Eficientar un Calentador a Fuego Directo Estableciendo una Metodología" Facultad de Química UNAM 1999. Tesis Licenciatura Ingeniero Químico.
5. Cheremisinoff Nicholas P. "Heat Transfer Equipment " Prentice Hall 1993.
6. Kreith Frank "Principios de Transferencia de Calor" 6ta Edición Thomson Learning 2001.
7. Perry Robert H. "Perry Manual del Ingeniero Químico" Tomo III y VI 6ta Edición Mc Graw Hill 1996.
8. Severns W.H. "La Producción de Energía Mediante el Vapor de Agua, el Aire y los Gases" 5ta Edición Reverté 1961.





CAPÍTULO 4 PREDIMENSIONAMIENTO DE LA CALDERA DE CALOR RESIDUAL

- 4.1.- Procedimiento de cálculo para determinar el área de transferencia de calor**
- 4.2.- Determinación del área de transferencia de calor**
- 4.3.- Tiro en chimeneas**
- 4.4.- Procedimiento de cálculo para predimensionar la chimenea**
- 4.5.- Diseño de la chimenea.**



4.1. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO PARA DETERMINAR EL ÁREA DE TRANSFERENCIA

El siguiente procedimiento de cálculo para determinar el área de transferencia de calor necesaria para el vapor generado, esta sujeto a las siguientes restricciones:

- Solamente aplica para la superficie extendida en forma de aletas anulares, debido a que el desarrollo matemático para determinar la eficiencia de la aleta, se realiza exclusivamente para éste tipo de superficie extendida (ver apéndice E).
- Considerando que los gases de combustión, presentan un ligero arrastre de partículas, además de que se requiere la menor caída de presión posible del lado exterior de los tubos, el cálculo se restringe solamente al arreglo de tubos de tipo cuadrado.
- Debido a que la relación de CO₂/CO es mayor de 0.6 en gran parte del intervalo de temperaturas, queda excluido el uso de equipo alterno para generar una combustión adicional.
- El intercambio de calor entre los fluidos, es solamente para el tipo de flujo transversal, y de un solo paso por la caldera para ambos fluidos.

PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO PARA DETERMINAR EL ÁREA DE TRANSFERENCIA REQUERIDA POR LA CALDERA PARA GENERAR EL VAPOR DE ALTA PRESIÓN.

1.- Establecer los siguientes parámetros para realizar un predimensionamiento:

Fluidos de intercambio de calor

Variable	Significado	Dimensiones
Wg	Flujo de los gases de combustión	lb/hr
Tgi	Temperatura de los gases en la entrada de la caldera	°F
Tgo	Temperatura de los gases en la salida de la caldera	°F
Wv	Flujo del vapor a generar	lb/hr
Tvi	Temperatura del agua en la entrada de la caldera	°F
Tvo	Temperatura del vapor a la salida de la caldera	°F

Dimensiones de los tubos

Variable	Significado	Dimensiones
Do	Diámetro exterior del tubo	in
Di	Diámetro interior del tubo	in
Th	Espesor del tubo	in
Ntr	Número de tubos por fila longitudinal	Adim
Lef	Longitud efectiva del tubo	ft





Pitch de los tubos		
Variable	Significado	Dimensiones
Sl	Distancia entre tubos adyacentes que se encuentran en la misma dirección del flujo	in
St	Distancia entre tubos adyacentes que se encuentran de manera transversal a la dirección del flujo	in
S	Espacio entre tubos adyacentes medido desde aleta a aleta y que se encuentran en la misma dirección del flujo	in

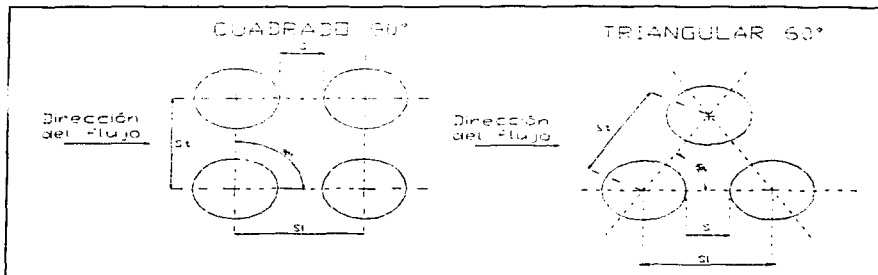


FIGURA 4.1 PITCH DE LOS TUBOS

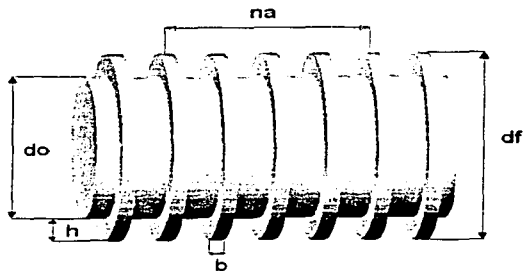


FIGURA 4.2 DIMENSIONES DE LA ALETA ANULAR





Tipo: Aleta Anular
Significado

Variable	Significado	Dimensiones
H	Altura de la aleta	in
B	Espesor de la aleta	in
Na	Número de aletas/in	adim
Df	Diámetro del tubo medido desde el filo de la aleta	in
Ka	Conductividad térmica del material de la aleta	BTU ft/hr ft ² °F

- 2.- Con las temperaturas promedio de los fluidos, evaluar las propiedades de dichos fluidos (cp,k,μ):

$$T_{pg} = \frac{T_{gi} + T_{go}}{2}$$

$$T_{pv} = \frac{T_{vi} + T_{vo}}{2}$$

ECs. 4.1 y 4.2

Variable	Significado	Dimensiones
Tpg	Temperatura promedio de los gases de combustión	°F
Tpv	Temperatura promedio del vapor a generar	°F
Cpg	Calor específico de los gases a Tpg	Btu/lb °F
Kg	Conductividad térmica de los gases a Tpg	Btu/ft ² hr °F
μg	Viscosidad de los gases a Tpg	lb/ft hr
Cpv	Calor específico del vapor a Tpv	Btu/lb °F
Kv	Conductividad térmica del vapor a Tpv	Btu/ft ² hr °F
μv	Viscosidad del vapor a Tpv	lb/ft hr

- 3.- Determinar las áreas de flujo para el interior y exterior de los tubos, así como la superficie de las aletas anulares.

Variable	Significado	Dimensiones
Ao	Área ocupada por los tubos en la parte exterior/ft	ft ² /ft
W	Longitud total que ocupa cada fila longitudinal de tubos	ft
L	Longitud total de la caldera	ft
Afg	Área de flujo libre para el gas	ft ²
Gg	Flujo másico del gas/ ft ²	lb/hr ft ²
Af	Superficie de las aletas/ft	ft ² /ft
At	Superficie total de la parte exterior incluyendo tubo y aleta/ft	ft ² /ft
Ai	Área ocupada por los tubos en parte interior/ft	ft ² /ft
Afv	Área de flujo libre para el vapor	ft ²
Gv	Flujo másico del vapor/ ft ²	lb/hr ft ²





$$A_o = \frac{d_o}{12} + \frac{2 n a b h}{12} \quad \text{EC 4.3}$$

$$W = \frac{(S_i \cdot ntr) + S}{12} \quad \text{EC 4.4}$$

$$L = L_{ef} + 0.1 \quad \text{EC 4.5}$$

$$A_{fg} = W \cdot L - (ntr \cdot L_{ef} \cdot A_o) \quad \text{EC 4.6}$$

$$G_g = \frac{W_g}{A_{fg}} \quad \text{EC 4.7}$$

$$A_f = \frac{\pi n a}{24} (4 d_o h + 4 h^2 + 2 b d_o + 4 b h) \quad \text{EC 4.8}$$

$$A_t = \frac{\pi}{24} (4 n a (d_o h + h^2 + b h) + 2 d_o) \quad \text{EC 4.9}$$

$$A_i = \frac{\pi d_i}{12} \quad \text{EC 4.10}$$

$$A_{fv} = \left(\frac{\pi \cdot ntr}{4} \right) \left(\frac{d_i}{12} \right)^2 \quad \text{EC 4.11}$$

$$G_v = \frac{W_v}{A_{fv}} \quad \text{EC 4.12}$$

4.- Evaluar los Coeficientes de Transferencia de Calor Individual para el interior y exterior de los tubos, así como para el material empleado.

Variable	Significado	Dimensiones
Hg	Coefficiente de Transferencia de Calor Individual para el exterior de los tubos	Btu/ft ² hr °F
hi	Coefficiente de Transferencia de Calor Individual para el interior de los tubos	Btu/ft ² hr °F
hw	Coefficiente de Transferencia de Calor Individual para el material de los tubos	Btu/ft ² hr °F
m	Parámetro para evaluar la eficiencia de la aleta	Adim
No	Parámetro de evaluación en la base de la aleta	ft
Nf	Parámetro de evaluación en la punta de la aleta	ft
η _f	Eficiencia de la aleta	Adim
Ho	Coefficiente de Transferencia de Calor Individual Corregido para el exterior de los tubos, tomando en cuenta la eficiencia de la aleta.	Btu/ft ² hr °F





$$hg = 0.295 \frac{Gg^{0.681}}{\left(\frac{do}{12}\right)^{0.319}} \left(\frac{kg^{0.67} cp_g^{0.33}}{\mu_g^{0.351}} \right) \left(\frac{S^{0.313}}{h^{0.2} b^{0.113}} \right) \quad \text{EC 4.13}$$

$$m = \sqrt{\frac{2 hg}{ka \left(\frac{b}{12}\right)}} \quad \text{EC 4.14}$$

$$nf = m \left(\frac{df}{24}\right) \quad no = m \left(\frac{do}{24}\right) \quad \text{EC. 4.15 Y 4.16}$$

$$\eta_{cf} = \frac{\tanh(nf - no)}{(nf - no)} \quad \text{EC 4.17}$$

Una forma determinar la eficiencia de una aleta de tipo anular, más exacta numéricamente, es aplicando funciones Bessel (ver apéndice 5) de tal forma que la ecuación es:

$$\eta_{cf_{\text{BESSEL}}} = \frac{2 \left(\frac{do}{24}\right)}{m \left[\left(\frac{df}{24}\right)^2 - \left(\frac{do}{24}\right)^2 \right]} \left[(I_1(nf) * K_1(no)) - (K_1(nf) * I_1(no)) \right] \quad \text{EC. 4.18}$$

donde:

$I_1(nf)$	Función Bessel I de orden 1, evaluada a nf	Adim
$K_1(nf)$	Función Bessel K de orden 1, evaluada a nf	Adim
$K_0(no)$	Función Bessel K de orden 0, evaluada a no	Adim
$K_1(no)$	Función Bessel K de orden 1, evaluada a no	Adim
$I_0(no)$	Función Bessel I de orden 0, evaluada a no	Adim
$I_1(no)$	Función Bessel I de orden 1, evaluada a no	Adim
$\eta_{cf_{\text{BESSEL}}}$	Eficiencia de la aleta mediante funciones Bessel	Adim

$$Ho = hg * \eta_{cf} \quad \text{EC 4.19}$$





$$h_i = 0.027 \frac{k_v}{\left(\frac{d_o}{12}\right)} \left(\frac{G_v \left(\frac{d_o}{12}\right)}{\mu_v} \right)^{0.8} \left(\frac{c_{pv} \mu_v}{k_v} \right)^{0.333} \left(\frac{\mu_v}{\mu_{bv}} \right)^{0.14} \quad \text{EC 4.20}$$

En vista de que existe una muy pequeña variación entre la viscosidad del vapor entre el seno del vapor y la pared del tubo, el término $(\mu_v/\mu_{bv})^{0.14}$ puede tomarse el valor de 1.0 para éste término.

$$h_w = \frac{d_o}{24 k_a} \ln \left(\frac{d_o}{d_i} \right) \quad \text{EC. 4.21}$$

5.- Determinar el Coeficiente Global de Transferencia de Calor (U).

$$R_o = \frac{1}{h_o} \quad \text{EC. 4.22}$$

$$R_i = \frac{A_t}{A_i h_i} \quad \text{EC 4.23}$$

$$R_w = \frac{A_t}{A_i} h_w \quad \text{EC 4.24}$$

$$R_{TOTAL} = R_o + R_i + R_w \quad \text{EC 4.25}$$

$$U = \frac{1}{R_{TOTAL}} \quad \text{EC 4.26}$$

6.- Calcular el LMTD

$$LMTD = \frac{(T_{gi} - T_{vo}) - (T_{go} - T_{vi})}{\ln \left(\frac{T_{gi} - T_{vo}}{T_{go} - T_{vi}} \right)} \quad \text{EC 4.27}$$

7).- Factor de corrección por la configuración de flujo transversal

$$P = \frac{T_{vo} - T_{vi}}{T_{gi} - T_{vi}} \quad \text{EC. 4.28}$$

$$R = \frac{T_{gi} - T_{go}}{T_{vo} - T_{vi}} \quad \text{EC. 4.29}$$





Determinar el valor F_c en la gráfica siguiente:

Es preciso establecer que el factor de corrección (F_c) debe ser mayor o igual a 0.8 de lo contrario se reinicia el cálculo estableciendo una temperatura de los gases de salida de la caldera mayor a la del primer cálculo de manera tal que se cumpla la restricción anterior.

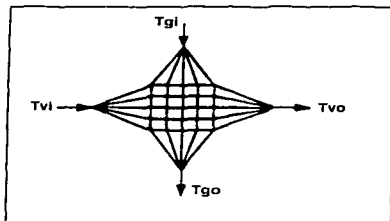


FIGURA 4.3 FLUJO TRANSVERSAL

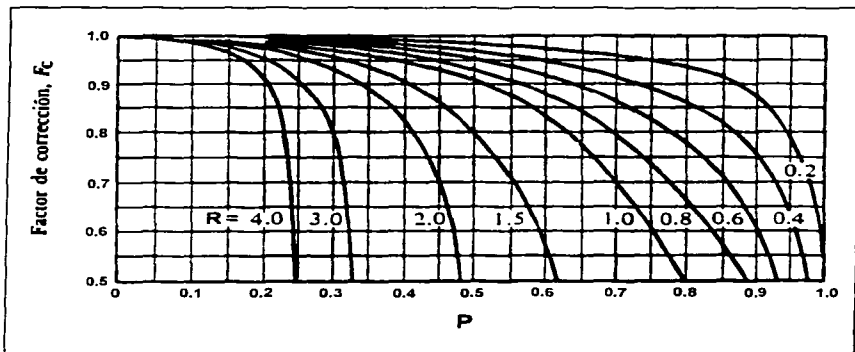


FIGURA 4.4 FACTOR DE CORRECCIÓN PARA FLUJO TRANSVERSAL SIN MEZCLA DE AMBOS FLUIDOS





8.- Área de Transferencia Total Requerida.

$$A_{TOTAL} = \frac{Q_{TÉRMINICA}}{U \cdot LMTD \cdot F_c} \quad \text{EC 4.30}$$

9.- Número de filas transversales y número total de tubos

$$ntc = \frac{A_{TOTAL}}{A_t \cdot ntr \cdot L_{ef}} \quad \text{EC. 4.31}$$

En esta parte se tiene que realizar el redondeo de ntc, a un número entero de tubos para poder determinar el número total de tubos empleados en la superficie requerida para el vapor a generar.

$$NTT = ntr \cdot ntc \quad \text{EC. 4.32}$$

10.- Dimensiones de la caja de la caldera

$$W = \frac{(ntr \cdot St) + S}{12} \quad \text{EC. 4.33}$$

$$H = \frac{(ntc \cdot St) + S}{12} \quad \text{EC. 4.34}$$

$$L = L_{ef} + 0.1 \quad \text{EC. 4.35}$$

Aquí es preciso establecer que al diseñar la caldera, se debe cumplir con las siguientes recomendaciones de acuerdo a García⁹ y Lopez⁹ el H/W debe estar en el intervalo de 1 a 1.2 y L/H debe ser de 2 a 3.

11.- Determinar el Número de Reynolds para el interior y exterior de los tubos.

$$N_{Rc \ g} = \frac{Gg \cdot d_o}{12 \cdot \mu_g} \quad N_{Rc \ v} = \frac{Gv \cdot d_i}{12 \cdot \mu_v} \quad \text{EC. 4.36 y 4.37}$$





Establecer el valor de la rugosidad del material ϵ , en pulgadas

12.- Calcular el factor de fricción de Fanning, en base al Número de Reynolds

Flujo Laminar $N_{RE} < 2000$

$$f = \frac{16}{N_{RE}} \quad \text{EC. 4.38}$$

Flujo en la Zona de Transición $2000 < N_{RE} < 3000$

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{N_{RE}^{0.32}} + \left(\frac{\epsilon}{d}\right)^{0.921} \quad \text{EC. 4.39}$$

Flujo Turbulento $N_{RE} > 3000$

$$A = \left[2.457 \ln \left(\frac{1}{\left(\frac{7}{N_{RE}}\right)^{0.9} + 0.27 \left(\frac{\epsilon}{d}\right)} \right) \right]^{16} \quad \text{EC. 4.40}$$

$$B = \left(\frac{37530}{N_{RE}} \right)^{16} \quad \text{EC. 4.41}$$

$$f = 2 \left[\left(\frac{8}{N_{RE}} \right)^{12} + (A + B)^{\frac{3}{2}} \right]^{\frac{1}{12}} \quad \text{EC. 4.42}$$

13.- Determinar caída de presión en el interior y exterior de los tubos.

$$L_{TOT} = L_{ef} \cdot n_{tr} \quad \text{EC. 4.43}$$

$$Dv = \frac{4 A_o}{A_t + A_f} \quad \text{EC. 4.44}$$





Establecer densidad del gas(ρ_g [lb/ft³]) y volumen específico del vapor(V [ft³/lb]).

$$\Delta P_{g,CAL} = \frac{f_g \left(\frac{G_g}{3600} \right)^2 L_{TOT}}{772.86 \rho_g d_o} \left(\frac{12 D_v}{SI} \right)^{0.4} \quad EC. 4.45$$

$$\Delta P_{v,CAL} = 0.00518 \frac{f_v \left(\frac{G_v}{3600} \right)^2 V L_{TOT}}{d_i} \quad EC.4.46$$

Evaluar los requerimientos mínimos de caída de presión

$$\Delta P_{g,MÍNIMO} > \Delta P_{g,CALCULADO}$$

$$\Delta P_{v,MÍNIMO} > \Delta P_{v,CALCULADO}$$

14.- Determinar las velocidades de los fluidos de la caldera

$$G_{gc} = \frac{G_g}{n_{ic}} \quad EC. 4.47$$

$$G_{gv} = \frac{G_v}{n_{ic}} \quad EC. 4.48$$

Evaluar los requerimientos de velocidades recomendadas, página 74

$$G_{gc} \leq G_{gRECOMENDADO} \quad (4000 \text{ a } 8000 \text{ lb/hr} \cdot \text{ft}^2)$$

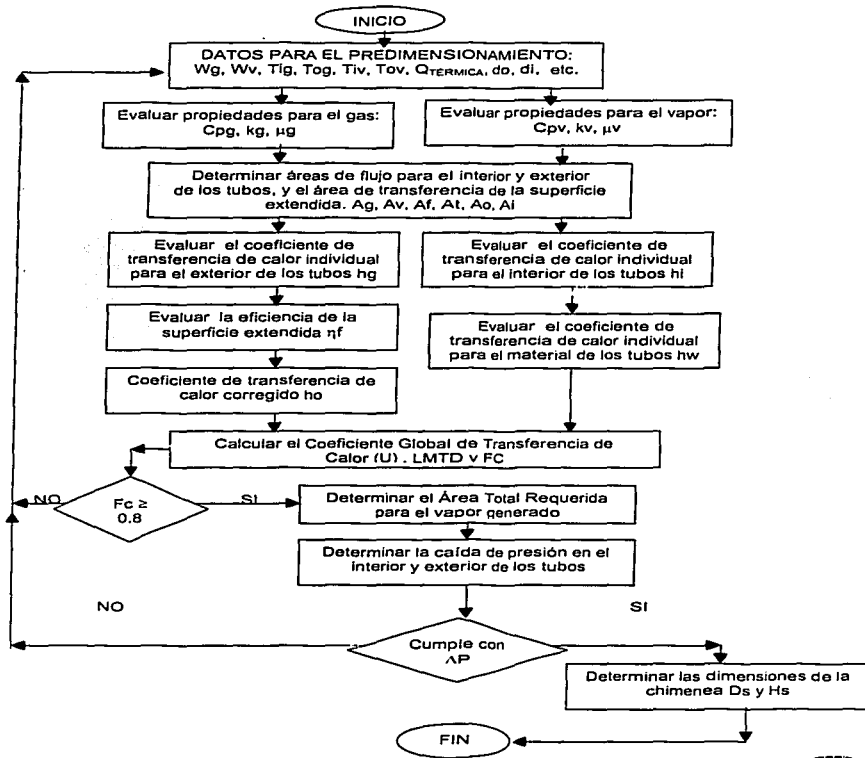
$$G_{gv} \leq G_{vRECOMENDADO} \quad (4000 \text{ a } 8000 \text{ lb/hr} \cdot \text{ft}^2)$$

Si se cumplen las dos restricciones, se puede continuar el proceso de cálculo para determinar las dimensiones de la chimenea, si no es así se vuelve a establecer otro predimensionamiento hasta que se cumplan las restricciones anteriores.





Algoritmo de Cálculo para Determinar el Área de Transferencia de Calor.



TECNO CON
FALLA DE ORIGEN



4.2.- DETERMINACIÓN DEL ÁREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR

1.- Establecer los datos para realizar un predimensionamiento:

FLUIDOS				
	GAS		VAPOR	
Wg [lb/hr]	23760.27		Wv[lb/hr]	13882.15
Tgi [°F]	1645		Tvi [°F]	312
Tgo [°F]	600		Tvo [°F]	800
Q TÉRMICA		15439731.89 [BTU/HR]		

TUBOS ALETADOS			
	TUBOS	PITCH:	
do [in]	1.9	CUADRADO	
di [in]	1.5	Sl [in]	3.4
th [in]	0.2	St [in]	3.4
ntr	16	S [in]	0.5
Lef [ft]	9.9		

ALETAS ANULARES	
h[in]	0.5
b [in]	0.06
na/in	3
df [in]	2.9
k [BTU/ft ² hr °F ° ft]	12.5

2.- Con las temperaturas promedio de los fluidos, las tablas del apéndice F y en el caso del gas utilizar las composiciones de la corriente, evaluar las propiedades de dichos fluidos (cp,k,μ):

$$T_{pg} = \frac{1645 + 780}{2} = 1122.5 \text{ °F}$$

$$T_{pv} = \frac{312 + 8000}{2} = 556 \text{ °F}$$

Con lo cual se tiene:

	Gas		Vapor
Cpg [BTU/lb °F]	0.285800	Cpv [BTU/lb °F]	0.47652
kg [BTU/ft ² hr °F]	0.022274	kv [BTU/ft ² hr °F]	0.013393
μg [lb/ ft hr]	0.060476	μ v[lb/ ft hr]	0.026343



TESIS CON:
FALLA DE ORIGEN



3.- Determinar las áreas de flujo para el interior y exterior de los tubos, así como la superficie de las aletas anulares.

$$A_o = \frac{1.9}{12} + \frac{2(3)(0.06)(0.5)}{12} = 0.1733 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}}$$

$$W = \frac{(3.4)(16) + 0.5}{12} = 4.575 \text{ ft}$$

$$L = 9.9 + 0.1 = 10 \text{ ft}$$

$$Afg = (4.575)(10) - (16)(9.9)(0.17333) = 18.294 \text{ ft}^2$$

$$Gg = \frac{23760.27}{18.294} = 1298.801 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

$$Af = \frac{\pi(3)}{24} (4(1.9)(0.5) + 4(0.5)^2 + 2(0.06)(1.9) + 4(0.06)(0.5)) = 2.02161 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}}$$

$$At = \frac{\pi}{24} (4(3)((1.9)(0.5) + (0.5)^2 + (0.06)(0.5)) + 2(1.9)) = 2.4295 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}}$$

$$Ai = \frac{\pi(1.5)}{12} = 0.3927 \text{ ft}$$

$$Afv = \left(\frac{\pi(16)}{4} \right) \left(\frac{1.5}{12} \right)^2 = 0.19365 \text{ ft}^2$$

$$Gv = \frac{13882.15}{0.19635} = 70701.2 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

4.- Evaluar los Coeficientes de Transferencia de Calor Individual para el interior y exterior de los tubos, así como para el material empleado.

$$hg = 0.295 \frac{(198.801)^{0.681}}{\left(\frac{1.9}{12} \right)^{0.319}} \left(\frac{(0.022274)^{0.67} (0.2858)^{0.33}}{(0.060476)^{0.351}} \right) \left(\frac{(0.5)0.311}{(0.5)^{0.2} (0.06)^{0.113}} \right)$$

$$= 12.323 \frac{\text{BTU}}{\text{lb ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$





$$m = \sqrt{\frac{2(12.323)}{(12.5)\left(\frac{0.06}{12}\right)}} = 19.8581$$

$$nf = (19.8581)\left(\frac{2.9}{24}\right) = 2.3995$$

$$no = (19.8581)\left(\frac{1.9}{24}\right) = 1.5721$$

$$\eta_{ef} = \frac{\tanh(2.3995 - 1.5721)}{(2.3995 - 1.5721)} = 0.82073$$

Una forma determinar la eficiencia de una aleta de tipo anular, más exacta numéricamente, es aplicando funciones Bessel ver apéndice F de tal forma que la ecuación es:

$I_1(nf)$	2.297181
$K_1(nf)$	0.083772
$K_0(no)$	0.194798
$K_1(no)$	0.250284
$I_0(no)$	1.720148
$I_1(no)$	1.055245

$$\eta_{ef}^{BESSEL} = \frac{2\left(\frac{1.9}{24}\right)}{(19.8581)\left(\left(\frac{2.9}{24}\right)^2 - \left(\frac{1.9}{24}\right)^2\right)} \left[\frac{((2.297181)(0.250284)) - ((0.083772)(1.055245))}{((1.720148)(0.083772)) + ((2.297181)(0.194798))} \right]$$

$$= 0.78689$$

$$h_o = (12.323)(0.82073) = 10.1141 \frac{BTU}{lb \text{ ft}^2 \cdot ^\circ F}$$

$$h_i = 0.027 \frac{(0.013393)}{\left(\frac{1.5}{12}\right)} \left(\frac{(70701.2)\left(\frac{1.5}{12}\right)}{(0.026343)} \right)^{0.8} \left(\frac{(0.47652)(0.026343)}{(0.013393)} \right)^{0.333}$$

$$= 74.5584 \frac{BTU}{hr \text{ ft}^2 \cdot ^\circ F}$$

$$h_w = \frac{1.9}{24(12.5)} \ln\left(\frac{1.9}{1.5}\right) = 1.4971E^{-3} \frac{BTU}{hr \text{ ft}^2 \cdot ^\circ F}$$





5.- Determinar el Coeficiente Global de Transferencia de Calor (U).

$$R_o = \frac{1}{10.1141} = 0.098871$$

$$R_i = \frac{2.42945}{(0.3927)(74.5584)} = 0.08297$$

$$R_w = \frac{2.42945}{(0.3927)} (1.4971E^{-3}) = 9.2618E^{-3}$$

$$R_{TOTAL} = 0.098871 + 0.08297 + 9.2681E^{-3} = 0.19111$$

$$U = \frac{1}{0.19111} = 5.233 \frac{BTU}{hr ft^2 \cdot ^\circ F}$$

6.- Calcular el LMTD

$$LMTD = \frac{(1645 - 800) - (600 - 312)}{\ln\left(\frac{(1645 - 800)}{(600 - 312)}\right)} = 517.477^\circ F$$

7).- Factor de corrección por la configuración de flujo transversal

$$P = \frac{800 - 312}{1645 - 312} = 0.3661$$

$$R = \frac{1645 - 600}{800 - 312} = 2.1414$$

Se determina el valor de Fc en la gráfica 4.4

Con lo cual se tiene un valor de Fc = 0.86 y se verifica que es > 0.8

Por lo tanto se procede a continuar con el cálculo

8.- Área de Transferencia Total Requerida.

$$A_{TOTAL} = \frac{15,4381731.89}{(5.233)(517.477)(0.86)} = 6630.36 ft^2$$





9.- Número de filas transversales y número total de tubos

$$n_{tc} = \frac{6630,36}{(2,42949)(16)(9,9)} = 17,229 \text{ tubos / fila transversal}$$

En esta parte se tiene que realizar el redondeo de n_{tc} , a un número entero de tubos para poder determinar el número total de tubos empleados en la superficie requerida para el vapor a generar.

$$NTT = (16)(17) = 272 \text{ tubos en total}$$

10.- Dimensiones de la caja de la caldera

$$W = \frac{(16)(3,4) + 0,5}{12} = 4,5750 \text{ ft}$$

$$H = \frac{(17)(3,4) + 0,5}{12} = 4,8583 \text{ ft}$$

$$L = 9,9 + 0,1 = 10 \text{ ft}$$

En donde $H/W = 1,06$ el cual está en el intervalo de 1 a 1,2

Y el valor de $L/H = 2,06$ el cual está en el intervalo de 2 a 3

11.- Determinar el Número de Reynolds para el interior y exterior de los tubos.

$$N_{Re \ g} = \frac{(1298,801)(1,9)}{12(0,060476)} = 3400,37$$

$$N_{Re \ v} = \frac{(70701,2)(1,5)}{12(0,026343)} = 335483,86$$

El valor de rugosidad del material $\epsilon = 0,0018504$ in

12.- Calcular el factor de fricción de Fanning, en base al Número de Reynolds

El gas se encuentra en la zona de flujo turbulento, por lo tanto:





Flujo Turbulento $N_{RE} > 3000$

$$A = \left[2.457 \ln \left(\frac{1}{\left(\frac{7}{3400.37} \right)^{0.9} + 0.27 \left(\frac{0.0018504}{1.5} \right)} \right) \right]^{16} = 1.239E^{18}$$

$$B = \left(\frac{37530}{3400.37} \right)^{16} = 4.848E^{16}$$

$$fv = 2 \left[\left(\frac{8}{3400.37} \right)^{12} + \left(1.239E^{18} + 4.848E^{16} \right)^{\frac{3}{2}} \right]^{\frac{1}{12}} = 0.010897$$

El vapor se encuentra en flujo turbulento, por lo tanto:

Flujo Turbulento $N_{RE} > 3000$

$$A = \left[2.457 \ln \left(\frac{1}{\left(\frac{7}{335483.8} \right)^{0.9} + 0.27 \left(\frac{0.0018504}{1.5} \right)} \right) \right]^{16} = 3.581E^{20}$$

$$B = \left(\frac{37530}{335483.8} \right)^{16} = 6.016E^{-16}$$

$$fv = 2 \left[\left(\frac{8}{335483.8} \right)^{12} + \left(3.581E^{20} + 6.016E^{-16} \right)^{\frac{3}{2}} \right]^{\frac{1}{12}} = 0.005392$$

12.- Determinar caída de presión en el interior y exterior de los tubos.

$$L_{TOT} = (9.9) (272) = 2692.8 \text{ ft}$$

$$Dv = \frac{4(0.17333)}{2.42949 + 2.02161} = 0.15576 \text{ ft}$$





La densidad del gas $\rho_g = 0.02908738 \text{ lb/ft}^3$

El volumen específico del vapor $V = 0.0167 \text{ ft}^3/\text{lb}$

13.- Determinar caída de presión en el interior y exterior de tubos

$$\Delta P_{gCAL} = \frac{(0.010897) \left(\frac{1298.801}{3600} \right)^2 (2692.8)}{772.08 (0.02908) (1.9)} \left(\frac{12 (0.15576)}{3.4} \right)^{0.4} = 0.06667 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{vCAL} = 0.00518 \frac{(0.005392) \left(\frac{70701.2}{3600} \right)^2 (0.0167) (2692.8)}{1.5} = 0.3229 \text{ psi}$$

Evaluar los requerimientos mínimos de caída de presión

$$\Delta P_{gMINIMO} = 0.5 \text{ psi} > \Delta P_{gCALCULADO} = 0.06667 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{vMINIMO} = 5 \text{ psi} > \Delta P_{vCALCULADO} = 0.3229 \text{ psi}$$

14.- Determinar las velocidades de los fluidos de la caldera

$$G_{gc} = \frac{1298.801}{17} = 76.4 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

$$G_{vc} = \frac{70701.2}{17} = 4158.8 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

Evaluar los requerimientos de velocidades recomendadas, página 74

$$G_{gc} = 76.4 \leq G_{gRECOMENDADO} (4000 \text{ a } 8000 \text{ lb/hr} \cdot \text{ft}^2)$$

$$G_{vc} = 4158.8 \leq G_{vRECOMENDADO} (4000 \text{ a } 8000 \text{ lb/hr} \cdot \text{ft}^2)$$

Debido a que las dos restricciones se cumplen, se puede continuar el proceso de cálculo para determinar las dimensiones de la chimenea.





4.3.- TIRO EN CHIMENEAS

TIRO DISPONIBLE

La diferencia de presión entre los gases de la caldera y el aire exterior, es conocida comúnmente por tiro, se suele expresar en milímetros[mm] o pulgadas[in] de agua y normalmente éste tiro fluctúa entre 25 y 101mm (1" a 4") de columna de agua.

El tiro es necesario para el funcionamiento de la caldera, con el fin de arrastrar los gases quemados hacia el exterior de la misma, a través de la chimenea, y en el caso de existir combustión adicional, poder suministrar aire necesario para la combustión del combustible.

El tiro puede ser:

1. Natural
2. Mecánico

Tiro Natural.- Esta diferencia de presión se produce térmicamente por el efecto de una chimenea, su valor está en función de la altura de la parte superior de la chimenea y la base de la caldera, además de la diferencia media de temperaturas que existe entre los gases de la caldera y el aire exterior.

Las variaciones meteorológicas, las condiciones de operación de la caldera y la altura de la chimenea tienen una influencia sobre el valor del tiro creado por una chimenea determinada.

El tiro natural no consume energía mecánica, por lo cual es empleado cuando la carga de gases no varía considerablemente y cuando la caldera no desarrolla grandes producciones de vapor con gran rapidez.

Tiro Mecánico.- El tiro creado por la acción de ventiladores se conoce como tiro mecánico, este tipo es usado cuando debe mantenerse un determinado tiro con independencia de las condiciones atmosféricas y del régimen de operación de la caldera.

Generalmente, debido a la resistencia al flujo del sistema que se presenta por: el arreglo de los tubos, la posición de las mamparas y la acumulación de hollín entre los tubos al paso de los gases, hacen que el tiro se vea disminuido de manera tal que la acción natural del tiro proporcionado por la chimenea sea insuficiente, por lo cual, para contrarrestar estos inconvenientes se utilizan ventiladores para generar tiro mecánico, logrando así mantener una velocidad adecuada de los gases entre el banco de tubos y obtener una mayor transferencia de calor.

Las calderas equipadas con tiro mecánico no necesitan de grandes chimeneas tan altas y costosas como las requeridas por el tiro natural, sin embargo algunas veces se instalan con chimeneas altas debido a cuestiones reglamentarias y/o para que los gases que salen de ellas no afecten al personal o instalaciones próximas a ellas.





En términos generales el tiro mecánico está recomendado cuando las calderas operan a un régimen mayor del normal o cuando tienen que suministrar rápidamente demandas de vapor repentinas.

Al adicionar ventiladores para vencer la resistencia al flujo del sistema, es preciso establecer que si estos proporcionan aire a presiones por arriba de la atmosférica a los quemadores y al espacio de combustión, se denominarán ventiladores de tiro forzado.

PROBLEMAS ESPECIALES

Con frecuencia se requiere que las chimeneas manejen gases con naturaleza muy corrosiva. Incluso los gases de los combustibles convencionales pueden contener cantidades suficientes de contaminantes como trióxido de azufre que ataca con rapidez el acero y al concreto.

Se tienen que hacer esfuerzos para mantener las temperaturas por encima del punto de rocío o para reducir las presiones parciales mediante la dilución, cuando se producen gases ácidos condensables

En los casos en que las condiciones corrosivas justifiquen las erogaciones(gastos) adicionales, se recubrirán las chimeneas con ladrillos resistentes a los ácidos, vidrio o cemento resistente a los ácidos.

Se pueden adquirir chimeneas de acero recubiertas con vidrio aglutinado. Es aconsejable inspeccionar las chimeneas para ver si se produce corrosión interna, a intervalos periódicos. Se recomienda el lavado con agua después del enfriamiento, para dejar la superficie expuesta a la inspección cuando esté recubierta de hollín.

4.4.- PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO PARA PREDIMENSIONAR LA CHIMENEA

1.- Para realizar el diseño de la chimenea es preciso establecer los siguientes datos:

Variable	Significado	Dimensiones
Gfs	Velocidad de flujo recomendada a través de la chimenea, el rango promedio es de 0.7 a 1.0 (Berman ¹⁰)	lb/ft ² seg
Tis	Temperatura de entrada a la chimenea, en general se considera 50°F menos que la temperatura de salida de los gases de la caldera.	°F
Wg	Flujo de los gases	lb/hr
%SD	Porcentaje de diseño para la chimenea	Adim
Pa	Presión atmosférica	Psia
Ta	Temperatura ambiente	°F
Tpg	Temperatura promedio de los gases en la caldera	°F
Hc	Altura de la caja de la caldera	Ft





2.- Se determina el área de sección transversal de la chimenea

$$A_s = \frac{W_g \%SD}{360000 Gfs} \quad \text{EC 4.49}$$

3.-El diámetro de la chimenea

$$D_s = \sqrt{\frac{4 A_s}{\pi}} \quad \text{EC 4.50}$$

4.- Pérdidas en la chimenea [in de H₂O]

$$Lfs = fg Gfs^2 \quad \text{EC 4.51}$$

$$Lf = ntr Lfs \quad \text{EC 4.52}$$

$$Lsi = 0.5 Lfs \quad \text{EC 4.53}$$

$$Lso = 1.0 Lfs \quad \text{EC 4.54}$$

$$Ld = 1.5 Lfs \quad \text{EC 4.55}$$

$$L_{TOTAL} = Lf + Lsi + Lso + Ld \quad \text{EC 4.56}$$

En donde:

Variable	Significado	Dimensiones
Lsf	Factor de pérdida de tiro	Adim
Lf	Pérdida de tiro por fila de tubos en la caldera	InH ₂ O
Lsi	Pérdida de tiro en la entrada de la chimenea	InH ₂ O
Lso	Pérdida de tiro en la salida de la chimenea	InH ₂ O
Ld	Pérdida de /ft de altura en la chimenea	InH ₂ O
Gzc	Ganancia de tiro e la zona de convección	InH ₂ O
L _{NET}	Pérdida total de tiro	InH ₂ O
G _{NET}	Ganancia total de tiro/ft	InH ₂ O/ft
Hs	Altura de la chimenea	Ft

$$Gzc = 0.52 Hc Pa \left[\frac{1}{460 + Ta} - \frac{1}{460 + Tpg} \right] \quad \text{EC 4.57}$$

$$L_{NET} = L_{TOTAL} - Gzc \quad \text{EC 4.58}$$

5.- Ganancia neta de la chimenea por ft

$$\text{Gain / ft} = 0.52 Pa \left[\frac{1}{460 + Ta} - \frac{1}{460 + Tis} \right] \quad \text{EC 4.59}$$





$$Lfs = \frac{Gfs (Tis + 460)}{211000 Ds} \quad \text{EC 4.60}$$

$$G_{NET} = \text{Gain/ft} - Lfs \quad \text{EC 4.61}$$

6.- Altura de la chimenea

$$H = \frac{L_{NET}}{G_{NET}} \quad \text{EC 4.62}$$

4.5.- DISEÑO DE LA CHIMENEA.

1.- Datos para el diseño de la chimenea:

Gfs	Se establece una velocidad de flujo recomendada de 0.8 lb/ft ² seg
Tis	600 - 50 = 550 °F
Wg	23760 lb/hr
%SD	125%
Pa	14,696 psia
Ta	80°F
Tpg	1122.5 °F
Hc	4.8583 ft

2.- Determinar el área de sección transversal de la chimenea

$$As = \frac{(23760.27)(125)}{360000(0.8)} = 10.3126 \text{ ft}^2$$

3.-El diámetro de la chimenea

$$Ds = \sqrt{\frac{4(10.3126)}{\pi}} = 3.6236 \text{ ft}$$

4.- Pérdidas en la chimenea [in de H2O]

El factor de fricción para los gases en la caldera es de 0.010897





$$\begin{aligned}L_g &= (0.010897) (0.8)^2 = 0.00697408 \\L_r &= (16)(0.00697408) = 0.11158528 \text{ inH}_2\text{O} \\L_{s1} &= 0.5 (0.00697408) = 0.00348704 \text{ inH}_2\text{O} \\L_{s0} &= 1.0 (0.00697408) = 0.00697408 \text{ inH}_2\text{O} \\L_d &= 1.5 (0.00697408) = 0.01046112 \text{ inH}_2\text{O} \\L_{TOTAL} &= 0.11158528 + 0.00348704 + 0.00697408 + 0.01046112 = 0.1350752 \text{ inH}_2\text{O}\end{aligned}$$

$$G_{zC} = 0.52 (4.8583) (14.696) \left[\frac{1}{460+80} - \frac{1}{460+1122.5} \right] = 0.045292$$

$$L_{NET} = 0.1350752 - 0.045292 = 0.0871552$$

5.- Ganancia neta de la chimenea por ft

$$\text{Gain / ft} = 0.52 (14.696) \left[\frac{1}{460+80} - \frac{1}{460+550} \right] = 0.006585$$

$$L_{fs} = \frac{(0.8)^2(550+460)}{211000 (3.6236)} = 0.000845432$$

$$G_{NET} = 0.006585 - 0.0008454 = 0.0057396 \text{ inH}_2\text{O /ft}$$

6.- Altura de la chimenea

$$H = \frac{0.08721552}{0.0057396} = 15.195 \text{ ft}$$





**BIBLIOGRAFÍA DEL CAPÍTULO 4
LIBROS/TESIS**

1. Kern Donald Q. "Extended Surface Heat Transfer" Mc Graw Hill 1972.
2. Fraas Arthur P. "Heat Exchanger Design" John Wiley and Sons 1965.
3. TEMA "Standars of Tubular Exchanger Manufacturers Association" 5th Edition TEMA Inc. 1968.
4. García Aranda Claudia "Evaluación de la Factibilidad Técnica Económica para el Diseño de un Sistema de Recuperación de Energía Residual Condensante" Facultad de Química UNAM 1997. Tesis Licenciatura Ingeniero Químico.
5. López García Lorena "Simulación de recuperadores de calor con y sin quemador suplementario" Facultad de Química UNAM 2001. Tesis Licenciatura Ingeniero Químico

ARTÍCULOS

6. Turton Richard "Analyze Cross-Flow Heat Exchangers" Chemical Engineering V 93 No. 13 pp 55-58 July 1986
7. Mahajani V.V. "Recovering Heat in Fired Heaters" Chemical Engineering V 93 No. 16 pp 91-95 August 1986.
8. Berman Herbert L. "Fired Heaters I: Finding the Basic Design for your Application" Chemical Engineering V 85 No. 14 pp 98-104 June 1978.
9. Berman Herbert L. "Fired Heaters II: Construction, Materials, Mechanical Features, Performance Monitoring" Chemical Engineering V 85 No. 17 pp 87-96 July 1978.
10. Berman Herbert L. "Fired Heaters III: How Combustion Conditions Influence Design and Operations" Chemical Engineering V 85 No. 19 pp 129-140 August 1978.
11. Berman Herbert L. "Fired Heaters IV: How to Reduce your Fuel Bill" Chemical Engineering V 85 No. 20 pp 165-169 September 1978.
12. Schweppe Joseph L. "How to Rate Finned-Tube Convection Section in Fired Heaters" Hydrocarbon Processing V 43 No. 6 pp. 159-166 June 1964.
13. Shook James R. "Recover Heat from Flue Gas" Chem. Eng. Progress V 87 No. 6 pp 49-54 June 1991.
14. Ganapathy V. "Quick Estimation of Gas Heat-Transfer Coefficients" Chemical Engineering V 83 No. 19 pp 199-202 September 1976.
15. Ganapathy V. "Charts Simplify Spiral Finned-Tube Calculations" Chemical Engineering V 84 No. 9 pp 117-122 April 1977.
16. Ganapathy V. "Heat Recovery Steam Generator Understanding the Basic" Chem. Eng. Progress V 92 No. 8 pp 32-45 August 1996.





**RESULTADOS
CONCLUSIONES
NOMENCLATURA**

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

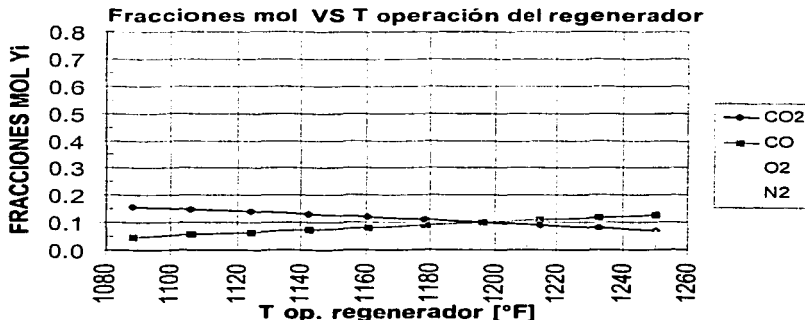


RESULTADOS

TABLA R.1 FRACCIÓN MOL DE PRODUCTOS DE COMBUSTIÓN

T OPERACION REGENERADOR (°F)	CO ₂	CO	O ₂	N ₂	Relación CO ₂ /CO
1088.33	0.157354	0.047639	0.023820	0.771186	3.303021
1106.33	0.148948	0.055247	0.027623	0.768182	2.696054
1124.33	0.139873	0.063460	0.031730	0.764937	2.204114
1142.33	0.130233	0.072184	0.036092	0.761491	1.804185
1160.33	0.120164	0.081296	0.040648	0.757892	1.478113
1178.33	0.109840	0.090639	0.045319	0.754202	1.211843
1196.33	0.099448	0.100044	0.050022	0.750487	0.994044
1214.33	0.089184	0.109332	0.054666	0.746818	0.815714
1232.33	0.079237	0.118334	0.059167	0.743262	0.669610
1250.33	0.069778	0.126894	0.063447	0.739881	0.549889

De acuerdo a la tabla anterior y a la siguiente gráfica, es preciso establecer que a medida que aumenta la temperatura de operación del regenerador, los moles que se generan de CO₂ disminuyen y los de CO aumentan, por lo cual la relación de CO₂/CO es afectada de manera notable, lo que en determinado momento implicaría el uso de equipo adicional de combustión (cuando CO₂/CO sea menor de 0,6 página 78) para realizar una combustión completa de CO a CO₂, además de que el cálculo de combustión adicional no es tratado en el presente trabajo.



GRÁFICA R.1 FRACCIÓN MOL DE PRODUCTOS DE COMBUSTIÓN



TABLA R.2 MOLES GENERADOS EN LA REACCIÓN DE COMBUSTIÓN

T GASES DE SALIDA DEL REGENERADOR [°F]	CO ₂	CO	O ₂	N ₂
1645.14	2.814552	0.542255	0.30986	8.778
1676.64	2.674618	0.631304	0.360745	8.778
1709.48	2.522305	0.72823	0.416132	8.778
1743.91	2.359097	0.83209	0.47548	8.778
1780.22	2.187046	0.941577	0.538044	8.778
1818.71	2.008924	1.054927	0.602815	8.778
1859.71	1.827857	1.170151	0.668658	8.778
1903.64	1.647259	1.285078	0.73433	8.778
1950.97	1.470544	1.397532	0.79859	8.778
2002.33	1.300906	1.505484	0.860277	8.778

En la tabla siguiente se puede apreciar que la carga térmica de los gases de combustión y el flujo de vapor generado, disminuyen a medida que aumenta la temperatura de los gases de salida del regenerador; esto tiene la explicación siguiente:

Debido a que la entalpía de los productos de combustión está en función de la temperatura de salida del regenerador y como se puede apreciar en la gráfica R.2 a medida que aumenta la temperatura de salida del regenerador, el número de moles de CO₂ disminuye y el de CO aumenta, y además el calor de formación del CO₂ es mayor que el de CO, por lo tanto al generar menor cantidad de CO₂, se genera una menor cantidad de energía en los gases de combustión a la salida del regenerador y como consecuencia también se genera un menor flujo de vapor cuando aumenta la temperatura del efluente de salida del regenerador.

TABLA R.2 Q_{TÉRMICA} Y FLUJO DE VAPOR GENERADO

W _{GASES} [lb/hr]	T _{GASES DE SALIDA DEL REGENERADOR} [°F]	Carga Térmica Disponible [BTU/hr]	W _{VAPOR GENERADO} [lb/hr]
23760.267	1645.14	-15439731.9	13882.15
23760.267	1676.64	-14498580.7	13035.94
23760.267	1709.48	-13487920.6	12127.24
23760.267	1743.91	-12415353.9	11162.87
23760.267	1780.22	-11291660.7	10152.54
23760.267	1818.71	-10131843.7	9109.73
23760.267	1859.71	-8953175.4	8049.96
23760.267	1903.64	-7775044.0	6990.68
23760.267	1950.97	-6617620.1	5950.02
23760.267	2002.33	-5500998.7	4946.05





RESULTADOS, CONCLUSIONES Y NOMENCLATURA

Es importante mencionar que las diversas evaluaciones que se efectuaron para determinar las dimensiones de la caldera se realizaron en una hoja de cálculo de excell, la cual brinda una gran flexibilidad, facilidad y rapidez en el procesamiento de datos y la obtención de resultados.

Además es preciso definir que las evaluaciones realizadas para determinar el área de transferencia total de la caldera, están básicamente en función de las características de los tubos y de las propiedades de los fluidos.

El área de transferencia de calor se determinó a partir del máximo flujo de vapor generado y carga térmica de los gases de salida cuyos valores son:

FLUIDOS			
	GAS		VAPOR
Wg [lb/hr]	23760.27	Wv[lb/hr]	13882.15
Tgi [°F]	1645	Tvi [°F]	312
Tgo [°F]	600	Tvo [°F]	800
Q _{TERMICA}		15439731.89 [BTU/HR]	

TUBOS ALETADOS			
	TUBOS	PITCH:	
do [in]	1.9	CUADRADO	
di [in]	1.5	SI [in]	3.4
th [in]	0.2	St [in]	3.4
ntr	16	S [in]	0.5
Lef [ft]	9.9		

ALETAS ANULARES	
h[in]	0.5
b [in]	0.06
na/in	3
df [in]	2.9
k [BTU/ft ² hr °F * ft]	12.5

Las dimensiones de los tubos se establecieron en base a estándares comerciales y permanecieron fijos, el único parámetro que se modifica es el número de tubos por fila(ntr), debido a que este parámetro brinda una gran flexibilidad para obtener el área de transferencia total que cumpla con los parámetros de caída de presión y de velocidades recomendadas establecidas en la página 97, 99 y 107.

De esta manera las dimensiones obtenidas para la caldera son las siguientes:

El área total de transferencia de calor es: 6630.36 ft²

Distribuidas en 16 filas de tubos longitudinales y 17 filas transversales

Por lo tanto el número de tubos totales es: 272 tubos de acero al carbón

Caldera residual en FCC

117



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



RESULTADOS, CONCLUSIONES Y NOMENCLATURA

Lo cual establece las siguientes dimensiones de la caja:

$W = 4.575 \text{ ft}$
 $H = 4.8583 \text{ ft}$
 $L = 10 \text{ ft}$

Cuyas dimensiones cumplen con la restricción de $H/W = 1$ a 1.2 pues el H/W obtenido es 1.06 el cual se encuentra dentro del rango previamente establecido al diseñar la caldera (página 97).

Ahora al determinar las dimensiones de la chimenea cumplen con el parámetro de velocidad recomendada establecida en la página 109, con lo cual las dimensiones de la chimenea son:

Diámetro = 3.6236 ft
Altura = 15.195 ft

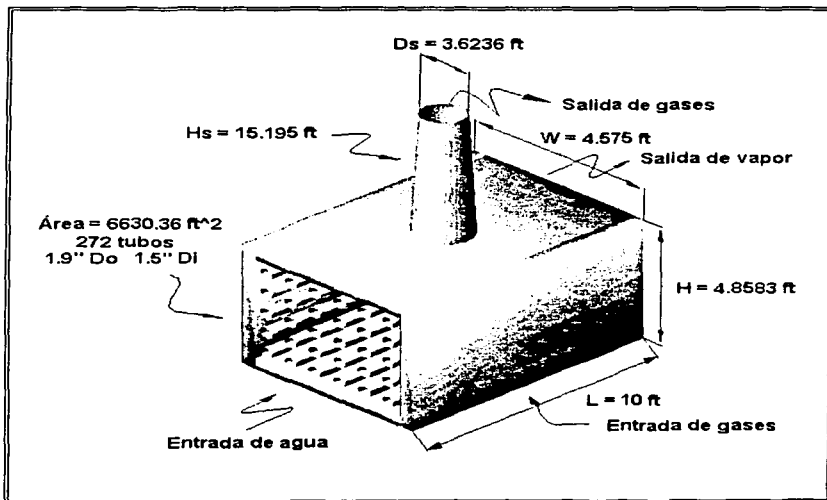


FIGURA R.1 DIMENSIONES DE LA CALDERA



CONCLUSIONES

Se establece que el primer objetivo se concluyó de manera satisfactoria, pues se determinó la carga térmica de los gases de combustión a la salida del regenerador. Y debido a los resultados obtenidos en la tabla R.3 se puede concluir que la carga térmica disminuye cuando aumenta la temperatura de los gases de salida del regenerador, esto se debe principalmente a que el CO_2 que se genera, también disminuye cuando aumenta la temperatura de los gases de combustión que salen del regenerador.

Es preciso destacar que al determinar la carga térmica, el inconveniente que se encontró fue el determinar el grado de conversión pues al establecer 2 reacciones independientes de combustión, una para el CO y otra para el CO_2 resultaba muy difícil resolver el grado de conversión de las reacciones, por lo cual a las reacciones de combustión se les consideró como una sola reacción global, esto con el fin de resolver el grado de conversión de la reacción.

El flujo de vapor que es posible generar con la carga térmica de los gases de combustión, es de 4,900 a 18,800 lb/hr lo cual es un ahorro importante de energía para el mismo proceso, pues este vapor puede ser utilizado para accionar equipo motriz como turbinas, para generar energía eléctrica, en servicios de calentamiento, etc. realizando de esta manera un uso más eficiente de la energía del proceso de Craqueo Catalítico en Lecho Fluidizado.

Aquí es importante establecer que para poder determinar si el proyecto es factible, faltaría por realizar el diseño mecánico, un análisis en el aspecto ambiental, así como el aspecto financiero, etc. Por lo cual se puede concluir que el presente trabajo es solamente un paso en el ahorro de energía de una planta de Craqueo Catalítico en Lecho Fluidizado

Generalmente las condiciones de presión, temperatura, flujo, etc., son distintas para cada proceso, lo cual hace muy difícil establecer de forma específica los criterios que se necesitan al diseñar una caldera.

Pero de una manera general los criterios básicos que se deben tomar en cuenta para el predimensionamiento de una caldera de calor residual son los siguientes:

1. Velocidad y naturaleza química de los gases.
2. Temperatura de los gases de salida.
3. Cantidad, porcentaje y naturaleza del contenido de polvo.
4. Arreglo y/o disposición de la tubería.
5. Presión y temperatura del vapor a generar.
6. Establecer si es necesaria una combustión adicional.
7. Equipo auxiliar.





Debido que al determinar las dimensiones de la caldera, se tomaron en cuenta los criterios anteriores, además de cumplir con parámetros de caída de presión en el interior y exterior de tubos, así como velocidades recomendadas (página 99) y relaciones de diseño como H/W y L/H , es posible concluir que las dimensiones de la caldera se obtuvieron de manera satisfactoria y las cuales son las siguientes:

El área de transferencia de calor es 6230.36 ft^2 , distribuidas en un arreglo cuadrado de 16 filas de tubos longitudinales y 17 filas transversales, lo cual da un total de 272 tubos.

Obteniendo las dimensiones siguientes para la caja:

$$W = 5.575 \text{ ft}$$

$$H = 5.8583 \text{ ft}$$

$$L = 10 \text{ ft}$$

Aquí es indispensable remarcar que las dimensiones de la caja cumplen con $H/W = 1$ a 1.2 pues el valor obtenido de H/W es 1.06 además el valor de $L/H = 2$ a 3 también cumple, pues el valor obtenido de L/H es 2.06

Las dimensiones de la chimenea se calcularon adecuadamente, debido a que se cumplió con la de velocidad recomendada (página 109) obteniendo como resultado 3.6236 ft de diámetro y 15.195 ft de alto, con lo cuál queda concluido el último objetivo del presente trabajo.

Finalmente debido a que todos los cálculos realizados tanto para determinar el grado de avance de la reacción de combustión global, la carga térmica de los gases, el flujo de vapor generado, así como al realizar las diversas evaluaciones para determinar el área de transferencia total de la caldera y las dimensiones de la chimenea; fueron realizadas en una hoja de cálculo de excell, la cual brinda una gran flexibilidad y rapidez en el procesamiento de datos y en la obtención de resultados, es posible recomendar el uso de dicha hoja de cálculo cuando se necesiten realizar cálculos muy extensos.





NOMENCLATURA EMPLEADA

Variable	Significado	Unidades
Af	Superficie de las aletas/ft	ft ² /ft
Afg	Área de flujo libre para el gas	ft ²
Afv	Área de flujo libre para el vapor	ft ²
Ai	Área ocupada por los tubos en parte interior/ft	ft ² /ft
Ao	Área ocupada por los tubos en la parte exterior/ft	ft ² /ft
At	Superficie total de la parte exterior incluyendo tubo y aleta/ft	ft ² /ft
b	Espesor de la aleta	in
C/O	Relación catalizador-aceite	Adim
CFR	Relación entre la recirculación y la carga fresca de aceite	Adim.
CP _{CAT}	Capacidad calorífica del catalizador	Btu/lb °F
Cpg	Calor específico de los gases a Tpg	Btu/lb °F
Cpv	Calor específico del vapor a Tpv	Btu/lb °F
df	Diámetro del tubo medido desde el filo de la aleta	in
di	Diámetro interior del tubo	in
do	Diámetro exterior del tubo	in
Ea	Energía de activación para la formación de coque	BTU/lbmol
Ed	Energía de activación para la desintegración	BTU/lbmol
f(Z ₁ ...Z _n)	Función de la calidad de la carga, la actividad del catalizador y la severidad de la operación.	adim
F _{CARBON}	Tasa de formación y/o quemado de carbón	Lb/hr
F _{CC}	Flujo de circulación de catalizador	Lb/hr
F _s	Flujo de inyección de carga fresca	Lb/hr
fg	Factor de fricción para el gas	Adim
Fi	Flujo del compuesto i / lb de carbón	Lb/lb _{CARBON}
F _s	Tasa del vapor de agotamiento	Lb/hr
fv	Factor de fricción para el vapor	Adim
Gfs	Velocidad de flujo recomendada a través de la chimenea, el rango promedio es de 0.7 a 1.0	lb/ft ² seg
Gg	Flujo másico del gas/ ft ²	lb/hr ft ²
G _{NET}	Ganancia total de tiro/ft	lnH ₂ O/ft
GV	Flujo másico del vapor/ ft ²	lb/hr ft ²
GZC	Ganancia de tiro e la zona de convección	lnH ₂ O
h	Altura de la aleta	in
Hc	Altura de la caja de la caldera	ft
hg	Coefficiente de Transferencia de Calor Individual para el exterior de los tubos	Btu/ft ² hr °F
hi	Coefficiente de Transferencia de Calor Individual para el interior de los tubos	Btu/ft ² hr °F
ho	Coefficiente de Transferencia de Calor Individual Corregido para el exterior de los tubos, tomando en cuenta la eficiencia de la aleta.	Btu/ft ² hr °F
Hs	Altura de la chimenea	ft
hw	Coefficiente de Transferencia de Calor Individual para el material de los tubos	Btu/ft ² hr °F



TESTS CON
FALLA EN OBTEN



NOMENCLATURA EMPLEADA

Variable	Significado	Unidades
$I_0(\text{no})$	Función Bessel I de orden 0, evaluada a no	Adim
$I_1(\text{nf})$	Función Bessel I de orden 1, evaluada a nf	Adim
$I_1(\text{no})$	Función Bessel I de orden 1, evaluada a no	Adim
$K_0(\text{no})$	Función Bessel K de orden 0, evaluada a no	Adim
K_1	Constante de equilibrio	adim
$K_1(\text{nf})$	Función Bessel K de orden 1, evaluada a nf	Adim
$K_1(\text{no})$	Función Bessel K de orden 1, evaluada a no	Adim
k_a	Conductividad térmica del material de la aleta	BTU/ft/hrft ² *F
K_g	Conductividad térmica de los gases a Tpg	Btu/ft ² hr °F
K_v	Conductividad térmica del vapor a Tpv	Btu/ft ² hr °F
L	Longitud total de la caldera	ft
L_d	Pérdida de /ft de altura en la chimenea	InH ₂ O
L_{ef}	Longitud efectiva del tubo	ft
L_f	Pérdida de tiro por fila de tubos en la caldera	InH ₂ O
$LMTD$	Diferencia de Temperatura Logarítmica Promedio	*F
L_{NET}	Pérdida total de tiro	InH ₂ O
L_{RG}	Pérdidas de calor del regenerador por radiación y conducción	Btu/hr
L_{RX}	Pérdidas de calor del reactor por radiación y conducción	Btu/hr
L_{sf}	Factor de pérdida de tiro	Adim
L_{si}	Pérdida de tiro en la entrada de la chimenea	InH ₂ O
L_{so}	Pérdida de tiro en la salida de la chimenea	InH ₂ O
m	Parámetro para evaluar la eficiencia de la aleta	adim
N	Constante de desactivación	adim
n_a	Número de aletas/in	adim
nf	Parámetro de evaluación en la punta de la aleta	ft
no	Parámetro de evaluación en la base de la aleta	ft
$N_{RE G}$	Número de Reynolds para el gas	adim
$N_{RE V}$	Número de Reynolds para el vapor	adim
n_{tr}	Número de tubos por fila longitudinal	adim
P	Presión	psia
P^*	Presión del estado de referencia	psia
P_a	Presión atmosférica	Psia
Q_{TGS}	Carga térmica disponible de los gases de salida del regenerador	Btu/hr
R	Constante de los gases	KJ/mol*K
S	Espacio entre tubos adyacentes longitudinalmente desde aleta a aleta	In
SI	Distancia entre tubos adyacentes longitudinalmente en dirección al flujo	In
St	Distancia entre tubos adyacentes transversalmente a la dirección del flujo	In
T_a	Temperatura ambiente	*F
T_{AIRE}	Temperatura de entrada del aire	*F



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



NOMENCLATURA EMPLEADA

Variable	Significado	Unidades
Tgi	Temperatura de los gases en la entrada de la caldera	°F
Tgo	Temperatura de los gases en la salida de la caldera	°F
th	Espesor del tubo	In
Tis	Temperatura de entrada a la chimenea, en general se considera 50°F menos que la temperatura de salida de los gases de la caldera.	°F
Tpg	Temperatura promedio de los gases de combustión	°F
Tpg	Temperatura promedio de los gases en la caldera	°F
Tpv	Temperatura promedio del vapor a generar	°F
Tr	Temperatura promedio en el reactor [°R]	°R
Tvi	Temperatura del agua en la entrada de la caldera	°F
Tvo	Temperatura del vapor a la salida de la caldera	°F
U	Coefficiente global de transferencia de calor	Btu/ft ² hr °F
W	Longitud total que ocupa cada fila longitudinal de tubos	Ft
Wg	Flujo de los gases de combustión	lb/hr
Wg	Flujo de los gases/ ft ²	lb/ft ² hr
WHSV	Espacio-velocidad	hr ⁻¹
Wv	Flujo del vapor a generar	lb/hr
X	Fracción de conversión volumétrica	Adim
Yi	Fracción mol del compuesto i	Adim
%SD	Porcentaje de diseño para la chimenea	Adim
ε	Grado de avance de la reacción de combustión	Adim
ε	Rugosidad del material del tubo	In
ηf	Eficiencia de la aleta	Adim
ηfBESSEL	Eficiencia de la aleta mediante funciones Bessel	Adim
ΔG	Energía libre de Gibbs de la reacción de combustión	KJ/mol
μg	Viscosidad de los gases a Tpg	lb/ft hr
ΔH _{CARBON}	Entalpía de combustión del carbón	Btu/lb
ΔH _{CFR}	Entalpía promedio de la relación entre la recirculación y la carga fresca de aceite en el reactor	Btu/lb
ΔH _f ^o	Entalpía de formación del componente i	BTU/lb
ΔH _{PROD}	Entalpía de los productos de combustión a la temperatura adiabática del regenerador	Btu/lb
ΔH _{RCR}	Entalpía de la reacción de combustión en el regenerador	Btu/lb
ΔH _{rx}	Entalpía promedio de las reacciones de craqueo en el reactor	Btu/lb
ΔH _s	Entalpía del vapor de agotamiento	Btu/lb
ΔPg	Caida de presión para el exterior de los tubos	psia
ΔPv	Caida de presión para el interior de los tubos	psia
ΔT	Diferencia de temperatura entre la cama densa del regenerador y la cama densa del reactor	°F
μv	Viscosidad del vapor a Tpv	lb/ft hr



TESIS CON
FALLA DE CRIGEN



APÉNDICES

- A) Agua para generación de vapor
- B) Clasificación del vapor de agua
- C) Código ASME Recipientes a Presión y Calderas
- D) Método Numérico Newton-Rhapson
- E) Eficiencia de aletas anulares
- F) Tablas de propiedades: calor específico (cp),
conductividad térmica (k) y viscosidad (μ)



APÉNDICE A AGUA PARA GENERACIÓN DE VAPOR

AGUA

En las plantas de proceso de tipo químico o petroquímico, para su funcionamiento y generación de los productos y subproductos para lo que fue diseñada, se requiere disponer de una serie de fluidos o dispositivos que reciben el nombre de servicios auxiliares, los cuáles tienen la función de servir de apoyo durante el procesamiento en las instalaciones de proceso.

Los servicios auxiliares se dividen en dos grandes grupos:

- **Primarios.-** Estos se integran por: agua, vapor, combustible, energía eléctrica, desfogue, almacenamiento y mantenimiento.
- **Secundarios.-** Los cuales son: aire de planta e instrumentos, gas inerte, tratamiento de efluentes, edificios y vías de acceso.

La función de cada uno de los servicios auxiliares es específica, así por ejemplo los del tipo primario son de vital importancia en las plantas de proceso, ya que de no existir, no sería posible que las instalaciones operaran satisfactoriamente, y en cambio los secundarios complementan a los primarios.

De acuerdo a lo descrito anteriormente se observa que el agua se requiere en cualquier tipo de proceso a nivel industrial (química, plásticas, alimenticia, papel, farmacéutica, petroquímica, etc.), ya que por sus características se emplea en la producción de vapor, agua de proceso, sistemas contraincendio, para uso sanitario, agua de enfriamiento, para mantenimiento y como agua para consumo humano (potable).

CARACTERÍSTICAS DEL AGUA PARA GENERACIÓN DE VAPOR

Debido a la aplicación tan variada del agua en el desarrollo de algún proceso determinado, se hace necesario que su calidad difiera conforme a cada una de sus aplicaciones (como agua de proceso o para la generación de servicios auxiliares). Por lo cual dicha calidad depende de la fuente de suministro o abastecimiento del agua, así como su aplicación dentro del proceso.

Existen varias fuentes de agua por lo que tiene características diferentes dependiendo su origen. En la siguiente tabla se muestran las impurezas más comunes en el agua y los problemas que ésta ocasiona.



IMPUREZAS DEL AGUA

Tipo de impureza	Fórmula o clase	Problema que ocasiona
1.- Alcalinidad a) De sodio (catión H^+ si existe HCO_3^- en igual cantidad) b) De Ca^{++} y Mg^{++}	CO_3^{2-} HCO_3^- OH^- Sólidos disueltos	1. Espuma en las calderas 2. Mal sabor en el agua potable arriba de 400 ppm. 3. Formación de CO_2 en el vapor, lo cual causa corrosión en las líneas de retorno. 4. Arriba de 500-700 ppm en el agua de calderas de baja presión origina: a) Acarreo de sólidos b) Condensado corrosivo
2.- Algas y materia orgánica	Color Sólidos disueltos y en suspensión.	1. Mal aspecto y sabor al agua potable 2. Mancha el papel, telas u otros textiles
3.- Aluminio	Al^{3+} Sólidos disueltos	1. Forma parte de la dureza 2. Muy perjudicial para calderas de alta presión, por formar con la sílice, incrustaciones de silicoaluminato de calcio.
4.- Anhídrido carbónico	CO_2 Gases disueltos	1. Causa corrosión sobre todo en las líneas de condensado.
5.- Aceites y grasas	Coloide	1. Causa corrosión al descomponerse en las calderas en glicerina y ácidos grasos 2. Forma espuma en las calderas, originando arrastre. 3. Forma películas aislantes que impiden la transferencia de calor.
6.- Acidez o bajo pH	Solamente Existe en aguas industriales o de minas	1.- Corrosión 2.- No adecuada para beber.
7.- Ácido sulfhídrico	H_2S Gases disueltos	1.- Corrosión 2.- Da mal olor y sabor al agua.



IMPUREZAS DEL AGUA

Tipo de impureza	Fórmula o clase	Problema que ocasiona
8.- Anión cloruro	Cl ⁻ Sólidos disueltos	1. Produce un sabor salado al encontrarse presente en grandes cantidades. 2. Corrosión en equipos de acero inoxidable.
9.- Dureza	Todas las sales de Ca y Mg tales como: Ca(HCO ₃) ₂ CaSO ₄ CaCl ₂ Mg(HCO ₃) ₂ MgSO ₄ MgCl ₂ Sólidos disueltos	1. Forma escamas en las calderas 2. Depósitos generalmente cuando se calienta. 3. Destruye jabón y forma grumos. 4. Destruye detergentes y tuberías
10.- Fluoruros	F ⁻ Sólidos disueltos	1. Afecta al esmalte dental (arriba de 1 ppm). 2. No afecta a los procesos industriales.
11.- Hierro y magnesio	Fe ²⁺ Mn ²⁺ Sólidos disueltos y en suspensión. Coloides	1. Da al agua sabor astringente. 2. En tuberías causa obstrucciones. 3. Manchas de óxidos en porcelana y otros productos.
12.- Nitratos (es rara su presencia)	NO ₃ ⁻	1. Causa daños en la sangre. 2. No afecta el proceso industrial.
13.- Nitritos	NO ₂ ⁻	1. En pequeñas cantidades afecta la potabilidad del agua. 2. El producto en sí solo es venenoso.
14.- Radioactividad	Provocada por algunos gases elementos y radioactivos	1. Es posible que en cantidades apreciables puede causar cáncer. 2. En cantidades muy mínimas se consideran aguas medicinales.



IMPUREZAS DEL AGUA

Tipo de impureza	Fórmula o clase	Problema que ocasiona
15.- Sílice	SiO ₂ Sólidos disueltos	1. Incrustaciones durísimas en las calderas (silicato de calcio). 2. Depósitos en los álabes de las turbinas.
16.- Sodio y potasio	Na ⁺ y K ⁺ Sólidos disueltos	1. Afectan el agua potable. 2. Debido a su gran solubilidad no afecta a los procesos industriales.
17.- Sulfatos	SO ₄ ²⁻ Sólidos disueltos	1. Causan incrustaciones duras en las calderas si existen cationes de Ca y Mg. 2. Causan sabor amargo y efecto de purgantes si esta presente en grandes cantidades.
18.- Turbidez	Sólidos disueltos	1. Ocasiona depósitos. 2. Causa que se ensucie el papel, telas u otros textiles.
19.- Oxígeno	O ₂ Gas disuelto	1. Corrosión.

Es por ello que para la generación de vapor el agua debe tener ciertas características que cumplan con los requerimientos de calidad para su aplicación.

CLASIFICACIÓN DEL AGUA POR SU APLICACIÓN

La clasificación del agua generalmente depende del empleo que se le vaya a dar, pues los requerimientos son distintos y aplican para un caso particular, ya que el agua que se utiliza en casa, difiere a la utilizada en las plantas de proceso, por lo cual se puede clasificar de la siguiente manera:

- A) Para su uso municipal o agua potable
- B) Para usos industriales
 - 1.- Agua de enfriamiento
 - 2.- Agua de proceso
 - 3.- Agua para usos generales
 - 4.- Agua para calderas



- A) **Agua para uso municipal o agua potable.**- Es un tipo muy especial de agua, que de acuerdo al uso que se le da, debe de cumplir con características como son: libre de sólidos en suspensión, baja dureza, cierto contenido de minerales y libre de bacterias y microorganismos (agua clorada) lo que infiere la característica de ser potable.
- B) **Agua para usos industriales.**- Por el servicio que presta el agua dentro de las plantas de proceso, ésta podrá ser de características variables, dependiendo en donde intervenga este tipo de agua, de ésta manera podemos diferenciar 4 tipos diferentes de agua, que se detallan a continuación:
1. **Agua de enfriamiento.**- Es aquella que se utiliza en los distintos sistemas de enfriamiento, siendo en una planta de proceso, la de mayor uso, por lo cual se debe de disponer de una fuente de abastecimiento seguro. En este tipo de agua no es necesario realizar un tratamiento tan completo como en el agua para calderas, pero si es recomendable que le sean eliminados los sólidos en suspensión así como la dureza hasta rangos que no ocasionen problemas en los componentes del sistema de enfriamiento.
 2. **Agua para proceso.**- El agua para proceso en algunos casos, solo se requiere que sea limpia, clara y libre de materia orgánica, y es cuando no tiene una relación directa o bien no está en contacto con la materia prima o productos durante el lapso de tiempo considerable. En cambio si se mezclara en el proceso se hace indispensable que el agua sea lo mas pura posible recomendándose del tipo desmineralizada.
 3. **Agua para usos generales.**- Dentro de este tipo de agua se engloban la de uso sanitario, servicios y contraincendio, debiendo cumplir con una calidad con una cantidad bacteriológica adecuada, además de estar libre de olores y sabores desagradables.
 4. **Agua para calderas.**- El tipo de agua que nos interesa en ésta ocasión es para usarse en calderas, por lo cual a continuación se tratará mas a detalle sobre los requerimientos que debe cumplir para su aplicación.

AGUA PARA CALDERAS

El agua sirve como medio de generación de vapor dentro de los equipos conocidos con el nombre de calderas, los cuales utilizan agua de alimentación con requerimientos especiales (cantidades mínimas de ppm), debido a que el evaporarse ésta, la concentración de las impurezas se incrementa, ocasionando deterioros en los materiales de calderas, e ineficiencias en la operación de las mismas.

Calidades requeridas del agua para generación de vapor

La Asociación Americana de Fabricantes de Calderas, ha establecido los límites de concentración de sólidos, alcalinidad y sílice en el agua empleada para la generación de vapor, los cuales se indican en la tabla siguiente:



Tabla A.1 Límites de concentración para agua de calderas (ppm)

Presión de la caldera (psig)	Sólidos totales	Alcalinidad	Sólidos suspendidos	Sílice como SiO ₂
0-300	3500	700	300	120
301-450	3000	600	250	80
451-600	2500	500	150	50
601-750	2000	400	100	30
751-900	1500	300	60	20
901-1000	1250	250	40	10
1001-1500	1000	200	20	5
1501-2000	750	150	10	1.5
2000 y mayores	500	100	5	0.7

Tratamiento del agua de alimentación de generadores de vapor

Los condensados que retornan a la caldera una vez que han cedido su energía calorífica, se llegan a contaminar, razón por la cual es necesario tratar dichos condensados para evitar a lo máximo problemas en los sistemas de generación de vapor. Existen dos tipos de tratamiento posibles en las calderas:

Tratamiento externo

Es aquel que se efectúa fuera de la caldera. El agua que se trata, se conoce con el nombre de agua de repuesto (make-up) y es aquella que es necesario alimentar a la caldera para compensar las pérdidas debidas al uso de vapor libre y otras causas. La cantidad de agua de repuesto está en función de la cantidad de agua evaporada, el retorno de condensados y de las purgas de las calderas.

Tratamiento interno

Se caracteriza por efectuarse dentro de la caldera, con la finalidad de contrarrestar el efecto que pudieran tener pequeñas cantidades de dureza y oxígeno resultante del tratamiento externo o introducidas por el retorno de condensados, y consiste en:

- Adicionar fosfatos solubles que eliminan la dureza formando coágulos con el calcio y el magnesio.
- Adicionar sulfito hidracina, que al oxidarse consumiendo oxígeno, reduce la tendencia corrosiva del agua.
- Controlar el pH en un rango de 9.5 a 11.2



Objeto del tratamiento del agua de alimentación a calderas

Antes de exponer los diversos procedimientos industriales existentes para tratar el agua, conviene especificar los fines que se persiguen con el tratamiento. Los fines básicos son:

1. Eliminación de las incrustaciones sobre las superficies de calefacción de la caldera y de sus accesorios.
2. Eliminación de la corrosión bajo depósito.
3. Supresión de los arrastres para evitar los depósitos en los tubos de sobrecalentamiento y álabes de las turbinas.

Con respecto al primer punto, una capa de incrustaciones reduce la transmisión de calor y simultáneamente eleva la temperatura de las paredes metálicas.

También tenemos el inconveniente de la reducción de sección en los tubos, cuando la temperatura del material de estos llega alrededor de los 500°C, hay un serio peligro de recalentamiento y de explosión de la caldera.

Con respecto al segundo punto, eliminar la corrosión va unido a la eliminación del oxígeno y del ácido carbónico disuelto en el agua de alimentación a la caldera.

La principal defensa contra la corrosión por el oxígeno, consiste en deaerear por completo el agua de alimentación. Si quedasen trazas de oxígeno todavía se suelen eliminar añadiendo secuestrantes de oxígeno (p.e. sulfito de sodio, metil etil cetoixina, "mekor", etc.). También es necesario el mantener la concentración de iones hidronio (pH) conveniente en el agua de la caldera.

El tratamiento químico del agua deja en esta un pequeño exceso de sosa, que da un valor relativamente elevado al pH, generalmente superior a 9, y se ha observado que con este valor, la ligera alcalinidad reduce sensiblemente la tendencia a la corrosión.

Refiriéndonos al tercer objetivo, la eliminación de los arrastres (sólidos y líquidos) por el vapor, limita la totalidad de sólidos presentes en la caldera por una purga continua y por la graduación de la alcalinidad.

Teóricamente se ha dicho que una parte de la sílice en el agua de caldera se vaporiza, particularmente a presiones de 49 kg/cm² y superiores y que pasa en esta forma con el vapor a la turbina precipitándose posteriormente sobre la paletas en los escalones de baja presión y temperatura.

Hace algunos años, Straud encontró, que la proporción entre sulfato de sodio y el carbonato de sodio, según la presión de funcionamiento, puede influir en la generación de turbulencias y arrastres.



MÉTODOS PARA EL TRATAMIENTO DEL AGUA PARA GENERACIÓN DE VAPOR

A nivel industrial, han funcionado de manera satisfactoria los siguientes métodos para el tratamiento de agua de alimentación en calderas:

1. Clarificación
2. Filtración
3. Ablandamiento
4. Deaereación
5. Intercambio iónico
6. Cloración

Clarificación.- Esta remueve los sólidos suspendidos del agua, mediante coagulación y floculación. Los aglomerados contenidos en el agua pueden ser acelerados por floculación, con la adición de sílica activada y apropiados polielectrolitos que conectan partículas para la formación de polímeros en cadena.

La reacción de coagulación requiere de diversas etapas:

1. El pH debe ser ajustado a un apropiado rango para el coagulante
2. Un coagulante inorgánico es adicionado con un vigoroso mezclado asegurando con esto un contacto rápido de las partículas coloidales con el coagulante.
3. La sílica activada y los polielectrolitos son adicionados en una vigorosa agitación.
4. Finalmente, en una área de mediana agitación un gran polímero aniónico en cadena puede ser adicionado para formar floculos los cuales precipitan.

Filtración.- Esta es la remoción de la materia suspendida en el agua, por la acción de un medio filtrante. Existe un gran número de tipos de filtros empleados en la industria, el mas usual es el constituido por un lecho empacado de partículas sólidas, en donde el pH es alto y la sílica es fácilmente soluble, generalmente se utiliza grava y arena; y para requerimientos especiales se emplea la antracita. Comúnmente los filtros son empleados por un periodo de tiempo hasta que la saturación en el lecho se presente, requiriéndose entonces el retrolavado del filtro.

Ablandamiento.- Es un proceso que consiste en remover del agua ciertas sustancias minerales, que son las que causan la dureza en el agua, principalmente los compuestos de calcio y magnesio. Estas sales comúnmente son las causantes de depósitos en calderas y sistemas de enfriamiento. Un camino para remover la dureza es por medio de la disminución de la solubilidad de éstos compuestos.

PROCESOS DE ABLANDAMIENTO DE AGUA

Existen varios procesos de ablandamiento de agua, y su aplicación, así como sus ventajas esta restringido a la calidad del agua cruda, indicándose a continuación dichos procesos:



1. Cal-carbonato.- Es un proceso de ablandamiento de agua mediante la adición en correcta proporción de hidróxido de calcio (Cal) y carbonato de sodio, con el propósito de precipitar el Ca en forma de carbonatos y el Mg en forma de hidróxidos, para posteriormente realizar la remoción subsecuente de los precipitados por sedimentación y filtración.
2. Proceso en caliente con fosfatos: los iones de Ca y Mg, son precipitados con iones fosfato e hidróxido como: $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ y $\text{Mg}(\text{OH})_2$. El fosfato de calcio es más insoluble que el carbonato de calcio.
3. Ablandamiento con zeolitas: Los iones objetables son separados por sustitución con otros iones en el lecho de zeolitas.

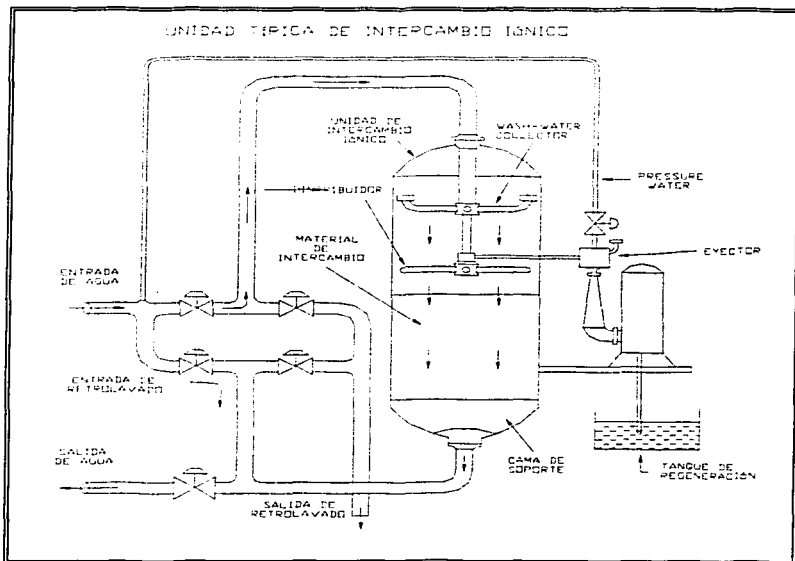
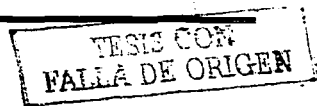


FIGURA B.1 UNIDAD DE INTERCAMBIO IÓNICO





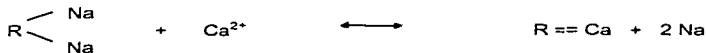
Deaeración.- Los gases que predominan en el agua y que se tratan con éste método son O_2 y CO_2 . Junto con H_2S y NH_3 , su eliminación se basa en la elevación de la temperatura del agua hasta su punto de saturación.

Para quitar el oxígeno del agua se cuenta con dos tipos de deaeradores:

- Deaeradores de vapor.-** Con el agua esperada o en película el vapor logra la desgasificación se reduce el O_2 hasta 0.005 cc/lt. El deaerador típico tiene secciones de calentamiento, aireación y almacenamiento; el diseño puede ser de platos o espumas, o una combinación de ellos y el flujo puede ser cruzado, a contracorriente o en paralelo. La mezcla de gases incondensables se hace descargar por un venteo o desfogue.
- Deaeradores a vacío.-** Se caracterizan por emplear eyectores de chorro de vapor o bombas mecánicas de vacío para conseguir la presión de vacío necesaria, que depende de la temperatura del agua y normalmente tiene un valor de 29 in de Hg. Su eficiencia para eliminar O_2 , CO_2 y N_2 (inerte) es mucho menor comparada con las de las unidades que operan a vapor.

Intercambio iónico.- Las resinas intercambiadoras de iones son empleadas para modificar la química del agua por varios caminos. Ellos de una manera selectiva remueven los iones no deseables del agua por el remplazo de un número equivalente.

Por ejemplo, una resina catiónica remueve los iones calcio por medio de la reacción siguiente:



La reacción es reversible, así cuando la resina intercambiadora de iones sea saturada con iones calcio, puede ser regenerada por medio de un tratamiento con una solución concentrada de cloruro de sodio (NaCl), esto se conoce como intercambio de tipo catiónico.

Cloración.- Es la aplicación de cloro al agua, generalmente con el fin de realizar una desinfección, es decir, evitar la formación de bacterias y microorganismos patógenos.



APÉNDICE B CLASIFICACIÓN DEL VAPOR DE AGUA

VAPOR

El vapor es uno de los servicios auxiliares más importantes y necesarios para las plantas de proceso, ya que tiene varios usos y aplicaciones dentro de las mismas, como fluido de calentamiento, para la generación de energía eléctrica, etc.

PROPIEDADES Y CARACTERÍSTICAS

Las propiedades del vapor necesarias para el diseño de un equipo de generación de vapor están dadas en las tablas de vapor. Estas propiedades incluyen temperatura de saturación correspondiente a varias presiones, entalpía, entropía, volúmenes específicos del agua y vapor a diferentes presiones y temperaturas.

Estas propiedades termodinámicas son fundamentales, pues nos permite realizar el diseño del equipo de transferencia de calor y de ésta manera generar un fluido con las condiciones adecuadas para mover equipo motriz o emplearse en calentamiento, etc.

El uso del vapor como medio de generación de energía para usos industriales, va en aumento debido a muchas propiedades y características únicas, algunas de las cuales se enlistan a continuación:

- Relativamente barato
- Abundante
- Buena conductividad térmica
- No tóxico
- Alta eficiencia en el ciclo termodinámico
- El vapor fluye por el sistema de tuberías sin necesidad de sistemas de bombeo.
- Debido a su baja densidad el vapor se puede usar en edificios altos, en donde los sistemas de agua crearían cargas de depresión muy altas.
- Los usuarios de un sistema de vapor se pueden agregar o remover sin grandes cambios en el diseño básico.
- Los componentes de la red de suministro de vapor se pueden reparar o reemplazar con solo cerrar la válvula de suministro de vapor y sin el problema de drenar o purgar el sistema.
- La mayoría del calor contenido en el vapor se almacena como calor latente, el cual permite que se transmitan grandes cantidades de calor eficientemente con pequeños cambios de temperatura.

USOS DEL VAPOR

Las tres categorías del uso de vapor en plantas de proceso son:

1. Calentamiento
2. Proceso
3. Generación de potencia (energía mecánica y eléctrica).



- 1. Calefacción o calentamiento.-** Es el vapor cuya presión normalmente se encuentra en un rango de 15 a 80 psig, siendo un vapor del tipo saturado y cuya presión corresponde a temperaturas ligeramente por arriba de la temperatura requerida por el fluido a calentar en un margen de 10 a 15° F. No se recomienda el uso de vapor sobrecalentado como medio de calentamiento, debido a la complicación en el control final de la temperatura de salida. Se utiliza para calentamiento en serpentines, cambiadores de calor, rehedidores, recipientes enchaquetados, etc. Este tipo de vapor normalmente se recupera en forma de condensados.
- 2. Para el mismo proceso.-** También conocido como vapor de media, generalmente se obtiene a la salida lateral de los turbogeneradores, o en ocasiones en etapas intermedias en otros equipos mecánicos. Es vapor sobrecalentado con nivel de presiones variables (150 a 300 psig). El uso de vapor de media es muy variado, pues es requerido como fuente de energía para el proceso de fabricación de algún producto, como reactivo químico, destilación por arrastre con vapor. Normalmente este tipo de vapor no es recuperado a menos que un sistema de vapor adecuado este implicado.
- 3. Generación de potencia.-** Principalmente para turbinas, este vapor tiene la característica de que después de ser utilizado, puede recuperarse en forma de condensados para volver a ser utilizado. El vapor utilizado en éstos equipos, es conocido como vapor de alta presión, su característica principal es el grado de sobrecalentamiento y cuyo rango de presiones es de 900 a 1200 psia. Para las centrales termoeléctricas la elección más adecuada de las condiciones de operación, magnitud de sobrecalentamiento y presión, depende fundamentalmente de la experiencia y capacidad del diseñador. En cierta forma resulta un poco arriesgado dar normas de trabajo en vista de que el rendimiento depende de diversos factores. En todos estos casos se emplea vapor con un alto grado de sobrecalentamiento, cuyas temperaturas se encuentran entre 700 y 1200° F.

APLICACIONES DEL VAPOR

Debido a las grandes cantidades de calor necesarias para evaporar el agua, el vapor lleva consigo grandes cantidades de energía, la cual se puede emplear para generar potencia, además dicha energía se pueden utilizar en muchos otros procesos como la transferencia de calor.

Algunos de estos procesos industriales en los que se aplica el uso de vapor son:

- Procesamiento de alimentos. (lácteos, jugos, conservas, etc.).
- Aplicaciones en el empaque de productos (esterilización, lavado, etc.)
- Producción y lavado de textiles (lavado en seco y presurización).
- Elaboración de bebidas (cerveza, jugos de frutas, etc.)
- Procesos de manufactura (plásticos, equipo activado por vapor, papel).
- Refinación del petróleo y la industria química.
- Generación de energía eléctrica y mecánica.
- Deshidratación de cereales
- Humidificación del aire



CLASIFICACIÓN DEL VAPOR

Debido a sus características y propiedades, el vapor tiene aplicaciones muy importantes a nivel industrial y dada esta importancia por lo general se clasifica al vapor en función del grado de sobrecalentamiento y de la presión.

Clasificación del vapor en función del grado de sobrecalentamiento

Se entiende como temperatura de saturación de un líquido como aquella en la cual su presión de vapor es igual a la presión total sobre su superficie caliente.

- A) Vapor saturado.- Se dice que un vapor está saturado cuando el vapor se encuentra a la temperatura de saturación que le corresponde a esa presión.
- B) Vapor sobrecalentado.- Cuando un vapor saturado libre de agua se le adiciona calor y este eleva su temperatura como consecuencia de la adición del calor, se dice que el vapor es sobrecalentado.

Clasificación del vapor en función del grado de la presión

Esta clasificación está asociada a la aplicación de cada vapor y muchos autores le hacen corresponder con la clasificación de las calderas en función de la presión, también es cierto que corresponde a cada clase de vapor, aquí se presenta la que parece la más utilizada.

- A) Vapor de baja
- B) Vapor de media presión
- C) Vapor alta presión
- D) Vapor a presiones supercríticas

Vapor de baja presión.- Este vapor generalmente se utiliza para servicios de calefacción o calentamiento. Las presiones de este vapor no rebasan las 80 psi.

Vapor de media presión.- Este vapor generalmente se aplica a proceso y las presiones son mayores de 80 psi y menores o iguales a 800 psi.

Vapor de alta presión.- Este vapor generalmente se aplica para las generación de potencia o energía mecánica (turbinas), y las presiones son mayores de 800 psi y menores o iguales a 2,500 psi. ($P_c = 3,208.2$ psia $T_c = 705.5^\circ F$).

Vapor a presiones supercríticas.- La generación de esta clase de vapor está restringido a aplicaciones industriales a gran escala y generalmente las presiones de operación son entre 3,500 y 5000 psi.

**TABLA B.1 VELOCIDADES TÍPICAS EN EL MANEJO DE VAPOR**

Tamaño Nominal (in)	Vapor saturado		Vapor sobrecalentado	
	Baja presión Velocidad (ft/seg)	Media presión Velocidad (ft/seg)	Alta presión Velocidad (ft/seg)	Alta presión Velocidad (ft/seg)
2" o menor	45-100	40-80	30-60	
3" - 4"	50-100	45-90	35-70	
6"	60-120	50-120	45-90	
8" - 10"	65-125	80-160	65-125	
12" - 14"	70-130	100-190	80-145	
16" - 18"	75-135	110-210	90-160	
20"	80-140	120-220	100-170	

APÉNDICE C**CÓDIGO ASME RECIPIENTES A PRESIÓN Y CALDERAS**

El código ASME está dividido en nueve secciones, que serán comentadas a continuación:

SECCIÓN	TÍTULO
I	Calderas de potencia
II	Especificación de materiales Parte A: Ferrosos Parte B: No ferrosos Parte C: Soldadura, electrodos y metales selladores
III	Componentes de las Plantas de Energía Nuclear
IV	Calderas de calentamiento
V	Pruebas no destructivas
VI	Recomendaciones para el cuidado y operación de calderas
VII	Recomendaciones para el mantenimiento de calderas recipientes a presión
VIII	Recipientes a presión División 1 División 2
IX	Calificación de soldadura
X	Recipientes a presión reforzados con plástico o fibra de vidrio
XI	Reglas para la inspección de reactores nucleares y sistemas de refrigeración

I) Calderas para generación de fuerza.- Esta sección del código abarca la reglamentación de los requisitos mínimos para el diseño, fabricación, inspección y certificación de las calderas de generación de fuerza que operan a presiones de vapor superiores a 1.05 kg/cm² y están destinadas al servicio estacionario. El término calderas para generación de fuerza incluye:

- Calderas estacionarias
- Calderas portátiles
- Calderas para tracción



II) Especificación de materiales.- Esta sección comprende los requisitos mínimos que se exigen para la especificación de materiales empleados en la construcción de calderas. Se divide en dos partes:

1. Parte A: Materiales ferrosos
2. Parte B: Materiales no ferrosos

III) Componentes de las Plantas de Energía Nuclear.- Esta sección comprende los reglamentos y requisitos mínimos que se exigen en el diseño, fabricación, inspección y certificación de las plantas que manejan energía nuclear.

IV) Calderas para calefacción de baja presión.- Esta sección se refiere a los requisitos mínimos a satisfacer para la construcción de calderas para calefacción. La parte 1 es aplicable a las calderas hechas de placas de acero y la parte 2 corresponde a la construcción de calderas de hierro colado.

Los reglamentos del código son aplicables a lo siguiente:

1. Calderas que operan con vapor a presiones que no excedan de 1.05 kg/cm² (15 lb/in²)
2. Calderas para agua caliente, con presiones que no excedan de 11.25 kg/cm² (160 lb/in²) y temperaturas que no excedan de 121° C (250° F).

V) Calderas miniatura.- Esta sección establece los requisitos mínimos para el diseño, fabricación, inspección y certificación de las calderas que no excedan los límites siguientes:

1. Diámetro interior del casco: 406 mm (16 in)
2. Volumen máximo, incluyendo la chaqueta de recubrimiento y el aislamiento: 141 lt (5 ft³)
3. Superficie de calefacción de agua: 1.86 m (20 ft)
4. Presión máxima permitida de trabajo: 7 kg/cm² (100 lb/in²)

VI) Inspección de calderas.- Esta sección esta fuera de uso. Ha sido reemplazada por el National Board Inspection Code (Código de Inspección del Consejo Nacional).

VII) Indicaciones sugeridas para la atención de calderas de generación de fuerza.- El propósito de ésta sección, es fomentar la seguridad en la operación de calderas generadoras de fuerza. Desde que los reglamentos fueron compilados para ayudar a los operadores a mantener sus plantas en las condiciones de mayor seguridad posibles, el punto de vista económico ha recibido una atención solo incidental.

En el código se han incluido indicaciones para:

1. Operaciones rutinarias
 2. Operación y mantenimiento de accesorios para calderas
 3. Inspección
 4. Prevención de las causas directas de las fallas de las calderas
 5. Operación y mantenimiento del equipo auxiliar de la caldera
 6. Control de las condiciones químicas dentro de las calderas
- Además se indican también todos los reglamentos para la instalación.



VIII) Recipientes de presión no sujetos al contacto con fuego.- Esta sección marca los requisitos mínimos para el diseño, fabricación, inspección y certificación de recipientes o tanques de presión que no están expuestos al contacto con el fuego. Esta dividida en:

1. Los requisitos generales aplicables a todos los tanques de presión
2. Los requisitos específicos aplicables a los diferentes métodos de fabricación de tanques de presión (soldadura, remachado, forjado y soldadura de latón).
3. requisitos aplicables a la clase de materiales empleados: acero al carbón, metales ferrosos y no ferrosos, aceros de alta y baja aleación.

IX) Procedimientos de soldadura.- Esta sección incluye los reglamentos aplicables a los procedimientos de soldadura, soldadores y operadores para todos los tipos de soldadura manual y por maquinaria automática en los procesos soldadura por arco o por gas. Los reglamentos pueden ser aplicados en tanto sean aplicables a otros procesos de soldadura manual o por maquinaria.

FACTORES DEL CÓDIGO ASME

Para la formulación de las disposiciones del Boiler and Pressure Vessel Code, se necesitan tomar en cuenta las consideraciones siguientes.

1. Presiones máximas de diseño y de operación
2. Fórmulas de diseño y métodos de cálculo, incluyendo
 - a) Esfuerzos de trabajo permitidos
 - b) Resistencia de los materiales
 - c) Espesor mínimo de las paredes de los tubos y placas
3. Especificaciones de la construcción incluyendo:
 - a) Selección de material
 - b) Técnicas de formación y fabricación
 - c) Soldadura por presión o remachado
4. Requisitos para las montaduras e instalación, que incluyen:
 - a) Métodos de soporte
 - b) Recubrimiento
5. Accesorios y aparatos, incluyendo:
 - a) Aparatos de medición
 - b) Válvulas de oclusión
 - c) Tuberías principales
 - d) Tuberías de purga y de alimentación
 - e) Columnas de agua y tuberías
6. Válvulas de seguridad y alivio, incluyendo:
 - a) Capacidad de descarga y calibración
 - b) Método de instalación y tubería
7. Pruebas hidrostáticas, inspección y sello
8. Reporte de los datos del fabricante y certificados de inspección

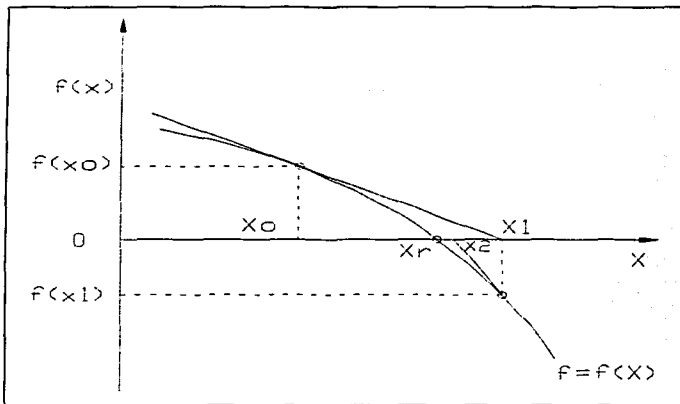
El código de calderas no tiene prescripciones que abarquen todos los detalles de diseño y construcción. Cuando no se dan detalles completos, se desea que el fabricante que va a recibir la aprobación del inspector autorizado proporcione los detalles de diseño y construcción que demuestren tener las mismas características de seguridad que ofrecen los reglamentos de código.

**APÉNDICE D MÉTODO NUMÉRICO NEWTON-RHAPSON**

Es muy común que al resolver problemas de Ingeniería Química se necesiten técnicas numéricas para encontrar la solución de dichos problemas. Generalmente el resolver dichos problemas, implica el empleo de un procedimiento de iteración que genera una secuencia de aproximaciones que convergen rápidamente en la solución exacta de una ecuación no lineal. Una de éstas técnicas es el método de Newton-Rhapson para encontrar la raíz $X = X_r$ que satisfaga la ecuación $f(X) = 0$

La base del método se muestra gráficamente en la figura G.1, un diagrama que representa una función $f = f(X)$, en la que se encuentra una región que incluye un punto donde $f(X) = 0$.

Estableciendo $X = X_0$ como una estimación inicial de una solución de la ecuación $f(X) = 0$, por evaluación es posible identificar el valor correspondiente de $f_0 = f(X_0)$.

**FIGURA G.1**

Se dibuja la tangente a la curva en (X_0, f_0) , la cual en su intersección con el eje X determina una nueva estimación X_1 de la solución $X = X_r$.

El valor de X_1 está relacionado directamente con la pendiente de la línea tangencial, la que es igual a la derivada de f con respecto a X . Por lo tanto a $(X_0, f(X_0))$ se tiene:



$$\left(\frac{df}{dX}\right) = \frac{0 - f(X_0)}{X_1 - X_0}$$

despejando el valor de X_1 de la ecuación anterior :

$$X_1 = X_0 - \frac{f(X_0)}{\left(\frac{df}{dX}\right)_{X_0}}$$

Si se aplica nuevamente este procedimiento, se obtiene una mejor estimación X_2 , de la solución $X = X_r$. Así a (X_1, f_1) se escribe

$$\left(\frac{df}{dX}\right) = \frac{0 - f(X_1)}{X_2 - X_1}$$

Por lo tanto al despejar X_2 se tiene:

$$X_2 = X_1 - \frac{f(X_1)}{\left(\frac{df}{dX}\right)_{X_1}}$$

Por lo que de manera general se obtiene la siguiente fórmula:

$$X_{n+1} = X_n - \frac{f(X_n)}{\left(\frac{df}{dX}\right)_{X_n}} \quad \text{ECUACIÓN G.1}$$

La ecuación anterior es conocida como el método de Newton-Rhapson. Dada una estimación inicial X_n a la solución de la ecuación $f(X_r) = 0$, se obtiene una mejor estimación X_{n+1} . El procedimiento se repite hasta que el valor calculado de $f(X_{n+1})$ difiera de cero en menos de un valor de tolerancia predeterminado.

Conocida una expresión analítica de f , la derivada del lado derecho de la ecuación G.1 se puede evaluar analíticamente.

La mayor ventaja de éste método de Newton-Rhapson es que converge con gran rapidez; su mayor desventaja es que si la función f tiene un extremo, (mínimo o máximo, puntos de inflexión), la derivada del último término se hace cero y todo el término resulta infinito.

En este caso el método de Newton puede aún ser satisfactorio mediante una estimación adecuada del valor de inicial X_0 . Afortunadamente muchos de los problemas de Ingeniería Química incluyen funciones $f(X)$ que son monotómicas en X , para las cuales el método de Newton_Rhapson resulta apropiado.



APÉNDICE E EFICIENCIA DE ALETAS ANULARES

Considerando una aleta con las características de la figura E.1 se puede establecer una ecuación diferencial para determinar el perfil de temperaturas a través de la aleta en función del radio.

Este perfil de temperaturas está dado por 2 curvas simétricas que están en función del radio, las cuales son: $y = f_2(r)$; $y = -f_2(r)$, en donde la diferencia de calor conducido evaluada desde el elemento diferencial r , hasta el elemento $r + dr$ es:

$$dq = k \frac{d}{dr} \left[(2\pi r) 2 f_2(r) \frac{d\theta}{dr} \right] dr \quad \text{EC. E.1}$$

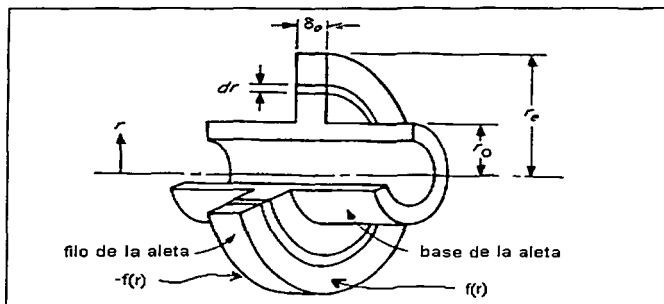


FIGURA E.1 PERFIL DE LA ALETA ANULAR

Esta ecuación es para un estado estacionario, la cual puede ser igualada al calor que deja el elemento dr por convección, asumiendo que h es el coeficiente de transferencia de calor por convección, tenemos:

$$dq = 2 h (2\pi r dr) \theta \quad \text{EC E.2}$$

Por lo tanto el balance de calor es:

$$4\pi k \frac{d}{dr} \left[r 2 f_2(r) \frac{d\theta}{dr} \right] dr = 4\pi h \theta r dr$$



simplificando tenemos:

$$k \left[f_2(r) r \frac{d^2\theta}{dr^2} + f_2(r) \frac{d\theta}{dr} + r \frac{df_2(r)}{dr} \frac{d\theta}{dr} \right] = h \theta r$$

reordenando y estableciendo en forma de una ecuación diferencial tenemos:

$$f_2(r) \frac{d^2\theta}{dr^2} + \frac{f_2(r)}{r} \frac{d\theta}{dr} + \frac{df_2(r)}{dr} \frac{d\theta}{dr} - \frac{h}{k} \theta = 0 \quad \text{EC. E.3}$$

Ahora debido a que el espesor de la aleta es constante y rectangular, el perfil de la aleta esta dado por:

$$f_2(r) = \frac{\delta_0}{2}$$

Se evalúa en la ecuación E.3, por lo tanto tenemos:

$$\frac{\delta_0}{2} \frac{d^2\theta}{dr^2} + \frac{1}{r} \frac{\delta_0}{2} \frac{d\theta}{dr} + \left(\frac{\delta_0}{2} \frac{1}{dr} \right) \frac{d\theta}{dr} - \frac{h}{k} \theta = 0 \quad \text{EC. E.4}$$

Estableciendo que:

$$f_2(r) = \frac{\delta_0}{2} ; \quad \frac{f_2(r)}{dr} = 0 \quad m^2 = \left(\frac{2h}{k \delta_0} \right)$$

La ecuación E.4 queda de la siguiente manera:

$$r^2 \frac{d^2\theta}{dr^2} + r \frac{d\theta}{dr} - m^2 r^2 \theta = 0 \quad \text{EC. E.5}$$

Esta tiene la forma de una Ecuación Diferencial Bessel, la cual tiene una solución general:

$$\theta = C_1 I_0(mr) + C_2 K_0(mr) \quad \text{EC. E.6}$$

Ahora estableciendo las condiciones a la frontera

$$\text{C.F. 1} \quad r = r_0 ; \quad \theta = \theta_0$$

$$\text{C.F. 2} \quad r = r_e ; \quad \frac{d\theta}{dr} = 0$$

Evaluando para la ecuación E.6

$$\theta_0 = C_1 I_0(mr_0) + C_2 K_0(mr_0)$$

$$0 = C_1 I_1(mr_e) + C_2 K_1(mr_e)$$



Quando C_1 y C_2 son evaluadas en la ecuación E.6 el exceso de temperatura esta dado por siguiente ecuación:

$$\theta = \frac{\omega [K_1(\text{mrc}) I_0(\text{mr}) + I_1(\text{mrc}) K_0(\text{mr})]}{I_0(\text{mro}) K_1(\text{mrc}) + I_1(\text{mrc}) K_0(\text{mro})} \quad \text{EC. E.7}$$

Es importante mencionar que cuando $r = r_0$, la ecuación E.7 se reduce a $\theta = \theta_0$.

Ahora el flujo de calor en la base de la aleta se determina de la siguiente forma:

$$q_0 = -2\pi k r_0 \delta \theta \frac{d\theta}{dr} \Big|_{r=r_0} \quad \text{EC. E.8}$$

Derivando la ecuación E.7 y evaluando en $r = r_0$ el resultado en la ecuación E.8 tenemos:

$$q_0 = 2\pi r_0 \delta \theta k \omega \left[\frac{I_1(\text{mrc}) K_1(\text{mro}) - K_1(\text{mrc}) I_1(\text{mro})}{I_0(\text{mro}) K_1(\text{mrc}) + I_1(\text{mrc}) K_0(\text{mro})} \right] \quad \text{EC. E.9}$$

Como el flujo de calor ideal es:

$$q_{\text{ideal}} = 2\pi (r_0^2 - r_0^2) h \theta_0$$

La eficiencia de la aleta es:

$$\eta_f = \frac{2\pi r_0 \delta \theta k \omega \left[\frac{I_1(\text{mrc}) K_1(\text{mro}) - K_1(\text{mrc}) I_1(\text{mro})}{I_0(\text{mro}) K_1(\text{mrc}) + I_1(\text{mrc}) K_0(\text{mro})} \right]}{2\pi (r_0^2 - r_0^2) h \theta_0}$$

Además estableciendo que:

$$m^2 = \left(\frac{2h}{k \delta} \right)$$

Se establece finalmente la eficiencia de la aleta:

$$\eta_f = \frac{2 r_0}{(r_0^2 - r_0^2) m} \left[\frac{I_1(\text{mrc}) K_1(\text{mro}) - K_1(\text{mrc}) I_1(\text{mro})}{I_0(\text{mro}) K_1(\text{mrc}) + I_1(\text{mrc}) K_0(\text{mro})} \right] \quad \text{EC. E.10}$$



APÉNDICE F
TABLAS DE PROPIEDADES: CALOR ESPECÍFICO (C_p),
CONDUCTIVIDAD TÉRMICA (K) Y VISCOSIDAD (μ).

$$C_p \text{ [BTU/lb } ^\circ\text{F]} = a + bT + cT^2 + dT^3$$

Tabla F.1 Calor Específico

Compuesto	ΔH_f° [BTU/lb] a 77°F	A	B	C	d
CO ₂	-3.8475E+03	0.1074545	0.0003986	-3.0409E-07	9.3114E-11
CO	-1.6984E+03	0.2633214	-0.0001096	2.37929E-07	-1.085E-10
O	0	0.2097813	-2.747E-08	1.30313E-07	-7.95E-11
N ₂	0	0.2657143	-0.0001157	2.28571E-07	-9.964E-11
H ₂ O	-5.780E+03	0.4278333	2.442E-05	1.40111E-07	-4.772E-11

$$k \text{ [BTU/lb ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F]} = a + bT + cT^2 + dT^3$$

Tabla F.2 Conductividad Térmica

Compuesto	A	B	C	D
CO ₂	-0.0023156	2.572E-05	1.758E-09	-3.379E-12
CO	0.0001626	2.928E-05	-1.131E-08	2.631E-12
O	-0.000105	3.199E-05	-1.201E-08	3.123E-12
N ₂	0.0001258	3.15E-05	-1.626E-08	4.826E-12
H ₂ O	0.0023559	-3.252E-06	5.779E-08	-2.92E-11

$$\mu \text{ [lb/ ft } \cdot \text{r]} = a + bT + cT^2$$

Tabla F.3 Viscosidad

Compuesto	A	B	C
CO ₂	0.0034203	6.11357E-05	-1.1624E-08
CO	0.0043382	6.37967E-05	-1.2966E-08
O	0.0024339	8.91299E-05	-2.5253E-08
N ₂	0.0040896	6.7049E-05	-1.4689E-08
H ₂ O	-0.0042858	5.57062E-05	-1.1117E-09