



INSTITUTO POLITECNICO NACIONAL

**ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERIA QUIMICA
E INDUSTRIAS EXTRACTIVAS**

**DISEÑO DE UN CABEZAL DE TUBERÍA PARA LA RECUPERACIÓN DE HIDROCARBUROS EN
EL VACIADO DE INTERCAMBIADORES EN LA PLANTA PRIMARIA No. 3 DE LA REFINERÍA
“GENERAL. LÁZARO CÁRDENAS”**

TESIS PROFESIONAL

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO PETROLERO**

PRESENTA

AMADOR MAYA ARTURO.



México D.F.

Noviembre de 2007.



SECRETARÍA
DE
EDUCACIÓN PÚBLICA

INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL

ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERÍA QUÍMICA E INDUSTRIAS EXTRACTIVAS



DEPARTAMENTO DE PRÁCTICAS, VISITAS Y TITULACIÓN

T-002-07

México, D. F., a 21 de febrero del 2007

Al C. Pasante:
ARTURO AMADOR MAYA

Boleta: Carrera: Generación:
0099320454 IQP 1998-2004

Calle 18 No. 78
Colonia Campestre Guadalupeana
Nezahualcoyotl
Estado de México

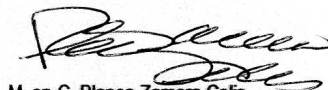
Mediante el presente se hace de su conocimiento que este Departamento acepta que el C. *Ing. Russell Echevarría Padrón*, sea orientador en el Tema que propone usted desarrollar como prueba escrita en la opción; Tesis Individual, con el título y contenido siguientes:

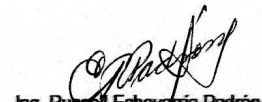
"Diseño de un cabezal de tubería para la recuperación de hidrocarburos en el vaciado de intercambiadores en la Planta Primaria No. 3 de la Refinería "General Lázaro Cárdenas"

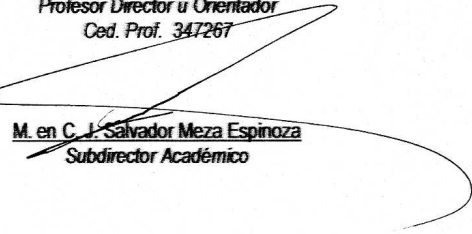
- Resumen
- Introducción.
- I.- Generalidades.
- II.- Propuesta y desarrollo del proyecto.
- III.- Diseño del banco de intercambiadores.
- IV.- Integración del proyecto.
- Conclusiones.
- Bibliografía.
- Anexos.

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


Ing. Esteban R. Ballazar Cadena
Presidente de Academia


M. en C. Blanca Zamora Celis
Jefa del Depto. de Prácticas
Visitas y Titulación


Ing. Russell Echevarría Padrón
Profesor Director u Orientador
Ced. Prof. 347267


M. en C. J. Salvador Meza Espinoza
Subdirector Académico

c. c. p.- Control Escolar.



SECRETARÍA
DE
EDUCACIÓN PÚBLICA

INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL
ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERÍA QUÍMICA E INDUSTRIAS EXTRACTIVAS



DEPARTAMENTO DE PRÁCTICAS, VISITAS Y TITULACIÓN

México, D. F., 26 de octubre del 2007.

T-002-07.

Al C. Pasante:
C. ARTURO AMADOR MAYA

Boleta:
99320454

Carrera:
IQP

Generación:
1998-2004

Presente.

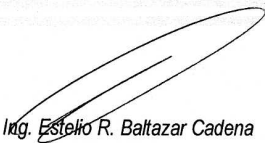
Los suscritos tenemos el agrado de informar a Usted, que habiendo procedido a revisar el borrador de la modalidad de titulación correspondiente, denominado:

"Diseño de un cabezal de tubería para la recuperación de hidrocarburos en el vaciado de intercambiadores en la Planta Primaria No. 3 de la Refinería "General Lázaro Cárdenas"

encontramos que el citado trabajo de **TESIS INDIVIDUAL**, reúne los requisitos para autorizar el Examen Profesional y **PROCEDER A SU IMPRESIÓN** según el caso, debiendo tomar en consideración las indicaciones y correcciones que al respecto se le hicieron.

Atentamente

JURADO


Ing. Estelio R. Baltazar Cadena
Presidente


Ing. Rogelio Martínez Herrera
Vocal

BZC/caa


Ing. Russell Echavarría Padrón
Secretario

c.c.p.- Expediente

Esta tesis esta dedicada a mi familia a quienes agradezco de todo corazón por su amor, su cariño y comprensión. En todo momento los llevo conmigo

Mama espero que con esto veas que tus esfuerzos no fueron en vano, me tarde un poco pero al final esta aquí.

Cuando hice mi tesis, una de las partes más difíciles fue hacer los agradecimientos y las dedicatorias, porque fue mucha gente la que me ayudó a lograr este objetivo y no sabía con exactitud qué palabras usar para que lo supieran.

Es curioso, muchos de los que menciono en los agradecimientos ya no están en mi vida, unos más siguen y hay muchos nuevos que de haber estado en ese momento, sin dudarlo estarían mencionados. Ahora tendrán que esperar a la tesis de maestría.

INDICE

Pág.

Resumen

i

Introducción

iii

Capítulo I

Generalidades.

I.1. Antecedentes Históricos de la Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas del Río”	1
I.2. Ubicación Geográfica de la Refinería.	3
I.3. Antecedentes General de la Planta Primaria No. 3	3
I.3.1. Proceso de Operación de la Primaria No. 3.	4
I.4. Políticas Generales de la Refinería	6
I.4.1. Políticas Generales de Calidad, Protección Ambiental y Seguridad.	6
I.4.2. Políticas de Seguridad y Protección Ambiental.	7
I.4.3. Valores de la Empresa	7
I.5. Misión.	9
I.6. Visión.	10

Capítulo II

Propuesta y Desarrollo del Proyecto.

II.1. Problemas a resolver para la Planta Primaria No. 3	11
II.1.1. Problemas Existentes	11
II.1.2. Problemas a Resolver	11
II.1.3. Resolución de Problemas	12
II.2. Alcances y Limitaciones.	12
II.3. Conceptos Básicos de Transferencia de Calor	13
II.3.1. Procesos de Transferencia de Calor	14
II.3.2. Intercambiador de Calor.	15
II.3.2.1. Principio de Intercambiadores de Calor	15
II.3.2.2. Ecuaciones de Cálculo.	15
II.4. Intercambiadores Instalados en Planta.	17
II.4.1. Intercambiadores de tubo en “U”.	17
II.5. Calentadores.	17
II.5.1. Clasificación de los Hornos.	18
II.5.2. Criterios de Prediseño.	19
II.6. Aspectos Ambientales.	21
II.6.1. Residuos Industriales.	21
II.6.2. Residuos Industriales Líquidos (RIL)	22
II.6.3. Contaminantes Atmosféricos.	24

Capítulo III

Diseño del Banco de Intercambiadores.

III.1. Síntesis de redes de Intercambiadores.	27
III.2. Formulación del Problema.	27
III.3. Integración Energética.	28
III.3.1. Tecnología de Punto de Pliege.	29
III.4. Análisis de la red de Intercambiadores de Calor existentes.	29
III.5. Diagnostico de la Red.	30

	Pág.
Capítulo IV	
Integración del Proyecto.	
IV.1. Tipo de Proceso y Especificación de la Alimentación.	31
IV.2. Descripción del Proceso.	31
IV.3. Diagrama de la Planta Primaria No. 3	36
IV.4. Datos de las Corrientes del Proceso.	37
IV.5. Datos Generales de los Intercambiadores.	37
IV.6. Cálculo de Volúmenes de Intercambiadores de Calor.	38
IV.6.1. Calculo del Volumen de la Coraza.	38
IV.6.2. Calculo del Volumen de los Tubos.	39
IV.6.3. Calculo de los Volúmenes de las Cabezas.	40
IV.6.4. Calculo de los Volúmenes de los Carretes.	42
IV.6.5. Volumen Total de los Intercambiadores de Calor.	42
IV.7. Optimización del Tiempo de Vaciado de los Equipos.	43
IV.8. Análisis de Costo.	51
IV.8.1. Calculo del Costo del Gas Combustible en el Horno.	51
IV.8.2. Calculo del Diámetro de la Tubería.	52
IV.8.3. Calculo del Diámetro del Cabezal de Gas Combustible.	55
Conclusiones.	57
Bibliografía	59
Anexos.	60

Resumen

En la planta primaria No. 3 de la Refinería General Lázaro Cárdenas, existen bancos de Intercambiadores de calor, donde el crudo; en su proceso de elevamiento de temperatura intercambia calor con los distintos hidrocarburos.

En ocasiones estos intercambiadores, debido al programa de mantenimiento anual o en alguna reparación salen fuera de operación y por lo consiguiente el crudo que pasaba por ese intercambiador o ese banco de intercambiadores se va directamente al siguiente banco de intercambio es decir, "*by pass*".

El crudo, al no pasar por ese banco de intercambio, eleva menos su temperatura y por consiguiente a la hora de su entrada a la torre fraccionadora, lleva menos temperatura, en comparación de cuando pasa por todos los bancos de intercambio; esto ocasiona que el calentador consuma mas gas combustible, al ser necesario que el crudo alcance la temperatura necesaria para su entrada a la torre fraccionadora.

Uno de los problemas más importantes es el costo que ocasiona debido a que el gas combustible consumido en el calentador; produce pérdidas considerables, ya que opera las 24 horas del día.

Otro problema ocurre en el vaciado de los intercambiadores o bancos de intercambiadores, debido a que es muy tedioso para los obreros estar cuidando el procedimiento de vaciado; la mayoría de las veces se llevan el día completo realizando esta operación.

Otro problema y no menos importante es el daño ambiental que se produce, ya que en muchas ocasiones estos hidrocarburos llegan a los drenajes y en la mayoría de los casos terminan en el pantano de Santa Alejandrina, el cual desemboca en el Río Coatzacoalcos; y esto resulta un problema muy serio, teniendo que solucionarse con mayor rapidez que en las otras circunstancias.

El proyecto tiene grandes beneficios ecológico y económico. Lo económico se torna interesante ya que un intercambiador enfría y calienta dos corrientes respectivamente; a un promedio de 40, 000,000 BTU/hr con flujos que van desde 70,000 B/D manejando grandes cantidades de material, por lo que no es conveniente que el equipo se saque de operación por mucho tiempo.

Desde el punto de vista ecológico se tiene que el derrame de hidrocarburos a los drenajes se eliminaría; ya que el proyecto maneja un sistema cerrado que no requiere una operación manual en las líneas, por lo tanto sería difícil que ocurran derrames.

Así pues el hidrocarburo almacenado en los intercambiadores se vaciará en un tanque específico a presión y se retornará a proceso. El desfogue del equipo se realizaría con gas combustible; ya que este es más económico para la empresa que cualquier otra opción de gases. En cuanto a la opción de vapor se descarta debido a que el sistema debe de estar libre de toda humedad y al introducirle vapor sería estar contraindicando esta condición.

Introducción.

La planta primaria No. 3 fue diseñada para procesar 50,000 B/D de crudo de Rabón Grande, o de una mezcla de 30% de crudo Ordóñez y 70% de crudo El Plan; a parte de la cantidad anterior se puede procesar 4,400 B/d de carga que viene de residuo de la torre Despuntadora. El contrato No. 5920 prevé un área de ampliación para una futura Despuntadora. La ingeniería de la ampliación fue elaborada por la Gerencia de Refinación. La capacidad de procesamiento de la unidad primaria No. 3 fue aumentada con esto a 75,000 B/d. Aunque en pruebas posteriores se alcanzaron niveles de proceso un poco mayores a 80,000 B/d, manteniéndose su operación por periodos continuos y estables de 80,000 B/d.ⁱ

La planta primaria No. 3 tiene como finalidad separar por fraccionamiento los crudos de carga en gasolina, nafta pesada, kerosina, diesel, gasóleo pesado y crudo residuo primario.

Esta Refinería tiene como meta principal obtener productos derivados del petróleo crudo, tales como: gasolinas, diesel, kerosinas y gas LP (gas licuado), así como lubricantes.

El objetivo de este trabajo de tesis es presentar de manera integrada los requerimientos que deben cumplirse para el diseño y la construcción de un cabezal de tubería para la recuperación de hidrocarburos en el vaciado de intercambiadores, que aplica a todos los organismos subsidiarios de Petróleos Mexicanos.

Se pretende que este material bibliográfico sea considerado como una herramienta de apoyo en el diseño técnico y en los trabajos de construcción, para este tipo de instalaciones y que requieren referencias para consulta con propósitos de capacitación o como guía metodológica introductoria.

i <http://www.pemex.mx>

CAPITULO I

Generalidades



I.1 Antecedentes Históricos de la Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas del Río”

Petróleos Mexicanos, dentro de su programa de inversión y con el fin de satisfacer la demanda de productos petrolíferos con calidad ecológica internacional, a través de su organismo subsidiario Pémex Refinación, lleva a cabo la Reconfiguración del esquema de producción de sus refinerías, consistentes en la implantación de un nuevo esquema de procesamiento de crudo capaz de permitir un considerable incremento en el porcentaje de crudo maya a procesar en las siguientes Refinerías:

- Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas del Río, Minatitlán, Veracruz.
- Refinería “Francisco I. Madero” de Cd. Madero, Tamaulipas.
- Refinería “Miguel Hidalgo” de Tula de Allende, Hidalgo.
- Refinería “Ing. Antonio M. Amor” de Salamanca, Guanajuato.

La implantación del nuevo esquema de procesamiento de crudo en las refinerías mencionadas hace necesario llevar a cabo una serie de consideraciones para definir las capacidades, modificaciones y el factor de servicio de las plantas existentes; capacidad y factor de servicio de las plantas nuevas. De esta manera, se realizaron estudios para determinar los requerimientos de materias primas, definir las capacidades de procesamiento de las nuevas plantas, la producción, la calidad de los productos y mediante los estudios de factibilidad visualizar la inversión, los costos de operación, los tiempos de realización y los estimados de rentabilidad, y mediante un estudio económico; evaluar y determinar la conversión de las plantas de destilación primaria y de destilación al vacío o la instalación de plantas de destilación primaria y al vacío nuevas y finalmente, definir los porcentajes de crudo maya a procesar en cada refinería y la tecnología mas conveniente para la transformación de residuales.

La Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas” se encuentra localizado dentro del municipio de Minatitlán, Veracruz. Cuenta con una superficie total de 825

CAPITULO I: Generalidades

hectáreas ubicadas en el margen izquierdo del Río Coatzacoalcos, de las cuales 200 hectáreas corresponden al área industrial.

Inició sus labores en el año de 1906, bajo la administración de la compañía inglesa El Águila, extrayendo el petróleo crudo de los campos de San Cristóbal a 18 Km al sureste de la Refinería.

32 años después, pasa a ser patrimonio de la nación como resultado del decreto de la expropiación petrolera en el año de 1938.

Actualmente y como resultado de su expansión, la refinería está integrada por 27 plantas de proceso en operación normal, 3 plantas ecológicas, 2 turbogeneradores eléctricos, 6 generadores de vapor, 9 torres de enfriamiento de agua, 1 planta de pretratamiento de agua, 1 planta de tratamiento de agua, 1 planta potabilizadora de agua, 1 planta neutralizadora (efluentes) de agua y 166 tanques de almacenamiento.

En el año de 1974, la “Refinería de Minatitlán” cambia su nombre a Refinería “General Lázaro Cárdenas del Río” como homenaje y reconocimiento por su intervención en la Industria Petrolera Mexicana.

En el año de 1997 se incorporan oficialmente las instalaciones industriales de Pemex Refinación ubicadas en el Complejo Petroquímico “La Cangrejera” constituidas por 3 plantas de proceso, 1 torre de enfriamiento de agua y 12 tanques de almacenamiento.

✓	Mezcla de Petróleo Crudo con 30 % de Maya	190,000 B/D
✓	Mezcla de Butanos	30,000 B/D
✓	Benceno	2,000 B/D

Tabla I.1 Capacidad de Procesamiento de la Refinería General Lázaro Cárdenas del Río.

I.2 Ubicación Geográfica de la Refinería

Ubicada en la parte Sur de la Ciudad de Minatitlán, Veracruz.

Limita al sur/suroeste con el Río Coatzacoalcos.

Coordenadas 17° 58' latitud norte, 94° 31' longitud oeste a 10 metros sobre el nivel medio del mar.

El predio tiene un área de 825 hectáreas.

El área más baja se encuentra a 8 m. sobre el nivel del mar.

La precipitación pluvial anual es de 2,000 milímetros

Los vientos dominantes son del Noreste.

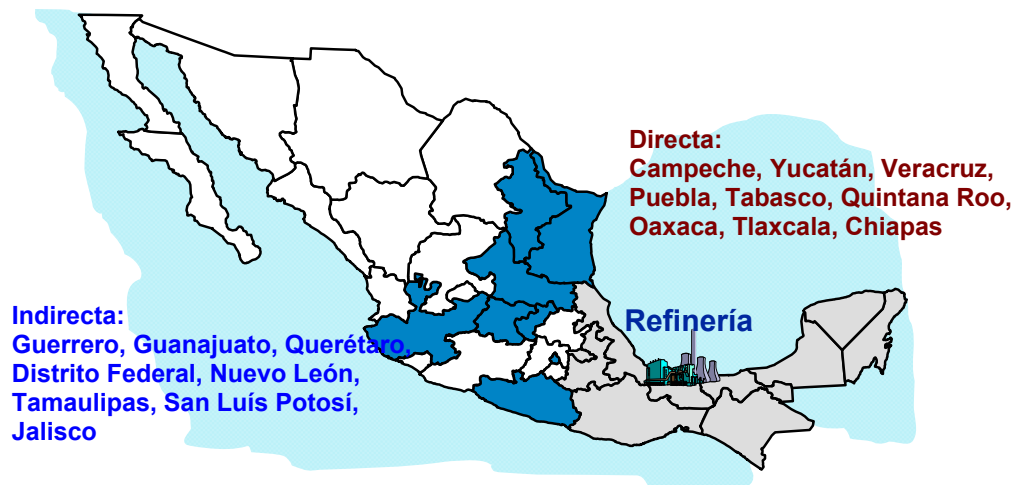


Figura I.1. Zonas de Impacto Económico.

I.3 Antecedentes Generales de la Planta Primaria No. 3

La planta primaria No. 3 fue diseñada para procesar 50,000 Bls/Día de Crudo Ceroso, pero mediante un rediseño y la instalación de una Torre Despuntadora procesan 80,000 Bls/Día.

Los productos que se obtienen bajo el proceso de fraccionamiento del crudo, son: gases incondensables, gasolina de despunte, gasolina fraccionada, nafta, kerosina, diesel, gasóleo pesado y crudo reducido.

I.3.1 Proceso de Operación de la Primaria No. 3

El crudo de almacenamiento trae consigo cloruro de sodio (sales), que al depositarse en los tubos de los cambiadores y calentadores ocasiona serios problemas de taponamiento que pueden derivar a paros de la unidad. Debido a lo anterior el primer paso, es eliminar la sal a niveles máximos de 5lb/1000 barriles. Esto se logra en una desaladora por precipitación electrostática.

Al crudo se le inyecta una cantidad controlada de agua y desmulsificante que ayudan en el desalado. Como este requiere una temperatura de 163°C para su máxima eficiencia, el primer paso es calentarlo para lo cual el crudo se divide en tres corrientes pasando a unos cambiadores donde absorben calor. Una de las corrientes hace intercambio con la línea de extracción del reflujo ligero y pesado de la fraccionadora, otra absorbe calor de la línea de nafta pesada del gasóleo ligero y la última línea de kerosina.

Las tres corrientes se unen e intercambian calor con el fondo de la fraccionadora (crudo reducido) alcanzando los 163°C, necesarios para el desalado; la mezcla pasa por una válvula mezcladora y entra a la desaladora. Aquí su velocidad disminuye considerablemente y entra a la zona entre las parrillas donde está el campo pulsante electrostático. Debido a la acción de este campo el agua se colapsa y forma gotas, que por su mayor densidad van al fondo de la desaladora junto con la sal disuelta. En el fondo el agua se drena y se dirige hacia un sistema de recipientes para su recolección y posteriormente para su tratamiento.

El crudo desalado necesita aumentar su temperatura a 212 °C para poder despuntar la gasolina, debido a esto pasa a unos cambiadores, primero al reflujo ligero, después sigue el reflujo pesado y por ultimo al crudo reducido (fondo fraccionadora) posteriormente a un control de nivel que entra a la Despuntadora. Por el domo sale una corriente gaseosa que se condensa y va a un acumulador. La fase líquida se envía a filtración y después se dirige a la

sección de los cabezales de gasolina, que consta desde la carga hasta Hidrodesulfuradora, o a los tratamientos cáusticos y posteriormente a los tanques de almacenamiento. La fase gaseosa es manejada hacia el acumulador de la planta catalítica FCC para aprovechar los arrastres de gasolina.

El fondo de la Despuntadora es manejado por control de flujo hacia dos calentadores, cada uno de ellos con cuatro serpentines, saliendo de ellos el crudo despuntado a una temperatura de 360 °C y entra a la fraccionadora en el plato No. 4.

La torre fraccionadora consta de 33 platos. Por el fondo se mete una corriente de vapor de sobrecalentado de 3.5 Kg/cm². El crudo reducido sale por el fondo y es mandado primero para calentar la carga de crudo, y de ahí va como carga a las unidades Preparadoras de Carga.

Del plato No. 8 se maneja una extracción que se divide en dos corrientes: una regresa inmediatamente al plato No. 7 sirviendo para eliminar metales y carbón de la corriente gaseosa la cual sube por la torre fraccionadora. La otra corriente se enfría dando calor a la carga y retorna al control de flujo del plato No. 11.

Del mismo plato No. 7 sale otra extracción conocida como gasóleo pesado primario y sin enfriarse, se envía a la Planta Catalítica o si no se dirige a los sistemas de enfriadores, y posteriormente se envía a los tanques de gasóleo de carga de la catalítica FCC.

Del plato No. 13 se maneja una corriente llamada reflujo ligero que se enfría dando calor a la carga y regresa a control de flujo a la torre, al plato No. 18.

Del mismo plato No. 13, sale a control de nivel una corriente llamada diesel que va a un agotador y de ahí es manejada primero para precalentar la carga en un cambiador y posteriormente se enfría y va a los cabezales de distribución de diesel, usándose también como aceite de limpieza o de sellos.

Del plato No. 19, sale a control de nivel una corriente llamada kerosina, que va a un agotador y de ahí es manejada primero para precalentar la carga de crudo y después es enfriada y va a los cabezales de kerosina.

Del plato No. 25 sale a control de nivel una corriente llamada Nafta pesada, que va a un agotador y de ahí es manejada primero para precalentar la carga de crudo y después es enfriada y va a los tratamientos de sosa y a tanques de turbosina.

Por el domo de la fraccionadora, sale una corriente de vapores que va a un banco de condensadores, y de ahí a un acumulador. La fase líquida es manejada y una corriente va a control de flujo al domo de la Despuntadora, donde controla la temperatura del domo de esta torre. Otra corriente de la fase líquida es manejada hacia los tratamientos cáusticos o de carga a la Hidrodesulfuradora de gasolina. Una tercera corriente, va de reflujo al domo de la fraccionadora donde controla su temperatura.

La fase gaseosa del acumulador se maneja hacia el acumulador de la catalítica FCC donde se recuperan los arrastres de gasolina.

La baja presión de la Despuntadora y la fraccionadora permiten que la gasolina primaria salga a tanques sin necesidad de estabilizarse.

I.4 Políticas Generales de la Refinería

I.4.1. Políticas Generales de Calidad, Protección Ambiental y Seguridad

La Gerencia y todo el personal que labora en la Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas del Río” establecen el compromiso de cumplir con lo siguiente:

- Los requisitos de calidad de los clientes.
- La plantación, identificación y revisión periódica de objetivos y metas incluyendo los ambientales, para lograr la mejora continua.

➔ La legislación, regulaciones, normatividad ambiental y de seguridad y prevenir la contaminación.

"Con el fin de que el buen desempeño en seguridad industrial, protección ambiental, productividad, rentabilidad y calidad de nuestros servicios y productos petrolíferos sean motivo de orgullo para todos los que laboramos en la primer Refinería de Latinoamérica y consolide la armonía con la comunidad relacionada con la empresa"

I.4.2 Políticas de Seguridad y Protección Ambiental

➔ El buen desempeño de Pemex en Seguridad Industrial y Protección Ambiental, debe ser motivo de orgullo para sus trabajadores y empleados en particular y para todos los mexicanos, en general.

➔ Pémex desarrollará sus actividades en una forma que haga compatibles sus objetivos económicos, con los de seguridad de sus empleados e instalaciones y la protección del medio ambiente.

➔ La Seguridad Industrial y Protección Ambiental es responsabilidad de todos los trabajadores y empleados de Pemex.

➔ La alta dirección pugnará porque se mantenga una conciencia sobre la seguridad industrial y la protección ambiental que se integra como parte de la cultura de la institución.

I.4.3 Valores de la Empresa

Nacionalismo:

Trabajar conscientes que la Refinería es parte importante en el desarrollo del país, demostrando nuestro sentido de identidad y pertenencia, para lograr el fortalecimiento económico de México.

Seguridad:

Conscientes del alto riesgo de nuestra empresa en cada actividad que desarrollamos, debemos anteponer este valor. Nos comprometemos en lo individual y en conjunto, en darle la máxima importancia a través de un enfoque preventivo para conservar nuestra salud, la integridad de las instalaciones y la confianza de la comunidad.

Conciencia Ecológica:

Nos comprometemos a operar y mantener las instalaciones de acuerdo con los reglamentos y normas ecológicas vigentes y a establecer y preservar nuestro medio ambiente.

Innovación:

Impulsar en cada actividad y proceso de la Refinería el cambio tecnológico y organizacional a través de nuestra creatividad e imaginación, adoptándola como parte de nuestra cultura diaria de trabajo, consciente de la urgente necesidad de actualizar y modernizar nuestros procesos y procedimientos ante el constante cambio y la alta competitividad de la industria petrolera mundial.

Honestidad:

Proceder con honradez y rectitud desarrollando nuestras actividades con respeto, responsabilidad y reconocimiento a los demás, siendo congruentes entre el pensar y actuar, de manera positiva.

Lealtad:

Respetar incondicionalmente los principios, normas y objetivos que rigen nuestra empresa y orientar todas las acciones en beneficio de la misma.

Trabajo en Equipo:

Estamos convencidos de que solo el esfuerzo conjunto nos permitirá alcanzar los objetivos de la empresa, por lo que debemos compartir y transmitir con sinceridad y sin egoísmos nuestros conocimientos y experiencias, asegurando con ello la permanencia de nuestra empresa, garantizando las oportunidades de trabajo para las actuales y futuras generaciones.

Desarrollo Humano:

Proporcionar la superación individual y familiar de todo el personal que labora en la Refinería, mediante el mejoramiento de sus conocimientos y habilidades para beneficio propio y de la empresa.

Liderazgo:

Nos comprometemos a fomentar y respaldar el liderazgo que impulse y propicie el cumplimiento de la misión y visión de la empresa a través de la motivación y la participación eficiente de todos los que aquí laboramos.

Calidad Productiva:

Comprometernos a hacer de la calidad una forma de ser, que permita realizar nuestra trabajo bien y a la primera, logrando la satisfacción de todos aquellos que reciban el resultado de nuestro trabajo, a un mínimo costo.

I.5 Misión

“Producir los energéticos y derivados del petróleo que impulsan el desarrollo de mas de ocho estados en el centro y sureste de México, y el Isobutano, básico en la elaboración de la gasolina de alto octano de todo el país, a través de la mejor tecnología, el esfuerzo, talento y compromiso de los que laboramos en la primera Refinería de Latinoamérica”.

I.6 Visión

“Ser una Refinería líder en la Elaboración de Productos Petrolíferos con Estándares Internacionales de Seguridad, Protección del Ambiente, Rentabilidad y Calidad, a través de un proceso de mejoramiento integral de su personal, para ser factor importante que contribuya al Progreso de México”.

CAPITULO II

Propuesta y Desarrollo del Proyecto



II.1. Problemas a Resolver para la Planta Primaria No 3.

II.1.1. Problemas Existentes

En las áreas donde se encuentran las plantas primarias, existen bancos de intercambio de calor, el crudo, en su proceso de elevamiento de temperatura, intercambia calor con los distintos hidrocarburos como: kerosina, nafta pesada, reflujo ligero, gasóleo ligero, crudo reducido y reflujo pesado.

Este proceso se lleva a cabo para aprovechar en lo posible las altas temperaturas de los hidrocarburos, así a su vez, utilizar menos gas combustible en los quemadores, de estos su función es la de alcanzar la temperatura óptima que se requiere en el crudo para su entrada a la torre fraccionadora.

En muchas ocasiones, los intercambiadores, debido a su mantenimiento anual o en alguna reparación; salen fuera de operación, y a su vez el crudo que pasaba por ese banco de intercambiadores, se va directamente al siguiente banco de intercambio, es decir, se hace un *"by-pass"*.

El crudo, al no pasar por ese banco de intercambio, se eleva menos su temperatura por consiguiente, a la entrada de la torre fraccionadora, el crudo lleva menor temperatura, en comparación que si pasara por todos los bancos de intercambio, esto ocasiona que el calentador utilice más gas combustible, en este caso será necesario que el crudo alcance la temperatura que requiere para su entrada a la torre fraccionadora.

II.1. 2. Problemas a Resolver

Uno de los más importantes, es el costo que ocasiona el gas combustible consumido en el calentador, el cual produce pérdidas considerables, debido a que opera las 24 horas del día.

Otro problema ocurre en el vaciado de los intercambiadores o bancos de intercambiadores; debido a que es una tarea ardua para los obreros cuidando el procedimiento del vaciado, pues en la mayoría de los casos se lleva el día completo realizando esa acción.

Otro problema y no menos importante; es el daño ambiental que se produce, debido a que en muchas ocasiones éstos hidrocarburos llegan a los drenajes, en la mayoría de los casos los hidrocarburos terminan en el pantano de Santa Alejandrina, que desemboca en el Río Coatzacoalcos; esto resulta un problema muy serio, pues tiene que solucionarse con mayor rapidez que en otras circunstancias.

Un problema mas es el desperdicio de hidrocarburos.

El último problema existente son los intercambiadores que están fuera de operación.

II.1.3. Resolución de Problemas

Para la resolución de estos problemas se tiene planeado lo siguiente:

Descargar los intercambiadores, en mantenimiento o en reparación, utilizando inyección de gas combustible para desplazar el producto contenido en el equipo y desalojarlo hacia el separador de líquidos del sistema de desfogue liquido de la planta V-804 a fin de recuperarlos de éste hacia la desaladora ME-800 de la planta Primaria No. 2 por medio de bomba de achique P-815; esta acción tardaría una hora aproximadamente mucho menor al tiempo utilizando actualmente. En el proyecto se contempla instalar un cabezal de vapor de 10.5 Kg. /cm² para el vaporizado de los equipos, posterior a la colocación de juntas ciegas.

Esto podría solucionar la mayoría de los problemas existentes, a excepción de la duración del mantenimiento o reparación de los intercambiadores, ya que este trabajo se lleva a cabo manualmente y puede tardar hasta 7 días dependiendo del tamaño del equipo y si se cuenta con el material necesario para el mantenimiento a realizar.

II.2. Alcances y Limitaciones

Para poder establecer un proyecto donde el ahorro de energía y/o servicios auxiliares sea objetivo primordial, es necesario hacer un estudio a profundidad

de manera que incorpore los aspectos tecnológicos que se han desarrollado en el campo del ahorro y conservación de energía.

Este proyecto presentará beneficios importantes para la empresa, ya que esta propuesta pretende obtener un mejor aprovechamiento de la energía calorífica que genera el mismo proceso, de esta manera tener un gran ahorro de energía y combustibles.

Dicho beneficio tiene la característica de poder aplicar en cualquier planta primaria que se tiene en la Refinería y así obtener un ahorro, debido al aprovechamiento adecuado a las necesidades del proceso.

El proyecto en forma general, deja ver dos grandes beneficios: En el equipo de transferencia de calor se sacara de operación un tiempo menor, como consecuencia de esto, los hornos del proceso proporcionarían en el tiempo mencionado el calor del equipo que se encuentra fuera de operación.

La transmisión de calor eficiente obtenido por medio del buen funcionamiento de los intercambiadores, ocasionan un gran ahorro de gas combustible consumido por los hornos del proceso.

II.3. Conceptos Básicos de Transferencia de Calor.

El concepto de calor, se define como la transferencia de energía entre dos sistemas a causa de su diferencia de temperatura; por lo tanto, calor es una forma de energía que se transmite gracias a su diferencia de temperatura. La energía calorífica, es la que posee un objeto debido a que sus moléculas están en movimiento, y estas se mueven con mayor rapidez provocando mayor temperatura en el objeto.

El calor fluye de los objetos mas calientes hacia los más fríos hasta que queden a igual temperatura. Mientras mayor sea la temperatura del objeto caliente y menor la del frío, mas rápida será la transmisión de calor. En termodinámica, tanto el calor como el trabajo, se considera energía en transito a través del limite que separan un sistema de su medio ambiente. Cabe mencionar que existe una similitud entre calor y trabajo, ambos son energías en transición y ninguno es una propiedad del sistema.

Cuando la energía se transfiere de un sistema a sus alrededores lo hace como calor o trabajo. El calor es energía en tránsito, este tipo de energía fluye de un cuerpo caliente a uno frío hasta eliminar la diferencia de temperatura. La adición de calor a un sistema aumenta la energía interna, y el calor sustraído la disminuye. Es conveniente usar Q como símbolo de calor para designar la energía transferida como calor y asignar un signo positivo al calor transferido a un sistema.

Las unidades de Q son generalmente BTU o caloría. Un BTU es la cantidad de calor necesaria para elevar la temperatura de una libra de agua de 63°F a 64°F. Una caloría es la cantidad de energía requerida para aumentar la temperatura de 1gr. de agua en 1°C. Dado que el trabajo como el calor son formas de energías en transición se considera que las unidades del trabajo deben ser susceptibles a expresarse como unidades de calor y viceversa. En el sistema inglés de unidades el factor de conversión entre el calor y el trabajo es 779.169 lbft/BTU y se le da el símbolo de Joules (J).

II.3.1. Procesos de Transferencia de Calor

Los procesos de transferencia de calor se relacionan con las razones de intercambio térmico, como los que ocurren en equipos de transferencia de calor y en los procesos químicos. Este enfoque realza la importancia de las diferencias de temperaturas entre las fuentes y el receptor, esto es el potencial por el cual la transferencia de calor se lleva a efecto. Un problema típico de transferencia de calor involucra las cantidades de calor que deben transferirse, razones a las cuales pueden transferirse debido a la naturaleza de los cuerpos, la diferencia de potencial, la extensión y arreglo de las superficies que separa la fuente y el receptor, y la cantidad de energía mecánica que debe disiparse para facilitar la transferencia de calor.

Puesto que la transferencia de calor se considera un intercambio en un sistema, la pérdida de calor por un cuerpo deberá ser igual al calor absorbido por otro dentro de los confines del sistema.

II.3.2. Intercambiador de Calor

II.3.2.1. Principio de los Intercambiadores de calor

El intercambiador de calor, como su nombre lo indica, se usa para transferir calor de un fluido a otro cuando estos no se mezclan. Se usan para aprovechar el calor que hay en ciertas etapas del proceso y se desea transferir a otra parte del proceso. Cuando se transfiere calor de un fluido a otro en un proceso industrial, sin que haya mezcla de estos, al equipo se le conoce como intercambiadores de calor.

El intercambiador de calor es considerado como un equipo industrial muy importante y componente de los procesos de transferencia de energía calorífica, su función principal es enfriar o calentar un fluido mediante el intercambio de calor, este equipo esta diseñado y calculado bajo ciertas bases de ingeniería mecánica y química.

El flujo de calor se considera una operación unitaria empleada en diferentes procesos, prácticamente todas las plantas de procesos tienen incluida alguna forma de equipo de transferencia de calor; su naturaleza y la calidad de control deseado influyen en particular para tener una instrumentación apropiada de la unidad.

Los elementos componentes de un cambiador de calor son un serie de tubos perfectamente distribuidos y un numero dado, lo cual determina la longitud, el diámetro, el material de los tubos y la capacidad de enfriamiento o calentamiento que tiene este tipo de tubo y coraza son los mas utilizado a nivel industrial, es un recipiente cilíndrico horizontal; tiene dos entradas y dos salidas, una parte para el fluido frío y otra para el fluido caliente. En el interior de este intercambiador se coloca el haz de tubos por donde circula el fluido.

II.3.2.2. Ecuaciones de Cálculo

En los intercambiadores de calor existen dos tipos de análisis:

Calculo de diseño y calculo de comprobación. El primero se lleva a cabo cuando se proyecta un equipo nuevo. El objetivo de los cálculos es determinar las superficies de transmisión de calor. Los cálculos de comprobación se realizan cuando se conoce la superficie de calefacción del intercambiador, para esto es necesario encontrar la cantidad de calor transmitido y las temperaturas finales de los fluidos de trabajo.

Los cálculos de los intercambiadores de calor consisten en la búsqueda de las ecuaciones simultáneas de balance de calor, y cualquier cálculo se basa en estas dos ecuaciones.

Siendo iguales en esencia, las ecuaciones de balance de calor y de la transmisión de calor, difieren entre si solamente en detalles, en función del tipo de intercambiador estudiado, (ya sea recuperador, generador o contacto directo).

La formula de diseño es:

$$Q = (U)*(A)*(LMTD) \qquad \text{Ecuación (II.1)}$$

Donde:

Q= Calor transferido en BTU/hr.

U= Coeficiente global de transferencia de calor en BTU/hr ft² °F

A= Superficie de transferencia de calor en ft²

LMTD= Diferencia de temperaturas media logarítmica °F

Para obtener el calor transferido a un fluido en un intercambiador, la formula es:

$$Q = (w)*(Cp)*(\Delta T) \qquad \text{Ecuación (II.2)}$$

Donde:

Q= Calor transferido en BTU/hr.

W= Flujo en lb/hr

Cp= Capacidad calorífica en BTU/lb°F

ΔT= Diferencia de temperatura en °F

II.4. Intercambiadores Instalados en Planta

La naturaleza de este trabajo, implica el conocimiento de los equipos instalados en la planta. Son de interés en este caso los intercambiadores de calor.

II.4.1. Intercambiadores de Tubo en “U”

El haz de tubos consiste en una lámina tubular estacionaria, tubos en “U” y/o de horquilla, desviadores o placas de soporte y espaciadores y tirantes apropiados, el haz de tubos se puede retirar del casco del intercambiador de calor. Se proporciona un cabezal del lado de los tubos (estacionario) y un casco con cubierta integrada, que se une al casco mismo. Cada tubo tiene la libertad de dilatarse o contraerse, sin limitaciones debidas a la posición de otros tubos.

El haz de tubos en “U”, tiene la libertad de proporcionar el franqueo mínimo entre el límite exterior del tubo y el interior del casco, para todas las construcciones de haces de tubos desmontables. El diseño de tubo en “U”, ofrece la ventaja de reducir el número de juntas. En la construcción para altas presiones, esta característica es muy importante, puesto que reduce el costo inicial como el mantenimiento. Las varillas y los limpiadores mecánicos tradicionales para tubos no pueden pasar de un extremo a otro del tubo en “U”. Existen limpiadores de tubos eléctricos, que pueden limpiar tanto los tramos rectos de los tubos como los acomodamientos.

II.5. Calentadores

Los hornos de proceso son llamados calentadores a fuego directo debido a que parte del serpentín está en la zona donde se genera la flama por los generadores. La función de un intercambiador es llevar a un fluido de proceso de una temperatura a otra o llevar a cabo una vaporización para lograr en él, cambios físicos o químicos. En los calentadores a fuego directo, la energía usualmente es suministrada por la combustión de aceite o gas natural, la

energía es transferida desde la flama y los gases calientes a la corriente del fluido del proceso.

Generalmente el fluido a calentar está contenido dentro de tubos dispuestos en serpentines a lo largo de las paredes de la cámara de combustión.

De acuerdo al mecanismo predominante de transmisión de calor que se lleva a cabo desde los gases de combustión a la pared exterior de los tubos que contienen al fluido de proceso, se pueden distinguir dos zonas, llamadas de radiación y de convección.

II.5.1. Clasificación de los Hornos

La clasificación de los hornos usados en Refinerías e Industria Petroquímicas es la siguiente:

Estos tipos son usados en horno de acuerdo al servicio en el fluido de proceso:

✓ **Calentadores:** Estos generalmente se usan solamente para calentar un fluido de proceso, o sin descomposición. Los principales usos son para precalentar, evaporar, recalentar o para elevar la temperatura de un fluido el cual intercambia calor con otro fluido.

✓ **Calentador de "Cracking":** Estos son hornos de convección de alta temperatura en el cual la descomposición requerida del fluido de proceso ocurre dentro del serpentín, como el calentador de "Cracking" de etileno.

✓ **Reformadora o Calentador de Reactor:** Son los hornos donde una reacción química catalítica tiene lugar dentro del serpentín. Los tubos del horno son diseñados como cámaras individuales de reacción, conteniendo catalizador, estas son directamente calentadas en la zona de radiación. Los calentadores de este tipo, son reformadores de vapor de agua para la producción de hidrógeno.

☑ **Sección de Radiación:** En los hornos cilíndricos, la zona de radiación está constituida por tubos verticales o por un serpentín helicoidal, dependiendo

de las características del proceso y de la capacidad térmica del horno. En los hornos de tipo rectangular, la zona de radiación está constituida por tubos verticales u horizontales, dependiendo del tipo de horno requerido para el proceso en particular. Dado que en la zona de radiación se generan las temperaturas más altas, es conveniente que en esa zona se absorba la mayor cantidad de calor que resulte más económica.

Sección de Convección: La zona de convección es una parte integral de un horno y su propósito, es aprovechar el calor de los gases de combustión que abandonan la sección de radiación.

El calor que se aprovecha se le adiciona al fluido de proceso, que sufre un precalentamiento o es absorbido por otro servicio adicional en la zona de convección. Debido a que los gases de combustión, al abandonar la zona de radiación han perdido gran cantidad de su contenido de energía, cuando entran a la zona de convección a disminuido su temperatura, por lo que esta zona opera a temperaturas menores que la zona de radiación.

Como en la sección de radiación, en la de convección, el calor es transmitido por radiación y por convección. Pero como los fenómenos de conducción y convección son afectados primordialmente por la diferencia de temperaturas y muy poco por el nivel térmico, en la sección de convección la conducción y convección son los mecanismos que contribuyen en mayor proporción a la transmisión de energía.

Por esta causa, los serpentines de la zona de convección en la mayoría de los hornos, son hechos de tubos aleados o birlados para mejorar la transmisión de calor por convección.

II.5.2. Criterios de Prediseño

Pérdidas: Para hacer el balance térmico general y obtener el rendimiento total del horno, se supone un 6% de pérdidas del calor liberado total.

Proporción de distribución de calor: Dado que en la zona de radiación se generan las más altas temperaturas, en esta zona se absorbe la mayor cantidad de calor de la carga total de diseño. En la práctica normalmente los calentadores tienen la siguiente distribución de calor:

Calor absorbido en Radiación: 65-70% del calor de diseño

Calor absorbido en Convección: 35-30% del calor de diseño

Dependiendo esta proporción de la geometría de la sección radiante y de la temperatura de entrada del fluido de proceso.

Definición de Rendimiento: El Rendimiento total del horno se define como el calor total absorbido dividido por el calor total liberado, esto es:

$$n_T = \frac{Q_D}{Q_L} * 100$$

Ecuación (II.3)

Donde:

Q_D : Calor total absorbido de diseño por el fluido de proceso y servicios adicionales (Btu/hr).

Q_L : Calor total liberado por el combustible (Btu/hr).

Para determinar el rendimiento en forma aproximada, con base en la temperatura de entrada del fluido de proceso se tienen los siguientes valores:

Temperatura de Entrada del Fluido de Proceso	Gradiente de Temperatura ΔT	Temperatura de los Gases de Combustión en la Base de la Chimenea
350 – 500 ° F	150 ° F	
500 – 600 ° F	125 ° F	$T_{g_s} = T_e + \Delta T$
600 – 700 ° F	100 ° F	
700 – 750 ° F	85 ° F	

Tabla II.1 Tabla de gradiente de temperaturas

Rendimiento de la Zona de Radiación: Se define como el calor absorbido en la sección radiante, dividido por el calor liberado total.

$$n_R = \frac{Q_R}{Q_L}$$

Ecuación (II.4)

Donde

Q_R : Calor absorbido en la zona de radiación (Btu/hr)

Q_L : Calor total liberado (Btu/hr)

n_R : Rendimiento de la zona de radiación en tanto por uno. El rendimiento aproximado de la zona de radiación para los hornos, se determina con la ecuación de Wilson, Lobo y Hottel.

II.6. Aspectos Ambientales

II.6.1. Residuos Industriales

Las sustancias que emite la industria se pueden clasificar, según su estado de agregación, en tres tipos de residuos:

Gases y Vapores	Líquidos	Sólidos
Gases de combustión	Orgánicos	Lodos químicos
Otros gases	Residuos acuosos	Envases, contenedores
Compuestos Orgánicos Volátiles (COV)		Polvos

Tabla II.2 Estado de la materia de los residuos.

Los residuos o desechos industriales pueden tener significado diferente según el emisor, la autoridad o la sociedad que los siente. El programa ambiental de las Naciones Unidas los define como:

“Residuo peligroso se entiende, residuos sólidos, líquidos o gases contenidos en recipientes los cuales por razones de su actividad química, tóxica, explosiva, corrosiva o debido a otras características, pueden causar daño a la salud o al ambiente, ya sea estando solos o cuando entran en contacto con otros residuos.”

En rigor, se considera **Residuo Industrial** a cualquier sustancia que no es el producto objeto de fabricación.

De acuerdo con la anterior clasificación, los residuos industriales se agruparán en: residuos acuosos, contaminantes atmosféricos y residuos sólidos. De ellos, se expondrá su naturaleza química, generalidades sobre su generación y efectos que ocasionan al hombre y el ambiente.

II.6.2. Residuos Industriales Líquidos (RIL)

Los **Residuos Acuosos Industriales** constituyen, junto con los contaminantes atmosféricos, el mayor problema en el manejo de las emisiones industriales. Los residuos que contaminan el agua provienen de la actividad industrial, minera, agrícola, forestal y otras. La siguiente tabla muestra los efectos dañinos de contaminantes típicos del agua.

CONTAMINANTES	EFECTOS
<p>METALES PESADOS</p> <p>Ag, B, Cr (VI), Cu, Fe, Mn, Mo, Ni, Pb, Sb, Se, Sn, Zn.</p> <p>As, Cd, Hg, Tl</p>	<p>Tóxicos en general</p> <p>Muy tóxicos en general</p>
<p>ORGÁNICOS</p> <p>Aceites y grasas Detergentes Hidrocarburos Fenoles</p> <p>Pesticidas Cloroformo</p>	<p>Tóxicos para la vida acuática Su espuma impide aireación del agua Tóxicos para la vida acuática Tóxicos para la vida acuática; forman clorofenoles Tóxicos para el hombre Tóxico en general</p>
<p>OTROS</p> <p>Fosfatos y nitratos Sulfatos Sulfuros</p> <p>Cianuros</p>	<p>Producen eutroficación Corroen el concreto Olores desagradables (daños vías respiratorias) Tóxicos en general</p>

Tabla II.3 Contaminantes presentes en el agua.

Existen instituciones para la protección y preservación de la calidad de los recursos hídricos de las descargas de aguas residuales y domésticas. Para controlar la calidad de las aguas residuales, se ha establecido un conjunto de metodologías analíticas. Dichas metodologías, aplicables a la realidad nacional, son de uso normal y rutinario, reproducibles y útiles para el análisis cuantitativo de matrices complejas, como son las aguas residuales.

Las metodologías analíticas mencionadas sirven para determinar los siguientes parámetros analíticos útiles para controlar el agua:

- ➔ pH
- ➔ Sólidos suspendidos
- ➔ Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO)
- ➔ Hidrocarburos
- ➔ Metales pesados
- ➔ Cadmio, Cobre, Cromo, Hierro, Níquel, Plomo, Zinc, Manganeso
- ➔ Cianuro
- ➔ Nitrógeno
- ➔ Sulfato
- ➔ Triclorometano
- ➔ Coliformes fecales
- ➔ Temperatura
- ➔ Sólidos sedimentables
- ➔ Demanda Química de Oxígeno (DQO)
- ➔ Aceites y grasas
- ➔ Arsénico
- ➔ Cromo hexavalente
- ➔ Fósforo
- ➔ Sulfuro
- ➔ Fenol
- ➔ Detergentes

Definiremos los significados de algunos de estos parámetros analíticos y otros, que se manejan corrientemente para tipificar un RIL.

Sólidos Suspendidos: Representan a las sustancias que no se disuelven y que son retenidas por un filtro Millipore o por un filtro de fibra de vidrio.

Sólidos Sedimentables: Es la fracción de sólidos suspendidos que sedimentan luego de una hora de reposo en un cono Imhoff.

Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO): Es el monto de oxígeno consumido por microorganismos para oxidar biológicamente el contaminante, cuando se incuba una muestra en la oscuridad a 20° C durante cinco días.

Demanda química de oxígeno (DQO): Es el monto de oxígeno requerido para la oxidación química de los constituyentes orgánicos e inorgánicos de un agua residual. Esta materia se oxida con dicromato de potasio en caliente durante dos horas en medio ácido. Puesto que la acción de este oxidante afecta a toda la materia oxidable, el valor de la DQO es siempre mayor que el de la DBO.

A continuación presentará una tabla con los Residuos industriales líquidos de producciones características.

ACTIVIDAD	PRODUCTO	PARÁMETROS SIGNIFICATIVOS
Refinería Petróleo	Combustibles	pH DBO DQO Grasas y aceites Fenoles Sulfuros Amonio Cromo Sólidos suspendidos

Tabla II.4 Residuos producidos por las refinerías

II.6.3. Contaminantes Atmosféricos

Los contaminantes atmosféricos son sustancias que alteran la composición del aire. Se originan en fuentes o en procesos naturales como en los océanos en los que se producen gases o vapores como: monóxido de carbono (CO),

dióxido de carbono (CO₂), metano (CH₄), bisulfato de carbono (CS₂), sulfato de carbonilo (COS), CH₃Cl, etc.

Los contaminantes de origen antropogénico, procedentes de las ciudades e industrias, que se vierten de manera controlada, continua y amplia, son emitidos en un 80% por procesos de combustión de sustancias fósiles. Los combustibles fósiles, como el gas natural, petróleo y carbón, son mezclas de hidrocarburos, sustancias azufradas nitrogenadas, oxigenadas y otras. La combustión completa de los hidrocarburos los transforma en anhídrido carbónico (CO₂), vapor de agua y calor.

La siguiente tabla muestra los contaminantes atmosféricos, la manera como se generan y los efectos materiales que causan.

❖ **Generación y Efectos Materiales de los Contaminantes Atmosféricos**

CONTAMINANTE	GENERACIÓN	EFFECTOS MATERIALES
SO₂	Combustión de combustibles con compuestos azufrados (carbón, petróleo)	Corroe metales, ataca algodón, recubrimientos, muros, pigmentos
NO_x(NO,NO₂)	Durante la combustión, por reacción de N ₂ y O ₂	Ataca colorantes, pigmentos, pinturas.
Ozono (O₃)	En algunos procesos industriales (oxidación, blanqueo, desinfección)	Ataca gomas, pigmentos, pinturas. Produce oxidación de material oxidable. Nocivo para la salud.
CO	Combustión incompleta	Ataca muros y construcción en general
Hidrocarburos (HC)	Combustión, basurales (CH ₄), evaporación	Se absorbe y transforma la materia orgánica.
Partículas	Acción atmosférica, procesos industriales	Deteriora y reduce la vida útil de materiales (>10 micrones). Se deposita en pulmones (<10 micrones).
Óxidos metálicos	Combustión de combustibles de petróleo	Ataca materiales, cataliza reacciones, produce corrosión.

Tabla II.5 Contaminantes Atmosféricos

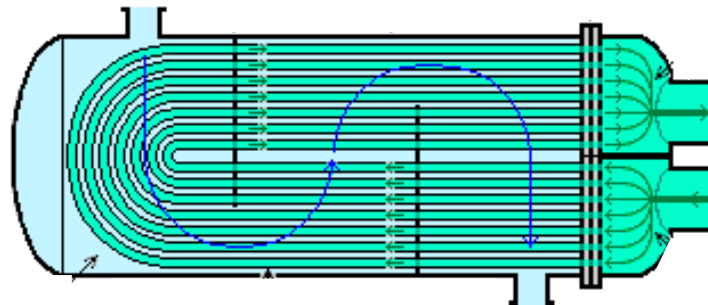
A continuación se listan las emisiones de contaminantes atmosféricos característicos de industrias químicas.

ACTIVIDAD	PRODUCTO	CONTAMINANTES PRINCIPALES	EMISIONES TÍPICAS (kg/m ³)
Refinerías petróleo	Petróleo	Partículas SO _x CO HC NO _x Aldehídos Amoníaco	Max 0.65 Max 32(S) Max 39 t Max 0.63 Max 3.7 Max 0.054
	Gas natural	SO _x	Max 0.155
Combustión	Carbón bitum.	Partículas SO _x CO HC NO _x Aldehídos	1 – 8 (cenizas) 19 (S) 0.5 – 45 0.15 – 10 1.5 – 27
	Petróleo, kerosen	Partículas SO ₂ SO ₃ CO HC NO _x	0.0025 0.31 - 3.7 17 – 19 (S) 0.25 (S) 0.63 0.12
	Gas licuado (propano + butano)	Partículas SO _x CO HC NO _x	2 - 12 0.20 - 0.23 0.01 (S) 0.18 - 0.24 0.036 - 0.096 0.8 - 1.5

Tabla II.6 Emisiones Producidas por las Industrias Químicas

CAPITULO III

Diseño del Banco de Intercambiadores.



III.1. Síntesis de Redes de Intercambiadores

Los altos costos de energía observados durante los años 70's motivaron el desarrollo de procesos con un uso eficiente de energía. El ahorro de servicios ofrece un potencial interesante para mejorar la economía de un proceso. Se ha demostrado que el costo de servicios en columnas de destilación representa el componente principal en el costo de operación de esos procesos de separación.

En un proceso químico, se tienen generalmente varias corrientes que requieren de calentamiento y otras necesitan de enfriamiento. Una práctica común es satisfacer estos requerimientos mediante el uso de servicios (vapor y agua de enfriamiento). Avances recientes han desembocado en técnicas para la síntesis de sistemas que aprovechan las características de las corrientes involucradas en el proceso de tal manera que las corrientes calientes y las corrientes frías intercambien calor para ahorrar el consumo de servicios. Esto puede requerir un número adicional de intercambiadores de calor; sin embargo, el ahorro en el costo de energéticos en la mayoría de los casos compensa en exceso el costo adicional del equipo.

III.2. Formulación del Problema

Debido a que en la red de intercambiadores la corriente fría para toda la red es el crudo y este va tomando calor de manera ascendente con las diferentes corrientes calientes que salen de las diferentes extracciones de la torre fraccionadora, esto se hace con el fin de que el crudo alcance una temperatura determinada. Por esta razón si un equipo se saca de operación o se "*bypasea*" ocasiona que la temperatura final sea menor que la esperada, esto ocasiona que en el horno donde llega el crudo se tenga que consumir mas gas combustible es por esto que el tiempo que se saque de operación tendrá que ser lo mínimo posible.

III.3. Integración Energética

Es importante mencionar que existen diferentes técnicas para aprovechar el calor generado por las corrientes originadas de proceso realizando intercambio entre las corrientes frías y las corrientes calientes. La integración de energía, estructurada como métodos, aparece en la década de los 60's y toma mayor auge en la segunda mitad de la década de los 70's como consecuencia de la crisis energética que hace surgir a México como un proveedor importante de petróleo a nivel mundial e inicia el crecimiento de la industria petrolera y petroquímica.

Los métodos desarrollados en esas décadas, presentaban un concepto innovador para el diseño y optimización de procesos; los análisis económicos anticipaban beneficios económicos muy atractivos para una industria que, en su mayoría, no estaba preparada para afrontar volatilidad en el precio de los energéticos.

Surgieron métodos heurísticos y algorítmicos basados en intercambiar energía (calor) entre corrientes de proceso. Sin embargo, los métodos estaban enfocados a la transferencia de carga térmica sin prestar atención a las temperaturas; siendo frecuente el traslape de temperaturas. Es decir, las corrientes resultaban con temperaturas de salida menores que la corriente fría ó con temperaturas de salida mayores que la corriente caliente con que intercambiaban energía.

El objetivo de la integración energética es aprovechar la energía contenida en el proceso realizando intercambios entre corrientes frías y calientes con la finalidad de minimizar el consumo de servicios auxiliares, obteniéndose una reducción en el consumo de energéticos (combustibles y electricidad). Al reducir el consumo de vapor también se reducen los consumos de agua y químicos usados en el tratamiento. Cuando se aplica la integración a plantas de más de 20 años y con procesos de alto consumo energético, se pueden inclusive, llegar a sacar de operación calderas.

III.3.1. Tecnología de Punto de Pliegue

Esta técnica fue desarrollada en la década de los 80's y consideró corregir la deficiencia de los métodos desarrollados anteriormente. El fundamento del método se basa en la identificación de la temperatura en la que las corrientes frías y calientes presentan el mayor acercamiento; en esta zona no hay transferencia de calor, por lo que al considerar intercambios de calor aquí origina calcular mayores áreas de transferencia en los equipos. Esta fue precisamente la deficiencia de los métodos anteriores. El método del punto de pliegue ha sido lo más efectivo que se ha desarrollado y continúa vigente en la actualidad.

❖ ***Identificación de Corrientes Frías y Calientes:***

Para realizar una evaluación energética, el punto de partida es la identificación de las corrientes del proceso que: necesitan calentarse (corrientes frías) y las que necesitan enfriarse (corrientes calientes). Los términos fríos y calientes asignados a las corrientes no deben considerarse por la temperatura de las corrientes, sino por las necesidades de intercambio energético, tal como se mencionó anteriormente.

III.4. Análisis de la Red de Intercambiadores de Calor Existentes

Existen procesos instalados que operan con alguna red de intercambiadores de calor, como es el caso de esta planta, que fue diseñada bajo esquemas de conocimiento o de escenarios económicos diferentes a los actuales. En esos casos, no es raro encontrar que el ahorro de energía que se consigue, representa una fracción del máximo ahorro que puede obtenerse con un diseño nuevo. Ahora se muestra como los principios fundamentales de diseño de redes de intercambiadores de calor a partir del método del punto de pliegue pueden usarse para modificar redes existentes.

III.5. Diagnostico de la Red

El primer paso para revisar alguna red existente es cuantificar su eficiencia. Una manera de hacerlo es comparando el consumo de servicios externos de la red contra el mínimo consumo de servicios; el exceso de energía utilizada se buscara integrar, en forma total o parcial, mediante cambios energéticos de la red existente.

El consumo mínimo de energía depende del valor de ΔT_{min} . Para fines de diseño, es posible realizar una pre-optimización de esta variable. No obstante de revisión de redes existentes, el problema es menos claro. *Pudiera pensarse en tres opciones:*

- 1. Formular un problema de diseño y preoptimizar ΔT_{min} . Usar el valor para revisar la red.*
- 2. Examinar la red existente y detectar la menor diferencia de temperaturas que se tenga en alguno de los intercambiadores de calor; usar ese valor como ΔT_{min} para revisión de la red.*
- 3. Usar algún tipo de pronóstico del efecto de ΔT_{min} en la red a revisarse.*

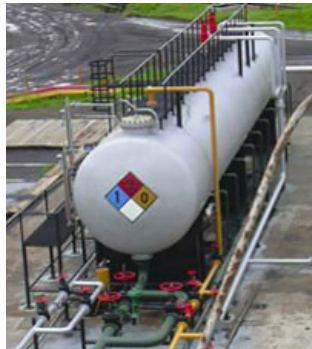
Cabe la posibilidad de usar algún valor heurístico de ΔT_{min} de acuerdo con la experiencia y conocimiento del escenario económico de algún diseñador.

Principios Básicos de la Red.

Pudiera pensarse en que si la red existente es ineficiente, entonces lo más conveniente seria diseñar una nueva red y dejar a un lado la anterior. Este procedimiento, aunque tendría cada vez mas incentivo a medida de los precios de los energéticos aumenten, tiene el inconveniente de no aprovechar la inversión fija adicional mayor.

CAPITULO IV

Integración del Proyecto.



IV.1 Tipo de Proceso y Especificación de la Alimentación

La alimentación del proceso entra con una carga de 75,000 Barriles/día como promedio, presentando una composición de mezcla de crudo Maya – Istmo a una relación de 70 / 30 con 32.5 °API.

Existen en el proceso dos zonas de destilación, una es la torre despuntadora, de donde solo se obtiene la nafta de despunte que constituye un 14% del total del crudo y el resto se conoce como crudo despuntado, el cual será la alimentación de la torre fraccionadora, la cual opera con una destilación simple multicomponente atmosférica.

IV.2. Descripción del Proceso

El crudo de los tanques se bombea a la Planta con las bombas P-1405 A y B a una temperatura de 40° C; estas bombas están localizadas en la Casa Central de Bombas. Después de pasar el crudo por el control de presión PIC-1601, se divide en tres corrientes: una de ellas pasa a precalentarse al intercambiador de calor CH-1 de crudo contra reflujo ligero aumentando su temperatura, pasando al intercambiador CH-2 de crudo contra reflujo pesado hasta elevar su temperatura; la segunda corriente pasa a intercambiar calor con el cambiador E-1602 A y B de crudo contra nafta pesada para aumentar su temperatura a 46°C; la nafta pesada pasa al enfriador E-1608 antes de enviarse a Tratamiento Cáustico (PERCO); el crudo pasa después al intercambiador E-1603 A y B de crudo contra gasóleo ligero para elevar su temperatura a 65°C; el gasóleo ligero pasa al enfriador E-1610 antes de ser enviado a Hidrodesulfuración. La tercera corriente pasa a precalentarse con el intercambiador E-1601 de crudo contra kerosina para alcanzar una temperatura de 65°C; la kerosina pasa a condensarse al enfriador E-1609 antes de enviarse a Hidrodesulfuración. Ya unidas las tres corrientes se calientan hasta 88°C, al cambiar calor contra crudo reducido, en dos corrientes

CAPITULO IV: INTEGRACION DEL PROYECTO

paralelas, en los intercambiadores E-1604 A, B, C y D; calentándose hasta 155°C, que es la temperatura deseada para la entrada a la desaladora.

El crudo que sale de la desaladora se calienta hasta llegar a 182°C en los intercambiadores de calor E-1605 de crudo contra reflujo ligero, pasando después al intercambiador E-1606 de crudo contra reflujo pesado; la corriente pasa al intercambiador E-1607 de crudo contra crudo reducido caliente.

A la salida de este intercambiador el flujo pasa a la torre despuntadora DF-1; el crudo despuntado que se obtiene en el fondo es bombeado por BA-1 A/B (bombas de fondo) hacia los calentadores F-1600 y F-1601 cada uno con cuatro serpentines a control de flujo, de los cuales el crudo parcialmente vaporizado descarga en la zona de vaporización de la torre fraccionadora V-1600.

La cantidad de calor que se da al crudo en cada intercambiador, se regula por la temperatura general de salida del mismo mediante un registrador y controlador de temperatura que gobierna la presión del gas combustible o del combustóleo, según se tenga el uno o el otro en automático.

Los vapores del domo de la torre fraccionadora a una temperatura de 130°C se condensan y se enfrían en los condensadores E-1600 A, B, C, D, E y F; pasan de aquí al acumulador V-1602, el agua condensada se drena del acumulador por medio de una válvula de control actuado por el control de nivel de interfase en la pierna de agua del acumulador V-1602.

Se cuenta con un sistema de inyección de amoniaco anhidro para el control del pH en el domo de la torre fraccionadora.

La gasolina del acumulador V-1602, a una temperatura de 40° C, se manda con las bombas P-1601 A y B como reflujo a la torre fraccionadora y como producto a los tanques de almacenamiento.

El reflujo a la torre fraccionadora se regula mediante un controlador y registrador de temperatura actuado por un termopar localizado en la línea de vapores del domo de la torre fraccionadora. De la línea de reflujo al domo sale una línea de 1" para la dilución del inhibidor de corrosión que se inyecta a la misma línea de reflujo.

La gasolina que se envía como producto a los tanques de almacenamiento, que puede enviarse a tratamiento a la Planta PERCO o directamente al tanque de carga de la Planta Desulfuradora de Gasolina, se regula a control de nivel del acumulador.

La presión de la torre fraccionadora se controla por medio de un control de presión consistente de 4 válvulas de seguridad que relevan al sistema de desfogue No. 3 a los gases no condensables; las presiones de relevo de estas 4 válvulas son las siguientes: 3.09, 3.23, 3.37 y 3.52 kg/cm².

La nafta pesada sale de la torre fraccionadora de cualquiera de los platos 25 o 27 a control de nivel del agotador V-1601 A, de este agotador el material arrastrado por el vapor; y el vapor mismo regresan a la torre a un punto abajo del plato 29. La nafta pesada se manda con la bomba P-1602 - A ó B de los intercambiadores de calor E-1602 A y B, y de aquí al enfriador E-1609 en donde se enfría hasta 40°C y de éste, regulada por un controlador y registrador de flujo va a la planta PERCO y de ésta a los tanques de almacenamiento.

La kerosina sale de la torre fraccionadora en un punto sobre el plato 19 a control de nivel del agotador V-1601-B; la temperatura de salida es de 230°C; de este agotador el material arrastrado por el vapor y el vapor mismo regresan a la torre a un punto abajo del plato 21. La kerosina es enviada con la bomba P-1603 A ó B al intercambiador de calor E-1601 contra crudo pasando enseguida al enfriador E-1609 en donde se enfría a 49°C, enviándose de ahí a tanques de almacenamiento, regulándose el volumen por medio de un controlador y registrador de flujo.

El reflujo lateral superior se extrae de la torre fraccionadora a una temperatura de 270°C en un punto sobre el plato 13, lo toma la bomba P-1606 A ó B y va a cambiar calor con el crudo al intercambiador E-1605 y retorna a la torre en un punto sobre el plato 17 con una temperatura aproximada de 177°C, regulándose su volumen por la acción de un controlador y registrador de flujo.

El gasóleo ligero se extrae de la torre fraccionadora del plato 13 a control de nivel del agotador V-1601-C, la temperatura de extracción es aproximadamente de

CAPITULO IV: INTEGRACION DEL PROYECTO

270°C; el material arrastrado por el vapor y el vapor mismo regresan a la torre en un punto abajo del plato 15. El gasóleo ligero del fondo del agotador fluye a la succión de las bombas P-1604 A y B, la descarga de estas bombas lo envían a cambiar calor con crudo en los intercambiadores E-1603 A y B y después a enfriarse al E-1610, saliendo de éste con una temperatura de 42°C, enviándose una parte al tanque de aceite de sellos TK-1601 a control de nivel del mismo tanque y el resto gobernado por la acción de un controlador y registrador de flujo al tanque de almacenamiento de la Planta Desulfurizadora de Diesel o a tanques de Diesel directamente.

El gasóleo pesado se extrae de la torre fraccionadora de un punto sobre el plato 8 a una temperatura aproximada de 309°C; el flujo de este gasóleo se divide en dos corrientes: una de ellas, que constituye el reflujo lateral inferior, y el lavador fluye a la succión de las bombas P-1606-B y P-1607, la descarga de estas bombas se divide también en dos corrientes: la que constituye el reflujo lateral inferior va a cambiar calor con el crudo al cambiador E-1606, regresando a la torre, a una temperatura de 204°C, en un punto abajo del plato 12 regulándose este reflujo por medio de la acción de un controlador y registrador de flujo; la otra corriente pasa directamente de la descarga de la bomba a la torre fraccionadora como reflujo lavador entrando a ella en un punto abajo del plato 8. La segunda corriente de extracción constituye el gasóleo pesado, éste fluye a la succión de las bombas P-1605 A y B, y de la descarga de éstas se envía directamente, a control de nivel del plato de extracción, a la Planta Catalítica para su reproceso como carga líquida, o al tanque E-500.

El residuo a 365°C sale del fondo de la torre a la succión de las bombas P-1608 A y B; a la descarga de estas bombas se divide el flujo en dos corrientes: una de ellas pasa al calentador de la Planta Preparadora de Carga controlada por un controlador y registrador de flujo existente en dicha planta, y la otra, pasa al cambiador de calor E-1607, se enfría a 246°C, cediendo su calor al crudo, dividiéndose después en dos corrientes iguales. Cada corriente se enfría a 149°C en los cambiadores E-1604 A, B, C y D, después de los cuales las dos corrientes paralelas se unen y el flujo total regulado a control de nivel del fondo de la torre se

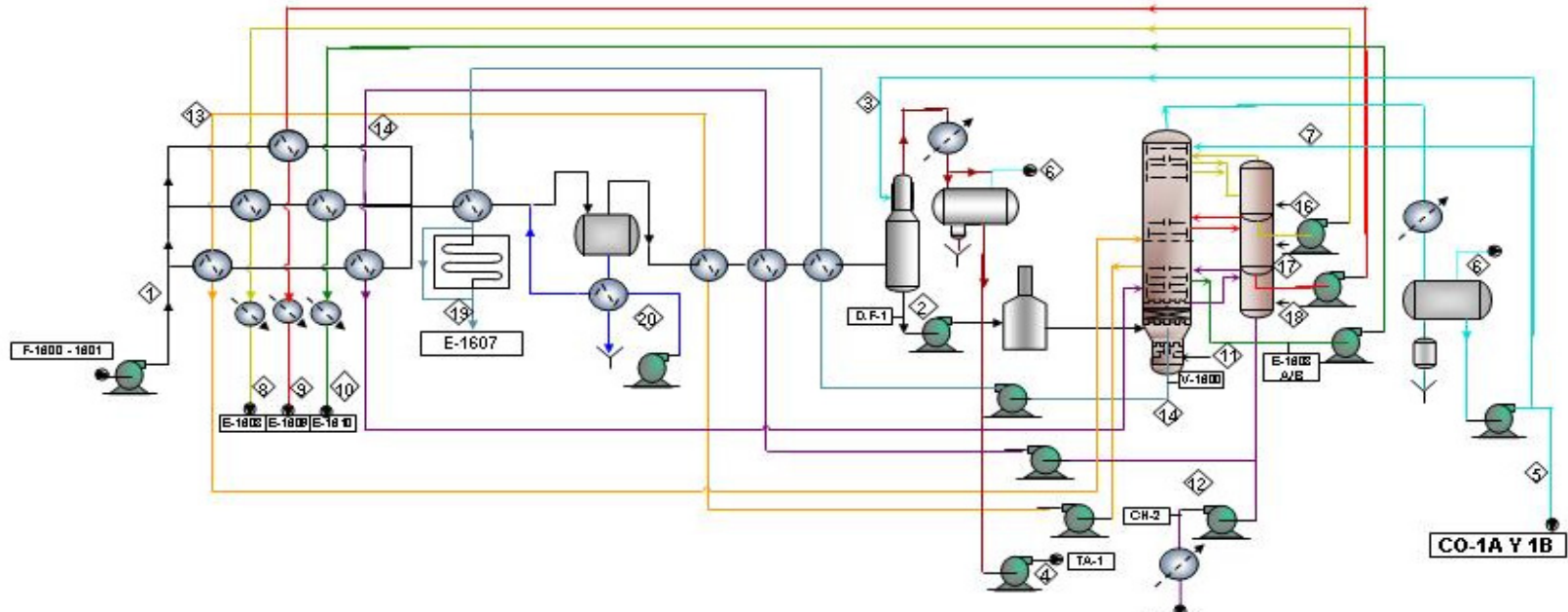
CAPITULO IV: INTEGRACION DEL PROYECTO

envía a la caja enfriadora E-1401-A en donde baja su temperatura a 93°C y de ahí pasa a los tanques de almacenamiento de combustóleo a través del sistema de dilución en línea. Los intercambiadores de calor de crudo contra residuo y la caja enfriadora están diseñados para manejar el flujo máximo que se tendría al estar fuera de operación la Planta Preparadora de Carga, ya que en este caso todo el residuo primario tendría que ir a combustóleo.

Vapor de 3.5 kg/cm² se sobrecalienta en los calentadores F-1600 y F-1601 sirve como vapor de proceso para el fondo de la torre y los agotadores. El vapor a estos puntos mencionados se controla mediante válvulas de control manual.

IV.3. Diagrama de la Planta Primaria N° 3:

A continuación se muestra el diagrama de proceso de la Planta Primaria N°3.



COMPONENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21
DESCRIPCION	CRUDO	ESPUNTE	ESPUNTE	ESPUNTE	LEGERO	PESADO	ESPUNTE	ESPUNTE	LEGERO	LEGERO	PESADO	LEGERO	LEGERO	PESADO	LEGERO	LEGERO	LEGERO	LEGERO	LEGERO	LEGERO	LEGERO
CAUDAL (kg/hr)	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000
TEMP. (°C)	100	115			12	12			120	120	120	120	120	120	120	120	120	120	120	120	120

CH-1	E-1602A/B	E-1603	E-1604	E-1605	E-1606	E-1607A/B	E-1608	CH-2
CAMBIO OR DE CRUDO	CAMBIO OR DE CRUDO	ENFRIO OR DE NAFTA	CAMBIO OR DE CRUDO	ENFRIO OR DE NAFTA	ENFRIO OR DE NAFTA	CAMBIO OR DE CRUDO	ENFRIO OR DE GASOLEO	CAMBIO OR DE CRUDO
1/2 REFLUJO LEGERO	1/2 NAFTA PESADO	PESADO	1/2 KEROSENA	1/2 KEROSENA	1/2 KEROSENA	1/2 GASOLEO LEGERO	LEGERO	1/2 REFLUJO PESADO
Q= 2500000 Bu/hr	Q= 1200000 Bu/hr	Q= 1000000 Bu/hr	Q= 1200000 Bu/hr	Q= 1200000 Bu/hr	Q= 2800000 Y2000000 Bu/hr	Q= 1000000 Bu/hr	Q= 2000000 Bu/hr	Q= 1000000 Bu/hr
E-1605	TA-1	E-1606	E-1607	D.F-1	CO-1A Y 1B	F-1600 y 1601	V-1600	
CAMBIO OR DE CRUDO	ACUMULADOR DENAFTA	CAMBIO OR DE CRUDO	CAMBIO OR DE CRUDO	TORREDESPUNTE	CONDENSADOR DENAFTA	CALENTADORES	TORREFRACCIONADORA	
1/2 REFLUJO LEGERO	DESPUNTE	1/2 REFLUJO PESADO	1/2 CRUDO REBUCCO ALLENTE		DESPUNTE	DECRUDO	12-0" * 16-0" 10"	
Q= 1000000 Bu/hr	8-0" * 15-0" T.T.	Q= 1500000 Bu/hr	Q= 2500000 Bu/hr	8-0" * 14-0" * 2-0" T.T.	Q= 2500000 Bu/hr	Q= 1000000 Bu/hr	100 - 0" T.T.	

IV.4. Datos de las Corrientes del Proceso

INTERCAMBIADOR	FLUIDO EN LOS TUBOS	FLUIDO DE LA CORAZA	CARGA TÉRMICA Q (BTU/hr)
CH-1	Crudo	Reflujo ligero	23,500,000
CH-2	Crudo	Reflujo pesado	18,600,000
E-1601	Crudo	Kerosina	12,982,767
E-1602 (A/B)	Crudo	Nafta pesada	12,053,705
E-1603 (A/B)	Crudo	Gasóleo ligero	10,834,860
E-1604 (A/B, C/D)	Crudo	Crudo reducido	14,400,000
E-1605	Crudo	Reflujo ligero	16,292,570
E-1606	Crudo	Reflujo pesado	15,274,731
E-1607	Crudo	Crudo reducido caliente	25,180,637

Tabla IV.1. Flujo de Proceso.

IV.5. Datos Generales de los Intercambiadores

INTERCAMBIADOR	DIÁMETRO DE LA CORAZA		N° DE PASOS DEL LADO DE LA CORAZA	N° DE TUBOS	LONGITUD DE LOS TUBOS	
	(plg)	(m)			(plg)	(m)
CH-1	48	1.2192	1	802	192	4.8768
CH-2	47	1.1938	1	788	192	4.8768
E-1601	34.125	0.8668	1	366	192	4.8768
E-1602 (A/B)	38.625	0.9811	1	488	192	4.8768
E-1603 (A/B)	31.125	0.7906	1	300	192	4.8768
E-1604 (A/B, C/D)	42	1.0668	1	564	192	4.8768
E-1605	41	1.0414	1	562	192	4.8768
E-1606	35.125	0.8922	1	402	192	4.8768
E-1607	40.75	1.0351	1	562	192	4.8768

Tabla IV.2. Especificación de los Intercambiadores.

INTERCAMBIADOR	DIÁMETRO EXT. DE LOS TUBOS		DIÁMETRO INT. DE LOS TUBOS		ARREGLO	BWG
	(plg)	(m)	(plg)	(m)		
CH-1	1	0.0254	0.760	0.0193	⊖ 1- ¼ in	11
CH-2	1	0.0254	0.782	0.0199	⊖ 1- ¼ in	12
E-1600	¾	0.0191	0.584	0.0148	⊖ 1- ¼ in	14
E-1601	1	0.0254	0.782	0.0199	⊖ 1- ¼ in	12
E-1602 (A/B)	1	0.0254	0.782	0.0199	⊖ 1- ¼ in	12
E-1603 (A/B)	1	0.0254	0.782	0.0199	⊖ 1- ¼ in	12
E-1604 (A/B, C/D)	1	0.0254	0.782	0.0199	⊖ 1- ¼ in	12
E-1605	1	0.0254	0.834	0.0212	⊖ 1- ¼ in	14
E-1606	1	0.0254	0.834	0.0212	⊖ 1- ¼ in	14
E-1607	1	0.0254	0.782	0.0199	⊖ 1- ¼ in	12

Tabla IV.3. Especificación de los Intercambiadores.

IV.6. Cálculo de Volúmenes de Intercambiadores de Calor

IV.6.1. Cálculo del Volumen de la Coraza

Fórmula:

$$V = \frac{\pi * D^2 * L}{4}$$

Donde:

V = volumen (metros cúbicos)

D = diámetro de la coraza (metros)

L = longitud (metros)

Con esta fórmula se logra calcular el volumen de la coraza, obteniendo los siguientes resultados:

INTERCAMBIADOR	FÓRMULA	VOLUMEN DE LA CORAZA
CH-1	$V = \frac{(\pi) * (1.2192)^2 * 4.8768}{4}$	5.6935 m ³
CH-2	$V = \frac{(\pi) * (1.1938)^2 * 4.8768}{4}$	5.4587 m ³
E-1600	$V = \frac{(\pi) * (0.9906)^2 * 4.8768}{4}$	3.7586 m ³
E-1601	$V = \frac{(\pi) * (0.866775)^2 * 4.8768}{4}$	2.8776 m ³
E-1602 (A/B)	$V = \frac{(\pi) * (0.981075)^2 * 4.8768}{4}$	3.6866 m ³
E-1603 (A/B)	$V = \frac{(\pi) * (0.790575)^2 * 4.8768}{4}$	2.3939 m ³
E-1604 (A/B, C/D)	$V = \frac{(\pi) * (1.0668)^2 * 4.8768}{4}$	4.3590 m ³
E-1605	$V = \frac{(\pi) * (1.0414)^2 * 4.8768}{4}$	4.1539 m ³
E-1606	$V = \frac{(\pi) * (0.892175)^2 * 4.8768}{4}$	3.0488 m ³
E-1607	$V = \frac{(\pi) * (1.03505)^2 * 4.8768}{4}$	4.1034 m ³

Tabla IV.4. Volumen de la Coraza

IV.6.2. Cálculo del Volumen de los Tubos:

Fórmula:

$$V_1 = \frac{\pi * D_1^2}{4} * L * NT$$

Ecuación (IV.1)

Donde:

V₁ = volumen (metros cúbicos)

D₁ = diámetro exterior de los tubos (metros)

L = longitud de los tubos

NT = número de tubos

Fórmula:

$$V_2 = \frac{\pi * D_2^2}{4} * L * NT$$

Ecuación (IV.2)

Donde:

V₂ = volumen (metros cúbicos)

D₂ = diámetro interior de los tubos (metros)

CAPITULO IV: INTEGRACION DEL PROYECTO

L = longitud de los tubos

NT = número de tubos

Con estas fórmulas se llevará a cabo el cálculo del volumen de los tubos, realizando una diferencia entre los dos volúmenes, interior y exterior, lo cual resulta de la siguiente manera:

EQUIPO	FÓRMULA	VOLUMEN TOTAL DE LOS TUBOS(m ³)
CH-1	$V = \frac{(\pi) * (0.0254)^2 * 4.8768 * 802}{4} - \frac{(\pi) * (0.0193)^2 * 4.8768 * 802}{4}$	0.8371
CH-2	$V = \frac{(\pi) * (0.0254)^2 * 4.8768 * 788}{4} - \frac{(\pi) * (0.0199)^2 * 4.8768 * 788}{4}$	0.7564
E-1600	$V = \frac{(\pi) * (0.0191)^2 * 4.8768 * 834}{4} - \frac{(\pi) * (0.0148)^2 * 4.8768 * 834}{4}$	0.4564
E-1601	$V = \frac{(\pi) * (0.0254)^2 * 4.8768 * 366}{4} - \frac{(\pi) * (0.0199)^2 * 4.8768 * 366}{4}$	0.3513
E-1602(A/B)	$V = \frac{(\pi) * (0.0254)^2 * 4.8768 * 488}{4} - \frac{(\pi) * (0.0199)^2 * 4.8768 * 488}{4}$	0.4685
E-1603 (A/B)	$V = \frac{(\pi) * (0.0254)^2 * 4.8768 * 300}{4} - \frac{(\pi) * (0.0199)^2 * 4.8768 * 300}{4}$	0.2880
E-1604 (A/B, C/D)	$V = \frac{(\pi) * (0.0254)^2 * 4.8768 * 564}{4} - \frac{(\pi) * (0.0199)^2 * 4.8768 * 564}{4}$	0.5414
E-1605	$V = \frac{(\pi) * (0.0254)^2 * 4.8768 * 562}{4} - \frac{(\pi) * (0.0212)^2 * 4.8768 * 562}{4}$	0.4228
E-1606	$V = \frac{(\pi) * (0.0254)^2 * 4.8768 * 402}{4} - \frac{(\pi) * (0.0212)^2 * 4.8768 * 402}{4}$	0.3025
E-1607	$V = \frac{(\pi) * (0.0254)^2 * 4.8768 * 562}{4} - \frac{(\pi) * (0.0199)^2 * 4.8768 * 562}{4}$	0.5395

Tabla IV.5. Volumen Total de los Tubos.

IV.6.3. Cálculo de los Volúmenes de las Cabezas:

Para realizar el cálculo de los volúmenes de las cabezas de los intercambiadores, y tomando en cuenta que las cabezas son del tipo de cabezas semielípticas, se recurrió a lo siguiente.

Fórmula:

$$V_c = \left(\frac{2\pi * K * R^3}{3} \right) \quad \text{Ecuación (IV.3)}$$

Donde:

V_c = Volumen de la cabeza (metros cúbicos)

R = Radio de la coraza (metros)

K = Factor que proviene de (R/2)

Teniendo todos los valores de K, se realiza el cálculo de los volúmenes, que resulta de la siguiente manera:

EQUIPO	FÓRMULA	VOLUMEN DE LAS CABEZAS (m³)
CH-1	$V = \frac{2 * (\pi) * 4.8768 * (0.6096)^3}{3}$	0.4745
CH-2	$V = \frac{2 * (\pi) * 4.8768 * (0.5969)^3}{3}$	0.4361
E-1600	$V = \frac{2 * (\pi) * 4.8768 * (0.4953)^3}{3}$	0.2068
E-1601	$V = \frac{2 * (\pi) * 4.8768 * (0.4334)^3}{3}$	0.1212
E-1602 (A/B)	$V = \frac{2 * (\pi) * 4.8768 * (0.4905)^3}{3}$	0.1989
E-1603 (A/B)	$V = \frac{2 * (\pi) * 4.8768 * (0.3953)^3}{3}$	0.0839
E-1604 (A/B, C/D)	$V = \frac{2 * (\pi) * 4.8768 * (0.5334)^3}{3}$	0.2781
E-1605	$V = \frac{2 * (\pi) * 4.8768 * (0.5207)^3}{3}$	0.2526
E-1606	$V = \frac{2 * (\pi) * 4.8768 * (0.4461)^3}{3}$	0.1360
E-1607	$V = \frac{2 * (\pi) * 4.8768 * (0.5175)^3}{3}$	0.2465

Tabla IV.6. Volumen de los cabezales.

IV.6.4. Cálculo de los Volúmenes de los Carretes:

Fórmula:

$$V = \left(\frac{\pi * D^2 * L}{4} \right) \quad \text{Ecuación (IV.4)}$$

Donde:

V = volumen del carrete (metros cúbicos)

D = diámetro de la coraza (metros)

L = longitud del carrete (metros)

INTERCAMBIADOR	FÓRMULA	VOLUMEN DE LOS CARRETES
CH-1	$V = \frac{(\pi) * (1.2192)^2 * 1.2}{4}$	1.4009 m ³
CH-2	$V = \frac{(\pi) * (1.1938)^2 * 1.2}{4}$	1.3432 m ³
E-1600	$V = \frac{(\pi) * (0.9906)^2 * 1.2}{4}$	0.9248 m ³
E-1601	$V = \frac{(\pi) * (0.8668)^2 * 1.2}{4}$	0.7081 m ³
E-1602 (A/B)	$V = \frac{(\pi) * (0.9811)^2 * 1.2}{4}$	0.9071 m ³
E-1603 (A/B)	$V = \frac{(\pi) * (0.7906)^2 * 1.1}{4}$	0.5399 m ³
E-1604 (A/B, C/D)	$V = \frac{(\pi) * (1.0668)^2 * 1.2}{4}$	1.0726 m ³
E-1605	$V = \frac{(\pi) * (1.0414)^2 * 1.2}{4}$	1.0221 m ³
E-1606	$V = \frac{(\pi) * (0.8922)^2 * 1.2}{4}$	0.7502 m ³
E-1607	$V = \frac{(\pi) * (1.0351)^2 * 1.2}{4}$	1.0097 m ³

Tabla IV.7. Volumen de los Carretes.

IV.6.5. Volumen Total de los Intercambiadores de Calor

El cálculo del volumen de los intercambiadores se realiza mediante la siguiente fórmula, que involucra todos los cálculos anteriores.

Fórmula:

$$V_{Total} = V_{Coraza} + V_{Carrete} + V_{Cabezal} - V_{Tubos}$$

Ecuación (IV.5)

Donde:

V_{Coraza} = Volumen de las corazas (m^3)

$V_{Carrete}$ = Volumen de los carretes (m^3)

V_{Cabeza} = Volumen de las cabezas (m^3)

V_{Tubos} = Volumen de los tubos (m^3)

EQUIPO	FÓRMULA	VOLUMEN TOTAL
CH-1	$V = (5.6935 + 0.4745 + 1.4009 - 0.8371)$	6.3914 m^3
CH-2	$V = (5.4587 + 0.4361 + 1.3432 - 0.7564)$	6.1737 m^3
E-1600	$V = (3.7586 + 0.2068 + 0.9248 - 0.4564)$	4.3157 m^3
E-1601	$V = (2.8776 + 0.1212 + 0.7081 - 0.3513)$	3.3021 m^3
E-1602 (A/B)	$V = (3.6866 + 0.1989 + 0.9071 - 0.4685)$	4.2119 m^3
E-1603 (A/B)	$V = (2.3939 + 0.0839 + 0.5399 - 0.2880)$	2.8589 m^3
E-1604 (A/B, C/D)	$V = (4.3590 + 0.2781 + 1.0726 - 0.5414)$	4.9932 m^3
E-1605	$V = (4.1539 + 0.2526 + 1.0221 - 0.4228)$	4.8509 m^3
E-1606	$V = (3.0488 + 0.1360 + 0.7502 - 0.3025)$	3.6304 m^3
E-1607	$V = (4.1034 + 0.2465 + 1.0097 - 0.5395)$	4.6701 m^3

Tabla IV.8. Volumen Total de los Intercambiadores de Calor.

IV.7. Optimización del Tiempo de Vaciado de los Equipos

Para vaciar los equipos se debe de tener en cuenta el volumen que va a ser desalojado del equipo, dicho volumen ya fue calculado con anterioridad, teniendo en cuenta que si el equipo se desaloja en un tiempo demasiado pequeño se tendrá que invertir mayor cantidad de gas para desalojar el volumen mencionado y sabiendo que si el desalojo del equipo se realiza en un

CAPITULO IV: INTEGRACION DEL PROYECTO

tiempo más prolongado se economizaría en el consumo del gas pero el equipo dejaría de operar mucho más tiempo y el costo de mantenimiento aumentaría. Es por esta razón que se debe de encontrar un tiempo óptimo donde se tomen en cuenta estas dos situaciones.

Para obtener el tiempo óptimo para el vaciado de los equipos se tuvo que tomar en cuenta ciertas formulas que a continuación se muestran:

En la primera fórmula se obtiene un flujo mediante el uso de las velocidades recomendadas para vaciado de productos derivados del petróleo, así como el área de salida con que cuentan los equipos.

$$FLUJO = AREA * VELOCIDAD$$

Ecuación (IV.6)

Flujo = Flujo conseguido por la velocidad en la superficie de salida (m³/hr).

Área = Área de salida de los equipos (m²).

Velocidad = Velocidades recomendadas para el tipo de fluido (m/h).

Debido a que todos los equipos poseen la misma área de salida y se les contempla las mismas velocidades recomendadas se realizan los siguientes cálculos obteniendo los siguientes flujos.

VELOCIDAD Recomendada		FLUJO m ³ /hr
Fps	m/hr	
1	1097.28	2.223999931
1.44	1580.0832	3.2025599
2	2194.56	4.447999861
2.5	2743.2	5.559999827
3	3291.84	6.671999792
3.5	3840.48	7.783999757
4	4389.12	8.895999723
4.5	4937.76	10.00799969
5	5486.4	11.11999965
6	6583.68	13.34399958
7	7680.96	15.56799951
8	8778.24	17.79199945
9	9875.52	20.01599938
10	10972.8	22.23999931
12	13167.36	26.68799917

Tabla IV.9. Velocidad de Vaciado

$$\text{AREA} = 0.002026\text{m}^2$$

Este resultado se tiene que rectificar para encontrar un valor óptimo con el que se pueda comprobar que en ese punto existe una convergencia de valores. Dicho análisis se realizó bajo la siguiente fórmula:

$$V = \phi * \sqrt{2 * \left[(g * h) + \left(\frac{p}{\rho} \right) \right]}$$

Ecuación (IV.7)

Donde:

V = Velocidad (m/s).

ϕ = Coeficiente de fricción.

g = Aceleración de la gravedad (m/seg²).

h = Altura de la columna de líquido (m).

p = Presión de empuje (N/m²).

ρ = Densidad del líquido (kg/m³).

La fórmula anterior arroja como resultado, la velocidad que se obtiene por el efecto de una presión a una columna de un líquido de coeficiente de fricción conocido en un recipiente cerrado.

Dicho valor de la velocidad se utiliza en la formula para calcular el flujo volumétrico que pasa por una determina área de salida, la cual presenta un coeficiente de contracción conocido.

$$F = A * \varepsilon * V$$

Ecuación (IV.8)

Donde:

F = Flujo volumétrico (m³/seg).

A = Área (m²)

ε = Coeficiente de contracción.

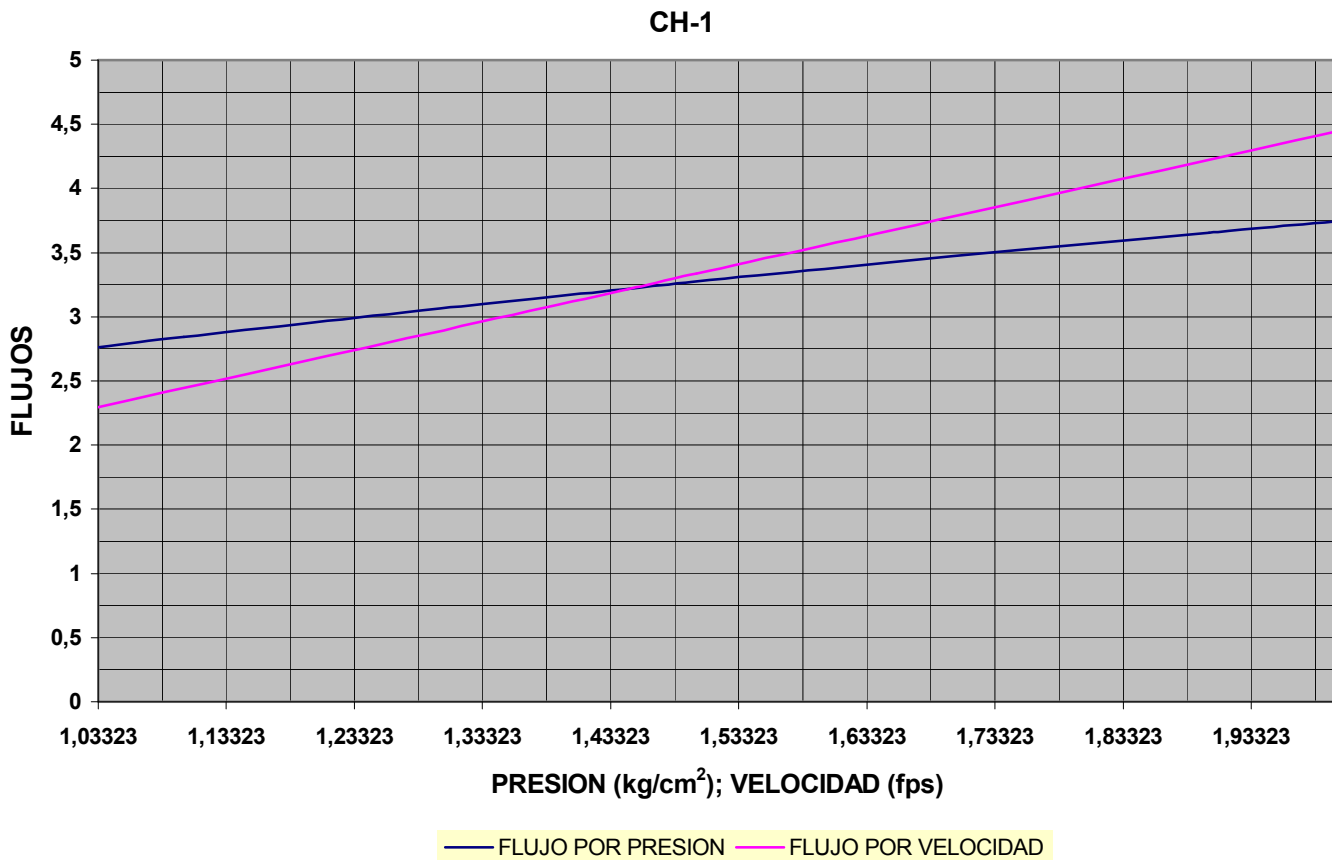
V = Velocidad (m/s)

CAPITULO IV: INTEGRACION DEL PROYECTO

A cada equipo se le realizó un desarrollo empleando ambas fórmulas, con las fórmulas se encontraron diferentes flujos a diferentes presiones la tarea ahora entonces es comparar que presión es la óptima esto se realizó mediante un análisis gráfico del que se extraen los valores óptimos de presión, velocidad, flujo volumétrico, tiempo de vaciado y costo del consumo de gas para vaciado. Este análisis se realizó para tener un detalle más específico de cada equipo ya que el volumen que tiene es diferente uno de otro.

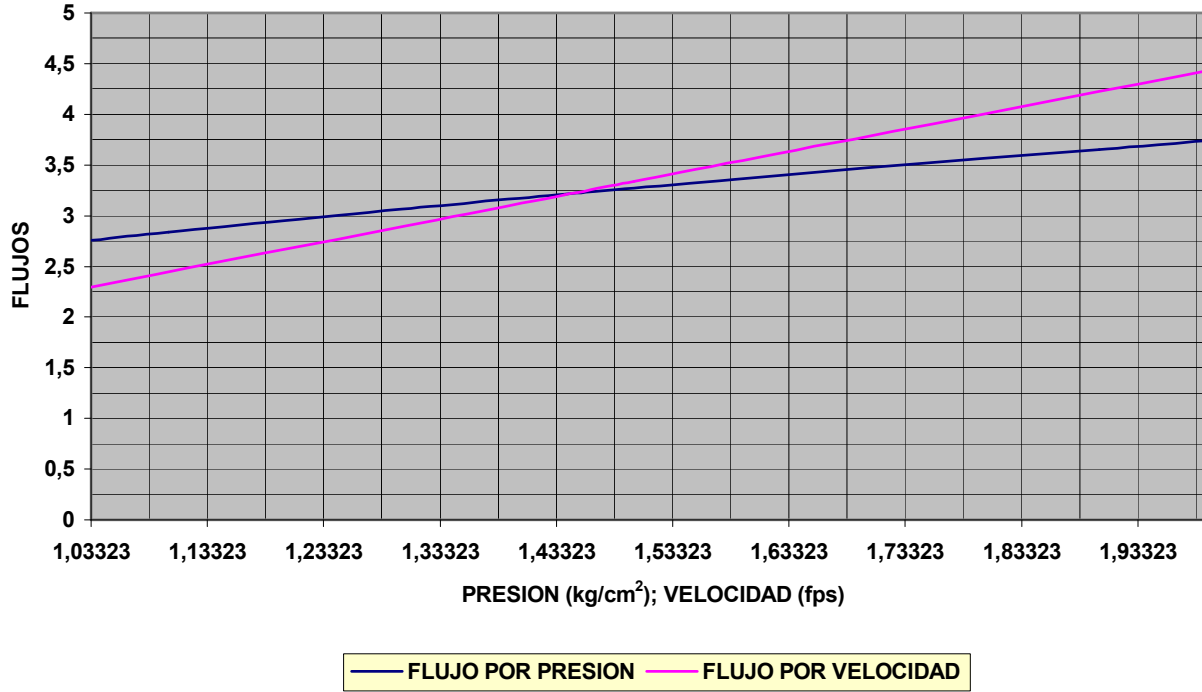
A continuación se presentan las graficas de cada equipo presentando el valor óptimo de flujo mediante presiones y velocidades.

El resultado que se obtiene de la gráfica se muestra más adelante en una tabla donde también se muestra el tiempo óptimo de vaciado.



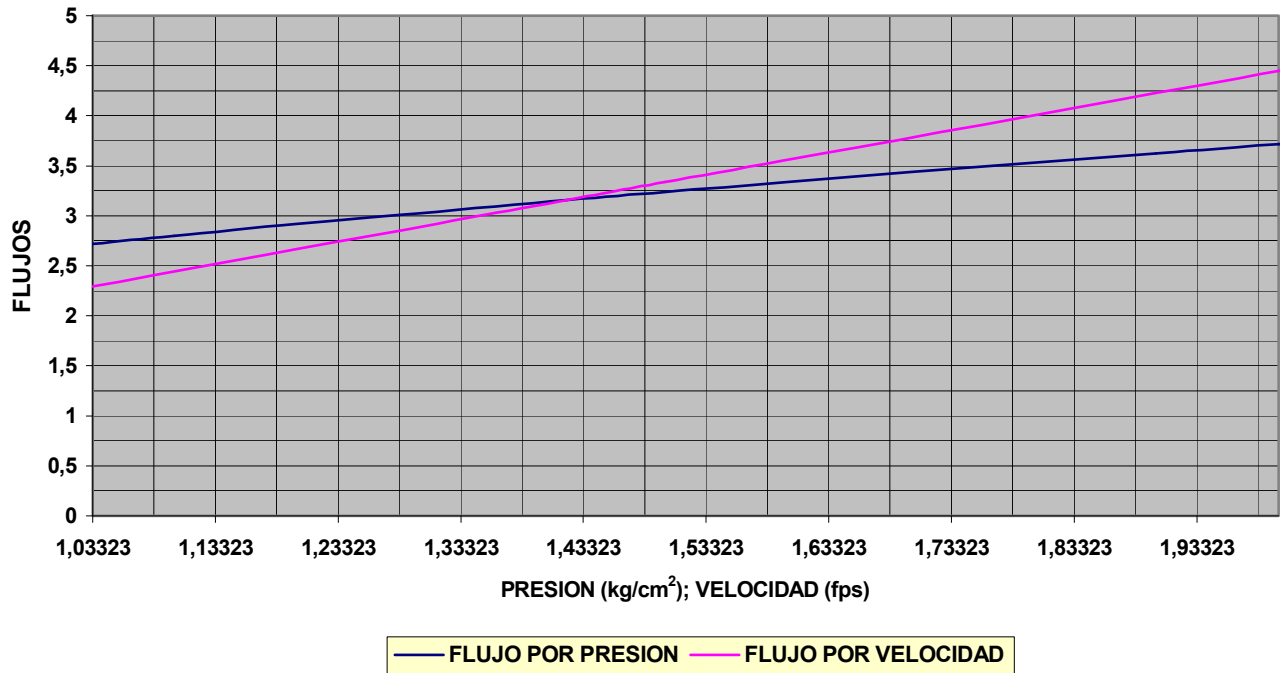
Grafica IV.1. Intercambiador de Calor de Crudo Contra Reflujo Ligero

CH-2

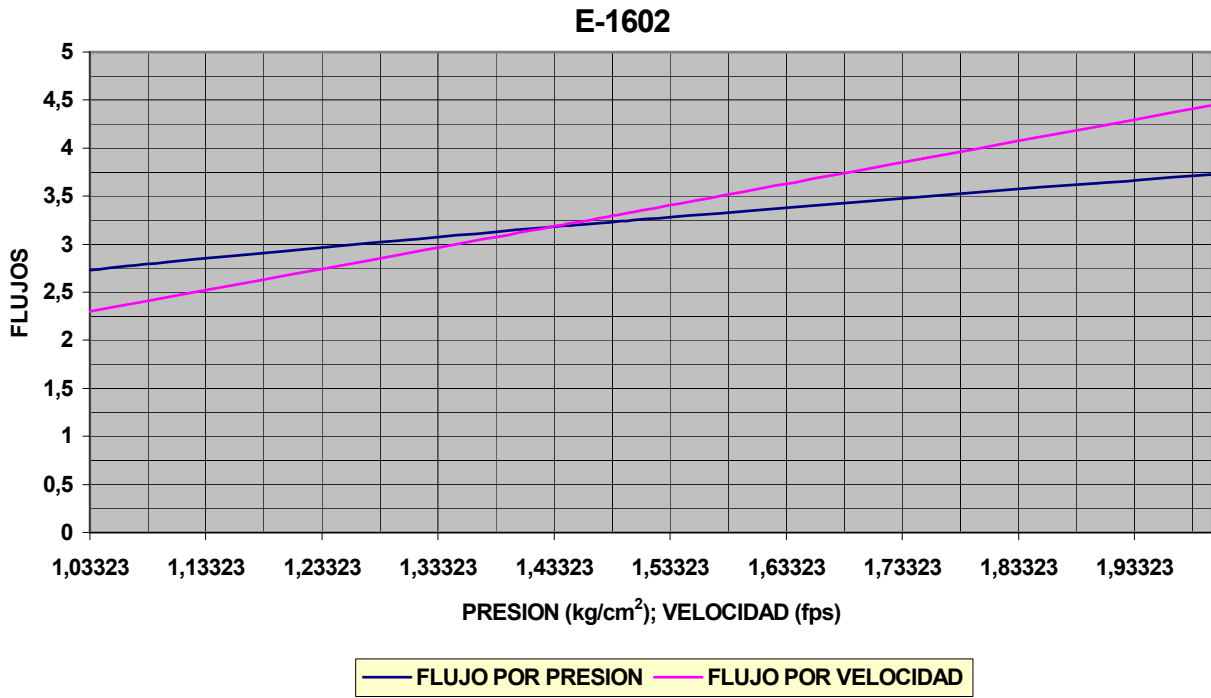


Grafica IV.2. Intercambiador de Crudo Contra Reflujo Pesado

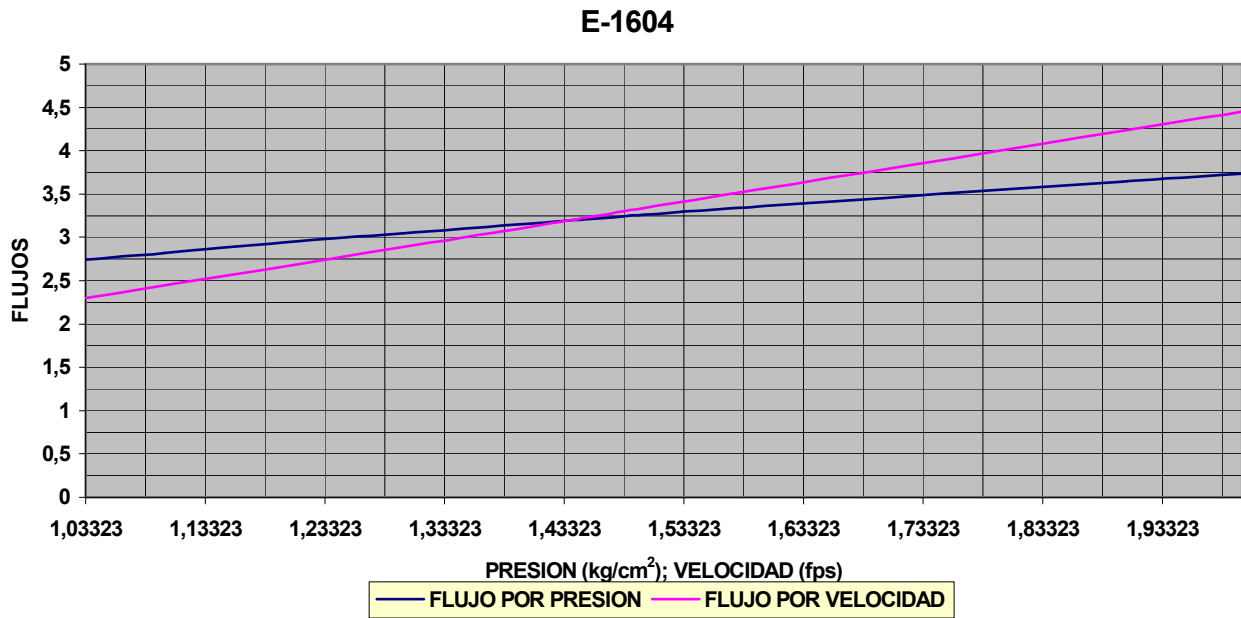
E-1601



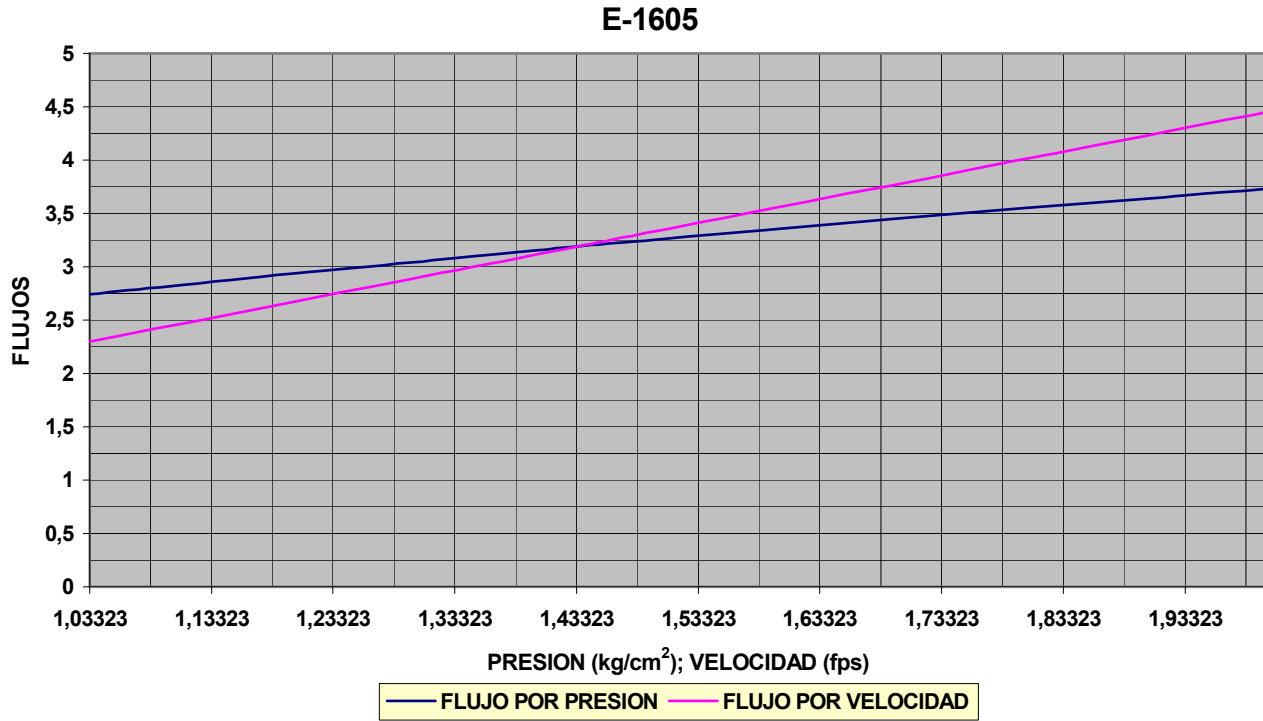
Grafica IV.3. Intercambiador de Crudo Contra Kerosina.



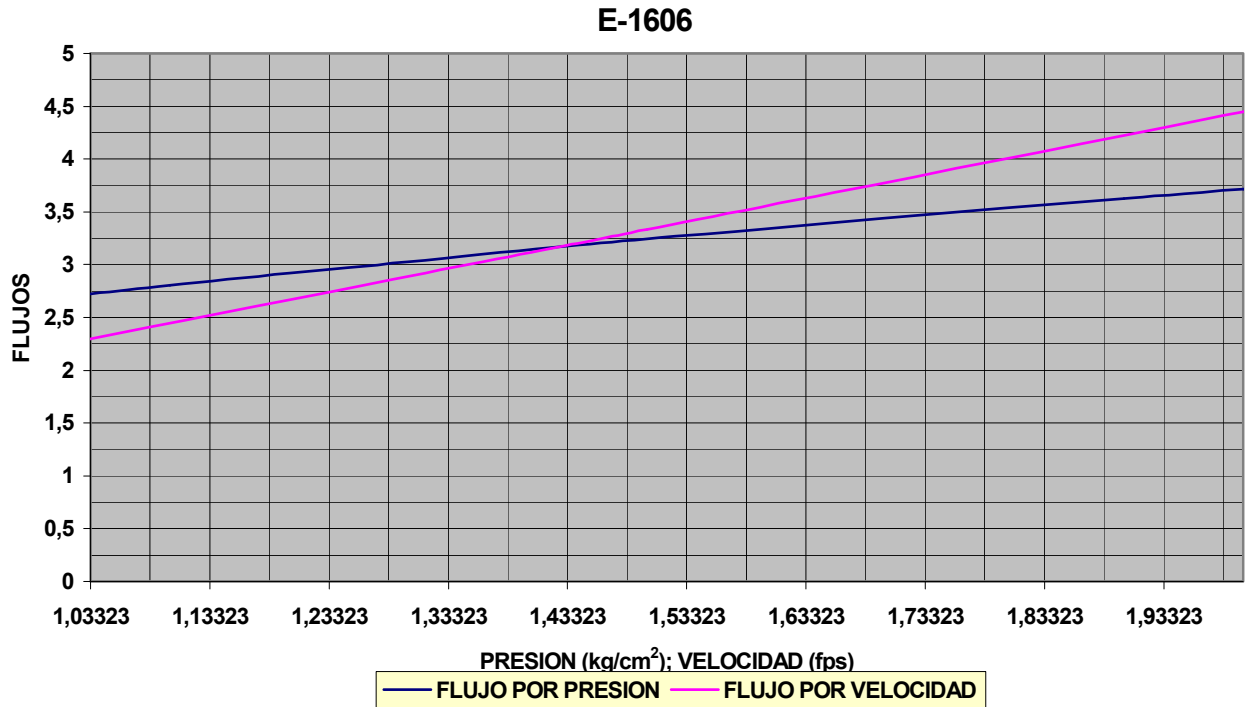
Grafica IV.4. Intercambiador de Crudo Contra Nafta Pesada.



Grafica IV.5. Intercambiador de Calor Contra Crudo Reducido

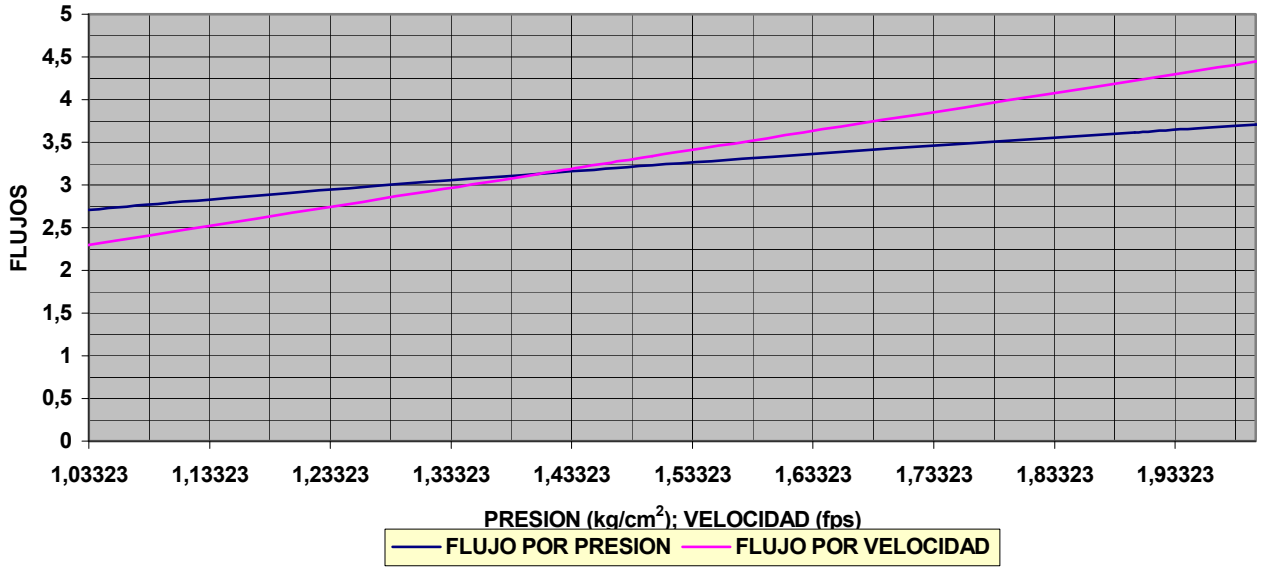


Grafica IV.6. Intercambiador de Calor de Crudo Contra Reflujo Ligero.



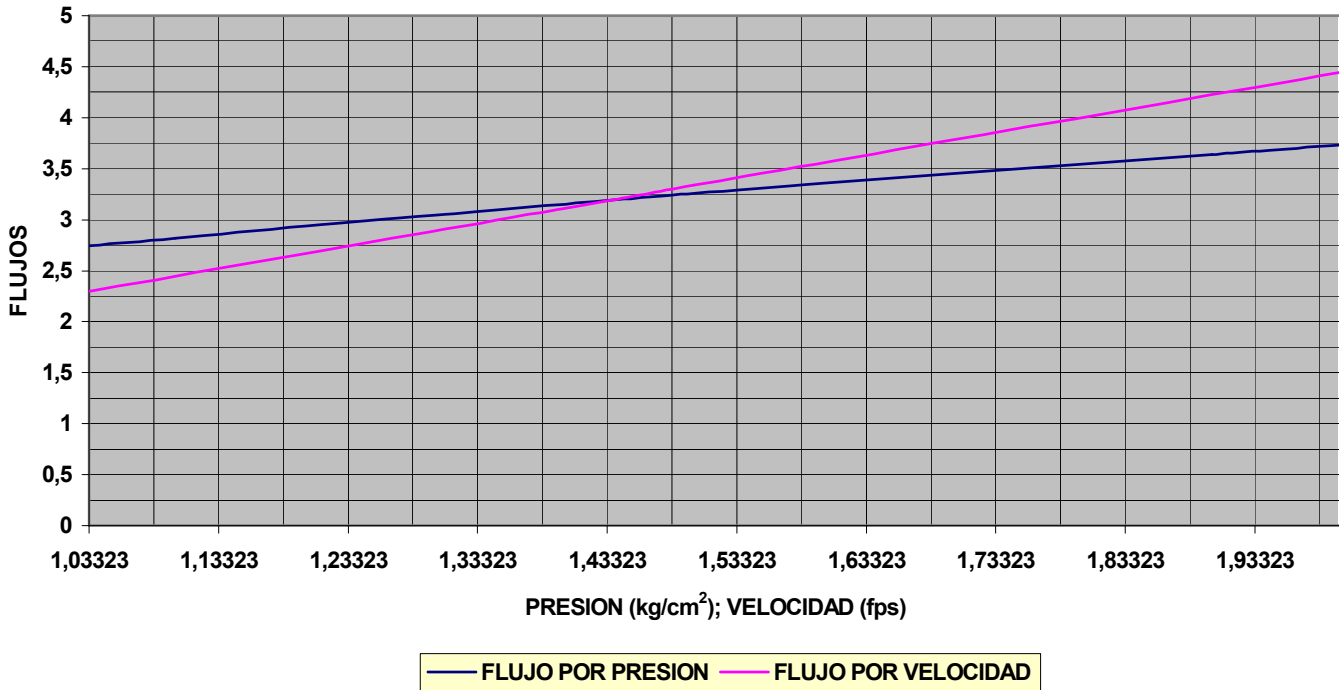
Grafica IV.7. Intercambiador de Calor de Crudo Contra Reflujo Pesado.

E-1603



Grafica IV.8. Intercambiador de Crudo Contra Gasoleo Ligero.

E-1607



Grafica IV.9. Intercambiador de Crudo Contra Crudo Reducido Caliente

Obteniendo de las gráficas:

EQUIPO	PRESIÓN (kg/cm²)	VELOCIDAD (m/seg)	FLUJO (m³/seg)	TIEMPO (horas)
CH-1	1.44	1.44	3.20772239	2.09860118
CH-2	1.44	1.44	3.20643938	2.02141782
E-1601	1.41	1.41	3.15713695	1.06285754
E-1602	1.43	1.43	3.17933586	1.36010712
E-1603	1.42	1.42	3.15321552	0.86571756
E-1604	1.43	1.43	3.18370527	1.62337211
E-1605	1.43	1.43	3.18241188	1.57296698
E-1606	1.42	1.42	3.15844194	1.15011763
E-1607	1.43	1.43	3.18208837	1.51475783

Tabla IV.10. Comparativo de Valor Optimo en los Equipos

IV.8. Análisis de Costo

IV.8.1. Cálculo del Costo del Gas Combustible en el Horno:

En este apartado, se tomaran en cuenta, los cálculos que se realizaron para conocer el costo que se realiza cuando el horno opera en condiciones normales de temperatura.

$$Q = m * cp * \Delta T$$

Ecuación (IV.9)

Donde:

$Q =$ Calor requerido (Kcal/hr)
 $m =$ Flujo másico (kg/hr)
 $cp =$ Calor específico (kcal/kg)
 $\Delta T =$ °C)
 Diferencia de temperaturas (°C)

$$m = 73000 \frac{B}{D} * \frac{159Lt}{1} * \frac{1m^3}{1000Lt} * \frac{1dia}{24hr} = 483.625 \frac{m^3}{hr} * 0.880 \frac{Kg}{m^3} = 425.59 \frac{Kg}{hr}$$

$$Cp = 0.875 \frac{Kcal}{Kg^{\circ}C}$$

$$\Delta T = T_s - T_E = 360^{\circ}C - 195^{\circ}C = 165^{\circ}C$$

$$Q = \left(425.59 \frac{Kg}{hr} \right) * \left(0.875 \frac{Kcal}{Kg^{\circ}C} \right) * 165^{\circ}C = 61444.5556 \frac{Kcal}{hr}$$

Para calcular el costo del gas combustible en el horno, dividiremos el calor entre el poder calorífico, convertido en kcal por m³. De ahí, el resultado obtenido se multiplicará por el costo del gas combustible.

$$Costo = 61444.5556 \frac{Kg}{hr} * 3.492 * 10^{-5} \frac{usd}{Kcal} = 2.1456 \frac{usd}{hr}$$

IV.8.2. Cálculo del Diámetro de la Tubería:

Para realizar el cálculo del diámetro de la tubería se requieren de los siguientes datos listados a continuación:

W = Flujo másico (kg/hr ó lb./hr)

ρ = Densidad (634.3 kg/m³ ó 39.56 lb./ft³)

V = Velocidad recomendada (109728 m/hr)

S = Área (m² ó plg²)

Teniendo la fórmula siguiente utilizada para el cálculo del Flujo másico,

$$W = V * \rho * S$$

Ecuación (IV.10)

Despejaremos el área:

$$S = \frac{W}{V * \rho}$$

Ecuación (IV.10.1)

Obteniendo los siguientes resultados para todos los intercambiadores:

EQUIPOS	W (Flujos máxicos)		S (área)	
	kg/hr	Lb./hr	plg ²	m ²
CH-1	2034.64411	4481.59496	2.92332E-05	0.045311543
CH-2	2033.81952	4479.77868	2.92213E-05	0.045293179
E-1601	2002.54853	4410.89985	2.87721E-05	0.044596774
E-1602 (A/B)	2016.62999	4441.91628	2.89744E-05	0.044910368
E-1603 (A/B)	2000.07476	4405.45101	2.87365E-05	0.044541683
E-1604 (A/B, C/D)	2019.42091	4448.06368	2.90145E-05	0.044972522
E-1605	2018.59632	4446.2474	2.90026E-05	0.044954158
E-1606	2003.37312	4412.71612	2.87839E-05	0.044615137
E-1607	2018.40603	4445.82826	2.89999E-05	0.04494992

Tabla IV.11. Diámetro de Tubería en los Equipos.

Después de obtener el área, se realizara el despeje de la fórmula para encontrar el diámetro,

$$d = \sqrt{\frac{S}{\pi/4}}$$

Ecuación (IV.11)

Quedando de la siguiente manera; el cual será utilizado para la fórmula de Reynolds:

$$Re = \frac{6.31 * W}{\rho * d}$$

Ecuación (IV.12)

Donde:

W = Flujo máxico (lb. /hr)

ρ = 39.56 (lb./ft³)

EQUIPOS	d_{NOMINAL} (in)	Reynolds
CH-1	1 ½	7358.404654
CH-2	1 ½	7355.422478
E-1601	1 ½	7242.329187
E-1602 (A/B)	1 ½	7293.255577
E-1603 (A/B)	1 ½	7233.382658
E-1604 (A/B, C/D)	1 ½	7303.349096
E-1605	1 ½	7300.36692
E-1606	1 ½	7245.311363
E-1607	1 ½	7299.678726

Tabla IV.12. Calculo de Numero de Reynolds

Con el cálculo del número de Reynolds y el diámetro nominal obtenido de tablas comerciales, se determinará el factor de fricción para cada uno de los equipos, y con ello obtendremos el valor de las constantes C_1 y C_2 ; para con ellas obtener el valor de la caída de presión sobre 100 ft, la cual nos determinará si el diámetro a utilizar es el óptimo para los flujos que se tienen.

$$C_1 = W^2 * 1 * 10^{-9} \qquad C_2 = \frac{336000 * f}{d^5} \qquad \Delta P_{100} = \frac{C_1 * C_2}{\rho}$$

Ecuación (IV.13)

Intervalo de la ΔP_{100} para gases:

$$0.5 \geq \Delta P_{100} \leq 1.0$$

EQUIPOS	C ₁	C ₂	Factor de Fricción (f)	ΔP ₁₀₀
CH-1	0.020084693	1118.181745	0.036	0.567703171
CH-2	0.020068417	1118.181745	0.036	0.567243113
E-1601	0.019456037	1118.181745	0.036	0.549933921
E-1602 (A/B)	0.01973062	1118.181745	0.036	0.55769513
E-1603 (A/B)	0.019407999	1118.181745	0.036	0.548576081
E-1604 (A/B, C/D)	0.01978527	1118.181745	0.036	0.559239845
E-1605	0.019769116	1118.181745	0.036	0.55878323
E-1606	0.019472064	1118.181745	0.036	0.550386907
E-1607	0.019765389	1118.181745	0.036	0.558677884

Tabla IV.13. Caída de Presión

Con este resultado de caída de presión, se observa que se encuentra dentro de los criterios de aceptación para los gases, por lo tanto este diámetro es aceptable para cada uno de los intercambiadores donde se requerirá el vaciado con gas combustible.

$$d = 1.5 \text{ in (diámetro nominal)}$$

IV.8.3. Cálculo del Diámetro del Cabezal de Gas Combustible

Para llevar a cabo este cálculo se necesitará lo siguiente.

W_T = Flujo másico total (kg/hr ó lb./hr)

ρ = Densidad del gas combustible (kg/m³ ó lb./ft³)

V = Velocidad recomendada (109728 m/hr)

$$W = V * \rho * S \quad \longrightarrow \quad S = \frac{W}{V * \rho}$$

Ecuación (IV.14)

$$d = \sqrt{\frac{S}{\pi/4}} \qquad \text{Re} = \frac{6.31 * W}{\rho * d}$$

Ecuación (IV.15)

$$W_r = 18147.51329 \frac{Kg}{hr} = 39972.496 \frac{Lb}{hr}$$

$$S = 0.404145284in^2$$

En la siguiente tabla se encontraran los datos para el cabezal de gas combustible:

W_{Total} (lb./hr)	Reynolds	Factor de fricción f	C₁	C₂	ΔP₁₀₀
39972.496	29782.05058	0.025	1.5978	14.94036578	0.603430813

Tabla IV.14. Caída de Presión en el Cabezal

Con esta caída de presión, la línea cae dentro de los criterios de aceptación, por lo consiguiente, el diámetro del cabezal de gas combustible es el siguiente:

$$\mathbf{d = 3.5in (diámetro nominal)}$$

Este calculo se aplicaría si se pensara vaciar todos los cambiadores al mismo tiempo, sin embargo se contempla la línea para el vaciado solamente equipo por equipo ya que se rebasa la capacidad del recipiente V-804; por esta razón el diámetro del cabezal de gas combustible sería de 1.5 plg (diámetro nominal).

Conclusiones

Al término de la realización de este trabajo se puede observar que tiene una amplia aplicación en la industria, así como en todo tipo de plantas que sea necesario desalojar gran cantidad de energía proveniente de un intercambiador. Esto con el fin de optimizar costos y tiempo de vaciado, así como reducir el tiempo muerto de los equipos que se encuentran fuera de operación.

Por otra parte se presentan dos alternativas de vaciado, una es utilizando las velocidades recomendadas y de esta forma obtener un flujo, si de esta manera se aplicaría se tendría que ser un poco más rebuscado que la segunda opción ya que se necesitarían medidores y controladores de flujos y/o de velocidades y el control por esta parte sería mucho mas complejo y desde luego mas caro.

Por otro lado sería controlar el flujo mediante las presiones; como se puede ver, esto es un poco más simple y sencillo ya que solo se requerirá de una válvula y un indicador de presión delante de ella para que indique si se requiere más presión delante del equipo o que también ya se encontró demasiado en la misma.

Para la industria, el sistema de intercambio es de vital importancia para ofrecer un servicio eficaz, económico y oportuno en el sistema de los hidrocarburos, siendo uno de los principales retos que surgen cada día, el mantener en optimas condiciones el funcionamiento de los diferentes equipos que depende de ello.

El diseño de construcción y mantenimiento se tiene programado con el fin de reducir costos a futuro en mantenimiento, confiable para reducir el tiempo muerto del personal así como de los equipos que salen fuera de operación por esta causa.

Otra recomendación sería que cuando se instale este equipo se verifique detalladamente el estudio al procedimiento que se anexa para así poder cumplir con el compromiso de la seguridad con el personal de acuerdo a las normas vigentes tanto internacionales como nacionales.

Este proyecto tiene gran alcance no solo en PEMEX si no en cualquier industria que desee reducir gastos y para cuestiones ambientales “derrames de

hidrocarburos”, ya que se reducirían considerablemente, ya que opera en sistema cerrado y no requiere una operación manual en las líneas; porque la limpieza de los cabezales podrá se con inyección de gas combustible, para desplazar el producto existente en el equipo y desalojarlo en un separador de líquidos, y si existiera un derrame se tiene contemplado, que en la refinería cuenta con un sistema de recolectores de hidrocarburos.

Lo antes expuesto nos permite mencionar que el usuario de este trabajo de tesis podrá acceder de forma rápida y ordenada a una serie de requerimientos básicos para el desarrollo de la ingeniería y la construcción de un cabezal de tubería, para la recuperación de hidrocarburos en el vaciado de los intercambiadores...

Referencias Bibliográficas

- **Procesos de Transferencia de Calor**
Q Donald Kern
Editorial Mc. Graw Hill Book Company, Inc.,
Páginas: 160-169; 770-776

- **Manejo de Residuos de la Industria Química y Afín**
Vega de Cuyper Juan Carlos
Editorial Alfa-Omega
Ediciones Universidad Católica de Chile de la Pontificia UC
Páginas: 16-38

- **Transferencias de Calor Aplicada a la Ingeniería**
James R. Welty.
Editorial Limusa.
Primera Edición.

- **Termodinámica Aplicada**
Editorial McGraw – Hill.
Primera Edición.

- **Termodinámica Aplicada**
R.M. Helsdon.
Editorial Ediciones URMO.
Primera Edición.

<http://www.nortran.com.mx/web/interior/tiposdeintercambiadores.htm>

Anexos.

Procedimiento de Vaciado del Equipo.

- 1.- Sacar de operación equipo de acuerdo a instrucción de trabajo 331-41101-IT-006.
- 2.- Se debe abrir la válvula de desfogue de líquido hacia V-804.
- 3.- Girar figura 8 de gas combustible hacia cambiador.
- 4.- Se abre la válvula de la línea de gas combustible.
- 5.- Regular presión de gas a intercambiador en 1.5 kg/cm^2 como máximo.
- 6.- Se espera a que el vaciado del equipo se realice, a la presión óptima (1.44 kg/cm^2).
- 7.- Verificar el vaciado del equipo mediante el purgado, por arreglo de manómetro en salida de cambiador.
- 8.- Se cierra la línea de gas combustible y se invierte la figura "8".
- 9.- Realizar pasos del 1 al 7 para vaciar tanto lado coraza como lado tubos.
- 10.- Se alinea la figura "8" de la línea de vapor para hacer una vaporización en el equipo.
- 11.- Se abre la válvula del vapor.
- 12.- Una vez realizada la vaporización, se cierra la válvula y la figura "8" se invierte.
- 13.- Ya que se realizó la vaporización, se entrega el equipo a mantenimiento para su reparación.

Caída de Presión

La caída de presión es un parámetro extremadamente importante en el diseño de un intercambiador de calor. Pueden imponerse limitaciones ya sea por consideraciones económicas (costo de bombeo) o por limitaciones del proceso o por ambas. Cualquier limitación en la caída de presión que sea impuesta debe revisarse detalladamente para un diseño económico.

La caída de presión es, claro está, un precio pagado para transferir calor. Por lo tanto, el intercambiador de calor debe ser diseñado de manera que se eviten caídas de presión improductivas al mayor grado posible - pérdidas de entrada/salida y regreso deben minimizarse juntas con las pérdidas del remolino de la corriente por ondulaciones del plato. Por este motivo, debe escogerse un sistema de paso tan bajo como sea posible, consistente con la eficiencia de transferencia de calor.

El intercambiador de calor de juntas puede desarrollar un valor NTU (número de unidades de transferencia de calor) mucho mayor por paso que cualquier otro tipo de intercambiador de calor. Separando las inevitables pérdidas en las conexiones y en los puertos de entrada/salida de los canales (los que obviamente son minimizados por una adecuada selección), la caída de presión es usada de forma efectiva para producir transferencia de calor.

Selección de Intercambiadores de Calor

La siguiente sección contiene lineamientos generales para seleccionar el tipo de intercambiador de calor para numerosas y frecuentes aplicaciones.

Características		Inter. calor de platos con juntas	Carcaza y plato	Accesible por ambos lados	Accesible por amplio espacio	Tubo y carcaza
C A R A C T E R I S T I C A S	Enfoque práctico °F	1-2	2-3	2-5	4-6	10-15
	Cruce de temp	posible	posible	posible	posible	difícil
	Temp. max. °F (°C)	350 (175)	660 (350)	650 (340)	575 (300)	alta
	Presión max. psig (barg)	400 (28)	800 (56)	450 (32)	espacio 150(10) plato 200(21)	alta
	Gradiente térmico max. °F (°C)	300 (150)	400 (205)	400 (205)	375 (190)	alta
	Posible de modificar	si	no	no	no	no
	Juntas - entre platos	si	no	no	no	no
	cubiertas	si	soldada: no atornillada: si	si	lado hueco: si lado plato: no	en cada tapa
	Tecnología	plato estructurado	plato estructurado	plato de presión	plato de presión	tubo de presión
	Espacio entre platos - mm	2.5 - 4	3.4 - 4.0	5 - 8	flujo libre 4 - 24	cualquier diam de tubo
	Inspección	si	lado de la carcaza atornillada	ambos lados	solo en el lado hueco	lado del tubo: si, lado de la carcaza: quizás
	Limpieza mecánica	si	lado del plato: si, lado de la carcaza: si o no	si	lado del plato: no, lado hueco: si	lado del tubo: si, lado de la carcaza: difícil
	Materiales comunes	SS304, SS316 titanio, aleaciones excepto duplex	SS34, SS316 titanio, aleaciones y duplex	SS34, SS316 titanio, aleaciones y duplex	SS34, SS316 titanio, aleaciones y duplex	cualquier metal PTFE, grafito, vidrio, etc.
	Posible de reparar	si	parcialmente	si	si	si
	P R O C E S O Y S E R V I C I O	Tamaño max de conexión plgs (mm)	16 (400)	10 (250)	24 (600)	24 (600)
Area max de la unidad pie2 (m2)		10000 (1000)	2821 (262)	3440 (320)	5500 (502)	grande
U típica agua -agua Btu/hr -pie2 °F		1100	1000	800-1000	500-600	250
Líquido - líquido		si -limpio	si - limpio	si	si	si
Gas - líquido		si/depende	si	si	si	si
Se condensa		si/depende	si	si	si	si
Contaminación con fibras		no	limitada	limitada	si	si
Viscoso		si	si	si	si	difícil
Sensible al calor		si	si	si	si	no
Corrosivo		si	si	si	si	si
Uso en lotes	si	si	si	si	si	
Refrigeración	solo semi-soldada	si	limitada	si	si	
Calentamiento con vapor	solo a baja presión	si	si	si	si	

Anexo 1. Selección de Intercambiadores.

