



INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL  
ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERÍA QUÍMICA E INDUSTRIAS EXTRACTIVAS  
DEPARTAMENTO DE EVALUACIÓN Y SEGUIMIENTO ACADÉMICO



T-141-12

México, D.F., 3 de octubre del 2012

Al C. Pasante:  
**MICHAEL PALOMA PÉREZ GUILLEN**  
C. Isla Terranova Manzana 49 Lote 87  
Villa Esmeralda  
Tultitlan  
Estado de México  
C.P. 54910

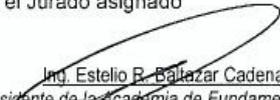
Boleta                      Carrera:                      Generación:  
2007320511                      IQP                      2007-2011

Mediante el presente se hace de su conocimiento que este Departamento acepta que el **C. Ing. Ariel Diazbarriga Delgado**, sea orientador en el Tema que propone usted desarrollar como prueba escrita en la opción; **Tesis Individual** con el título y contenido siguiente:

**"Propuesta de producción de vapor de alta presión a partir de energía calorífica de gases de combustión FCC"**

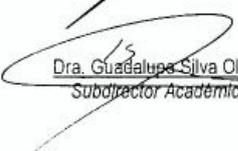
- Resumen.
- Introducción.
- I.- Generalidades
- II.- Descripción del sistema reactor-regenerador
- III.- Condiciones de aprovechamiento de los gases de combustión del regenerador
- IV.- Propuesta del sistema de recuperación de catalizador
- V.- Balance económico
- Conclusiones
- Bibliografía
- Anexos

Se concede un plazo máximo de un año, a partir de esta fecha, para presentarlo a revisión por el Jurado asignado

  
Ing. Estelio B. Balazar Cadena  
Presidente de la Academia de Fundamentos de la Ingeniería

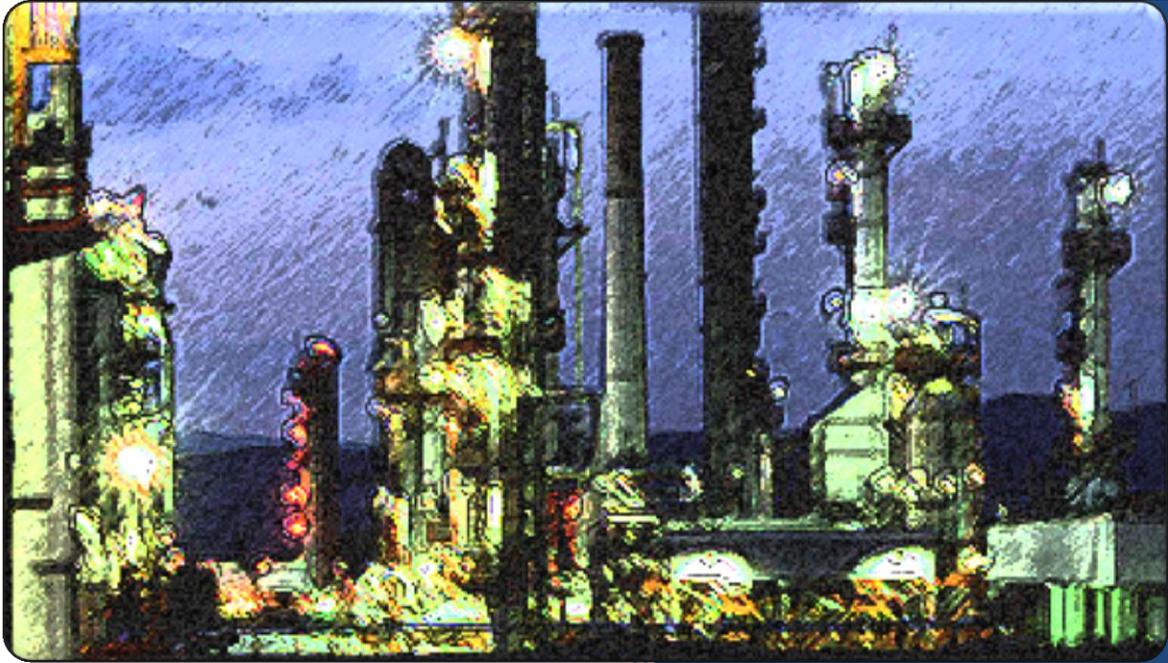
  
Ing. Ariel Diazbarriga Delgado  
Director de Tesis  
Ced. Prof. 87715

  
Lic. Guillermo Alberto de la Torre Arteaga  
Jefe del Departamento de Evaluación y Seguimiento Académico

  
Dra. Guadalupe Silva Oliver  
Subdirector Académico



# PROYECTO DE TESIS



**“La Técnica al Servicio de la Patria”**





**INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL**  
**ESIQIE**  
ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERÍA QUÍMICA E INDUSTRIAS EXTRACTIVAS



# **PROPUESTA DE PRODUCCIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN A PARTIR DE ENERGÍA CALORÍFICA DE GASES DE COMBUSTIÓN FCC.**

PROYECTO DE TESIS:

Para obtener el título de Ingeniero Químico Petrolero.

Presenta:

**PÉREZ GUILLEN MICHAEL PALOMA**

Asesor:

Ing. ARIEL DIAZBARRIGA DELGADO.

México, D. F. 30 de Noviembre del 2012.

## **AGRADECIMIENTOS.**

Me siento muy orgullosa de ser egresada de la carrera de Ingeniería Química Petrolera, más aun de ser egresada de la mejor escuela en su ramo en México, la Escuela Superior de Ingeniería Química e Industrias Extractivas.

Mis más profundos agradecimientos a Dios, porque siempre ha sido mi sustento y mi fortaleza, a mis padres por cada día dar lo mejor de sí, por todos y cada uno de sus desvelos, por darme ejemplos de vida y por mostrarme siempre su entusiasmo y confianza; a mi hermano, mi compañero de infancia, adolescencia y claro ahora en la mayoría de edad.

Muchas gracias a los profesores de la ESQIE, por la formación que me dieron durante mi estancia ahí, a la Dra. Guadalupe Silva Oliver y el M. en C. Julio Sandoval Fernández, por siempre mostrar interés en los alumnos.

Gracias también al Ing. Ariel Diazbarriga Delgado, por los conocimientos dados en clase y por ser un gran asesor de Tesis al igual que el Ing. Juan José Estrada Godínez, que además me ha dado consejos y su amistad.

A mis amigos de generación.

A la gran ESQIE por ser mi casa, al Instituto Politécnico Nacional

**GRACIAS.**

# ÍNDICE.

RESUMEN.....	7
OBJETIVO .....	8
INTRODUCCIÓN.....	8
CAPÍTULO 1	
GENERALIDADES.....	11
CAPÍTULO 2	
DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA REACTOR- REGENERADOR.....	14
2.1. SECCIÓN DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA.....	14
2.2. TEMPERATURA DE OPERACIÓN DEL <i>RISER</i> .....	15
2.3. RELACIÓN CATALIZADOR/ ACEITE.....	16
2.4. TIEMPO DE CONTACTO.....	18
2.5. FLUIDIZACIÓN LATERAL DEL REACTOR.....	18
2.6. SEPARADOR.....	19
2.7. TEMPERATURA Y PRESIÓN DE OPERACIÓN.....	19
2.8. AGOTADOR DE CATALIZADOR GASTADO.....	20
2.9. REGENERADOR.....	21
2.10. BALANCE TERMODINÁMICO.....	23
2.11. DATOS.....	24
2.12. BALANCE DE MATERIA:.....	26
2.13. HUMEDAD EN EL AIRE:.....	26
2.14. RÉGIMEN DE AIRE SECO:.....	27
2.15. CÁLCULO DE GASES DE COMBUSTIÓN (GC):.....	27
2.16. CÁLCULO DE LOS COMPONENTES DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN:.....	27

2.17.	DETERMINACIÓN DEL CARBÓN TOTAL QUEMADO: .....	28
2.18.	OXÍGENO CONSUMIDO EN EL QUEMADOR DE HIDROGENO: .....	28
2.19.	CÁLCULO DEL COQUE PRODUCIDO: .....	29
2.20.	BALANCE DE CALOR: .....	29

### **CAPÍTULO 3**

<b>CONDICIONES DE APROVECHAMIENTO DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN DEL REGENERADOR FCC.....</b>		<b>34</b>
3.1.	SIMULACIÓN PRELIMINAR AL DISEÑO.....	36
3.2.	DISEÑO.....	49
3.2.1.	ECONOMIZADOR .....	49
3.2.2.	EVAPORADOR .....	58
3.2.3.	SOBRECALENTADOR.....	67

### **CAPÍTULO 4**

<b>PROPUESTA DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE CATALIZADOR.....</b>		<b>77</b>
4.1.	PROBLEMÁTICA.....	78
4.2.	TIPOS DE COLECTORES.....	80
4.2.1.	SEPARADORES POR GRAVEDAD.....	80
4.2.2.	SEPARACIÓN CENTRIFUGA.....	82
4.2.3.	FILTRACIÓN.....	85
4.2.4.	PRECIPITACIÓN ELECTROSTÁTICA.....	88
4.3.	ANÁLISIS Y COMPARACIÓN PARA LA SELECCIÓN DEL COLECTOR MÁS ADECUADO.....	94
4.4.	TIPO DE PRECIPITADOR ELECTROSTÁTICO A SELECCIONAR.....	96
4.5.	PRECIPITADOR ELECTROSTÁTICO PLACA- ALAMBRE.....	98
4.5.1.	PRÍNCIPIO DE OPERACIÓN .....	100
4.6.	DISEÑO DEL PRECIPITADOR ELECTROSTÁTICO.....	103

4.6.1. BALANCE DE CATALIZADOR .....	103
4.6.2. CÁLCULO DE PENETRACIÓN DE DISEÑO .....	104
<b>CAPÍTULO 5</b>	
BALANCE ECONÓMICO.....	119
5.1. BALANCE ECONÓMICO DEL CATALIZADOR RECUPERADO.....	119
5.2. BALANCE ECONÓMICO DEL VAPOR DE ALTA PRESIÓN PRODUCIDO.....	122
CONCLUSIONES.....	125
BIBLIOGRAFÍA.....	127
ANEXOS.....	129
ANEXO A. DIBUJO 1, ECONOMIZADOR.....	130
ANEXO B. DIBUJO 2, CAMBIADOR DE FASE .....	131
ANEXO C. DIBUJO 3, SOBREALENTADOR.....	132
ANEXO D. GRÁFICA 1. CURVA DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA LADO CORAZA CON HAZ DE TUBOS CON DEFLECTORES REGLAMENTADOS 25%.....	133
ANEXO F TABLA DE EXISTENCIA DE CATALIZADOR FRESCO, DE EQUILIBRIO Y CONSUMO POR DÍA.....	134
ANEXO G. TABLAS DE DATOS ADICIONALES PARA EL DISEÑO DEL PRECIPITADOR ELECTROSTÁTICO PPE .....	134
ANEXO H. DIÁGRAMA DE PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO.....	135

## RESUMEN.

Ésta investigación es una propuesta para el aprovechamiento de la energía calorífica que se desprende en los gases de combustión del regenerador de la Planta Catalítica-1 de la Refinería Miguel Hidalgo, los cuales comúnmente son arrojados a la atmósfera, por otro lado se propone la limpieza de estos gases, ya que arrastran partículas de catalizador por la naturaleza del mismo proceso.

En el Capítulo 1 se presenta la descripción de la problemática actual en las Unidades de Desintegración Catalítica Fluidizada del Sistema Nacional de Refinación, la cual es el desuso de la energía calorífica que acarrear los gases de combustión, además del desperdicio de catalizador arrastrado y emitido a la atmosfera por los mismos gases. Dentro del Capítulo 2 se tiene la descripción del sistema Reactor- Regenerador de la planta de Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC).

En el Capítulo 3 se tienen las condiciones de aprovechamiento de los gases de combustión, esto es, el calor disponible para la producción de vapor sobrecalentado ( $480^{\circ}\text{C}$  y  $60\text{Kg}/\text{cm}^2$ ), por medio del diseño de una caldera que funciona bajo el mismo principio de un cambiador de calor, tomando como punto de partida datos operacionales, además de datos obtenidos de la simulación de la propuesta de diseño de la caldera.

En el Capítulo 4 se plantea la idea para la colección de catalizador arrastrado por los gases de combustión a través de un precipitador electrostático.

Posteriormente en el Capítulo 5 se realizan y se explican balances económicos, para visualizar la rentabilidad de la propuesta en la investigación y de éste modo concluir su viabilidad.

## OBJETIVO.

El objetivo general de ésta investigación es fomentar el ahorro y el uso más eficiente de la energía, debido a que la energía se utiliza en todas las industrias a nivel mundial, se puede llamar un recurso indispensable, que comúnmente proviene de energías primarias no renovables.

## INTRODUCCIÓN.

El proceso de craqueo catalítico fluidizado (FCC) es el corazón de una refinería moderna, ya que contribuye aproximadamente con el 35% volumen del “pool” de gasolinas. Se procesan gasóleos utilizando catalizadores con base zeolita y altas temperaturas para romper los enlaces de carbono y producir moléculas de menor peso molecular y mayor proporción de productos valiosos.

Dentro de la industria de refinación de petróleo la energía se emplea en casi todas sus diferentes formas, energía calorífica, energía eléctrica, radiante y química. Sin embargo la energía calorífica es la más utilizada, con el fin de alcanzar las condiciones de operación de los diferentes procesos.

La generación de vapor comúnmente se lleva a cabo en calderas de gran capacidad las cuales utilizan combustibles como combustóleo ó gas combustible, por lo que esto representa un gasto para la Refinería; el vapor utilizado depende del tipo de proceso, puede ser de baja presión (1.5 a 3 Kg/cm<sup>2</sup>) de media presión (15 a 20 Kg/cm<sup>2</sup>) y de alta presión (25 a 60 Kg/cm<sup>2</sup>). Dentro de la unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC) el vapor de mayor demanda es el vapor de alta presión de 60 Kg/cm<sup>2</sup> y 480°C.

Algunos procesos que sirven como servicios subsidiarios como calentadores a fuego directo utilizan la salida de los gases de combustión para calentar el aire de

combustión, y con esto se tiene un ahorro en el combustible utilizado, por ende un ahorro económico.

Por otro lado los cambiadores de calor representan muchas veces un ahorro energético, debido a que la energía que llevan las corrientes calientes que necesitan ser enfriadas pueden calentar corrientes frías, a las que es necesario subir la temperatura.

Para efectos de ahorro energético se propone la instalación de una caldera, la cual trabajaría bajo el mismo principio de los cambiadores de calor, ya que se aprovechará la energía calorífica que llevan los gases de combustión, para producir vapor de alta presión, este diseño tomará como punto de partida las condiciones de operación de la planta FCC-1 de la Refinería “Miguel Hidalgo” de Tula, Hidalgo; actualmente una unidad parecida a ésta caldera propuesta se está utilizando en la Unidad FCC-2 de la Refinería “Miguel Hidalgo” de Tula, Hidalgo.

De esta manera se cumple con el objetivo de mejora el proceso, proporcionando un ahorro en combustible para calderas, sobresaliendo que se reduciría la importación de gas natural y por consecuencia un ahorro económico para la industria petrolera, además de que se da un mejor panorama a los inventarios de producción de vapor dentro de la Refinería

Por otro lado, el ahorro de catalizador también contribuye a la mejora de la planta FCC, de acuerdo con los inventarios de catalizador fresco, equilibrio (regenerado) y consumo, de las unidades FCC del Sistema Nacional de Refinación, la demanda de catalizador de equilibrio es muy alta, ya que algunas plantas operan bajo un diseño y condiciones en las cuales se gasta una cantidad muy alta de catalizador, debido a que en los arranques de las plantas se necesita catalizador de equilibrio, porque si se alimenta catalizador fresco en el arranque, hay una sobreproducción de gases y por lo tanto una menor producción de gasolina .

Es por eso que al implementar un dispositivo capaz de recuperar el catalizador que arrastran los gases de combustión que no alcanzan a colectar los ciclones, es de gran utilidad, ya que con esto se podría recuperar el catalizador de equilibrio que normalmente es arrojado a la atmósfera; se tendría además una constante operación de la planta FCC y un ahorro económico en cuanto al catalizador recuperado.

Éstas propuestas de mejora, modificando la salida de los gases de combustión van a generar mayores ingresos económicos y una mayor rentabilidad del proceso.

Cabe mencionar que éstas propuestas se pueden instalar en cualquier planta catalítica del Sistema Nacional de Refinación, siempre y cuando sean de la misma capacidad de diseño, de la planta FCC-1 de la Refinería “Miguel Hidalgo” de Tula, Hidalgo, la cual es de 40,000B/D.

## **CAPÍTULO 1. GENERALIDADES.**

La energía es uno de los recursos más caros e indispensables dentro de un proceso productivo. La modernización tecnológica hacia la cual aspiran las empresas suele incluir un aumento del uso de la energía.

Actualmente en las Plantas FCC del Sistema Nacional de Refinación, a excepción de la planta Catalítica-II de la Refinería "Miguel Hidalgo", los gases de combustión del regenerador son emitidos directamente a la atmósfera, ó se tiene una caldera de monóxido de carbono (CO), que ayuda a la producción de vapor, en donde combustóleo ó gas combustible son alimentados a la caldera de CO para provocar una reacción de combustión y con ello generar calor radiante y convectivo y generar vapor; es deseable que los gases de combustión del regenerador sean alimentados a la caldera de CO para incrementar la producción de vapor; por lo que se pretende utilizar exclusivamente la energía calorífica que llevan los mismos gases de combustión, para la producción de vapor de alta presión (480°C y 60Kg/cm<sup>2</sup>), por medio del diseño de una caldera, que funciona bajo el mismo principio de un cambiador de calor, o mejor dicho un cambiador de fase, para que se tenga vapor de alta presión disponible como insumo del mismo proceso.

Teniendo en cuenta que las refinерías son deficitarias de vapor, la propuesta de producción de vapor de alta presión, a partir de la energía que llevan los gases de combustión del regenerador, contribuirá directamente al sistema general de vapor, al contar con mejores inventarios y a la vez disponer de vapor para los demandantes procesos de refinación.

Por otra parte, en las plantas FCC los inventarios de catalizador siempre indican una demanda alta de catalizador de equilibrio, debido a que si se utiliza catalizador fresco

en los arranques de las plantas FCC hay una sobreproducción de gases y se generan problemas operacionales por las altas presiones, es por eso que al utilizar catalizador de equilibrio la producción de gases resulta menor a la producción de gasolinas, lo cual esto es más deseable.

Comúnmente se consumen entre 2 a 3 toneladas diarias de catalizador, en la planta FCC-1 de la Refinería Miguel Hidalgo, pero existen unidades dentro del Sistema Nacional de Refinación que consumen entre 8 a 10 toneladas de catalizador diariamente.

El catalizador que es regenerado en las Planta FCC, se recupera por medio de juegos de ciclones; éstos, dependiendo del diámetro de la partícula tienen una eficiencia del 75 a 95% recolectando las partículas más grandes, por lo que normalmente se pierden en los gases de combustión de 1 a 2 toneladas diarias de catalizador, que dependen del diseño de la planta y de las condiciones de operación. Es por esta razón que se propone instalar un dispositivo más eficiente que recupere el catalizador además de los ciclones que ya están instalados en la planta.

El precipitador electrostático es un dispositivo eficiente que se utiliza en industrias donde manejan sólidos finos como productos principales, por ejemplo, la industria del cemento; su capacidad de colección depende el diámetro de partícula, las cuales son de diámetro entre  $1 \times 10^{-3} \mu\text{m}$  a  $100 \mu\text{m}$ , por lo que presenta una eficiencia mucho mayor a la de los ciclones utilizados en la Unidad FCC; si se proyecta este dispositivo en la industria de refinación del petróleo, dentro de ésta Unidad, se tendrá una mejor recolección de catalizador teniendo en consecuencia un ahorro económico.

Lo que se traduce en reducción de costos operacionales por la recuperación de catalizador y ahorro de combustibles usados en las calderas de CO, por el lado ambiental se tiene una reducción de las altas temperaturas de las emisiones de gases contaminantes a la atmósfera y a pesar de que actualmente en México no existen normas

ambientales que regulen las temperaturas de salida de los gases de combustión, se pretende hacer un adelanto basado en normas Estadounidenses impuestas por la “*Environmental Protection Agency*” (EPA), las cuales tienen como temperatura máxima de salida 590°C en gases de combustión, ya que desde el punto de vista ambiental como se ha estado manejado la emisión de gases de combustión del regenerador, se está favoreciendo en gran medida el efecto invernadero, demasiado calor produciendo calentamiento global.

Por lo que al reducir la temperatura de salida de los gases provenientes del regenerador, se contribuye con el menor deterioro del ambiente.

## **CAPÍTULO 2. DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA REACTOR- REGENERADOR.**

El proceso de craqueo catalítico fluidizado es el encargado de la producción de gases propano, propileno, butano, butileno, gasolinas de alto octano, Aceite Cíclico Ligerero, Aceite Cíclico Pesado y Residuo catalítico, a partir de gasóleos.

### **2.1. SECCIÓN DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA.**

El convertidor de Desintegración Catalítica consiste en un tubo elevador- reactor *riser*, una cámara de separación, agotador de catalizador, regenerador, e instalaciones para la circulación del catalizador. El equipo auxiliar consta de dos silos para el almacenamiento de catalizador fresco, un silo para el catalizador gastado o de equilibrio, soplador de aire, calentador de aire, cámara de orificios para los gases de regenerador, tanque de sellos de agua y caldera de CO. El convertidor y su equipo auxiliar se han diseñado para las dos operaciones básicas y casos intermedios.

La carga de aceite se inyecta al *riser* a través de los juegos de toberas de carga situadas a diferente nivel en la sección de flujo vertical ascendente. La desintegración comienza cuando la carga de aceite entra en contacto con el catalizador regenerado caliente, en el *riser*; de ahí el término “desintegración en el *riser* de hecho, casi toda la reacción se lleva a cabo en esta sección.

El gasóleo fresco de carga puede alimentarse al *riser* de dos maneras, la primera es alimentarlo caliente a 188°C, el cual puede provenir de diferentes plantas como la planta de destilación atmosférica Gasóleo Pesado Atmosférico (GOPA), planta de destilación de vacío Gasóleo Ligerero de Vacío (GOLV) y Gasóleo Pesado de Vacío (GOPV), planta coquizadora Gasóleo Pesado de Coquizadora (GOPC), planta

hidrodesulfuradora de gasóleos Gasóleo Hidrotratado (GOHT); la segunda manera en la que puede ser alimentado el gasóleo es frío a 66°C si proviene de tanques de almacenamiento. La carga de gasóleos se bombea para pasar a través de cambiadores de calor y del calentador de carga, para modificar su temperatura. En el paso de cambiadores de calor, la carga recupera calor con el aceite decantado que sale a tanques, del aceite cíclico pesado que se recircula a la torre fraccionadora y de la recirculación de residuo. El calentador de carga proporciona el resto del calor requerido.

La carga calentada se reúne con la recirculación y fluye hacia el *riser*. En la operación de máxima gasolina, el aceite pesado recirculado es una corriente pequeña, un 5% vol. de la carga, la cual tiene como finalidad retornar catalizador del asentador de lodos al convertidor y es una mezcla de lodos del asentador con algo de aceite cíclico pesado para diluir la concentración de catalizador en los lodos.

El catalizador y los vapores salen del tubo descendente a través de un dispositivo especialmente diseñado, empezando a separar el catalizador de los vapores en el separador. Una separación adicional se lleva a cabo mediante separadores ciclónicos de 2 pasos, localizados en el sistema de salida de vapores del separador.

## **2.2. TEMPERATURA DE OPERACIÓN DEL *RISER*.**

La temperatura de reacción es la variable más fácil de cambiar por el operador de la unidad, la temperatura de reacción se alcanza al ponerse en contacto el catalizador regenerado caliente con la carga de aceite en el reactor, la temperatura de reacción en el *riser*, está controlada con un registrador-controlador de temperatura que posiciona la válvula tapón de catalizador regenerado para regular la cantidad de catalizador caliente que entra en el *riser* y así regular la transferencia de calor hacia el aceite.

Ya que al cambiar la temperatura de reacción cambia la velocidad de circulación de catalizador y la relación catalizador/aceite. Como consecuencia, la conversión de la carga se ve doblemente afectada por el cambio en la temperatura de reacción y cambio en la relación catalizador/aceite.

Se pueden obtener cambios moderados en la temperatura de reacción elevando la temperatura de salida del precalentador de carga, para acercarla a la temperatura de diseño. Sin embargo, una temperatura de precalentamiento excesiva causará craqueo térmico de la carga, lo cual es indeseable.

La temperatura de operación a la salida del *riser* normalmente será de 527°C para la producción máxima de gasolina y 477°C para la producción máxima de destilados intermedios.

### **2.3. RELACIÓN CATALIZADOR/ACEITE.**

La relación catalizador/aceite puede definirse como la cantidad de catalizador circulante entre la cantidad de carga de aceite. Las unidades usuales de medición son lb/h de catalizador y de aceite. La circulación de catalizador se puede calcular por un balance de calor del regenerador, por un balance de calor del reactor o por un balance de carbón. El método de balance en carbón ha caído en desuso debido a las dificultades encontradas para obtener y analizar muestras de catalizador agotado.

Se han usado diversos métodos para calcular la relación catalizador/aceite. En algunas casos ésta relación se reporta como circulación de catalizador entre carga fresca únicamente, mientras otras veces se reporta con respecto a la carga total, incluyendo recirculación.

En general, los siguientes son los efectos de un incremento en la relación catalizador/aceite, manteniendo conversión y actividad de catalizador constantes:

1. Aumento en el rendimiento de coque.
2. Disminuye rendimiento de hidrógeno y gas seco.
3. Disminuye el rendimiento de butano.
4. Disminuye la recuperación del líquido.
5. Poco cambio en rendimiento de gasolina y número de octano.

Hay varios factores que pueden afectar la relación catalizador/aceite, manteniendo constante la temperatura de reacción, como la conversión se ve afectada por la relación catalizador/carga, puede cambiar aunque la temperatura de reacción permanezca sin cambio.

Un cambio en la temperatura de precalentamiento causará un cambio en la relación catalizador/aceite a temperatura constante de reacción. El precalentamiento de la carga se obtiene por intercambio de calor con aceite decantado que sale a tanques, reflujo de Aceite Cíclico Pesado, reflujo de residuo del fondo de la fraccionadora y un calentador de carga a fuego directo. La temperatura de la carga fresca puede variarse cambiando la temperatura de salida del calentador, la cual normalmente se controlara entre 338° C y 354°C, una variación en la temperatura de la cama catalítica del regenerador hará que cambie la relación catalizador/aceite a temperatura de reacción constante. Disminuyendo la temperatura del regenerador se aumenta la relación catalizador/aceite, porque cada libra de catalizador llevará menos calor al aceite y el calor total necesario debe ser constante.

## **2.4. TIEMPO DE CONTACTO.**

Por definición, el tiempo de contacto es una medida del tiempo de residencia de los vapores de aceite en el *riser*. Está basado en el volumen de vapores después de efectuada la reacción. Como el catalizador se mueve ligeramente más despacio que los vapores, el tiempo de residencia del catalizador en el *riser* es ligeramente menor que el de los vapores.

Se ha encontrado que se puede obtener más gasolina y menos coque, disminuyendo al mínimo el tiempo de contacto catalizador-aceite. Se piensa que la gasolina producida en los primeros instantes de reacción es eliminada de la zona de reacción antes de que sea desintegrada a gas y carbón. Esta es la razón por la que se diseñó el *riser*. Para alcanzar la conversión deseada de la carga fresca con tiempo de contacto corto, debe emplearse alta temperatura de reacción y alta temperatura en el catalizador regenerado.

## **2.5. FLUIDIZACIÓN LATERAL DEL REACTOR.**

Otra condición de operación importante es la fluidización y distribución adecuada del catalizador regenerado que fluye hacia arriba del *riser*, que se debe obtener antes de alcanzar los puntos de inyección de aceite. Para esto hay boquillas que se encargan de inyectar vapor de fluidización en el *riser* de desintegración. La orientación de estos puntos de fluidización se seleccionó para proporcionar un flujo uniforme del catalizador en fase densa por toda el área seccional del *riser* en los puntos de inyección de carga asegurando así un óptimo contacto entre el aceite y el catalizador caliente.

Como medio de fluidización se usa vapor de media presión, el flujo en este cabezal de vapor se controla con una válvula de globo manual. Cada conjunto de 3

boquillas de fluidización tiene un orificio de restricción que provoca una distribución uniforme del flujo.

La bota de la válvula de catalizador regenerado también tiene vapor de fluidización para mantener esponjado el catalizador en esta área. El vapor de la bota es de media y se inyecta por un anillo distribuidor localizado en ella, su flujo se controla con una válvula manual. Se espera que este flujo de vapor sea de 160Kg/h.

## **2.6. SEPARADOR.**

En éste recipiente se separan los vapores de desintegración y el catalizador que salen del *riser*, pasando los vapores por los ciclones hacia el sistema de fraccionamiento y el catalizador al regenerador a través del agotador de catalizador usado y de un tubo bajante.

## **2.7. TEMPERATURA Y PRESIÓN DE OPERACIÓN.**

Debido a la reacción endotérmica en las fases catalíticas densa y diluida se espera que la fase diluida del separador-agotador se encuentre entre 466 y 516°C.

Se espera que la presión de la cámara de separación sea aproximadamente de 1.7 atm con la carga de diseño. Ésta presión no se controla directamente, sino que depende de la presión del acumulador de la fraccionadora. Sin embargo se dispone de un sistema controlador de presión diferencial entre la cámara de separación y el regenerador. Éste controlador posicionara la válvula deslizante de gases de combustión del regenerador para mantener una presión diferencial prefijada.

Las piernas de los ciclones separadores de vapor quedan selladas en una cámara de catalizador en el fondo del separador. El tamaño de ésta cámara está necesariamente limitado para tener en ella el mínimo de catalizador, ya que está fuera de la zona de reacción y sólo pasan a través de ella cantidades nominales de vapores de hidrocarburos. El catalizador de ésta zona fluye directamente a la parte superior de la sección de agotamiento de catalizador gastado.

Se dispone de indicadores de temperatura en la línea de salida de vapores de hidrocarburos, en los ciclones y en las fases diluida y densa de la cámara de separación.

## **2.8. AGOTADOR DE CATALIZADOR GASTADO.**

Mientras el catalizador promueve la reacción catalítica en el *riser*, se va cubriendo de una capa aceitosa de carbón y queda virtualmente inservible para catalizar hasta eliminar el carbón. Como paso preliminar a la eliminación real del carbón por medio de quemado en el regenerador, el catalizador usado pasa a la cama del separador al regenerador a través de una sección de agotamiento y un tubo bajante de catalizador usado. En la sección de agotamiento el catalizador fluye hacia abajo a contracorriente con un flujo ascendente de vapor que se inyecta en la parte inferior del agotador. Se dispone de mamparas en el agotador para provocar un íntimo contacto entre el vapor y el catalizador.

La función de la sección de agotamiento es eliminar los vapores de hidrocarburo absorbido en el catalizador. Se ha establecido que una falla en el agotamiento adecuado del catalizador usado causará un incremento significativo en la cantidad de aire de regeneración necesaria para eliminar el carbón del catalizador usado.

Una indicación del agotamiento del catalizador es el contenido de hidrógeno del carbón calculado a partir del análisis de gases de combustión.

La cantidad de catalizador existente en el separador/agotador está controlada por un controlador-registrador de nivel, que acciona la válvula tapón de catalizador agotado localizada en la salida del tubo bajante del agotador. Se dispone de alarmas por alto nivel y bajo nivel. Hay un registrador de densidad colocado a través de la cama catalítica del agotador. También se dispone de indicación de temperatura en el fondo del agotador.

El nivel del catalizador en el separador/agotador debe mantenerse suficientemente alto para sellar la salida del tubo *riser* al igual que las piernas de los ciclones.

## **2.9. REGENERADOR.**

En el regenerador se quema el carbón del catalizador para devolverle las características adecuadas para catalizar la reacción de desintegración. Para llevar a cabo la regeneración, es necesario cumplir con los requisitos de una reacción de combustión; combustible, oxígeno y temperatura de ignición. El combustible es el carbón acarreado al regenerador por el catalizador agotado; el oxígeno es suministrado como parte del aire por el soplador; la temperatura de ignición proviene de una fuente externa (el calentador de aire) para el calentamiento inicial del regenerador, pero una vez que la unidad está trabajando la temperatura de ignición se sostiene por la combustión continua del carbón que tiene lugar en el regenerador. La combustión del carbón se puede llevar a cabo a cualquier temperatura arriba del umbral de los 477°C. Sin embargo, a niveles superiores de temperatura se mejora la eficiencia de la combustión y la regeneración del catalizador. Por ésta razón, la mayoría de los regeneradores se diseñan para operar a temperaturas de aproximadamente 650°C

El catalizador agotado que fluye por la bajante desde la parte inferior del agotador, pasa por las válvulas tapón hacia una sección de levantamiento en fase densa. La sección de levantamiento consiste en un pozo que rodea la sección inferior de la bajante.

Éste arreglo dirige al catalizador agotado hacia arriba para descargarlo en la región superior del primer paso de regeneración. El catalizador agotado se mezcla con el catalizador de la cama de regeneración y la mezcla entra en contacto en el aire de combustión.

El regenerador opera en balance térmico. Esto significa que el catalizador que entra al regenerador es igual al que sale del mismo. En la situación ideal, el balance es tal que la temperatura de regeneración es consistente. Debido a la influencia del cambio de la temperatura del regenerador en la operación total del convertidor, es importante que el operador de la unidad pueda mantener la temperatura de operación lo más constante posible.

Se suministra calor al regenerador mediante: el catalizador agotado de entrada, el aire de regeneración, la combustión del carbón presente en el catalizador agotado.

Se saca calor de regenerador con: el flujo de catalizador regenerado que va al elevador de desintegración, los gases de combustión que abandonan el regenerador, la vaporización del agua de espreas (si existen); se sacan cantidades más pequeñas de calor y pérdidas por radiación a la atmósfera a través de las paredes del recipiente.

Bajo condiciones no usuales, la cantidad de carbón que entra al regenerador puede producir suficiente calor durante la combustión para mantener la temperatura de reacción con flujos razonables de catalizador.

Ésta situación puede evidenciarse por un aumento de temperatura del regenerador y en la presión diferencial a través de la válvula tapón conforme aumenta el

flujo de catalizador. Hay dos métodos disponibles para suministrar más calor al regenerador: se puede aumentar el suministro natural de carbón ó puede reducirse el flujo de vapor de agotamiento, para permitir que entren más hidrocarburos al regenerador con el catalizador gastado. Es importante ajustar ésta condición aumentando recirculación de lodos.

Los gases de combustión se van por la chimenea, los que primero se hacen pasar por la caldera de CO, para ceder parte de su energía calorífica.

A ésta caldera de CO principalmente se le agrega calor, mediante una reacción de combustión, en la cual se usa como combustible, combustóleo ó gas combustible, generando energía radiante dentro del hogar de la misma.

Después de esto los gases de combustión provenientes del regenerador y los producidos en la caldera de CO son dirigidos a la atmosfera a través de la chimenea.

## **2.10. BALANCE TERMODINÁMICO.**

La mejor forma de evaluar el comportamiento de una Unidad de Desintegración Catalítica, es la interpretación correcta del balance termodinámico.

Debido a que todas las variables asociadas con la operación de la planta afectan el balance termodinámico, la comprensión de este permite interpretar los efectos de un cambio en la conversión, la distribución de productos y la temperatura de regeneración. El primer paso para el cálculo del balance térmico del regenerador será contar con un análisis Orsat confiable de los gases de combustión, pues a partir de ellos y mediante los cálculos estequiométricos se determinará la producción de coque.

BALANCE TERMODINÁMICO DE LA UNIDAD DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA KELLOGG ORTHOFLOW MODELO "F", REFINERÍA MIGUEL HIDALGO, TULA, HIDALGO.

## 2.11. DATOS.

Como punto de partida se deben considerar diferentes aspectos, los cuales serán descritos a continuación:

TIPO DE CATALIZADOR DXD-410

FLUJOS:

- Carga fresca: la unidad está diseñada para producir 40,000 B/D.
- Recirculación de lodos: 2392 B/D.
- Recirculación de Aceite Cíclico Pesado (ACP): 0
- Aire 1er paso: 86,656.3798 m<sup>3</sup>/h.
- Aire 2do paso: 21,343.6202 m<sup>3</sup>/h.

VAPORES:

- Emergencia 1er paso: 0
- Emergencia 2do paso: 0
- Domo del regenerador: 500 kg/h.
- Anillo 20 paso: 250 kg/h.
- Distribuidor 1er paso: 2100kg/h
- Anillo PV-1 1270 kg/h.
- Ciclones: 3230 kg/h.
- Agua a espreas: 0

TEMPERATURAS:

- Carga fresca al reactor: 352°C.
- Aire de regeneración: 212°C.
- Salida del riser: 512°C.
- Fase densa 2do paso: 707°C.
- Fase diluida 2do paso: 704°C.

- Gases de combustión: 650°C.
- Bulbo seco: 26°C.
- Bulbo húmedo: 20°C.
- Vapores al convertidor: 270°C.

#### ANÁLISIS ORSAT DE GASES DE COMBUSTIÓN EN (%mol).

- Oxígeno: 0.2
- Monóxido de carbono: 12
- Bióxido de carbono: 2
- Nitrógeno: 85.8

#### CARGA:

Los datos de temperatura se tomaron al realizarse la prueba ASTM-D86: Destilación Atmosférica, y la prueba de Peso Especifico del gasóleo de la planta de Destilación Atmosférica.

- $\rho = 0.911 \text{ kg/cm}^2$
- TIE= 258°C
  - 10%= 370°C (698°F)
  - 50%= 435°C (815°F)
  - 90%= 514°C (957°F)
  - 95%= 530°C (986°F)
  - TFE= 540°C (1000°F)

$C_{p_{\text{aire}}} = 0.25 \text{ Kcal/ Kg } ^\circ\text{C}.$

$C_{p_{\text{catalizador}}} = 0.262 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}.$

## 2.12. BALANCE DE MATERIA:

Como punto de partida se calculará la masa total de aire al regenerador, la cual se obtiene sumando la cantidad de aire burdo 1er paso y aire burdo 2do paso.

$$A_T = 86,656.3798 \text{ m}^3/\text{h} + 21,343.6202 \text{ m}^3/\text{h} = 108,000 \text{ m}^3/\text{h}$$

En condiciones estándar de medición del gas (14.2 psia y 60°F), y tomando en cuenta que 1Kgmol de gas ocupa un volumen de 23.65 m<sup>3</sup>, se hace la siguiente conversión.

$$A_T = 108,000 \text{ m}^3/\text{h} * \frac{1 \text{ Kgmol}}{23.65 \text{ m}^3} = 4,566.6 \text{ Kgmol}/\text{h}$$

Masa molar del aire= 28.84 Kg/Kgmol

$$A_T = 4,566.6 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}} * \frac{28.84 \text{ Kg}}{\text{Kgmol}} = 131,700.63 \text{ Kg}/\text{h}$$

## 2.13. HUMEDAD EN EL AIRE:

Temperatura de bulbo seco, tbs= 26°C= 79°F

Temperatura de bulbo húmedo, tbh= 20°C= 68°F

Humedad, H= 0.28Kgmol H<sub>2</sub>O/Kgmol A.S, donde A.S. es aire seco

$$\text{Agua} = 4,566.6 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}} * \frac{0.0284 \text{ Kgmol H}_2\text{O}}{\text{Kgmol A.S.}} = 127.86 \text{ Kgmol H}_2\text{O} / \text{h}$$

$$\text{Agua} = 127.86 \frac{\text{Kgmol H}_2\text{O}}{\text{h}} * \frac{18 \text{ Kg H}_2\text{O}}{\text{Kgmol}} = 2,301.56 \text{ Kg H}_2\text{O} / \text{h}$$

## 2.14. RÉGIMEN DE AIRE SECO:

$$A.S. = 4,566.6 \text{Kgmol/h} - 127 \text{KgmolH}_2\text{O/h} = 4,438.7 \text{Kgmol/h}$$

$$A.S. = 4,438.7 \text{Kgmol/h} * 23.65 \text{m}^3/\text{Kgmol} = 104,976 \text{m}^3/\text{h}$$

$$A.S. = 4,438.7 \text{Kgmol/h} * 28.84 \text{Kg/Kgmol} = 128,013.0 \text{Kg/h}$$

## 2.15. CÁLCULO DE GASES DE COMBUSTIÓN (GC):

El cálculo de los gases de combustión se realiza haciendo primeramente un balance de nitrógeno:

Tomando en cuenta la composición del aire que es de 79% vol. de nitrógeno y 21% vol. de oxígeno, además de la composición de los gases de combustión, y con esto el aporte del nitrógeno, se tiene lo siguiente:

$$GC = 104,976 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * \frac{79}{85.8} = 96,656.22 \text{m}^3/\text{h}$$

$$GC = 4,566.6 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}} * \frac{79}{85.84} = 4,087 \text{Kgmol/h}$$

## 2.16. CÁLCULO DE LOS COMPONENTES DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN:

Tomando en cuenta la composición de los gases de combustión se realizará el cálculo de la masa de cada uno de ellos:

$$O_2 = 4,087 \text{Kgmol/h} * 0.002 = 8.17 \text{Kgmol/h}$$

$$CO = 4,087 \text{Kgmol/h} * 0.12 = 490.5 \text{Kgmol/h}$$

$$CO_2 = 4,087 \text{Kgmol/h} * 0.02 = 81.7 \text{Kgmol/h}$$

$$N_2 = 4,087 \text{Kgmol/h} * 0.858 = 3,506.6 \text{Kgmol/h}$$

## 2.17. DETERMINACIÓN DE CARBÓN TOTAL QUEMADO:

$$C = \left( \frac{\text{Kgmol}}{h} \right) \left( \frac{\%CO_2 + \%CO}{100} \right) \left( \frac{12\text{kgC}^*}{\text{Kgmol}} \right)$$
$$C = \left( 4087 \frac{\text{Kgmol}}{h} \right) \left( \frac{12 + 2}{100} \right) \left( \frac{12\text{kgC}^*}{\text{Kgmol}} \right) = 6,866.06 \frac{\text{KgC}}{h}$$

## 2.18. OXÍGENO CONSUMIDO EN EL QUEMADOR DE HIDRÓGENO:

$$O_2(H_2) = O_{2 \text{ entrada}} - O_{2 \text{ GC}}$$

Se sabe que la composición del aire en %mol es de 21% de oxígeno y 79% de nitrógeno, luego entonces se tiene que:

$$O_{2 \text{ entrada}} = 4478. \frac{43\text{Kgmol}}{h} * 0.21 = 932.13\text{Kgmol de } O_2/h$$

$$O_{2 \text{ GC}} = \left( O_{2 \text{ GC}} + CO_2 + \frac{1}{2} CO \right) \text{Kgmol/h}$$

$$O_{2 \text{ GC}} = \left( 8.17 \frac{\text{Kgmol}}{h} + 81.17 \frac{\text{Kgmol}}{h} + \frac{1}{2} * 490.5 \right) = 355.12\text{Kgmol/h}$$

$$O_2(H_2) = 932.13 \frac{\text{Kgmol}}{h} - 355.12 \frac{\text{Kgmol}}{h} = 597 \text{Kgmol/h}$$

Peso molecular del oxígeno 32 Kg/Kgmol

$$O_2(H_2) = 597 \frac{\text{Kgmol}}{h} * 32 \frac{\text{Kg}}{\text{Kgmol}} = 19,104.13 \frac{\text{Kg}}{h}$$

## 2.19. CÁLCULO DEL COQUE PRODUCIDO:

$$\text{Carbón producido} = 6,866.06 \text{ Kg/h}$$

Peso molecular del hidrógeno 2.02 Kg/Kgmol

$$\text{Hidrógeno} = 2(597 \text{ Kgmol/h})(2.02 \text{ Kg/Kgmol}) = 2,412 \text{ Kg/h}$$

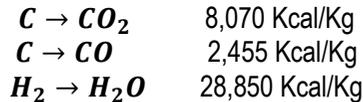
$$\text{Coque producido} = 6,866.06 \text{ kg/h} + 2412 = 9,277.06 \text{ Kg/h}$$

## 2.20. BALANCE DE CALOR:

### A) REGENERADOR.

Se toma como temperatura base de la chimenea, la cual es 650°C (temperatura promedio medida y registrada en las ventanas operativas de la planta).

Para el cálculo de los calores de combustión se toman en cuenta los calores de reacción de cada una de las reacciones de combustión:



## 2.21. CALOR TOTAL DISPONIBLE POR LA COMBUSTIÓN:

$$C \rightarrow CO_2 \quad (490.5 \text{ Kgmol/h})(12 \text{ Kg/Kgmol})(2,455 \text{ Kcal/Kg}) = 14,448,164.2 \text{ Kcal/h}$$

$$C \rightarrow CO \quad (81.7 \text{ Kgmol/h})(12 \text{ kg/Kgmol})(8,070 \text{ Kcal/Kg}) = 7,915,593 \text{ Kcal/h}$$

$$H_2 \rightarrow H_2O \quad (2,412 \text{ Kg/h})(28,850 \text{ Kcal/kg}) = 69,583,229.1 \text{ Kcal/h}$$

$$\text{CALOR TOTAL} = 14,448,164.2 \text{ Kcal/h} + 7,915,593 \text{ Kcal/h} + 69,583,229.1 \text{ Kcal/h} = 91,946,986.3 \text{ Kcal/h}$$

Se considera que el calor disponible neto es el 88.5% del calor total de combustión, debido al calor necesario para la desorción del coque depositado en el catalizador.

$$Q_{DC} = 91,946,986.3 \frac{Kcal}{h} - (0.885) \left( 91,946,986.3 \frac{Kcal}{h} \right)$$

$$Q_{DC} = 10,573,903.4 Kcal/h$$

$$Q_{Disponible} = 91,946,986.3 \frac{Kcal}{h} - 10,573,903.4 \frac{Kcal}{h}$$

$$= 81,373,082.8 Kcal/h$$

## 2.22. PÉRDIDAS DE CALOR:

Es necesario considerar las diferentes pérdidas de calor, las cuales se expresan a continuación:

- **CALOR AL AIRE:**

$$AT = (T_{chimenea} - T_{aire}) = (650^{\circ}C - 230^{\circ}C) = 420^{\circ}C$$

$$Q_{aire} = \left( 128,013.0 \frac{Kg}{h} \right) \left( 0.25 \frac{Kcal}{h} \right) (420^{\circ}C) = 13,441,366.7 Kcal/h$$

- **PÉRDIDAS POR RADIACIÓN**

Se consideran 140Kcal/Kg de carbón quemado.

$$Q_R = (66,866.065 KgC/h)(140 Kcal/Kg) = 961,249.21 Kcal/h$$

- **CALOR A LA HUMEDAD DEL AIRE:**

$$Q_H = (2,350.56 KgH_2O/h)(0.5 Kcal/Kg^{\circ}C)(420^{\circ}C)$$

$$= 483,328.54 Kcal/h$$

- **CALOR AL VAPOR DE ENFRIAMIENTO:**

La temperatura del vapor a 19 Kg/cm<sup>2</sup> es de 270°C

*FI-9=0 Kg/h*  
*FI-10=0 Kg/h*  
*FI-19=3,230 Kg/h*  
*FI-17=500 Kg/h*  
*FI-24=250Kg/h*  
*FI-85=2,100Kg/h*  
*FI-23=1,270Kg/h*

**TOTAL= 7,350Kg/h**

$$Q_V = (7,350Kg/h)(0.49Kcal/Kg^{\circ}C)(420^{\circ}C) = 1,368,570Kcal/h$$

- **CALOR AL AGUA DE ESPREAS:**

*Flujo de agua (FI-97)(FI-8)=0 Kg/h*

$$Q_{agua} = [(FI - 97) + (FI - 18)](H_{vap} - H_{liq}) = 0Kcal/h$$

- **CALOR AL COQUE QUEMADO:**

$$Q_C = 9,278Kg/h(0.377Kcal/Kg^{\circ}C)(420^{\circ}C) = 482,695.3Kcal/h$$

**TOTAL DE PÉRDIDAS:**

Aire.....  $Q_{aire} = 13,441,366.7Kcal/h$   
 Radiación.....  $Q_R = 961,249.21Kcal/h$   
 Humedad.....  $Q_H = 483,328.54Kcal/h$   
 Vapor.....  $Q_V = 1,368,570Kcal/h$   
 Agua.....  $Q_{agua} = 0Kcal/h$   
 Coque.....  $Q_C = 482,695.3Kcal/h$

$$TOTAL = [13,441,366.7 + 961,249.21 + 483,328.54 + 1,368,570 + 0 + 482,695.3] Kcal/h = 16,737,209.8 Kcal/h$$

## 2.23. CALOR NETO AL CATALIZADOR:

$$\begin{aligned} Q_{Cat} &= 81,373,082.8 Kcal/h - 16,737,209.8 Kcal/h \\ &= 64,635,873.1 Kcal/h \end{aligned}$$

### 2.23.1. CIRCULACIÓN DE CATALIZADOR:

$$Q_{Cat} = (CC)(Cp_{cat})(T_{reg} - T_{reac})$$

Despejando CC de la ecuación, para cálculo de la circulación de catalizador.

$$(CC) = Q_{Cat} / [(Cp_{cat})(T_{reg} - T_{reac})]$$

$$(CC) = \frac{64,635,873.1 Kcal/h}{[(0.262 Kcal/Kg^{\circ}C)(650^{\circ}C - 512^{\circ}C)]} = 1,787,694.24 Kg/h$$

### 2.23.2. RELACIÓN CATALIZADOR ACEITE:

La relación catalizador/aceite es un valor empírico que indica si el balance termodinámico es correcto.

$$\begin{aligned} Carga\ fresca &= 40,000 \frac{B}{D} * \frac{159L}{1B} * \frac{1D}{24h} * \frac{1h}{60min} * 0.911 Kg/L \\ &= 4,023.58 Kg/min \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lodos} &= 2,392 \frac{B}{D} * \frac{159L}{1B} * \frac{1D}{24h} * \frac{1h}{60min} * 1.080Kg/L \\
 &= 285.24Kg/min
 \end{aligned}$$

$$ACP = 0 Kg/min$$

$$\begin{aligned}
 \text{Carga total} &= 4,023.58Kg/min + 285.24 Kg/min \\
 &= 4,308.82Kg/min
 \end{aligned}$$

$$\frac{C}{O} = \frac{1,787,694.24 \frac{Kg}{h} * \frac{1h}{60min}}{4,308.82Kg/min} = 6.91$$

Vid. ANEXO H Diagrama de la Planta FCC-1, Refinería Miguel Hidalgo de Tula, Hidalgo.

### **CAPÍTULO 3.**

## **CONDICIONES DE APROVECHAMIENTO DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN DEL REGENERADOR FCC.**

Los gases de combustión provenientes del regenerador de la unidad de craqueo catalítico fluidizado, salen a temperaturas muy elevadas con una gran cantidad de energía calorífica, por lo que se harán pasar a través de un cambiador de fase, para producir vapor de alta presión (480°C y 60Kg/cm<sup>2</sup>) y de esta manera aprovechar dicha energía calorífica.

Dentro de una caldera el proceso de calentamiento se lleva a cabo a presión constante, este consta de tres secciones: calentamiento de agua líquida subenfriada hasta su temperatura de saturación, vaporización a temperatura y presión constantes y sobrecalentamiento del vapor a una temperatura superior a su temperatura de saturación. Ver Figura 1.

En este caso la temperatura de saturación deberá ser mayor o igual a la temperatura crítica, la cual a la presión de operación (65kg/cm<sup>2</sup>) es de 280°C, debido a que si llegase a salir a una temperatura inferior a la temperatura crítica, el vapor obtenido, será vapor húmedo y esto provocaría problemas en las instalaciones por los llamados golpes de ariete, además de que mermaría de manera económica el proceso de producción de vapor, ya que la calidad no sería la esperada, por la posible presencia de condensado.

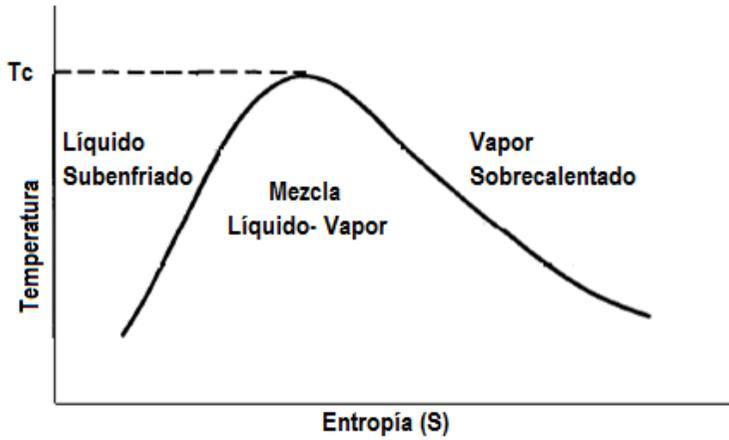


Fig. 1. Diagrama TS.

El diseño se explica más claramente en la Figura 2, donde "GC" son las corrientes de gases de combustión, y "A" son las corrientes de agua y vapor.

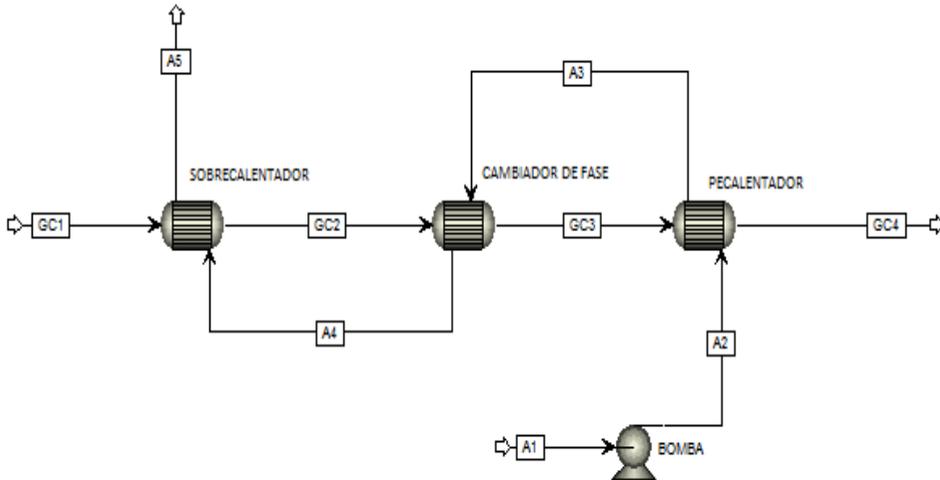


Fig. 2. Diseño del Generador de Vapor.

Este diseño se propone de una manera inicial, en donde GC1 es la corriente de alimentación, GC4 es la salida de los gases de combustión y donde A1 es la corriente de alimentación del agua para caldera (líquido subenfriado), previamente tratada, la bomba sirve para incrementar la presión de la presión atmosférica a la presión de operación de la caldera, la cual será alrededor de los 70 Kg/cm<sup>2</sup>, para obtener la calidad del vapor deseado, tomando en cuenta que las calderas manejan procesos isobáricos, se procurará mantener lo más uniforme este parámetro, será en A4 donde se tendrá vapor a la temperatura de saturación, la cual será la temperatura crítica. La salida de vapor de alta presión (vapor sobrecalentado) a 480°C y 60Kg/cm<sup>2</sup>, será por A5, se cuidará también la temperatura de salida de los gases de combustión, la cual no deberá ser inferior a la temperatura de rocío, la cual es de 65 °C, ya que podrían presentarse problemas de toxicidad y corrosión en el equipo.

### **3.1. SIMULACIÓN PRELIMINAR AL DISEÑO.**

Partiendo de los datos operacionales como temperatura y presión de salida de gases de combustión y después de obtener resultados del balance termodinámico, se simulará en el software Aspen Plus V7.0, para observar el comportamiento calórico en cada una de las etapas de la caldera, además de que esto se tomará como punto de partida para la realización del diseño termodinámico de la misma.

Para eso, la simulación se realizó por etapas, partiendo del Sobrecalentador, ya que en ese punto se conocen más datos, como el flujo, temperatura y presión de gases combustión, así como la calidad deseada del vapor, como se muestra en la Figura 3:

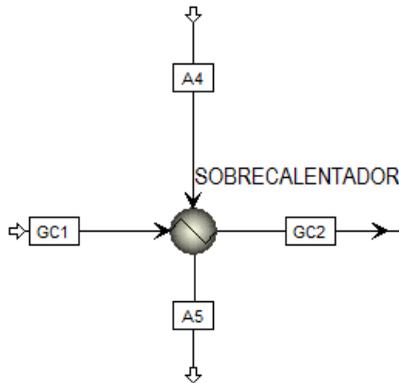


Fig. 3. Diagrama de Simulación del Sobrecalentador.

En donde GC1 es la corriente de gases de combustión la cual entra a  $650^{\circ}\text{C}$ , con un flujo molar de  $4,086.94 \text{ Kgmol/h}$ , y una presión de  $1.8 \text{ Kg/cm}^2$ , como ya se conoce que la corriente A4 debe entrar a una temperatura superior a la temperatura crítica, la cual a la presión de operación ( $70 \text{ Kg/cm}^2$ ) es de  $285.9^{\circ}\text{C}$ , para que el vapor no contenga humedad. Por otro lado el calor total disponible para la producción de vapor es de  $64,635,873.06 \text{ Kcal /h}^1$ , por lo que en la parte de sobrecalentamiento la energía calórica requerida según el balance térmico es de  $2,000,000 \text{ Kcal/h}$ .

Los resultados de ésta primera simulación se muestran en la Tabla-1 a continuación:

---

<sup>1</sup> Dato obtenido del balance termodinámico en el Capítulo 2.10

**TABLA-1.** Resultados de la primera etapa de simulación, sobrecalentador

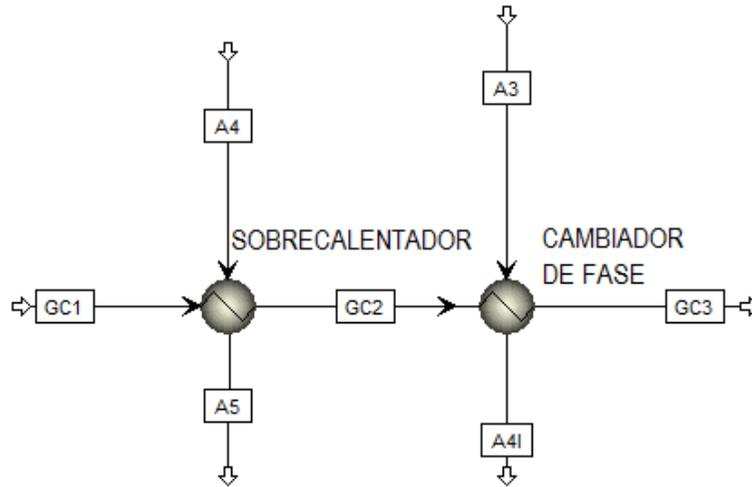
	Unidades	A4	A5	GC1	GC2
<b>De</b>			SC*		SC*
<b>Hacia</b>		SC*		SC*	
<b>Fase</b>		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor
Flujo Molar por Componente					
<b>CO</b>	Kgmol/h	0	0	490.43	490.43
<b>CO2</b>	Kgmol/h	0	0	81.74	81.74
<b>O2</b>	Kgmol/h	0	0	8.17	8.17
<b>N2</b>	Kgmol/h	0	0	3506.59	3506.59
<b>H2O</b>	Kgmol/h	777.12	777.12	0	0
<b>Flujo Molar</b>	Kgmol/h	777.12	777.12	4086.94	4086.94
<b>Flujo Másico</b>	Kg/h	14000	14000	115828	115828
<b>Flujo Volumétrico</b>	L/min	6688.6	11166.11	2963604	2761426
<b>Temperatura</b>	°C	238	484.35	650	586.99
<b>Presión</b>	Kg/cm <sup>2</sup>	70	70	1.8	1.8
<b>Entalpía Molar</b>	Kcal/gmol	-56.78	-54.2	-0.46	-0.95
<b>Entalpía Másica</b>	Kcal/kg	-3151.52	-3008.66	-16.29	-33.56
<b>Flujo de Entalpía</b>	Kcal/h	-441211240	-42121224	-1886771.52	-10386770.4
<b>Entropía Molar</b>	Kcal/kgmol K	-0.02	-0.01	0.1	0.1
<b>Entropía Másica</b>	Kcal/kg K	-2	-0.86	0.37	0.36
<b>Densidad</b>	Kg/m <sup>3</sup>	34.89	20.90	0.37	0.36
<b>Peso molecular promedio</b>		18.02	18.02	28.34	28.34

\*SC: Sobrecalentador

Obsérvese que el flujo requerido de agua es de 14,000Kg/h y la temperatura del vapor resulta ser de 484.35°C, con una presión de 70Kg/cm<sup>2</sup>.

Luego de esto se procede a incorporar el cambiador de fase, donde A3 es la corriente de agua caliente proveniente del economizador, la temperatura de esta corriente no se conoce, pero se puede deducir, que es una temperatura inferior a la temperatura de ebullición del agua a 70 Kg/cm<sup>2</sup>, por lo que se propone 80°C, ya que solo entra al cambiador de fase como agua caliente, en estado líquido. La corriente A4, se debe juntar

con la corriente A4I, por lo que se requiere que las temperaturas sean lo más próximas posibles. La exigencia de energía calórica en esta etapa, resulta ser de 6,500,000 Kcal/h, esto debido a la energía requerida para el cambio de fase. Ver Figura 4.



**Fig. 4.** Diagrama de Simulación del Sobrecalentador y Cambiador de Fase con dos alimentaciones del lado frío.

Los resultados de A3, A4I, GC2 y GC3 se muestran en la Tabla-2, a continuación:

**TABLA-2.** Resultados de la segunda etapa de simulación, cambiador de fase.

	Unidades	A3	A4I	GC2	GC3
<b>De</b>			CF	SC	CF
<b>Hacia</b>		CF		CF	
<b>Fase</b>		Líquido		Vapor	Vapor
<b>CO</b>	Kgmol/h	0	0	490.43	490.43
<b>CO2</b>	Kgmol/h	0	0	81.74	81.74
<b>O2</b>	Kgmol/h	0	0	8.17	8.17
<b>N2</b>	Kgmol/h	0	0	3506.59	3506.59
<b>H2O</b>	Kgmol/h	777.12	777.12	0	0
<b>Flujo Molar</b>	Kgmol/h	777.12	777.12	4086.94	4086.94
<b>Flujo Masico</b>	Kg/h	14000	14000	115828	115828
<b>Flujo Volumetrico</b>	L/min	239.38	4659	2761426	2084623
<b>Temperatura</b>	°C	80°C	282.64	586.99	376.09
<b>Presión</b>	Kg/cm <sup>2</sup>	70	70	1.8	1.8
<b>Entalpía Molar</b>	Kcal/gmol	-67.26	-58.89	-0.95	-2.54
<b>Entalpía Másica</b>	Kcal/kg	-3733.27	-3268.99	-33.56	-89.67
<b>Flujo de Entalpía (-)</b>	Kcal/h	52265808	45765792	10386770.4	10386770.4
<b>Entropía Molar</b>	Kcal/kgmol K	-0.04	-0.2	0.1	0.01
<b>Entropía Másica</b>	Kcal/kg K	-2	-1.07	0.36	0.28
<b>Densidad</b>	Kg/m <sup>3</sup>	974.73	50.08	0.7	0.93
<b>Peso molecular promedio</b>		18.02	18.02	28.34	28.34

\*SC: Sobrecalentador

\*CF: Cambiador de fase

La interpretación de los resultados, muestran que la temperatura de alimentación de agua en A3 de 80°C y con el calor requerido, resulta una temperatura en A4I, aproximadamente igual a la temperatura de alimentación al Sobrecalentador A4, esta temperatura como se observa es superior a la temperatura crítica del agua a 70Kg/cm<sup>2</sup>, lo que demuestra que el vapor está libre de humedad y garantiza una buena operación; por otro lado la temperatura de los gases de combustión, como es de esperarse, disminuye,

pero se mantiene una temperatura considerable en GC3, además de que se tiene aun calor disponible, después de ésta etapa habrá que instalar el economizador.

Antes de esto se procede a juntar las corrientes, A4 y A4I, para esto se utilizan un par de splitters y un mezclador, para ir metiendo poco a poco al Sobrecalentador la corriente A4I, y sacar por completo la corriente A4, como se muestra en la Figura 5:

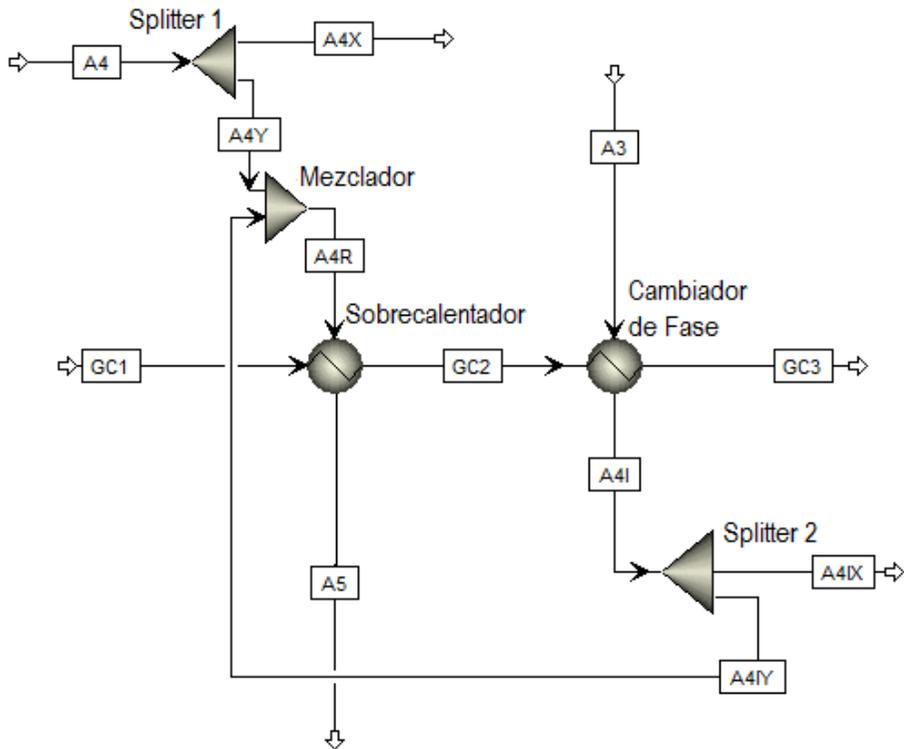
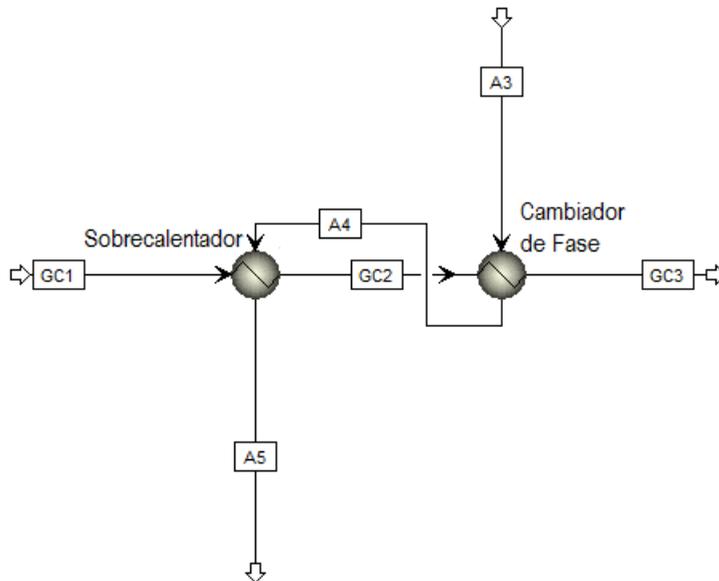


Fig. 5. Diagrama de Simulación de Sobrecalentador y Cambiador de Fase, con sistema regulador de flujos para llegar a una sola alimentación del lado frío.

Como se puede ver, las corrientes A4 y A4I se están dividiendo por medio del Splitter 1 y el Splitter 2 respectivamente, en donde las corrientes A4Y y A4IY se están alimentando al Mezclador, el cual trabaja a la presión de la caldera (70Kg/cm<sup>2</sup>), del Mezclador sale la corriente A4R, la cual es la que se va a estar alimentado al Sobrecalentador, este arreglo permite introducir una porción del flujo de A4 y se pueda eliminar la alimentación A4I, al hacer esto se produce un desequilibrio en las temperaturas, por lo que es necesario modificar el flujo de alimentación de A4 y A4I, a 11,700Kg/h, de este modo las temperaturas en A5 y GC3 se mantienen en el intervalo deseado.

Después de haber completado sacar el flujo de A4 y meter por completo el flujo de A4I, como se muestra en la Figura 6:



**Fig. 6.** Diagrama de Simulación Sobrecalentador y Cambiador de fase del Generador de Vapor con una sola alimentación del lado frío

Se ve que la corriente recirculada vuelve a tomar el nombre de A4, y los resultados de A4, A3, GC2 y GC3 de este arreglo se muestran en la siguiente Tabla-3:

**TABLA-3.** Resultados de la tercera etapa de simulación, cambiador de fase, corriente integrada a sobrecalentador.

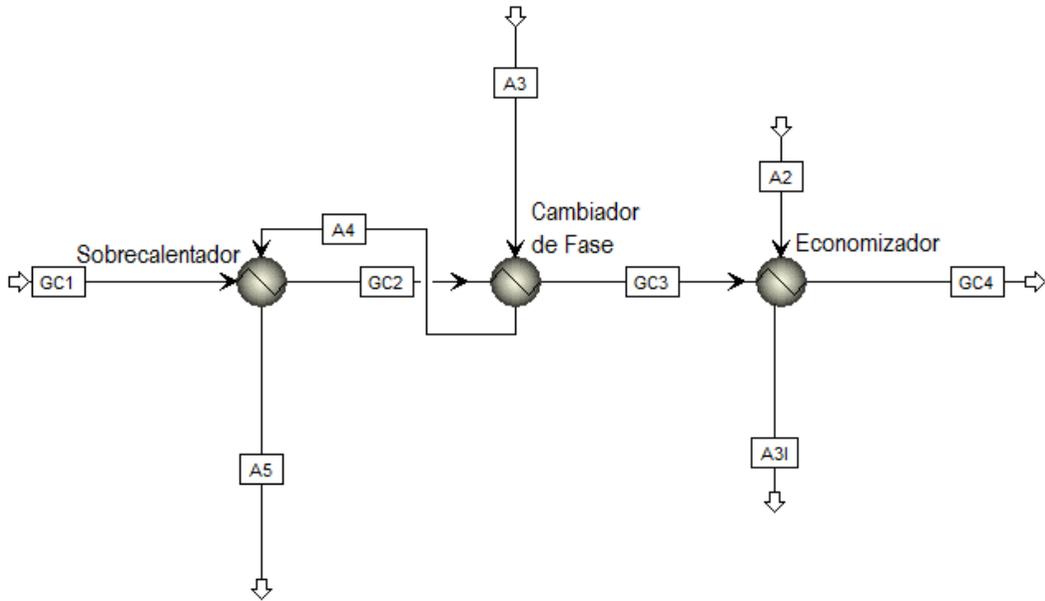
	Unidades	A3	A4	GC2	GC3
<b>De</b>			CF	SC	CF
<b>Hacia</b>		CF	SC	CF	
<b>Fase</b>		Liquido	Vapor	Vapor	Vapor
<b>CO</b>	Kgmol/h	0	0	490.43	490.43
<b>CO2</b>	Kgmol/h	0	0	81.74	81.74
<b>O2</b>	Kgmol/h	0	0	8.17	8.17
<b>N2</b>	Kgmol/h	0	0	3506.59	3506.59
<b>H2O</b>	Kgmol/h	649.45	649.45	0	0
<b>Flujo Molar</b>	Kgmol/h	649.45	649.45	4086.94	4086.94
<b>Flujo Másico</b>	Kg/h	11700	11700	115828	115828
<b>Flujo Volumétrico</b>	L/min	200.05	5236.17	2761426	2084623
<b>Temperatura</b>	°C	80	282.64	586.99	376.09
<b>Presión</b>	Kg/cm <sup>2</sup>	70	70	1.8	1.8
<b>Entalpía Molar</b>	Kcal/gmol	-67.26	-57.25	-0.95	-2.54
<b>Entalpía Másica</b>	Kcal/kg	-3733.27	-3177.72	-33.56	-89.67
<b>Flujo de Entalpía (-)</b>	Kcal/h	5226508	37179288	10386770.4	10386770.4
<b>Entropía Molar</b>	Kcal/kgmol K	-0.04	-0.2	0.1	0.01
<b>Entropía Másica</b>	Kcal/kg K	-2	-0.09	0.36	0.28
<b>Densidad</b>	Kg/m <sup>3</sup>	974.73	37.24	0.7	0.93
<b>Peso molecular promedio</b>		18.02	18.02	28.34	28.34

\*SC: Sobrecalentador

\*CF: Cambiador de fase

Se observa que el flujo es modificado, pero la temperatura deseada A5 se mantiene en un valor aceptable, además de que las temperaturas en los gases de combustión también se mantienen en valores aceptables.

Después de esta etapa, se procede a la instalación de economizador, como se muestra en la Figura 7.



**Fig. 7.** Diagrama de Simulación del Generador de Vapor con una alimentación en el lado frío, adición del economizador.

Como se puede ver la corriente A3 es independiente aun de la corriente A3I, pero el objetivo es juntarlas para que sea una sola, no es necesario hacer lo que se hizo con las corrientes A4 y A4I, ya que las corrientes A3 y A3I están en fase líquida y lo único que se necesita es igualar las temperaturas por medio del requerimiento calórico en el economizador, el cual es de 648,000Kcal/h, la corriente A2 entra a temperatura ambiente, la cual es de 25°C. Los resultados de las corrientes A2, A3, A3I, A4, GC3 y GC4 se muestran a continuación en la Tabla- 4:

**TABLA-4.** Resultados de la cuarta etapa de simulación, cambiador de fase.

	Unidades	A2	A3	A31	A4	GC3	GC4
De				EC	CF	CF	CF
Hacia		EC	CF		SC		EC
Fase		Liquido	Liquido		Vapor	Vapor	Vapor
Flujo Molar Por componente							
CO	Kgmol/h	0	0	0	0	490.43	490.43
CO2	Kgmol/h	0	0	0	0	81.74	81.74
O2	Kgmol/h	0	0	0	0	8.17	8.17
N2	Kgmol/h	0	0	0	0	3506.59	3506.59
H2O	Kgmol/h	649.45	649.45	649.45	649.45	0	0
Flujo Molar	Kgmol/h	649.45	649.45	649.45	649.45	4086.94	4086.94
Flujo Masico	Kg/h	11700	11700	11700	11700	115828	115828
Flujo Volumetrico	L/min	194.97	200.05	200.05	5236.17	2084623	2084623
Temperatura	°C	25	80	80.72	282.64	376.09	354.51
Presión	Kg/cm <sup>2</sup>	70	70	70	70	1.8	1.8
Entalpía Molar	Kcal/gmol	-68.24	-67.26	-67.24	-57.25	-2.54	-2.7
Entalpía Másica	Kcal/kg	-3787.94	-3733.27	-3732.55	-3177.72	-89.67	-95.27
Flujo de Entalpía (-)	Kcal/h	4431884	52265808	43670844	37179288	10386770.4	11034770.4
Entropía Molar	Kcal/kgmol K	-0.04	-0.04	-0.04	-0.2	0.01	0.01
Entropía Másica	Kcal/kg K	-2.16	-2	-1.99	-0.09	0.28	0.27
Densidad	Kg/m <sup>3</sup>	1000.8	974.73	974.28	37.24	0.93	0.96
Peso molecular promedio		18.02	18.02	18.02	18.02	28.34	28.34

\*SC: Sobrecalentador

\*CF: Cambiador de fase

\*EC: Economizador



**TABLA-5.** Resultados de la quinta etapa de simulación, cambiador de fase con corriente integrada a economizador y bomba.

	Unidades	A1	A2	A3	A5	GC3	GC4
De			BB		SC	CF	CF
Hacia		BB	EC	CF			EC
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Vapor	Vapor
Flujo Molar por Componente							
CO	Kgmol/h	0	0	0	0	490.43	490.43
CO2	Kgmol/h	0	0	0	0	81.74	81.74
O2	Kgmol/h	0	0	0	0	8.17	8.17
N2	Kgmol/h	0	0	0	0	3506.59	3506.59
H2O	Kgmol/h	649.45	649.45	649.45	649.45	0	0
Flujo Molar	Kgmol/h	649.45	649.45	649.45	649.45	4086.94	4086.94
Flujo Másico	Kg/h	11700	11700	11700	11700	115828	115828
Flujo Volumétrico	L/min	194.97	194.97	200.05	9382.46	2084623	2084623
Temperatura	°C	25	27.17	82.88	484.35	376.09	354.51
Presión	Kg/cm <sup>2</sup>	1.03	70	70	70	1.8	1.8
Entalpía Molar	Kcal/gmol	-68.24	-68.24	-67.26	-54.2	-2.54	-2.7
Entalpía Másica	Kcal/kg	-3787.94	-3787.94	-3733.27	-3008.66	-89.67	-95.27
Flujo de Entalpía(-)	Kcal/h	4431884	4431884	52265808	42121224	10386770.4	11034770.4
Entropía Molar	Kcal/kgmol K	-0.04	-0.04	-0.04	-0.01	0.01	0.01
Entropía Másica	Kcal/kg K	-2.16	-2.16	-2	-0.86	0.28	0.27
Densidad	Kg/m <sup>3</sup>	997.17	999.58	974.73	1.16	0.93	0.96
Peso molecular promedio		18.02	18.02	18.02	18.02	28.34	28.34

\*SC: Sobrecalentador

\*CF: Cambiador de fase

\*EC: Economizador

Los Resultados de la simulación contemplando todas las corrientes, se muestran en la Tabla- 6.

**Tabla- 6:** Resultados, etapa final de simulación.

	Unidades	A1	A2	A3	A4	A5	GC1	GC2	GC3	GC4
De			BB		CF	SC		SC	CF	CF
Hacia		BB	EC	CF	SC		SC	CF		EC
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor
Flujo Molar por Componente										
CO	Kgmol/h	0	0	0	0	0	490.43	490.43	490.43	490.43
CO2	Kgmol/h	0	0	0	0	0	81.74	81.74	81.74	81.74
O2	Kgmol/h	0	0	0	0	0	8.17	8.17	8.17	8.17
N2	Kgmol/h	0	0	0	0	0	3506.59	3506.59	3506.59	3506.59
H2O	Kgmol/h	649.45	649.45	649.45	649.45	649.45	0	0	0	0
Flujo Molar	Kgmol/h	649.45	649.45	649.45	649.45	649.45	4086.94	4086.94	4086.94	4086.94
Flujo Másico	Kg/h	11700	11700	11700	11700	11700	115828	115828	115828	115828
Flujo Volumétrico	L/min	194.97	194.97	200.05	5236.17	9382.46	2963604	2761426	2084623	2084623
Temperatura	°C	25	27.17	82.88	282.64	484.35	650	586.99	376.09	354.51
Presión	Kg/cm <sup>2</sup>	1.03	70	70	70	70	1.8	1.8	1.8	1.8
Entalpía Molar	Kcal/gmol	-68.24	-68.24	-67.26	-57.25	-54.2	-0.46	-0.95	-2.54	-2.7
Entalpía Másica	Kcal/kg	-3787.94	3787.94	-3733.27	-3177.72	-3008.66	-16.29	-33.56	-89.67	-95.27
Flujo de Entalpía	Kcal/h	4431884	4431884	52265808	37179288	42121224	1886771.52	10386770.4	10386770.4	11034770.4
Entropía Molar	Kcal/kgmol K	-0.04	-0.04	-0.04	-0.2	-0.01	0.1	0.1	0.01	0.01
Entropía Másica	Kcal/kg K	-2.16	-2.16	-2	-0.09	-0.86	0.37	0.36	0.28	0.27
Densidad	Kg/m <sup>3</sup>	997.17	999.58	974.73	37.24	1.16	0.65	0.7	0.93	0.96
Peso molecular promedio		18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	28.34	28.34	28.34	28.34

Se puede observar en la tabla anterior que la calidad deseada del vapor es la adecuada, por lo que esta simulación es el punto de arranque del diseño termodinámico del generador de vapor.

Se manejarán unidades en sistema inglés para el diseño del generador de vapor, debido a que la bibliografía así lo requiere.

## **3.2.DISEÑO**

### **3.2.1. ECONOMIZADOR**

Se hará el diseño termodinámico de un cambiador de calor estrictamente apegado a los criterios termodinámicos y de flujo (velocidades) sugerido en la literatura, y que se ajuste a las especificaciones recomendadas en los manuales de diseño relativos a dimensiones-distribución de tubos, tamaño de coraza, espaciado entre baffles, etc.

El equipo será utilizado para producir agua caliente ( $82.88^{\circ}\text{C}$  y  $70\text{Kg/cm}^2$ ), a partir de agua a temperatura ambiente, la cual es de aproximadamente  $25^{\circ}\text{C}$ , al hacer pasar una corriente como medio de calentamiento de gases de combustión, los cuales tienen una temperatura aproximada de  $376.09^{\circ}\text{C}$  y fluyen a razón  $115,774.95\text{ Kg/h}$ .

Se usarán tubos entre 6-20 ft de longitud IPS de acero inoxidable 304 los cuales están dispuestos en arreglo en cuadro para facilitar su limpieza. La rugosidad de estos tubos es de  $0.045\text{ mm}$  con una conductividad térmica de  $26\text{ BTU}(\text{°F ft h})^{-1}$ .

DATOS:

<b>CORRIENTE CALIENTE GC</b> <b>(1)</b>		
TinC=	<b>708.962</b>	°F
TuotC=	<b>670.118</b>	°F
Cp=	<b>0.2594</b>	BTU/lb°F
ρ=	<b>0.065</b>	lb/ft <sup>3</sup>
k=	<b>1.2</b>	BTU/lb°Fh
μ=	<b>0.0030</b>	Cp
RD=	<b>0.003</b>	(BTU/ft <sup>2</sup> °Fh) <sup>-1</sup>
W1=	<b>255,357</b>	lb/h

<b>FLUIDO FRIO AGUA</b> <b>(2)</b>		
tinF=	<b>80.91</b>	°F
toutF=	<b>181.19</b>	°F
Cp=	<b>1.0000</b>	BTU/lb°F
ρ=	<b>62.4</b>	lb/ft <sup>3</sup>
k=	<b>0.3600</b>	BTU/lb°Fh
μ	<b>1.0500</b>	cp
RD=	<b>0.001</b>	(BTU/ft <sup>2</sup> °Fh) <sup>-1</sup>
W2=	<b>25,794.08</b>	lb/h

<b>TUBOS</b>				
<b>Material:</b>	Acero inoxidable 304			
<b>Rugosidad=</b>	<b>0.045</b>	mm=	0.0001477	ft
<b>k tubo=</b>	<b>26</b>	BTU/ft°F		

- Cálculo del calor absorbido por el agua y cedido por los gases de combustión en el economizador.

$$Q = W * Cp * (T_2 - T_1)$$

$$Q = \left( 25,794.08 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \right) \left( 1 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \right) (181.19^\circ\text{F} - 80.91^\circ\text{F})$$

$$= 2,586,630.342 \text{ BTU/h}$$

- **Cálculo de la  $\Delta T_{mL}$ :**

CONTRAFLUJO:

$$\Delta_1 = T_1 - t_1 = 708^\circ\text{F} - 181.19^\circ\text{F} = 527.77^\circ\text{F}$$

$$\Delta_2 = T_2 - t_2 = 699.91^\circ\text{F} - 80.91^\circ\text{F} = 589^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{mL} = \frac{\Delta_2 - \Delta_1}{\text{Ln} \frac{\Delta_2}{\Delta_1}} = \frac{589^\circ\text{F} - 527.77^\circ\text{F}}{\text{Ln} \frac{589^\circ\text{F}}{527.77^\circ\text{F}}} = 557.82^\circ\text{F}$$

PARALELO

$$\Delta_1 = T_1 - t_1 = 708^\circ\text{F} - 80.91^\circ\text{F} = 628.05^\circ\text{F}$$

$$\Delta_2 = T_2 - t_2 = 669.91^\circ\text{F} - 181.19^\circ\text{F} = 488.72^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{mL} = \frac{\Delta_2 - \Delta_1}{\text{Ln} \frac{\Delta_2}{\Delta_1}} = \frac{488.72^\circ\text{F} - 628.05^\circ\text{F}}{\text{Ln} \frac{488.72^\circ\text{F}}{628.05^\circ\text{F}}} = 555.47^\circ\text{F}$$

Se selecciona el gradiente de mayor valor, para así poder utilizar una menor área;

CONTRAFLUJO:

$$\Delta T_{mL} = 557.82^\circ\text{F}$$

- **SELECCIÓN DE LA UBICACIÓN DE LOS FLUIDOS DENTRO DEL CAMBIADOR:**

Fluido 1	Fluido 2	TUBOS	CORAZA
Más tóxico		1	
Mayor flujo volumétrico		1	2
Mayor incrustabilidad		1	
Mayor temperatura		1	

El fluido uno (GC) deberá ir en lado tubos por cuestiones de toxicidad, flujo y temperatura.

De acuerdo a la bibliografía y a las sugerencias operacionales, se selecciona un valor de  $U_D$ , en donde se utilizan gases de combustión y agua, por lo que se selecciona:

$$U_D = 1 \frac{BTU}{hft^2 \circ F}$$

- Cálculo del área de transferencia de calor requerida para transferir la cantidad de calor calculado partiendo de  $U_D$  supuesta.

$$Q = UA\Delta T_{mL}$$

$$A = \frac{Q}{U \Delta T_{mL}} = \frac{2,586,630.342 \frac{BTU}{h}}{\left(1 \frac{BTU}{h \circ Fft^2}\right) (557.82 \circ F)} = 4,637ft^2$$

Determinación de las especificaciones de tubos entrando a la tabla de "tubos de intercambiadores de calor" con la información proporcionada tubos entre 6-12 ft de longitud IPS-10.

$$D_{ext} = 24 \text{ in} = 2 \text{ ft}$$

$$Longitud = L = 8 \text{ ft}$$

$$D_{int} = 23.25 \text{ in} = 1.937 \text{ ft}$$

$$Espesor = e = 0.375 \text{ in} = 0.03124 \text{ ft}$$

$$D_m = \frac{D_{ext} + D_{int}}{2} = \frac{2 \text{ ft} + 1.937 \text{ ft}}{2} = 1.968 \text{ ft}$$

- Calculo del número de tubos totales:

$$A = \pi D_{ext} L n_t$$

$$n_t = \frac{A}{\pi D_{ext} L} = \frac{4,637 \text{ft}^2}{\pi(2 \text{ft})(8 \text{ft})} = 92 \text{ tubos}$$

- Cálculo de la velocidad tomando en cuenta la literatura un intervalo en lado tubos de (3-8 ft/seg):

$$v = \frac{\left(\frac{W}{\rho}\right) \frac{1}{n_t}}{\frac{\pi(D_{int})^2}{4}} = \frac{\left(\frac{255,357 \frac{\text{lb}}{\text{h}}}{0.065 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}\right) \frac{1}{92}}{\frac{\pi(1.937 \text{ft})^2}{4}} * \left| \frac{1 \text{h}}{3600 \text{s}} \right| = 6.445 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

El valor de la velocidad se encuentra dentro de las especificaciones recomendadas por la literatura, así que se procede a seleccionar las dimensiones de la coraza. Se seleccionará un **arreglo en cuadro**, y conforme a un trazado preliminar de tubos, debido a que en la literatura no hay corazas cuyas dimensiones satisfagan las necesidades del proyecto, esto se hará a partir del número de tubos totales reales, en este caso el pitch se propone de 26 in; Vid. Trazado preliminar en Dibujo 1 en ANEXO A.

$$n_t = 92 \text{ tubos}$$

$$DS = 314 \text{ in} = 26.165 \text{ft}$$

$$Pt = 26 \text{ in} = 2.166 \text{ft}$$

#### PARA CORAZA.

- Cálculo de espaciado entre baffles.

$$B_{min} = \frac{1}{1000} DS = \frac{1}{1000} (314 \text{ in}) = 0.314 \text{ in}$$

$$B_{max} = 74 d_o^{0.75} = 74 * 24 \text{ in}^{0.75} = 813 \text{ in}$$

Debido a que se necesita incrementar el área de contacto en la coraza, el espaciado entre mamparas, necesita ser muy pequeño, esto está directamente relacionado con las caídas de presión, en este caso no se verá afectado, ya que la simulación preliminar se hizo en base a 70Kg/cm<sup>2</sup>, por lo que se pueden perder hasta 8Kg/cm<sup>2</sup>, en el lado coraza.

Por lo que se selecciona un espaciado entre baffles  $B = 0.33in$

$$\frac{B}{D} = \frac{0.33in}{314in} = 0.001$$

- Cálculo del claro.

$$C' = Pt - do = 26in - 24in = 2in = 0.167ft$$

- Cálculo del diámetro equivalente, como ya se mencionó el arreglo de tubos es en cuadro.

$$D_{eq} = \frac{4(Pt^2 - \frac{\pi D_{ext}^2}{4})}{\pi D_{ext}} = \frac{4(2.165ft^2 - \frac{\pi 2ft^2}{4})}{\pi * 2ft} = 0.988ft$$

- Cálculo del área de transferencia en coraza (S).

$$S = \frac{DS * C' * B}{Pt} = \frac{26.16ft * 0.167ft * 0.33ft}{2.167ft} = 0.0553ft^2$$

- Cálculo de flujo másico (G).

$$G = \frac{W}{S} = \frac{25,794.08lb/h}{0.0553ft^2} = 466,033.4 \frac{lb}{hft^2}$$

- Cálculo de la velocidad en coraza tomando en cuenta la literatura un intervalo de (2-5 ft/s).

$$v = \frac{G}{\rho} \frac{1h}{3600s} = \frac{466,033.4 \frac{lb}{hft^2}}{62.2752 \frac{lb}{ft^3}} * \frac{1h}{3600s} = 2.10ft/s$$

La velocidad de lado coraza es adecuada.

- Cálculo del coeficiente de transferencia de calor ( $h_i$ ) del lado tubos.

- Determinación del gasto másico (G) de lado tubos.

$$G = \frac{W}{S} = \frac{\frac{255,357lb}{92}}{\frac{\pi}{4} * (1.937ft)^2} = 941.5 \frac{lb}{hft^2}$$

- Cálculo de la velocidad de lado tubos

$$v = \frac{G}{\rho} \frac{1h}{3600s} = \frac{914.5 \frac{lb}{hft^2}}{0.04056 \frac{lb}{ft^3}} * \frac{1h}{3600s} = 6.44ft/s$$

- Cálculo del número de Reynolds.

$$Re = \frac{Di * v * \rho}{\mu} = \frac{1.937ft * \frac{6.44ft}{s} * \frac{3600s}{1h} * \frac{0.04056lb}{ft^3}}{0.824cp * \frac{2.42lb}{fth}} = 914.75$$

- Cálculo del numero de Prandt

$$Pr = \frac{\mu * Cp}{K} = \frac{0.824cp * \frac{2.42lb}{fth} * 0.2594 \frac{BTU}{lb^{\circ}F}}{1.2 \frac{BTU}{fth^{\circ}F}} = 0.431$$

Debido a que el número de Reynolds indica que el flujo es LAMINAR, el coeficiente de transferencia de calor se calcula de la siguiente manera.

$$hi = 1.86 \frac{K}{Di} \left( \frac{Re Pr L}{K} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$hi = 1.86 \frac{1.2 \frac{BTU}{fth^{\circ}F}}{1.937ft} \left( \frac{(914.75)(0.431)(8ft)}{1.2 \frac{BTU}{fth^{\circ}F}} \right)^{1/3} = 13.55 \frac{BTU}{ft^{\circ}Fh}$$

- Cálculo del coeficiente de transferencia de calor (hext) del lado coraza.

- Cálculo del número de Reynolds.

$$Re = \frac{Deq * G}{\mu} = \frac{0.988ft * 466,033.4 \frac{lb}{hft^2}}{0.65cp * \frac{2.42lb}{fth}} = 292,874.17$$

- Cálculo del número de Prandt

$$Pr = \frac{\mu * Cp}{K} = \frac{0.65cp * \frac{2.42lb}{fth} * 1 \frac{BTU}{lb^{\circ}F}}{0.58 \frac{BTU}{fth^{\circ}F}} = 2.71$$

Debido a que el número de Reynolds indica que el flujo es TURBULENTO, el coeficiente de transferencia de calor se calcula de la siguiente manera.

$$h_{ext} = 0.36 \frac{K}{Deq} (Re)^{0.55} (Pr)^{\frac{1}{3}}$$

$$h_{ext} = 0.36 \frac{0.58 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F}}{0.988 ft} (292,874.17)^{0.55} (2.71)^{1/3} = 298.12 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h}$$

- Después de haber obtenido el coeficiente de transferencia de calor, calculamos  $U_{ext}$  (coeficiente de transferencia de calor limpio).

$$U_{ext} = \frac{1}{\frac{D_{ext}}{D_{int}} \frac{1}{h_{int}} + \frac{D_{ext}}{D_m} \frac{e}{k} + \frac{1}{h_{ext}}}$$

$$U_{ext} = \frac{1}{\frac{2ft}{1.937ft} \frac{1}{13.55 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h}} + \frac{2ft}{1.968ft} \frac{0.0312ft}{26 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h}} + \frac{1}{298.12 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h}}}$$

$$= 12.38 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h}$$

- Luego de esto obtenemos  $U_D$  (coeficiente de calor sucio) agregando el factor de ensuciamiento de cada uno de los fluidos.

$$U_D = \frac{1}{\frac{D_{ext}}{D_{int}} \frac{1}{h_{int}} + \frac{D}{D_m} \frac{e}{k} + \frac{1}{h_{ext}} + R_{Dint} + R_{Dext}}$$

$$U_D = \frac{1}{\frac{2ft}{1.937ft} \frac{1}{13.55 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h}} + \frac{2ft}{1.968ft} \frac{0.0312ft}{26 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h}} + \frac{1}{298.12 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h}} + 0.003 \frac{ft^2 \cdot h}{BTU} + 0.001 \frac{ft^2 \cdot h}{BTU}}$$

$$= 11.8 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h}$$

- Continuamos con el cálculo la resistencia permisible al ensuciamiento  $R_D$

$$R_D = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_{ext}}$$

$$R_D = \frac{1}{11.8 \frac{ft^{2 \circ} Fh}{BTU}} - \frac{1}{12.38 \frac{ft^{2 \circ} Fh}{BTU}} = 0.041$$

- Después de haber calculado la resistencia permisible al ensuciamiento, calculamos la caída de presión lado coraza  $\Delta P_c$

$$\Delta P_c = \frac{f G^2 D I (N + 1)}{2 g \rho D_{eq}}$$

- Cálculo del factor de fricción de Fanning

$$f = \exp[0.576 - 0.19 \ln(Re)]$$

$$f = \exp[0.576 - 0.19 \ln(292,974.17)] = 0.00113$$

$$\Delta P_c = \frac{(0.00113) \left(466,033.4 \frac{lb}{ft^2 h}\right)^2 26.16 ft (291 + 1)}{(2) \left(417118110 \frac{ft^2}{h}\right) \left(62.3031 \frac{lb}{ft^3}\right) * 0.988 ft} = 36.9 \frac{lb}{in^2}$$

- Se procede a calcular la caída de presión lado tubos  $\Delta P_t$

$$\Delta P_t = \frac{f G^2 L n_p}{2 g \rho D_{int}}$$

- Cálculo del factor de fricción de Fanning

$$f = \frac{0.25}{\left(\log\left(\frac{\varepsilon}{3.7 D_{int}} + \frac{5.74}{Re^{0.9}}\right)\right)^2}$$

$\varepsilon$  es la rugosidad absoluta (acero comercial =  $45 \times 10^{-6} m$ )

$$f = \frac{0.25}{\left(\log\left(\frac{45 \times 10^{-6}}{3.7 * 1.937} + \frac{5.74}{914.75^{0.9}}\right)\right)^2} = 0.0688$$

$$\Delta P_t = \frac{0.0688 * \left(941.5 \frac{lb}{ft^2 h}\right)^2 * 8 ft * 1}{(2) \left(417118110 \frac{ft^2}{h}\right) \left(0.06 \frac{lb}{ft^3}\right) * 1.937 ft} = 0.0074 \frac{lb}{ft^2}$$

- Se calcula la presión por retorno  $\Delta P_r$

$$\Delta P_c = \frac{4n_p G^2}{2g\rho}$$

$$\Delta P_c = \frac{(4)(1) \left( 941.5 \frac{lb}{ft^2 h} \right)^2}{(2) \left( 417118110 \frac{ft}{h} \right) \left( 0.06 \frac{lb}{ft^3} \right)} = 0.104 \frac{lb}{ft^2}$$

- Por último se calcula la presión total del equipo  $\Delta P_T$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_c$$

$$\Delta P_T = 0.0074 \frac{lb}{ft^2} + 0.104 \frac{lb}{ft^2} = \frac{0.1121 \frac{lb}{ft^2}}{\frac{144 ft^2}{in^2}} = 0.00077 \frac{lb}{in^2}$$

### 3.2.2. EVAPORADOR.

El equipo será utilizado para producir vapor con una temperatura ligeramente superior a la temperatura de saturación a la presión de 70Kg/cm<sup>2</sup>, la cual será aproximadamente de 282.64°C, esto a partir de agua caliente aproximadamente de 82.88°C, proveniente del economizador, utilizando una corriente como medio de calentamiento de gases de combustión, los cuales tienen una temperatura aproximada de 586.99°C y fluyen a razón 115,774.95 Kg/h.

Se usarán tubos entre 6-28 ft de longitud IPS de acero inoxidable 304 los cuales están dispuestos en arreglo en cuadro para facilitar su limpieza. La rugosidad de estos tubos es de 0.045 mm con una conductividad térmica de 26 BTU(°F ft h)<sup>-1</sup>.

DATOS:

CORRIENTE CALIENTE GC (1)		
TinC=	1086.8	°F
TuotC=	708.96	°F
Cp=	0.17029	BTU/lb°F
ρ=	0.04	lb/ft³
k=	1.2	BTU/lb°Fh
μ=	0.0030	Cp
RD=	0.003	(BTU/ft²°Fh)⁻¹
W1=	255,357	lb/h

FLUIDO FRIO AGUA (2)		
tinF=	181.19	°F
toutF=	540.75	°F
Cp=	1.0000	BTU/lb°F
ρ=	2.31	lb/ft³
k=	0.7800	BTU/lb°Fh
μ	0.0400	cp
RD=	0.001	(BTU/ft²°Fh)⁻¹
W2=	25,794.08	lb/h
λ@Pdis	640	BTU/lb

TUBOS				
Material:	Acero inoxidable 304			
Rugosidad=	0.045	mm=	0.0001477	ft
k tubo=	26	BTU/ft°F		

- Cálculo del calor absorbido por el agua, considerando el cambio de fase en el economizador.

$$Q = W * \lambda_{@Pdis}$$

$$Q = \left( 25,794.08 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \right) \left( 640 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \right) = 16,508,211.2 \text{ BTU/h}$$

- Cálculo de la  $\Delta T_{mL}$ :

CONTRAFLUJO:

$$\Delta_1 = T_1 - t_1 = 1086.8^\circ\text{F} - 181.19^\circ\text{F} = 907.39^\circ\text{F}$$

$$\Delta_2 = T_2 - t_2 = 708.96^\circ\text{F} - 540.75^\circ\text{F} = 168.21^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{mL} = \frac{\Delta_2 - \Delta_1}{\ln \frac{\Delta_2}{\Delta_1}} = \frac{168.21^\circ\text{F} - 907.39^\circ\text{F}}{\ln \frac{168.21^\circ\text{F}}{907.39^\circ\text{F}}} = 438.58^\circ\text{F}$$

PARALELO

$$\Delta_1 = T_1 - t_1 = 708.96^\circ\text{F} - 181.19^\circ\text{F} = 527.77^\circ\text{F}$$

$$\Delta_2 = T_2 - t_2 = 1086.40^\circ\text{F} - 540.75^\circ\text{F} = 547.83^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{mL} = \frac{\Delta_2 - \Delta_1}{\ln \frac{\Delta_2}{\Delta_1}} = \frac{537.73^\circ\text{F} - 527.77^\circ\text{F}}{\ln \frac{537.73^\circ\text{F}}{547.83^\circ\text{F}}} = 537.73^\circ\text{F}$$

Se selecciona el gradiente de mayor valor, para así poder utilizar una menor área

**CONTRAFLUJO:**

$$\Delta T_{mL} = 537.73^\circ\text{F}$$

- SELECCIÓN DE LA UBICACIÓN DE LOS FLUIDOS DENTRO DEL CAMBIADOR:

Fluido 1	Fluido 2	TUBOS	CORAZA
Más tóxico		1	
Mayor flujo volumetrico		1	2
Mayor incrustabilidad			2
Mayor temperatura		1	

El fluido uno deberá ir en lado tubos por cuestiones de toxicidad, flujo y temperatura.

De acuerdo a la bibliografía y a las sugerencias operacionales, se selecciona un valor de  $U_D$ , en donde se utilizan gases de combustión y vapor, por lo que se selecciona:

$$U_D = 2.5 \frac{BTU}{hft^2 \cdot ^\circ F}$$

- Cálculo del área de transferencia de calor requerida para transferir la cantidad de calor calculado partiendo de  $U_D$  supuesta.

$$Q = UA\Delta T_{mL}$$

$$A = \frac{Q}{U \Delta T_{mL}} = \frac{16,508,211.2 \frac{BTU}{h}}{\left(2.5 \frac{BTU}{h \cdot ^\circ Fft^2}\right) (537.73^\circ F)} = 12,279.75ft^2$$

Determinación de las especificaciones de tubos entrando a la tabla de “tubos de intercambiadores de calor”<sup>2</sup> con la información proporcionada tubos entre 6-28 ft de longitud IPS-10.

$$D_{ext} = 24 \text{ in} = 2ft$$

$$Longitud = L = 22ft$$

$$D_{int} = 23.25 \text{ in} = 1.937ft$$

$$Espesor = e = 0.375 \text{ in} = 0.03124ft$$

$$D_m = \frac{D_{ext} + D_{int}}{2} = \frac{2ft + 1.937ft}{2} = 1.968ft$$

- Cálculo del número de tubos totales:

$$A = \pi D_{ext} L n_t$$

$$n_t = \frac{A}{\pi D_{ext} L} = \frac{12,279.75ft^2}{\pi (2ft)(22ft)} = 89 \text{ tubos}$$

- Cálculo de la velocidad tomando en cuenta la literatura un intervalo en lado tubos de (3-8 ft/seg):

$$v = \frac{\left(\frac{W}{\rho}\right) \frac{1}{n_t}}{\frac{\pi(D_{int})^2}{4}} = \frac{\left(\frac{255,357 \frac{\text{lb}}{\text{h}}}{0.065 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}\right) \frac{1}{89}}{\frac{\pi(1.937 \text{ft})^2}{4}} * \left|\frac{1 \text{h}}{3600 \text{s}}\right| = 6.66 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

El valor de la velocidad se encuentra dentro de las especificaciones recomendadas por la literatura, así que se procede a seleccionar las dimensiones de la coraza. Se seleccionara un **arreglo en cuadro**, y conforme a un trazado preliminar de tubos, debido a que en la literatura no hay corazas cuyas dimensiones satisfagan las necesidades del proyecto, esto se hará a partir del numero de tubos totales reales, en este caso el pitch se propone de 26 in; Vid. Trazado preliminar en Dibujo 2 en ANEXO B.

$$n_t = 89 \text{ tubos}$$

$$DS = 288 \text{ in} = 24 \text{ft}$$

$$Pt = 26 \text{in} = 2.166 \text{ft}$$

#### PARA CORAZA.

- Cálculo de espaciado entre baffles.

$$B_{min} = \frac{1}{1000} DS = \frac{1}{1000} (288 \text{in}) = 0.288 \text{in}$$

$$B_{max} = 74 d_o^{0.75} = 74 * 24 \text{in}^{0.75} = 813 \text{in}$$

Debido a que se necesita incrementar el área de contacto en la coraza, el espaciado entre mamparas, necesita ser muy pequeño, esto está directamente relacionado con las caídas de presión, en este caso no se verá afectado, ya que la simulación preliminar se hizo en base a 70Kg/cm<sup>2</sup>, por lo que se pueden perder hasta 8Kg/cm<sup>2</sup>, en el lado coraza.

Por lo que se selecciona un espaciado entre baffles B=100in

$$\frac{B}{D} = \frac{100 \text{in}}{288 \text{in}} 0.3472$$

- Cálculo del claro.

$$C' = Pt - do = 26in - 24in = 2in = 0.167ft$$

- Cálculo del diámetro equivalente, como ya se mencionó el arreglo de tubos es en cuadro.

$$D_{eq} = \frac{4(Pt^2 - \frac{\pi D_{ext}^2}{4})}{\pi D_{ext}} = \frac{4(2.165ft^2 - \frac{\pi 2ft^2}{4})}{\pi * 2ft} = 0.988ft$$

- Cálculo del área de transferencia en coraza (S).

$$S = \frac{DS * C' * B}{Pt} = \frac{23.99ft * 0.167ft * 0.33ft}{2.167ft} = 15.38ft^2$$

- Cálculo de flujo másico (G).

$$G = \frac{W}{S} = \frac{25,794.08lb/h}{15.38ft^2} = 1,676.74 \frac{lb}{hft^2}$$

- Cálculo de la velocidad en coraza tomando en cuenta la literatura un intervalo de (2-5 ft/s).

$$v = \frac{G}{\rho} \frac{1h}{3600s} = \frac{1,674.74}{62.2752 \frac{lb}{ft^3}} * \frac{1h}{3600s} = 3.63ft/s$$

La velocidad de lado coraza es adecuada.

- Cálculo del coeficiente de transferencia de calor (hi) del lado tubos.

- Determinación del gasto másico (G) de lado tubos.

$$G = \frac{W}{S} = \frac{\frac{255,357lb}{89}}{\frac{\pi}{4} * (1.937ft)^2} = 1,007.18 \frac{lb}{hft^2}$$

- Cálculo de la velocidad de lado tubos

$$v = \frac{G}{\rho} \frac{1h}{3600s} = \frac{1,007.18 \frac{lb}{hft^2}}{0.04056 \frac{lb}{ft^3}} * \frac{1h}{3600s} = 6.89 ft/s$$

- Cálculo del número de Reynolds.

$$Re = \frac{Di * v * \rho}{\mu} = \frac{1.937ft * \frac{6.89ft}{s} * \frac{3600s}{1h} * \frac{0.04056lb}{ft^3}}{0.824cp * \frac{2.42lb}{fth}} = 978.57$$

- Cálculo del numero de Prandt

$$Pr = \frac{\mu * Cp}{K} = \frac{0.824cp * \frac{2.42lb}{fth} * 0.17029 \frac{BTU}{lb^{\circ}F}}{1.2 \frac{BTU}{fth^{\circ}F}} = 0.28$$

Debido a que el número de Reynolds indica que el flujo es LAMINAR, el coeficiente de transferencia de calor se calcula de la siguiente manera.

$$hi = 1.86 \frac{K}{Di} \left( \frac{Re Pr L}{K} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$hi = 1.86 \frac{1.2 \frac{BTU}{fth^{\circ}F}}{1.937ft} \left( \frac{(978.57)(0.28)(22ft)}{1.2 \frac{BTU}{fth^{\circ}F}} \right)^{1/3} = 16.87 \frac{BTU}{ft^2^{\circ}Fh}$$

- Cálculo del coeficiente de transferencia de calor (hext) del lado coraza.  
Debido a que se está involucrando un cambio de fase se debe calcular primeramente el siguiente coeficiente (hio).

$$hio = \frac{hi * Di}{Dext} = \frac{16.87 \frac{BTU}{ft^2^{\circ}Fh} * 1.93ft}{2ft} = 16.35 \frac{BTU}{ft^2^{\circ}Fh}$$

- Cálculo del número de Reynolds.

$$Re = \frac{Deq * G}{\mu} = \frac{0.988ft * 1,676.74 \frac{lb}{hft^2}}{0.65cp * \frac{2.42lb}{fth}} = 1053.73$$

- Cálculo del número de Prandt

$$Pr = \frac{\mu * Cp}{K} = \frac{0.65cp * \frac{2.42lb}{fth} * 1 \frac{BTU}{lb^{\circ}F}}{0.58 \frac{BTU}{fth^{\circ}F}} = 1.91$$

Debido a que el número de Reynolds indica que el flujo es LAMINAR, el coeficiente de transferencia de calor se calcula de la siguiente manera.

$$hi = 1.86 \frac{K}{Di} \left( \frac{Re Pr L}{K} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$h_{ext} = 1.86 \frac{0.58 \frac{BTU}{fth^{\circ}F}}{1.93ft} \left( \frac{1053.73 * 1.91 * 22ft}{0.58 \frac{BTU}{fth^{\circ}F}} \right)^{\frac{1}{3}} = 18.55 \frac{BTU}{ft^2^{\circ}Fh}$$

- Después de haber obtenido el coeficiente de transferencia de calor, calculamos  $U_{ext}$  (coeficiente de transferencia de calor limpio).

$$U_{ext} = \frac{h_{io} * h_{ext}}{h_{io} + h_{ext}} = \frac{16.35 * 18.55}{16.35 + 18.55} = 8.69 \frac{BTU}{ft^2^{\circ}Fh}$$

- Luego de esto obtenemos  $U_D$  (coeficiente de calor sucio) agregando el factor de ensuciamiento de cada uno de los fluidos.

$$U_D = \frac{1}{\frac{D_{ext}}{D_{int}} \frac{1}{h_{int}} + \frac{D}{Dm} \frac{e}{k} + \frac{1}{h_{ext}} + R_{Dint} + R_{Dext}}$$

$$U_D = \frac{1}{\frac{2ft}{1.937ft} \frac{1}{16.35 \frac{BTU}{ft^2^{\circ}Fh}} + \frac{2ft}{1.968ft} \frac{0.0312ft}{26 \frac{BTU}{ft^2^{\circ}Fh}} + \frac{1}{18.55 \frac{BTU}{ft^2^{\circ}Fh}} + 0.003 \frac{ft^2^{\circ}Fh}{BTU} + 0.001 \frac{ft^2^{\circ}Fh}{BTU}}$$

$$= 8.31 \frac{BTU}{ft^2^{\circ}Fh}$$

- Continuamos con el cálculo de la resistencia permisible al ensuciamiento  $R_D$

$$R_D = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_{ext}}$$

$$R_D = \frac{1}{8.31 \frac{ft^2 \circ F h}{BTU}} - \frac{1}{8.69 \frac{ft^2 \circ F h}{BTU}} = 0.058$$

- Después de haber calculado la resistencia permisible al ensuciamiento calculamos la caída de presión lado coraza  $\Delta P_c$

$$\Delta P_c = \frac{f G^2 D I (N + 1)}{2 g \rho D_{eq}}$$

- Cálculo del factor de fricción de Fanning

$$f = \exp[0.576 - 0.19 \ln(Re)]$$

$$f = \exp[0.576 - 0.19 \ln(1,503.73)] = 0.00329$$

$$\Delta P_c = \frac{(0.00329) \left(1,676.74 \frac{lb}{ft^2 h}\right)^2 23.99 ft (3 + 1)}{(2) \left(417118110 \frac{ft^2}{h}\right) \left(62.3031 \frac{lb}{ft^3}\right) * 0.988 ft} = \frac{lb}{in^2}$$

- Se procede a calcular la caída de presión lado tubos  $\Delta P_t$

$$\Delta P_t = \frac{f G^2 L n_p}{2 g \rho D_{int}}$$

- Cálculo del factor de fricción de Fanning

$$f = \frac{0.25}{\left(\log\left(\frac{\epsilon}{3.7 D_{int}} + \frac{5.74}{Re^{0.9}}\right)\right)^2}$$

$\epsilon$  es la rugosidad absoluta (acero comercial =  $45 \times 10^{-6} m$ )

$$f = \frac{0.25}{\left(\log\left(\frac{45 \times 10^{-6}}{3.7 * 1.937} + \frac{5.74}{978.75^{0.9}}\right)\right)^2} = 0.0669$$

$$\Delta P_t = \frac{0.0669 * \left(978.75 \frac{lb}{ft^2 h}\right)^2 * 22 ft * 1}{(2) \left(417118110 \frac{ft^2}{h}\right) \left(0.06 \frac{lb}{ft^3}\right) * 1.937 ft} = 0.0227 \frac{lb}{ft^2}$$

- Se calcula la presión por retorno  $\Delta P_r$

$$\Delta P_c = \frac{4n_p G^2}{2g\rho}$$

$$\Delta P_c = \frac{(4)(1) \left(978.75 \frac{lb}{ft^2 h}\right)^2}{(2) \left(417118110 \frac{ft}{h}\right) \left(0.06 \frac{lb}{ft^3}\right)} = 0.119 \frac{lb}{ft^2}$$

- Por último se calcula la presión total del equipo  $\Delta P_T$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_c$$

$$\Delta P_T = 0.0074 \frac{lb}{ft^2} + 0.104 \frac{lb}{ft^2} = \frac{0.1426 \frac{lb}{ft^2}}{\frac{144 ft^2}{in^2}} = 0.00099 \frac{lb}{in^2}$$

### 3.2.3. SOBRECALENTADOR.

El equipo será utilizado para producir vapor de alta presión con una temperatura ligeramente superior a la temperatura deseada, la cual es de 480°C, de acuerdo a la simulación, esta temperatura resulta ser de 492.64°C a 70Kg/cm<sup>2</sup> a partir de vapor aproximadamente de 282.64°C, proveniente del evaporador, mediante una corriente como medio de calentamiento de gases de combustión, los cuales tienen una temperatura aproximada de 650°C y fluyen a razón 115,774.95 Kg/h.

Se usarán tubos entre 6-28 ft de longitud IPS de acero inoxidable 304 los cuales están dispuestos en arreglo en cuadro para facilitar su limpieza. La rugosidad de estos tubos es de 0.045 mm con una conductividad térmica de 26 BTU(°F ft h)<sup>-1</sup>.

DATOS:

CORRIENTE CALIENTE GC (1)		
TinC=	1202	°F
TuotC=	1088.58	°F
Cp=	0.2594	BTU/lb°F
ρ=	0.04	lb/ft³
k=	1.2	BTU/lb°Fh
μ=	0.0030	Cp
RD=	0.003	(BTU/ft²°Fh) <sup>-1</sup>
W1=	255,357	lb/h

FLUIDO FRIO AGUA (2)		
tinF=	540.75	°F
toutF=	918.75	°F
Cp=	1.0000	BTU/lb°F
ρ=	1.29	lb/ft³
k=	0.8200	BTU/lb°Fh
μ	0.0200	Cp
RD=	0.001	(BTU/ft²°Fh) <sup>-1</sup>
W2=	25,794.08	lb/h

TUBOS				
Material:	Acero inoxidable 304			
Rugosidad=	0.045	mm=	0.0001477	ft
k tubo=	26	BTU/ft°F		

- Cálculo del calor absorbido por el vapor y cedido por los gases de combustión en el Sobrecalentador, para producción de vapor a 497.22°C.

$$Q = W * C_p * (T_2 - T_1)$$

$$Q = \left( 25,794.08 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \right) \left( 1 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \right) (918.75^\circ\text{F} - 540.45^\circ\text{F})$$

$$= 9,750,162.24 \text{ BTU/h}$$

- Cálculo de la  $\Delta T_{mL}$ :

CONTRAFLUJO:

Se deben manejar deltas de temperaturas absolutos, por lo tanto:

$$\Delta_1 = T_1 - t_1 = 540.75^\circ\text{F} - 1088.58^\circ\text{F} = 547.30^\circ\text{F}$$

$$\Delta_2 = T_2 - t_2 = 918.75^\circ\text{F} - 1202^\circ\text{F} = 283.25^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{mL} = \frac{\Delta_2 - \Delta_1}{\ln \frac{\Delta_2}{\Delta_1}} = \frac{283.25^\circ\text{F} - 547.30^\circ\text{F}}{\ln \frac{283.25^\circ\text{F}}{547.30^\circ\text{F}}} = 400.88^\circ\text{F}$$

PARALELO

$$\Delta_1 = T_1 - t_1 = 540.75^\circ\text{F} - 1202^\circ\text{F} = 661.25^\circ\text{F}$$

$$\Delta_2 = T_2 - t_2 = 918.75^\circ\text{F} - 1088.58^\circ\text{F} = 169.30^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{mL} = \frac{\Delta_2 - \Delta_1}{\ln \frac{\Delta_2}{\Delta_1}} = \frac{169.30^\circ\text{F} - 661.25^\circ\text{F}}{\ln \frac{169.30^\circ\text{F}}{661.25^\circ\text{F}}} = 361.08^\circ\text{F}$$

Se selecciona el gradiente de mayor valor, para así poder utilizar una menor área;

**CONTRAFLUJO:**

$$\Delta T_{mL} = 400.88^\circ\text{F}$$

- SELECCIÓN DE LA UBICACIÓN DE LOS FLUIDOS:

Fluido 1	Fluido 2	TUBOS	CORAZA
Más tóxico		1	
Mayor flujo volumetrico		1	2
Mayor incrustabilidad		1	
Mayor temperatura		1	

El fluido uno deberá ir en el lado tubos por cuestiones de toxicidad, flujo y temperatura.

De acuerdo a la bibliografía y a las sugerencias operacionales, se selecciona un valor de  $U_D$ , en donde se utilizan gases de combustión y vapor, por lo que se selecciona:

$$U_D = 2 \frac{BTU}{hft^2 \circ F}$$

- Cálculo del área de transferencia de calor requerida para transferir la cantidad de calor calculado partiendo de  $U_D$  supuesta.

$$Q = UA\Delta T_{mL}$$

$$A = \frac{Q}{U \Delta T_{mL}} = \frac{9,750,162.24 \frac{BTU}{h}}{\left(2 \frac{BTU}{h \circ Fft^2}\right) (400.88 \circ F)} = 12,160.7ft^2$$

Determinación de las especificaciones de tubos entrando a la tabla de “tubos de intercambiadores de calor”<sup>2</sup>, IPS-10.

$$D_{ext} = 24 \text{ in} = 2ft$$

$$Longitud = L = 22ft$$

$$D_{int} = 23.25 \text{ in} = 1.937ft$$

$$Espesor = e = 0.375 \text{ in} = 0.03124ft$$

$$D_m = \frac{D_{ext} + D_{int}}{2} = \frac{2ft + 1.937ft}{2} = 1.968ft$$

- Cálculo del número de tubos totales:

$$A = \pi D_{ext} L n_t$$

$$n_t = \frac{A}{\pi D_{ext} L} = \frac{12,160.7ft^2}{\pi (2ft)(22ft)} = 88 \text{ tubos}$$

- Cálculo de la velocidad tomando en cuenta la literatura un intervalo en lado tubos de (3-8 ft/seg):

$$v = \frac{\left(\frac{W}{\rho}\right) \frac{1}{n_t}}{\frac{\pi(D_{int})^2}{4}} = \frac{\left(\frac{255,357 \frac{\text{lb}}{\text{h}}}{0.04 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}\right) \frac{1}{88}}{\frac{\pi(1.937 \text{ft})^2}{4}} * \left|\frac{1 \text{h}}{3600 \text{s}}\right| = 6.73 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

El valor de la velocidad se encuentra dentro de las especificaciones recomendadas por la literatura, así que se procede a seleccionar las dimensiones de la coraza. Se seleccionará un **arreglo en cuadro**, y conforme a un trazado preliminar de tubos, debido a que en la literatura no hay corazas cuyas dimensiones satisfagan las necesidades del proyecto, esto se hará a partir del número de tubos totales reales, en este caso el pitch se propone de 26 in. Vid. Trazado preliminar en ANEXO C.

$$n_t = 88 \text{ tubos}$$

$$DS = 288 \text{ in} = 245 \text{ft}$$

$$Pt = 26 \text{in} = 2.166 \text{ft}$$

#### PARA CORAZA.

- Calculo de espaciado entre baffles.

$$B_{min} = \frac{1}{5} DS = \frac{1}{5} (288 \text{in}) = 57.6 \text{in}$$

$$B_{max} = 74 d_o^{0.75} = 74 * 24 \text{in}^{0.75} = 813 \text{in}$$

Debido a que se necesita incrementar el área de contacto en la coraza, el espaciado entre mamparas, necesita ser muy pequeño, esto está directamente relacionado con las caídas de presión, en este caso no se verá afectado, ya que la simulación preliminar se hizo en base a 70Kg/cm<sup>2</sup>, por lo que se pueden perder hasta 8Kg/cm<sup>2</sup>, en el lado coraza.

Por lo que se selecciona un espaciado entre baffles B= 100in

$$\frac{B}{D} = \frac{100 \text{in}}{288 \text{in}} = 0.34$$

- Cálculo del claro.

$$C' = Pt - do = 26in - 24in = 2in = 0.167ft$$

- Cálculo del diámetro equivalente, como ya se mencionó el arreglo de tubos es en cuadro.

$$D_{eq} = \frac{4(Pt^2 - \frac{\pi D_{ext}^2}{4})}{\pi D_{ext}} = \frac{4(2.165ft^2 - \frac{\pi 2ft^2}{4})}{\pi * 2ft} = 0.988ft$$

- Cálculo del área de transferencia en coraza (S).

$$S = \frac{DS * C' * B}{Pt} = \frac{24ft * 0.167ft * 8.33ft}{2.167ft} = 15.38ft^2$$

- Cálculo de flujo másico (G).

$$G = \frac{W}{S} = \frac{25,794.08lb/h}{15.38ft^2} = 1,676.74 \frac{lb}{hft^2}$$

- Cálculo de la velocidad en coraza tomando en cuenta la literatura un intervalo de (2-5 ft/s).

$$v = \frac{G}{\rho} \frac{1h}{3600s} = \frac{1,676.74 \frac{lb}{hft^2}}{62.2752 \frac{lb}{ft^3}} * \frac{1h}{3600s} = 3.63ft/s$$

La velocidad de lado coraza es adecuada.

- Cálculo del coeficiente de transferencia de calor (hi) del lado tubos.

- Determinación del gasto másico (G) de lado tubos.

$$G = \frac{W}{S} = \frac{\frac{255,357lb}{h}}{\frac{\pi}{4} * (1.937ft)^2} = 995.61 \frac{lb}{hft^2}$$

- Cálculo de la velocidad de lado tubos

$$v = \frac{G}{\rho} \frac{1h}{3600s} = \frac{995.61 \frac{lb}{hft^2}}{0.04 \frac{lb}{ft^3}} * \frac{1h}{3600s} = 6.81ft/s$$

- Cálculo del número de Reynolds.

$$Re = \frac{Di * v * \rho}{\mu} = \frac{1.937ft * \frac{6.81ft}{s} * \frac{3600s}{1h} * 0.04 \frac{lb}{ft^3}}{0.824cp * \frac{2.42lb}{fth}} = 967.32$$

- Cálculo del numero de Prandt

$$Pr = \frac{\mu * Cp}{K} = \frac{0.824cp * \frac{2.42lb}{fth} * 0.3351 \frac{BTU}{lb^{\circ}F}}{1.2 \frac{BTU}{fth^{\circ}F}} = 0.558$$

Debido a que el número de Reynolds indica que el flujo es LAMINAR, el coeficiente de transferencia de calor se calcula de la siguiente manera.

$$hi = 1.86 \frac{K}{Di} \left( \frac{Re Pr L}{K} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$hi = 1.86 \frac{1.2 \frac{BTU}{fth^{\circ}F}}{1.937ft} \left( \frac{(967.32)(0.556)(22ft)}{1.2 \frac{BTU}{fth^{\circ}F}} \right)^{1/3} = 21.07 \frac{BTU}{ft^2 \cdot Fh}$$

- Cálculo del coeficiente de transferencia de calor (hext) del lado coraza.

- Cálculo del número de Reynolds.

$$Re = \frac{Deq * G}{\mu} = \frac{0.988ft * 1,676.74 \frac{lb}{hft^2}}{0.65cp * \frac{2.42lb}{fth}} = 1053.73$$

- Cálculo del número de Prandt

$$Pr = \frac{\mu * Cp}{K} = \frac{0.65cp * \frac{2.42lb}{fth} * 1 \frac{BTU}{lb^{\circ}F}}{0.82 \frac{BTU}{fth^{\circ}F}} = 1.91$$

Debido a que el número de Reynolds indica que el flujo es LAMINAR, el coeficiente de transferencia de calor se calcula de la siguiente manera.

$$h_{ext} = j_{Ho} \frac{K}{Deq} \left( \frac{Cp\mu}{Pr} \right)^{1/3}$$

Donde  $j_{Ho}$ , se obtiene de la Gráfica-1 de ANEXO D .

$$j_{Ho} = 17$$

$$h_{ext} = 17 \frac{0.82 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F}}{0.988 ft} \left( \frac{1 \frac{BTU}{lb \cdot ^\circ F} * 0.65 cp * \frac{2.42 lb}{ft^3}}{1.91} \right)^{1/3} = 17.5 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F}$$

- Después de haber obtenido el coeficiente de transferencia de calor, calculamos  $U_{ext}$  (coeficiente de transferencia de calor limpio).

$$U_{ext} = \frac{1}{\frac{D_{ext}}{D_{int}} \frac{1}{h_{int}} + \frac{D_{ext}}{D_m} \frac{e}{k} + \frac{1}{h_{ext}}}$$

$$U_{ext} = \frac{1}{\frac{2 ft}{1.937 ft} \frac{1}{21.06 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F}} + \frac{2 ft}{1.968 ft} * \frac{0.0312 ft}{26 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F}} + \frac{1}{17.5 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F}}}$$

$$= 9.32 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F}$$

- Luego de esto obtenemos  $U_D$  (coeficiente de calor sucio) agregando el factor de ensuciamiento de cada uno de los fluidos.

$$U_D = \frac{1}{\frac{D_{ext}}{D_{int}} \frac{1}{h_{int}} + \frac{D}{D_m} \frac{e}{k} + \frac{1}{h_{ext}} + R_{Dint} + R_{Dext}}$$

$$U_D = \frac{1}{\frac{2 ft}{1.937 ft} \frac{1}{21.06 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F}} + \frac{2 ft}{1.968 ft} * \frac{0.0312 ft}{26 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F}} + \frac{1}{17.5 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F}} + 0.003 \frac{ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F}{BTU} + 0.001 \frac{ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F}{BTU}}$$

$$= 8.98 \frac{BTU}{ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F}$$

- Continuamos con el cálculo de la resistencia permisible al ensuciamiento  $R_D$

$$R_D = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_{ext}}$$

$$R_D = \frac{1}{9.32 \frac{ft^2 \circ Fh}{BTU}} - \frac{1}{8.98 \frac{ft^2 \circ Fh}{BTU}} = 0.05$$

- Después de haber calculado la resistencia permisible al ensuciamiento, calculamos la caída de presión lado coraza  $\Delta P_c$

$$\Delta P_c = \frac{fG^2DI(N+1)}{2g\rho D_{eq}}$$

- Cálculo del factor de fricción de Fanning

$$f = \exp[0.576 - 0.19 \ln(Re)]$$

$$f = \exp[0.576 - 0.19 \ln(1676.7)] = 0.003$$

$$\Delta P_c = \frac{(0.003) \left(466,033.4 \frac{lb}{ft^2h}\right)^2 24ft(3+1)}{(2) \left(417118110 \frac{ft^2}{h}\right) \left(62.3031 \frac{lb}{ft^3}\right) * 0.988ft} = 0.0084 \frac{lb}{in^2}$$

- Se procede a calcular la caída de presión lado tubos  $\Delta P_t$

$$\Delta P_t = \frac{fG^2Ln_p}{2g\rho D_{int}}$$

- Cálculo del factor de fricción de Fanning

$$f = \frac{0.25}{\left(\log\left(\frac{\varepsilon}{3.7D_{int}} + \frac{5.74}{Re^{0.9}}\right)\right)^2}$$

$\varepsilon$  es la rugosidad absoluta (acero comercial= $45 \times 10^{-6}m$ )

$$f = \frac{0.25}{\left(\log\left(\frac{45 \times 10^{-6}}{3.7 * 1.937} + \frac{5.74}{967.32^{0.9}}\right)\right)^2} = 0.0673$$

$$\Delta P_t = \frac{0.0673 * \left(1,273.79 \frac{lb}{ft^2 h}\right)^2 * 22ft * 1}{(2) \left(417118110 \frac{ft}{h}\right) \left(0.04 \frac{lb}{ft^3}\right) * 1.937ft} = 0.0223 \frac{lb}{ft^2}$$

- Se calcula la presión por retorno  $\Delta P_r$

$$\Delta P_c = \frac{4n_p G^2}{2g\rho}$$

$$\Delta P_c = \frac{(4)(1) \left(1,273.79 \frac{lb}{ft^2 h}\right)^2}{(2) \left(417118110 \frac{ft}{h}\right) \left(0.04 \frac{lb}{ft^3}\right)} = 0.1171 \frac{lb}{ft^2}$$

- Por último se calcula la presión total del equipo  $\Delta P_T$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_c$$

$$\Delta P_T = 0.0223 \frac{lb}{ft^2} + 0.1171 \frac{lb}{ft^2} = \frac{0.1395 \frac{lb}{ft^2}}{\frac{144ft^2}{in^2}} = 0.000968 \frac{lb}{in^2}$$

## **CAPÍTULO 4. PROPUESTA DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE CATALIZADOR.**

La necesidad de eliminar polvo y niebla en suspensión en los gases no sólo aparece en el tratamiento del gas procedente de ciertos procesos antes de descargarlo en la atmósfera, sino también en aquellas operaciones en las que sólidos son transportados o arrastrados por una corriente de gas o de vapor.

Los contaminantes en estado gaseoso son por mencionar algunos: óxidos de nitrógeno y de azufre (que al combinarse con el agua de la atmósfera producen la lluvia ácida), monóxido de carbono (resultado de una combustión incompleta), oxidantes fotoquímica y compuestos orgánicos volátiles.

También se tienen los polvos finos, que son arrojados a la atmósfera por fabricas, ó procesos dentro de las mismas, los cuales fungen como contaminantes, ya que reducen de manera significativa la calidad del aire, dentro de la industria de transformación del petróleo se tiene el catalizador regenerado de la Planta FCC (contaminantes en estado sólido) además de contener cenizas volátiles, al ser arrastrado por los gases de combustión circulantes.

Las cenizas y las partículas de catalizador son desprendidas por el proceso de combustión a través de las chimeneas y corrientes de escape. Algunos de los dispositivos más usados para controlar la emisión de partículas son:

- Filtros
- Cámaras de sedimentación
- Lavadores Venturi
- Precipitadores electrostáticos.
- Ciclones

#### 4.1.PROBLEMÁTICA.

La pérdida de catalizador por arrastre de los gases de combustión es un problema bastante severo, al cual no se le ha dado una adecuada solución, existen varias maneras de perder catalizador, las cuales son: por alto o bajo nivel de catalizador en el regenerador, producción excesiva de finos en el regenerador (disminución en el tamaño promedio del catalizador de equilibrio), baja presión en el sistema, alta velocidad de gases del regenerador, piernas obstruidas, y daños mecánicos en los ciclones, además que el catalizador puede irse hacia la torre fraccionadora, provocando problemas en la calidad de los productos.

Las soluciones operacionales pueden ser la verificación del nivel y ajustar a su valor normal de acuerdo a su densidad, utilizando las graficas correspondientes, ajustar entradas de vapor al regenerador a su valor de diseño, verificando que no existan entradas anormales de vapores de emergencia, incrementar la presión en el tambor de succión del compresor hasta operar el regenerador en  $2.2 \text{ kg/cm}^2$ , siempre y cuando se mantenga dentro del controlador de presión y disminuir la entrada de vapor de enfriamiento a los ciclones.

Sin embargo los ciclones presentan problemas mecánicos por erosión, siendo la velocidad la principal causa. La literatura reporta que las relaciones de erosión están en función de la velocidad elevada.

Las relaciones de erosión observadas a lo largo de diversos periodos de operación del sistema de ciclones de la planta FCC, indican que para ciclones con diámetro entre 1.2 y 1.5 metros las velocidades recomendables deberán limitarse a lo siguiente:

- Entrada a los ciclones de 1ª etapa 21 m/s
- Entrada a los ciclones de 2ª etapa 24 m/s
- Salida de gas de 1ª etapa 30 m/s

La salida de gas de 2ª etapa cuando la longitud del ciclón y la tolva es:

- 3.6 veces el diámetro del ciclón 45 m/s

- 4.8 veces el diámetro del ciclón 54 m/s

Estas velocidades son básicamente aplicables a los ciclones del regenerador. Las velocidades en los ciclones del separador-agotador son generalmente menores para disminuir la caída de presión.

Aun cuando los ciclones son probados comparativamente en laboratorio bajo condiciones controladas, su eficiencia cambia una vez instalados siendo las principales causas de pérdida de eficiencia las altas velocidades en el gas de entrada o salida, altos índices de disminución en el diámetro de partícula del catalizador que pueden ser originados por altas velocidades, alta temperatura en los gases del regenerador y baja presión.

Es por eso que los ciclones son diseñados para separar partículas de catalizador más grandes de 20  $\mu\text{m}$  de diámetro, estos normalmente tienen una eficiencia del 75% al 99%, dependiendo del desgaste que se tenga en los mismos; este es un indicativo de que la recuperación de catalizador no es completa.

La colección de polvos se debe efectuar, ya que la salud de los operadores de la planta y la población de los alrededores se puede ver afectada. Se ha establecido que el peligro principal es debido a la inhalación de partículas de polvo, estando comprendida la gama más peligrosa de tamaños entre 0.5 y 3  $\mu\text{m}$ .

Un cierto número de materiales carbonosos y materiales finamente pulverizados dan lugar a mezclas explosivas con el aire, pudiendo propagarse la flama a grandes distancias; para evitar pérdida de materiales valiosos, posibles daños al personal, instalación y población, es necesaria la recolección de este polvo, además de que el gas de combustión puede necesitarse para ser utilizado en un proceso posterior, como en este caso para producción de vapor de alta presión (480°C y 60 Kg/cm<sup>2</sup>), como medio de calentamiento convectivo.

La propuesta de recuperación de catalizador arrojado a la atmósfera es por medio de un dispositivo capaz de colectar el catalizador que no alcanzan a recuperar los ciclones instalados en la unidad FCC, es por eso que es imprescindible hacer un análisis de los diferentes dispositivos colectores de polvos comúnmente utilizados en industrias productoras de sólidos finos.

Los equipos de separación pueden estar basados en uno o más de los siguientes principios y en algunas plantas resulta difícil establecer la importancia relativa de cada uno:

- a) Sedimentación por gravedad
- b) Separación centrífuga
- c) Filtración
- d) Precipitación electrostática

## **4.2. TIPOS DE COLECTORES.**

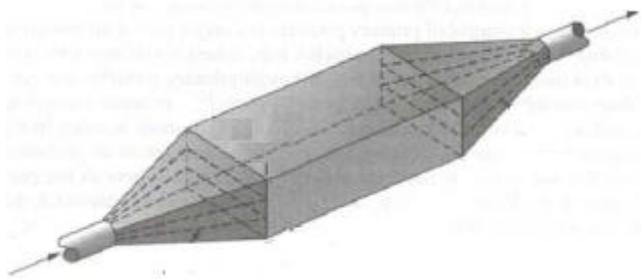
### **4.2.1. SEPARADORES POR GRAVEDAD.**

Si las partículas son grandes, se separan por sedimentación de la corriente de gas si se aumenta el área de la sección transversal. En este caso, la velocidad disminuirá desapareciendo los remolinos y las corrientes turbulentas que mantiene a las partículas en suspensión. En la mayor parte de los casos, sin embargo es necesario introducir deflectores o pantallas (Fig.10), o forzar al gas a pasar a través de una serie de bandejas (Fig. 11), esto es utilizado cuando la concentración de partículas es elevada, ya que puede limpiarse fácilmente. Los separadores de gravedad se utilizan raramente hoy en día, ya que son muy voluminosos y no pueden separar partículas menores de 50 a 100 $\mu$ m.

#### **▪ CÁMARAS DE SEDIMENTACIÓN**

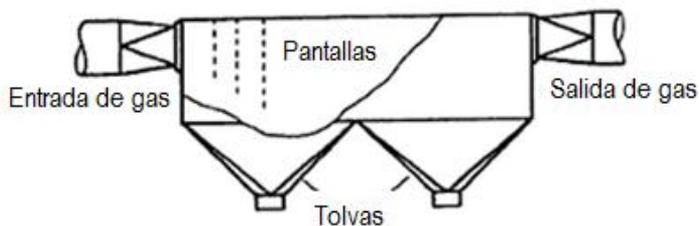
Es una cámara a través de la cual el gas pasa lentamente para permitir la sedimentación de las partículas por gravedad, es un sistema poco sofisticado y de limpieza manual pero su

construcción es fácil y requiere poco mantenimiento, se usa en corrientes muy sucias: fundiciones e industria metalúrgica. Véase Figura 9.



**Fig. 9.** Cámara de sedimentación.

En teoría son válidos para la eliminación de partículas entre 5-100  $\mu\text{m}$ , pero realmente en la práctica el tamaño límite inferior es de 50  $\mu\text{m}$  (partículas con tamaño inferior no son eliminadas), por lo que no representan una manera eficiente de eliminar las partículas de catalizador.



**Fig. 10.** Sedimentador con Pantallas.

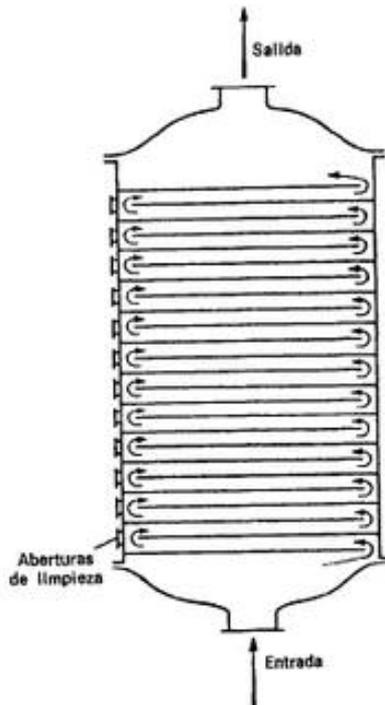


Fig. 11. Sedimentador con bandejas.

#### 4.2.2. SEPARACIÓN CENTRIFUGA.

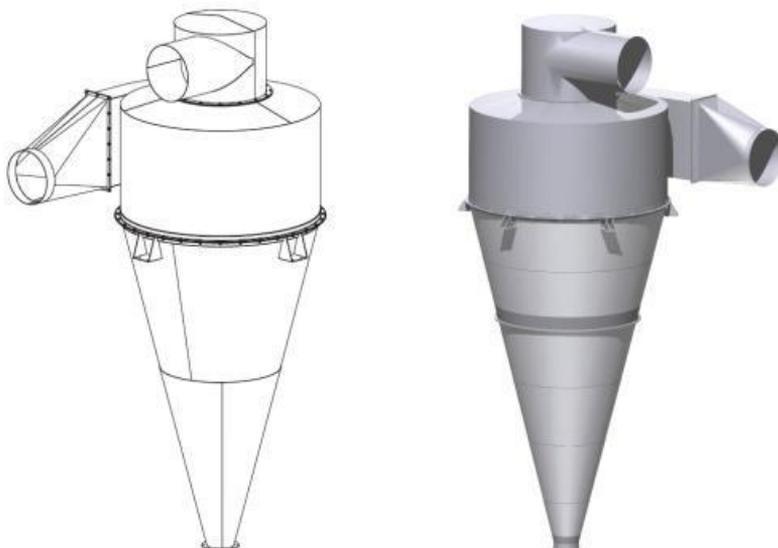
La componente radial de la velocidad actúa hacia el interior y la componente axial está dirigida en el sentido de alejarse de la entrada de gas. Las mediciones de presión indican una presión relativamente elevada en todos los puntos, excepto para una región de presión reducida correspondiente al núcleo central. Cualquier partícula se encuentra sujeta a dos fuerzas opuestas en la dirección radial, la fuerza centrífuga que tiende a lanzarla contra las paredes y el rozamiento del fluido que tiende a arrastrar a dicha partícula hacia la salida del gas. Ambas fuerzas están en función del radio de rotación y del tamaño de las partículas, con el resultado de que partículas de tamaños distintos tienden a girar con

distintos radios. Como la fuerza dirigida hacia el exterior, actúa sobre las partículas aumentando la velocidad tangencial, además la fuerza dirigida hacia el interior aumenta con la componente radial, el separador debería diseñarse para lograr una velocidad tangencial tan elevada como sea posible y una velocidad radial baja. Esto se consigue generalmente introduciendo la corriente de gas con una velocidad tangencial, con una colisión tan pequeña como sea posible, haciendo que el separador tenga una altura considerable, teniendo con esto un alto costo de inversión y mantenimiento.

El radio al que gira la partícula en el interior del ciclón corresponde a la posición para la que la fuerza radial neta sobre la partícula sea igual a cero. Las dos fuerzas que actúan son la fuerza centrífuga hacia el exterior y el rozamiento por fricción del gas que actúa hacia el interior.

- **CICLONES.**

Los ciclones son dispositivos eficientes para la eliminación de partículas, la fuerza centrífuga lleva a la partícula hacia la superficie del ciclón donde se adhieren unas a otras para formar agregados que posteriormente son eliminados por la parte inferior del sistema. Véase Figura 12.



**Fig. 12.** Ciclón

Los ciclones son sistemas simples pero requieren un alto mantenimiento, debido a la erosión, los ciclones de gran diámetro presentan buenas eficiencias de eliminación para partículas entre 40 y 50  $\mu\text{m}$ .

Los ciclones de alta eficiencia poseen diámetros menores (23 cm o menos) eficiencias del 90 % para partículas entre 5-10  $\mu\text{m}$ , pero presentan problemas de operación y además se necesita una homogenización sobre el flujo dentro del ciclón, presentan abrasión debido a las altas velocidades y problemas de taponamiento en corrientes con alta concentración de partículas, actualmente los ciclones ya se utilizan dentro de las unidades FCC y no se tiene una recuperación de catalizador satisfactoria.

### 4.2.3. FILTRACIÓN.

#### ▪ FILTRO VISCOSO.

Otra alternativa de remoción de polvos es la utilización de filtros viscosos, en los cuales la sedimentación puede atribuirse parcialmente a la sedimentación por gravedad en el relleno, en parte a los efectos de inercia y en parte a la filtración. Si el relleno está humedecido con un líquido viscoso, se mejora la eficacia ya que la partícula del líquido actúa como un filtro y evitan que las partículas sean arrastradas de nuevo en la corriente de gas. El filtro viscoso consiste en una serie de placas corrugadas, montadas en un marco y cubiertas con un aceite no secante; estas unidades se disponen luego en baterías para dar el área necesaria. Se limpian fácilmente y ofrecen una baja resistencia al flujo. Los rellenos de lana mineral ofrecen una resistencia más elevada y son muy eficaces. Véase Figura 13.

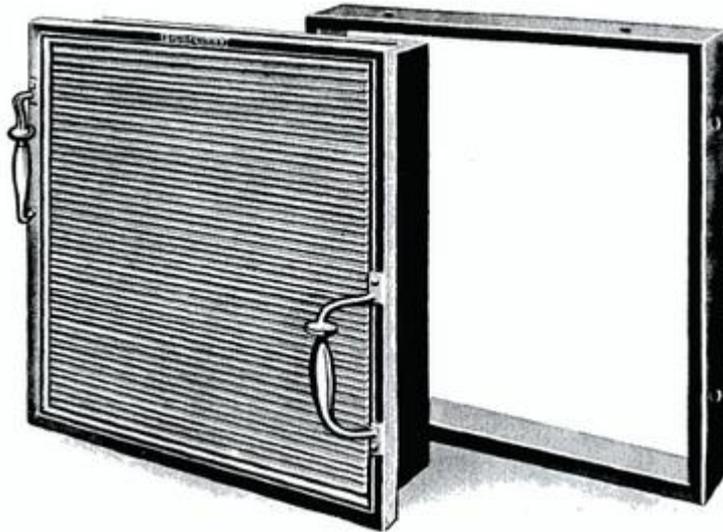


Fig. 13. Filtro viscoso

- **FILTROS DE TEJIDO.**

Los filtros de tejido incluyen todos los tipos de filtros de bolsa, en los que el medio filtrante es un tejido de lana o fieltro, dispuesto en forma tubular o soportado por una estructura adecuada. Este tipo de filtro es capaz de separar partículas de tamaño de hasta  $1\mu\text{m}$  o menos mediante la utilización de paquetes u hojas de fibra de vidrio. En un filtro normal de tejido, las partículas de menor tamaño al de las aberturas del tejido, son retenidas al chocar contra los delgados filamentos que se extienden a través de dichas aberturas. Normalmente las hebras principales de material tendrán un diámetro de  $500\mu\text{m}$ , con una separación entre ellas de  $100\text{-}200\mu\text{m}$ . Las fibras textiles individuales, con un diámetro de  $5\text{-}10\mu\text{m}$ , atraviesan las aberturas y forman una eficaz pantalla de choque capaz de separar partículas de tamaño superiores o iguales a  $1\mu\text{m}$ .

Durante su funcionamiento, la eficacia del filtro será baja hasta que se forme sobre la superficie del tejido filtrante una capa poco compacta de agregados de partículas entrelazados; esta capa constituye el medio filtrante para la separación de partículas finas. La tela debe limpiarse periódicamente para evitar un excesivo espesor de la capa de sólidos, que provoca una elevada caída de presión. La velocidad a la que los gases pasan a través de la tela filtrante debe ser baja, normalmente entre  $0.005$  y  $0.03\text{ m/s}$ , para una adecuada recuperación del polvo. Véase Figura 14.

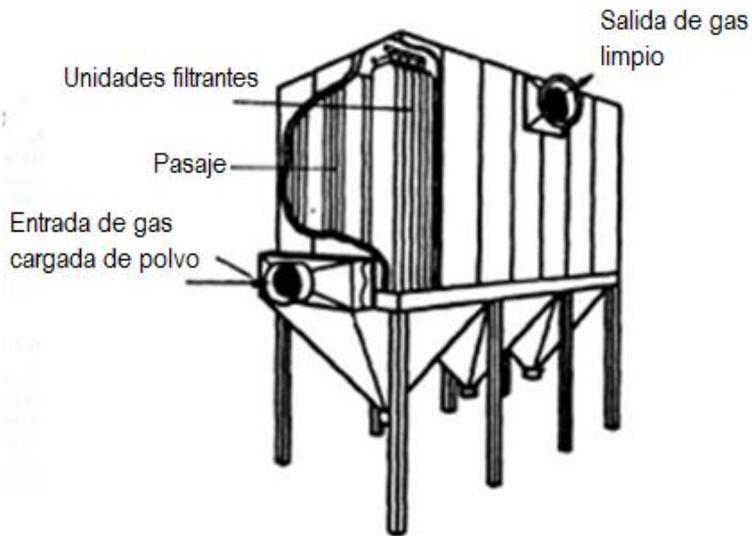


Fig. 14. Filtro de tejido.

- **FILTRO DE CHORRO INVERSO.**

Utiliza velocidades frontales de aproximadamente 0.05 m/s y con una posibilidad de tratar altas concentraciones de polvo con elevadas eficiencias; mediante este tipo de filtro pueden tratarse mezclas de difícil separación en una unidad compacta y económica. La utilización de un anillo soplante permite separar la torta en un ciclo de limpieza que dura únicamente unos pocos segundos. Véase Figura 15.

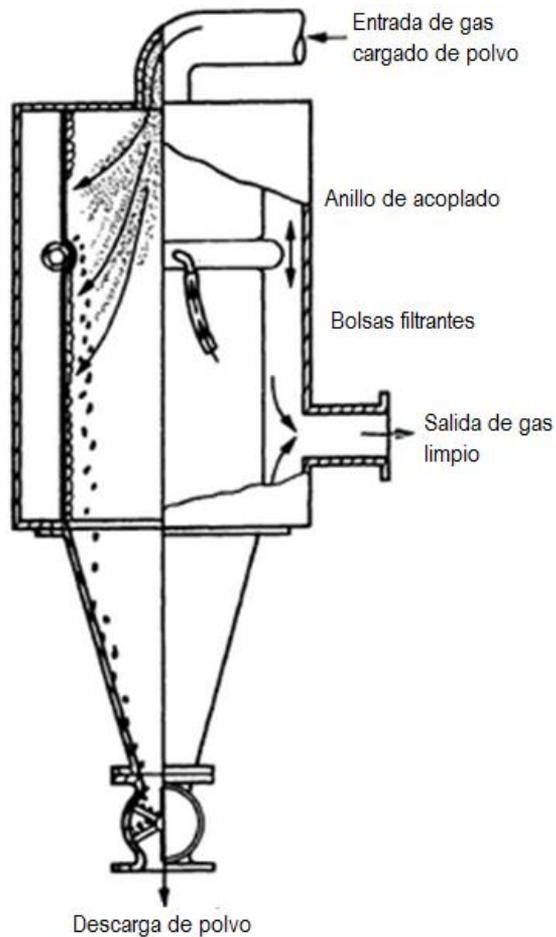
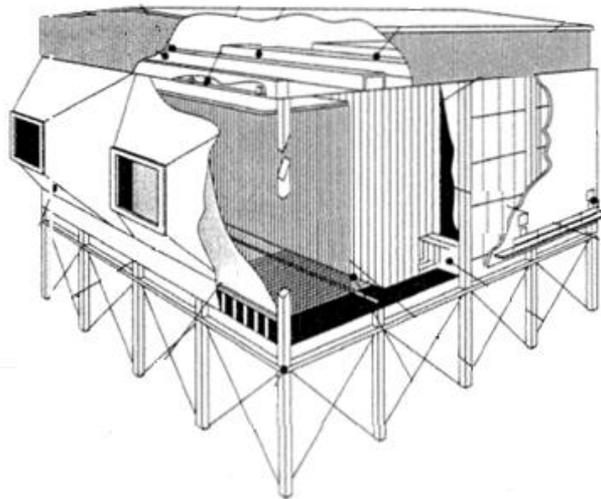


Fig. 15. Filtro de chorro inverso.

#### 4.2.4. PRECIPITACIÓN ELECTROSTÁTICA.

Cuando el gas contiene partículas muy finas, generalmente se emplea un precipitador electrostático, por ser de eficacia elevada cuando el tamaño de partícula es muy pequeño.

Un precipitador electrostático (PPE) es un dispositivo de control de partículas que utiliza fuerzas eléctricas para mover las partículas fuera de la corriente de gas y sobre las placas del colector. A las partículas se les da una carga eléctrica forzándolas a que pasen a través de una corona, una región en la cual fluyen iones gaseosos. El campo eléctrico que fuerza a las partículas cargadas hacia las paredes, el suministro eléctrico proviene de electrodos que se mantienen a un alto voltaje en el centro de la línea de flujo. Una vez que las partículas son recolectadas sobre las placas, deben ser removidas de las mismas sin que se re-encaucen en la corriente de gas. Esto se logra usualmente desprendiéndolas de las placas, permitiendo que la capa de partículas recolectada se deslice hacia una tolva desde la cual son evacuadas. Algunos precipitadores remueven las partículas con lavados con agua intermitentes o continuos. Véase Figura 16.



**Fig. 16.** Precipitador electrostático convencional.

## **TIPOS DE PRECIPITADORES ELECTROSTÁTICOS.**

Los PPE están configurados de varias maneras. Algunas de estas configuraciones han sido desarrolladas para una acción de control especial y otras han evolucionado por razones económicas. Los tipos que serán descritos aquí son:

1. El precipitador de placa-alambre
2. El precipitador de placa plana
3. El precipitador tubular
4. El precipitador húmedo, el cual puede tener cualquiera de las configuraciones mecánicas anteriores
5. El precipitador de dos etapas

### **▪ PRECIPITADORES DE PLACA-ALAMBRE.**

Los PPE de placa-alambre son utilizados en una amplia variedad de aplicaciones industriales, incluyendo calderas que queman carbón, hornos de cemento, incineradores de residuos no-peligrosos, calderas de recuperación en plantas de papel, unidades de refinación de petróleo por desintegración catalítica, plantas de sinterización, hornos básicos de oxígeno, hornos de chimenea abierta, hornos de arco eléctrico, baterías de hornos de coque y hornos de vidrio.

En un PPE de placa-alambre, el gas fluye entre placas paralelas de metal y electrodos a alto voltaje. Estos electrodos son alambres largos con pesas, colgando entre las placas o soportados ahí por estructuras tipo viguetas (armazones rígidas). En cada dirección de flujo, el flujo del gas debe pasar por cada alambre en secuencia a medida que fluye a través de la unidad.

El PPE de placa-alambre permite que muchas líneas de flujo operen en paralelo y cada línea puede ser muy alta. Como resultado, este tipo de precipitador es adecuado para manejar grandes volúmenes de gas.

El voltaje aplicado a los electrodos genera un campo magnético, una acción conocida como una “corona”. Usualmente, a los electrodos se les da una polaridad negativa porque una corona negativa soporta un voltaje mayor que una corona positiva antes de que ocurran chispas. Los iones generados en la corona siguen las líneas del campo eléctrico desde los alambres hasta las placas recolectoras. Por lo tanto, cada alambre establece una zona de carga a través de la cual las partículas deben pasar.

Las partículas que pasan a través de la zona de carga interceptan a algunos de los iones, los cuales se les adhieren. Las partículas pequeñas de aerosol ( $<1 \mu\text{m}$  diámetro), pueden absorber decenas de iones antes de que su carga total llegue a ser lo suficientemente grande para repeler nuevos iones, y las partículas más grandes ( $>10 \mu\text{m}$  diámetro), pueden absorber decenas de miles.

Las fuerzas eléctricas son por lo tanto más fuertes en las partículas más grandes.

A medida que las partículas pasan cada alambre sucesivo, son llevadas cada vez más cerca de las paredes de recolección. Sin embargo, la turbulencia en el gas tiende a mantenerlas uniformemente mezcladas en el gas. El proceso de recolección es por lo tanto, una competencia entre las fuerzas eléctricas y las dispersoras. Eventualmente, las partículas se acercan tanto a las paredes que la turbulencia decae a niveles bajos y las partículas son recolectadas.

#### ▪ **PRECIPITADORES PLACA PLANA**

Estas placas planas incrementan el campo eléctrico promedio que puede ser usado para recolectar las partículas y proporcionan un área superficial aumentada para la recolección de las partículas. Las coronas no pueden generarse sobre las placas planas por si mismas, por lo que se colocan electrodos generadores de coronas por delante de, y a veces por detrás de las zonas de recolección de las placas planas. Estos electrodos pueden ser agujas puntiagudas adheridas a los bordes de las placas o alambres de corona

independientes. A diferencia de los PPE de placa- alambre o de los tubulares, este diseño opera igualmente bien con polaridad ya sea negativa o positiva. Los fabricantes han escogido utilizar polaridad positiva para reducir la generación de ozono.

Un PPE de placa plana opera con poca o ninguna corriente de corona fluyendo a través del polvo recolectado, excepto directamente bajo las agujas o alambres de la corona. Esto tiene dos consecuencias, la primera es que la unidad es algo menos susceptible a la corona invertida que lo que son las unidades convencionales, porque no se genera corona invertida en el polvo recolectado y las partículas cargadas con ambas polaridades de iones tienen gran superficie de recolección disponible. La segunda consecuencia es que la falta de corriente en la capa recolectada causa una fuerza eléctrica que tiende a remover la capa de la superficie de recolección; esto puede conducir a grandes pérdidas por golpeteo.

Los PPE de placa plana parecen tener amplia aplicación para partículas de alta resistividad con diámetros másicos medio pequeños (de 1 a 2  $\mu\text{m}$ ). Estas aplicaciones enfatizan especialmente las fortalezas del diseño porque las fuerzas eléctricas desprendedoras son más débiles para las partículas pequeñas que para las grandes. Las cenizas de carbón han sido recolectadas satisfactoriamente con este tipo de PPE, pero una baja velocidad de flujo parece ser crítica para evitar pérdidas altas por golpeteo.

#### ▪ **PRECIPITADORES TUBULARES.**

Los PPE originales eran tubulares, como las chimeneas donde eran colocados, con los electrodos a alto voltaje orientados a lo largo del eje del tubo. Los precipitadores tubulares comúnmente tienen aplicaciones en plantas de sinterización de hierro y acero. Tales unidades tubulares aún son utilizadas para algunas aplicaciones, con muchos tubos operando en paralelo para manejar mayores flujos de gas. Los tubos pueden tener forma como un panal circular, cuadrado o hexagonal con el gas fluyendo hacia arriba o hacia abajo. La longitud de los tubos puede seleccionarse según las condiciones. Un PPE tubular

puede sellarse herméticamente para prevenir fugas de material, especialmente material valioso o peligroso.

Un PPE tubular es esencialmente una unidad de una etapa y es única, en que tiene a todo el gas pasando a través de la región del electrodo. El electrodo opera a un alto voltaje en toda la longitud del tubo y la corriente varía a lo largo de su longitud a medida que las partículas son removidas del sistema. No hay rutas de escabullimiento alrededor de la región de recolección, pero las deformaciones de la corona pueden permitir que algunas partículas eviten cargarse en una fracción considerable de la longitud del tubo.

Los PPE tubulares son una porción pequeña de la población de PPE's y se aplican más comúnmente donde el particulado es húmedo o pegajoso. Estos PPE, usualmente limpiados con agua, tienen pérdidas por re-encauzamiento de una magnitud menor que la de los precipitadores de particulado seco.

- **PRECIPITADORES HÚMEDOS.**

Cualquiera de las configuraciones del precipitador discutidas anteriormente puede operar con paredes húmedas en vez de secas. El flujo del agua puede aplicarse intermitente o continuamente, para lavar las partículas recolectadas hacia un cárcamo para su disposición. La ventaja del precipitador de pared húmeda es que no tiene problemas con el reencauzamiento por golpeteo o con coronas invertidas. La desventaja es la mayor dificultad del lavado y el hecho de que el lodo recolectado debe ser manejado más cuidadosamente que un producto seco, aumentando los gastos de operación.

- **PRECIPITADORES DE DOS ETAPAS.**

Los precipitadores descritos previamente son todos paralelos en naturaleza, los electrodos de descarga y de recolección están lado a lado. El precipitador de dos etapas es un dispositivo en serie con el electrodo de descarga o ionizador, precediendo a los electrodos de recolección. Para aplicaciones en interiores, la unidad es operada con una polaridad positiva para limitar la generación de ozono.

Las ventajas de esta configuración incluyen más tiempo para cargar las partículas, menos propensión a corona invertida y construcción económica para tamaños pequeños. Este tipo de precipitador es generalmente utilizado para volúmenes de flujo de gas grandes y se aplica a fuentes submicrométricas emitiendo rocíos de aceite, humos, gases de combustión u otros particulados pegajosos, porque hay poca fuerza eléctrica para retener a los particulados recolectados sobre las placas. Pueden colocarse módulos en paralelo o en arreglos serie-paralelo, consistentes de un pre-filtro mecánico, ionizador, celda de la placa recolectora, post-filtro y caja de poder. El pre-acondicionamiento de los gases es normalmente parte del sistema. La limpieza puede ser por lavado con agua de los módulos removidos del sistema, hasta automático in-situ, por aspersion del colector con detergente, seguido de secado por sopleteo con aire.

Se considera que los precipitadores de dos etapas son tipos de dispositivos separados y distintos comparados con los PPE grandes de una etapa, de alto volumen de gas. Los dispositivos más pequeños son vendidos usualmente como sistemas en paquete pre-diseñados.

### **4.3. ANÁLISIS Y COMPARACIÓN PARA LA SELECCIÓN DEL COLECTOR MÁS ADECUADO.**

Se debe hacer un análisis y una comparación de cada uno de los dispositivos colectores de polvos para la selección del más adecuado a ser instalado en el sistema propuesto,

tomando en cuenta el intervalo de separación en función del diámetro de las partículas, además de considerar la caída de presión en el sistema, ya que al ser instalado en la zona de escape de los gases de combustión provenientes del regenerador, puede causar daños en la Unidad de Desintegración Catalítica, al modificar la presión, además de problemas operacionales.

Para esto, se tomará en cuenta la información bibliográfica:

<b>CARACTERÍSTICAS DE COLECTORES DE POLVO</b>		
<b>TIPO DE EQUIPO</b>	<b>CAMPO DE APLICACION</b>	<b>CAIDA DE PRESION</b>
Cámaras de sedimentación	Separación de partículas gruesas, mayores de 100 a 150 $\mu\text{m}$ .	Por debajo de 50 N/m <sup>2</sup>
Colectores de espiral Colectores Ciclones de baja caída de presión	Separación de polvos bastante gruesos, hasta tamaños mínimos de 50 a 60 $\mu\text{m}$ .	Por debajo de 250 N/m <sup>2</sup>
Ciclones alta eficiencia	Separación de polvos con un tamaño medio del orden de 10 a 100 $\mu\text{m}$ .	250 a 1000 N/m <sup>2</sup>
Lavadores húmedos (torres de rociado, lavadores Venturi, etc.)	Separación de polvos finos de tamaños superiores a aproximadamente 5 $\mu\text{m}$	250 a 600 N/m <sup>2</sup>
Filtros de bolsa	Separación de polvos finos y vahos, de tamaños superiores a 1 $\mu\text{m}$ o menos	100 a 1000 N/m <sup>2</sup>
Precipitadores electrostáticos	Separación de polvos finos y vahos, de tamaños superiores a 1 $\mu\text{m}$ o menos	50-250 N/m <sup>2</sup>

Posteriormente se realiza una comparación de las eficiencias de los más usados colectores de polvo en la industria, cabe mencionar que este análisis se hizo con un polvo de densidad de 592 Kg/m<sup>3</sup>, según la bibliografía, la densidad del catalizador regenerado a recuperar tiene una densidad similar a ésta.

EFICIENCIA DE COLECTORES DE POLVO		
COLECTOR	EFICIENCIA A 5 $\mu$ m (%)	EFICIENCIA A 1 $\mu$ m (%)
Ciclón de mediana eficiencia	27	8
Ciclón de alta eficiencia	73	27
Filtro de tela	99.8	99
Lavador Venturi	99.8	97
Precipitador electrostático	99	92

Al observar las dos tablas anteriores, nótese que en la primera los dispositivos que mejor intervalo de colección de partículas tienen son los lavadores húmedos, los filtros de bolsa y los precipitadores electrostáticos, pero en los lavadores húmedos y en los filtros de bolsas, la caída de presión es muy alta, por lo que no son los más adecuados, por los problemas operacionales y mecánicos que podría generar a la Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado.

En la segunda tabla se observa que los dispositivos con más altas eficiencias, son el filtro de tela, el lavador Venturi y los precipitadores electrostáticos, como ya se mencionó, la caída de presión es un factor muy importante, es por eso que se descartan de la propuesta los lavadores Venturi y los filtros de tela, ya que generan una alta caída de presión en el sistema, cabe mencionar que los precipitadores electrostáticos van a incrementar la caída de presión en función del tamaño del mismo.

#### **4.4. TIPO DE PRECIPITADOR ELECTROSTÁTICO A SELECCIONAR.**

Como ya se menciona existen diferentes tipos de precipitadores electrostáticos, los cuales tienen características diferentes y son utilizados para diferentes tipos de proceso, dependiendo los requerimientos, tipo de polvo a coleccionar, flujo másico de gases, entre otros, es por eso que en esta ocasión también se hará una comparación de los tipos de precipitadores electrostáticos, para seleccionar el más conveniente en ésta propuesta.

### COMPARACIÓN DE LOS DIFERENTES TIPOS DE PRECIPITADORES ELECTROSTATICOS

TIPO DE PES	INTERVALO DE COLECCIÓN $\mu\text{m}$ .	FLUJOS MASICOS	CAIDA DE PRESION	POLVO PRODUCTO
Placa –alambre	<1 a >10	Grandes	Mínima	Limpio
Placa plana	<1 a >10	Medianos	Mediana	Limpio
Tubular	<1 a >10	Medianos	Mediana	Con humedad
Húmedos	<1 a >10	Medianos o Grandes	Mínima o Mediana	Con humedad o sucio
De dos etapas	<1 a >10	Grandes	Mínima o Mediana	Limpio*

\*El polvo producto sale limpio y sin humedad a que tiene instalados dispositivos para el sopleteo con aire, esto lo hace más costoso.

Se puede observar que todos manejan un intervalo de recolección de partículas bastante bueno; lo que se debe considerar en este punto es, la cantidad de gases de combustión, la cual para ésta propuesta es grande, la caída de presión por los posibles problemas operacionales y mecánicos que pudiera presentar, la calidad de polvo producto, ya que se necesita limpio y seco para reutilizarlo en el proceso de Craqueo Catalítico Fluidizado, además del costo de instalación; es por eso que al hacer una comparación con los tipos de precipitadores electrostáticos, los precipitadores de placa-alambre satisfacen mejor las necesidades de la propuesta.

Aproximadamente el 80% de todos los precipitadores de este tipo se utilizan en la industria de servicios eléctricos públicos. También se emplean en industrias papeleras y de pulpa de madera (7%), cementera y de otros minerales (3%) y de metales no ferrosos (1%).

#### 4.5.PRECIPITADOR ELECTROSTÁTICO PLACA-ALAMBRE.

El precipitador electrostático placa- alambre carga de electricidad a las partículas atrayéndolas a placas metálicas con cargas opuestas ubicadas en el precipitador. Las partículas se retiran de las placas mediante la fuerza de gravedad y con la ayuda de vibradores, se recolectan en una tolva ubicada en la parte inferior de la unidad, este método tiene una eficiencia variable, la cual depende del tamaño de la partícula de catalizador, entre más pequeñas sean las partículas se tiene una mayor eficiencia. Los precipitadores de placa-alambre son especialmente útiles para la recolección de material con gran resistividad. Además, son menos propensos a la formación de chispas, por lo que suelen ser de polaridad positiva, para minimizar la formación de ozono.

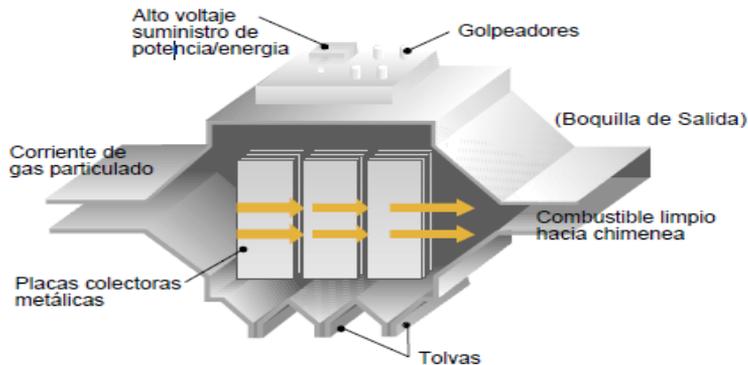


Fig. 17. Esquema simplificado del precipitador electrostático.

Como ya se había mencionado, la eficiencia de colección de partículas va a depender en gran medida del diámetro de la misma.

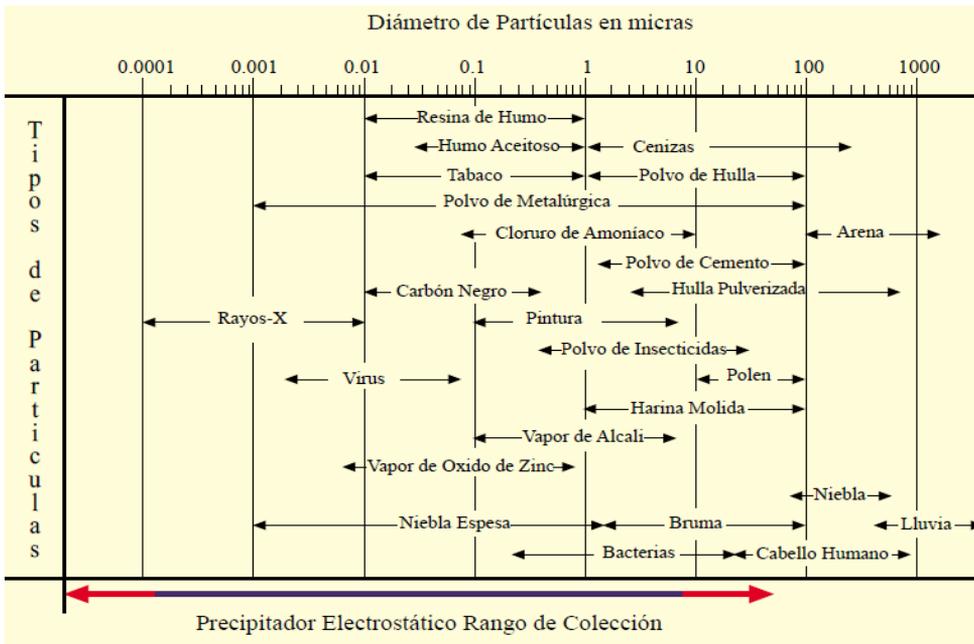


Fig.18. Intervalo de recolección de un precipitador electrostático de placa- alambre convencional.

El catalizador a base zeolita usado en la planta FCC tiene diámetros de partícula entre 3 a 100  $\mu\text{m}$ , en los ciclones del regenerador se recolectaran las partículas de diámetros mayores, mientras que como se observa en la Figura 18 en el precipitador electrostático las partículas de diámetros menores, por lo que se puede decir que la colección de catalizador será satisfactoria.

Las eficiencias típicas de control para equipos nuevos varían entre el 99 y el 99.9%,

El factor que más afecta al grado de eficiencia de control alcanzado es el tamaño del precipitador, ya que de este tamaño va a depender el tiempo de duración del proceso. Cuanto más tiempo permanezca una partícula en el precipitador es más probable que sea atrapada.

Por otra parte, el aumento de la fuerza del campo eléctrico, incrementará la eficiencia de recolección del precipitador. También van a influir en el grado de eficiencia de control otros factores, como la resistividad del polvo, la temperatura del gas, la composición química (del polvo y del gas) y la distribución del tamaño de las partículas.

#### **4.5.1. PRINCIPIO DE OPERACIÓN**

La precipitación electrostática remueve las partículas de los gases de combustión de los procesos, por medio de las siguientes etapas:

- Ionización: carga de partículas;
- Migración: transporte de las partículas cargadas a la superficie;
- Recolección: precipitación de las partículas cargadas sobre las superficies colectoras;
- Disipación de la carga: neutralización de las partículas en las superficies colectoras;
- Desalojo de partículas de las superficies colectoras al recipiente acumulador;
- Transporte de las partículas desde el recipiente acumulador hasta el silo;

Un alto voltaje (de 45000 a 70000V) se mantiene entre un alambre que baja por el centro de un ducto y la pared externa de éste es conectado a tierra. El alambre se mantiene a un potencial negativo respecto de las paredes y así el campo eléctrico está dirigido hacia el alambre.

El campo eléctrico cerca del alambre alcanza valores suficientemente altos como para provocar una corona de descarga en torno a él y la formación de iones positivos, electrones. A medida que los electrones son acelerados hacia la pared exterior por el

campo eléctrico no uniforme, las partículas contaminantes que están en la corriente del gas se cargan por las colisiones y la captura de iones. Véase Figura 19.

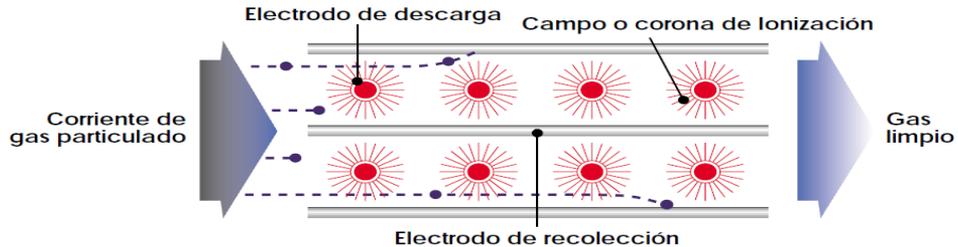


Fig. 19. Vista superior del funcionamiento de un precipitador electrostático.

Al sacudir periódicamente el ducto, las partículas caen y se recogen en el fondo, en las tolvas de recolección. En un precipitador de proceso en seco las partículas caen debido a la fuerza de gravedad, generalmente con ayuda de vibradores.

Cuando el gas de combustión abandona el precipitador estará libre de cenizas y particulado hasta en un 99.9%.

## ESCABULLIMIENTO Y REENCrustAMIENTO POR GOLPETEO

El escabullimiento ocurre cuando una parte del flujo del gas evita la zona de recolección de una sección. Generalmente, la porción del gas que evita la zona, está totalmente mezclado con el gas que pasa a través de la zona antes de que todo el gas entre a la siguiente sección. No puede suponerse que siempre este mezclado, y cuando existen rutas de escabullimiento alrededor de varias secciones, el funcionamiento de todo el PPE es seriamente afectado.

## **TOLVAS DE RECOLECCIÓN DE CENIZA.**

Las tolvas de los precipitadores son diseñadas para descargar completamente el material particulado de manera mecánica. Generalmente son secciones rectangulares con sus lados inclinados por lo menos 60°.

### **■ AISLAMIENTO DE LAS TOLVAS.**

Estas tolvas se deben aislar desde el cuello sobre la brida de descarga cubriendo la totalidad del área. Además, el tercio inferior de la pared de la tolva debe ser calentada. Los diámetros de las descargas oscilan entre 8" y 12".

El aislamiento de estas tolvas se hace con dos propósitos: protección personal y para mantener caliente la pared de la tolva, lo que impide la condensación dentro de ella. Esto es muy importante porque así se facilita la descarga y se eliminan los problemas de compactación de cenizas en la tolva que obstruían la boquilla de salida. Esta compactación es influenciada por el contenido de humedad, el tamaño y la forma de las partículas y la vibración. Además de un adecuado aislamiento térmico.

## **VENTAJAS Y DESVENTAJAS.**

### **■ VENTAJAS.**

Los Precipitadores Electrostáticos del tipo tubo-alambre y otros PPE en general, debido a que actúan únicamente sobre el particulado por eliminar, y sólo impiden el flujo de la corriente de gas de manera mínima, tienen bajas de presión muy pequeñas. Como resultado, los requisitos energéticos y los costos de operación tienden a ser bajos. Son capaces de alcanzar eficiencias muy altas, aún con partículas muy pequeñas.

Pueden ser diseñados para un intervalo amplio de temperaturas de gases, y pueden manejar temperaturas altas, hasta los 700°C (1300°F). La recolección y eliminación

del residuo en seco permite una manipulación fácil. Los costos de operación son relativamente bajos. Los Precipitadores Electrostáticos son capaces de operar bajo presiones altas (hasta 1.030 kPa (150 psi)) o condiciones de vacío. Las velocidades de flujo relativamente grandes se pueden manejar de manera efectiva.

#### ▪ **DESVENTAJAS.**

Los electrodos de descarga fabricados de alambre (aproximadamente 2,5 mm de diámetro), requieren mantenimiento. Pueden presentar corrosión cerca de la parte superior de los alambres por el efecto de fugas de gas y la condensación acida.

Los Precipitadores Electrostáticos también son difíciles de instalar en sitios con espacio limitado puesto que los Precipitadores Electrostáticos deben ser relativamente grandes para obtener las bajas velocidades de gas necesarias para la recolección eficiente. Requiere de precauciones especiales para proteger al personal del alto voltaje.

### **4.6. DISEÑO DEL PRECIPITADOR ELECTROSTÁTICO.**

De acuerdo a las condiciones de operación de la planta, como presión, temperatura, calores disponibles, flujos de gases de combustión, etc., se hace la propuesta de un precipitador electrostático adecuado en cuanto a dimensiones y capacidad de diseño.

#### **4.6.1. BALANCE DE CATALIZADOR.**

Como se puede observar en el ANEXO F, el consumo de catalizador varia entre las 2.9 a 5.2 TON/D.

Realizando un promedio:

$$Cat = \frac{2.9 + 3 + 5.2 + 2.9 + 3.5 \left(\frac{TON}{D}\right)}{5} = 3.5 TON/D$$

Tomando en cuenta un consumo promedio de 3.5 TON/D y teniendo en cuenta que la eficiencia actual de los ciclones en la planta es del 70%, se tiene lo siguiente:

$$\mathbf{Cat\ Colectado = (3.5\ TON/D) * (0.70) = 2.45\ TON/D}$$

Por lo tanto, por diferencia se obtiene que se están perdiendo 1.05 TON/D, esta cantidad de catalizador se pretende recuperar con ayuda del precipitador electrostático.

Teniendo una eficiencia del 99.9%, se podrán recuperar:

$$\mathbf{Cat\ Recuperado = \left(1.05\ \frac{TON}{D}\right) * (0.999) = 1.049\ TON/D}$$

#### **4.6.2. CÁLCULO DE PENETRACIÓN DE DISEÑO**

A lo que únicamente se estará perdiendo 0.001 TON/D y esta viene expresada de la siguiente manera:

$$\mathbf{p = 0.001, penetración\ de\ diseño}$$

#### **SELECCIÓN DE DATOS ADICIONALES**

El diseño de un precipitador electrostático, va a estar orientado a la tendencia que tienen las partículas más pequeñas a escabullirse entre las secciones de colección, es por eso que el diámetro a tomar en cuenta es el de las partículas más pequeñas, el cual es de 3µm, además, algunas consideraciones a tomar en cuenta para el diseño son el tipo de precipitador electrostático y el tipo de partículas, como se muestra en las Tablas 1 y 2 de ANEXO G

$$MMD_p = 3\mu m$$

$$S_N = 0.07, \text{Sección del gas que evita el escabullimiento}$$

$$RR = 0.14, \text{Fracción Re – encauzada.}$$

Además se deben tomar en cuenta los siguientes factores para gases de combustión, cuya composición está referida a la ya mencionada en el balance termodinámico.

## DATOS DE GASES DE COMBUSTIÓN

$$\epsilon_0 = 8.845 \times 10^{-10}, \text{Permitividad del espacio libre}$$

$$T(K) = 650^\circ C + 273.15 = 923.15K$$

$$\eta = 1.72 \times 10^{-5} Kg/ms \left( \frac{923.15K}{273.15K} \right)^{0.71} = 4.083 \times 10^{-5} Kg/ms, \text{viscosidad del gas}$$

## CAMPO ELÉCTRICO

$$E_{bd} = 630,000 \left( \frac{273.15}{923.15} \right)^{1.65} = 84,393.62 \frac{Volt}{m}, \text{Campo eléctrico a cenellear}$$

$$LF = S_N + RR + (1 - S_N) = 0.07 + 0.14 + (1 - 0.07) = 1.14, \text{factor de pérdida}$$

$$E_{avg} = \frac{E_{bd}}{1.75} = \frac{84,393.62 Volt/m}{1.75} = 48,224.93 \frac{Volt}{m}, \text{Campo eléctrico promedio con corona invertida}$$

## SELECCIÓN DEL NÚMERO DE SECCIONES

Después de esto se deben seleccionar el número de secciones para el PPE, referido a la eficiencia deseada, ANEXO G, en este caso se pueden utilizar dos diferentes números de

secciones dentro del precipitador electrostático 5 y 6, por lo cual se utilizará la de 6, ya que de este modo se tiene presente el diseño más eficiente.

## **PENETRACIONES**

Se obtiene la penetración de la sección de pérdida.

$$p_s = p^{1/n} = 0.001^{1/6} = 0.3162$$

Se procede a calcular la penetración en la sección de recuperación.

$$p_c = \frac{p_s - LF}{1 - LF} = \frac{0.3162 - 1.14}{1 - 1.14} = 5.8843$$

## **CAMBIO DE PARTÍCULAS**

Luego entonces se realizará un análisis del factor de cambio en las partículas MMD, las cuales son constantes utilizadas para comprobar el cambio de tamaño de partícula de sección en sección, cabe mencionar que la recolección de partículas de diferentes tamaños será en todas las placas, pero van a predominar los siguientes tamaños de acuerdo al número de cada sección.

$$MMD_1 = MMD_p = 3\mu m$$

$$MMD_2 = \{MMD_1 * S_N + [(1 - p_c) * MMD_p + p_c * MMD_1] * p_c\} / D + MMD_1$$

$$D = S_N + p_c(1 - S_N)(1 - p_c)$$

Sustituyendo valores obtenemos que:

$$D = MMD_p = 3\mu m$$

$$MMD_2 = \{3\mu m * 0.07 + [(1 - 5.8843) * 3\mu m + 5.8843 * 3\mu m]$$

$$* 5.8843\} / 3\mu m + 3\mu m = 3.1481\mu m$$

$$\begin{aligned}
MMD_3 &= \{3.1481\mu m * 0.07 \\
&+ [(1 - 5.8843) * 3\mu m + 5.8843 * 3.1481\mu m] \\
&* 5.8843\} / 3\mu m + 3.1481\mu m = 3.9163\mu m
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
MMD_4 &= \{3.9163\mu m * 0.07 \\
&+ [(1 - 5.8843) * 3\mu m + 5.8843 * 3.9163\mu m] \\
&* 5.8843\} / 3\mu m + 3.9163\mu m = 7.3729\mu m
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
MMD_5 &= \{7.3729\mu m * 0.07 \\
&+ [(1 - 5.8843) * 3\mu m + 5.8843 * 7.3729\mu m] \\
&* 5.8843\} / 3\mu m + 7.3729\mu m = 16.5914\mu m
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
MMD_6 &= \{16.5914\mu m * 0.07 \\
&+ [(1 - 5.8843) * 3\mu m + 5.8843 * 16.5914\mu m] \\
&* 5.8843\} / 3\mu m + 16.5914\mu m = 25.2707\mu m
\end{aligned}$$

## ÁREA ESPECÍFICA DE RECOLECCIÓN

Después de esto se procede a realizar el cálculo del área específica de recolección, para las secciones 1 a la 6, utilizando los  $MMD_n$ ,  $\eta$ ,  $E_{avg}$ , y  $p_c$ :

$$\begin{aligned}
SCA_1 &= \frac{\eta}{\epsilon} * (1 - S_N) * \frac{Ln(p_c)}{E_{avg}^2 * MMD_n * 10^{-6}} \\
SCA_1 &= \frac{4.0834 \times 10^{-5} Kg/ms}{8.845 \times 10^{-10} F/m} * (1 - 0.07) \\
&* \frac{Ln(5.8843)}{48,224.93 volt/m^2 * 3 \times 10^{-6}} = 10.90s/m
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
SCA_2 &= \frac{4.0834 \times \frac{10^{-5}Kg}{ms}}{8.845 \times 10^{-10} \frac{F}{m}} * (1 - 0.07) \\
&\quad * \frac{Ln(5.8843)}{48,224. \frac{93volt^2}{m} * 3.1481 \times 10^{-6}} \\
&= 10.39 \text{ s/m} \\
SCA_3 &= \frac{4.0834 \times 10^{-5}Kg/ms}{8.845 \times 10^{-10}F/m} * (1 - 0.07) \\
&\quad * \frac{Ln(5.8843)}{48,224.93volt/m^2 * 3.9163 \times 10^{-6}} = 8.35 \text{ s/m} \\
SCA_4 &= \frac{4.0834 \times 10^{-5}Kg/ms}{8.845 \times 10^{-10}F/m} * (1 - 0.07) \\
&\quad * \frac{Ln(5.8843)}{48,224.93volt/m^2 * 7.3729 \times 10^{-6}} = 4.43 \text{ s/m} \\
SCA_5 &= \frac{4.0834 \times \frac{10^{-5}Kg}{ms}}{8.845 \times 10^{-10} \frac{F}{m}} * (1 - 0.07) \\
&\quad * \frac{Ln(5.8843)}{48,224.93volt^2}{m} * 16.5914 \times 10^{-6} = 1.97 \text{ s/m} \\
SCA_6 &= \frac{4.0834 \times 10^{-5}Kg/ms}{8.845 \times 10^{-10}F/m} * (1 - 0.07) \\
&\quad * \frac{Ln(5.8843)}{48,224.93volt/m^2 * 25.2707 \times 10^{-6}} = 1.29 \text{ s/m}
\end{aligned}$$

Luego entonces se calcula el SCA total, sumando las SCA de las diferentes secciones.

$$SCA = 10.90 + 10.39 + 8.35 + 4.43 + 1.97 + 1.29 \left[ \frac{s}{m} \right] = 37.25 \text{ s/m}$$

### ÁREA TOTAL DE RECOLECCIÓN.

Al tener la SCA total, se puede calcular el área total de recolección necesaria (A), la cual está expresada por la siguiente ecuación:

$$SCA = \frac{A}{Gv}$$

Donde Gv es el gasto volumétrico expresado en m<sup>3</sup>/s, el cual es:

$$Gv = 96,656.22 \frac{m^3}{h} * \frac{1h}{3600s} = 26.84 \frac{m^3}{s}$$

$$A = 37.25 \frac{s}{m} * 26.84 \frac{m^3}{s} = 1,000m^2$$

Se explican a continuación las dimensiones de cada sección, partiendo que el área total de recolección es de 1,000 m<sup>2</sup>, como sigue:

Sabiendo que se tienen 6 secciones de recuperación:

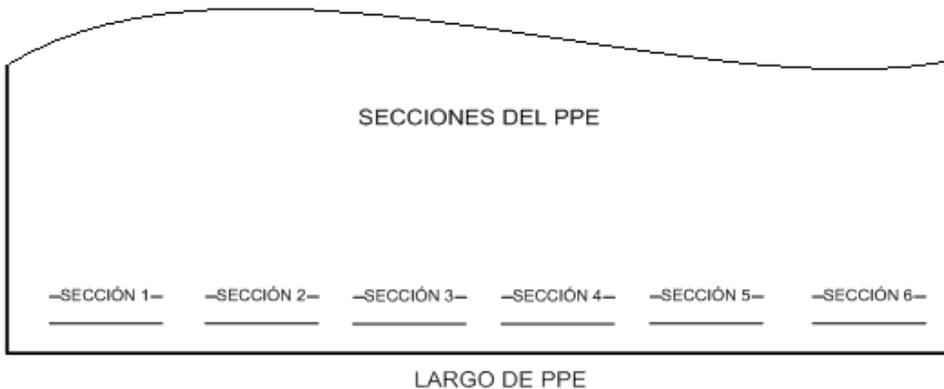


Fig. 20. Secciones del PPE

$$A_{seccion} = \frac{1000m^2}{6 \text{ secciones}} = 166.667m^2 \text{ por sección}$$

## DIMENSIONAMIENTO ENTRE PLACAS

Se van a tener 10 placas por sección, y entre cada placa 50 cm, para que la distancia entre placa y el centro de alambre sea de 25 cm, como se muestra en la Figura 21:

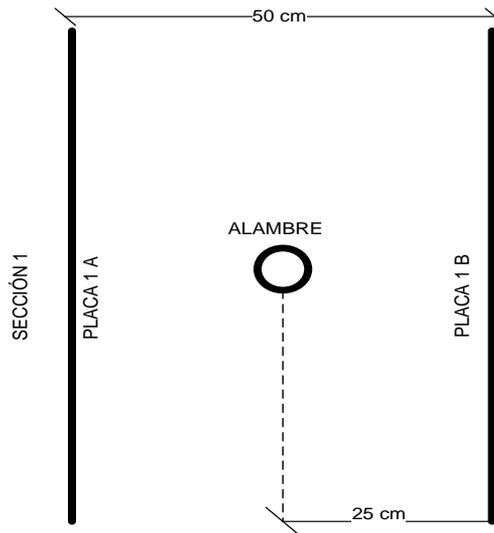


Fig. 21. Vista lateral de la sección 1 del PPE

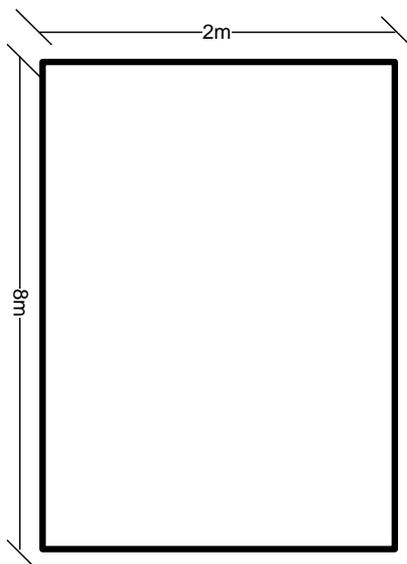
## DIMENSIONES DE LAS PLACAS

Por lo tanto el área total de recolección por placa será:

$$A_{\times placa} = \frac{166.667m^2}{10 placas} = 16.66m^2$$

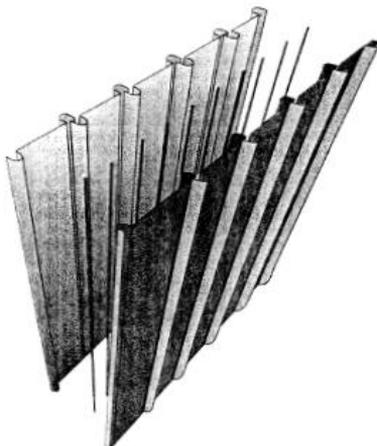
Es por eso que la altura de las placas se elige de 8 metros, para que la longitud sea la siguiente, véase Figura 22:

$$L_{placa} = \frac{16.66m^2}{8m} = 2m$$



**Fig. 22.** Dimensiones de las placas.

Las placas utilizadas para los PPE tienen ranuras, para facilitar la recolección del polvo, esto hace que se incremente el área de contacto, véase Figura 23.



**Fig. 23.** Imagen de placas comúnmente utilizadas en PPE de placa-alambre.

Al tener las dimensiones de las placas se puede determinar la longitud del PPE, para quedar de la siguiente manera:

$$L_{PPE} = 2m * 6 \text{ secciones} = 12 m$$
$$\text{Altura} = 8m$$
$$\text{Ancho} = 5m$$

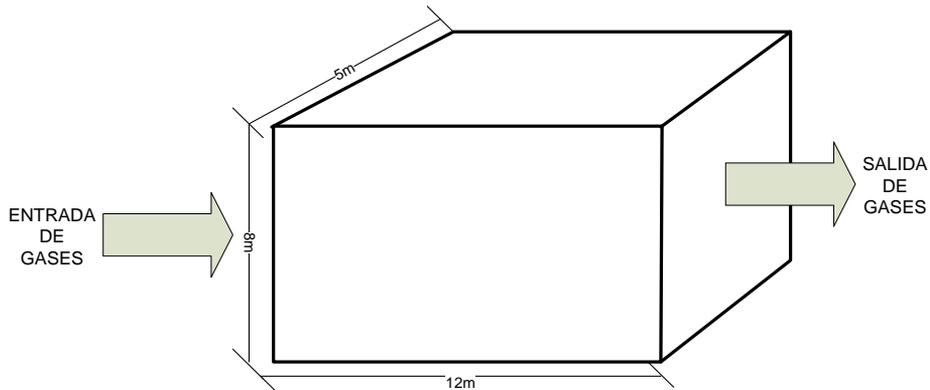


Fig. 24. Área total de recolección del PPE.

## VELOCIDAD DE FLUJO.

La velocidad de flujo es un aspecto muy importante, ya que el polvo corre el riesgo de reencuzamiento si la velocidad del gas se vuelve muy alta. Este efecto es independiente del SCA y se ha aprendido por experiencia. Para aplicaciones de ceniza flotante o polvos finos de entre 2 a 7 $\mu$ m, la velocidad máxima aceptable es de cerca de 1.5 m/s para PPEs de placa-alambre. Por lo que la velocidad del gas se obtiene de la siguiente manera:

$$v_{gas} = \frac{Q}{H * W}$$

Siendo Q el gasto volumétrico en m<sup>3</sup>/s

H la altura de la entrada de gases

W Ancho de la entrada de gases de combustión

Estas dimensiones están dadas de acuerdo al diseño actual de la planta, y las medidas que no modifican variables operacionales son:

H=5m

W=5m

$$v_{gas} = \frac{26.84m^3/s}{(5m)(5m)} = 1.073m/s$$

Tomando en cuenta un 20% de seguridad

$$v_{gas} = 1.073m/s(1.2) = 1.28m/s$$

Se puede observar que aun no sobrepasa el límite establecido de diseño

## CAÍDA DE PRESIÓN.

Por otro lado se debe efectuar el cálculo de la caída de presión ya que este es un aspecto muy importante, debido que como ya se había mencionado una alta caída de presión podría ocasionar problemas operacionales y con ello posibles problemas mecánicos en la unidad FCC.

La caída de presión en un PES se debe a tres factores principales:

- Placa difusora (placa perforada a la entrada)
- Transiciones a la entrada y salida del PES

- Deflectores en las placas de recolección (refuerzos) o corrugados

La caída de presión total es la suma de las caídas de presión individuales, pero cualquiera de estas fuentes puede dominar a todas las otras contribuciones de la caída de presión. Usualmente, la caída de presión no es un factor que rijan al diseño, pero necesita mantenerse en un valor aceptablemente bajo.

<b>CAÍDAS DE PRESIÓN COMUNES EN PPE EN in DE H2O</b>		
<b>COMPONENTE</b>	<b>PPE de 750 m2</b>	<b>PPE de 1000m2</b>
<b>Difusor</b>	0.09	0.010
<b>Deflectores</b>	0.123	0.0006

#### ▪ **PLACA DIFUSORA.**

La placa difusora es utilizada para igualar el flujo del gas a lo ancho de la cara del PPE, esta consiste en una placa plana cubierta de hoyos redondos de 5 a 7 cm de diámetro, teniendo un área abierta de 50 a 65 % del total. La caída de presión depende fuertemente del porcentaje de área abierta, pero es casi independiente del tamaño de los hoyos. Es por eso que en caso del diseño se tomaron en cuenta una caída de presión de 0.010 inH<sub>2</sub>O.

#### ▪ **DEFLECTORES.**

Los deflectores están instalados sobre las placas de recolección para escudar al polvo recolectado del flujo del gas y proporcionar un efecto reforzador para mantener las placas alineadas paralelas una a la otra. La caída de presión debida a los deflectores depende del área de recolección, con respecto de la velocidad del gas en el PPE. En éste caso la caída de presión por efecto de los deflectores será de 0.0006 inH<sub>2</sub>O, referida al área de PPE y a la velocidad de gases de combustión.

▪ **CAMBIO DE ÁREA A LA ENTRADA.**

La caída de presión por cambio de áreas, se puede obtener por la ecuación de Bernoulli, la cual es la siguiente:

$$\frac{v^2}{2} + \frac{P}{\gamma} + gz = cte$$

Donde por cada cambio de área en una tubería, hay un cambio en presión y en velocidad de flujo, por lo tanto tomando en cuenta que el área transversal de entrada es diferente al área transversal del PPE, se procede a realizar un balance.

$$\frac{v_1^2}{2} + \frac{P_1}{\rho} + gz = \frac{v_2^2}{2} + \frac{P_2}{\rho} + gz$$

Donde:

Z= altura

v= velocidad de flujo de gases de combustión.

g= aceleración de la gravedad

$\rho$ = densidad del fluido

En este caso la altura y la densidad son las mismas, por lo que la ecuación queda resumida de la siguiente manera:

$$\frac{v_1^2}{2} + \frac{P_1}{\rho} = \frac{v_2^2}{2} + \frac{P_2}{\rho}$$

También se debe tener en cuenta la ecuación, con la cual se realizó el cálculo de velocidad de gases de combustión.

$$v_{gas} = \frac{Q}{H * W}$$

Despejando para la caída de presión, la ecuación de Bernoulli:

$$\frac{\Delta P}{\gamma} = \frac{P_2}{\gamma} - \frac{P_1}{\gamma} = \frac{v_1^2}{2} - \frac{v_2^2}{2}$$

Donde:

$$v_1 = 1.28m/s$$

El área transversal del PPE es la siguiente:

$$v_2 = \frac{26.84m^3/s}{(8m)(5m)} = 0.671m/s$$

Por lo tanto

$$\frac{\Delta P}{\gamma} = \frac{1.28m/s}{2} - \frac{0.671m/s}{2} = 0.609m/s$$

Multiplicando por el peso específico de los gases de combustión.

$$\gamma_{GC@650^\circ C} = \rho * g = 0.04 \frac{kg}{m^3} * 9.81 \frac{m}{s^2} = 0.3924kg/m^2s^2$$

$$\Delta P_{in} = 0.609 \frac{m}{s} * 0.3924 \frac{kg}{m^2s^2} = 0.2389Pa$$

▪ **CAMBIO DE ÁREA A LA SALIDA.**

Al ser el diámetro de salida de igual magnitud que el diámetro de entrada al PPE, la caída de presión, será la misma.

$$\Delta P_{out} = 0.2389Pa$$

Haciendo la conversión de unidades de las diferentes caídas de presión y la consecuente suma obtenemos lo siguiente:

<b>CAÍDAS DE PRESIÓN EN EL PPE</b>		
<b>COMPONENTE</b>	<b><math>\Delta P</math></b>	<b>Kg/cm<sup>2</sup></b>
<b>Difusor</b>	0.010 inH <sub>2</sub> O	$2.4583 \times 10^{-5}$
<b>Deflectores</b>	0.0006 inH <sub>2</sub> O	$1.475 \times 10^{-5}$
<b>Cambio de diámetro a la entrada</b>	0.7917 Pa	$7.8135 \times 10^{-6}$
<b>Cambio de diámetro a la salida</b>	0.7917 Pa	$7.8135 \times 10^{-6}$
<b>TOTAL</b>		<b><math>5.496 \times 10^{-5}</math></b>

Como se puede observar, la caída de presión es un valor significativamente bajo, por lo que no representa alteraciones operacionales.

- **LIMPIEZA DEL PPE.**

La limpieza de catalizador de las placas es intermitente o continuamente, de golpeteo severo de las placas con martillos automáticos, usualmente a lo largo de los bordes superiores. El golpeteo desprende al material, el cual cae a lo largo de la placa hasta que se asienta en la tolva. Las características del catalizador, la intensidad del golpeteo y la frecuencia del golpeteo, determinan que tanto material es reencauzado y que tanto llega a la tolva permanentemente.

#### **4.7. LOCALIZACIÓN DEL PRECIPITADOR ELECTROSTÁTICO DENTRO DEL PROCESO.**

La ubicación del precipitador electrostático será antes de la caldera, ya que de esta manera se espera un mejor resultado en cuanto a la transferencia de calor en la caldera, de lo contrario con el uso contante podría presentar incrustaciones, a lo largo de los tubos del equipo, y las caídas de presión serian mucho mayores; por lo que después de haber cedido parte de su energía calorífica, los gases de combustión serán arrojados a la atmosfera, y con ello se tiene una contribución con el menor deterioro del ambiente, un ahorro energético por la producción de vapor de alta presión utilizado para servicios adicionales y mejora en el proceso de recuperación del catalizador de equilibrio.

## CAPÍTULO 5 BALANCE ECONÓMICO

### 5.1. BALANCE ECONÓMICO DEL CATALIZADOR RECUPERADO.

En el capítulo 4, ya se mostró una parte importante del balance económico del catalizador, el balance de catalizador en la Unidad de Craqueo Catalítico Fluido, FCC de la Refinería de Miguel Hidalgo, el cual se muestra a continuación.

o

Como se puede observar en el ANEXO F, el consumo de catalizador varía entre las 2.9 a 5.2 TON/D.

Realizando un promedio:

$$Cat = \frac{2.9 + 3 + 5.2 + 2.9 + 3.5 \left(\frac{TON}{D}\right)}{5} = 3.5 \text{ TON/D}$$

Tomando en cuenta un consumo promedio de 3.5 TON/D y teniendo en cuenta que la eficiencia actual de los ciclones en la planta es del 70%, se tiene lo siguiente:

$$Cat \text{ Colectado} = (3.5 \text{ TON/D}) * (0.70) = 2.45 \text{ TON/D}$$

Por lo tanto, por diferencia se obtiene que se están perdiendo 1.05 TON/D, tomando en cuenta que el precio actual de catalizador para el año 2010 es de 4,333 USD/TON, para el 2011 su precio incrementó a 4,700 USD/TON, para el año 2012 es de 5,150 USD/TON.

Por lo que la planta gasta en catalizador diariamente:

$$USD_{prom \text{ consumidos}} = \left(3.5 \frac{TON}{D}\right) \left(5,150 \frac{USD}{TON}\right) = 18,025 \text{ USD/D}$$

De los cuales son reutilizados como catalizador de equilibrio:

$$USD_{prom \text{ reutilizados}} = \left(2.45 \frac{TON}{D}\right) \left(5,150 \frac{USD}{TON}\right) = 12,617.5 \text{ USD/D}$$

Por ende se pierden diariamente:

$$USD_{prom\ perdidos} = 18,025 \frac{USD}{D} - 12,617.5 \frac{USD}{D} = 5,407.5 USD/D$$

Al instalar el precipitador electrostático, teniendo una eficiencia del 99.9% de recuperación de catalizador, con respecto al catalizador desperdiciado:

$$Ca\ t_{recuperado} = \left(1.05 \frac{TON}{D}\right) * (0.999) = 1.049 TON/D$$

Luego entonces, se tendrá una recuperación económica de:

$$USD_{prom\ recuperados} = \left(1.049 \frac{TON}{D}\right) \left(5,150 \frac{USD}{TON}\right) = 5,402.3 USD/D$$

Anualmente se ahorrará: **1,971,858 USD**

Se perderán:

$$5,407.5 \frac{USD}{D} - 5,402.3 \frac{USD}{D} = 5.2 \frac{USD}{D}$$

Por otro lado la instalación del PPE genera los siguientes costos, estas estimaciones son de acuerdo a PPE's de las dimensiones especificadas en el diseño dentro del Capítulo 4, que actualmente se encuentran en el mercado:

Artículo de Costo	Costo USD
<b>COSTOS DIRECTOS</b>	
<b>Costos de compra de equipo</b>	
Equipo auxiliar	710,000
Instrumentación	75,350
Impuesto de venta	21,000
Transporte	34,000
<b>Costo de Equipo comprado</b>	<b>840,350</b>
<b>Costos directos de instalación</b>	
Cimientos y soportes	38,670
Manejo e instalación	516,224
Eléctrico	80,790
Plomería	10,620
Aislamiento de Ductos y equipo	16,470
Pintura	10,520
<b>Costos de Instalación</b>	<b>673,294</b>
Preparación del Terreno	-
Edificios	-
<b>TOTAL DEL COSTOS DIRECTOS</b>	<b>1,513,664</b>
<b>COSTOS INDIRECTOS</b>	
Ingeniería	
Gastos de construcción y terreno	164,720
Tarifas de contratistas	82,351
Arranque	
Prueba de desempeño	8,235
Sistemas de seguridad	15,705
<b>TOTAL DE COSTOS INDIRECTOS</b>	<b>271,011</b>
<b>COSTOS ANUALES TOTALES</b>	
Mano de obra y operación	
Mantenimiento	
Supervisión	17,000
Electricidad tomando en cuenta que en México la electricidad tiene un precio de 0.044USD/KWH	155,000
<b>TOTAL DE COSTOS TOTALES ANUALES</b>	<b>172,000</b>

Por lo tanto en cuanto a la inversión fija se tiene un total de:

$$1,513,664 \text{ USD} + 271,011 \text{ USD} = 1,784,675 \text{ USD}$$

El equipo tiene una vida útil de 20 años según el fabricante

Por lo que únicamente con lo que se ahorra en catalizador, el equipo se pagará en:

***tiempo de retorno de inversion***

$$\frac{1,784,675 \text{ USD}}{5,402.3 \frac{\text{USD}}{\text{D}} * \frac{365\text{D}}{\text{AÑO}}} = 0.905 \text{ AÑOS}$$

11 meses

Tomando en cuenta los costos anuales del primer año, el tiempo de retorno de inversión, será en:

***tiempo de retorno de inversion***

$$\frac{1,784,675 \text{ USD} + 172,000\text{USD}}{5,402.3 \frac{\text{USD}}{\text{D}} * \frac{365\text{D}}{\text{AÑO}}} = 0.992 \text{ AÑOS}$$

12 meses

## **5.2. BALANCE ECONÓMICO DEL VAPOR DE ALTA PRESIÓN PRODUCIDO.**

Dentro de la Refinería “Miguel Hidalgo”, la producción de vapor de alta presión se lleva a cabo en calderas de gran capacidad, el análisis económico se hará tomando en cuenta la producción de vapor en una sola caldera, y a partir de ésta se hará una comparación de gastos y ganancias que el generador de vapor propuesto y la caldera actualmente en operación generan.

Tomando en cuenta una caldera de gran capacidad, se considera el consumo de gas combustible y combustóleo, el cual para una capacidad de 130 Ton/h es de 128,000 m<sup>3</sup>/D de gas combustible y 790 B/D de combustóleo.

Tomando en cuenta el precio del combustóleo que es 348.415 USD/m<sup>3</sup> y el del gas combustible es de 0.116USD/m<sup>3</sup>, los gastos por combustible son los siguientes:

- Para combustóleo:

$$790 \frac{B}{D} * \frac{159L}{1 B} * \frac{1m^3}{1000 L} * 348.415 \frac{USD}{m^3} = 48,286.36 \text{ USD/D}$$

- Para gas combustible:

$$128,000 \frac{m^3}{D} * 0.116 \frac{USD}{m^3} = 14,848 \text{ USD/D}$$

Por lo que diariamente se gasta en combustible:

$$gastos = 48,286.36 \frac{USD}{D} + 14,848 \frac{USD}{D} = 63,134.36 \frac{USD}{D}$$

Además de los gastos de operación y mantenimiento: **15,980 UDS/AÑO.**

Obteniendo un Total de **23,063,306.4 USD/AÑO**

Por otro lado el generador de vapor propuesto no genera gastos en combustibles, sin embargo se generan gastos de instalación, mantenimiento y operación, los cuales según fabricantes son los siguientes:

- Instalación: **1,853,730 USD**
- Operación y mantenimiento: **7,860 UDS/ AÑO**

Se tiene en cuenta que el equipo tiene un tiempo de vida útil de 40 años.

Por otro lado, el costo del vapor de alta presión es de:

- **11.16 USD/Ton** con gas combustible
- **31.5 USD/Ton** con combustóleo

Teniendo en cuenta que con el generador de vapor propuesto se generarán 11,700 Kg/h, se estará teniendo ahorros, de acuerdo a lo siguiente:

- Con gas combustible:

$$11.16 \frac{USD}{Ton} * 11.7 \frac{Ton}{h} * \frac{24h}{1D} = 3,133.728 USD/D$$

Anualmente se ahorrarán 1,143,810.72 USD

- Con combustóleo:

$$31.5 \frac{USD}{Ton} * 11.7 \frac{Ton}{h} * \frac{24h}{1D} = 8,845.2 USD/D$$

Por lo que anualmente se ahorrará: 3,405,402 USD

El equipo tiene una vida útil de 20 años por lo que el tiempo de retorno de inversión tomando en cuenta el costo de gas combustible, es el siguiente:

$$\frac{1,853,730 USD}{1,143,810.72 \frac{USD}{AÑO}} = 1.62 AÑOS$$

1 año 7 meses

Por lo que el tiempo de retorno de inversión tomando en cuenta el costo de combustóleo, es el siguiente:

$$\frac{1,853,730 USD}{3,405,402 \frac{USD}{AÑO}} = 0.544 AÑOS$$

7 meses

Tomando en cuenta la inversión del primer año, el tiempo de retorno será el siguiente:

- Para gas combustible:

$$\frac{1,853,730 USD + 7,860 USD}{1,143,810,720 \frac{USD}{AÑO}} = 1.63 AÑOS$$

1 año 7 meses

- Por combustóleo:

$$\frac{1,853,730 USD + 7,860 USD}{3,405,402 \frac{USD}{AÑO}} = 0.5461 AÑOS$$

7 meses

Se observa que los gastos de operación no afectan de manera significativa el tiempo de retorno de inversión.

## CONCLUSIONES.

Las mejoras de un proceso industrial siempre resultan en beneficio, ya que regularmente se pretenden mejores rendimientos, para que se genere un proceso económico y rentable y con esto la empresa tenga un beneficio económico mayor al actual; en este caso la mejora de la planta Craqueo de Catalítico Fluido 1 de la Refinería “Miguel Hidalgo” es la de la instalación de los equipos antes propuestos, ya que después de hacer un análisis en cuanto a los balances de catalizador actualmente arrojado a la atmósfera y el que se podrá recuperar con esta propuesta de instalación del PPE, se visualizan mejores inventarios de catalizador de equilibrio por un lado, debido a que será recuperado el 99% de este, lo que indica un ahorro económico del 99.97%, por ende, la pérdida económica será únicamente del 0.028% de los gastos mensuales de catalizador, lo que representa un ahorro económico y con esto ganancias mayores a las actuales, el proceso será más eficiente y económico.

Por otro lado, el gasto de instalación y operación del PPE tiene un tiempo de retorno de poco más de un año, esto tomando únicamente en cuenta el ahorro de catalizador que se va a recuperar, por lo que se concluye que la propuesta es viable.

Uno de los objetivos de esta tesis es el de fomentar el ahorro y el uso más eficiente de la energía, y debido a que la generación de energía, en este caso la generación de vapor de alta presión es un proceso costoso, porque se utilizan como combustibles gas combustible ó combustóleo. Con la instalación del generador de vapor propuesto el cual no utiliza combustibles, sino la energía calorífica que llevan los gases de combustión que provienen del regenerador, la producción de vapor de alta presión contribuye con el 10% del vapor producido en una caldera en la Refinería “Miguel Hidalgo”, lo que también mejora el proceso de Craqueo Catalítico Fluido, ya que lo hace aun más económico, debido a que se estaría ahorrando anualmente un total de:

- a) 1,143,810.72 USD si se toma en cuenta gas combustible.
- b) 3,405,402 USD si se toma en cuenta combustóleo.

Actualmente una parte de esto es gastado en combustibles, por lo que se tiene la ventaja de que el generador de vapor propuesto no genera gastos en esto, además de que no contribuye con la emisión de gases por quema de combustibles; la viabilidad se hace evidente al ver los tiempos de retorno de inversión, que muestran un panorama económico adecuado.

Por el lado ambiental se hace evidente una contribución con un menor deterioro con la propuesta de instalación de estas unidades, ya que los gases de combustión saldrán a la atmósfera a una temperatura mucho menor a la que actualmente son emitidos, además de que saldrán limpios de catalizador.

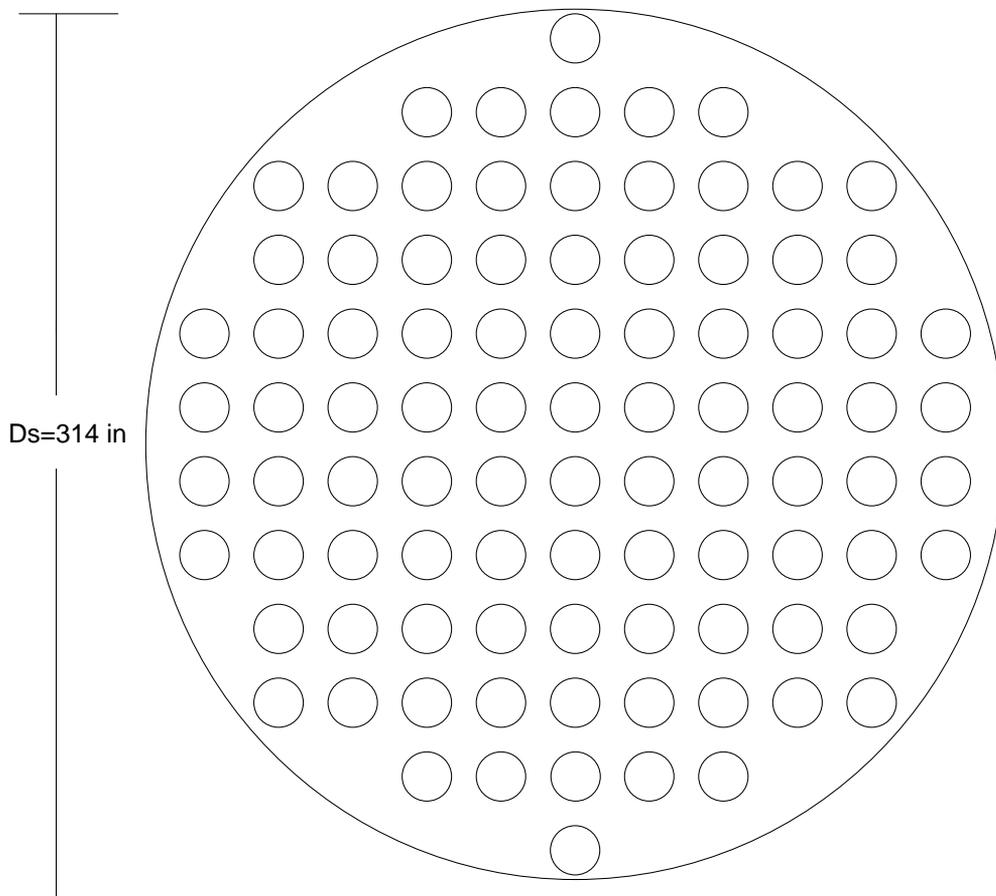
## BIBLIOGRAFÍA.

- D. Kern, **Procesos de Transferencia de Calor**, Edit. CECSA, 31a. Edición, Mexico, 1999
- E. Cao, **Heat transfer in chemical engineering**, Edit. McGraw-Hill, U.S.A, 2010
- E. E. Ludwig, **Applied Processes Design for Chemical and Petrochemical Plants**, Vol 1, Edit. Gulf Publishing Co., USA, 1988.
- Ing Miguel Tame, DE LA UNIDAD DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA KELLOGG ORTHOFLOW MODELO "F", REFINERÍA MIGUEL HIDALGO, TULA, HIDALGO, 1990.
- J. P.Holman, **Transferencia de Calor**, Edit. CECSA, 10ª reimpresión, México 1999.
- Peters Max. S.; **Plant Design and Economics for Chemical Engineers**; Mc. Graw Hill, Edit. Book Co.; Ed. 1978.
- S. M. Walas, **Chemical Process Equipment**, Edit. H-S in Chem. Eng., U.S.A, 1990
- **Standards of the TEMA (Tubular Exchangers Manufacturers Association)**, 8<sup>th</sup>, edition, 1999
- T. Kuppan, **Heat Exchanger Design Handbook**, 2002
- W. L. McCabe, et al. **Operaciones Unitarias en Ingeniería Química**, Edit. McGraw-Hill, 4ª. Edición, México, 1998
- <http://www.areadecalculo.com/monograficos/chime/Chimeneas.pdf>
- <http://www.sagan-gea.org/hojared/hoja31.html>
- [http://www.docstoc.com/docs/7866261/Cap%C3%ADtulo-3---Precipitadores-electrost%C3%A1ticos-\(626-kb-7-11-02\)](http://www.docstoc.com/docs/7866261/Cap%C3%ADtulo-3---Precipitadores-electrost%C3%A1ticos-(626-kb-7-11-02))

- <http://www.caldergas.com/page4.aspx>

**ANEXOS.**

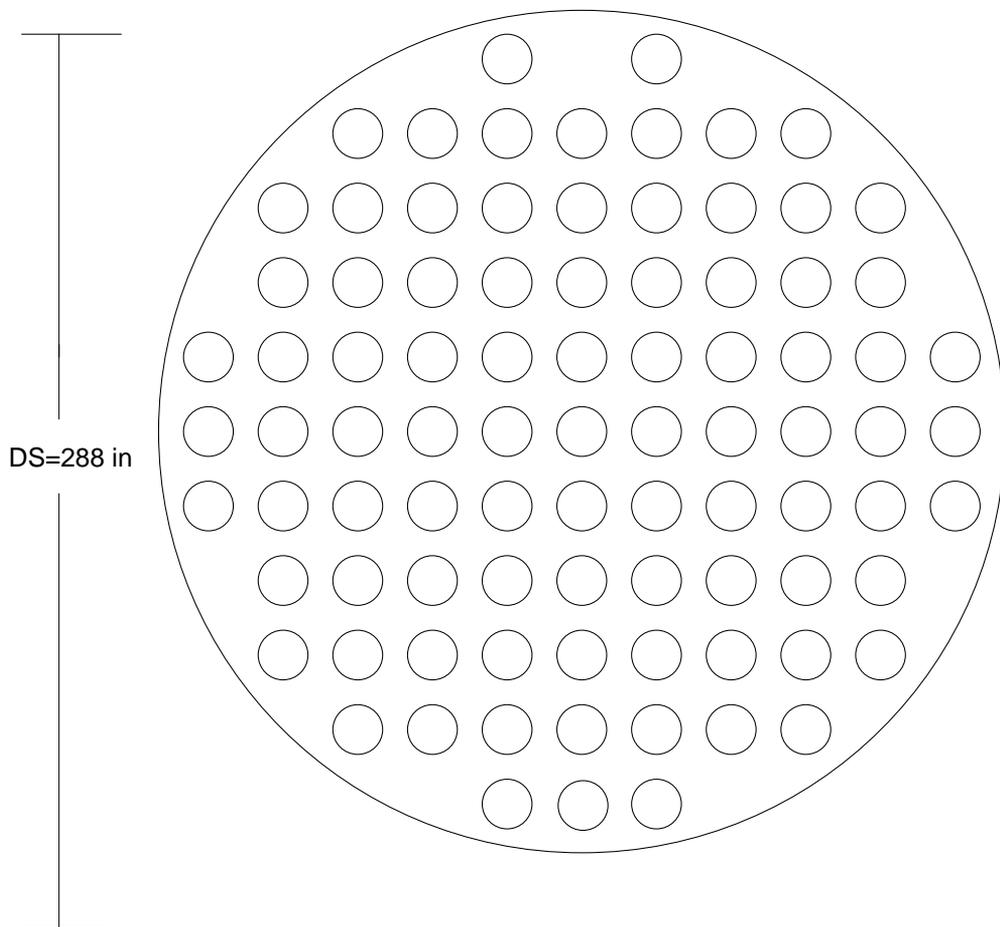
**ANEXO A. DIBUJO 1, ECONOMIZADOR.**



**TABLA DE ESPECIFICACIONES DEL DIBUJO 1, ECONOMIZADOR.**

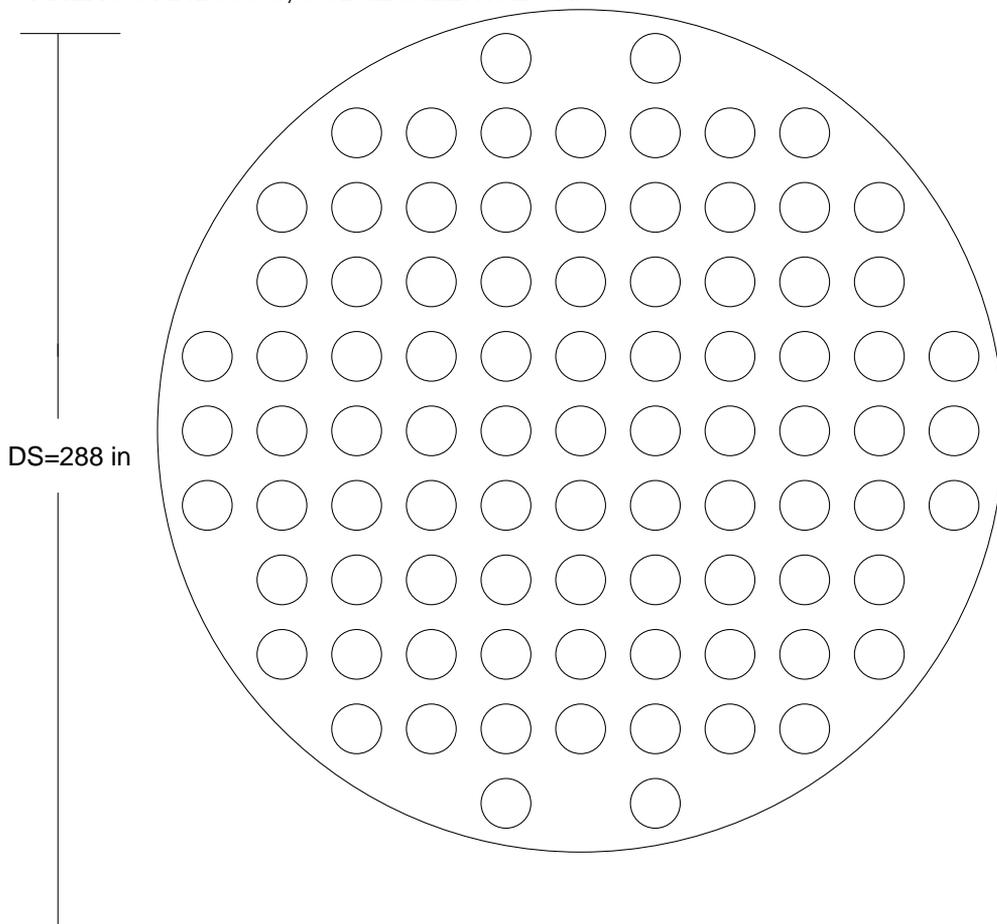
<b>TRAZADO DE TUBOS</b>			
Do TUBOS	24 in	DISTANCIA TUBO-CORAZA	1 in
Dint TUBOS	23.5in	DS	314 in
NUMERO DE TUBOS	92		
1 PASOS CORAZA			

**ANEXO B. DIBUJO 2, CAMBIADOR DE FASE**



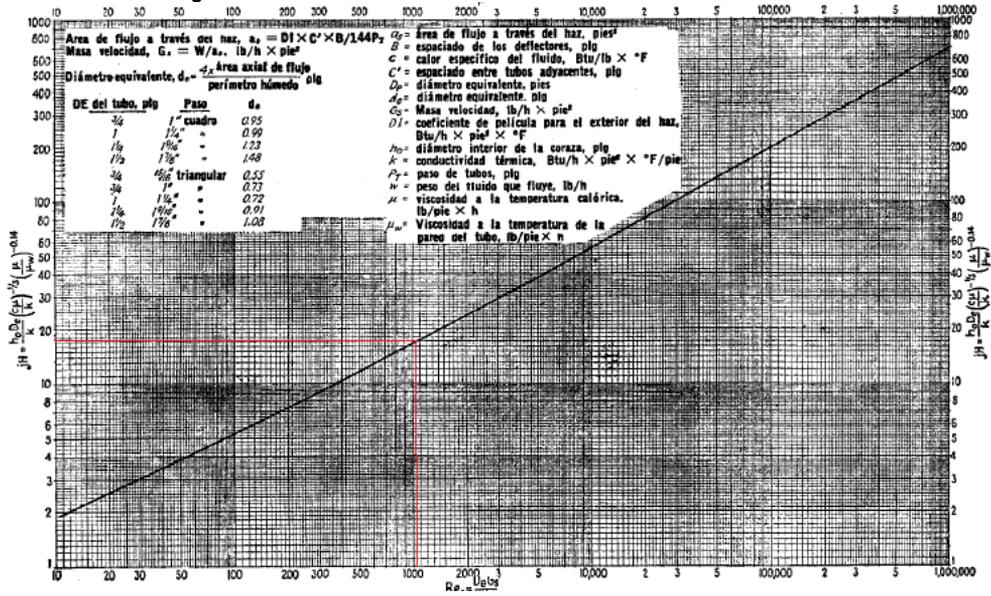
<b>TRAZADO DE TUBOS</b>			
Do TUBOS	24in	DISTANCIA TUBO-CORAZA	26in
Dint TUBOS	23.25in	DS	288in
NUMERO DE TUBOS	89		
1 PASOS CORAZA			

**ANEXO C. DIBUJO 3, SOBRECALENTADOR.**



<b>TRAZADO DE TUBOS</b>			
Do TUBOS	24 in	DISTANCIA TUBO-CORAZA	1 in
Dint TUBOS	23.5in	DS	288 in
NUMERO DE TUBOS	88		
1 PASOS CORAZA			

**ANEXO D. Grafica 1.** Curva de transferencia de Calor para lado coraza con haz de tubos con deflectores reglamentados 25%.



**ANEXO F** Tabla de existencia de Catalizador Fresco, de Equilibrio y Consumo por día

<b>INVENTARIO DE EXISTENCIA DE CATALIZADOR FCC-1, REFINERÍA MIGUEL HIDALGO</b>			
2012	<b>FRESCO (TON)</b>	<b>EQUILIBRIO (TON)</b>	<b>CONSUMO (TON/DIA)</b>
ENERO	81	13	2.9
FEBRERO	94	11	3
MARZO	136	0	5.2
ABRIL	198	0	2.9

**ANEXO G.** Tablas de datos adicionales para el diseño del precipitador electrostático PPE

<b>TIPO DE PPE</b>	<b><math>S_N</math></b>
Placa- alambre	0.07
Pared Húmeda	0.05
Placa Plana	0.10

<b>TIPO DE PARTÍCULA</b>	<b>RR</b>
Catalizador para FCC con carbón	0.14
Pared húmeda	0.0
Placa Plana con velocidad del gas mayor de 1.5m/s	0.15
Vidrio o cemento	0.10

<b>EFICIENCIA (%)</b>	<b>n</b>
< 96.5	2
<99	3
<99.8	4
<99.9	5
<99.9	6

## **ANEXO H. Diagrama de Planta de Craqueo Catalítico Fluidizado**

# SUPERINTENDENCIA DE PROCESO

## ESQUEMA DE FUNCIONABILIDAD DEL CONVERTIDOR I-D

